

20 januari, g.30

FVO Nr. **3184**

Fabrieksvoorontwerp
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Onderwerp

Technologische en economische haalbaarheid van een alternatieve bietensapzuivering op basis van chromatografie aan de hand van een literatuurstudie

Auteurs

Telefoon

W. Anker	010-4356075
R.J. Berends	070-3277308
W.J. Keereweer	0180-521843
A. de Rijke	010-5921953

Keywords

Suiker, suikerbieten, bietensap, sapzuivering, zure uitvlokking, ionenwisseling, chromatografische scheiding, simulated moving bed, Sensus, Suiker Unie

Datum opdracht : 13 september 1996

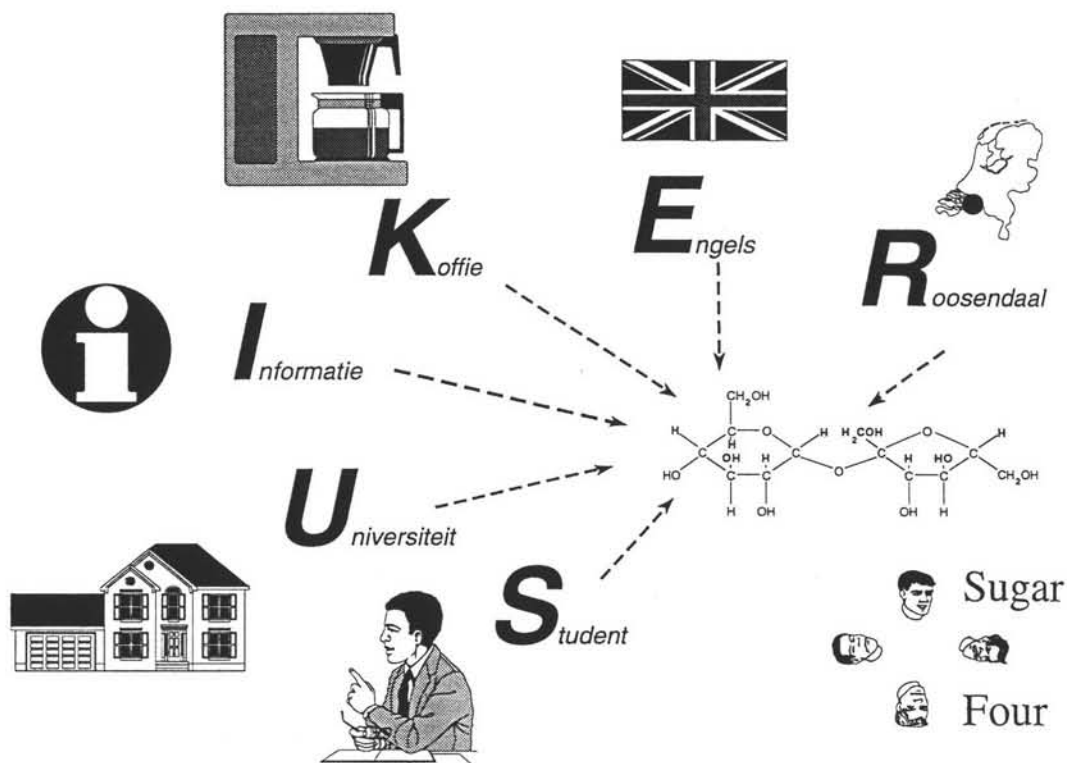
Datum verslag : 20 januari 1997

**TU Delft**

Technische Universiteit Delft

Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde

*Technische en economische haalbaarheid
van een alternatieve bietensapzuivering op basis van
chromatografie aan de hand van een literatuurstudie*



TU Delft

Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde
Vakgroep Chemische Procestechnologie
Fabrieksvoorontwerp 3184

SENSUS

R&D-Procestechnologie

Delft, 20 januari 1997.

Ontwerpers: W. Anker
 R.J. Berends
 W.J. Keerweer
 A. de Rijke

Begeleiders: ir. J.J.F.M. Dijkstra (Sensus)
 ir. C.P. Luteijn (TUDelft)
 ir. A.P.C. Olivier (Sensus)

Voorwoord.

Toen wij 13 september 1996 deze opdracht kregen, wisten we nog niet hoe of wat. De opdracht was als een legpuzzel, maar we hadden geen voorbeeld en wisten nog niet hoeveel stukjes (1000 of meer) er nodig waren om de puzzel te voltooien.

Er waren vragen, zoals: "Chromatografie. Is dat niet alleen voor organici weggelegd, die een mengsel van exotische verbindingen willen ontrafelen?"

Of: "Deze techniek kan toch nooit gebruikt worden in industriële processen die tonnen per uur verwerken?"

Na een grondige literatuurstudie begon bij ons het licht te dagen.

De randen van de puzzel waren - zoals de praktijk leert - snel gelegd, maar het opvullen van de puzzel ging langzaam. De puzzelstukjes werden, naarmate de puzzel vorderde, kleiner. Ook niet alle puzzelstukjes werden één-twee-drie gevonden en moesten elders gezocht worden (in Frankrijk bijvoorbeeld).

Na maanden hard werken en overleg plegen met mensen uit de praktijk zijn wij tot een in onze ogen realistisch procesvoorontwerp gekomen. Natuurlijk zijn wij niet alleen tot het ontwerp gekomen. Wij bedanken hierbij dhr. Dijkstra en dhr. Olivier voor hun goede begeleiding en het regelen van de reis naar Epône. Deze uitstap is niet alleen het procesontwerp ten goede gekomen, maar wij zijn ook een stuk ervaring rijker geworden.

Dhr. Luteijn bedanken wij voor het verstrekken van deze opdracht en het geven van goede informatie aangaande onze vragen. Tevens bedanken wij hem voor het mogelijk maken om de FVO-tijd te verlengen, waardoor wij tot een realistischer ontwerp konden komen.

20 januari 1997,

✍ W. Anker,

✍ R.J. Berends,

✍ W.J. Keereweer,

✍ A. de Rijke.



Samenvatting.

Het doel van dit fabrieksvoorontwerp is: het ontwerpen van een alternatieve bietensapzuivering op basis van chromatografische technieken. Naast het ontwerp moet een economische haalbaarheid van de alternatieve bietensapzuivering bepaald worden.

De bietensapzuivering is een onderdeel van de suikerfabricage, zoals die o.a. plaats vindt in de suikerfabriek van de Suiker Unie te Dinteloord.

Gestart wordt met suikerbieten. Deze worden gewassen en vermalen, waarna de suiker uit de bieten wordt geëxtraheerd met water in een diffusietoren tot een niet zuivere suikeroplossing. Het gehalte aan opgeloste vaste stof - in het jargon de brix genaamd - in de suikeroplossing die de diffusietoren verlaat, is ca. 15%. Deze suikeroplossing is het ruwsap, dat het uitgangspunt is voor de bietensapzuivering.

Een bietensapzuivering is nodig, omdat het ruwsap niet thermostabiel is, de hardheid van de ruwsap te hoog is en om de zuiverheid van het ruwsap verder te verhogen.

In het conventionele bietensapzuiveringsproces wordt er een bijproduct, schuimaarde, gevormd, waarvan het toekomstperspectief onzeker is. Daarnaast moet een dure kalkoveninstallatie in stand gehouden worden.

Voor de bietensapzuivering zijn alternatieven, namelijk op basis van chromatografie en op basis van membranen. Onze opdracht is de bestudering van de technologische en economische haalbaarheid van de bietensapzuivering op basis van chromatografie aan de hand van een literatuurstudie.

De uitkomst van de literatuurstudie is de volgende procesconfiguratie (ruwe opzet): een buffervat, een decanteur, een draaifilter, een ionenwisselaar, een verdamper en een "simulated moving bed"-chromatograaf (SMB).

De ruwsap wordt thermostabiel gemaakt door zure uitvlokking in een buffervat bij een pH van 3.8. Aanzuren van de ruwsapstroom gebeurt met 96%-ige zwavelzuur. De ruwsapstroom wordt vervolgens ingedikt in een decanteur, waarvan de onderloop over draaifilters geleid wordt om de vlokken af te filtreren. Het filtraat met de bovenloop van de decanteur wordt met natronloog naar pH 8 gebracht om de zuurgekatalyseerde sucrosehydrolyse in het vervolg van het proces te minimaliseren.

De ruwsapstroom wordt onthard in een ionenwisselaar, omdat de chromatografische hars in het simulated moving bed niet bestand is tegen calcium- en magnesiumionen en ook om 'scaling' problemen in de verdamper te voorkomen.

Het ruwsap wordt geconcentreerd in een drietrapsverdamper tot een brix van 67% om opslag mogelijk te maken (geen microbiële groei mogelijk bij deze condities). Daar komt ook bij, dat het verwerken van het geconcentreerde ruwsap - diksap genaamd - aanzienlijk bespaart op de investeringen in en productiekosten van het simulated moving bed.

Een deel van het diksap gaat vervolgens naar het simulated moving bed. Dit is een continue chromatograaf, die met water geëluëerd wordt, waarin de niet-suikers van de sapstroom afgescheiden worden.

Het andere deel van de diksap wordt opgeslagen in een diksapopslag om na de bietencampagne, gedurende de rest van het jaar, verwerkt te worden in de chromatograaf. De tijd na de bietencampagne wordt de siroopcampagne genoemd. De niet-suiker stroom (raffinaat) uit het SMB, die natrium- en kaliumionen bevat, wordt gebruikt om de ionenwisselaar te regenereren. Het raffinaat bevat echter te weinig monovalente ionen om de ionenwisselaar volledig te regenereren en daarom worden extra natriumionen in de vorm van een NaCl-oplossing aan het raffinaat toegevoegd.

Het eerste deel van de sapzuivering tot aan de diksapopslag is alleen tijdens de bietencampagne in bedrijf. Het SMB is echter het gehele jaar in bedrijf (bietencampagne en siroopcampagne).

De keuze voor de siroopcampagne volgt uit het feit, dat de levensduur van de chromatografische hars vele malen wordt verkort als het SMB niet continu het gehele jaar in werking is. Gezien de prijs van de chromatografische hars, zou verkorten van de levensduur, onacceptabele hoge kosten met zich meebrengen.

Tijdens de hele bietensapzuivering treedt ongeveer 0.9% suikerverlies op door invertvorming. De totale hoeveelheid suiker die uiteindelijk uitgekristalliseerd kan worden, is echter hoger dan bij de conventionele sapzuivering, omdat een dunsap verkregen wordt met een zuiverheid van 98% tegen een zuiverheid van 91% in het conventionele proces. In de kristallisatie treedt namelijk voor elke 1% verontreiniging ongeveer 1.5% suikerverlies op. Dit betekent, dat ongeveer 10% meer suiker uitgekristalliseerd kan worden.

De geschatte investeringen voor de alternatieve bietensapzuivering bedragen 233.5 miljoen gulden. Per jaar kost de alternatieve bietensapzuivering 64.7 miljoen gulden. Wanneer apparaten, die in de conventionele sapzuivering staan gebruikt kunnen worden in de alternatieve bietensapzuivering (drietrapsverdampers, decanteurs, draaifilters) zouden de investeringen komen op ongeveer 166 miljoen gulden. De kosten per jaar zouden dan 62.8 miljoen gulden bedragen. Als vergelijk: de geschatte investeringen voor de conventionele sapzuivering bedragen ongeveer 191 miljoen gulden en de kosten per jaar ongeveer 57 miljoen gulden.

De conclusies van dit fabrieksvoorontwerp zijn:

- de alternatieve bietensapzuivering is technologisch haalbaar;
- de alternatieve bietensapzuivering is economisch haalbaar, omdat de productiekosten ongeveer gelijk zijn aan die van het conventionele proces.

Inhoudsopgave.

