

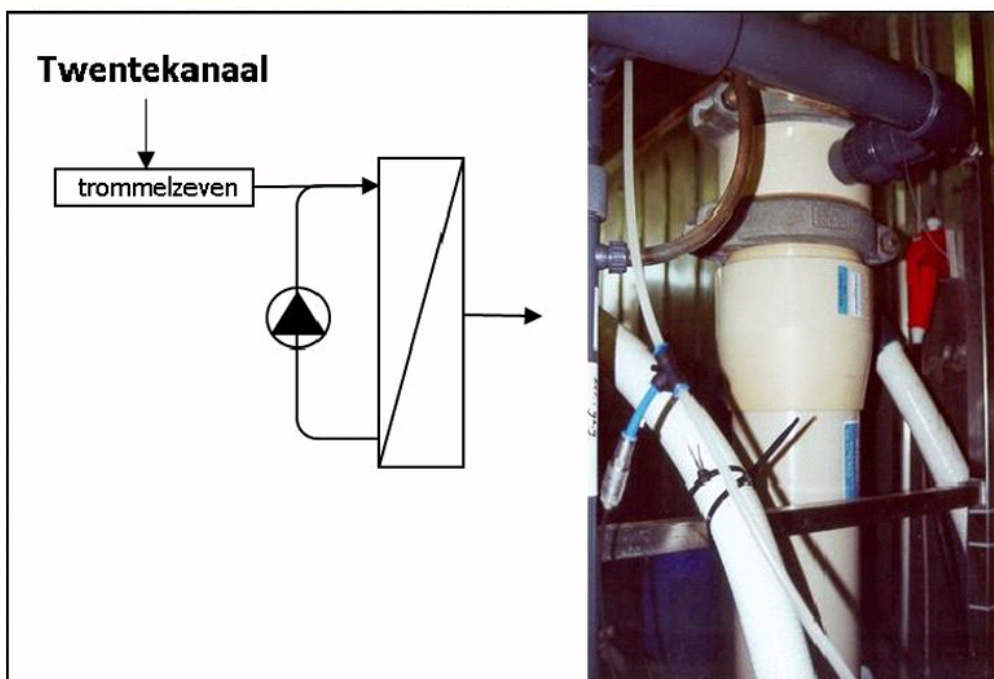
Directe nanofiltratie op Twentekanaalwater

Haalbaarheidsonderzoek naar one-step treatment van oppervlaktewater

(Afstudeeronderzoek)

Oktober 2001

P.M.D. Koenders



Technische Universiteit Delft
Faculteit der Civiele Techniek en Geowetenschappen
Afdeling Watermanagement
Sectie Gezondheidstechniek
Leerstoel Drinkwater

Directe nanofiltratie op Twentekanaalwater

Haalbaarheidsonderzoek naar one-step treatment van oppervlaktewater

Afstudeeronderzoek

Delft, Oktober 2001

Student: P.M.D. Koenders

Afstudeercommissie:

Hoogleraar: prof. ir. J.C. van Dijk (TU Delft)

Externe begeleider: dr. ir. M.M. Nederlof (WMO)

Hoofdbegeleiders: ir. J.Q.J.C. Verberk (TU Delft)

ir. G.I.M. Worm (TU Delft)

Afstudeercoördinator: dr. ir. A. van Mazijk (TU Delft)

Voorwoord

Dit rapport is het resultaat van het afstudeeronderzoek dat ik als afsluiting van mijn studie Civiele Techniek, verricht heb. Gedurende 12 maanden heb ik mij zowel in praktisch (bij Waterleiding Maatschappij Overijssel) als in theoretisch (Technische Universiteit Delft) verband verdiept in de toepassing van nanofiltratie bij de bereiding van drinkwater.

Hierbij wil ik iedereen bedanken die mij tijdens het afstuderen heeft geholpen en mij van nuttige informatie heeft voorzien. Speciale dank aan mijn begeleiders Maarten Nederlof, Jasper Verberk en Ignaz Worm voor de motiverende begeleiding en voor het kritisch doornemen van al mijn concept verslagen. Verder wil ik ook prof. Hans van Dijk bedanken voor de begeleiding en sturing. Als laatste wil ik Dik Brummel bedanken voor alle praktische ondersteuning tijdens de proevenperiode op het pompstation Elsbeekweg.

Pepijn Koenders
Delft, 29 augustus 2001



iv

□□
□□
□□
□□
□□
□□
□□



Samenvatting

Inleiding

Op pompstation Elsbeekweg vindt inname en voorzuivering plaats van water uit het Twentekanaal. Verdere behandeling van dit voorgezuiverde water tot drinkwater vindt plaats in het vier kilometer verderop gelegen pompstation Weerseloseweg. Deze verdere behandeling bestaat onder andere uit een bodempassage. Door de aanwezigheid van AOX (adsorbeerbare organische halogeenvverbindingen) en organische microverontreinigingen in het Twentekanaal voldoet het voorgezuiverde water van PS Elsbeekweg niet aan de normen voor bodeminfiltratie die de WMO hanteert. In het kader van een toekomstvisie op zuiveringsschema Elsbeekweg – Weerseloseweg voert WMO onderzoek uit naar mogelijke alternatieven om de huidige zuivering op PS Elsbeekweg te vervangen. Twee van deze alternatieven zijn het toepassen van ultrafiltratie of nanofiltratie. Het voordeel van nanofiltratie is de hogere verwijdering van DOC waardoor een eventuele nazuivering om organische microverontreinigingen af te vangen, beperkter kan worden uitgevoerd. Dit rapport beschrijft de haalbaarheid van directe capillaire nanofiltratie als vervanging van de huidige zuivering op PS Elsbeekweg.

Doelstellingen

De haalbaarheid (zowel technisch als economisch) is in hoge mate afhankelijk van het kunnen beheersen van de membraanvervuiling. Om de haalbaarheid te bepalen, worden de volgende onderzoeksdoelstellingen gehanteerd:

1. Het bepalen van de technische en economische haalbaarheid van directe capillaire nanofiltratie met Twentekanaalwater. Hier spelen twee bedrijfsvoeringsaspecten een rol:
 - beheersing van de membraanvervuiling
 - kwaliteit van het productwater
2. Het ontwikkelen van een voorontwerp ter modernisering van PS Elsbeekweg. Uitgangspunt hierbij is de toepassing van capillaire nanofiltratie.
3. Modelleren van de optredende membraanvervuiling als uitgangspunt voor het voorontwerp en het bepalen van de technische en economische haalbaarheid.

Proefonderzoek

Om deze doelstellingen te bereiken is gedurende vier maanden op de locatie van PS Elsbeekweg proefonderzoek gedaan met een installatie van Stork. De procesvoering die hierbij toegepast werd is van het type dead-end (geen continue concentraatstroom) met recirculatie (langsstroming). Tijdens dit proefonderzoek is onderzocht wat het effect van verschillende procesinstellingen op de membraanvervuiling en op de kwaliteit van het geproduceerde water (permeaat). Aan de hand van deze proefresultaten is een model gecalibreerd om de kwaliteit van het permeaat te beschrijven en om de optredende membraanvervuiling in

kaart te brengen. Op grond van dit model en de proefresultaten is een casestudie voor PS Elsbeekweg uitgevoerd.

Membraanvervuiling

Vanwege de gevoeligheid van het gebruikte membraan voor pH-waarden lager dan 3 of hoger dan 10 wordt een enzymatisch wasmiddel (fabrikant Henkel) gebruikt. Tijdens het proefonderzoek is gebleken dat de effectiviteit van deze manier van reinigen laag is. Dit betekent dat de frequentie waarmee deze reinigingsmethode wordt ingezet erg hoog dient te zijn om de membraanvervuiling onder controle te houden.

Modelvorming

Voor de modelvorming van de membraanvervuiling is onderscheid gemaakt naar de tijdschalen waarop deze vervuiling plaatsvindt. Als gevolg hiervan worden twee vervuilingsmechanismen onderscheiden: cyclische (korte duur) en blijvende (lange duur) vervuiling. De eerste soort wordt bestreden met een hydraulische reiniging in de vorm van een AirFlush, de chemische reiniging is vooral van toepassing op het tweede mechanisme.

Met behulp van bestaande modellen werd een model opgesteld om deze vervuilingsmechanismen te beschrijven. De meetgegevens uit de proefperiode bleken niet voldoende om alle modelparameters eenduidig te bepalen. Hierdoor is het model vooralsnog beschrijvend van aard.

Permeaatkwaliteit

De kwaliteit van het geproduceerde water voldoet aan de normen die de WMO hanteert (DOC, Troebelheid, Na^+ , Cl^- , SO_4^{2-}). Een beperkte actief koolfiltratie als nazuivering voor het afvangen van organische microverontreinigingen lijkt vanwege het lage gehalte DOC in het permeaat gerechtvaardigd.

Technische haalbaarheid

Op grond van eerder onderzoek van ultrafiltratie op Twentekanaalwater waren de verwachtingen van de prestaties van capillaire nanofiltratie op Twentekanaalwater niet heel hoog. Gezien de prestaties van capillaire nanofiltratie gedurende de gehele proefperiode van vier maanden zijn deze verwachtingen niettemin overtroffen.

Tijdens de proefperiode is echter geen stabiele bedrijfsvoering aangetoond. Met de gekozen bedrijfsinstellingen bleek de membraanvervuiling niet onder controle. Op grond hiervan kan de technische haalbaarheid van directe capillaire nanofiltratie op Twentekanaalwater niet worden aangetoond.

Economische haalbaarheid

Uit de kostenraming van het voorontwerp uit hoofdstuk 6 is gebleken dat toepassing van directe capillaire nanofiltratie niet economisch haalbaar is als vervanging van de huidige zuivering op het pompstation Elsbeekweg. Dit is voornamelijk een gevolg van de hoge membraanprijzen, de dure wasmiddelen en de hoge frequentie van chemisch reinigen die voor de chemische reiniging nodig is.

Inhoud

	Voorwoord	iii	
	Samenvatting	v	
	Inhoud	vii	
	Symbolenlijst	ix	
1	Inleiding	1	
1.1	Aanleiding	1	
1.2	Doelstelling	2	
1.3	Opbouw van dit rapport	2	
2	Membraantechnologie	5	
2.1	Membraanfiltratie	5	
2.2	Membraantypen	5	
2.3	Toepassingen nanofiltratie	6	
2.4	Membraanvormen	6	
2.5	Flux en transmembraandruk	7	
2.6	Membraanvervuiling	8	
2.7	Bedrijfsvoering	8	
2.8	Recovery en retentie	9	
3	Proefonderzoek	13	
3.1	Lokatie en voorzuivering	13	
3.2	Beschrijving proefinstallatie	13	
3.3	Bedrijfsvoering van de proefinstallatie	14	
3.4	Proefprogramma	15	
3.5	RUN 1: meting schoonmembraanweerstand	16	
3.6	RUN 2, 3 en 4: TMD bij drie verschillende fluxen	16	
3.7	RUN 5: verlaging van de forward flushtijd	17	
3.8	RUN 6: lange duur proef met korte productietijd	18	
3.9	RUN 7 – 12: effect van langsstroming	20	
3.10	RUN 13: effect van lange productietijd	21	
3.11	RUN 14: lange duur proef met hoge productietijd	24	
4	Permeaatkwaliteit	25	
4.1	Theorie dead-end met recirculatie	25	
4.2	Modellering permeaatkwaliteit	27	
4.3	Voorbeeld modellering RUN 13	28	
4.4	Conclusie	29	

5	Membraanvervuiling	31
5.1	Vervuilingmechanismen	31
5.2	Opbouw modellering	31
5.3	Model van Nagaoka	31
5.4	Verwerken spoelfase	33
5.5	Model van Tansel	33
5.6	Verwerken chemische reiniging	35
5.7	Membraanweerstand	36
5.8	Modelleringvoorbeelden	36
5.9	Voorbeeld modellering cyclus RUN 2	37
5.10	Voorbeeld modellering RUN 7- 12	38
5.11	Voorbeeld modellering RUN 2, RUN 3 en RUN 4	39
5.12	Voorbeeld modellering RUN 14	40
5.13	Conclusie	41
5.14	Aanbeveling voor verbetering van het model	41
6	Casestudie PS Elsbeekweg	43
6.1	Ontwerpgrondslagen	43
6.2	Kostprijsberekening	45
6.3	Productkwaliteit	48
6.4	Conclusie	49
7	Conclusies en aanbevelingen	51
7.1	Conclusies	51
7.2	Aanbevelingen	52
Bijlage I	Schema zuivering Elsbeekweg – Weerseloseweg	55
Bijlage II	Technische gegevens membraan en proefinstallatie	57
Bijlage III	Bedrijfsvoering proefinstallatie	63
Bijlage IV	Concentratiepolarisatie	65
Bijlage V	Permeaatanalyse RUN 3	71
Bijlage VI	Kostenraming	73
Bijlage VII	Vergelijking prestaties PS Elsbeekweg – PS Spannenburg	75
Bijlage VIII	Structuurdiagram modellering	77
Bijlage IX	Parameteranalyse	79
Bijlage X	Macrocode (Visual Basic) voor modelsimulatie	85

Symbolenlijst

a	constante	[m/l]
b	fouling constante	[m/s]
A_m	membraanoppervlak	[m ²]
C_{fi}	concentratie van een stof i in de bulk van de recirculatiestroom	[mg/l]
C_{pi}	concentratie van een stof i in het permeaat	[mg/l]
C_{fi}	concentratie van een stof i in het voedingswater	[mg/l]
d	diameter	[m]
f	weerstandscoefficiënt van Darcy-Weisbach	[-]
J	flux	[l/m ² h]
$J_{gecorrigeerd}$	gecorrigeerde waarde voor flux	[l/m ² h]
$J_{gemeten}$	gemeten waarde voor flux	[l/m ² h]
$J_{specifiek}$	specifieke flux	[l/m ² h·bar]
k	onthechtingssnelheid van verontreinigingen op het membraan	[/s]
Q_p	productiedebiet	[m ³ /h]
R	retentie	[-]
R_M	membraanretentie	[-]
Re	Reynolds getal	[-]
T	temperatuur	[°C]
TMD	transmembraandruk	[bar]
t	tijd	[s]
t_p	productietijd	[s]
V_p	totaal geproduceerd volume	[m ³]
V_s	totaal spoelvolum	[m ³]
V_{sys}	totaal volume van het systeem	[m ³]
v	langsstroomsnelheid	[m/s]
W_M	schoonmembraanweerstand	[/m]
W_{bv}	weerstand als gevolg van de blijvende vervuiling	[/m]
W_{cv}	weerstand als gevolg van vuilaagopbouw per productiecycclus	[/m]
W_{dv}	vervuilingsweerstand die achterblijft na chemische reiniging	[/m]
W_T	totale weerstand	[/m]
α	aantal maal dat de installatie het eigen volume leegspoelt	[-]
γ	recovery	[-]
γ	constante	[/s·bar]
θ	verwijderingsrendement chemische reiniging	[-]
η	dynamische viscositeit	[bar·s]
η_0	dynamische viscositeit bij $T = 0^\circ\text{C}$	[bar·s]
η_T	dynamische viscositeit bij actuele temperatuur	[bar·s]
η_{REF}	dynamische viscositeit bij referentie temperatuur	[bar·s]
λ_m	statische frictie coëfficiënt	[-]
ν	kinematische viscositeit	
ρ	soortelijke dichtheid	[kg/m ³]
τ	aantal maal dat de installatie het eigen volume produceert	[-]
τ_m	wandschuifspanning	[bar]
Φ	verwijderingsrendement Airflush	[-]
ω	fouling rate blijvende vervuiling	[-]

Afkortingen

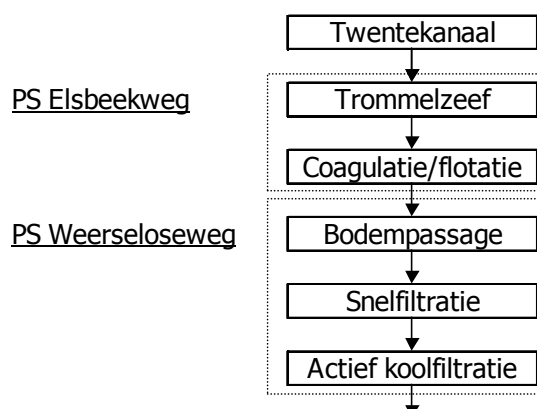
AKF	Aktief Koolfiltratie
AOX	Adsorbeerbare Organische Halogeenverbindingen
CNF	Capillaire Naofiltratie
DOC	Disolved Organic Carbon
IB	Infiltratiebesluit
EGV	Elektrisch Geleidend Vermogen
MF	Microfiltratie
NF	Nanofiltratie
NTU	Turbidity, maat voor de troebelheid
PS	Pompstation
RO	Reverse Osmosis
TCF	Temperatuur Correctiefactor
TMD	Transmembraandruk
TUD	Technische Universiteit Delft
UF	Ultrafiltratie
VEWIN	Vereniging van Exploitanten van Waterleidingbedrijven in Nederland
WB	Waterleidingbesluit
WMO	Waterleiding Maatschappij Overijssel

Inleiding

1.1

Aanleiding

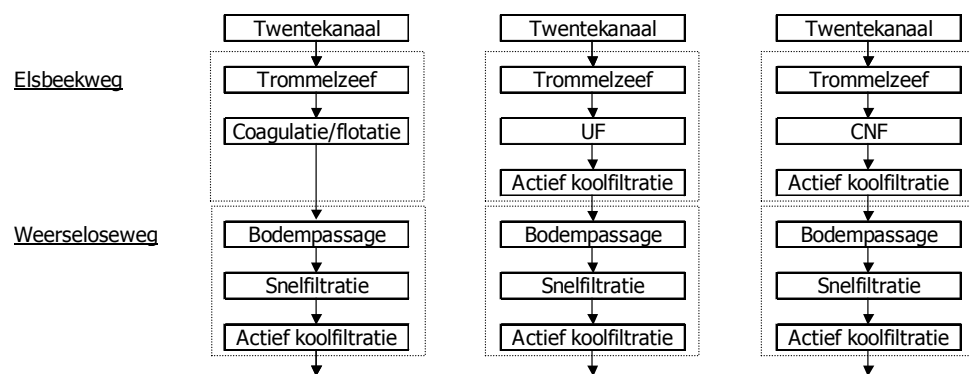
NV Waterleiding Maatschappij Overijssel (WMO) is bezig een toekomstvisie op te stellen voor de zuivering van Twentekanaalwater tot drinkwater op pompstations Elsbeekweg en Weerseloseweg. Op de locatie Elsbeekweg vindt inname en voorzuivering van Twentekanaalwater plaats, waarna een bodempassage en nabehandeling op PS Weerseloseweg plaatsvindt. Door de aanwezigheid van organische microverontreinigingen en een te hoog gehalte AOX (adsorbeerbare organische halogeenvverbindingen), voldoet het voorgezuiverde water dat afkomstig is van PS Elsbeekweg niet aan de door de WMO gehanteerde normen. Voorts treden er vaak problemen op bij de bedrijfsvoering in het bestaande pompstation en is het onderhoud aan de installaties kapitaal- en arbeidsintensief.



Figuur 1-1 Vereenvoudigd overzicht van de huidige zuivering

Uitgangspunt bij de toekomstige zuivering is dat de bodempassage wordt gehandhaafd. Voor de verwijdering van organische microverontreinigingen is een extra zuiveringsstap vereist, bijvoorbeeld een actief koolfiltratie. Om de actief koolfiltratie maximaal effect te laten hebben, is een laag gehalte DOC en troebelheid gewenst. Dit kan bereikt worden door het toepassen van ultrafiltratie of nanofiltratie als voorzuivering voor de actief koolfiltratie. Het voordeel van nanofiltratie boven ultrafiltratie is een betere verwijdering van DOC (DOC wordt nauwelijks verwijderd door ultrafiltratie) en troebelheid waardoor de actief koolfiltratie kleiner kan worden uitgevoerd.

Door technologische ontwikkelingen op het gebied van membraanfiltratie (in het bijzonder nanofiltratie) is onderzoek verricht naar de technische en economische haalbaarheid van directe nanofiltratie met Twentekanaalwater als vervangende zuivering voor de coagulatie/flotatie op PS Elsbeekweg.



Figuur 1-2 Overzicht scenario's voor modernisering van PS Elsbeekweg (links de huidige situatie)

De haalbaarheid is in hoge mate afhankelijk van de beheersing van de membraanvervuiling. Indien de membraanvervuiling niet onder controle wordt gehouden, treedt capaciteitsverlies van de installatie op (technische haalbaarheid) en zijn extra maatregelen nodig voor het reinigen van het membraan (hogere exploitatiekosten, economische haalbaarheid)

In het kader van een afstudeeronderzoek aan de Technische Universiteit in Delft en het onderzoek van Waterleidingmaatschappij Overijssel, is in de maanden september tot en met december 2000 proefonderzoek gedaan naar de toepassing van capillaire nanofiltratie (CNF) op Twentekanaalwater op locatie PS Elsbeekweg. Hierbij is gebruik gemaakt van een proefinstallatie met capillaire membranen van Stork.

1.2

Doelstelling

Dit afstudeeronderzoek heeft de volgende doelstellingen:

1. Het bepalen van de technische en economische haalbaarheid van directe capillaire nanofiltratie op Twentekanaalwater. Hier spelen twee bedrijfsvoeringsaspecten een rol:
 - beheersing van de membraanvervuiling
 - kwaliteit van het productwater
2. Het ontwikkelen van een voorontwerp ter modernisering van PS Elsbeekweg. Uitgangspunt hierbij is de toepassing van capillaire nanofiltratie.
3. Modelleren van de optredende membraanvervuiling als uitgangspunt voor het voorontwerp en het bepalen van de technische en economische haalbaarheid.

1.3

Opbouw van dit rapport

De opbouw van dit rapport is als volgt. In hoofdstuk 2 wordt een inleiding in de membraantechnologie gegeven en worden de belangrijkste grootheden met betrekking tot het filtratieproces behandeld. In hoofdstuk 3 worden de resultaten van het proefonderzoek op locatie Elsbeekweg besproken. Deze resultaten worden

in hoofdstuk 4 en hoofdstuk 5 gebruikt om een model dat de membraanvervuiling beschrijft te calibreren. Op basis van dit model wordt in hoofdstuk 6 een voorontwerp voor PS Elsbeekweg gepresenteerd. Aan de hand van dit voorontwerp wordt in hoofdstuk 7 geconcludeerd of CNF (Capillaire Nanofiltratie) technisch en economisch haalbaar is en worden enkele aanbevelingen voor vervolgonderzoek gegeven.



4

►
□□
□□
□□
□□
□□
□□

Membraantechnologie

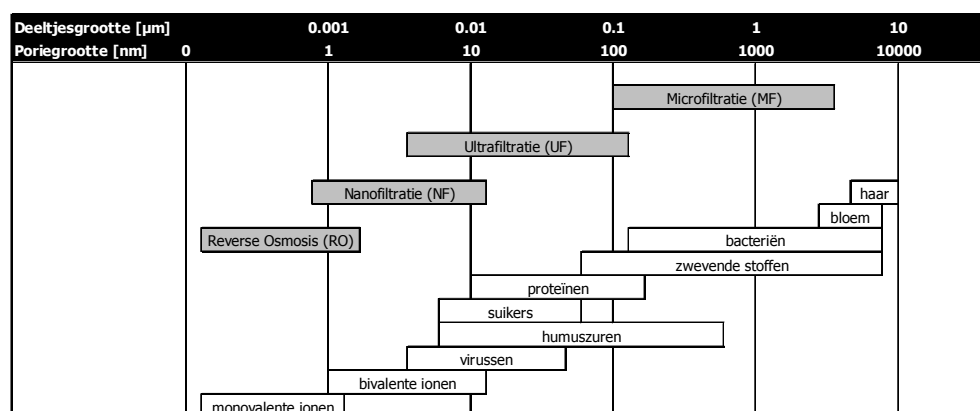
2.1 Membraanfiltratie

Membraanfiltratie is een scheidingstechniek die gebaseerd is op het scheiden van stoffen met behulp van een semipermeabel membraan. De drijvende kracht achter dit scheidingsproces is een drukverschil dat over het membraan wordt aangebracht. De mate waarin een bepaalde stof wordt tegengehouden of het membraan kan passeren is onder meer afhankelijk van het type membraan.

Bij de bereiding van drinkwater wordt deze techniek al enige tijd toegepast. Afhankelijk van de gewenste kwaliteit van het product en de samenstelling van het voedingswater, wordt gekozen voor een bepaald type membraan. Soms worden ook meerdere filtratiestappen met verschillende membraantypen na elkaar gebruikt. Op deze manier worden verschillende soorten verontreinigingen apart afgevangen.

2.2 Membraantypen

Het type membraan onderscheidt zich door de diameter van de poriën. Er bestaan vier typen membranen: micro- (MF), ultra- (UF), nano- (NF), en omgekeerde (reverse) osmose (RO). De grootte van de poriën is bepalend voor de verontreinigingen die door het membraan worden tegengehouden of doorgelaten. Microfiltratie houdt slechts bacteriën en zwevende stof tegen, ultrafiltratie verwijdert geen opgeloste stoffen, maar wel alle in het water aanwezige colloïdale en zwevende deeltjes waaronder bacteriën en virussen. Nanofiltratie houdt vrijwel alles behalve monovalente ionen (o.a. Na^+ en Cl^-) tegen. Bij omgekeerde osmose kunnen vrijwel alleen watermoleculen het membraan passeren. Dit betekent dat vrijwel alle ionen, alle organische stoffen (o.a. pesticiden), en micro-organismen worden tegengehouden. Het product is geheel onthard water, zonder zouten en geheel bacterie- en virusvrij.



Figuur 2-1 Toepassingsgebieden van verschillende membraanfiltratieprocessen

2.3

Toepassingen nanofiltratie

Bij de bereiding van drinkwater kan nanofiltratie worden toegepast voor de volgende functies:

- Ontharding. Bivalente ionen, waaronder calcium en magnesium worden in hoge mate door nanofiltratie tegengehouden. Nanofiltratie leent zich daarom uitstekend voor het verlagen van hardheid.
- DOC reductie. Dit is met name interessant met het oog op eventuele nabehandeling, immers hoe minder DOC aanwezig is in het produktwater, des te beperkter kan de nabehandeling (aktief kool filtratie) uitgevoerd worden.
- Verwijdering van bacteriën en virussen.
- Kleurverwijdering.
- Pesticidenverwijdering. Pesticiden worden door nanofiltratie voor een deel verwijderd waardoor een eventuele nazuivering in de vorm van een aktief koolfiltratie beperkter kan worden uitgevoerd.

2.4

Membraanvormen

Membranen worden over het algemeen in modules behuïsd. De vorm van de membranen varieert: zo bestaan er tubulaire en capillaire membranen, platte membranen, spiraal gewonden en holle vezel membranen. In de onderstaande figuur zijn een aantal modules met tubulaire en capillaire membranen afgebeeld.

De voordelen van het toepassen van een tubulair/capillair systeem zijn:

- Hoge stroomsnelheid mogelijk in de tubulair/capillair, daardoor minder gevoelig voor fouling
- Makkelijk schoon te maken



Figuur 2-2 Enkele modules van Stork (tegenwoordig X-flow)

2.5

Flux en transmembraandruk

De hoeveelheid permeaat die per vierkante meter per tijdseenheid onder invloed van de transmembraandruk (TMD) het membraan passeert wordt de flux genoemd en is gedefinieerd als:

$$J = 3600 \cdot 1000 \cdot \frac{TMD}{\eta \cdot W} \quad (2.1)$$

waarin:

J	flux [l/m ² ·h]
TMD	transmembraandruk [bar]
η	dynamische viscositeit [bar·s]
W	weerstand over het membraan [1/m]

De flux kan ook berekend worden aan de hand van:

$$J = \frac{V_p}{A_m \cdot t_p} \quad (2.2)$$

waarin:

V _p	totaal geproduceerd volume [l]
A _m	membraanoppervlak [m ²]
t _p	productietijd [h]

De flux is omgekeerd evenredig met de viscositeit en hierdoor afhankelijk van de temperatuur. Om nu de invloed van de temperatuur op het filtratieproces in rekening te brengen wordt de volgende temperatuurcorrectie gehanteerd:

$$J_{\text{gecorrigeerd}} = J_{\text{gemeten}} \cdot \frac{\eta_T}{\eta_{\text{REF}}} \quad (2.3)$$

waarin:

J _{gecorrigeerd}	gecorrigeerde waarde voor flux [l/m ² ·h]
J _{gemeten}	gemeten waarde voor flux [l/m ² ·h]
η _T	dynamische viscositeit bij actuele temperatuur [bar·s]
η _{REF}	dynamische viscositeit bij referentie temperatuur [bar·s]

De dynamische viscositeit kan bepaald worden met:

$$\eta = \frac{\eta_0}{(1 + 0,0337 \cdot T + 0,000221 \cdot T^2)} \quad (2.4)$$

waarin:

η ₀	dynamische viscositeit bij T= 0°C [bar·s] (η _{water;T=0°C} =1,77 · 10 ⁻⁸ bar·s)
T	temperatuur [°C]

Om te normaliseren naar de transmembraandruk wordt de volgende correctiemethode gehanteerd:

$$J_{\text{specifiek}} = \frac{J_{\text{gemeten}}}{TMD} \quad (2.5)$$

waarin:

J _{specifiek}	specifieke flux [l/m ² ·h]
------------------------	---------------------------------------

De flux de zowel gecorrigeerd is voor de temperatuur èn voor de TMD volgt nu uit:

$$J_{\text{specifiek, gecorrigeerd}} = \frac{J_{\text{gemeten}}}{\text{TMD}} \frac{\eta_T}{\eta_{\text{REF}}} \quad (2.6)$$

Deze formule wordt gebruikt om meetwaarden bij verschillende TMD en temperatuur te kunnen vergelijken. In het vervolg van dit rapport wordt steeds deze formule gehanteerd om de meetwaarden om te rekenen.

Hierbij moet nog worden opgemerkt dat in de bovenstaande afleiding alleen gecorrigeerd wordt voor de viscositeit van het water en niet voor mogelijke effecten van de temperatuur op het membraan zelf. Ook het temperatuurseffect op de osmotische druk is hier niet in verwerkt.

2.6

Membraanvervuiling

Door het filtratieproces blijven er stoffen uit het voedingswater achter in en tegen het membraan. Deze vervuiling komt tot uiting in een verhoging van de weerstand over het membraan en daarmee een verhoging van de transmembraandruk of een verlaging van de flux. De membraanvervuiling is op te delen in twee componenten:

- Fouling: Vervuiling door afzettingen van colloïden, organische stoffen, metaaloxides of hydroxides en biologische groei (biofouling). [1]
- Scaling: het neerslaan (precipiteren) van zouten. Scaling is het gevolg van een hoge concentratie zout-ionen op korte afstand (in de laminaire sublaag) van het membraanoppervlak. Indien het oplosbaarheidsproduct van een zout in deze laag wordt overschreden, vindt precipitatie van dit zout plaats.

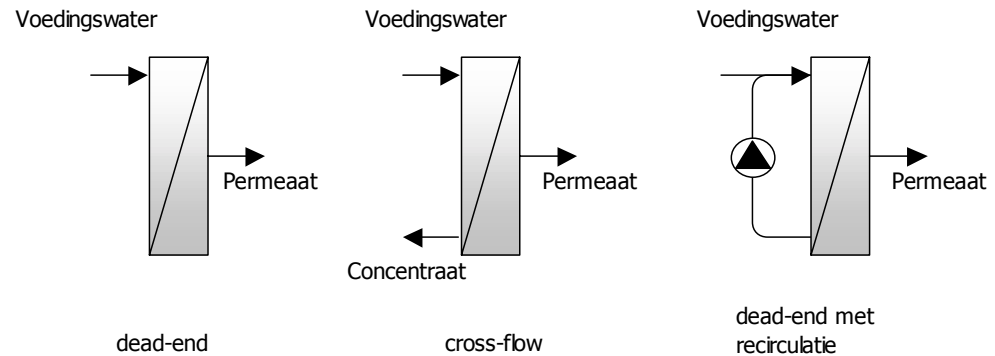
Er bestaan verschillende technieken voor het verwijderen van membraanvervuiling zoals mechanische reiniging (spoeling met hoge stroomsnelheid langs het membraan, spoeling met een lucht/water mengsel (AirFlush), enz.), chemische reiniging (spoeling met gebruik van zuur/base dosering, wasmiddelen, enz.) en combinatie van mechanische, chemische en ultrasone reinigingstechnieken [1], [2].

2.7

Bedrijfsvoering

Er bestaan twee manieren van bedrijfsvoering voor membraanfiltratie, te weten cross-flow bedrijfsvoering en dead-end bedrijfsvoering. Het principiële verschil tussen beide is de aanwezigheid van een continue afvoer van het concentraat. Deze continue afvoer bij cross-flow bedrijfsvoering zorgt voor een stroming langs het membraan tijdens het productieproces. Door deze stroming wordt membraanvervuiling al tijdens de productie tegengegaan. Bij dead-end bedrijfsvoering vindt geen continue afvoer van het concentraat plaats en is dus nauwelijks stroming langs het membraan aanwezig. Wel is een periodieke verversing (na het verstrijken van de ingestelde productietijd) van het opgehoopte concentraat nodig. De belangrijkste voordelen van het dead-end principe zijn de mogelijkheid tot het behalen van een hoge recovery en het voorkomen van energievernietiging met de concentraatstroom.

Om bij dead-end bedrijfsvoering toch het voordeel van langsstroming te benutten kan een recirculatiestroom worden aangebracht. Ook bij deze methode van dead-end bedrijfsvoering is een periodieke verversing van de recirculatiestroom noodzakelijk.

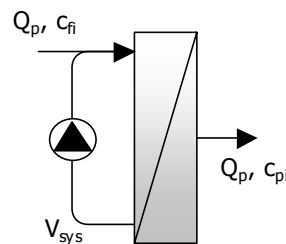


Figuur 2-3 Systeem met zonder langsstroming (dead-end) en met langsstroming (crossflow, en dead-end met recirculatie)

2.8

Recovery en retentie

Voor de hieronder gegeven beschouwing wordt nu het principe van dead-end met recirculatie als basis gebruikt:



Figuur 2-4 Dead-end met recirculatie

De behaalde recovery is de verhouding tussen het totaal geproduceerde volume permeaat ten opzichte van het totaal toegevoerde volume voor permeaatproductie en spoeling. Door invoering van twee dimensieloze parameters α en τ is de recovery gedefinieerd volgens (2.8).

$$\tau = \frac{Q_p \cdot t_p}{V_{sys}} \quad (2.7)$$

$$\gamma = \frac{\tau \cdot V_{sys}}{\tau \cdot V_{sys} + \alpha \cdot V_{sys}} = \frac{\tau}{\tau + \alpha} \quad (2.8)$$

waarin:

γ	recovery [-]
α	aantal maal dat de installatie het eigen volume leegspoelt [-]
τ	aantal maal dat de installatie het eigen volume produceert [-]
V_{sys}	totaal volume van het systeem [m ³]
Q_p	productiedebiet [m ³ /h]
t_p	productietijd [h]

Rekenvoorbeeld 1-1 Recovery

Een proefinstallatie is gebouwd volgens het principe van dead-end met recirculatie. Voor een bepaald experiment gelden de onderstaande instellingen. Wat is de behaalde recovery en welke netto flux volgt hieruit?

V_{sys}	60 l
V_{spoel}	90 l
t_{spoel}	2 minuten
t_p	20 minuten
Q_p	300 l/h
A_m	15 m ²

$$\alpha = \frac{90}{60} = 1,5 \qquad \tau = \frac{\frac{300}{60} \cdot 20}{60} = 1,67$$

$$\gamma = \frac{1,67}{1,67 + 1,5} = 52,6\%$$

Voor de berekening van de netto flux wordt ook de spoeltijd in rekening gebracht:

$$J_{\text{netto}} = J_{\text{gemeten}} \cdot \frac{Q_p \cdot t_p}{A_m \cdot (t_p + t_s)} = \frac{\frac{300}{60} \cdot 20}{15 \cdot (20 + 2)} = 0,30 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 \cdot \text{min}} = 18,2 \frac{\text{l}}{\text{m}^2 \cdot \text{h}}$$

Kenmerkend voor dead-end bedrijfsvoering is de discontinue afvoer van het concentraat. Dit heeft tot gevolg dat de concentraties in de recirculatiestroom tijdens het productieproces stijgen. Immers er vindt geen afvoer tijdens de productie plaats waardoor alle aangevoerde verontreiniging die het membraan niet kunnen passeren achterblijven. De concentratie van een stof i in de recirculatiestroom is daarom tijdsafhankelijk.

De membraanretentie geeft de verhouding weer tussen de concentratie aan de permeaatzijde van het membraan en die aan de concentraatzijde. Onder aanname dat deze verhouding een constante membraaneigenschap is en dientengevolge als constant tijdens het productieproces kan worden beschouwd, wordt de retentie nu als volgt gedefinieerd:

$$R_M = 1 - \frac{c_{pi}(t)}{c_{bi}(t)} \qquad (2.9)$$

waarin:

R_M membraanretentie [-]

c_{pi} concentratie van een stof i in het permeaat [mg/l]

c_{fi} concentratie van een stof i in de bulk van de recirculatiestroom [mg/l]

Het is meer gebruikelijk om de retentie te berekenen aan de hand van de concentratie in het voedingswater:

$$R = 1 - \frac{\bar{c}_{pi}}{c_{fi}} \quad (2.10)$$

waarin:

R Retentie [-]

$\bar{c}_{pi}$ gemiddelde concentratie van een stof i in het permeaat [mg/l]

c_{fi} concentratie van een stof i in het voedingswater [mg/l]

Rekenvoorbeeld 1-2 Retentie

Een fabrikant geeft de volgende specificatie voor de membraanretentie voor sulfaat (SO_4^{2-}): $R_M = 92\%$. De operator heeft de concentratie sulfaat in het voedingswater bepaald op 40 mg/l. Wat wordt de concentratie sulfaat in het concentraat en de gemiddelde concentratie in het permeaat van de installatie ($Q_p = 0,300 \text{ m}^3/\text{h}$; $V_{\text{sys}} = 60\text{l}$) na een productietijd van 50 minuten?

Voor de concentratie in de recirculatiestroom geldt:

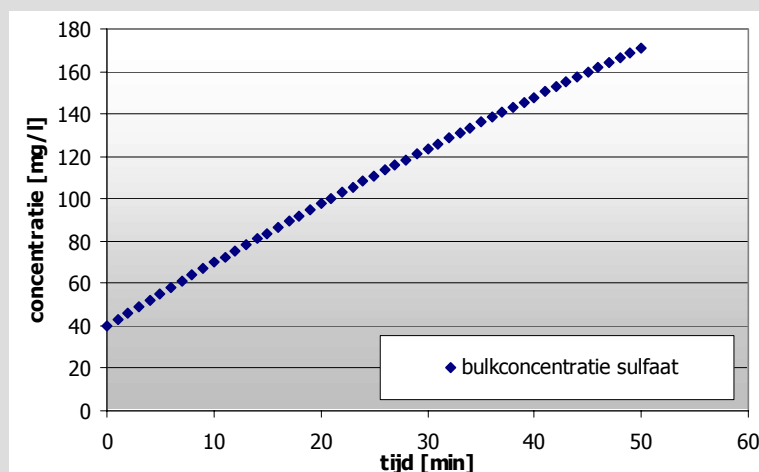
$$\frac{dc_{bi}}{dt} = \frac{(c_{fi} - c_{pi}) \cdot Q_p}{V_{\text{sys}}}$$

$$c_{pi}(t) = (1 - R_M) \cdot c_{bi}(t)$$

Doordat het verloop in de tijd van de concentraties $c_{bi}(t)$ en $c_{pi}(t)$ niet bekend is, wordt hier via numerieke integratie de eindwaarde voor $c_{bi}(50)$ bepaald. Met randvoorwaarde $c_{bi}(0) = c_{fi}$ volgt via numerieke integratie:

$$\Delta c_{bi} = \Delta t \cdot \frac{(c_{fi} - (1 - R_M) \cdot c_{bi}) \cdot Q_p}{V_{\text{sys}}}$$

In de onderstaande figuur is dit uitgewerkt.



Rekenvoorbeeld 1-2 Retentie (vervolg)

Uit de figuur kan worden bepaald:

$$C_{bi}(50) = 170,4 \text{ mg/l}$$

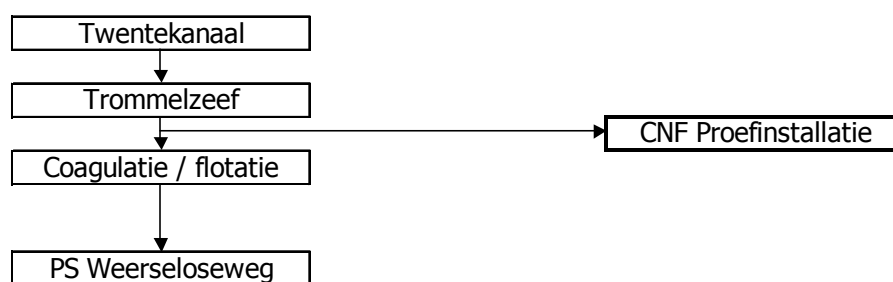
$$\bar{C}_{pi} = (1 - R_M) \cdot \bar{C}_{bi} = 8,7 \text{ mg/l}$$

$$R = 1 - \frac{8,7}{40} = 78,3\%$$

Proefonderzoek

3.1 Lokatie en voorzuivering

De proeven zijn uitgevoerd op de lokatie PS Elsbeekweg. Dit pompstation levert voorgezuiverd water dat alleen een behandeling in trommelzeven en een coagulatie/flotatie-zuiveringsstap heeft ondergaan. Het voedingswater dat voor de proevenseries gebruikt werd, is direct afkomstig uit het Twentekanaal en heeft alleen een voorzuivering in de trommelzeven ondergaan, zie ook figuur 3-1.



Figuur 3-1 Blokschema PS Elsbeekweg en proefinstallatie

3.2 Beschrijving proefinstallatie

Voor de proeven werd steeds gebruik gemaakt van een proefinstallatie van Stork zoals die hieronder staat afgebeeld. De installatie is gebouwd in een container en bestaat uit twee voorraadtanks, één voor het kanaalwater en één het productwater, een metalen regelkast met daarin een computer voor de aansturing van de installatie en het opslaan van de meetdata, een compressor en de eigenlijke installatie. Deze bestaat uit:

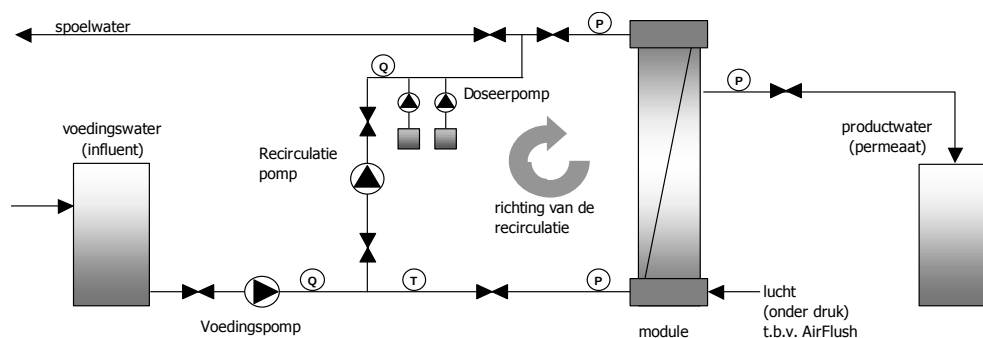
- Een vertikaal geplaatste membraanmodule die de capillaire nanofiltratie membranen bevat;
- een PVC leidingstelsel
- twee pompen voor het voedingsdebiet en de recirculatiestroom
- afsluiters (kleppen)

Het gebruikte membraan is het type 18PRVNR015-500. De module is gevuld met ± 4000 capillairen van elk 80 cm lang. De diameter van een capillair bedraagt 1,5 mm. Het totale membraanoppervlak in de module komt daarmee op 15 m². Details over het gebruikte membraan en module zijn opgenomen in bijlage II.

Een schematische voorstelling van de proefinstallatie is weergegeven in figuur 3-3.



Figuur 3-2 De proefinstallatie



Figuur 3-3 Processchema proefinstallatie met meetpunten voor druk (P), debiet (Q) en temperatuur (T).

3.3

Bedrijfsvoering van de proefinstallatie

De bedrijfsvoering van de proefinstallatie kan grofweg in vier processen worden opgedeeld:

1. Normale permeaat productie
2. Systeem flush, dit is het verversen van het systeemvolume (uitsluitend leidingen);
3. AirFlush, dit is het turbulent doorspoelen met een lucht/water mengsel van de capillairen in de module
4. Forward flush, dit is het doorspoelen van de capillairen om losgewoelde vervuiling door de AirFlush en achtergebleven luchtballen te verwijderen;

Als vijfde proces kan nog genoemd worden:

5. Chemische reiniging, dit is een intensieve reiniging met gebruik van een enzymatisch wasmiddel. Deze flushprocedure bestaat uit een korte tijd rondpompen van een enzym/water mengsel gevolgd door een langere weektijd met datzelfde mengsel.

Eén hele productiecycclus bestaat uit de eerste vier genoemde processen. De totale cyclustijd is derhalve de som van productietijd en totale spoeltijd (systeemflush, AirFlush en Forward flush). Na een aantal productiecycli wordt een chemische reiniging uitgevoerd. De chemische reiniging wordt gevolgd door een systeem flush, AirFlush en forward flush alvorens de productie wordt hervat. Voor een uitgebreidere beschrijving van de bovenstaande spoelprocessen en de desbetreffende programma's van de bedrijfsvoering van de proefinstallatie wordt hier verwezen naar bijlage III.

3.4

Proefprogramma

Hieronder volgt een beknopte beschrijving van het proefprogramma en de fenomenen die werden bestudeerd in de periode van september tot en met december 2000.

Eerst werd bij verschillende fluxen (bij een recovery van 37 – 43%) de snelheid van membraanvervuiling en de noodzaak voor een regelmatige intensieve (chemisch-enzymatische) reiniging bekeken (RUN 2 t/m RUN 4). Tijdens RUN 3 werd een uitgebreide kwaliteitsanalyse gemaakt van het permeaat. (zie bijlage IV) Met een halvering van de forward flushtijd in RUN 5 (van 60 naar 30 seconden) werd een verhoging van de recovery nagestreefd.

Tijdens de daarop volgende langeduurproef (RUN 6) is de langeduur stabiliteit van het filtratieproces met Twentekanaalwater onderzocht. Belangrijke aspecten hierbij zijn de instellingen en frequentie van de intensieve membraanreiniging. Verder werd de invloed van temperatuur en weektijd op de effectiviteit van de chemische (enzymatische) reiniging (RUN 6) onderzocht.

Tabel 3-1 Overzicht proefprogramma

RUN	startdatum	einddatum		Instellingen				
				flux [l/m ² .h]	langsstroming [m/s]	productietijd [s]	spoeltijd [s]	recovery [%]
1	5-Sep-00	5-Sep-00	leidingwater	20.0	0.39	600	75	37.5%
2	8-Sep-00	12-Sep-00	flux	20.0	0.39	600	75	37.5%
3	12-Sep-00	18-Sep-00	flux	30.0	0.39	600	75	47.4%
4	18-Sep-00	23-Sep-00	flux	25.0	0.39	600	75	42.9%
5	23-Sep-00	25-Sep-00	forward flushtijd	20.0	0.39	1200	45	66.7%
6	4-Oct-00	12-Dec-00	langeduur proef (TMD)	20.0	0.39	1200	75	54.5%
7	12-Dec-00	12-Dec-00	recirculatie - retentie	20.0	0.39	1200	75	54.5%
8	12-Dec-00	12-Dec-00	recirculatie - retentie	20.0	0.31	1200	75	54.5%
9	12-Dec-00	12-Dec-00	recirculatie - retentie	20.0	0.24	1200	75	54.5%
10	12-Dec-00	12-Dec-00	recirculatie - retentie	20.0	0.16	1200	75	54.5%
11	12-Dec-00	12-Dec-00	recirculatie - retentie	20.0	0.08	1200	75	54.5%
12	12-Dec-00	12-Dec-00	recirculatie - retentie	20.0	0.00	1200	75	54.5%
13	19-Dec-00	19-Dec-00	productietijd - retentie	20.0	0.39	5400	75	84.4%
14	19-Dec-00	31-Dec-00	productietijd - TMD	20.0	0.39	5400	75	84.4%

Tijdens RUN 7 t/m 12 werd de invloed onderzocht van de langsstroming op de retenties en TMD door het variëren van de langsstroomsnelheid. Het verloop van de concentraties in het permeaat werd gedurende een hoge productietijd gemeten (RUN 13). Het vervuilingsproces met deze hoge productietijd werd vervolgens in RUN 14 onderzocht.

3.5

RUN 1: meting schoonmembraanweerstand

Instellingen RUN 1

Medium	leidingwater	
Flux	20 l/m ² ·h	(0,300 m ³ /h)
Langsstroming	0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
Productietijd	10 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	45 sec.	(met 4,0 m ³ /h)

Doel

- Bepalen weerstand van het schone membraan (deze is later bij de medelvorming membraanvervuiling van belang)
- Testen installatie

Meetresultaat

Eerste meting TMD: 1,50 bar; T = 20°C

$$\eta = \frac{1,77 \cdot 10^{-8}}{(1 + 0,00337 \cdot 20 + 0,000221 \cdot 20^2)} = 1,0 \cdot 10^{-8} \text{ bar} \cdot \text{s}$$

Met (2.1) volgt:

$$W_{\text{membraan}} = 3600 \cdot 1000 \cdot \frac{\text{TMD}}{\eta \cdot J} = 3600 \cdot 1000 \cdot \frac{1,50}{1,0 \cdot 10^{-8} \cdot 20} = 2,6 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$$

3.6

RUN 2, 3 en 4: TMD bij drie verschillende fluxen

Instellingen RUN 2, 3, 4

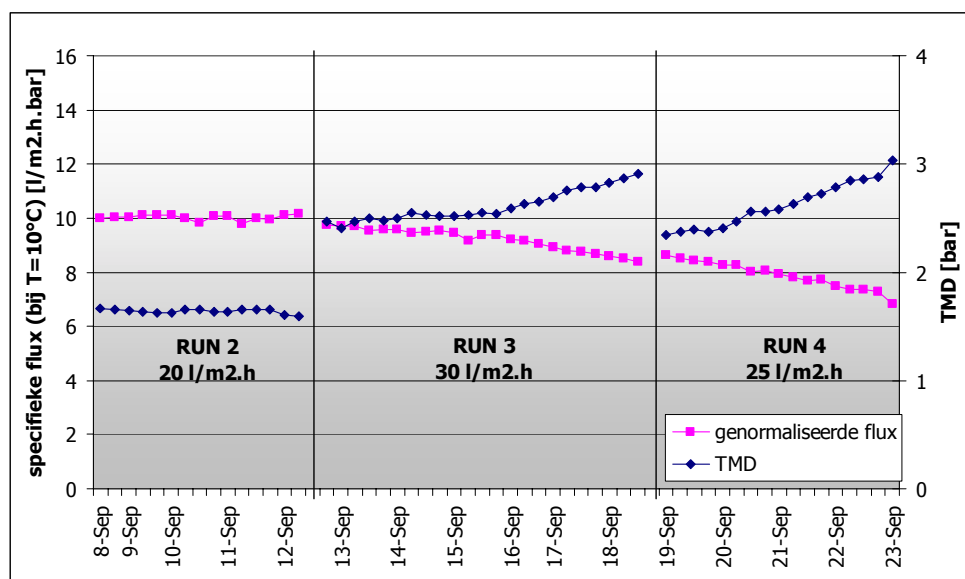
Medium	kanaalwater	
Flux	RUN2: 20 l/m ² ·h	(0,300 m ³ /h)
	RUN3: 30 l/m ² ·h	(0,450 m ³ /h)
	RUN4: 25 l/m ² ·h	(0,375 m ³ /h)
Langsstroming	0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
Productietijd	10 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	45 sec.	(met 4,0 m ³ /h)

Doel

Het doel van deze drie runs was om een eerste inzicht te krijgen in het filtratieproces met oppervlaktewater en een instelling voor de flux te vinden voor een lange-duurproef (RUN 6). Daarnaast is van RUN 3 een uitgebreide kwaliteitsanalyse gedaan. De resultaten hiervan zijn opgenomen in bijlage 3.

Meetresultaten

In is het verloop van de specifieke flux en TMD weergegeven. Er is gecorrigeerd naar temperatuur en genormaliseerd naar TMD volgens vergelijking (2.5). In bijlage III is de kwaliteitsanalyse van RUN 3 opgenomen.