1.	Inleiding	1
	§1.1 Achtergrond en opdracht	1
	§1.2 Suiker	1
	§1.3 Procesroute	2
	§1.4 Marktverdeling	2
	§1.5 Milieu- en duurzaamheidsaspecten	2
2.	Uitgangspunten	3
	§2.1 Het proces en de doelstelling	3
	§2.2 Literatuurstudie	4
	§2.3 Procesroute	4
	§2.4 Capaciteit en toepassingsfrequentie	5
	§2.5 Grond- en hulpstoffen	5
	§2.6 Reacties	6
	§2.6.1 Ongewenste reacties	6
	§2.6.2 Ionenwisseling	6
	§2.6.3 Simulated Moving Bed	6
	§2.7 Componentenlijst	7
3.	Processtructuur en Process Flowsheet	8
	§3.1 Motivatie en theoretische achtergrond bij de processtructuur	8
	§3.1.1 Zure uitvlokking	8
	§3.1.2 Buffer	8
	§3.1.3 Decanteur	8
	§3.1.4 Draaifilter	9
	§3.1.5 Ontharden	9
	§3.1.6 Drietrapsverdamper	11
	§3.1.7 Simulated Moving Bed	12
	§3.2 Kinetiek en thermodynamica	13
	§3.2.1 Kinetiek van de invertvorming	13
	§3.2.2 Thermodynamica processtromen	14
	§3.3 Beschrijving van het Process Flowsheet	15
	§3.3.1 Buffer; apparaat V1	15
	§3.3.2 Decanteur; apparaat V2	15
	§3.3.3 Draaifilter; apparaat M3	16
	§3.3.4 Ionenwisselaars; apparaat T6	16
	§3.3.5 Drietrapsverdamper; apparaat H7	17
	§3.3.6 Warmtewisselaars; apparaat H8	18
	§3.3.7 Diksapopslag; apparaat V9	18
	§3.3.8 Warmtewisselaar; apparaat H10	19
	§3.3.9 Simulated Moving Bed; apparaat T11	19

4.	Process Flowsheet- en apparatuurberekeningen	20
§4.1	Buffer	20
§4.2	Decanteur	21
§4.3	Ionenwisselaars	21
§4.4	Drietrapsverdamer	22
§4.5	Simulated Moving Bed	24
§4.6	Warmtewisselaars	26
§4.7	Pompen	26
5.	Massa- en warmtebalans	27
§5.1	Massabalans	27
§5.2	Warmtebalans	27
6.	Apparatenlijst	31
7.	Procesbeheersing	35
§7.1	Mengpunten en buffervaten	35
§7.2	Ionenwisselaars	35
§7.3	Drietrapsverdamer	36
§7.4	Simulated Moving Bed	37
8.	Procesveiligheid	39
9.	Economie	44
§9.1	Algemeen	44
§9.2	Investerings	44
§9.3	Productkosten	45
§9.4	Opbrengsten	46
§9.5	Winst	46
§9.6	Economische criteria en evaluatie	46
§9.7	Werkelijke economie voor de Suiker Unie	47
10.	Kort verslag van contact met leveranciers	48
§10.1	Applexion	48
§10.2	Bayer	49
§10.3	Purolite	49
§10.4	Rohm & Haas	50
§10.5	Sybron	50
11.	Conclusies en aanbevelingen	51
§11.1	Conclusie	51
§11.2	Aanbevelingen	51

12.	Lijst van tekstsymbolen	52
13.	Literatuuroverzicht	54
14.	Bijlagen	56
<i>Bijlage 1</i>	: Aannames	
<i>Bijlage 2</i>	: Analysetabel van de Suiker Unie	
<i>Bijlage 3</i>	: Processtroom- en componentenbalans bij Process Flowsheet	
<i>Bijlage 4</i>	: Invertvorming tijdens alternatieve sapzuivering	
<i>Bijlage 5</i>	: Specificatieformulieren	
<i>Bijlage 6</i>	: Berekening mengpunten, buffer en decanteur	
<i>Bijlage 7</i>	: Berekening ionenwisselaars	
<i>Bijlage 8</i>	: Berekening drietrapsverdamer en bijbehorende warmtewisselaars	
<i>Bijlage 9</i>	: Berekening platenwarmtewisselaars	
<i>Bijlage 10</i>	: Berekening Simulated Moving Bed	
<i>Bijlage 11</i>	: Economie	
<i>Bijlage 12</i>	: Figuren gebruikt voor economische berekeningen	
<i>Bijlage 13</i>	: Process Flow Sheet	

1. Inleiding.

§1.1 *Achtergrond en opdracht*

In deze FVO-opdracht staat de sapzuivering van ruwsap verkregen uit suikerbieten centraal. De huidige 'klassieke' sapzuivering is gebaseerd op kalking, carbonatatie en filtratie m.b.v. decanteurs, kaarsenfilters of trommelfilters. Tevens moet een kalkoveninstallatie in stand gehouden worden. Ook is het zo, dat hiermee een nevenproduct wordt geproduceerd, schuimaarde genaamd, waarvan het toekomstperspectief onzeker is.

De zuivering van het ruwsap dient om de colloïden, eiwitten, zouten, sillicaten etc. te verwijderen, waardoor de opbrengst aan suiker in de kristallisatie toeneemt. Het ideaal is natuurlijk een processtroom die alleen suiker bevat.

In het kader van 'duurzame technologie' is de Suiker Unie gestart met een studie naar de technologische en economische haalbaarheid van alternatieve sapzuiveringen. Deze alternatieven zijn - tot nu toe - sapzuivering door middel van membraantechnologie of chromatografische technieken.

De opdracht, die de Suiker Unie ons heeft gegeven, luidt:

“Aan de hand van een literatuurstudie wordt onderzocht of een bietensapzuivering m.b.v. chromatografie, technologisch alsmede economisch haalbaar is.”

§1.2 *Suiker*

Suiker werd reeds in 1747 in Duitsland door apotheker Margraff voor het eerst afgezonderd uit de suikerbiet, welke de hoofdgrondstof is. Dit is een van de twee gewassen waar tegenwoordig suiker uit gewonnen wordt. Het andere is suikerriet, wat niet in Nederland wordt verbouwd.

De suikerbieten worden door 'suikerboeren' verbouwd en in de maanden oktober, november en december (de bietencampagne genaamd) geoogst en verwerkt. De fabriek draait deze drie maanden en ligt de rest van het jaar stil. Dat de productie in drie maanden plaats vindt, volgt uit het feit dat de suikerbieten niet te lang opgeslagen mogen worden, aangezien door ademing en rotting het suikergehalte in de biet achteruit gaat.

Suiker kan men plaatsen onder de genotmiddelen met een hoge voedingswaarde. Vaak wordt het gebruikt om andere spijzen smakelijker te maken en de voedingswaarde ervan te verhogen. Suiker is een kristallijne stof die, mits zuiver, wit van kleur is. De stof lost makkelijk in water op tot hoge concentraties. Bij hogere temperaturen treedt ontleding op met caramellisatie tot gevolg.

§1.3 *Procesroute*

De suikerbieten worden eerst in de fabriek gewassen, waarna de 'schone' bieten gesneden worden tot frietjes. Hierna worden de frietjes ontsuikerd in de diffusietoren, waarbij het restant als pulp verkocht wordt aan veevoederindustrie. Het ruwsap uit de diffusietoren wordt in de sapzuivering gezuiverd, waarna concentrering plaats vindt. Uiteindelijk wordt de suiker uitgekristalliseerd in kookpannen.

De sapzuivering heeft in het proces een belangrijke taak, aangezien voor elke procent verontreiniging in de moederloog van de kristallisatoren anderhalve procent suikerverlies (ref. 1) optreedt.

§1.4 *Marktverdeling*

In ons land is de afzetmarkt bijna vezadigd en wordt de suikerafzet door twee grote fabrikanten verdeeld, namelijk de CSM en de Suiker Unie. De Suiker Unie heeft tweederde van de markt in handen en produceert 700.000 ton suiker per jaar in vier fabrieken. De totale binnenlandse markt bedraagt ongeveer 1 miljoen ton suiker per jaar. Verder wordt geen suiker geëxporteerd.

§1.5 *Milieu- en duurzaamheidsaspecten*

Tijdens de productie van suiker treden een aantal milieu-aspecten op. Er is veel proceswater in gebruik tijdens wassen en diffusie. Dit proceswater wordt verwerkt in een eigen afvalwaterzuiveringsinstallatie, die onaangename geuren kan veroorzaken. Een ander probleem is, dat via de schoorsteen ammoniak kan verdwijnen, wat een vervelende geur geeft voor de omgeving.

Suiker is een duurzaam product, omdat het een belangrijk onderdeel is van de voeding. In bepaalde gevallen kan de suiker vervangen worden door bijvoorbeeld zoetstoffen als aspartaam of fructose-siropen (denk aan coca-cola). Er zijn echter ook processen, die zonder suiker niet mogelijk zijn (denk aan gebak).

2. De Uitgangspunten.

§2.1 *Het proces en de doelstelling*

De doelstelling van de sapzuivering is het verkrijgen van een thermostabiel dunsap met een lage hardheid, waaruit suiker gekristalliseerd kan worden. Het proces moet als vervanging dienen van de huidige sapzuivering in de suikerfabriek van de Suiker Unie te Dinteloord en de scheiding dient plaats te vinden met chromatografische technieken.

Het proces zal gedurende de bietencampagne ca. 700 m³ ruwsap per uur verwerken.

In figuur 1 is het input/output-diagram van het proces weergegeven (met de hoeveelheden in tonnen per ton product).

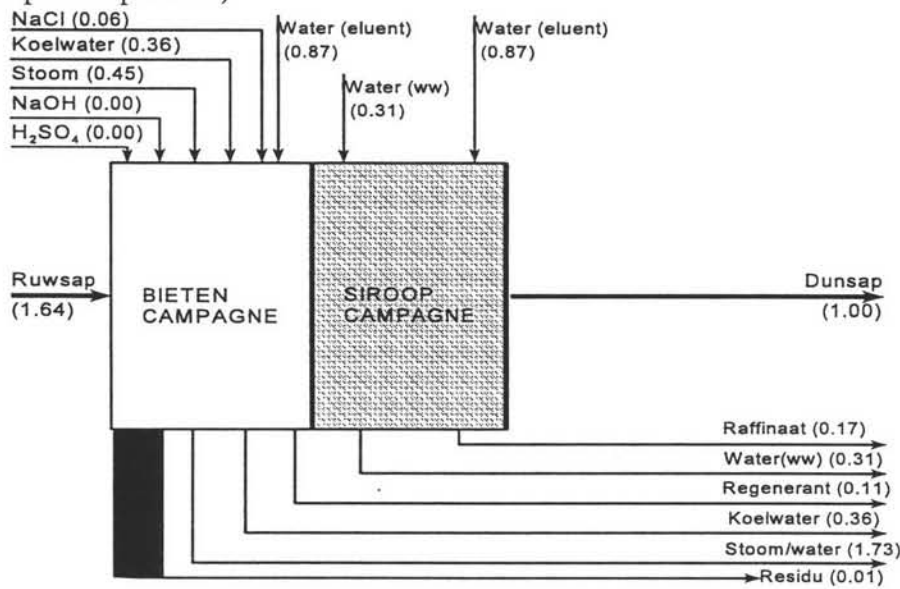


Fig. 1. Input/Output-diagram (getallen zijn gegeven in ton/ton dunsap).

De eerste variant voor de alternatieve bietensapzuivering, die door ons ontworpen is, is alleen in bedrijf gedurende de bietencampagne. Dit is om de alternatieve bietensapzuivering eenvoudig te implementeren in de suikerfabriek te Dinteloord.

Voor de afscheiding van niet-suikers van de suikerstroom, wordt een “simulated moving bed”-chromatograaf gebruikt. Een probleem met het SMB is, dat het buiten de bietencampagne niet zomaar stilgezet kan worden. Uit bedrijf nemen van het SMB, verkort namelijk de levensduur van de hars aanzienlijk (ongeveer met een factor 5; ref. 12). Dit brengt onacceptabel hoge kosten met zich mee. Het SMB moet dus gedurende het gehele jaar in bedrijf zijn. De consequentie hiervan is, dat een klein gedeelte van de diksapstroom door het SMB gaat en de rest wordt opgeslagen.

Het opgeslagen diksap wordt buiten de bietencampagne verder verwerkt. Deze periode noemen we de siroopcampagne.

Samenvattend kan gezegd worden, dat het eerste deel van de bietensapzuivering tot aan het SMB alleen tijdens de bietencampagne in bedrijf is en vanaf de dikopslag is het proces het gehele jaar in bedrijf (bietencampagne en siroopcampagne).