Figuur 3-4 Verloop specifieke flux en TMD tijdens RUN 2, RUN 3 en RUN 4

Interpretatie

Tijdens deze runs werd geen gebruik gemaakt van de chemische reiniging. Het bij benadering horizontale verloop van de specifieke flux en TMD in het linker gedeelte van de grafiek (RUN 2 en RUN 3 tot 15 september) duidt erop dat de vervuiling toen geen invloed had op de membraanprestaties. Na 15 september is het effect van de membraanvervuiling merkbaar in een stijging van de TMD. Dit resulteert in een daling van de specifieke flux.

Conclusie

De sterke stijging van de TMD na 15 september duidt erop dat de spoelfase met AirFlush en forward flush alleen niet voldoende is. Een regelmatige intensievere reiniging met een wasmiddel of zuur/base dosering is noodzakelijk.

3.7

RUN 5: verlaging van de forward flushtijd

Instellingen RUN 5

Medium	kanaalwater	
Flux	20 l/m ² .h	(0,300 m ³ /h)
Langsstroming	0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
Productietijd	10 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	30 sec.	(met 4,0 m ³ /h)

Doel

Het doel van deze run was om het effect van een verkorting van de forward flushtijd te bepalen. Het voordeel van een kleinere flushtijd is de mogelijkheid om een hogere recovery te behalen. Immers, het volume spoelwater dat voor deze spoelfase wordt gebruikt, bedraagt 33 l per spoeling, op 100 l bruto geproduceerd permeaat. Een halvering van de flushtijd leidt derhalve tot een verhoging van de recovery van 37,5% tot 66,7%

Meetresultaat

De TMD liep in korte tijd (1,5 dag) op tot de maximale waarde, waarna de proefinstallatie afsloeg.

Interpretatie en conclusie

Tijdens de AirFlush-fase wordt door middel van een turbulente stroming (met een lucht-water mengsel) de afgezette vervuiling van de laatste productietijd losgewoeld. Om al dit losgewoelde vuil af te voeren is een minimale forward flush-tijd nodig. Het gevolg van een kortere forward-flushtijd is een versnelde vervuiling van het membraan.

Achteraf is besloten deze RUN verder buiten beschouwing te laten aangezien het pompstation gedurende de proefperiode door een storing buiten bedrijf was, met als gevolg dat het voedingswater van de proefinstallatie niet verversd werd.

3.8

RUN 6: lange duur proef met korte productietijd

Instellingen RUN 6

Medium	kanaalwater	
Flux	20 l/m ² ·h	(0,300 m ³ /h)
Langsstroming	0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
Productietijd	20 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	45 sec.	(met 4,0 m ³ /h)

Doel

Het doel van deze proef is het bepalen van de beheersbaarheid van de membraanvervuiling gedurende het filtratieproces met Twentekanaalwater over een langere periode. De totale duur van deze run was 70 dagen. Om de effectiviteit van de intensieve reiniging te verbeteren werd geëxperimenteerd met de volgende instellingen:

- Weektijd
- Temperatuur
- frequentie

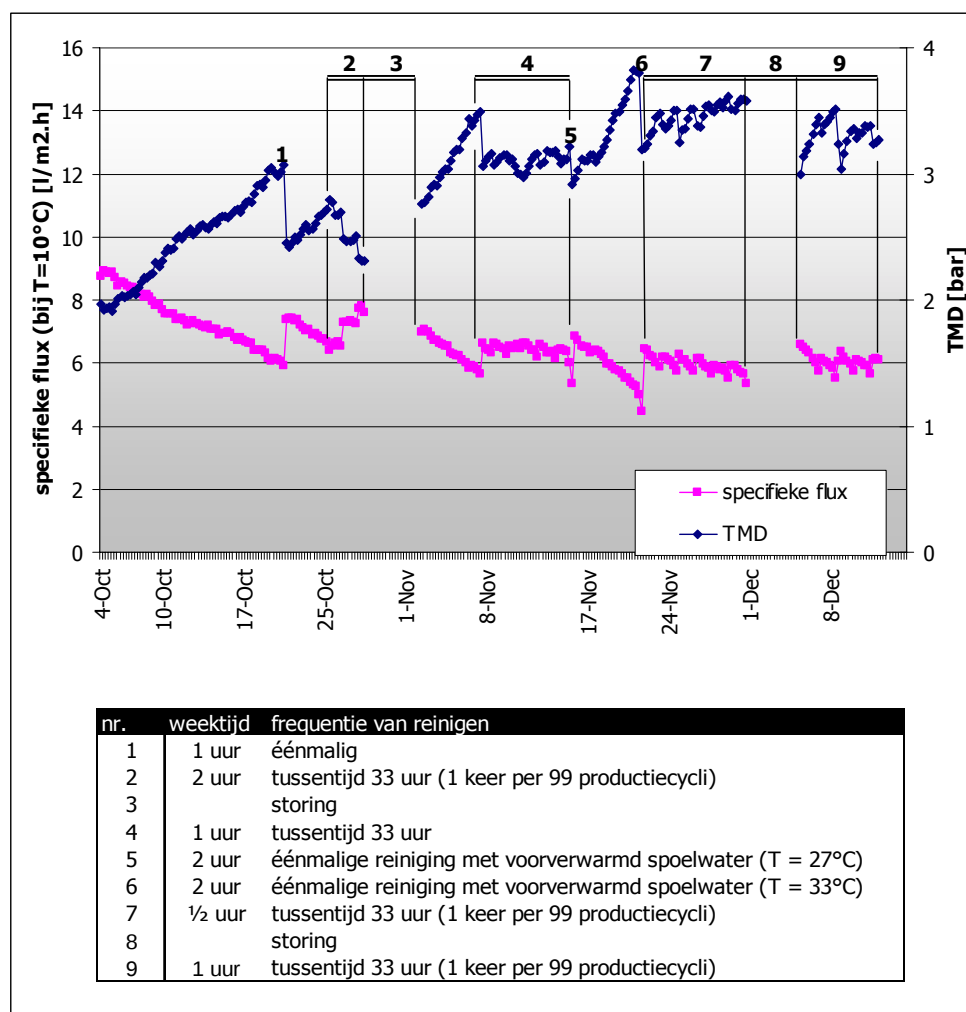
Meetresultaten

In figuur 3-5 op de volgende pagina is het verloop van de TMD en de specifieke flux gedurende run 6 weergegeven. In de tabel onder de figuur staan de instellingen van de gebruikte wasprogramma's.

Voor deze intensieve reiniging wordt gebruik gemaakt van twee wasmiddelen van Henkel. (Mogelijkheden voor het gebruik van een zuur/base dosering is beperkt vanwege de gevoeligheid van het membraan voor pH-waarden onder 4 of boven 11.)

Interpretatie

Om de membraanvervuiling onder controle te kunnen houden is een regelmatige intensieve reining nodig. Met betrekking tot de weektijd kan geconcludeerd worden dat deze minimaal 1 uur moet bedragen. Een weektijd van een half uur blijkt onvoldoende (periode 7 in de figuur).



Figuur 3-5 Verloop van de TMD en specifieke flux en overzicht van de gevoerde wasprogramma's gedurende run 6.

Een hogere temperatuur van het spoelwater blijkt een positief effect op de reiniging te hebben. Aangezien het verwarmen van het spoelwater een omslachtige klus bleek, is dit effect slechts tweemaal onderzocht (punten 5 en 6 in de figuur).

Tijdens deze proef is de frequentie van de reiniging steeds op eens per 33 uur ingesteld geweest. Dit wil echter niet zeggen dat dit ook de optimale instelling is. Een andere combinatie van weektijd en frequentie kan een hogere effectiviteit van de intensieve reiniging tot gevolg hebben. De optimalisatie van deze reinigingsmethode viel echter buiten het bereik van dit onderzoek en is daarom niet verder uitgewerkt.

Conclusie

De beheersing van de membraanvervuiling lijkt haalbaar indien een periodieke chemische reiniging wordt toegepast. De effectiviteit van deze reiniging hangt onder meer af van de temperatuur, de weektijd en de frequentie van chemisch reinigen.

RUN 7 – 12: effect van langsstroming

Instellingen RUN 7 - 12

Medium	kanaalwater	
Flux	20 l/m ² ·h	(0,300 m ³ /h)
Langsstroming	RUN 7, 0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
	RUN 8, 0,31 m/s	(8,0 m ³ /h)
	RUN 9, 0,24 m/s	(6,0 m ³ /h)
	RUN 10, 0,16 m/s	(4,0 m ³ /h)
	RUN 11, 0,08 m/s	(2,0 m ³ /h)
	RUN 12, 0,00 m/s	(0,0 m ³ /h)
Productietijd	20 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	45 sec.	(met 4,0 m ³ /h)

Doel

Het doel van deze proef is het bepalen van de invloed van de langstroom op:

- de concentratie in het productwater. Hiervoor zijn monsters genomen van elke run die in het WMO-laboratorium zijn geanalyseerd. De volgende concentraties werden onderzocht: DOC, troebelheid, geleidbaarheid, Ca²⁺, Mg²⁺, SO₄²⁻, Na⁺, Cl⁻.
- de membraanvervuiling. Dit effect is direct uit de meetwaarden voor de gecorrigeerde specifieke flux af te leiden.

Meetresultaten

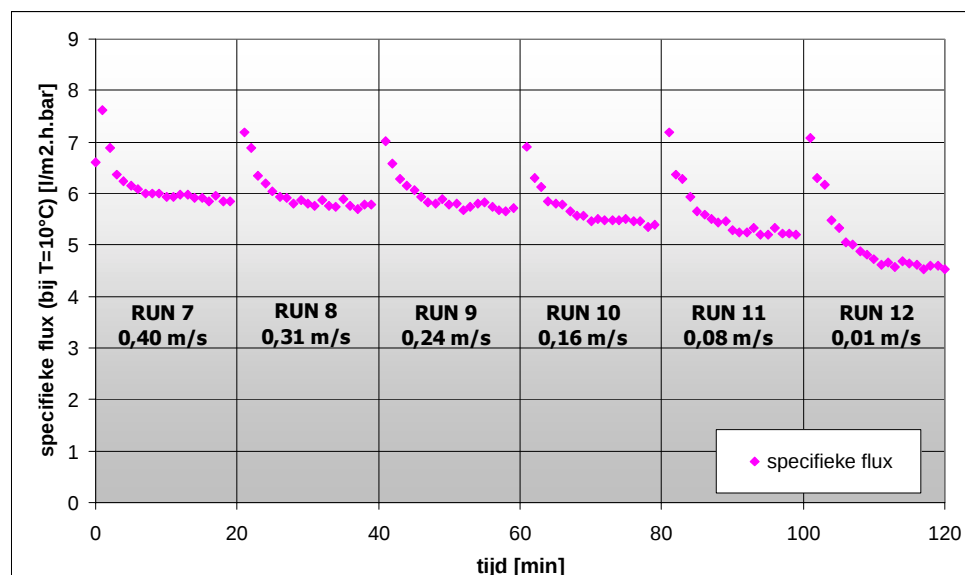
In de onderstaande tabellen zijn de meetwaarden voor de verschillende parameters en berekende waarden voor de totale hardheid weergegeven.

Tabel 3-2 Meetwaarden concentraties bij verschillende stroomsnelheden

RUN v	Recirculatie-debiet		DOC	Troebelheid	Geleidbaarheid	Natrium	Chloride	Sulfaat	Calcium	Magnesium	Totale	
	[m/s]	[m3/h]		[mg/l]	[FTU]	[mS/m]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mg/l]	[mmol/l]	
			inluent	9.80	4.50	43.00	30.00	51.00	44.00	47.00	6.80	1.47
7	0.39	10.0	permeaat	<0.5	<0.05	29.00	28.00	43.00	<5	25.00	2.10	0.70
8	0.31	8.0	permeaat	<0.5	0.05	29.00	28.00	43.00	<5	24.00	2.20	0.70
9	0.24	6.0	permeaat	<0.5	0.06	30.00	28.00	43.00	<5	25.00	2.30	0.73
10	0.16	4.0	permeaat	<0.5	<0.05	30.00	28.00	43.00	<5	27.00	2.60	0.79
11	0.08	2.0	permeaat	0.60	0.06	32.00	28.00	45.00	<5	29.00	2.90	0.84
12	0	0.0	permeaat	0.80	<0.05	36.00	28.00	47.00	10.00	36.00	4.10	1.08
7	0.39	10.0	spoelwater	17.00	9.10	55.00	33.00	54.00	80.00	67.00	11.00	2.13
8	0.31	8.0	spoelwater	17.00	8.40	54.00	32.00	55.00	80.00	66.00	10.00	2.08
9	0.24	6.0	spoelwater	17.00	9.50	54.00	31.00	53.00	80.00	65.00	10.00	2.07
10	0.16	4.0	spoelwater	17.00	8.60	53.00	31.00	52.00	80.00	63.00	10.00	2.01
11	0.08	2.0	spoelwater	17.00	9.80	52.00	31.00	52.00	80.00	63.00	10.00	2.00
12	0	0.0	spoelwater	15.00	10.00	48.00	30.00	49.00	70.00	56.00	8.90	1.77

Interpretatie en conclusie

Het verlagen van deze stroomsnelheid is waarneembaar in de concentraties in het permeaat en de TMD. Immers, doordat de concentraties direct aan het membraan hoger worden, vindt ook meer transport plaats en blijft er meer vervuiling tegen het membraan achter. (Verdere uitleg van dit verschijnsel is te vinden in hoofdstuk 4 en 5.)



Figuur 3-6 Specifieke flux bij verschillende stroomsnelheden

Alle gemeten waarden bij alle ingestelde stroomsnelheden aan de gewenste normen van de WMO. Hierbij moet worden opgemerkt dat de totale hardheid te laag is om aan de VEWIN-streefnorm voor drinkwater (1,0 mmol/l) te voldoen. Uit tabel 3-2 blijkt dat bij een langsstroomsnelheid onder 0,24 m/s een duidelijke stijging van de concentraties in het permeaat waarneembaar is. Voor de membraanvervuiling blijkt iets soortgelijks te gelden: het effect van de langsstroming is duidelijk merkbaar bij stroomsnelheden van 0,16 m/s of lager.

3.10

RUN 13: effect van lange productietijd

Instellingen RUN 13

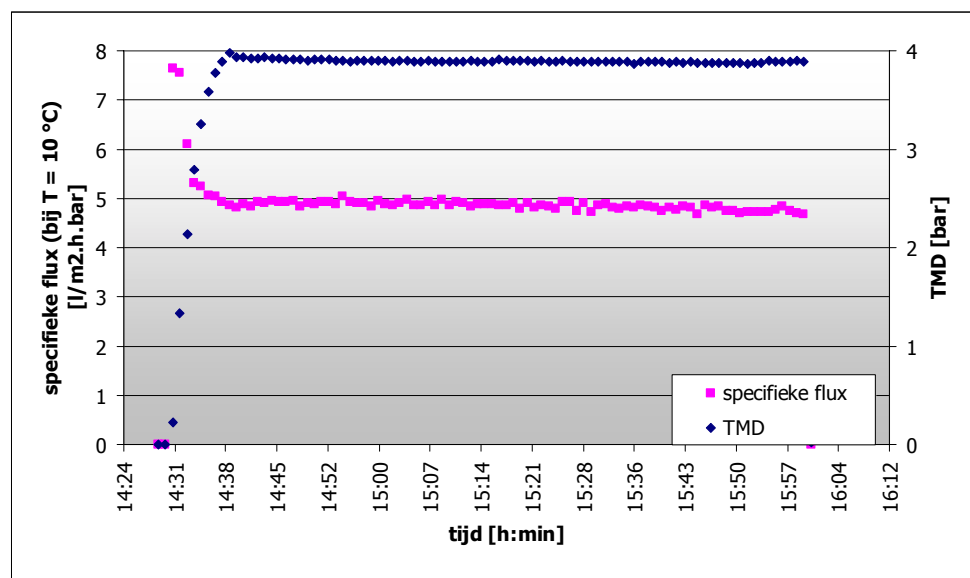
Medium	kanaalwater	
Flux	20 l/m ² ·h	(0,300 m ³ /h)
Langsstroming	0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
Productietijd	90 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	45 sec.	(met 4,0 m ³ /h)

Doel

Het doel van deze proef is het verloop van de concentraties in het permeaat tijdens het filtratieproces te bepalen. Daartoe is gekozen voor een lange productietijd van 90 minuten. Voor de volgende parameters is om de 5 minuten productie een monster van het permeaat genomen: DOC, troebelheid, geleidbaarheid, Ca²⁺, Mg²⁺, SO₄²⁻, Na⁺, Cl⁻.

Meetresultaten

In de onderstaande tabel zijn de gemeten concentraties in het permeaat en in het influent weergegeven:



Figuur 3-7 Verloop TMD en specifieke flux RUN 13

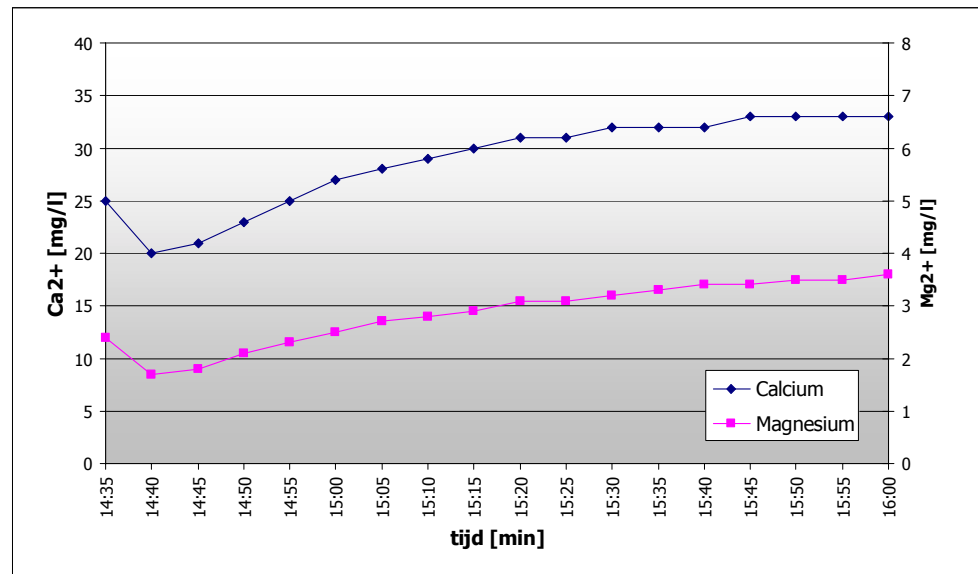
Interpretatie

In deze figuur is goed het 'instellen' van de voedingspomp te zien. De pomp heeft $\pm 6 - 7$ minuten nodig om op toeren te komen en de ingestelde flux of TMD te kunnen leveren. Dit instellen is vooral merkbaar bij het berekenen van de totale weerstand (zie hoofdstuk 5) aan de hand van de gemeten flux, temperatuur en TMD.

Bij aanvang van deze run bleek de maximale opvoerhoogte van de voedingspomp te zijn bereikt. Dit heeft tot gevolg dat de ingestelde flux niet meer werd bereikt. (drukgestuurde productie).

Tabel 3-3 Meetwaarden concentraties gedurende 90 minuten

tijd [min]		DOC [mg/l]	Troebel heid [FTU]	Geleidbaar heid [mS/m]	Natrium Na+ [mg/l]	Chloride Cl- [mg/l]	Sulfaat SO42- [mg/l]	IJzer Fe3+ [mg/l]	Mangaan Mn2+ [mg/l]	Calcium Ca2+ [mg/l]	Magnesium Mg2+ [mg/l]	Totale Hardheid [mmol/l]
	inluent	9.7	10	38	22	37	43	1.2	0.16	45	6.8	1.42
5	permeaat	<0.5	<0.05	26	20	33	<5	<0.01	0.06	25	2.4	0.73
10	permeaat	<0.5	<0.05	22	19	30	<5	<0.01	0.05	20	1.7	0.58
15	permeaat	<0.5	<0.05	23	20	30	<5	<0.01	0.05	21	1.8	0.61
20	permeaat	<0.5	<0.05	24	20	31	<5	<0.01	0.05	23	2.1	0.67
25	permeaat	<0.5	<0.05	26	20	33	<5	<0.01	0.05	25	2.3	0.72
30	permeaat	<0.5	<0.05	26	21	35	<5	<0.01	0.06	27	2.5	0.78
35	permeaat	<0.5	<0.05	27	21	35	<5	<0.01	0.06	28	2.7	0.81
40	permeaat	<0.5	<0.05	28	21	35	<5	<0.01	0.06	29	2.8	0.84
45	permeaat	<0.5	<0.05	28	21	35	<5	<0.01	0.06	30	2.9	0.87
50	permeaat	<0.5	<0.05	29	21	36	<5	<0.01	0.06	31	3.1	0.89
55	permeaat	<0.5	<0.05	29	21	36	<5	<0.01	0.06	31	3.1	0.91
60	permeaat	<0.5	<0.05	29	21	36	<5	<0.01	0.06	32	3.2	0.92
65	permeaat	<0.5	<0.05	30	21	36	<5	<0.01	0.06	32	3.3	0.94
70	permeaat	<0.5	<0.05	30	21	36	6	<0.01	0.07	32	3.4	0.95
75	permeaat	<0.5	<0.05	30	21	36	<5	<0.01	0.07	33	3.4	0.95
80	permeaat	<0.5	<0.05	30	21	36	<5	<0.01	0.07	33	3.5	0.97
85	permeaat	<0.5	<0.05	30	21	37	<5	<0.01	0.07	33	3.5	0.98
90	permeaat	<0.5	<0.05	30	21	37	<5	<0.01	0.07	33	3.6	0.98



Figuur 3-8 Verloop concentraties calcium en magnesium in het permeaat

Door het ophopen van de verontreinigingen in de recirculatiestroom, passeren ook meer zouten het membraan. Dit heeft een stijging in het verloop van de concentratie in het permeaat tot gevolg. Deze meetresultaten worden hoofdstuk 5 gebruikt voor validatie van een model dat het verloop van de concentratie in het permeaat beschrijft.

De uitschieters links in de figuur zijn het gevolg van permeaatwater uit de voorgaande productiecyclus, die op het moment van meting nog in de permeaatleiding van de installatie aanwezig was.



Figuur 3-9 Drie monsters genomen aan het einde van RUN 13. V.l.n.r: permeaat, voedingswater en spoelwater.

Instellingen RUN 14

Medium	kanaalwater	
Flux	20 l/m ² ·h	(0,300 m ³ /h)
Langsstroming	0,39 m/s	(10,0 m ³ /h)
Productietijd	90 min.	
Systeemflush	15 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
AirFlush	15 sec.	
Forward flush	45 sec.	(met 4,0 m ³ /h)
Chemische reiniging	frequentie:	1 per 36 uur (24 cycli)
	weektijd:	1 uur

Doel

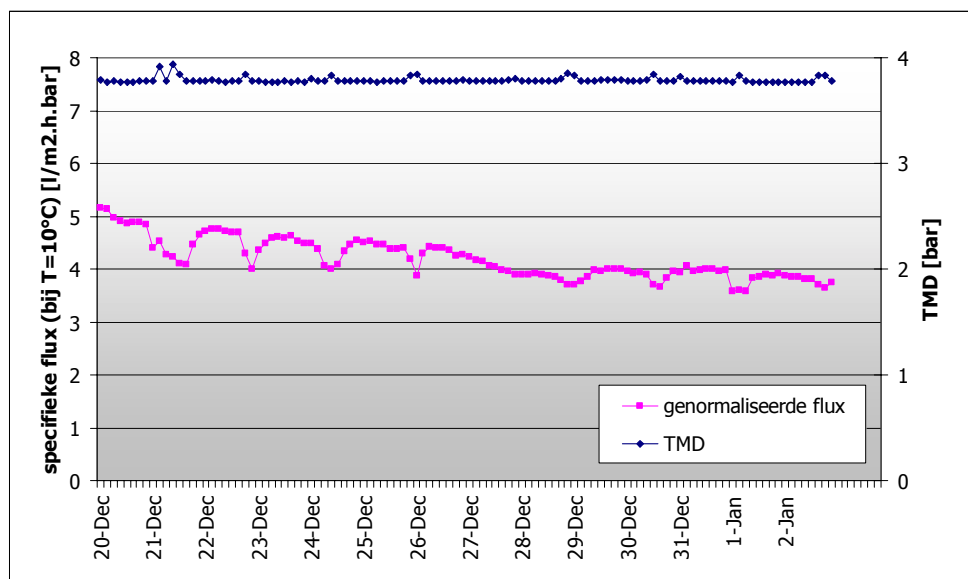
Het doel van deze proef is het bepalen van de membraanvervuiling en de effectiviteit van een periodieke chemische reiniging.

Meetresultaten

In de onderstaande figuur is het verloop van de gemeten TMD en de specifieke flux weergegeven. Al aan het begin van de run werd de grenswaarde voor de druk (3,9 bar) van de pomp bereikt. Hierna wordt de installatie op deze grenswaarde voor de druk bedreven. Dit heeft het bij benadering horizontale verloop van de TMD in de figuur tot gevolg.

Interpretatie en conclusie

Uit het dalende verloop van de specifieke flux kan worden afgeleid dat met de gekozen instellingen voor de chemische reiniging de membraanvervuiling niet volledig onder controle wordt gehouden.



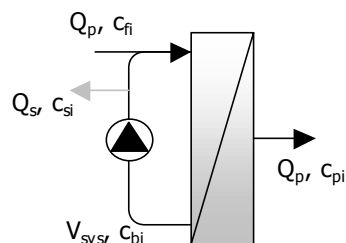
Figuur 3-10 Verloop TMD en specifieke flux gedurende RUN 14.

Permeaatkwaliteit

4.1

Theorie dead-end met recirculatie

Voor de onderstaande afleiding wordt de onderstaande figuur als basis gebruikt:



Figuur 4-1 Massabalans dead-end met recirculatie en spoeldebiet

Over één productiecyclus (productietijd t_p) geldt:

	in	uit
productie	$c_{fi} Q_p t_p$	$\bar{c}_{pi} Q_p t_p$
spoelen	$c_{fi} V_{spoel}$	$c_{si} V_{spoel}$

Voor de massabalans voor één productiecyclus volgt:

$$c_{fi} Q_p t_p + c_{fi} V_s = \bar{c}_{pi} Q_p t_p + c_{si} V_s \quad (4.1)$$

waarin:

c_{fi}	concentratie van een stof i in het voedingswater [mg/l]
$\bar{c}_{pi}$	concentratie van een stof i in het permeaat (productwater) [mg/l]
$\bar{c}_{pi}$	gemiddelde concentratie van een stof i in het permeaat [mg/l]
c_{si}	concentratie van een stof i in het spoelwater [mg/l]
Q_f	debiet van het influent (productiedebiet) [l/h]
V_{spoel}	volume van het spoelwater [l]
V_{sys}	systeemvolume [l]
t_p	productietijd [h]

Voor $\bar{c}_{pi}$ geldt:

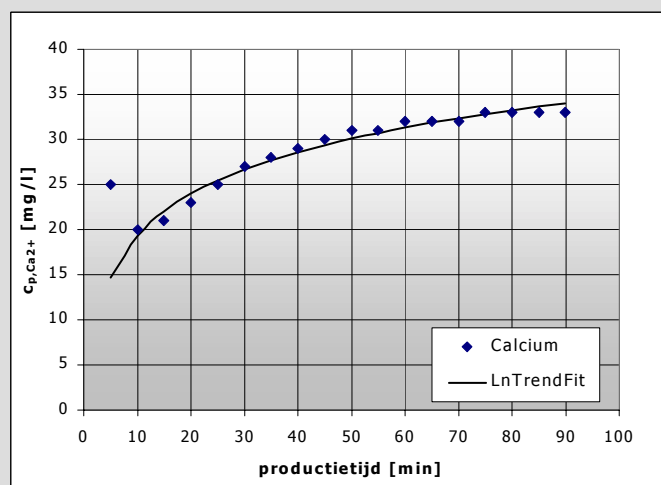
$$\bar{c}_{pi} = \frac{\int_0^{t_p} c_{pi}(t) dt}{t_p} \quad (4.2)$$

Rekenvoorbeeld 4-1 $\bar{c}_{p,Ca^{2+}}$

De uiteindelijk te leveren permeaatkwaliteit kan met (4.2) bepaald worden mits het verloop van de concentratie in het permeaat van een stof i bekend is. In dit voorbeeld wordt de uiteindelijke concentratie aan calcium in het productwater bepaald. In feite wordt er een gemiddelde concentratie gedurende één productiecycli bepaald.

Gedurende RUN 13 werd om de vijf minuten de kwaliteit van het permeaat voor een aantal parameters waaronder calcium gemeten. Met behulp van een fit-methode (Excel) werd met deze meetgegevens een mogelijk verloop van de concentratie calcium bepaald:

$$c_{p,Ca^{2+}}(t) = 6,691 \cdot \ln(t) + 3,906$$



De primitieve hiervan is:

$$\int_0^{t_p} c_{p,Ca^{2+}}(t) dt = 6,691 \cdot t \cdot \ln(t) - 2,785 \cdot t$$

Voor $\bar{c}_{p,Ca^{2+}}$ volgt nu na een productietijd van 90 minuten:

$$\bar{c}_{p,Ca^{2+}} = \frac{6,691 \cdot 90 \cdot \ln(90) - 2,785 \cdot 90}{90} = 27,3 \text{ mg/l}$$

4.2

Modellering permeaatkwaliteit

Aan de hand van figuur 4-1 is het mogelijk een algemene (tijdafhankelijke) massabalans op te stellen, zodat het verloop van een stof i in de tijd beschreven kan worden. Post (2000) geeft als massabalans:

$$Q_p \cdot c_{fi} = Q_p \cdot c_{pi}(t) + V_{sys} \cdot \frac{dc_{bi}(t)}{dt} \quad (4.3)$$

waarin:

c_{bi} concentratie van een stof i in de bulk van de recirculatiestroom [mg/l]
 V_{sys} systeemvolume [l]

Hierbij wordt een constante retentie van stof i door het membraan aangenomen. Ten gevolge van het optreden van concentratiepolarisatie in de laminaire sublaag aan het oppervlak van het membraan wordt de concentratie in het permeaat gecorrigeerd met de zogenaamde concentratiepolarisatiefactor. Verdere uitleg over het verschijnsel concentratiepolarisatie is opgenomen in bijlage VI.

$$c_{pi}(t) = (1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i \cdot c_{bi}(t) \quad (4.4)$$

waarin:

β_i concentratiepolarisatiefactor stof i [-]
 R_{Mi} Retentie van stof i door het membraan [-]

Invullen van (4.4) in (4.3) geeft (4.5) waarvan de algemene oplossing in (4.6) is gegeven.

$$Q_p \cdot c_{fi} = Q_p \cdot (1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i \cdot c_{bi}(t) + V_{sys} \cdot \frac{dc_{bi}(t)}{dt} \quad (4.5)$$

$$c_{bi}(t) = \frac{c_{fi}}{(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i} + \left(c_{bi}(0) - \frac{c_{fi}}{(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i} \right) \cdot e^{-\frac{Q_p}{V_{sys}}(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i \cdot t} \quad (4.6)$$

Doorgaans zal de beginvoorwaarde $c_{bi}(0) = c_{fi}$ gelden. Voor het verloop in de tijd van de concentratie van stof i in de bulkstroom en in het permeaat gelden met deze beginvoorwaarde (4.7) en (4.8). Post (2000) geeft voor het verloop van de concentraties van een stof i in de bulk van de recirculatiestroom en in het permeaat de volgende relaties:

$$c_{bi}(t) = \frac{c_{fi}}{(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i} \left(1 + [(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i - 1] \cdot e^{-\frac{Q_p}{V_{sys}}(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i \cdot t} \right) \quad (4.7)$$

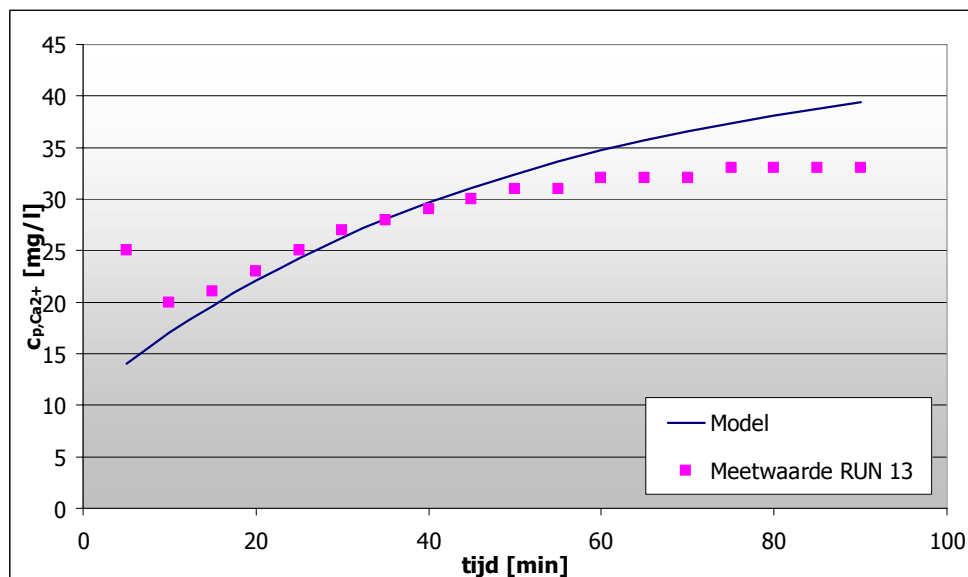
$$c_{pi}(t) = c_{fi} \left(1 + [(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i - 1] \cdot e^{-\frac{Q_p}{V_{sys}}(1 - R_{Mi}) \cdot \beta_i \cdot t} \right) \quad (4.8)$$

Met (4.8) is het mogelijk om de permeaatkwaliteit te bepalen aan de hand van een set instellingen en gemeten concentraties in het voedingswater. Deze vergelijking wordt gebruikt in hoofdstuk 6 (Casestudie PS Elsbeekweg).

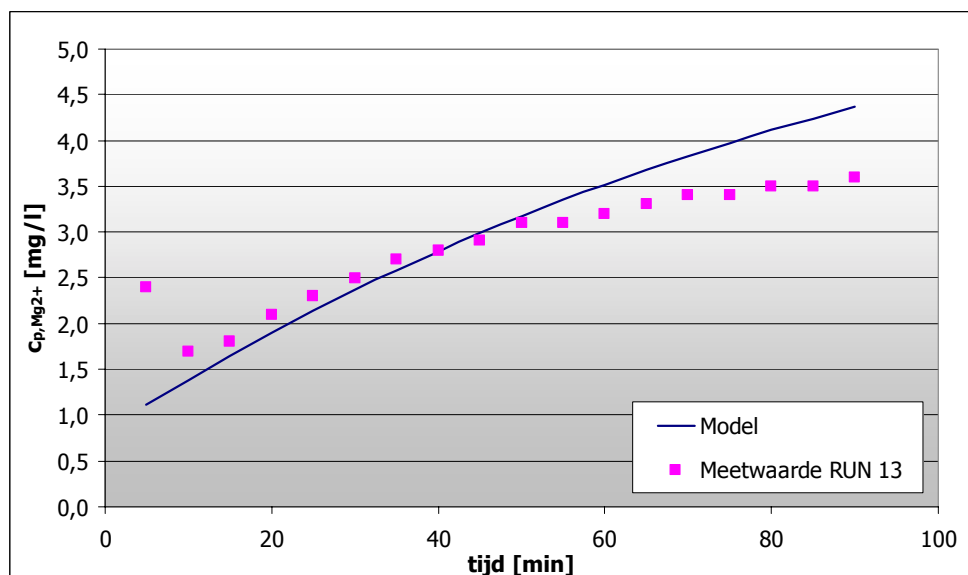
Bij de modelvorming van de membraanvervuiling (hoofdstuk 5) wordt de concentratie in de bulk van de recirculatiestroom gebruikt. Hiervoor wordt (4.7) gehanteerd.

Voorbeeld modellering RUN 13

Met Excel is (4.8) uitgewerkt om de concentratie metingen van RUN 13 voor calcium en magnesium te beschrijven. Voor de concentratiepolarisatiefactor β is 1,2 aangenomen ($\beta_{\text{Ca}^{2+}} = \beta_{\text{Mg}^{2+}} = 1,2$). Met figuur 5-2 volgt daarmee voor de membraanretentie voor calcium 80% en voor de membraanretentie voor magnesium 90%.



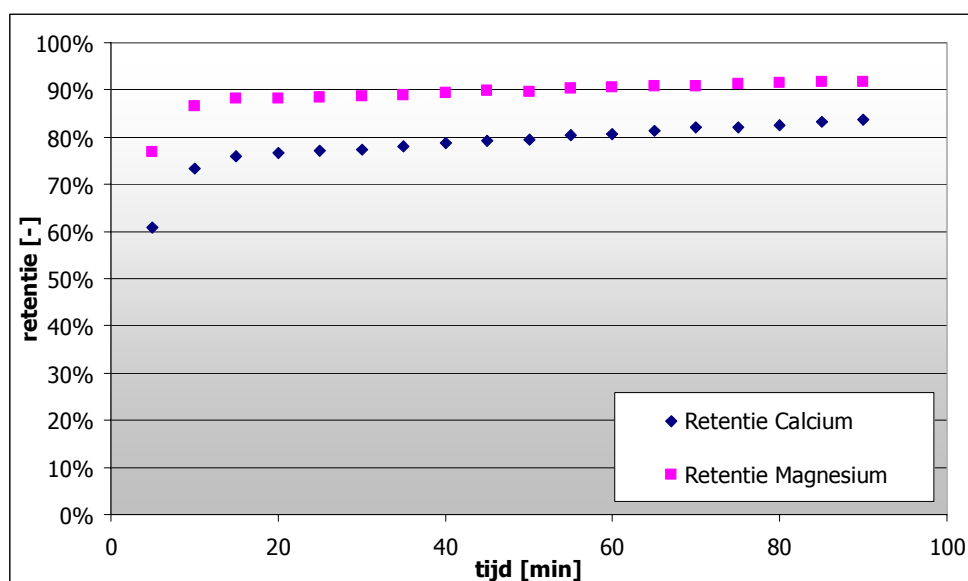
Figuur 4-2 Modellering RUN 13 van de permeaatconcentratie voor calcium volgens (4.8)



Figuur 4-3 Modellering RUN 13 van de permeaatconcentratie voor magnesium volgens (4.8)

Tabel 4-1 Parameters modellering RUN 13

$C_{f,Ca^{2+}}$	45,0 mg/l
$C_{f,Mg^{2+}}$	6,8 mg/l
$\beta_{Ca^{2+}}$	1,2
$\beta_{Mg^{2+}}$	1,2
$R_{M,Ca^{2+}}$	80%
$R_{M,Mg^{2+}}$	90%
Q_p	300 l/h
t_p	90 min
V_{sys}	60 l



Figuur 4-4 Membraanretenties voor Ca^{2+} en Mg^{2+} volgens (4.4) aan de hand van de meetgegevens in permeaat ($\beta_{Ca^{2+}} = \beta_{Mg^{2+}} = 1,2$)

4.4

Conclusie

Het model geeft het verloop van de concentraties voor calcium en magnesium redelijk goed weer. Het model kan daarom gebruikt worden om een momentane waarde voor de concentratie in het permeaat bij een bekende concentratie in het voedingswater te voorspellen.



Membraanvervuiling

5.1 Vervuilingmechanismen

Gedurende het filtratieproces accumuleren aangevoerde verontreinigingen op het membraan. Dit uit zich in een toename van de weerstand over het membraan en daarmee gepaard een toename van de TMD (bij constante flux). Deze accumulatie van vuil wordt tegengegaan door de recirculatiestroom (langstroomsnelheid). In theorie bestaat er evenwicht tussen de aanvoer van verontreinigingen in het voedingswater enerzijds en afvoer door de recirculatiestroom anderzijds.

De membraanvervuiling is op twee tijdschalen waar te nemen. Ten eerste binnen één cyclus als verschil tussen TMD aan het begin en einde van de productiefase. Deze vervuiling wordt de cyclische vervuiling genoemd en wordt bestreden met de spoelfase (waaronder een AirFlush). Na de spoelfase treedt nagenoeg dezelfde TMD op als aan het begin van de voorgaande cyclus.

Het tweede mechanisme wordt pas waarneembaar bij een groot aantal achtereenvolgende cycli. Deze vervuiling wordt de blijvende cyclische vervuiling genoemd en wordt bestreden met een chemische reiniging. De weerstand die na een chemische reiniging nog aanwezig is, wordt veroorzaakt door het derde mechanisme, de blijvende vervuiling.

5.2 Opbouw modellering

De onderstaande modelvorming is als volgt opgebouwd:

1. Modellering van de vervuiling binnen één cyclus met behulp van een model van de Japanse onderzoeker Nagaoka. [17]
2. Uitbreiding van dit model om ook het effect van de spoelfase te beschrijven.
3. Modellering van de blijvende vervuiling behulp van een model van de Amerikaanse onderzoeker Tansel. [19]
4. Uitbreiding van dit model voor de chemische reiniging.

5.3 Model van Nagaoka

Tijdens het productieproces vinden er aan het membraanoppervlak twee processen met betrekking tot de vuillaagopbouw plaats:

1. Aanvoer van verontreinigingen in het voedingswater, deze is afhankelijk van de flux (voedingsdebiet) en de concentraties in het voedingswater.
2. Afvoer van verontreinigingen door het recirculatiedebiet. Deze is afhankelijk van de grootte van dit debiet en daarmee de hoogte van de langstroomsnelheid. Deze langstroomsnelheid heeft een wandschuifspanning tot gevolg die het meeslepen van opgehoopt materiaal veroorzaakt. Battjes (1997) geeft de volgende formule voor de wandschuifspanning:

$$\tau_m = \frac{f}{8} \cdot \rho \cdot v^2 \cdot 10^{-5} \quad (5.1)$$

$$\text{met } f = \frac{64}{\text{Re}} \text{ voor } \text{Re} = \frac{v \cdot d}{\nu} < 2300$$

waarin:

τ_m wandschuifspanning [bar]
 f weerstandscoefficiënt van Darcy-Weisbach [-]
 ρ soortelijke dichtheid [kg/m³]
 v langsstroomsnelheid [m/s]
 Re Reynolds getal [-]
 d diameter [m]
 ν kinematische viscositeit [m²·s]
 [Battjes, 1997]

Nagaoka (1998) heeft de twee processen in een model verwerkt. Dit model is opgezet voor een slibdeeltjes systeem, maar kan ook hier gebruikt worden. Het oorspronkelijke model gaat uit van de massa van de cyclische vervuiling op het membraan. Aangezien deze variabele lastig te bepalen is, wordt het model hier opgegeven voor de weerstand die als gevolg van de cyclische vervuiling optreedt:

$$\frac{dW_{cv}}{dt} = \frac{1}{3600} \cdot J \cdot a \cdot \text{FTE}_b - k \cdot W_{cv} \quad (5.2)$$

$$\text{met } k = \gamma \cdot (\tau_m - \lambda_m \cdot \text{TMD}) \geq 0$$

waarin:

W_{cv} Weerstand als gevolg van korte termijn vervuiling binnen één cyclus [g/m²]
 t tijd [s]
 FTE_b troebelheid in de bulk van de recirculatiestroom [-]
 a constante [m/l]
 k onthechtingsnelheid van verontreinigingen op het membraan [1/s]
 γ constante [1/bar·s]
 τ_m wandschuifspanning [bar]
 λ_m statische frictie coëfficiënt [-]
 [Nagaoka et al., 1998]

De afvoer hangt dus af van de hoeveelheid vervuiling die zich heeft opgebouwd op het membraan. Aan het begin van een productiecycclus is er nog relatief weinig vuil aangevoerd en is de afvoerterm dus klein. Naar mate er meer aanvoer plaatsvindt stijgt ook de afvoer en ontstaat er stelt zich uiteindelijk een evenwicht tussen aan- en afvoer in.

Voor het verloop van de troebelheid in de bulk van de recirculatiestroom wordt de onderstaande relatie uit (4.7) afgeleid.

$$\text{FTE}_b(t) = \frac{\text{FTE}_f}{(1 - R_{M,\text{FTE}}) \cdot \beta_{\text{FTE}}} \left(1 + [(1 - R_{M,\text{FTE}}) \cdot \beta_{\text{FTE}} - 1] \cdot e^{-\frac{Q_p}{V_{\text{sys}}} (1 - R_{M,\text{FTE}}) \cdot \beta_{\text{FTE}} \cdot t} \right) \quad (5.3)$$

waarin:

FTE_f troebelheid in het voedingswater [-]

5.4

Verwerken spoelfase

Om het model te kunnen toepassen op een langere periode wordt ook het effect van de spoelfase in het model opgenomen. De functie van deze spoelfase was al eerder besproken: verwijdering van vervuiling die gedurende de voorgaande productietijd is aangevoerd en verversing van het systeemvolume.

Het verwijderingsrendement van de spoelfase wordt als volgt in rekening gebracht:

$$W_{cv,na} = (1 - \phi) \cdot W_{cv,voor} \quad (5.4)$$

waarin:

ϕ verwijderingsrendement Airflush [-]

(Uit literatuur: 72 – 84% [12])

5.5

Model van Tansel

Voor de weerstand als gevolg van de blijvende vervuiling wordt een extra grootheid ingevoerd. Volgens eerste orde kinetiek hangt de mate waarmee deze weerstand toeneemt af van de reeds aanwezige hoeveelheid blijvende weerstand. Tansel (2000) geeft de onderstaande relatie voor de mate van vervuiling (extent of fouling):

$$\frac{dW_{bv}}{dt} = \omega \cdot W_{bv} \quad (5.5)$$

waarin:

W_{bv} weerstand als gevolg van de blijvende vervuiling [1/m]

ω fouling rate blijvende vervuiling (vervuilingsindex) [s^{-1}]

[Tansel 2000]

Met behulp van de beginvoorwaarden $W_{bv,t=0} = W_{bv,0}$ en $W_{bv,t} = W_{bv,t}$ kan de blijvende cyclische vervuiling beschreven worden door:

$$W_{bv,t} = W_{bv,0} \cdot e^{\omega t} \quad (5.6)$$

De fouling rate ω is onder meer afhankelijk van de concentraties in het voedingswater c_b , de gevoerde flux J en de langstroomsnelheid v . [19]

$$\omega = f(c_b, J, v) \quad (5.7)$$

Kuberkar [2000] geeft voor de fouling rate

$$\omega = b \cdot c_{zs} \cdot J \quad (5.8)$$

waarin:

c_{zs} concentratie zevende deeltjes [g/l]

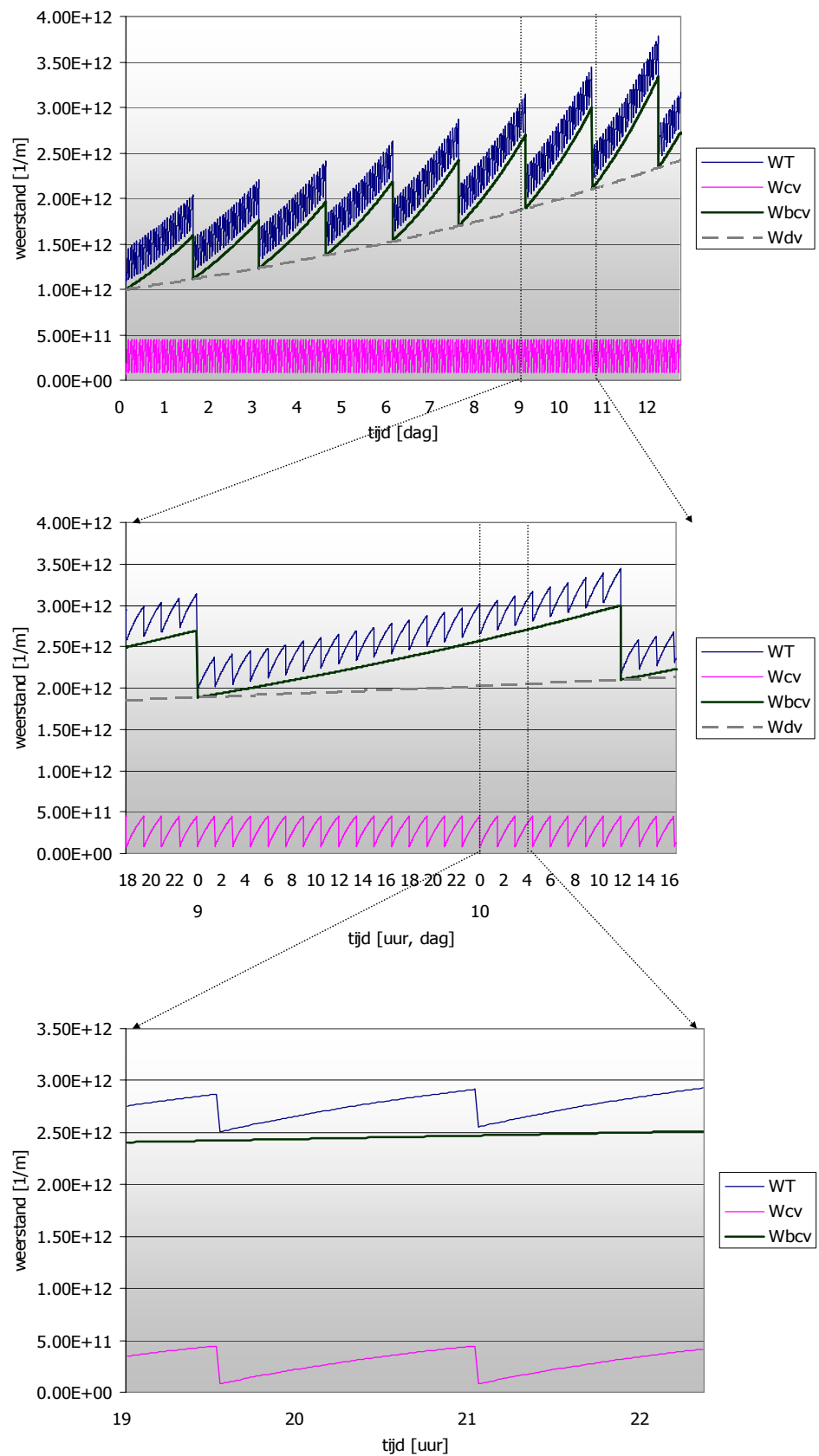
Aangezien het onderzochte filtratieproces met een recirculatiestroom werd bedreven, wordt hier uitgegaan van de volgende relatie.

$$\omega = b \cdot \overline{W_{cv}} \quad (5.9)$$

waarin:

b fouling constante [m/s]

$\overline{W_{cv}}$ gemiddelde cyclische weerstand gedurende cyclus [1/m]



Figuur 5-1 Overzicht vervuilingsmechanismen op verschillende tijdschalen

5.6 Verwerken chemische reiniging

Om ook het verwijderingsrendement van de chemische reiniging in rekening te brengen wordt een nieuwe parameter θ geïntroduceerd. Analoog aan (5.4) volgt:

$$W_{bv,na} = (1 - \theta) \cdot W_{bv,voor} \quad (5.10)$$

waarin:

θ verwijderingsrendement chemische reiniging [-]

(Uit meetresultaten RUN 6: 20 – 40%)

Uit de meetresultaten van RUN 6 bleek dat de effectiviteit van de chemische reiniging onder meer afhangt van de ingestelde weektijd. Hier wordt ervan uitgegaan van een constant verwijderingsrendement van de chemische reiniging bij een bepaalde set instellingen van weektijd, reinigingsfrequentie, gebruikte wasmiddelen enz.

De laag vervuiling die ontstaat door de niet volledige chemische reiniging wordt verwijderd is een component van de blijvende cyclisch vervuiling en wordt hierna definitieve vervuiling (W_{dv}) genoemd. Een andere instelling van de chemische reiniging (bijvoorbeeld een langere weektijd) kan verwijdering van (een gedeelte van) de definitieve vervuiling tot gevolg hebben. Deze component van de blijvende cyclische vervuiling kan uit de blijvende cyclische vervuiling bepaald worden. Als wordt aangenomen dat de definitieve vervuiling ook door een eerste-orde-model volgens Tansel (5.6) beschreven kan worden:

$$W_{dv} = r \cdot e^{\omega_{dv}T} = W_{bv,na} = (1 - \theta) \cdot r \cdot e^{\omega T}$$

waarin:

T tussentijd chemische reiniging (= aantal cycli * productietijd) [s]

$$r \cdot e^{\omega_{dv}T} = (1 - \theta) \cdot r \cdot e^{\omega_{bv}T}$$

$$\omega_{dv}T = \ln(1 - \theta) + \omega_{bv}T$$

$$\omega_{dv} = \omega_{bv} + \frac{\ln(1 - \theta)}{T} \quad \text{voor } 0 \leq \theta < 1 \quad (5.11)$$

Membraanweerstand

De totale weerstand over het membraan als gevolg van de vervuiling op het membraan bestaat uit drie componenten:

1. De schoonmembraanweerstand
2. De weerstand als gevolg van de cyclische vervuiling.
3. De weerstand als gevolg van de blijvende cyclische vervuiling.