Naast de productie van dunsap wordt residu (voornamelijk eiwitten), melasse en afvalwater geproduceerd. Na droging kan het residu verkocht worden aan bijvoorbeeld de veevoederindustrie. De melasse kan verkocht worden aan bijvoorbeeld de fermentatie-industrie. Het afvalwater zal gezuiverd moeten worden in een afvalwaterzuivering, waarna een deel van het gezuiverde water weer gebruikt kan worden in de fabriek.

§2.2 *Literatuurstudie*

In de literatuur zijn twee methoden gevonden om suiker van de niet-suikers te scheiden met behulp van ionenwisselingsharsen. De eerste is het volledig demineraliseren van de sapstroom volgens de patenten: **DE 2140095** (ref. 1), **NL 6603275** (ref. 2) en **NL 8006498** (ref. 3). De tweede is het adsorberen van suiker aan een sterk ionenwisselaarshars om zodoende een scheiding tussen suiker en niet-suikers te bewerkstelligen, volgens patent **US 94/14011** (ref. 4).

Uitgangspunt van het procesvoorontwerp is patent **US 94/14011** (ref. 4). Het grote voordeel van dit proces is dat de chromatografische kolom geregenereerd wordt met water.

De eerste methode - demineralisatie van de sapstroom - heeft als nadeel dat er zure en basische regeneratiestromen nodig zijn.

Het proces volgens patent **US 94/14011** (ref. 4) bestaat uit de volgende componenten. Het ruwsap wordt eerst onthard met behulp van ionenwisseling. Vervolgens wordt het ontharde sap ingedikt in een verdamper. Het diksap kan worden opgeslagen in een sapopslag. Tenslotte wordt de suiker van de niet-suikers gescheiden in een continue chromatograaf, die gedurende het gehele jaar operatief is.

§2.3 *Procesroute*

Op basis van het Amerikaanse patent **US 94/14011** (ref. 4) in combinatie met patent **DE 2140095** (ref. 1) is gekozen voor de volgende procesroute voor de sapzuivering:

- ① colloïden verwijderen door zure vlokking volgens patent **DE 2140095** (ref. 1), gevolgd door decanteren en filtratie;
- ② ontharden van het ruwsap in ionenwisselaars;
- ③ indikken van het ruwsap in een drietrapsverdamper;
- ④ opslaan van diksap in een diksapopslag;
- ⑤ scheiding van suiker/niet-suikers in een "Simulated Moving Bed"- chromatograaf (SMB).

Het proces is als blokschema weergegeven in figuur 2.

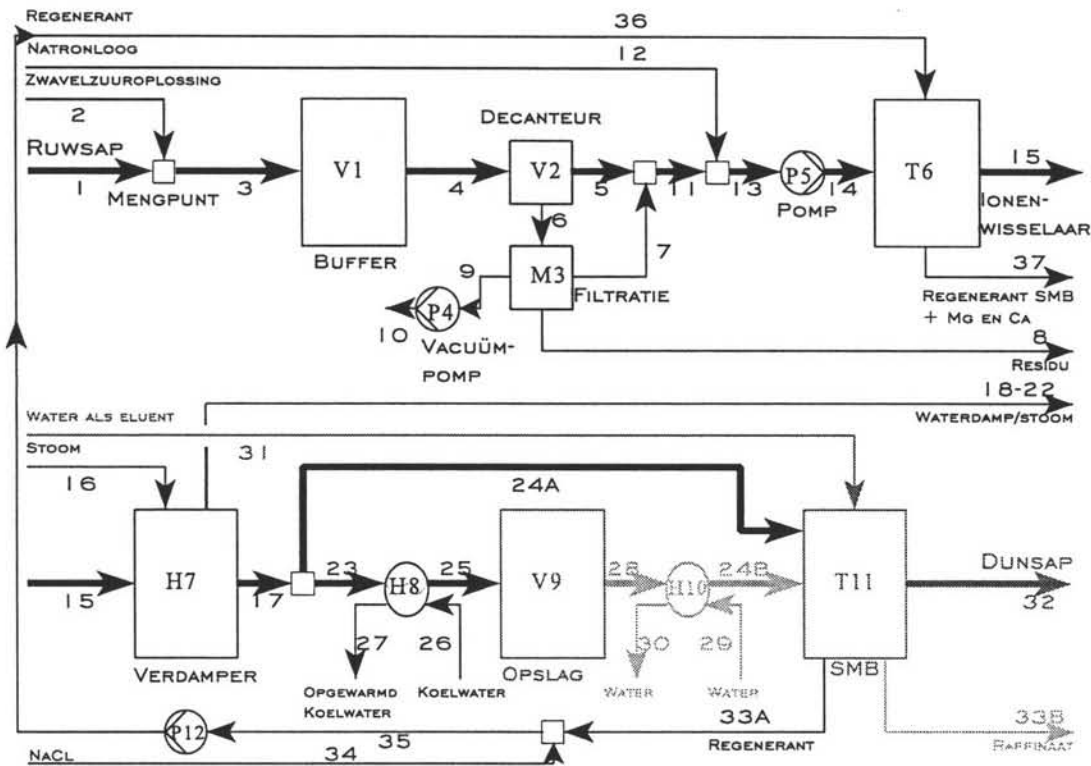


Fig. 2. Blokschema van de alternatieve bietensapzuivering op basis van chromatografische scheiding.

§2.4 Capaciteit en toepassingsfrequentie

De capaciteit van de sapzuivering is ca. 1 miljoen ton dunsap per jaar.

De huidige sapzuivering is alleen in bedrijf tijdens de bietencampagne (de laatste drie maanden van het jaar), omdat in verband met kwaliteitsproblemen de bieten niet het gehele jaar opgeslagen kunnen worden. Het eerste gedeelte van de alternatieve sapzuivering draait tijdens de bietencampagne. Het laatste gedeelte te weten vanaf de diksapopslag is echter het hele jaar (bietencampagne en siroopcampagne) in bedrijf.

§2.5 Grond- en hulpstoffen

De samenstelling van de grondstof, namelijk ruwsap uit de diffusietoren, is niet constant. In het procesontwerp is uitgegaan van de analysetabel, die de Suiker Unie gegeven heeft (zie Bijlage 2). In het begin van het seizoen bevatten de bieten nog niet de maximale hoeveelheid suiker. De kwaliteit van de bieten gaat achteruit gedurende de bietencampagne. Suiker wordt in de biet gehydrolyseerd tot glucose en fructose (invertvorming).

De hulpstoffen zijn zwavelzuur voor de zure vlokking; natronloog om de pH na de filtratie te verhogen; water om te elueren in het SMB; natriumchloride om de ionenwisselaars te regenereren. Er is stoom aanwezig van 125 °C en 2.3 bar.



§2.6 Reacties

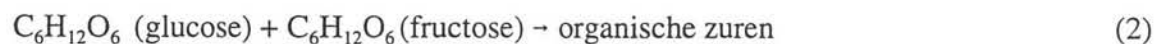
§2.6.1 Ongewenste reacties

Tijdens de sapzuivering wordt suiker gehydrolyseerd tot glucose en fructose (invert). Deze reactie is weer te geven als:



De invertvorming is afhankelijk van de pH en de temperatuur. De invertvorming wordt positief beïnvloed door een lage pH en door een hoge temperatuur (ref. 13). De zure vlokking dient dus bij lage temperatuur te gebeuren.

Invert kan verder worden afgebroken tot zuren. De afbraak van invert kan als volgt weergegeven worden:

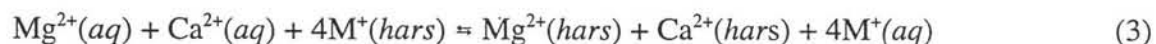


De invertafbraak vindt voornamelijk plaats bij pH > 8 en hogere temperaturen (ref. 13).

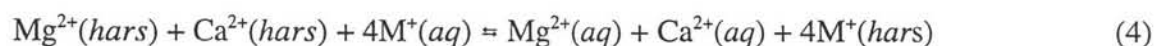
§2.6.2 Ionenwisseling

In de ionenwisselaar treden de volgende evenwichtsreacties op:

Gedurende de beladingsfase:



Gedurende de regeneratiefase:



Bij deze reacties staat M⁺ voor monovalente ionen.

§2.6.3 Simulated Moving Bed

In het SMB heerst evenwicht tussen de vloeistofconcentratie, c, en de geadsorbeerde concentratie, q:

$$q = K \cdot c \quad (5)$$

Scheiding wordt verkregen door verschil in adsorptiecoëfficiënt, K, van de afzonderlijke componenten.



§ 2.7 Componentenlijst

Tabel 1. Overzicht van de belangrijkste componenten in de bietensapzuivering (ref. 20)

Component	M [g/mol]	Tb,Ts [°C]	Tm [°C]	oplosbaarheid bij 20°C g/kg
Sucrose	342.3	-	185	670.9
Glucose	180.16	-	150	493.7
Fructose	180.16	-	103	790
H ₂ SO ₄	98.1	-	-	alle verhoudingen
Water	18	100	0	-
NaOH	40	-	-	420
NaCl	58.5	-	-	450

Verder bestaat de processtroom uit (zie de analysetabel in Bijlage 2):

- natuurlijke organische zuren, zoals melkzuur, oxaalzuur, azijnzuur en propionzuur;
- eiwitten;
- verschillende Ca²⁺-, Mg²⁺-, NH₄⁺-, Na⁺- en K⁺-zouten.

Voor de procesberekeningen is het niet relevant om met alle componenten uit de analysetabel rekening te houden. Uit de analysetabel zijn alleen diè componenten gekozen, die relevant zijn voor het proces. Deze componenten zijn: water, sucrose, invert, niet-suikers, colloïden, Ca²⁺, Mg²⁺, Na⁺, K⁺, SO₄²⁻, Cl, H, OH. Alle andere componenten worden als rest vermeld.

3. Processtructuur en Process Flowsheet.

§3.1 *Motivatie en theoretische achtergrond bij de processtructuur (zie Fig.2)*

§3.1.1 *Zure uitvlokking*

Volgens de analysetabel (zie Bijlage 2) is er een restfractie, die door ons gelijk gesteld is aan de hoeveelheid colloïden in het ruwsap. De samenstelling van deze restfractie is onbekend. Wel is bekend, dat er in het ruwsap nog verschillende componenten aanwezig zijn, zoals eiwitten, silicaten, betaïne, cellulose etc.

Volgens het Duitse patent **DE 2140095** (ref. 1) kan er door uitvlokking bij een pH tussen de 3,5 en 4,0 ongeveer 3 kg niet-suikers per ton ruwsap afgescheiden worden. In het ontwerp is er van uit gegaan dat alle colloïden, de totale restfractie, uitvlokt. Wanneer aangenomen wordt, dat de totale restfractie uit eiwitten bestaat - niet onredelijk - dan volgt uit de theorie, dat alle in ruwsap aanwezige eiwitten in zuur milieu uitvlokken. Eiwitten zijn namelijk opgebouwd uit aminozuren. Alle aminozuren, behalve arginine en lysine, hebben een iso-elektisch punt in het zure milieu. In de ruwsap bevinden zich de volgende aminozuren: glutaminezuur, leucine, isoleucine, asparagine, glycol, γ -aminoboterzuur, alanine en valine. Aangezien er geen aminozuren - de afbraakproducten van eiwitten - bij zijn met een iso-elektisch punt in basisch milieu, zullen waarschijnlijk alle eiwitten uit het ruwsap in zuur milieu uitvlokken.

De gehanteerde pH bij het uitvlokken van de colloïden is gelijk aan 3,8. Deze pH wordt bereikt door injectie van geconcentreerd H_2SO_4 in de ruwsapstroom. Er is voor H_2SO_4 gekozen, omdat in het conventionele proces al veel SO_4^{2-} in het raffinaat zit en omdat H_2SO_4 relatief goedkoop is.

§3.1.2 *Buffer*

In het buffervat krijgen de colloïdale deeltjes de gelegenheid om te coaguleren totdat ze een grootte bereikt hebben om in de decanteur te kunnen bezinken. Het buffervat is zo gedimensioneerd, dat de deeltjes uit de ruwsap groeien tot een diameter van 100 μm .