De schoonmembraanweerstand is een membraaneigenschap en verandert niet door het filtratieproces. Deze kan gemeten worden aan de hand van de schoonwaterflux. De totale weerstand van het membraan verandert alleen door ophoping van vuil tijdens het filtratieproces. De relatie tussen deze totale membraanweerstand en de TMD volgt uit (2.1):

$$TMD = \frac{1}{1000 \cdot 3600} \cdot J \cdot \eta \cdot W_T = \frac{1}{1000 \cdot 3600} \cdot J \cdot \eta \cdot (W_M + W_{bv} + W_{cv}) \quad (5.12)$$

De totale gemeten weerstand volgt op analoge wijze:

$$(W_M + W_{bv} + W_{cv})_{\text{gemeten}} = W_{T,\text{gemeten}} = \frac{1000 \cdot 3600 \cdot TMD_{\text{gemeten}}}{J_{\text{gemeten}} \cdot \eta} \quad (5.13)$$

Modelleringsvoorbeelden

Om een vergelijking te kunnen maken tussen meetwaarden en modelwaarden worden hieronder een aantal voorbeelden van dit model op de meetresultaten uit het vorige hoofdstuk toegepast. In deze voorbeelden is het model uitgewerkt door middel van numeriek integratie (methode Euler) via Excel. Voor de weerstand van het schone membraan wordt de waarde gebruikt die in RUN 1 gevonden werd (Hierbij is aangenomen dat het membraan volledig schoon was bij aanvang van de proevenserie, m.a.w. $W_{cv,t=0} = W_{bv,t=0} = 0$).

Via numerieke integratie (Methode van Euler) volgt voor de verandering van W_{cv} over een zeker tijdstap Δt :

$$W_{cv,t+\Delta t} = W_{cv,t} + \Delta t \cdot \frac{dW_{cv}}{dt} \quad (5.14)$$

Analoog volgt voor W_{bv} :

$$W_{bv,t+\Delta t} = W_{bv,t} + \Delta t \cdot \frac{dW_{bv}}{dt} \quad (5.15)$$

Het model van Nagaoka schrijft voor dat de benodigde modelparameters door middel van trial-and-error kunnen worden gevonden om het model zo goed mogelijk op de meetwaarden te passen.

De parameters (a , λ_m , γ) worden behulp van de meetgegevens van RUN 13 gevonden. Deze waarden worden vervolgens in de voorbeelden met de overige runs gebruikt. Wel is het nodig om per RUN de blijvende vervuiling op het tijdstip van aanvang van die RUN en de gemiddelde temperatuur tijdens de RUN te bepalen.

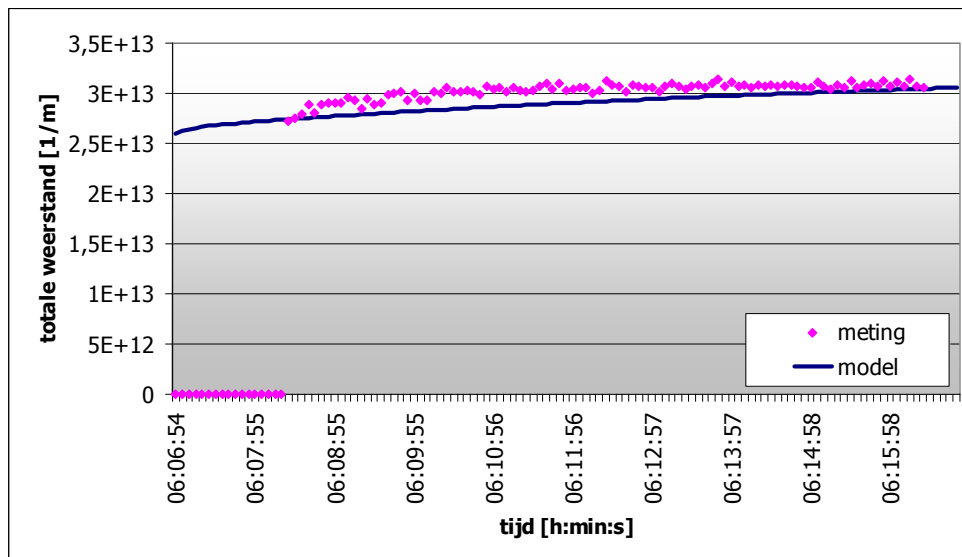
Voor alle gehanteerde langstroomsnelheden geldt $Re < 2300$. De optredende wandschuifspanning (τ_m) kan nu worden uitgerekend aan de hand van (5.1).

Voor het model van Tansel wordt de fouling parameter b gevonden op basis van de meetgegevens uit RUN 2 en 3.

5.9

Voorbeeld modellering cyclus RUN 2

Om de waarden voor γ en a te bepalen wordt de eerste cyclus van RUN 2 gebruikt



Figuur 5-2 Modellering cyclus RUN 2

Tabel 5-1 Parameters modellering cyclus RUN 2

meetwaarden:	
W_M	$2,6 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$
$W_{bv, \text{aanvang RUN 13}}$	0 m^{-1}
FTE	6 -
T	20 °C
instellingen:	
J	$20 \text{ l} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$
v	$0,39 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$
t_p	10 min
overige parameters:	
ϕ	80%
λ_m	$1,0 \cdot 10^{-6} -$
γ	$200 \text{ s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$
a	$1,6 \cdot 10^{11} \text{ m} \cdot \text{l}^{-1}$
b	$0 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

Conclusie

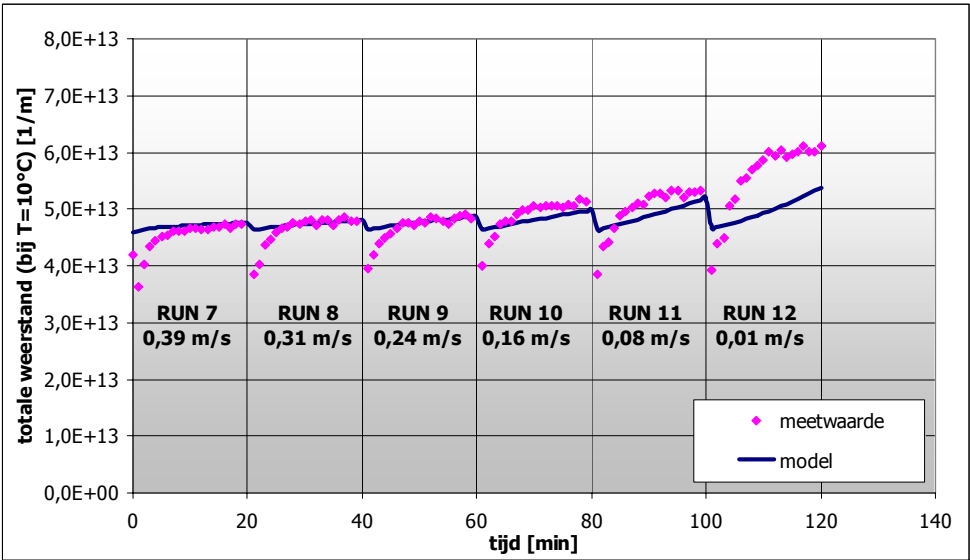
Het model blijkt goed toepasbaar om het weerstandsverloop binnen één productiecycclus te beschrijven.

5.10

Voorbeeld modellering RUN 7- 12

Hier wordt aangetoond dat het model ook de invloed van de langstroming op de vervuiling beschrijft. Beschouw hiervoor tabel 5-2 en figuur 5-2

(Merk op dat voor de modellering van RUN 12 gekozen is voor $v = 0,01$ m/s om zo te voorkomen dat het Reynolds getal 0 wordt, en de wandschuifspanning ongedefinieerd. (Zie (5.1))



Figuur 5-3 Modellering RUN 7 - 12

Tabel 5-2 Parameters modellering RUN 7 - 12

meetwaarden:	
W_M	$2,6 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$
$W_{bv,aanvang \text{ RUN } 7}$	$2,0 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$
FTE	5,0 -
T	11 °C
instellingen:	
J	$20 \text{ l} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$
v	0,39; 0,31; 0,24; 0,16; 0,08; 0,01 $\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
t_p	20 min
overige parameters:	
ϕ	80%
λ_m	$1,0 \cdot 10^{-6} -$
γ	$200 \text{ s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$
a	$1,6 \cdot 10^{11} \text{ m} \cdot \text{l}^{-1}$
b	$3,6 \cdot 10^{-19} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

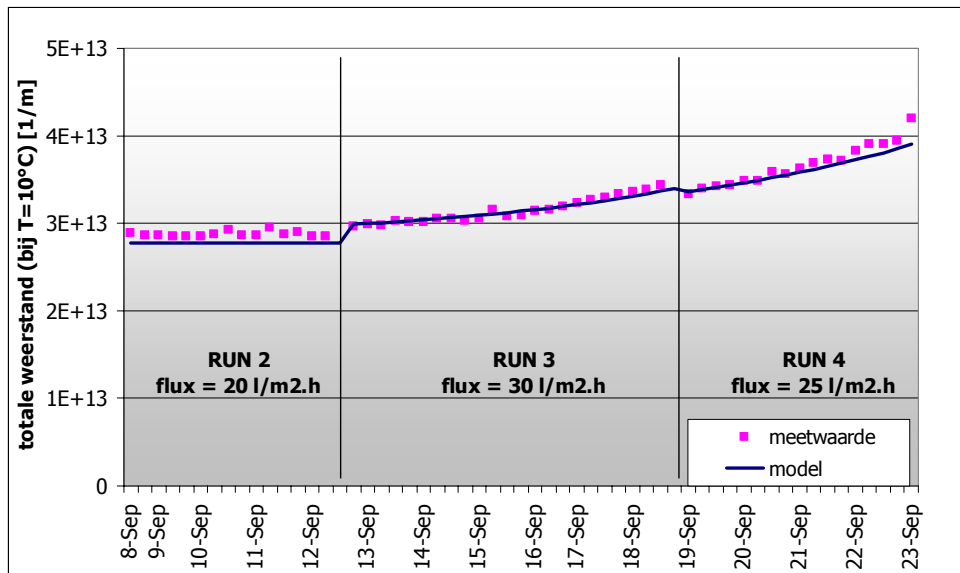
Conclusie

Met de parameters van de eerste cyclus van RUN 13 worden de meetgegevens van RUN 7, 8 en 9 redelijk beschreven. Voor de overige RUNs 10, 11, 12 wijken de modelwaarden duidelijk af van de meetwaarden.

5.11

Voorbeeld modellering RUN 2, RUN 3 en RUN 4

Hieronder wordt de modellering van RUN 2, RUN 3 en RUN 4 met de meetwaarden vergeleken. RUN 2 en 3 worden gebruikt om de foulingconstante b te bepalen.



Figuur 5-4 Modellering RUN 2, RUN 3 en RUN 4.

meetwaarden:	
W_M	$2,6 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$
$W_{bv, \text{aanvang RUN 2}}$	0 m^{-1}
FTE	6 -
T	20 °C
instellingen:	
J	20; 30; 25 $\text{l} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$
v	$1,2 \cdot 10^{-18} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$
t_p	20 min
overige parameters:	
ϕ	80%
λ_m	$1,0 \cdot 10^{-6} -$
γ	$200 \text{ s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$
a	$1,6 \cdot 10^{11} \text{ m} \cdot \text{l}^{-1}$
b	$3,6 \cdot 10^{-19} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

Tabel 5-3 Parameters modellering RUN 2, RUN 3 en RUN 4.

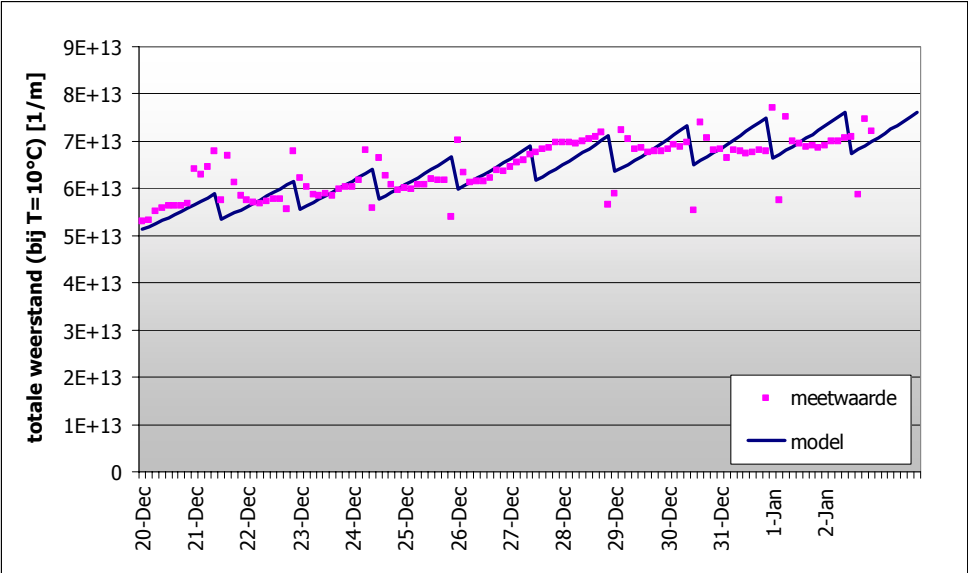
Conclusie

Het model met uitbreiding blijkt goed toepasbaar te zijn om de metingen te simuleren. Hierdoor wordt het mogelijk om de invloeden van temperatuur, langsstroomsnelheid en flux op de membraanvervuiling over een langere periode te beschrijven.

5.12

Voorbeeld modellering RUN 14

In dit voorbeeld wordt ook het effect van de periodieke intensieve reiniging in rekening gebracht. In de onderstaande figuur is het verwijderingsrendement van de intensieve reiniging bepaald op 20%. Dit betekent dat een intensieve reiniging nog steeds 80% van de blijvende vervuiling aanwezig is!



Figuur 5-5 Voorbeeld modellering RUN 14

meetwaarden:	
W_M	$2,6 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$
$W_{bv, \text{aanvang RUN 14}}$	$2,0 \cdot 10^{13} \text{ m}^{-1}$
FTE	4,0 -
T	20 °C
instellingen:	
J	$20 \text{ l} \cdot \text{m}^{-2} \cdot \text{h}^{-1}$
v	$0,39 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$
t_p	90 min
frequentie chem reinigen: eens per 36 uur (24 cycli)	
overige parameters:	
θ	20%
φ	80%
λ_m	$1,0 \cdot 10^{-6} \text{ -}$
γ	$200 \text{ s}^{-1} \cdot \text{bar}^{-1}$
a	$1,6 \cdot 10^{11} \text{ m} \cdot \text{l}^{-1}$
b	$3,6 \cdot 10^{-19} \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$

Tabel 5-4 Parameters modellering RUN 14

Conclusie

Met de gevonden waarde uit RUN 6 voor θ (20% verwijdering) blijkt dat het model het verloop van de flux in RUN 14 redelijk weergeeft.

5.13

Conclusie

Het model is met RUN 2-3 (a , b , γ) en RUN 14 (θ) gecalibreerd voor deze specifieke combinatie van membraan en voedingswater. Bij toepassing van de gecalibreerde parameters in de overige RUNs blijkt dat het model afwijkt van de meetwaarde bij lagere langsstroomsnelheden. Als gevolg hiervan heeft het hier beschreven model vooral een beschrijvend karakter. Om het model een voorspellend karakter te geven is een nauwkeuriger calibratie van de model parameters nodig en wellicht verdere uitbreiding ervan.

5.14

Aanbevelingen voor verbetering van het model

Langsstroomsnelheid

Bij de vergelijking van de modelwaarden met de meetwaarden van RUN 7 -12 werd geconstateerd de modelwaarden voor lage langsstroomsnelheden duidelijk afwijkt. Het verdient aanbeveling om te onderzoeken of het model voor alle langsstroomsnelheden geldig is. De grens van een dergelijke geldigheidsinterval wordt gevormd door een kritieke waarde van de langsstroomsnelheid waaronder de afvoer niet meer bepaald wordt door de langsstroming (bijvoorbeeld door het ontbreken van voldoende snelheid voor op- of loswoeling).

Gecalibreerde waarde voor γ

Met behulp van γ kan de invloed van de langsstroomsnelheid gecalibreerd worden. Een lagere waarde voor γ heeft een grotere kromming tot gevolg en daarmee ook een hoge cyclische weerstand (zie bijlage VII Parameteranalyse). Anders geformuleerd: Het geeft de snelheid weer waarmee het model-evenwicht tussen aan- en afvoer zich instelt. Met de beschikbare gegevens kan de parameter γ niet nauwkeurig worden bepaald.

Om de parameter γ beter te kunnen bepalen, is het nodig om de totale weerstand van het membraan en vervuiling te bepalen voordat begonnen wordt met productie. Dit kan gebeuren door een cyclus met kraan- of demiwater, voorafgaand aan een cyclus met kanaalwater. Op deze manier treden de processen van aan- en afvoer van cyclische vervuiling niet op, en kan de totale weerstand bepaald worden.

Een andere interessante proef zou kunnen zijn: na een productiefase met kanaalwater, zonder spoelfase (dus geen verwijdering van de cyclische vervuiling), een productiefase met kraan- of demiwater te bedrijven om zo het afvoerproces te kunnen onderzoeken.

De weerstand als gevolg van de cyclische vervuiling kan wellicht op een dergelijke manier worden gemeten: geen spoelfase, gevolgd door een productiefase zonder recirculatie.

Frequenter meten FTE

Tijdens de hele proefperiode van vier maanden is slechts enkele malen de troebelheid van het voedingswater gemeten. Om een nauwkeuriger beeld van de vervuilingspotentie van het voedingswater te krijgen, dienen vaker met regelmatige intervallen metingen van de troebelheid gedaan te worden.

Overigens is troebelheid een groffe parameter om deze vervuilingspotentie te bepalen. Het voordeel van deze parameter is de eenvoud van meten. Met de troebelheid worden ook elementen gemeten die niet bijdragen aan de

vervuilingspotentie van het voedingswater. In het huidige model wordt dit middels de fitparameter a gecompenseerd.

Voor het gebruik van een vervuilingsparameter die een nauwkeuriger beeld van de vervuilingspotentie geeft, is eerst kennis nodig welke parameters op de twee vervuilingsmechanismen van toepassing zijn. Hierbij kan bijvoorbeeld gedacht worden aan zwevende stof.

Koppeling W_{cv} en W_{bv}

In het hier beschreven model wordt de cyclische –korte termijn- vervuiling via (5.9) aan de blijvende –lange termijn- vervuiling gekoppeld. De vraag of deze koppeling terecht is, zal moeten blijken uit verder onderzoek. Het is bijvoorbeeld aannemelijk dat de cyclische en de blijvende vervuiling door deeltjes met verschillende eigenschappen (bv. grootte) wordt veroorzaakt, waardoor beide vervuilingsmechanismen ook verschillen qua opbouw en eigenschappen. Naar verwachting hebben grotere deeltjes meer invloed op de cyclische vervuiling (die zich voornamelijk op het membraan vormt; porieblokkering), kleinere deeltjes hebben meer invloed op de blijvende vervuiling (in het membraan; adsorptie).

Hierdoor lijkt het effect van AirFlush en langsstroming van grotere invloed op de cyclische vervuiling dan op de blijvende. In het huidige model wordt hier geen rekening mee gehouden. Verder onderzoek moet uitwijzen welke invloed deeltjeseigenschappen hebben op de twee beschreven vervuilingsmechanismen.

Een mogelijkheid is om beide vervuilingsmechanismen volledig te scheiden. Het effect van de bedrijfsvoering komt dan niet via de cyclische vervuiling W_{cv} tot uiting in de blijvende en moet dan op een andere wijze in de fouling rate ω worden verwerkt (bijvoorbeeld in de fouling parameter b).

Chemische reiniging

Voor de modellering van RUN 14 is een constant verwijderingsrendement van de chemische reiniging aangenomen. Dit verwijderingsrendement hangt onder meer af van de weektijd, frequentie van reinigen, de aanwezige vervuiling en de eigenschappen van de gebruikte wasmiddelen. De invloed van deze factoren op effectiviteit van de chemische reiniging is niet in dit model verwerkt.

Om de efficiency van de chemische reiniging te verhogen zou overwogen kunnen worden om tijdens de chemische reiniging het systeemvolume te blijven recirculeren. De wasmiddelen worden namelijk aan het gehele systeemvolume (60 l) toegevoegd en vermengd, terwijl slechts een gedeelte van het systeemvolume (inhoud capillairen ± 20 l) tijdens de inweekperiode in de buurt van het membraan aanwezig is. Door de recirculatie vindt continue verversing en continue afvoer van losgeweekte vervuiling plaats.

Casestudie PS Elsbeekweg

6.1

Ontwerpgrondslagen

Om de economische haalbaarheid van de toepassing van directe nanofiltratie met Twentekanaalwater te bepalen wordt hier een voorontwerp ter modernisering van PS Elsbeekweg gepresenteerd. Uitgangspunt voor dit ontwerp vormen de proefresultaten van de capillaire nanofiltratie uit hoofdstuk 3 en de modellering van de membraanvervuiling uit hoofdstuk 5.

De overige uitgangspunten zijn:

- De bedrijfsvoering is volgens het principe dead-end met recirculatie (Zie figuur 2-4).
- Er wordt gebruik gemaakt van een voorzuivering in de vorm van trommelzeven (microzeven).
- In de kostprijsberekening wordt een actief koolfilter opgenomen met een contacttijd van 10 min.

Voor de berekening wordt gebruik gemaakt van een standaard module waarvan de eigenschappen in tabel zijn weergegeven. In tabel zijn de standaardinstellingen voor AirFlush en chemische reiniging weergegeven.

Tabel 6-1 Eigenschappen per module

Membraanoppervlak per module	15 m ²
V _{sys}	60 l
TMD	-1,0 - 8,0 bar

Tabel 6-2 Standaard instellingen spoelfase

AirFlush, forward flush en systeemflush	
spoeltijd	75 s
spoelvolumen	90 l
verwijderingsrendement	80%

Tabel 6-3 Standaard instellingen chemische reiniging

Chemische reiniging	
totale reinigingstijd (spoeltijd en weektijd)	2 uur
verwijderingsrendement	20%

Rekenvoorbeeld 6-1 Bedrijfsvoering

Productietijd

Voor de berekening wordt uitgegaan van een standaard module ($A_m = 15 \text{ m}^2$, $V_{\text{sys, per module}} = 60 \text{ l}$) die wordt gespoeld met een totaal spoelvolumen 90 l (voedingswater; spoeltijd bedraagt 75 s.) na elke productietijd. Om een recovery van 60% te behalen bij een ingestelde flux van $20 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$ wordt de productietijd berekend met (2.7) en (2.8):

$$60\% = \frac{\tau}{\tau + 1,50} \rightarrow \tau = 2,25 ; \quad \alpha = \frac{90}{60} = 1,50$$

$$\text{met } \tau = 2,25 = \frac{0,020 \cdot 15 \cdot t_p}{0,060} \rightarrow t_p = 0,45 \text{ h} = 27 \text{ minuten}$$

Langsstroming

Om de membraanvervuiling zoveel mogelijk tegen te gaan, wordt de langsstroomsnelheid ingesteld op $v = 0,4 \text{ m/s}$.

Chemische reiniging

Met behulp van het vervuilingsmodel wordt de tijd tussen twee chemische reinigingen bepaald op 72 uur (= 160 cycli). De totale duur van één chemische reiniging wordt gesteld op 2 uur. Dit betekent dat de module $\frac{72}{72+2} = 97,3\%$ van de tijd wordt gebruikt voor productie en in de overige tijd chemische wordt gereinigd.

Rekenvoorbeeld 6-2 Capaciteit

Het ontwerpdebiet van PS Elsbeekweg bedraagt $7,6 \text{ mln m}^3$ per jaar met een piekfactor van 1,1. Er wordt uitgegaan van 8000 bedrijfsuren per jaar.

Tijdens het spoelen wordt niet geproduceerd. Met de spoeltijd uit de bovenstaande berekening wordt de verhouding productietijd/cyclustijd van een module bepaald:

$$\frac{\text{productietijd}}{\text{cyclustijd}} = \frac{27 \cdot 60}{27 \cdot 60 + 75} = 95,6\%$$

Voor het netto benodigde membraanoppervlak van de installatie met een ingestelde flux van $30 \text{ l/m}^2\cdot\text{h}$ volgt:

$$\frac{100\%}{95,6\%} \frac{100\%}{97,3\%} \frac{1,1 \cdot \frac{7,8 \cdot 10^6}{8000}}{0,020} = 57,6 \cdot 10^3 \text{ m}^2$$

$$\text{Dit komt neer op } \frac{57,6 \cdot 10^3}{15} = 3844 \text{ modules.}$$

6.2

Kostprijsberekening

De uiteindelijke kostprijs per m³ productwater hangt af van de gevoerde instellingen voor flux, recovery en stroomsnelheid langs het membraan. Om die bedrijfsvoering te vinden waarvoor kostprijs minimaal is, wordt met behulp van het model uit hoofdstuk 4 een aantal bedrijfsvoeringen gesimuleerd (volgens de rekenvoorbeelden uit de vorige paragraaf). Door een kostenberekening aan het model te koppelen wordt de kostprijs per m³ bepaald. In bijlage VI is de kostprijsberekening weergegeven van de berekende instellingen uit rekenvoorbeelden 6-1 en 6-2.

Kostenopbouw

Het ontwerp bestaat uit globaal uit vier componenten:

- 1 Gebouw
- 2 Microzeven
- 3 Capillaire Nanomembranen
- 4 Aktief Koolfiltratie

Per component worden de onderstaande kostenfactoren gehanteerd:

▪ Rente en afschrijvingen

De kapitaalslasten A van een investering bestaan uit rente en afschrijving. Naast de rente zijn ook de herwaardering wegens bouwkostenstijging alsmede de inflatie van invloed op de kapitaalslasten. Deze factoren worden ondervangen in de index-annuïteitenmethode.