§3.1.3 *Decanteur*

In de decanteur gaat over de top een gezuiverde stroom en over de bodem een gedeelte van de ruwsapstroom met de uitgevlokte colloïden. Het voordeel van de decanteur is dat de topstroom niet door het filter hoeft. Aangenomen wordt, dat de ingaande deeltjes tot 100 μm gegroeid zijn, waarna deze deeltjes in de decanteur zullen bezinken en via de bodemstroom de decanteur zullen verlaten.

§3.1.4 *Draaifilter*

Er wordt gebruik gemaakt van draaifilters, omdat deze filters in Roosendaal al gebruikt worden.

De onderloop van de decanteur gaat naar de draaifilters toe, waar de totale stroom aan colloïden afgefilterd wordt. Voor het gebruik van een draaifilter is een vacuümpomp nodig om de ruwsap door de filterkoek te laten stromen.

Gezien de geringe beschikbaarheid van gegevens was het niet mogelijk een filter en de daarbij behorende vacuümpomp te dimensioneren.

§3.1.5 *Ontharden*

Het doel van de onthardingsstap in het proces is: het verwijderen van Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen. Deze ionen dienen verwijderd te worden om de volgende redenen:

- De zouten van Ca^{2+} en Mg^{2+} (carbonaat- en hydroxidezouten) lossen slecht op in water bij hogere temperaturen en veroorzaken dus 'scaling'-problemen in de verdampers (ref. 7).
- De chromatografische hars in het SMB is in de monovalente vorm. Worden de Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen niet uit de stroom verwijderd, dan zal de hars optreden als ionenwisselaarshars en de chromatografische scheiding zal te niet gedaan worden, volgens patent **US 94/14011** (ref. 4).

Het is dus noodzakelijk deze ionen uit de processtroom te verwijderen.

Binnen de industrie zijn een aantal mogelijkheden bekend om deze ionen te verwijderen, zoals:

- precipitatie (bv. carbonatatie in het conventionele sapzuiveringproces)
- membranen (bv. nanofiltratie in de afvalwaterzuivering)
- ionenwisseling (bv. afvalwaterzuivering, suikerindustrie)

De mogelijkheid van precipitatie valt af, omdat we juist een alternatief zoeken voor het conventionele proces. Membranen zijn binnen de industrie in opkomst, maar kunnen nog niet betrouwbaar genoeg opereren; zeker niet in de gevallen waarbij zeer vervuilende processtromen in het spel zijn.

De keuze voor ionenwisseling volgt uit het feit, dat ten eerste ionenwisseling al lange tijd toegepast wordt in de industrie en ten tweede ionenwisseling reeds bekend is bij de Suiker Unie, daar er een ionenwisselingsstap in het conventionele sapzuiveringsproces aanwezig is.

De ionenwisselaar bevat een sterke kationenwisselingshars in de monovalente vorm (Na^+/K^+). De hars is als bolletjes in een gepakt bed gestort.

Er kleven echter ook nadelen aan de ionenwisseling. Een groot nadeel is, dat het gepakte bed beladen wordt met Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen. Na een aantal uren zal het bed geregenereerd moeten worden. Er zijn twee procesconfiguraties voor de regeneratie mogelijk, namelijk:

- Gebruikmaken van ionenwisselaars met vaste bedden, waardoor een discontinu proces ontstaat. De regeneratie vindt na de belading plaats. Er zullen dus meerdere ionenwisselaars parallel moeten opereren om deze discontinuïteit op te vangen.
- Gebruikmaken van ionenwisselaars met 'moving' bedden, waardoor een continu proces mogelijk is. Het bed beweegt in de kolom naar beneden en de te ontharden stroom omhoog. Onderaan de kolom wordt continu een deel van het bed afgevoerd naar een aparte regeneratiekolom. In deze kolom wordt het bed continu geregenereerd met een regeneratievloeistof. Door deze mogelijke procesconfiguratie kan in theorie volstaan worden met twee kolommen.

In het procesontwerp is gekozen voor ionenwisselaars met vaste bedden. Vaste bedden genieten binnen de industrie namelijk de voorkeur, omdat de procesvoering veel eenvoudiger is (ref. 7).

Een volgende factor waar zeker binnen het procesontwerp mee rekening gehouden moet worden is het gebruik van regeneratievloeistoffen. Binnen de suikerindustrie zijn vier mogelijkheden (ref. 7) bekend voor regeneratie van de ionenwisselaars, namelijk:

- regeneratie met NaCl-oplossing of KCl-oplossing (klassiek proces) (ref. 8)
- het Gryllusproces (ref. 9)
- het NRS-proces (AKZO-proces) (ref. 8)
- het Quentin-proces (ref. 7)

In tabel 2 worden de vier mogelijkheden geëvalueerd en het Gryllus-, NRS- en Quentinproces met elkaar vergeleken t.o.v. het klassieke proces.

Het klassieke proces en het Quentin-proces vallen bij voorbaat af vanwege de productie van extra, chloride-bevattende afvalstromen. Alhoewel het NRS-proces een betere regeneratie-efficiency heeft dan het Gryllus-proces valt ook deze mogelijkheid af. In het NRS-proces wordt namelijk gebruik gemaakt van NaOH als regenerant. Echter tijdens de regeneratie zal dan $\text{Mg}(\text{OH})_2$ gevormd worden en dit zout is in water onder de heersende condities onoplosbaar, waardoor de ionenwisselaars dichtslibben.

In dit procesontwerp is gekozen voor een variant op het Gryllus-proces. Als regenerant wordt de raffinaatstroom gebruikt uit het SMB. Aangezien de raffinaatstroom te weinig monovalente ionen bevat, moet het tekort aangevuld worden m.b.v. van NaCl om de ionenwisselaars goed te regenereren.

Tabel 2. Regeneratiesystemen (ref. 8)

	Klassieke proces	Gryllus-proces	NRS-proces	Quentin-proces
Systeem	Sterke kationenuisselaar in monovalente vorm, met NaCl als regenerant	Sterke kationenuisselaar in monovalente vorm, met stroom uit B-pan als regenerant	Sterke kationenuisselaar in monovalente vorm, met NaOH in het sap als regenerant	Sterke kationenuisselaar in de Mg ²⁺ -vorm, met MgCl als regenerant
Karakteristieken	- Grote overmaat aan NaCl nodig - Na ⁺ heeft een negatieve werking op de kristallisatie	Monovalente ionen uit de suikerbieten worden gebruikt om te regenereren.	- Betere regeneratie-efficiency - NaOH nodig	- Betere regeneratie-efficiency - Mg ²⁺ heeft positieve invloed op kristallisatie
Voordelen/ Nadelen	- Afvalstroom bevat veel chloriden - Extra suikerverlies naar de molasse	- Geen externe regenerant nodig - Geen extra afvalstromen	- Geen extra afvalstromen - Extra toevoeging nodig voor regeneratie	- Afvalstroom bevat veel chloriden - Productie van veel afvalwater - Dure MgCl nodig

§3.1.6 *Drietrapsverdamer*

Voordat het ruwsap het SMB in gaat, wordt het ruwsap tot 67% brix geconcentreerd. Er wordt gebruik gemaakt van een drietrapsverdamer, waarin het ruwsap in meerdere trappen geconcentreerd wordt. In de eerste trap komt de voeding binnen en wordt met stoom geconcentreerd. Door de concentrering wordt nieuwe stoom geproduceerd, die weer gebruikt wordt voor opwarmen van de voeding en het concentreren in een volgende trap door gebruik van verlaagde druk. Op deze manier wordt er efficiënter met energie om gegaan dan in een ééntrapsverdamer.

Het geheel bestaat uit een viertal 'shell and tube'-warmtewisselaars en een drietal verdampers. De eerste twee trappen zijn conventionele Robert-verdampers en de derde trap is een valpijpvdamper. Er is in de derde trap gebruik gemaakt van een valpijpvdamper, omdat bij het toenemen van de suikerconcentratie de warmte-overdrachtcoëfficiënt lager wordt. Een valpijpvdamper is geschikter om geconcentreerde suikeroplossingen te verwerken dan een Robert-verdamper.

§3.1.7 *Simulated Moving Bed*

In conventionele vloeistofchromatografie worden eerst de componenten uit de voeding geadsorbeerd aan een vast bed en vervolgens met eluent gedesorbeerd. Nadeel hiervan is een discontinue uitstroom die voortdurend varieert in samenstelling. Een nog groter nadeel is dat het bed niet efficiënt gebruikt wordt. Continue tegenstrooms-chromatografie vereist veel minder adsorbent bed voor eenzelfde scheiding dan conventionele chromatografie (ref. 10).

Continue tegenstrooms-chromatografie kan op twee manieren worden bedreven. Gebruik kan worden gemaakt van een zogenaamd *True Moving Bed* (TMB) waarbij de vaste adsorbent-deeltjes naar boven bewegen en de vloeistof langs de deeltjes naar beneden stroomt. Een nadeel van deze operatie is: attritie van de adsorbent deeltjes. Bovendien is het praktisch onmogelijk om een 'plug-flow' van deeltjes te bewerkstelligen in een kolom met een grote diameter.

Deze nadelen worden omzeild door gebruik te maken van een *Simulated Moving Bed* (SMB), waarbij niet de adsorbent-deeltjes zelf bewegen, maar periodiek de posities verplaatst worden waar de verschillende stromen de kolom binnenkomen of verlaten. Hierdoor wordt de tegenstroom van deeltjes gesimuleerd. Bovendien worden dezelfde resultaten verkregen als bij TMB operatie (ref. 10).

Een schematische weergave van een SMB is gegeven in figuur 3:

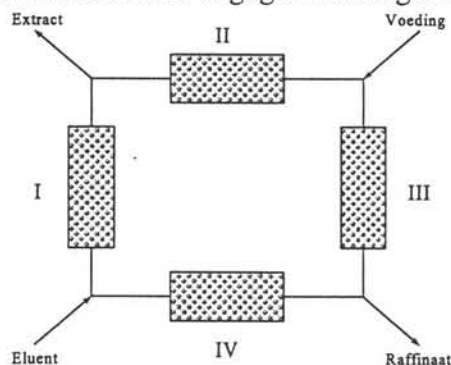


Fig. 3. Schematische weergave SMB.

De voeding van het SMB bestaat uit twee bepalende componenten A en B. Component A wordt sterker aan het bed geadsorbeerd dan component B. Het raffinaat bestaat uit de minst geadsorbeerde component B en wordt het dichtst bij het voedingspunt afgetapt. Slechts een deel van de totale stroom wordt hier afgetapt, de rest gaat verder naar de volgende sectie van het bed. Het extract product bestaat uit de sterkst geadsorbeerde component A die eerst met behulp van eluent gedesorbeerd wordt. De posities van de in- en uitgaande stromen verdelen het bed in vier secties (zie Tabel 3).

Tabel 3. Simulated Moving Bed	
Sectie	Functie
I	A desorberen
II	B desorberen
III	A adsorberen
IV	minimaliseren circulatieweet eluent (D)

Het doel van sectie IV is het minimaliseren van de circulatiestroom eluent om teveel verdunning van de produktstromen te voorkomen in verband met latere scheiding van produkt en eluent.

De grootte van de stroom door de kolom bepaald of een component geadsorbeerd of gedesorbeerd wordt. Door juist instellen van de stromen binnen de secties kan een optimaal concentratieprofiel verkregen worden. Het stromingsprofiel kan worden ingesteld door bij gegeven voedingstroom de grootte van rafinaat-, eluent- en extractdebiet, plus de periode van verschuiving van de aan- en afvoerposities ('switch-tijd'), juist te kiezen. De switch-tijd en vloeistofstromen worden berekend met behulp van een geschikt mathematisch model.

§3.2 Kinetiek en thermodynamica

§3.2.1 Kinetiek van de invertvorming

Sucrose degradatie in technische suiker oplossingen begint met de hydrolyse van sucrose naar glucose en fructose (invert). Omdat maar een zeer klein gedeelte van de sucrose gehydrolyseerd wordt, kan de invertvorming beschouwd worden als een nulde orde reactie (ref. 13), zoals weergegeven in vergelijking (6):

$$\Delta c_s = c_s \cdot k_1 \cdot t \tag{6}$$

De snelheidsconstante van de invertvormingsreactie is berekend volgens *Sapronov* (ref. 13)

$$k_1 = 10^{\frac{16.806 - \frac{5666.17}{T} - pH}{10}} + 10^{\frac{20.1617 - \frac{9064.69}{T} - 0.01753 \cdot T + 0.57 \cdot pH}{10}} \tag{7}$$

Aan de hand van de Sugar Manual (ref. 13) is de invertvorming binnen de verschillende apparaten berekend (zie Bijlage 4).

Uit de berekening blijkt, dat tijdens de gehele sapzuivering 0.9% invert gevormd wordt. Tijdens de zure vlokking wordt het meeste invert (0.63%) gevormd, hoewel de temperatuur laag is. Beter zou zijn om de zure vlokking bij nog lagere temperatuur uit te voeren.



Ook is belangrijk, dat de pH naar 8 gebracht wordt. Bij deze pH vindt de minste invertvorming plaats. Uit oogpunt van invertvorming kan zure vlokking zeker toegepast worden mits de temperatuur maar laag genoeg is en de verblijftijden bij lage pH niet te hoog zijn. Het een en ander hiervan is te zien in tabel 4, waarin kort resultaten weergegeven zijn van berekeningen van de invertvorming bij verschillende procescondities van de zure vlokking en verschillende procescondities na de filtratie.

Tabel 4. Invertvorming in de sapzuivering bij verschillende procescondities van de zure vlokking en de filtratie.		
T (zure vlokking) [°C]	pH (na filtratie) [-]	suikerverlies [%]
20	7	1.1
20	8	0.3
30	7	1.7
30	8	0.9

§3.2.2 *Thermodynamica processtromen*

De enthalpie en de specifieke warmtecapaciteit van de processtroom als functie van de procescondities en samenstelling zijn nodig om de warmtebalans (zie Hoofdstuk 5) en de verdampers (zie Bijlage 8) door te rekenen.

De enthalpie en de specifieke warmtecapaciteit van de processtroom als functie van de procescondities en samenstelling wordt als eerste benadering verkregen uit de Sugar Manual (ref. 13).

Hiertoe zijn twee mogelijkheden. De eerste mogelijkheid is het aflezen van de benodigde waarden in de betreffende tabellen (ref. 13). De tweede mogelijkheid is: het gebruikmaken van de gefitte formules (ref. 13).

De specifieke warmtecapaciteit, c_p , van technische sucrose-oplossingen is berekend volgens vergelijking (8):

$$\text{Brix} > 0: \quad c_p = 4.1868 - \text{Brix} \cdot (0.0297 - 4.6 \cdot 10^{-5} \cdot RQ) + 7.5 \cdot 10^{-5} \cdot \text{Brix} \cdot (T - 273.15) \tag{8}$$

De specifieke enthalpie, h , van technische sucrose-oplossingen is berekend volgens vergelijking (9):

$$\text{Brix} > 0: \quad h = (T - 273.15) \cdot [4.1868 - \text{Brix} \cdot (0.0297 - 4.6 \cdot 10^{-5} \cdot RQ) + 3.75 \cdot 10^{-5} \cdot \text{Brix} \cdot (T - 273.15)] \tag{9}$$



De warmte-inhoud, Q , van de stromen is berekend met vergelijking (10):

$$Q(T) = \phi_m \cdot h \quad (10)$$

§3.3 *Beschrijving van het Process Flowsheet*

Het processtromenschema is weergegeven in figuur 2 en is een schematische weergave van de alternatieve sapzuivering van ruwsap vanaf de diffusietoren en tot de verdampers uit het conventionele proces. Een gedetailleerdere weergave van de alternatieve sapzuivering is te vinden in Bijlage 13. Hieronder volgt een beschrijving van het schema, waarin de stromen en apparaten afzonderlijk beschreven worden.

§3.3.1 *Buffer; apparaat V1*

Het ruwsap, stroom [1], is de stroom zoals die in het conventionele proces uit de diffusietoren komt. De temperatuur van deze stroom is 30°C en het volumedebiet is 700 m³/h. Het ruwsap is niet thermostabiel, voornamelijk vanwege de aanwezige eiwitten. Door middel van een zure uitvloeking in de buffer, apparaat V1, coaguleren deze eiwitten. De pH van het ruwsap is gelijk aan 6.0 en de optimale pH voor uitvloeking ligt tussen de pH van 3.5 en 4.0. Om de optimale pH te verkrijgen wordt in het ruwsap, stroom [1], een hoeveelheid zwavelzuuroplossing, stroom [2], geïnjecteerd. Stroom [3] is de aangezuurde ruwsapstroom die de buffer, apparaat V1, binnenkomt op de gewenste pH.

De verblijftijd in de buffer is zo groot dat de deeltjes uit het ruwsap de tijd hebben om te groeien tot 100µm. De stroom die de buffer uitgaat is stroom [4]. Deze stroom bevat de gecoaguleerde eiwitten met de gewenste grootte.

§3.3.2 *Decanteur; apparaat V2*

De verwijdering van de eiwitten vindt plaats in een draaifilter, apparaat M3. Voordat stroom [4] gefiltreerd wordt, gaat deze stroom naar een decanteur, apparaat V2. In dit apparaat zullen de deeltjes van 100 µm bezinken, waardoor er een heldere bovenloop, stroom [5], en een geconcentreerde bodemstroom, stroom [6], geleverd wordt. Het voordeel van de decanteur is de concentrering, waardoor aanzienlijk bespaard wordt op filteroppervlak en energieverbruik van het filter.

§3.3.3 *Draaifilter; apparaat M3*

De draaifilter, apparaat M3, is een apparaat dat het ruwsap door zijn roterende poreuze mantel zuigt, waarbij de gecoaguleerde eiwitten op de mantel achterblijven. Door het roteren van de mantel langs een schraper worden de gecoaguleerde colloïden van de mantel verwijderd. In het processtromenschema wordt de verwijderde hoeveelheid gecoaguleerde colloïden, het residu van de filtratie, aangegeven door stroom [8].

Het vacuüm in de draaifilter wordt geleverd door vacuümpomp P4 en is de drijvende kracht voor het ruwsap om door de mantel heen te gaan. In het processtromenschema zijn de in- en uitgaande stroom van de vacuümpomp weergegeven door stroom [9] resp. stroom [10].

Het filtraat van de draaifilter, stroom [7], wordt met de bovenloop van de decanteur, stroom [5], gemengd tot stroom [11].

§3.3.4 *Ionenwisselaars; apparaat T6*

Voordat het ruwsap naar de ionenwisselaar gaat, wordt de zure ruwsap op een pH van 8 gebracht. Bij zuur milieu vindt er namelijk een nevenreactie, de suikerhydrolyse, op. Bij de suikerhydrolyse wordt suiker afgebroken tot invert. Om deze reactie te beperken, wordt natronloog (1M), stroom [12], in de zure ruwsapstroom, stroom [11], geïnjecteerd. In het processtromenschema is het ruwsapstroom met een pH van 8.0 weergegeven door stroom [13].

Direct voor de ionenwisselaars staat pomp P5, om de druk van stroom [13] te verhogen, waarbij de drukverhoging groter is als de drukval over de ionenwisselaars. In het processtromenschema (zie Bijlage 13) is het ruwsap met verhoogde druk aangegeven met stroom [14]. Stroom [14] is de stroom die de ionenwisselaars ingaat. De temperatuur van het ruwsap is, evenals in het voorgaande stuk van processtromendiagram nog steeds 30°C.

De ionenwisselaar, apparaat T6, heeft als doel om de calcium- en magnesiumionen uit het ruwsap te verwijderen. Deze ionen veroorzaken namelijk scaling-problemen in de verdamper, apparaat H7, en de hars in de chromatografische kolom, apparaat T11, is er niet tegen bestand.

In de ionenwisselaar worden de calcium- en magnesiumionen uitgewisseld tegen natrium- en kaliumionen. De uitgaande stroom van de ionenwisselaar, stroom [15], is de volledig ontharde ruwsapstroom.

Nadat het bed van de ionenwisselaar beladen is, moet deze geregenereerd worden. Regeneratie wordt gedaan met het raffinaat van de chromatografische kolom, stroom [33a]. Het raffinaat is volledig onthard ruwsap, waar de suiker uitgehaald is. In feite is het de afvalstroom van het SMB. Deze stroom bevat nog wel een aanzienlijke hoeveelheid natrium- en kaliumionen, die gebruikt kunnen worden voor de regeneratie van de ionenwisselaar.

Het raffinaat van de chromatografische kolom, stroom [33a], bevat onvoldoende natrium- en/of kaliumionen om de ionenwisselaar volledig te regenereren. Om deze reden wordt er een NaCl-oplossing, stroom [34], met het raffinaat, stroom [33a], gemengd tot stroom [35], waar de benodigde hoeveelheid natrium- en kaliumionen in aanwezig zijn. Evenals bij de ruwsapstroom die de ionenwisselaar ingaat, stroom [14], moet de regeneratiestroom, stroom [35], op druk gebracht worden. Dit gebeurt door pomp P12. Stroom [36] is de stroom die uit pomp P12 komt en een voldoende hoge druk heeft om door de ionenwisselaar te gaan.

De regeneratiestroom die uit de ionenwisselaar komt, stroom [37], is beladen met de calcium- en magnesiumionen. Stroom [37] is een afvalstroom.

De ontharde ruwsapstroom, die de ionenwisselaar uitgaat, is in het processtromenschema weergegeven met stroom [15]. De ionenwisselaar is in het processtromenschema vereenvoudigd weergegeven. Een schematische weergave van de ionenwisselaar is te vinden figuur 6 (§7.2).

§3.3.5 *Drietrapsverdamer; apparaat H7*

De uitgaande stroom van de ionenwisselaar, stroom [15], is tevens de ingaande stroom van de verdamer, apparaat H7. De verdamer is ontworpen aan de hand van een tweetal specificaties, namelijk de brix en de temperatuur van de stroom die de verdamer uitgaat, stroom [17]. De brix van stroom [17] moet 67% zijn. Dit betekent een concentrering van het ruwsap in de verdamer van een brix van 15% tot een brix van 67%.

De temperatuur van stroom [17] moet 70°C zijn, omdat de chromatografische kolom, apparaat T11, bij deze temperatuur werkt.

De verdamer is in het processtromenschema (zie Bijlage 13) weergegeven als een 'black box'. Een schematische tekening van de apparaten binnen deze black box is te vinden in figuur 7 (§7.3). Hierin zijn schematisch een drietal verdampers en een viertal warmtewisselaars getekend. Het systeem zoals weergegeven in figuur 7 is gebaseerd op het systeem van multi-effect verdampen. Op deze manier wordt er op een efficiëntere manier met energie omgegaan. Nu volgt er een korte beschrijving van de drietrapsverdamer aan de hand van figuur 7.

De eerste twee verdampers, apparaat V1 en V2, zijn Robert-verdampers en de derde verdamer, apparaat V3, is een valpijpvverdamer. Verder zijn er in figuur 7 een viertal warmtewisselaars te vinden, die gebruikt worden voor het opwarmen van de voeding van 30°C tot 95°C. De voeding komt aan de mantelzijde van de eerste verdamer, apparaat V1, binnen op een temperatuur van 95°C. Aan de pijpzijde komt stoom van 2,3 bar en 125°C verdamer V1 in, die in figuur 7 en het processtromenschema weergegeven is met stroom [16]. De stoom condenseert en draagt de condensatiewarmte over naar het ruwsap aan de mantelzijde. Door het overdragen van de condensatiewarmte verdampt er water aan de mantelzijde van verdamer V1, waardoor het ruwsap wordt geconcentreerd. De stoom die aan de mantelzijde ontstaat, wordt gesplitst en voor 90% naar de pijpzijde van verdamer V2 gestuurd en voor 10% naar mantelzijde van warmtewisselaar H13.

In verdamper V2 komt de stoom uit verdamper V1 aan de pijpzijde binnen en condenseert daar. De bodestroom van verdamper V1, die de geconcentreerde ruwsap bevat, komt in verdamper V2 binnen aan de mantelzijde en wordt daar verder geconcentreerd door de condensatie aan de pijpzijde van de stoom uit verdamper V1.