Berekend op basis van deze methode bedragen de jaarlijkse lasten A van een investering I over n jaren in jaar k:

$$A = a_k \cdot I \quad (6.1)$$

$$\text{met } a_k = \frac{(p - b)}{(1 + b)} \frac{(1 + p)^n}{(1 + p)^n - (1 + b)^n} \frac{(1 + b)^k}{(1 + i)^k} \quad (6.2)$$

waarin:

- A jaarlijkse kapitaalslasten [€/jaar]
 I investering [€]
 p rente [-]
 b bouwkostenstijging [-]
 i inflatie [-]

Indien wordt aangenomen dat $b = i$ gaat (6.2) over in:

$$a = \frac{(p - i)}{(1 + i)} \frac{(1 + p)^n}{(1 + p)^n - (1 + i)^n} \quad (6.3)$$

De investering I wordt bepaald uit de bouwkosten, algemene voorzieningen, kosten voor montage en staartkosten:

Bouwkosten	
Algemene voorzieningen	5% van bouwkosten
Montagekosten	30% van bouwkosten + alg. voorzieningen
Staartkosten	15% van bouwkosten, montagekosten, PLC
-----+	

Investering I

[bron: DHV Water BV]

- **Onderhoud en membraanvervanging**

De kosten voor onderhoud worden bepaald als een percentage (3%) van de investering I.

De membranen worden na de levensduur (meestal 5 vijf jaar) vervangen.

- **Energiekosten**

Tijdens het productieproces is energie nodig voor:

- Transmembraandruk (TMD)

$$E_{TMD} = \rho \cdot g \cdot \frac{Q_D}{3600} \cdot 10 \cdot TMD$$

waarin:

E_{TMD} netto energiebehoefte voor filtratieproces [W]

Q_D ontwerpdebiet installatie [m^3/h]

TMD transmembraandruk [bar]

- Recirculatiestroming

$$E_{REC} = \rho \cdot g \cdot Q_{REC} \cdot \Delta H_{REC} = \rho \cdot g \cdot v \cdot n \cdot A_{doorstroom} \cdot \Delta H_{REC}$$

$$\text{met } \Delta H_{REC} = \zeta \frac{v^2}{2g}$$

waarin:

E_{REC} netto energiebehoefte voor recirculatie [W]

Q_{REC} recirculatiedebiet installatie [m^3/h]

ΔH_{REC} wrijvingsverlies recirculatie [m]

v langsstroomsnelheid [m/s]

n aantal modules [-]

$A_{doorstroom}$ doorstroomoppervlak per module [m^2]

ζ wrijvingsverliesfactor (uit meetresultaten: $\zeta \approx 100$) [-]

Tijdens het spoelproces is energie nodig voor:

- Doorspoelen van de installatie (waaronder AirFlush)

$$E_S = \rho \cdot g \cdot \frac{Q_S}{3600} \cdot \Delta H_S$$

$$\text{met } \Delta H_S = \zeta \frac{Q_S^2}{A_{doorstroom}^2 \cdot 2g}$$

waarin:

E_S netto energiebehoefte voor spoelproces [W]

Q_S spoeldebiet installatie [m^3/h]

ΔH_S wrijvingsverlies tijdens spoelfase [m]

- Verder gaat er energie verloren door het verversen van het systeemvolume:

$$E_V = \rho \cdot g \cdot V_{\text{SYS}} \cdot \text{TMD}$$

waarin:

E_V energieverlies bij verversen systeemvolume [J]

De totale gemiddelde netto energiebehoefte volgt nu uit:

$$E_T = \frac{t_p \cdot (E_{\text{TMD}} + E_{\text{REC}}) + t_s \cdot E_s + E_V}{t_p + t_s}$$

waarin:

E_T gemiddelde netto energiebehoefte [W]

Met een gemiddeld rendement (verlies door wrijving en pompen) η volgt voor de benodigde bruto energiebehoefte:

$$E_B = \frac{E_T}{\eta}$$

waarin:

E_B bruto energiebehoefte [W]

η verliesfactor [-]

Omrekenen naar kWh gebeurt volgens:

$$E_{B,\text{kWh}} = \frac{E_B \cdot 3600 \cdot AB}{3,6 \cdot 10^6}$$

waarin:

$E_{B,\text{kWh}}$ Jaarlijkse energievraag [kWh]

AB Aantal bedrijfsuren per jaar [h]

▪ **Kosten voor het chemische reinigen van de membranen**

De kosten voor het chemisch reinigen van de membranen hangen af van de volgende factoren:

- Kosten per liter wasmiddel
- Hoeveelheid gebruikt wasmiddel per wasbeurt
- Frequentie van chemisch reinigen

Effecten op de kostprijs

Een verhoging van de flux leidt enerzijds tot minder benodigd membraanoppervlak en daarmee tot lagere investeringskosten, en anderzijds tot hogere kosten (hogere vervuilingsgraad per m² membraanoppervlak) voor het chemisch reinigen van de modules.

Voor de langstroomsnelheid geldt: een verlaging van de recirculatie leidt weliswaar tot energiebesparing maar veroorzaakt ook een hogere membraanvervuiling en daarmee een hogere frequentie van chemisch reinigen. De kosten van het chemisch reinigen hangen af van het gebruikte wasmiddel en de

hoeveelheid die per reiniging gebruikt wordt. In alle onderzochte bedrijfsvoeringen is een combinatie van Ultrasil 60A en Ultrasil 62 gebruikt. De totale kosten per reiniging per module zijn € 4,40. (Zie ook het totaal overzicht kostprijsberekening in bijlage VI)

In de onderstaande tabel is de opbouw van de kostprijs per m³ productwater weergegeven als functie van de ingestelde flux.

Tabel 6-4 Opbouw kostprijs (indicatie) per m³ permeaat (recovery = 60%, v = 0,4 m/s)

	[euro/m ³]
rente en afschrijving	0,189
onderhoud	0,072
membraanvervanging	0,200
energie	0,041
chemisch reinigen	0,241
Totaal	0,742

Uit de tabel blijkt dat de economische haalbaarheid in belangrijke mate wordt bepaald door de hoge kosten voor het chemisch reinigen en de hoge kosten voor de vervanging van de membranen.

Navraag bij de fabrikant van de membranen levert een ander kostenplaatje: Volgens de fabrikant is een wekelijkse chemische reiniging met een loog-oplossing, aangevuld met een maandelijks enzymatische reiniging veel effectiever. De kosten voor het chemisch reinigen vallen daarmee veel lager uit:

Tabel 6-5 Opbouw kostprijs (indicatie) per m³ permeaat (recovery = 60%, v = 0,4 m/s, chemisch reinigen met combinatie loog-oplossing – enzymatisch wasmiddel)

	[euro/m ³]
rente en afschrijving	0,189
onderhoud	0,072
membraanvervanging	0,200
energie	0,041
chemisch reinigen	0,013
Totaal	0,514

De hoge membraanprijzen vormen een belangrijke kostenfactor in de uiteindelijke kostprijs (bij de bovenstaande berekeningen is uitgegaan van een kostprijs per m² membraan van € 135 (opgave fabrikant)).

6.3

Productkwaliteit

In de onderstaande tabel worden de kwaliteiten van het voedingswater voor de installatie (Twentekanaalwater) en de gemiddelde kwaliteit van het permeaat. De waarde voor de factor $(1-R_{Mi}) \cdot \beta_i$ zijn met behulp van het iteratieprogramma Solver (Excel Add-In) en de permeaatanalyse van RUN 3 bepaald. De momentane concentratie wordt vervolgens met (4.8) gevonden. De gemiddelde concentratie volgt tenslotte uit (4.2).

Tabel 6-6 Behaalde permeaatkwaliteit

		Twentekanaalwater	Gemiddelde concentratie permeaat	Momentane concentratie op $t_p = 27$ min	$(1-R_{Ml})\beta_l$ [-]
[Na ⁺]	mg/l	53.0	49.3	52.1	0.82
[K ⁺]	mg/l	9.1	8.7	9.0	0.87
[Ca ²⁺]	mg/l	46.0	18.6	25.9	0.21
[Mg ²⁺]	mg/l	6.6	1.7	2.5	0.12
[Mn ²⁺]	mg/l	0.11	0.01	0.02	0.05
[Fe ³⁺]	mg/l	0.41	0.01	0.02	0.01
[Al ³⁺]	μg/l	80.0	6.7	10.4	0.04
[Ba ³⁺]	μg/l	39.0	12.7	18.2	0.16
[Ni ³⁺]	μg/l	8.0	2.5	3.7	0.16
[Cu ²⁺]	μg/l	4.0	1.3	1.8	0.16
[Zn ²⁺]	μg/l	9.5	3.7	5.2	0.20
[NH ₄ ⁺]	mg/l	0.05	0.04	0.05	0.67
[HCO ₃ ²⁻]	mg/l	123.0	87.4	106.2	0.48
[Cl ⁻]	mg/l	78.0	63.5	72.6	0.61
[F ⁻]	mg/l	0.12	0.08	0.10	0.43
[PO ₄ ³⁻]	mg/l	0.20	0.16	0.19	0.61
[SO ₄ ²⁻]	mg/l	43.0	6.6	10.1	0.07
[NO ²⁻]	mg/l	0.46	0.23	0.31	0.28
[NO ³⁻]	mg/l	7.0	5.9	6.6	0.67
DOC	mg/l	9.1	0.8	1.2	0.04
AOX	μg/l	50.0	12.9	19.0	0.12

6.4

Conclusie

Met het model uit hoofdstuk 4 en 5 en de daaraan gekoppelde kostprijsberekening is hier een ontwerp voor modernisering van PS Elsbeekweg gepresenteerd. De kosten voor nieuwe membranen (membraanvervanging) vormt de belangrijkste kostenfactor.

Het geproduceerde water is van voldoende kwaliteit voor infiltratie bij PS Weerseloseweg. Vanwege het lage gehalte DOC kan een eventuele behandeling met actief kool als tussenstap voor het afvangen van microverontreinigingen, beperkt worden uitgevoerd.



50

□□
□□
□□
□□
□□
▶
□□

Conclusies en aanbevelingen

7.1 Conclusies

Technische haalbaarheid

- Op grond van de resultaten van eerder onderzoek van ultrafiltratie op Twentekanaalwater waren de verwachtingen van de prestaties van capillaire nanofiltratie op Twentekanaalwater niet heel hoog. Gezien de prestaties van capillaire nanofiltratie gedurende de proefperiode van vier maanden zijn deze verwachtingen overtroffen.
- Tijdens de proefperiode is geen stabiele bedrijfsvoering aangetoond. Met de gekozen bedrijfsinstellingen bleek de membraanvervuiling niet onder controle. Op grond hiervan kan de technische haalbaarheid van directe capillaire nanofiltratie op Twentekanaalwater niet worden aangetoond.
- De kwaliteit van het geproduceerde water voldoet aan de normen die de WMO hanteert (DOC, Troebelheid, Na^+ , Cl^- , SO_4^{2-}). Een beperkte actief koolfiltratie als nazuivering voor het afvangen van organische microverontreinigingen lijkt vanwege het lage gehalte DOC in het productwater gerechtvaardigd.

Economische haalbaarheid

- Uit de kostenraming van het voorontwerp uit hoofdstuk 6 is gebleken dat toepassing van directe capillaire nanofiltratie met alleen een enzymatische reiniging, niet economisch haalbaar is als vervanging van de huidige zuivering op het pompstation Elsbeekweg. Dit is voornamelijk een gevolg van de hoge membraanprijzen, de dure wasmiddelen en de hoge frequentie van chemisch reinigen.

Modellering

- Met het gecalibreerde vervuilingsmodel uit hoofdstuk 5 kan, voor deze specifieke combinatie van membraan en voedingswater, de korte-termijn-membraanvervuiling goed worden weergegeven. Voor de modelvorming van de lange-termijn-membraanvervuiling zijn teveel aannamen nodig om een robuust model te formuleren. Het model kan daarom slechts als 'beschrijvend' worden beschouwd.
- Het model dat de concentraties in het permeaat en in de recirculatiestroom beschrijft (hoofdstuk 4) geeft het verloop van de concentraties voor calcium en magnesium redelijk goed weer. Het model kan daarom gebruikt worden om een momentane waarde voor de concentratie in het permeaat bij een bekende concentratie in het voedingswater te voorspellen.

7.2 Aanbevelingen

Technische en economische haalbaarheid

- De proefperiode bedroeg vier maanden. Verder onderzoek naar het verouderen van het membraan en seizoensinvloeden verdient aanbeveling.
- Verder onderzoek moet uitwijzen of de effectiviteit van de chemische reiniging kan worden verbeterd door het toepassen van andere weektijden, reinigingsfrequenties of een ander wasmiddel (bijvoorbeeld het toepassen van een combinatie van loog-oplossing en enzymatisch wasmiddel). Dit heeft naar verwachting een gunstige op de kosten (minder vaak reinigen, minder wasmiddelen nodig, minder ecotax).
- Verder onderzoek moet ook uitwijzen welke invloed de bedrijfsvoering (instellingen voor flux, langsstroomsnelheid en AirFlush) op de blijvende vervuiling heeft (zie ook § 5.14).

Modellering

- In het vervuilingsmodel wordt de cyclische –korte termijn- vervuiling via (5.9) aan de blijvende –lange termijn- vervuiling gekoppeld. Verder onderzoek moet uitwijzen wat de precieze verhouding tussen deze beide vervuilingsmechanismen is (zie ook § 5.14). Bij het volledig scheiden van beide vervuilingsmechanismen, moet onderzocht worden hoe de bedrijfsvoering tot uiting kan komen in de blijvende vervuiling.
- Verder onderzoek naar de invloed van mogelijke biofouling (en de bestrijding ervan) verdient aanbeveling.
- Voor de modellering van RUN 14 is een constant verwijderingsrendement van de chemische reiniging aangenomen. Dit verwijderingsrendement hangt onder meer af van de weektijd, frequentie van reinigen, de aanwezige vervuiling en de eigenschappen van de gebruikte wasmiddelen. De invloed van deze factoren op effectiviteit van de chemische reiniging is niet in dit model verwerkt.

Literatuur

- [1] Z. Amjad, *Reverse osmosis*, New York: Van Nostrand Reinhold, 1993.
- [2] P.T. Cardew en M.S. Le, *Membrane Processes: a technology guide*, Cambridge 1998.
- [3] J.C. van Dijk, *Membrane Filtration*, Delft: TU Delft, 1998.
- [4] G. Galjaard, *Meetprotocol Quick-Scan: Vergelijken van MF/UF membraanprestaties*, Nieuwegein: KIWA N.V., 1998.
- [5] M.J. Glastra, *Membraan (bio)reactoren in de drinkwaterzuivering*, Delft: TU Delft, 2001.
- [6] D.J.H. Harmsen, *Haalbaarheid Ultrafiltratie op Twentekanaalwater*, Nieuwegein: KIWA, 2000.
- [7] M. Mulder, *Basic principles of Membrane technology*, Dordrecht: Kluwer Academic Publishers, 1991.
- [8] Y. Osada en T. Nakagawa, *Membrane science and Technology*, New York: Marcel Dekker, 1991.
- [9] J. Post, *Recovery⁺*, Delft: TU Delft, 2000.
- [10] M. Riemersma, *Nanofiltratie beter en goedkoper*, Delft: TU Delft, 1997
- [11] *Standaardisatie van kosten (Niveau beleidsplan en systeemkeuze)*, Amersfoort: DHV Water BV, 1998.
- [12] VEWIN aanbevelingen 1993.
- [13] G. I. M. Worm, *Lucht/waterspoeling bij ultrafiltratie*, Delft: TU Delft / Stork, 2000.
- [14] L. J. Zeman en A. L. Zydney, *Microfiltration and Ultrafiltration*, New York: Marcel Dekker, 1996.

Artikelen

- [15] Duin O. et al., 'Direct nanofiltration or ultrafiltration of WWTP effluent?'. *Desalination* 132, 65-72, 2000.
- [16] Efferen van B. Et al., 'Capillaire nanofiltratie als hoogwaardige techniek voor de productie van industriewater' *Watersymposium 2001*, 175 – 186, 2001.

-
- [17] Madaeni S. S. et al., 'Chemical cleaning of reverse osmosis membranes'. *Desalination* 134, 77-82, 2001.
- [18] Nagaoka H. Et al., 'Modelling of biofouling by extracellular polymers in a membrane separation activated sludge system'. *Water Science and Technology* Vol. 38, No 4-5, pp. 497-504, 1998.
- [19] Kuberkar V.T. and Davis R.H., 'Modeling of fouling reduction by secondary membranes' *Journal of membrane science* Vol 168 , pp. 243-258, 2000.
- [20] Reigersman, 'Praktijkervaring met proceswater op maat middels membraanfiltratie'. *H2O* 7, 2000.
- [21] Tansel B., et al., 'Characterization of fouling kinetics in ultrafiltration systems by resistances in series model', *Desalination* 129, 7-14, 2000.
- [22] Wessels, 'Dead-end nanofiltratie voor hergebruik regeneraat ionenwisselaars'. *H2O* 6, 2000.
- [23] Worm G. I. M. Et al., 'Relation liquid velocity – permeate quality for capillary nanofiltration'. Delft: TU Delft, 2001.

Internet

<http://www.sanitaryengineering.tudelft.nl/>

<http://www.citg.tudelft.nl/gez>

<http://www.wmo.nl>

<http://water.pagina.nl>

<http://www.mact.btc-twente.nl/Membra01.html>

Bijlagen

Bijlage I Schema zuivering Elsbeekweg – Weerseloseweg

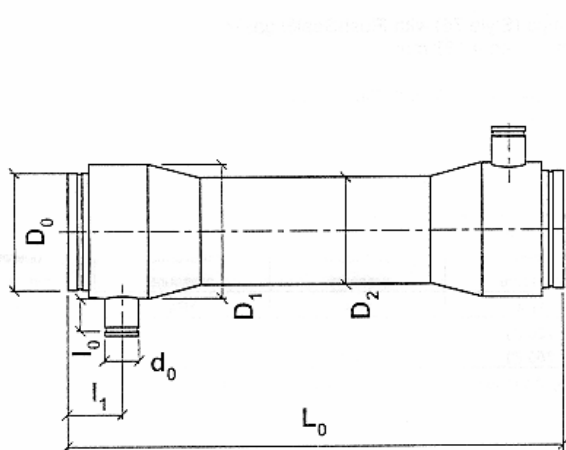


STORK®

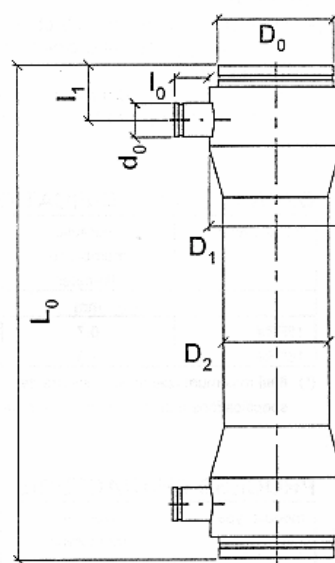
Stork Friesland B.V.

8" SuperFil® MEMBRANE MODULE PVC

Technical data



H-version



V-version

BASIC CHARACTERISTICS

- module design for flexible plant lay-out and operation
- compact module construction with minimal dead volume
- no pressure vessel required
- module to be mounted horizontally as well as vertically
- good cleanability
- no risk of contamination of permeate side by feed side solution
- suitable for cross-flow as well as dead-end flow systems
- wide range of process conditions possible

MODULE SPECIFICATIONS

module type	hydraulic membrane diameter	memb. area	feed connection D_0 (*)	module length L_0	saddle diameter D_1	module diameter D_2	permeate connection d_0 (*)	permeate length l_0	permeate position l_1	mass empty / filled
# = H / V	mm	m ²	mm	mm (±1)	mm	mm	mm	mm (±1)	mm (±1)	kg
18PR#	0.7	23	220.0	1000	250	200	73.0	40	90	18 / 44
16PR#	1.5	15	220.0	1000	250	200	73.0	40	90	18 / 44

(*) groove dimensions are according to the dimensions specified by Victaulic®

9943-SMMP/8
(replaces: 9843-SMMP/8)

MATERIALS OF CONSTRUCTION

- housing : PVC, drinking water quality
- potting : epoxy, food grade
- membrane : see membrane data sheets

CONNECTION SPECIFICATIONS

(feed side)

- standard 8" (219.1 mm) Victaulic® clamps (Style 75) with FlushSeal® gaskets
NB. maximal internal diameter connection part = 188 mm

(permeate side)

- standard 2½" (73.0 mm) Victaulic® clamps (Style 75) with FlushSeal® gaskets
(see also data sheet for connection parts)

OPERATING SPECIFICATIONS

module type	hydraulic membrane diameter	maximum feed pressure	maximum permeate pressure	feed-permeate differential pressure	maximum operating temperature
	mm	kPa	kPa	kPa	degC
18PR#	0.7	750 (*)	750 (*)	-750 .. +750 (*)	40 (*)
18PR#	1.5	750 (*)	750 (*)	-750 .. +750 (*)	40 (*)

(*) final maximum operating limits are determined by the lowest values of the membrane and module pressure and temperature specifications (see also membrane data sheet) !

PROCESS CHARACTERISTICS (water, 25 degC)

module type	hydraulic membrane diameter	cross-flow flow rate (*)	pressure-drop across module (laminar flow)
	mm	m³/h	kPa
18PR#	0.7	16.6 x v	65.3 x v
18PR#	1.5	22.3 x v	14.2 x v

(*) superficial velocity (v) in m/s

For more information please write or call to:

Stork Friesland B.V.
Business Unit Membranes
P.O. Box 13
8400 AA GORREDIJK
The Netherlands

Phone: + 31 (0)513 467777
Fax: + 31 (0)513 463708
E-mail: info@friesland.storkgroup.com
Web site: www.storkfriesland.com



Note: The information and data contained in this document are based on our general experience and are believed to be correct. They are given in good faith and are intended to provide a guideline for the selection and use of our products. Since the conditions under which our products may be used are beyond our control, this information does not imply any guarantee of final product performance and we cannot accept any liability with respect to the use of our products. The quality of our products is guaranteed under our conditions of sale. Existing industrial property rights must be observed.

9943-SMMP/8

INDICATIVE

CAPILLARY NANOFILTRATION MEMBRANE

Technical data

NR 015-500

BASIC CHARACTERISTICS

- Thin film composite capillary NANOfiltration membrane
- Developed especially for the production of process water and drinking water from surface water, industrial waste water and groundwater
- High rejection for bivalent ions and organic molecules with molecular weights above 200 Dalton and low rejection for monovalent ions
- Membrane elements can be backflushed for efficient membrane cleaning

APPLICATIONS

- Whey treatment
- Production of process water from whey permeate
- Treatment of waste streams containing low molecular weight organic compounds
- Concentration and decolourization of textile waste streams
- Colour removal
- Drinking and process water production
- Water softening
- Removal of pesticides and other organic micropollutants
- Removal of bacteria, viruses, spores, etc.

MEMBRANE COMPOSITION

- Membrane material composed of thin film polyamide/polyethersulfone
- Capillary geometry

PERFORMANCE DATA

parameter	unit	NR 015-500	remarks
Clean Water Flux	l/m ² .h.100 kPa	20 ± 2.5	RO-water
Initial flux	l/m ² .h.100 kPa	15 ± 2.5	0.35 w% NaCl at 25°C
Rejection	%	40 ± 10	at 600 kPa and Re=2500
Initial flux	l/m ² .h.100 kPa	12.5 ± 2.5	0.5 w% MgSO ₄ at 25°C
Rejection	%	96 ± 2	at 600 kPa and Re=2500
Transmembrane pressure	kPa	- 100 ... + 800	
pH		4 - 10	at 25°C
Chlorine exposure		do not expose	
Temperature	°C	1 - 40	
Hydraulic diameter	mm	1.5	

Operation of membranes at any combination of maximum limits of pH, concentration, pressure or temperature, during cleaning or production, will severely influence the membrane lifetime.

SOLVENT RESISTANCE

Since the resistance of the membrane to solvents strongly depends on the actual process conditions, the indications given below should only be considered as guidelines.

Organic acid	**
Organic esters, ketones	**
Aliphatic alcohols	***
Non-polar aliphatic compounds	***
Aromatic compounds	**
Formaldehyde	**

* = not resistant

**** = 100% resistant

CLEANING

Depending on the nature of the feed solution the following cleaning agents can be chosen:

Chemical	: EDTA	(pH 11 max.)
	: Sodium hydroxide	(pH 11 max.)
	: Nitric acid	(pH 3 min.)
	: Phosphoric acid	(pH 3 min.)
	: Citric acid	
	: Enzymatic compounds	
	: Acid/base treatment	(to be specified)
	: Oxonia 201/AKTIV	(0.1%; max. temp. 25°C)

It is recommended to keep the pH during cleaning between 3 and 10.5 and not to exceed a temperature of 35°C during cleaning and/or disinfection.

If those standard cleaning techniques fail to remove the foulants, more concentrated cleaning solutions can be tried. Please contact Stork Friesland for recommendations. It has to be stressed, however, that no warranty can be given on the efficiency of any cleaning nor on the membrane performance after such cleaning attempts.

Operation of membranes at any combination of maximum limits of pH, concentration, pressure or temperature, during cleaning or production, will severely influence the membrane life.

Before using new membranes and after long term storage, we advise to do a cleaning and disinfection run in order to remove residues of conservation agents.

After cleaning we advice to discharge at least 25 litre of permeate per m² of membrane area.

DISINFECTION

Suggested method:

a solution of 0.15% Staflex 20 (20 ppm active iodine) in water at 25°C during 20 minutes at a pressure not exceeding 5 bar.

Sodium hypochlorite or generally free chlorine has a destructive effect on the membrane and contact should completely be avoided. The use of other oxidants should preferably be avoided.

STORAGE

New membranes can be stored as supplied.

After being used, storage is required in humid environment or in a solution of 250 ppm SPECTRUS NX1164 (BetzDearborn) in water at a temperature of 1 – 35°C.

For more information please write or call to:

Stork Friesland B.V.
Business Unit Membranes
P.O. Box 13
8400 AA GORREDIJK
The Netherlands

Phone: + 31 (0)513 467777
Fax: + 31 (0)513 463708
E-mail: info@friesland.storkgroup.com
Web site: www.storkfriesland.com



Note: The information and data contained in this document are based on our general experience and are believed to be correct. They are given in good faith and are intended to provide a guideline for the selection and use of our products. Since the conditions under which our products may be used are beyond our control, this information does not imply any guarantee of final product performance and we cannot accept any liability with respect to the use of our products. The quality of our products is guaranteed under our conditions of sale. Existing industrial property rights must be observed.

0005-N 015-500

Totale systeeminhoud : 60l

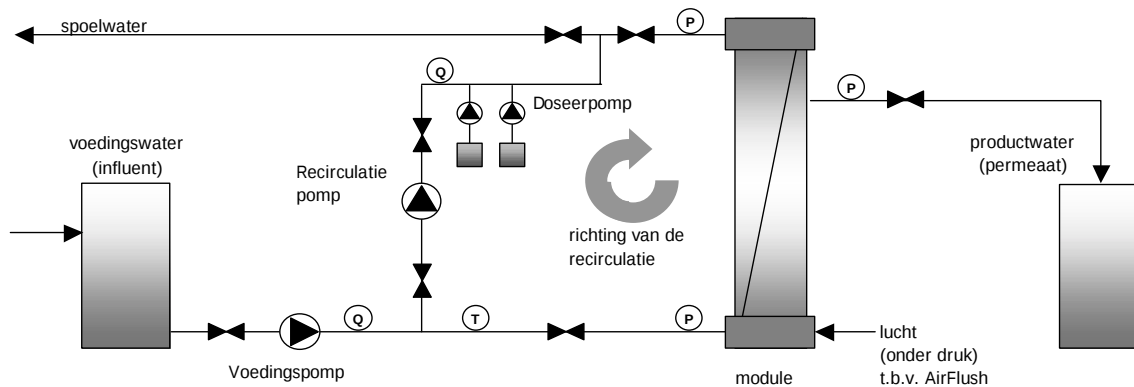
Volume in module : 26l

Volume in capillairen : 3l

membraangegevens

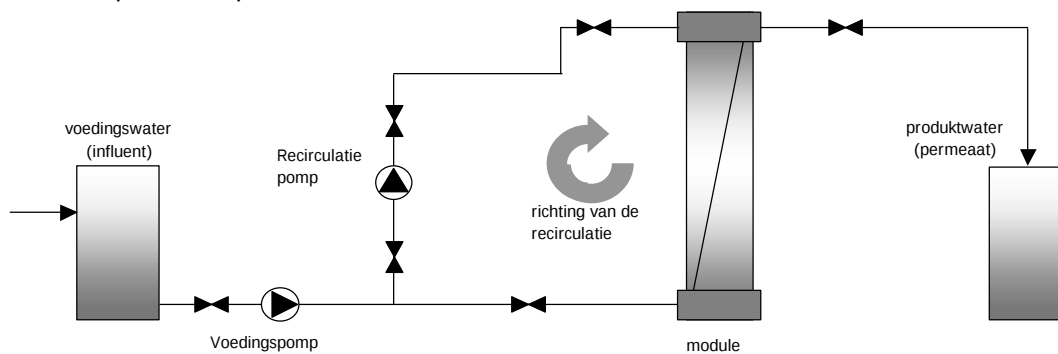
- fabrikant: Stork
- type: 18PRVNR015-500
- lengte capillairen: 80 cm
- diameter capillairen: 1,5 mm
- aantal capillairen: ± 4000
- totaal membraanoppervlak: 15 m^2
- totaal doorstroomoppervlak: $4000 * 0,25 * \pi * (0,0015)^2 = 0,0283 \text{ m}^2$

Schema proefinstallatie

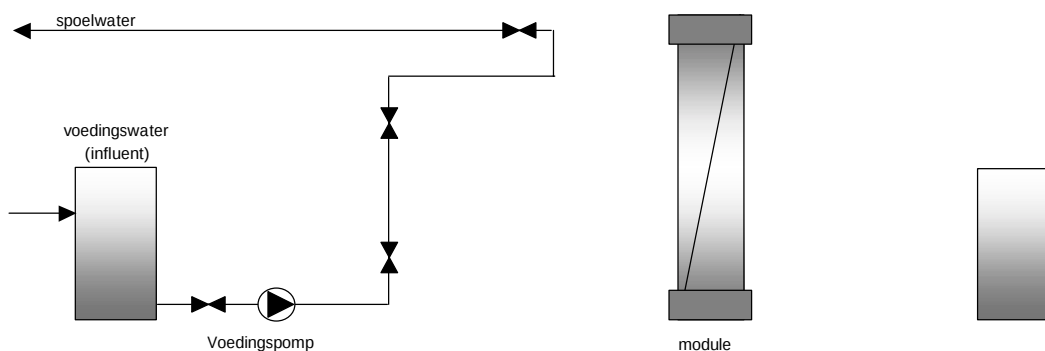


De bedrijfsvoering van de proefinstallatie kan grofweg in vier processen worden opgedeeld:

1. Normale permeaat productie.

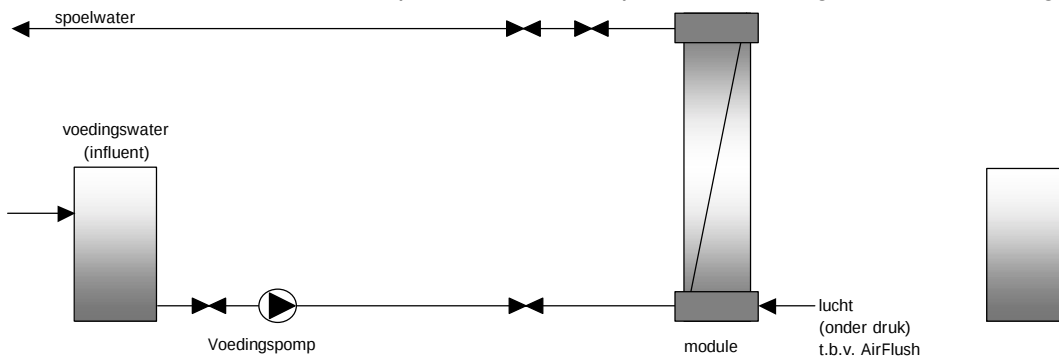


2. Systeem flush, dit is het verversen van het systeemvolume (uitsluitend leidingen);



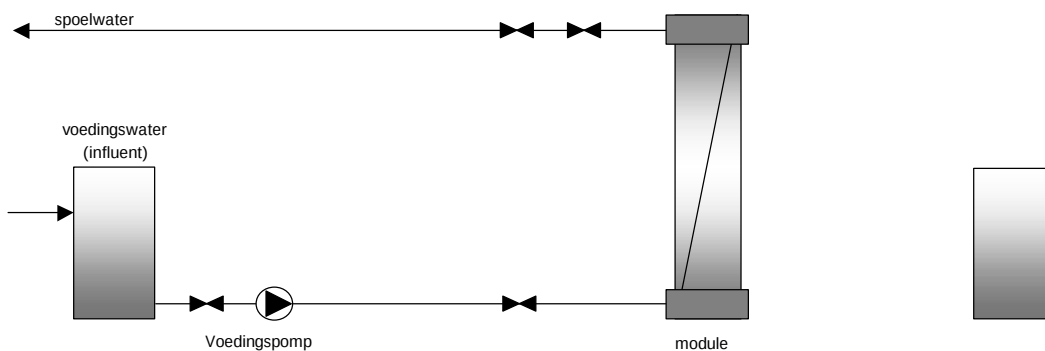
3. AirFlush, dit is het turbulent doorspoelen met een lucht/water mengsel van de capillairen in de module;

4. Forward flush, dit is het doorspoelen van de capillairen om losgewoelde vervuiling door de

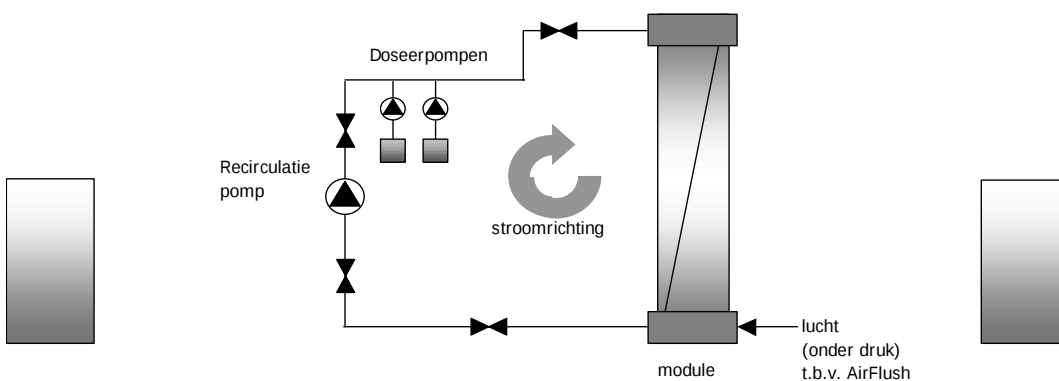


AirFlush en achtergebleven luchtbelllen te verwijderen;

5. Chemische reiniging, dit is een intensieve reiniging onder invloed van enzymen die één keer wordt uitgevoerd na een aantal productiecycli. Deze flushprocedure bestaat uit een korte tijd



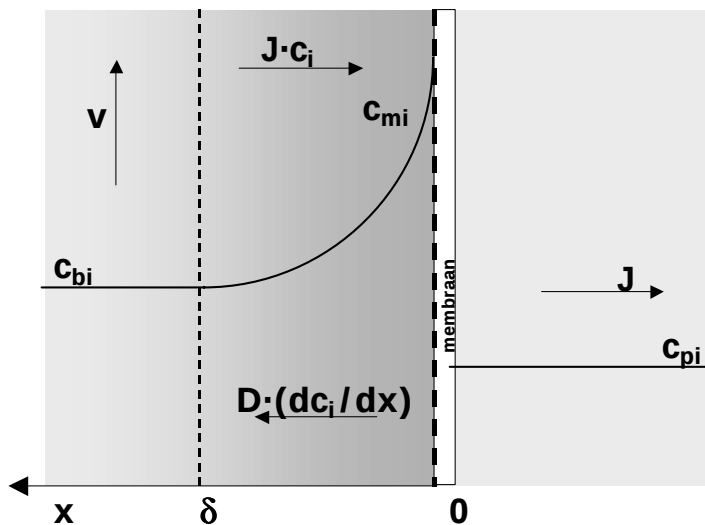
rondpompen van een enzym/water mengsel gevolgd door een langere weektijd met datzelfde mengsel. De chemische flush wordt gevolgd door een systeem flush, AirFlush en forward flush alvorens de productie wordt hervat.



Bijlage IV Concentratiepolarisatie

De inhoud van deze bijlage is grotendeels overgenomen uit [19] "Relation liquid velocity – Permeate Quality for Capillary Nanofiltration" Worm G. I. M. Et al., TU Delft: Delft 2001.

Concentratiepolarisatie is het verschijnsel waarbij concentraties zich ophopen nabij het membraan als gevolg van het filtratieproces. Omdat het aangevoerde water het membraan passeert terwijl de meegevoerde opgeloste stoffen voor een deel door het membraan geweerd worden, is de concentratie nabij het membraan hoger dan in de bulk van de circulatiestroom. In de onderstaande figuur is het verschijnsel concentratie-polarisatie schematisch weergegeven.



Figuur IV-1 Concentratie polarisatie

Uit de figuur kan de wet van Fick worden afgeleid:

$$J \cdot c_i + D_i \cdot \frac{dc_i}{dx} = J \cdot c_{p,i} \quad (\text{IV.1})$$

Verder geldt voor D_i :

$$D_i = k_i \cdot \delta \quad (\text{IV.2})$$

waarin:

- D_i diffusiecoëfficiënt [m^2/s]
- k_i massatransport coëfficiënt [m/s]
- δ dikte van de laminaire grenslaag [m]

Met de randvoorwaarden op $x=0$ en $x=\delta$ kan worden afgeleid dat de concentratiepolarisatie afhankelijk is van de flux J en de massatransportcoëfficiënt k_i :

$$\begin{aligned} c_i(x=0) &= c_{mi} \\ c_i(x=\delta) &= c_{bi} \end{aligned}$$

De algemene oplossing voor (IV.2) wordt daarmee:

$$\frac{c_{mi} - c_{pi}}{c_{bi} - c_{pi}} = \exp\left(\frac{J}{k_i}\right) \quad (IV.3)$$

waarin:

J flux [$\text{l/m}^2 \cdot \text{h}$]

c_{mi} concentratie van een stof i aan het membraan [mg/l]

c_{pi} concentratie van een stof i in het permeaat [mg/l]

c_{bi} concentratie van een stof i de bulk van de circulatiestroom [mg/l]

De concentratiepolarisatiefactor β is gedefinieerd als:

$$\beta = \frac{c_{mi}}{c_{bi}} \quad (IV.4)$$

waarin:

β concentratiepolarisatiefactor [-]

Als c_{pi} kan worden verwaarloosd (Reverse Osmosis) kunnen (IV.3) en (IV.4) gecombineerd worden tot:

$$\beta = \exp\left(\frac{J}{k_i}\right) \quad (IV.5)$$

Om het effect van de concentratiepolarisatie te beperken kan de flux worden verlaagd of de massatransportcoëfficiënt worden verhoogd. Over het algemeen is het niet wenselijk om de flux te verlagen waardoor de massatransportcoëfficiënt zo hoog mogelijk moet worden ingesteld.

$$k_i = \frac{Sh_i \cdot D_i}{d_h} \quad (IV.6)$$

Waarin:

Sh_i getal van Sherwood voor een stof i [-]

d_h hydraulische diameter [m]

Theorie capillaire membranen

De stroomsnelheid als gevolg van de recirculatiestroom in een capillair is gegeven als:

$$v_r = \frac{Q_r}{A} \quad (IV.7)$$

waarin:

v_r recirculatiesnelheid (langsstroomsnelheid) [m/s]

Q_r recirculatiedebiet [m^3/s]

A doorstroomoppervlak [m^2]

Het Reynolds getal voor een capillair wordt gevonden met:

$$Re = \frac{d_h \cdot v}{\nu} \quad (IV.8)$$

waarin:

Re Reynolds getal [-]

ν kinematische viscositeit [m^2/s] ($\nu_{\text{water}} = 1,3 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ bij $T = 10^\circ \text{C}$)

Voor dit onderzoek werd gebruik gemaakt van capillairen met een hydraulische diameter van 1,5 mm en volgt bij stroomsnelheden lager dan 2,0 m/s laminaire stroming ($Re < 2300$).

Om een maximale permeaatkwaliteit te behalen (lage c_{pi}) moet β_i zo klein mogelijk worden genomen. In het vervolg van deze afleiding zal blijken dat β_i afhangt van de flux, de stroomsnelheid, de diffusiecoëfficiënt, de lengte van de capillairen en de diameter.

Omdat het onduidelijk is of c_{pi} verwaarloosd kan worden, verandert (IV.5) in:

$$\beta_{i,max} = \exp\left(\frac{J}{k_i}\right) \quad (IV.9)$$

Voor laminaire stroming in de capillairen volgt voor het Sherwood getal:

$$Sh_i = 1,62 \cdot \left(\frac{Re \cdot Sc_i \cdot d_h}{L}\right)^{0,33} \quad \text{voor } Gz < 0,05 \quad (IV.10)$$

$$Gz = \frac{L \cdot D_i}{d_h^2 \cdot v} \quad (IV.11)$$

$$Sc_i = \frac{v}{D_i} \quad (IV.12)$$

Waarin:

Sc_i getal van Schmidt [-]

Gz getal van Graetz [-]

L lengte van capillair [m]

Voor een capillair met $d_h = 1,5$ mm en $L = 0,80$ m, diffusiecoëfficiënt $D_i = 1,5 \cdot 10^{-9}$ m²/s, (IV.10) geldt alleen als $v > 0,014$ m/s ($Gz < 0,05$).

Uit (IV.8), (IV.10) en (IV.12) volgt nu:

$$Sh_i = 1,62 \cdot \left(\frac{\frac{d_h \cdot v}{v} \cdot \frac{v}{D_i} \cdot d_h}{L}\right)^{0,33} = 1,62 \cdot \left(\frac{d_h^2 \cdot v}{D_i \cdot L}\right)^{0,33} \quad (IV.13)$$

met (IV.6) volgt nu voor k_i :

$$k_i = 1,62 \cdot \left(\frac{d_h^2 \cdot v}{D_i \cdot L}\right)^{0,33} \cdot \frac{D_i}{d_h} = 1,62 \cdot \left(\frac{v \cdot D_i^2}{L \cdot d_h}\right)^{0,33} \quad (IV.14)$$

Hieruit blijkt dat k_i voornamelijk afhankelijk is van de stroomsnelheid, de diffusiecoëfficiënt en de afmetingen van het membraan. Omdat het de bedoeling was om β_i te minimaliseren, dient k_i te worden ge maximaliseerd. De stroomsnelheid wordt daarom zo hoog mogelijk gekozen, de afmetingen van het membraan L en d_h zo laag mogelijk.

Theorie dead-end met recirculatie

Met behulp van een massabalans kan de tijdsafhankelijke c_{bi} op een tijdstip tijdens de productiefase bepaald worden:

$$c_{bi}(t) = \frac{c_{fi} \cdot (V_{sys} + V_p) - c_{pi}(t) \cdot V_p}{V_{sys}} \quad (IV.15)$$

Waarin:

C_{bi} concentratie van een stof i in de bulk van de circulatiestroom [g/m^3]

V_s volume van het spoelwater [m^3]

V_p volume van het permeaat [m^3]

De membraanretentie is gedefinieerd als:

$$R_{M,i}(v, t) = \frac{c_{mi}(v, t) - c_{pi}(t)}{c_{mi}(v, t)} = \frac{\beta_{i,max}(v) \cdot c_{bi}(t) - c_{pi}(t)}{\beta_{i,max}(v) \cdot c_{bi}(t)} \quad (IV.16)$$

waarin:

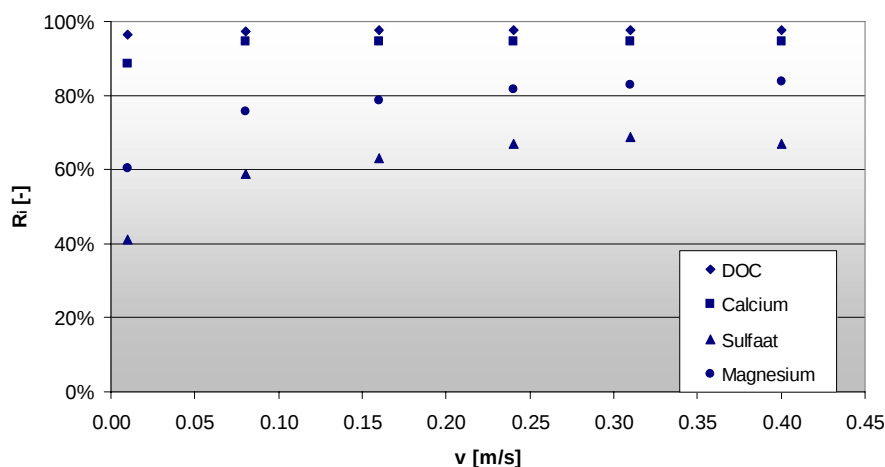
$R_{M,i}(v, t)$ retentie van een stof i [-]

Of:

$$c_{bi}(t) = \frac{c_{pi}(v, t)}{(1 - R_{M,i}(t)) \cdot \beta_{i,max}(v)} \quad (IV.17)$$

Meetresultaten

De gebruikte meetgegevens zijn afkomstig uit RUN 7 – 12 (zie Hoofdstuk 3 Proefonderzoek).

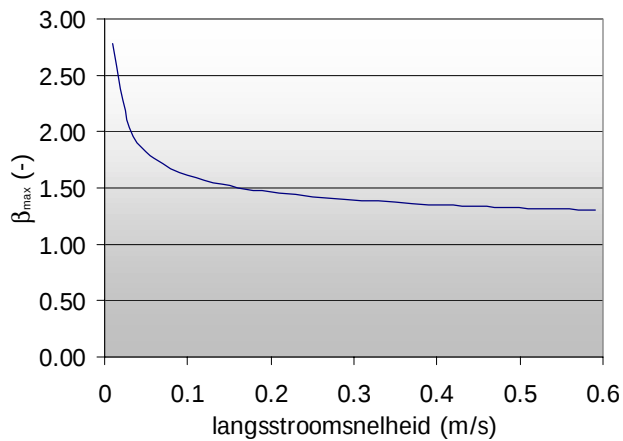


Figuur IV-2 Meetresultaten RUN 7 - 12

Met de eerder beschreven theorie word $\beta_{i,max}$ berekend. Om te voorkomen dat $\beta_{i,max}$ oneindig wordt, wordt $v = 0,01$ m/s gebruikt (in plaats van $v = 0$ m/s).

Tabel IV-1 $\beta_{i,max}$ voor verschillende langstroomsnelheden.

RUN	v [m/s]	$\beta_{i,max}$ [-]
7	0.39	1.36
8	0.31	1.37
9	0.24	1.41
10	0.16	1.49
11	0.08	1.66
12	0.01	2.60



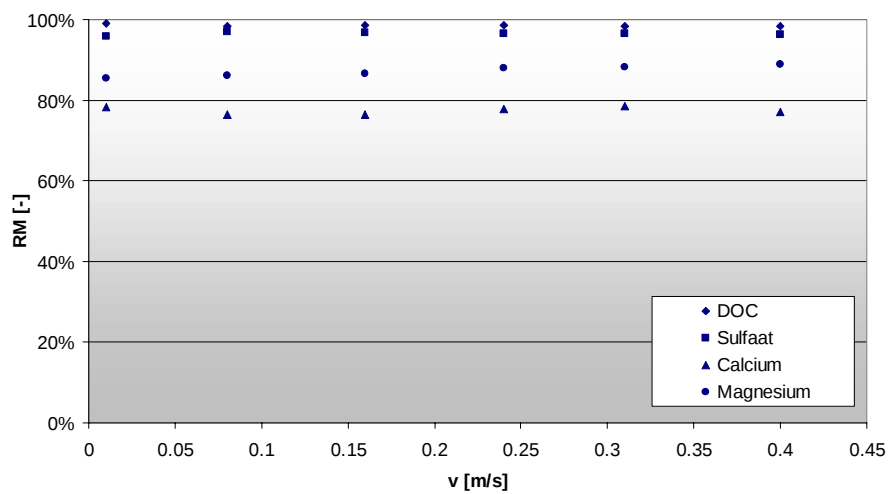
Figuur IV-3 $\beta_{i,max}$ voor verschillende langstroomsnelheden.

Met (IV.15) kan $c_{bi}(t)$ berekend worden. Deze waarden zijn opgenomen in de onderstaande tabel:

Tabel IV-2 Berekende bulkconcentraties voor calcium en magnesium

RUN	v [m/s]	$c_{b,Ca^{2+}}$ [g/m ³]	$c_{b,Mg^{2+}}$ [g/m ³]
7	0.39	75.6	12.9
8	0.31	75.3	12.5
9	0.24	74.1	12.3
10	0.16	72.0	12.0
11	0.08	69.5	11.7
12	0.01	60.2	10.0

Met (IV.16) kan de membraanretentie $R_{M,i}$ voor calcium en magnesium worden uitgerekend. Uit de onderstaande figuur is af te leiden dat de membraanretentie niet wordt beïnvloed door de langsstroomsnelheid.