In warmtewisselaar H13 condenseert de stoom uit verdamper V1 eveneens volledig en draagt daarbij de condensatiewarmte over aan de voeding, stroom [16], waardoor deze opgewarmd wordt.

Zoals omschreven voor verdamper V1, zo geldt het ook voor de verdampers V2 en V3. Voor de volledigheid echter nog een tweetal zaken, namelijk de vacuümpompen P17 en P18 en de warmtewisselaar H12.

De vacuümpompen P17 en P18 verlagen de druk, waardoor de suikeroplossing bij een lagere temperatuur kookt, zodat de damp uit een voorgaande trap nog gebruikt kan worden.

Warmtewisselaar H15 is niet gebaseerd op condensatie van stoom aan de mantelzijde, zoals dat bij de warmtewisselaars H13, H14 en H16 het geval is. Warmtewisselaar H15 is tussengevoegd, omdat de warmtewisselaars H13, H14 en H16 niet in staat zijn de voeding van 30°C tot 95°C op te warmen. Deze warmtewisselaar maakt gebruik van de gecondenseerde stoom van 125°C en 2,3 bar.

De uitgaande stroom van de verdamper, stroom [17], wordt gesplitst. Een deel van de stroom gaat direct naar het SMB, stroom [24A] en de rest van stroom [17] wordt als stroom [23] doorgestuurd naar de diksapopslag.

§3.3.6 *Warmtewisselaars; apparaat H8*

Stroom [23] heeft een temperatuur van 70 °C. Warmtewisselaar H8 is ontworpen op het gegeven dat de opslag niet warmer mag zijn dan 30 °C, dus de afgekoelde stroom, stroom [25], heeft als specificatie 30 °C. Deze limiet is nodig, omdat anders te veel suikerverlies optreedt door invertvorming.

De afkoeling van stroom [23] wordt gerealiseerd door tegenstrooms te koelen met koelwater van 20 °C, stroom [26]. De temperatuur van het opgewarmde koelwater, stroom [27], heeft als specificatie 40 °C (ref. 18). De massastroom van stroom [27] is dan vastgelegd. Aangezien er geen 'temperature cross' mag plaats vinden, wordt dit apparaat in tweeën gesplitst en bestaat apparaat H8 uit twee warmtewisselaars in serie. Aangezien een platenwarmtewisselaar een hogere warmteoverdrachtscoëfficiënt heeft, is voor dit apparaat gekozen. Ook het schoonmaken van dit apparaat is eenvoudiger.

§3.3.7 *Diksapopslag; apparaat V9*

De uitgaande stroom van de warmtewisselaar, stroom [25], is de ingaande stroom van de opslag, apparaat V9. Deze opslag is nodig, omdat het SMB continu draait en de bieten in de bietencampagne verwerkt moeten worden. De opslag is gedimensioneerd met de gegeven ingaande massastroom.

In het processtromenschema (zie Bijlage 13) is de opslag vereenvoudigd weergegeven met één vat. In werkelijkheid zijn dit vier vaten van hetzelfde volume.

Bij de opslag is ook een warmtelek meegenomen, zodat de temperatuur van de uitgaande stroom, stroom [28], in het processtromenschema 25 °C is (deze waarde is gesteld).

De uitgaande stroom van de opslag, stroom [28], is gedimensioneerd op de gebruikte voeding van het SMB, apparaat T11. Deze stroom is er negen maanden van het jaar (siroopcampagne).

§3.3.8 *Warmtewisselaar; apparaat H10*

De uitgaande stroom van de opslag, stroom [28], heeft een temperatuur van 25 °C wat te laag is voor de voeding van het SMB. Deze stroom [24B] moet een specificatie hebben van 70 °C, wat gerealiseerd wordt in de warmtewisselaar, apparaat H10. Deze opwarming wordt bewerkstelligd door een warmwaterstroom, stroom [29], met een temperatuur van 95 °C tegenstrooms door de warmtewisselaar te sturen. De warmtewisselaar wordt gedimensioneerd op een uitgaande stroom, stroom [30], van 70 °C, aangezien deze stroom dan eventueel gebruikt kan worden als eluent, stroom [31] voor het SMB, apparaat T11. De massastroom van stroom [29] is nu vastgelegd. In deze warmtewisselaar vindt geen 'temperature cross' plaats en ook hier wordt er een platenwarmtewisselaar gebruikt om dezelfde redenen als apparaat H8.

§3.3.9 *Simulated Moving Bed; apparaat T11*

De beide stromen [24A] en [24B] worden als voeding gebruikt voor het SMB. In de bietencampagnetijd wordt stroom [24A] gebruikt, aangezien deze stroom dan niet afgekoeld hoeft te worden. In het resterende deel van het jaar (siroopcampagne) wordt stroom [24B] gebruikt. Het SMB heeft als doel om de suiker af te scheiden van zijn verontreinigingen, die bestaan uit invert en niet-suikers. Door een goede instelling van de in- en uitgaande stromen kan dit bewerkstelligd worden.

De niet-suikers en een gedeelte van invert adsorberen niet aan het bed, waardoor deze componenten als raffinaat, stroom [33A] of [33B], de kolom verlaten.

Om de geadsorbeerde suiker van het bed te halen, wordt de kolom geëluëerd met water van 70 °C, stroom [31], waarna de suiker er als dunsap, stroom [32], uitkomt. De specificatie van deze stroom [32] is, dat deze zo zuiver mogelijk moet zijn. In de praktijk betekent dit, dat de invert er voor 40% uitgehaald wordt en de niet-suikers voor 90%.

Tijdens de campagne wordt het raffinaat gebruikt als regenerant, stroom [33A], voor de ionenwisselaar, apparaat T6 (zie ook ionenwisselaar).

Het SMB is in het processtromenschema vereenvoudigd weergegeven. In werkelijkheid bestaat het SMB uit drie straten, maar voor de overzichtelijkheid is er maar één getekend in het processtromenschema.

4. Process Flowsheet- en apparatuurberekeningen.

§4.1 Buffer

Voor het berekenen van de groeisnelheid is gebruik gemaakt van de fysisch-chemische botsingstheorie voor het uitvlokken van colloïden. Hierbij wordt gebruik gemaakt van een relatie voor de halveringstijd $t_{1/2}$, zoals weergegeven in vergelijking (11):

$$t_{1/2} = \frac{3 \cdot \mu_l \cdot W}{4 \cdot k \cdot T \cdot N_0} \quad (11)$$

De halveringstijd staat voor de tijd, die nodig is om het aantal aanwezige colloïdale deeltjes te halveren.

Wanneer de vertragingfactor, W , gelijk is aan 1, dan leiden alle botsingen van deeltjes tot verkleaving. In werkelijkheid is er sprake van een vertragingfactor, die volgens *Hunter* (ref. 5) al gauw $1 \cdot 10^5$ is. Deze vertragingfactor zal experimenteel bepaald moeten worden, maar het toepassen van de botsingstheorie en de gegeven vertragingfactor geeft wel een indicatie over de orde van grootte van het buffervat.

Met een bekende halveringstijd $t_{1/2}$ kan het buffervat ontworpen worden, omdat de deeltjesdiameter recht evenredig is met de verblijftijd, τ , zoals weergegeven in de vergelijkingen (12), (13) en (14).

$$t_{1/n} = n \cdot t_{1/2} = \tau = \frac{V_{buffer}}{\phi_v} \quad (12)$$

en:

$$d_{1/n} = n \cdot d_0 \quad (13)$$

Combineren van (12) en (13) geeft:

$$V_{buffer} = \phi_v \cdot \frac{d_{1/n}}{d_0} \cdot t_{1/2} \quad (14)$$

In Bijlage 6 wordt de volledige berekening uitgewerkt.

§4.2 Decanteur

De bezinksnelheid van de deeltjes volgt uit de wet van Stokes:

$$u_d = \frac{d_p^2 \cdot g \cdot (\rho_d - \rho_l)}{18 \cdot \mu_l} \quad (15)$$

Een voorwaarde voor het gebruik van vergelijking (15) is, dat de stroming rond een deeltje laminair moet zijn.

Wanneer een decanteur gebruikt wordt, moet de opwaartse vloeistofsnelheid lager zijn dan de bezinksnelheid van een deeltje. Na het berekenen van de bezinksnelheid moet de vloeistofsnelheid gesteld worden. Wanneer de vloeistofsnelheid bepaald is, kunnen de top- en bodemstroom van de decanteur uitgerekend worden. Wel heeft de ontwerper nog een aantal vrijheidsgraden voor het dimensioneren van de decanteur. Richtlijnen voor de vrijheidsgraden worden gegeven door *Coulson & Richardson* (ref. 6).

In Bijlage 6 wordt de volledige berekening uitgewerkt.

§4.3 Ionenwisselaars

Om tot een realistische schatting van het aantal benodigde ionenwisselaars te komen, is gebruik gemaakt van een eenvoudige berekening. Voor deze eenvoudige berekening is gekozen na een gesprek met dhr. A. de Waard van Rohm & Haas (zie §10.4).

Gebruikmakend van zijn informatie is het aantal ionenwisselaars bepaald.

In de berekeningen wordt met de eenheid equivalenten (eq) gewerkt, omdat met monovalente ionen (Na^+ - en K^+ -ionen) en divalente ionen (Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen) gewerkt wordt.

Het aantal kolommen, N_{kolom} , is bepaald met vergelijking (16):

$$N_{\text{kolom}} = \frac{Q_{\text{totaal beladen}}}{\frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (1 - \epsilon_{\text{bed}}) \cdot H_{\text{bed}} \cdot Q_{\text{bed effectief}}} \quad (16)$$

De totale belading, $Q_{\text{totaal beladen}}$, is de hoeveelheid Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen, die gedurende de beladingstijd aan het bed is geadsorbeerd. De totale belading kan berekend worden met vergelijking (17):

$$Q_{\text{totaal beladen}} = \phi_{\text{hard}} \cdot t_{\text{belading}} \quad (17)$$

Aangenomen is, dat Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen zich als één soort ion gedragen in de ionenwisselaars.

Tijdens de regeneratie is - na de regeneratietijd te stellen - met vergelijking (17) te berekenen hoeveel monovalente ionen de regeneratiestroom moet bevatten.

Uit de berekeningen blijkt, dat er extra monovalente ionen nodig zijn om de ionenwisselaars binnen de gestelde regeneratietijd te regenereren. Door NaCl toe te voegen aan de regeneratiestroom wordt dit probleem opgelost.

De drukval, Δp , over een gepakt bed wordt berekend met behulp van de Kozeny-Carmen-vergelijking. Deze vergelijking geldt bij laminaire stroming (ref. 21).

$$\frac{\Delta p}{H_{bed}} = h_k \cdot \frac{36}{d_p^2} \cdot \left[\frac{1 - \epsilon_{bed}}{\epsilon_{bed}} \right]^2 \cdot \mu_l \cdot u_m \quad (18)$$

De Kozeny-Carmen coëfficiënt, h_k , is ongeveer 4.5 (ref. 21).

In Bijlage 7 wordt de volledige berekening uitgewerkt.

§4.4 Drietrapsverdamp(er)

Van elke trap is het benodigde warmte-uitwisselend oppervlak berekend. Hiertoe wordt over elke trap een 'steady-state' massa- en enthalpiebalans gesteld. Met behulp van de overall-massabalans en een aantal extra vergelijkingen, die volgen uit de aannames, kan het systeem opgelost worden.

Massabalansen:

$$F_i = D_i + B_i \quad (19)$$

De index, i , staat voor het nummer van de trap.