Figuur IV-4 Relatie membraanretentie – langsstroomsnelheid

Bijlage V

Permeaatanalyse RUN 3

RUN3	Instellingen			Retenties						
	aanvang	tot			feed	permeaat	norm	%		
Datum	9/12/00	9/16/00								
tijd	12:00	18:00		Troebelheid	FTU	6.20	0.05	<0,4	99.2%	
Runtijd totaal		h		Kleurintensiteit	mg/l	25	< 2	10	>92%	
				UV-extinctie	m-1	27	< 0.5		>98.1%	
				Zuurgraad	pH	7.60	7.40	7,8<pH<8,3		
Feed	FIRC1	0.450 m3/h		Kjeldahl N	mg/l	1.30	< 0.30	50.00	>76.9%	
Flux		30.00 l/m2.h		Fosfaat	mg/l	0.20	< 0.15	0.20	>25%	
Recirculatie	FIRC2	10.0 m3/h		Nitriet NO2	mg/l	0.46	0.19	50.00	58.7%	
				Nitraat NO3	mg/l	7.00	5.60	25.00	20.0%	
				DOC	mg/l	9.10	0.60	1.00	93.4%	
				KMnO4	mg/l	26.00	< 2.00	5.00	>92.3%	
Druk uit	PIRC1	x	bar	EGV	mS/m	51.00	31.00	80.00		
Druk permeaat	PIRC2	x	bar	Temperatuur	°C		20.00			
Druk in	PIRC3	x	bar	Totale Hardheid TH	mmol/l	1.41	0.43	1,5<TH<2,5	69.5%	
Recovery		51.6%		CO2	mg/l	5.00	5.20		-4.0%	
Produktietijd		600 s		O2	mg/l	7.80	9.10	>2	-16.7%	
Flushtijd		60 s		HCO3	mg/l	123.00	78.00	>60	36.6%	
Flushdebiet		4.0 m3/h		Cl	mg/l	78.00	59.00	150.00	24.4%	
Feed / Permeaat		feed		SO4	mg/l	43.00	< 5.00	150.00	>88.4%	
				Na	mg/l	53.00	48.00	120.00	9.4%	
				K	mg/l	9.10	8.50	12.00	6.6%	
Airflushtijd		10 s								
Water/lucht verhouding		0.333								
Na elke productieperiode		true		Ca	mg/l	46.00	15.00	150.00	67.4%	
				Mg	mg/l	6.60	1.30	50.00	80.3%	
				NH4	mg/l	0.05	< 0.05	200.00	>0%	
				Fl	mg/l	0.12	0.07	1.10	41.7%	
				A.O.X. (Cl)	µg/l	50.00	< 10.00	20.00	>80%	
Chem. Purge		off		Kiezelzuur (Si)	mg/l	1.00	0.80		20.0%	
				Fe	mg/l	0.41	< 0.01	0.05	>97.6%	
				Mn	mg/l	0.11	< 0.01	0.02	>90.9%	
				Al	µg/l	80	< 5	30	>93.8%	
				Ba	µg/l	39	10	500	74.4%	
				B	µg/l	100	90	1000	10.0%	
				Cu	µg/l	4	< 1	2000	>75%	
				Ni	µg/l	8	< 2		>75%	
				Zn	µg/l	9.5	3	5000	68.4%	
				Chloroform	µg/l	1	0.86	0.5	14.0%	
				Coli-gr. M.F.		1000	< 1	1/100ml	>99.9%	
				Coli-gr. Ther. Tol.		1000	< 1	1/100ml	>99.9%	
				Faec.Streptoc. (KFA)		4		1/100ml	100.0%	
				Sporen.Sulfiet.rec.Clos.		160	< 1	1/100ml	>99.4%	

KOSTENRAMING PS ELSBEEKWEG

08-Aug-01

Bijlage VI Kostprijsberekening

bedrijfsvoering		
productietijd	27 min	1620 s
spoeltijd		75 s
frequentie chemische reiniging		72 h
duur chemische reiniging		2 h
systeem volume per module		60 l
ingestelde flux		20 l/m2.h
stroomsnelheid		0,4 m/s
ontwerpdebiet		1072,5 m3/h
piekfactor		1,1 -
bedrijfsuren		8000 h/y
gemiddeld debiet		975 m3/h
jaarproductie		7800000 m3

PLC	€	20.000
algemene voorzieningen		5% van bouwkosten
montage		30% van bouwkosten + alg. voorzieningen
staartkosten		15% van bouwkosten + montage + PLC
r+a: rente + afschrijving (annuïteit)		7,9%
rente		8%
inflatie		3%
afschrijvingstermijn		20 jaar
o: onderhoud		3%
mv: membraanvervanging		20%
energie	€	0,07 /kWh
membraanprijs	CNF	€ 135 /m2
prijs chemische reinigingsmiddelen	Ultrasil 60A	€ 4 /kg
	Ultrasil 62	€ 8 /kg

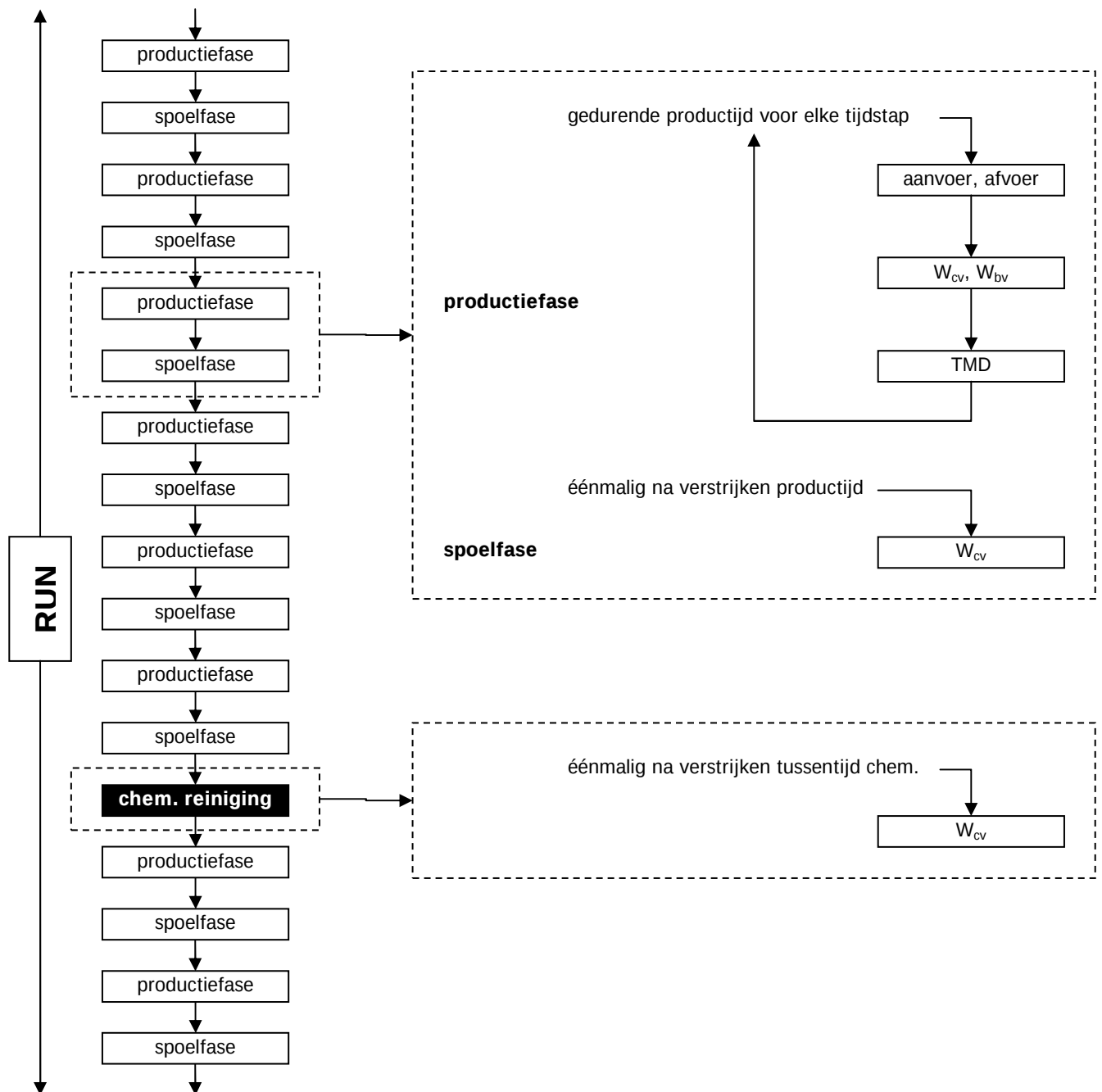
gemiddeld energieverbruik		
TMD (gemiddeld)		1,5 bar
wrijvingsverlies recirculatie		0,82 m
productie		43838 W
recirculatie		369349 W
spoelen		41936 W
verversing systeem		1846743 J
TOTAAL (netto)		397934 W
verliesfactor		70%
TOTAAL (bruto)		568477 W
chemicaliën-verbruik per chemische reiniging		
Ultrasil 60A	0,5 l	€ 2,00
Ultrasil 62	0,3 l	€ 2,40
TOTAAL		€ 4,40

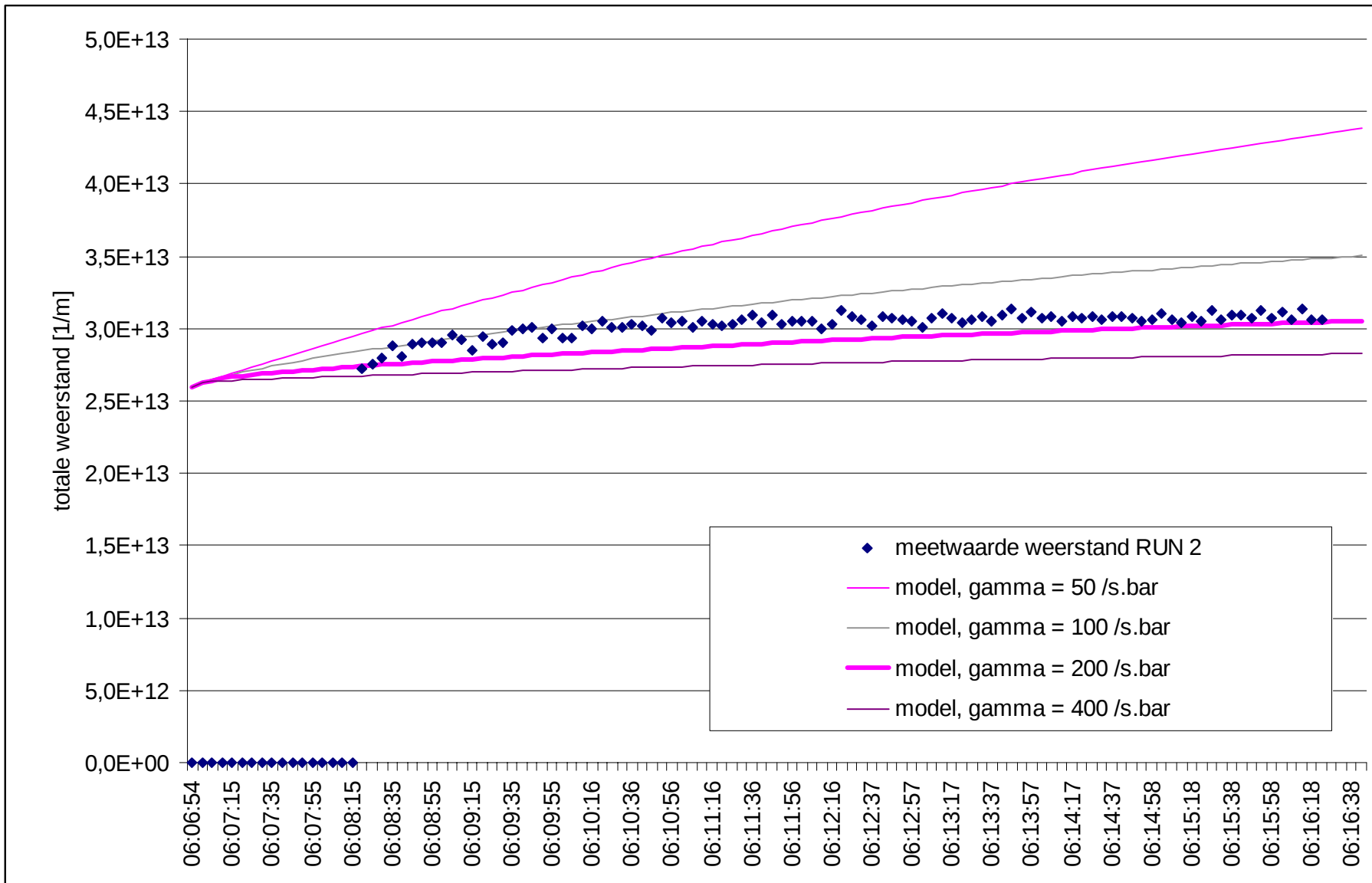
verhouding productie/ spoeling	95,6%
verhouding productie/ chemische reiniging	97,2%
netto membraanoppervlak	53625 m2
bruto membraanoppervlak (geïnstalleerd)	57711 m2
membraanoppervlak per module	15 m2
aantal modules	3847 -

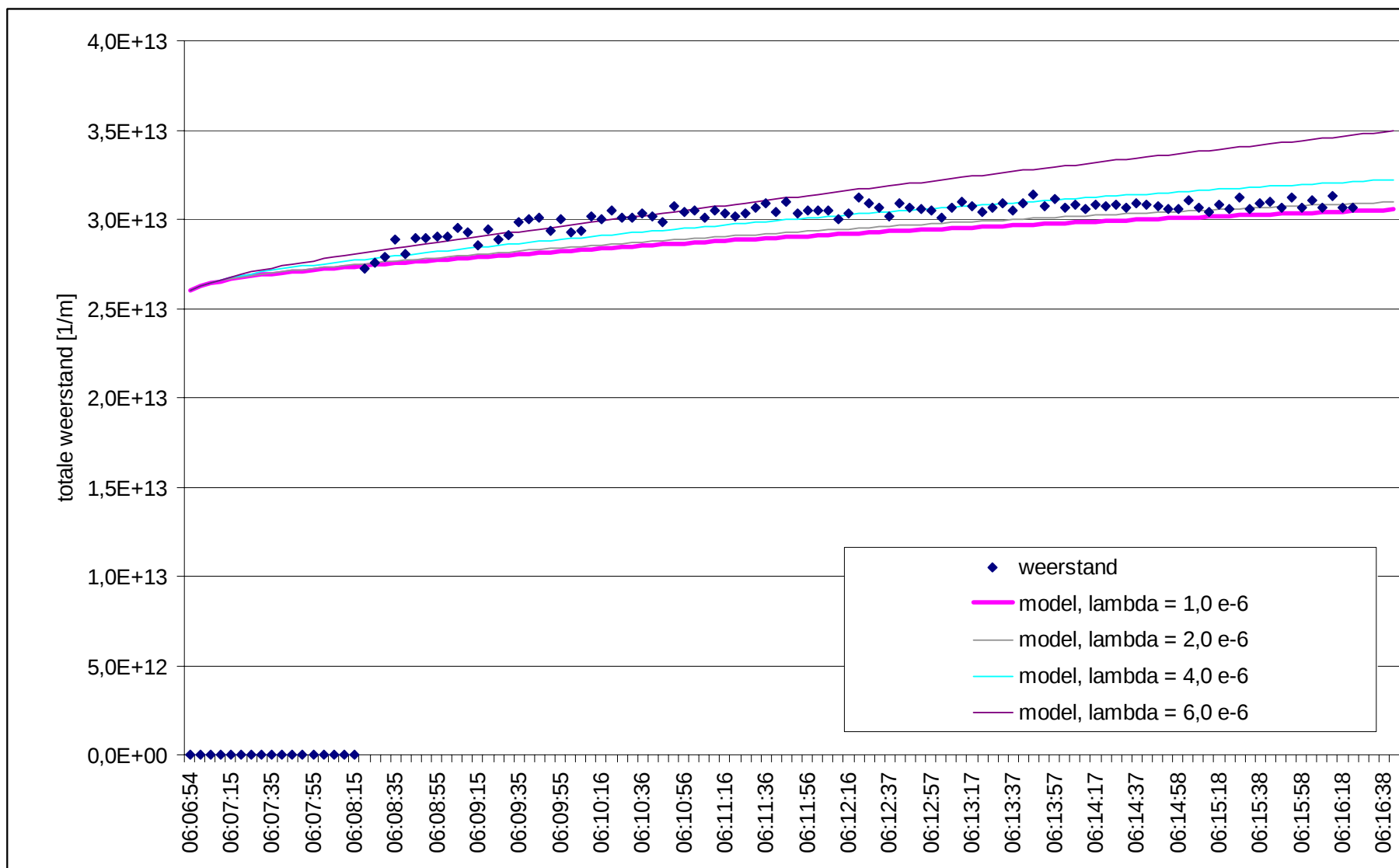
		bouwkosten	investering	r+a	o	mv	E	chem	totaal	
		[euro]	[euro]	[euro/y]	[euro/y]	[euro/y]	[euro/y]	[euro/y]	[euro/y]	[euro/m3]
microzeven	26 m2	420172	657569	52115	19727	0	0	0	71843	0,009
capillaire NF	57711 m2	7790946	12192831	966340	365785	1558189	318347	1880942	5089603	0,653
AK	200 m3	3082793	4824570	382370	144737	0	0	0	527107	0,068
gebouw	1500 m2	180000	281700	22326	8451	0	0	0	30777	0,004
subtotaal		11473911	17956671	1423151	538700	1558189	318347	1880942	5719329	0,733
algemene voorzieningen	5%	389547	609642	48317	18289	0	0	0	66606	0,009
PLC	1	20000	31300	2481	939	0	0	0	3420	0,000
totaal		11883458	18597612	1473949	557928	1558189	318347	1880942	5789355	0,742

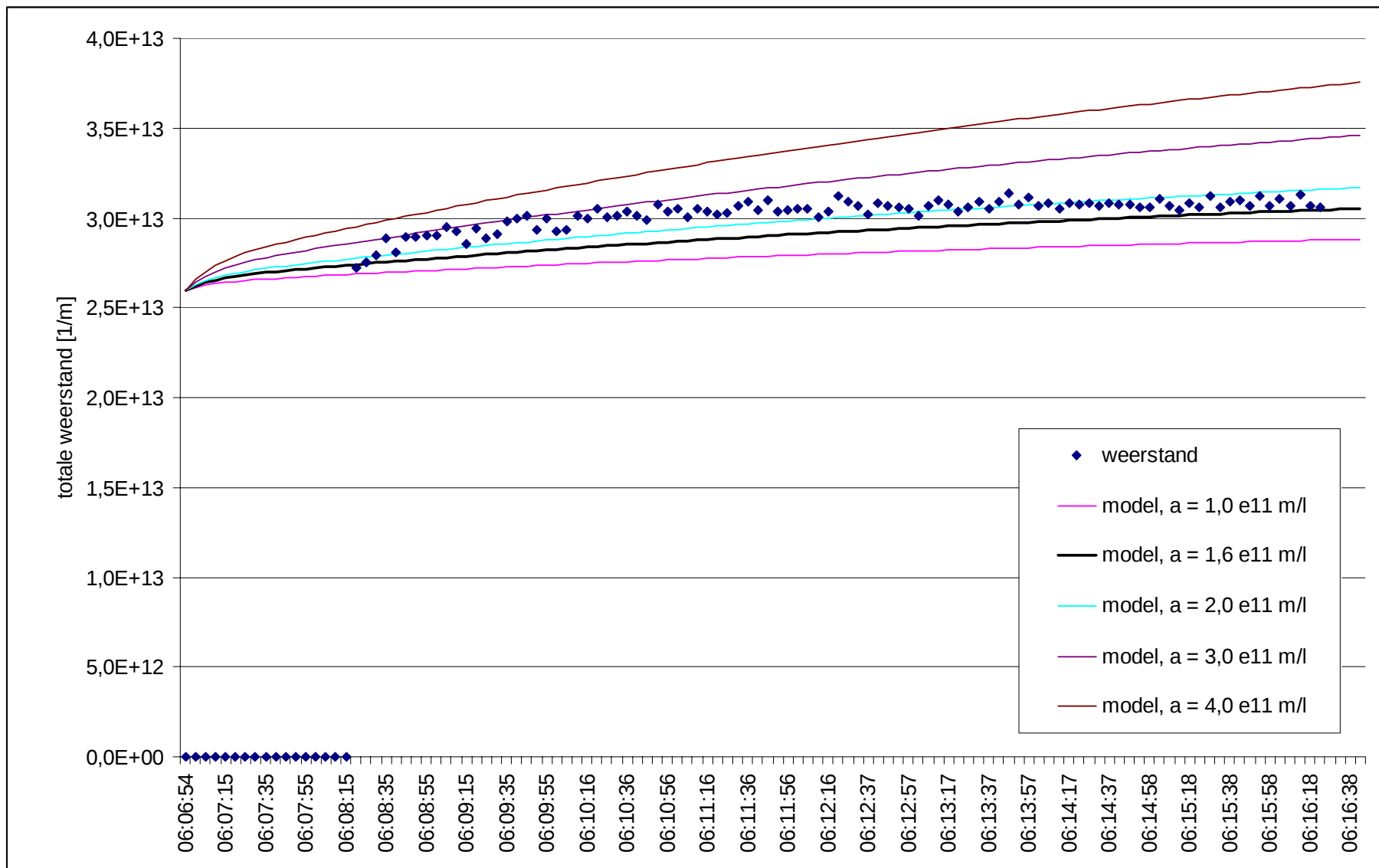
Bijlage VII Vergelijking prestaties PS Elsbeekweg – PS Spanneburg

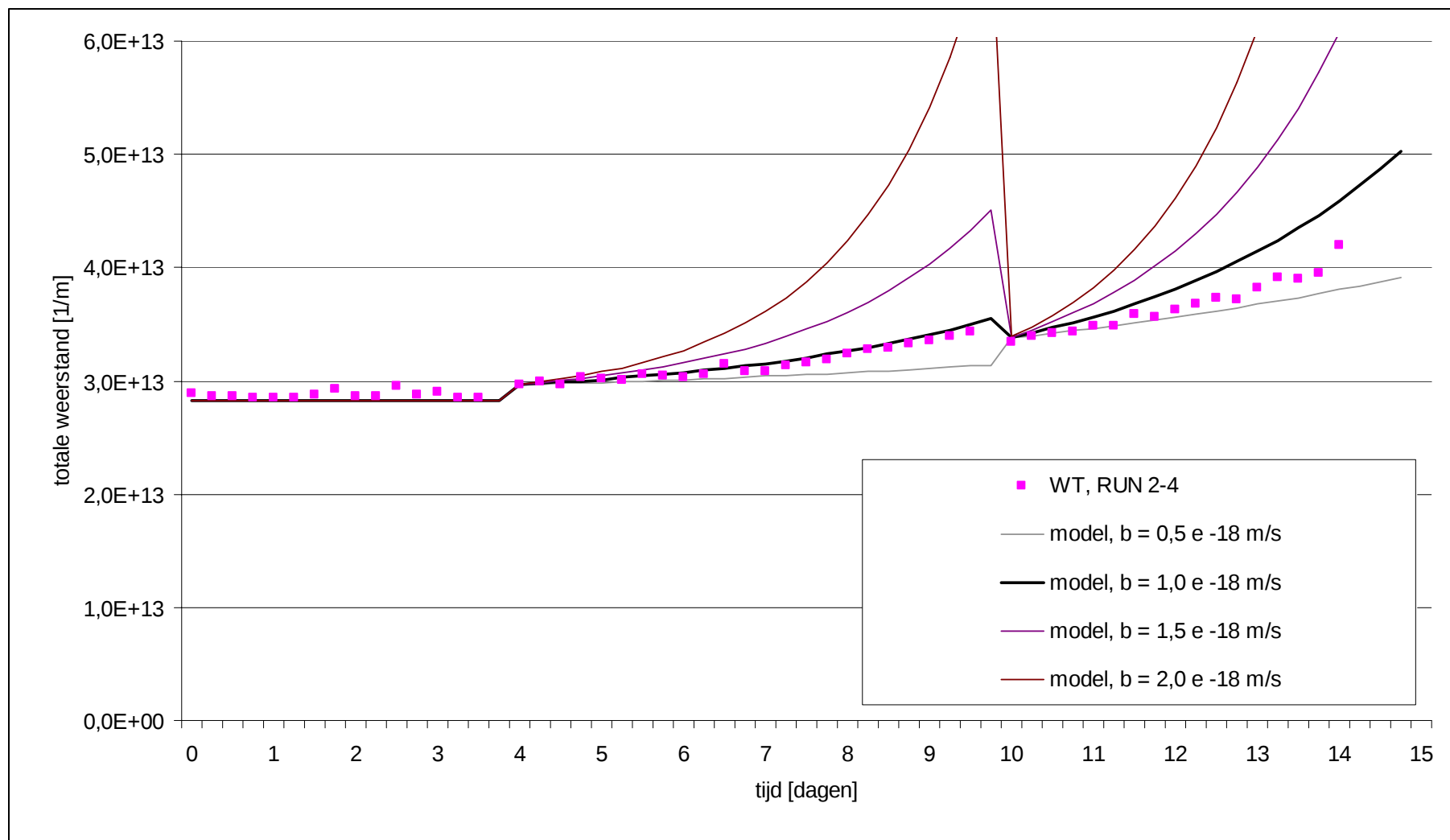
		Elsbeekweg	Spanneburg
Voedingsdruk	bar	3,9	2,00 - 2,50
Flux	l/m2.h	20 - 14	27
Productietijd	min	90	28
Hydraulische reiniging frequentie	1 x per	90 min	28 min
type		AirFlush	AirFlush
Chemische reiniging frequentie	1 x per	36 uur	week
chemicalie		Ultrasil	Ultrasil











```
Sub Simulatie()
```

```
flux = Sheets("ModelSimulatie").Cells(3, 2).Value
FTEf = Sheets("ModelSimulatie").Cells(4, 2).Value
cpfactor = Sheets("ModelSimulatie").Cells(6, 2).Value
omega = Sheets("ModelSimulatie").Cells(7, 2).Value
lambda = Sheets("ModelSimulatie").Cells(8, 2).Value
gamma = Sheets("ModelSimulatie").Cells(9, 2).Value
Wm = Sheets("ModelSimulatie").Cells(12, 2).Value
Wbv_0 = Sheets("ModelSimulatie").Cells(13, 2).Value
a = Sheets("ModelSimulatie").Cells(15, 2).Value
b = Sheets("ModelSimulatie").Cells(16, 2).Value
```

```
D = Sheets("ModelSimulatie").Cells(17, 2).Value
v = Sheets("ModelSimulatie").Cells(18, 2).Value
temperatuur = Sheets("ModelSimulatie").Cells(19, 2).Value
```

```
productietijd = Sheets("ModelSimulatie").Cells(21, 2).Value
rendement_Airflush = Sheets("ModelSimulatie").Cells(22, 2).Value
rendement_chem = Sheets("ModelSimulatie").Cells(23, 2).Value
frequentie = Sheets("ModelSimulatie").Cells(24, 2).Value
```

```
aantalcycli = Sheets("ModelSimulatie").Cells(26, 2).Value
```

```
tcf = 1.022 ^ (temperatuur - 10)
nu = 0.000497 / (42.5 + temperatuur) ^ 1.5
eta = nu * 1000 / 100000
Re = v * D * 0.001 / nu
f = 64 / Re
T0 = 0.00001 * f * 1000 * v * v / 8
```

```
c = 1      'beginncyclust  
t = 1      'begintijdstip  
vc = 1  
n = 2  
totaaltijd = 0  
dt = 60    'tijdstap  
cb = cf  
mcv = 0  
wcv = 0
```

```
TMD = flux / 3600000 * eta * (Wm + Wbv + Wcv)
J = flux / (TMD * tcf)
```

```
While c <= aantalcycli 'aantal cycli
t = 1 'begintijdstip
While t <= productietijd
FTE = FTEf / cpfactor * (1 + ((cpfactor - 1) * Exp(-(flux * 15 / 3600) *
cpfactor * t)))
```

```
aanvoer = omega * flux * a * FTE
afvoer = gamma * (T0 - lambda * TMD) * Wcv
```

```
If afvoer < 0 Then                                     'voorwaarde k=>0  
afvoer = 0  
End If
```

```

dWcv = dt * (aanvoer - afvoer)                                'model Nagaoka
Wcv = Wcv + dWcv

Wbv = Wbv_0 * Exp(fouling_rate * ((c - vc) * 60 * productietijd + t * 60))
Wdv = Wbv_0 * Exp(fr_dv * ((c - vc) * 60 * productietijd + t * 60))
TMD = flux / 3600000 * eta * (Wm + Wbv + Wcv)
J = flux / (TMD * tcf)

t = t + 1                                                        'volgende tijdstap

Wend

Wcv = Wcv * (1 - rendement_Airflush)                            ' Airflush verwerken
fouling_rate = b * Wcv

If Not (frequentie = 0) Then
If (c Mod frequentie = 0) Then                                    'chem reiniging verwerken

Wbv_0 = Wbv * (1 - rendement_chem)

vc = vc + frequentie

End If
End If

totaaltijd = totaaltijd + productietijd
Sheets("ModelSimulatie").Cells(32, 2).Value = c / aantalcycli

c = c + 1                                                        ' volgende cyclus

Wend

Sheets("ModelSimulatie").Cells(32, 1) = "simulation complete"
Sheets("ModelSimulatie").Cells(32, 2).Clear
End Sub

```