De extra vergelijking, die bij de massabalans hoort, is:

$$\text{①} \quad D_{\text{totaal}} = \sum_i D_i \quad (20)$$

met : $D_1 = D_2 = D_3$

Enthalpiebalansen:

Voor trap 1 is de volgende enthalpiebalans opgesteld:

$$F_1 \cdot H_0 - B_1 \cdot H_{B_1} - D_1 \cdot H_{D_1} + Q_{Stoom} = 0 \quad (21)$$

De warmte die door de stoom overgedragen wordt, wordt gebruikt voor opwarming van de voeding tot kookpunt en voor de verdamping van vloeistof, dus:

$$Q_{Stoom} = F_1 \cdot (H - H_0) + D_1 \cdot \Delta H_{vap.373} \quad (22)$$

Voor trap 2 is de volgende enthalpiebalans opgesteld:

$$B_1 \cdot H_{B_1} - B_2 \cdot H_{B_2} - D_2 \cdot H_{D_2} + D'_1 \cdot \Delta H_{vap.373} - W_2 = 0 \quad (23)$$

De arbeid, die nodig is voor drukverlaging, is te berekenen via:

$$W = \int_{P_1}^{P_2} \phi_v \cdot dp \quad (24)$$

Vanwege de lage druk is het toegestaan de ideale gaswet te gebruiken om het volume te berekenen. Invullen van de ideale gaswet in vergelijking (24), geeft:

$$W = \frac{D \cdot R \cdot T}{M_w} \cdot \ln \left[\frac{P_2}{P_1} \right] \quad (25)$$

Voor trap 3 is de volgende enthalpiebalans opgesteld:

$$B_2 \cdot H_{B_2} - B_3 \cdot H_{B_3} - D_3 \cdot H_{D_3} + D'_2 \cdot \Delta H_{vap.358} - W_3 = 0 \quad (26)$$

De extra vergelijkingen, die bij de enthalpiebalansen horen, zijn:

- ❶ $D'_1 = 0,9 \cdot D_1$
- ❷ $D'_2 = 0,9 \cdot D_2$

In Bijlage 8 wordt de berekening gedetailleerd uitgewerkt.

§4.5 *Simulated Moving Bed*

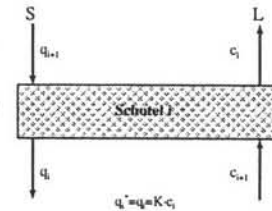
Voor de berekening van het concentratieprofiel in het SMB is gebruik gemaakt van het *equivalent-tegenstrooms-evenwichtsschotel-model*, zoals dat is opgezet door *Ching en Ruthven* (ref. 11). Met dit model kunnen de niet-lineariteiten in de adsorptiecoëfficiënten en de koppeling tussen de componenten meegenomen worden.

In het model wordt voorgesteld, dat het apparaat bestaat uit een aantal kolommen. Elke kolom is equivalent aan een aantal theoretische evenwichtsschotels. De equivalente tegenstrooms debieten S (vastestofdebiet) en L' (vloeistofdebiet) zijn gerelateerd aan de switchtijd (t_{switch}), bedlengte (H_{bed}) en het werkelijke vloeistofdebiet (L) door:

$$u = \frac{H_{bed}}{t_{switch}}, S = A_{kolom} \cdot (1 - \epsilon_{bed}) \cdot u, L = A_{kolom} \cdot \epsilon_{bed} \cdot v, L' = A_{kolom} \cdot \epsilon_{bed} \cdot (u + v) \quad (27)$$

De steady state massabalans (component A) voor de i -de schotel is:

$$S(q_{A,i+1} - q_{A,i}) = L(c_{A,i} - c_{A,i+1}) \quad (28)$$



Adsorptie wordt hoofdzakelijk bepaald door evenwicht en niet door kinetiek (ref. 12). De adsorptie-isotherm, die gebruikt is in de berekening (ref. 16):

$$K_{suiker} = \frac{q_{suiker}}{c_{suiker}} = 0.215 + 0.0004 \cdot c_{suiker} \quad (29)$$

Substitutie van vergelijking (28) in vergelijking (29) leidt tot:

$$c_{A,i-1} - \left[\frac{S}{L} \cdot K_A \cdot c_{A,i} + 1 \right] \cdot c_{A,i} + \left[\frac{S}{L} \cdot K_A \cdot c_{A,i+1} \right] \cdot c_{A,i+1} = 0 \quad (30)$$

waarbij voor K_A vergelijking (29) ingevuld wordt.

De equivalente vloeistofdebieten in de vier secties zijn als volgt:

$$\begin{aligned} L_I &= D_e \\ L_{II} &= D_e - E \\ L_{III} &= D_e - E + F_1 \\ L_{IV} &= D_e - E + F_1 - R \end{aligned} \quad (31)$$

De schotels zijn genummerd vanaf de eluentpositie:

- N_1 = aantal schotels in sectie I
- N_2 = aantal schotels in sectie I en II
- N_3 = aantal schotels in sectie I, II en III
- N_4 = aantal schotels in sectie I, II, III en IV

Het aantal schotels per sectie is berekend met behulp van vergelijking (32):

$$N = H_{bed}/HETP \tag{32}$$

De randvoorwaarden voor vergelijking (30) zijn:

sectie I op $i=1$:

$$L=L_I$$

$$c_{A,i-1} = \frac{L_{IV}}{L_I} \cdot c_{A,N_4} \tag{33}$$

sectie II:

$$L=L_{II}$$

sectie III op $i = N_2+1$ (voedingsschotel):

$$L=L_{III}$$

$$c_{A,i-1} = \frac{L_{II} \cdot c_{A,N_2} + F \cdot c_{A,F}}{L_{III}} \tag{34}$$

sectie IV op $i = N_4$:

$$L=L_{IV}$$

$$c_{A,i+1} = c_{A,i} \tag{35}$$

Dit model levert N_4 vergelijkingen met N_4 onbekenden, die kunnen worden opgelost met behulp van een geschikt rekenprogramma, in ons geval QUATTRO PRO. Hierin werd met behulp van de *Optimizer (Tools/Optimizer)* de residuele kwadratensom (SSRes) van beginschattingen van de concentratie op elke schotel en de modelwaarden van de concentratie op elke schotel geminimaliseerd. De resultaten van deze berekening staan vermeld in Bijlage 10.

De apparatuur is ontworpen op een zo hoog mogelijke zuiverheid van extract en een zo hoog mogelijke recovery sucrose.



§4.6 *Warmtewisselaars*

Gebruik wordt gemaakt van ‘shell and tube’- en platenwarmtewisselaars. Beide varianten zijn te dimensioneren met onderstaande vergelijkingen
 Voor de warmte, Q, die overgedragen wordt, geldt:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \tag{36}$$

met: $\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm}$ (37)

en:
$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \tag{38}$$

In het proces wordt gebruik gemaakt van ‘single pass’ warmtewisselaars, waarvoor geldt, dat de temperatuur correctiefactor, F_t , gelijk is aan 1.

Van de warmtewisselaars is het benodigde uitwisselend oppervlak bepaald met vergelijking (36). Hiertoe zijn de warmteoverdrachtscoëfficiënten, U, gehaald uit de Sugar Manual (ref. 13). De overgedragen warmtes volgen uit de energiebalans (zie §5.2).

In Bijlagen 8 en 9 wordt de berekening gedetailleerd uitgewerkt.

§4.7 *Pompen*

Voor de berekening van de pompvermogens is de volgende relatie gebruikt:

$$P_{theoretisch} = \phi_v \cdot \Delta p \tag{39}$$

Het reële vermogen, $P_{reëel}$, kan berekend worden door te delen door het rendement, η . Voor η is de waarde 0.8 genomen.

$$P_{reëel} = \frac{P_{theoretisch}}{\eta} \tag{40}$$



5. Massa- en warmtebalans.

§5.1 Massabalans

De overall-balans van de bietensapzuivering staat in Tabel 5. De balans geeft de in- en uitgaande stromen in kg/s op jaarbasis.

Tabel 5. Overall massabalans op jaarbasis						
IN/OUT	Stroom naam	In bedrijf	Stroom nummer	(kg/s)	(t/j)	(t/t dunsap)
IN	Ruwsap	Biet. camp.	1	51.50	1631599	1.64
	96% H ₂ SO ₄	Biet. camp.	2	0.00	16	0.00
	1 M NaOH	Biet.	12	0.01	317	0.00
	Stoom	Biet.	16	14.25	451570	0.45
	Koelwater	Biet.	26	11.40	361197	0.36
	Water (ww)	Siroop.	29	9.64	305344	0.31
	Water (eluent)	Biet. + Siroop.	31	27.23	862536	0.87
	NaCl-oplossing	Biet.	34	1.75	55480	0.06
Totaal IN				115.78	3668059	3.69
OUT	Residu	Biet.	8	0.25	7886	0.01
	Stoom/water	Biet.	18 t/m 22	54.28	1719549	1.73
	Koelwater	Biet.	27	11.40	361197	0.36
	Water	Siroop.	30	9.64	305344	0.31
	Dunsap	Biet. + Siroop.	32	31.34	992783	1.00
	Raffinaat	Siroop.	33B	5.37	169964	0.17
	Regenerant	Biet.	37	3.52	111588	0.11
Totaal OUT				115.79	3668311	3.69
OUT-IN				0.01	252	0.00

§5.2 Warmtebalans

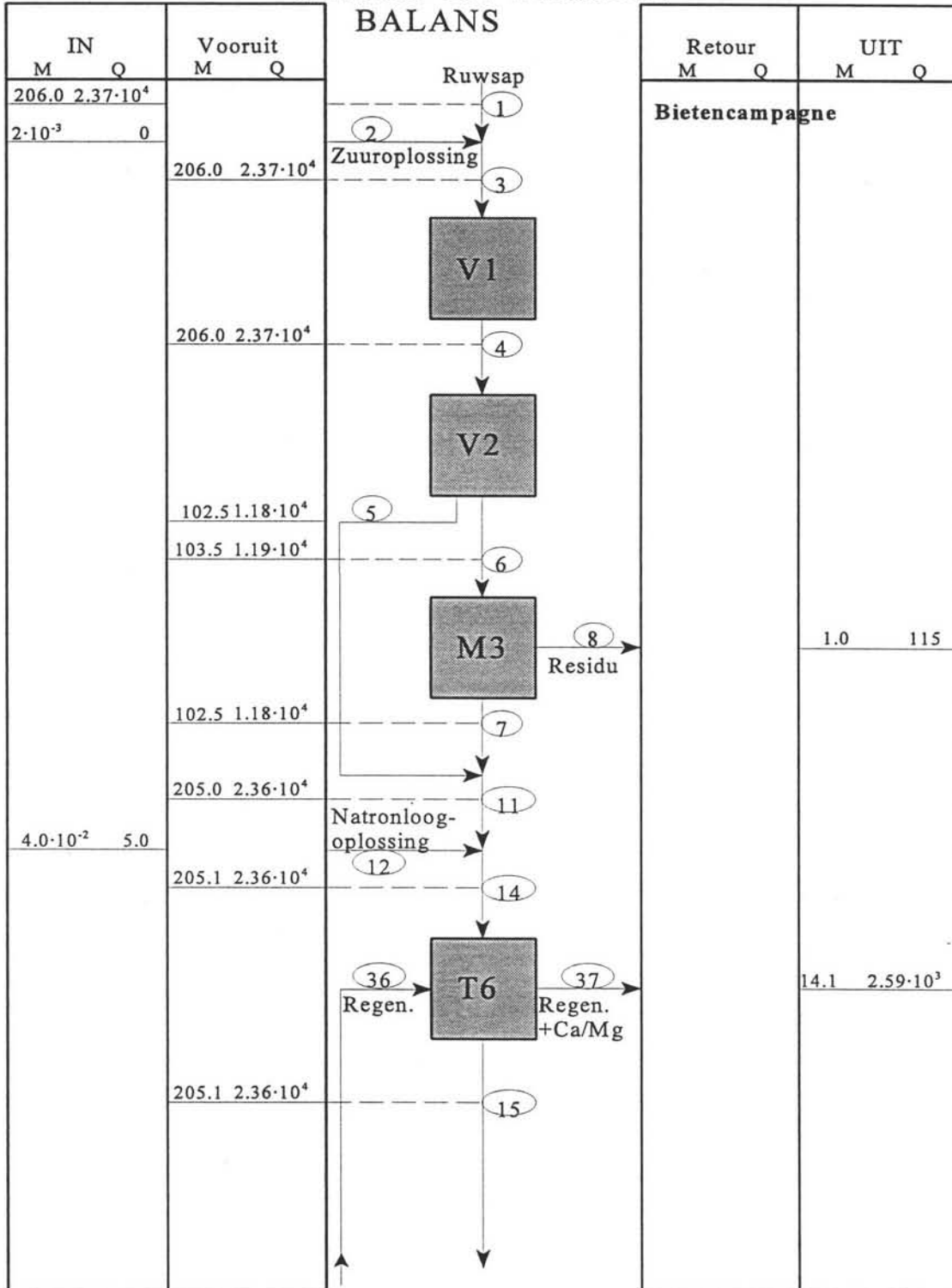
De overall-balans van de bietensapzuivering staat in Tabel 6. De balans geeft de in- en uitgaande warmtestromen in kW op jaarbasis.

Tabel 6. Overall energiebalans op jaarbasis				
IN/OUT	Stroom naam	In bedrijf	Stroom nummer	(kW)
IN	Ruwsap	Biet.	1	5925
	96% H ₂ SO ₄	Biet.	2	0
	1 M NaOH	Biet.	12	1
	Stoom	Biet.	16	38750
	Koelwater	Biet.	26	953
	Water (ww)	Siroop.	29	3827
	Water (eluent)	Biet. + Sirop.	31	7980
	NaCl	Biet.	34	140
Totaal IN				57576
OUT	Residu	Biet.	8	29
	Stoom/water	Biet.	18 t/m 22	45953
	Koelwater	Biet.	27	1906
	Water	Siroop.	30	2820
	Dunsap	Biet. + Sirop.	32	8160
	Raffinaat	Siroop.	33B	1523
	Regenerant	Biet.	37	648
Totaal OUT				61038
EXTRA	Pomp	Biet.	IN	3125
	Warmtelek bij opslag	Biet + Sirop.	OUT	100
OUT-IN				437

In figuur 5, op de volgende pagina, staat het blokschema van de alternatieve bietensapzuivering met de bijbehorende massastromen in kg/s en warmtes in kW weergegeven.

De stromen- en componentenstaat is te vinden in Bijlage 3.

MASSA- EN WARMTE- BALANS



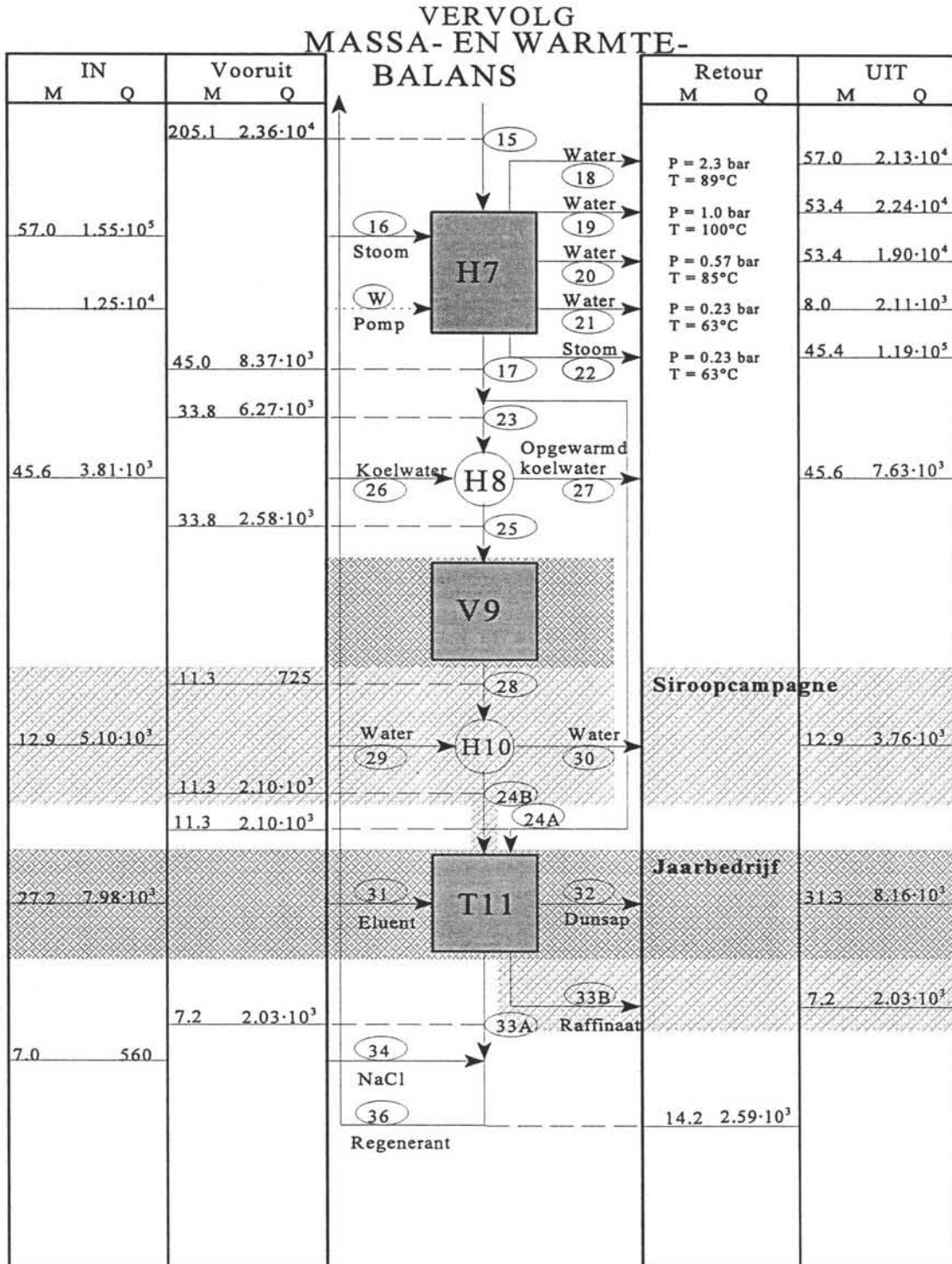


Fig. 5. Blokschema van alternatieve bietensapzuivering met bijbehorende massa- en warmtestromen.



6. Apparatenlijst.

In de Tabellen 7 t/m 12 worden alle apparaten vermeld. De ontwerpmethoden van het buffervat, de decanteur, de ionenwisselaar, de drietrapsverdamer met bijbehorende warmtewisselaars, de platenwarmtewisselaars en het SMB zijn uitgewerkt in de Bijlagen 6 tot en met 10.

Het constructiemateriaal is koolstofstaal, voor zover dat niet anders vermeld is. Dit materiaal wordt in het conventionele proces ook al gebruikt.

Tabel 7. Apparatenlijst voor diversen			
APPARAAT nr.	V1	V2	M3
Benaming Type	Buffervat cilindrisch	Decanteur cilindrisch	Draaifilter
Capaciteit [kg/s]	206.0	102.5	1.0
Abs. P [bar]	1	1	1
T [°C]	30	30	30
Inhoud [m ³] of L [m] B [m] H [m]	1200	120	-
Aantal	1	1	1
- serie	1	1	1
- parallel			

Tabel 8. Apparatenlijst voor diversen				
APPARAAT nr.	T6	H7	V9	T11
Benaming Type	Ionenwisselaars vastbed	Verdamper drietraps	Opslagvat cilindrisch	SMB vastbed
Capaciteit [kg/s]	0.063	164.0	45.0	2.34 x 3
Abs. P [bar]	1	trap 1: 1.0 trap 2: 0.57 trap 3: 0.23	1	1
T [°C]	30	trap 1: 100 trap 2: 85 trap 3: 63	70	70

Tabel 8. Apparatenlijst voor diversen				
APPARAAT nr.	T6	H7	V9	T11
Inhoud [m ³] of L [m] B [m] H [m]	37.7 x 20	Volume [m ³] trap 1: 39.5 trap 2: 68.2 trap 3: 117	2.0*10 ⁵	332.5 x 3
Aantal - serie - parallel	20 20	1 1	1 1	3 3
Overig	Ionenwisselaar in monovalente vorm t _{bel} = 4 hr t _{reg} = 3.5 hr V _{resin} = 13.2 x20m ³ D _{part} = 700 μm	183	129	K ⁺ -hars V _{resin} = 133 x 3 m ³ D _{part} = 390 μm

Tabel 9. Apparatenlijst voor warmtewisselaars en fornuizen			
APPARAAT nr.	H8A	H8B	H10
Benaming Type	afkoelen diksap platenwarmte-wisselaar	afkoelen diksap platenwarmte-wisselaar	opwarmen diksap platenwarmte-wisselaar
Medium	diksap/koelwater	diksap/koelwater	diksap/warm water
Capaciteit Uitgewisselde warmte [kW]	1.91*10 ³	1.79*10 ³	1.34*10 ³
Warmtewisselend oppervlak [m ²]	97	155	49
Aantal	1	1	1
Abs. druk [bar]	1	1	1
Temp. in/uit [°C]	diksap: 70/50 koelwater: 30/40	diksap: 50/30 koelwater: 20/30	diksap: 25/70 warm water: 95/70



Tabel 10. Apparatenlijst voor warmtewisselaars en fornuizen				
APPARAAT nr.	H13	H14	H15	H16
Benaming Type	Heater 1 pijpenwarmte- wisselaar	Heater 2 pijpenwarmte- wisselaar	Heater 3 pijpenwarmte- wisselaar	Heater 4 pijpenwarmte- wisselaar
Medium - pijpen - mantel	Onthard ruwsap Stoom	Onthard ruwsap Stoom	Onthard ruwsap Water	Onthard ruwsap Stoom
Capaciteit Uitgewisselde warmte [kW]	1.20*10 ⁴	1.23*10 ⁴	8.64*10 ³	1.88*10 ⁴
Warmtewisselend oppervlak [m ²]	856	891	618	768
Aantal	1	1	1	1
Abs. druk [bar] - pijpen - mantel	1 1	1 0.57	1 2.3	1 0.23
Temp. in/uit [°C] - pijpen - mantel	80/95 100/100	65/80 85/85	54/65 125/89	30/54 63/63

Tabel 11. Apparatenlijst voor pompen en compressoren				
APPARAAT nr.	P4	P5	P17	P18
Benaming Type	Draaifilter- pomp vacuüm	Ionenwisselaar- pomp centrifugaal, eentraps	V2-pomp vacuüm	V3-pomp vacuüm
Te verpompen medium	Lucht	Ruwsap	Stoom	Stoom
Capaciteit in [m ³ /s]	-	0.194	-	368.5
Dichtheid in [kg/m ³]	-	1057	0.353	0.148
Druk zuig/pers (absoluut) [bar]	-	1/1.05	0.57/-	0.23/-
Temp. In/Uit [°C]	-	30	85	63
Vermogen - theorie - praktijk	- -	0.97 1.21	4.95 6.19	7.52 9.40
Aantal	1	1	1	1



Tabel 12. Apparatenlijst voor pompen en compressoren		
APPARAAT nr.	P12	P19 t/m P24
Benaming Type	Reg.stroom pomp centrifugaal, eentraps	SMB-pomp centrifugaal, eentraps
Te verpompen medium	raffinaat	suikeroplossing
Capaciteit in [m ³ /s]	0.014	0.0163
Dichtheid in [kg/m ³]	1014	1050
Druk zuig/pers (absoluut) [bar]	1/1.18	1/1.5
Temp. In/Uit [°C]	50	70
Vermogen [kW]		
- theorie	0.25	2.45
- praktijk	0.31	3.26
Aantal	1	6 (2 per SMB)

7. Procesbeheersing.

§7.1 Mengpunten en buffervaten

Bij de zuurinjectie wordt de pH geregeld door middel van feed back regeling op de zuuraanvoerleiding.

Het uitstroomdebiet van het buffervat wordt constant gehouden door middel van een flow controller in de uitvoerleiding.

In het tweede mengpunt wordt de pH geregeld door middel van feed back regeling op de loogaanvoerleiding.

§7.2 Ionenwisselaars

De ionenwisselingsstap bestaat uit twee straten van tien kolommen. Als de ene straat beladen wordt met Ca^{2+} - en Mg^{2+} -ionen, wordt de andere straat geregenereerd met raffinaat uit het SMB waaraan extra Na^+ -ionen in de vorm van opgelost NaCl toegevoegd zijn. De beladingstijd bedraagt vier uur en de regeneratietijd 3,5 uur. De procesregeling van de ionenwisselaar staat samengevat in figuur 6 en Tabel 13.

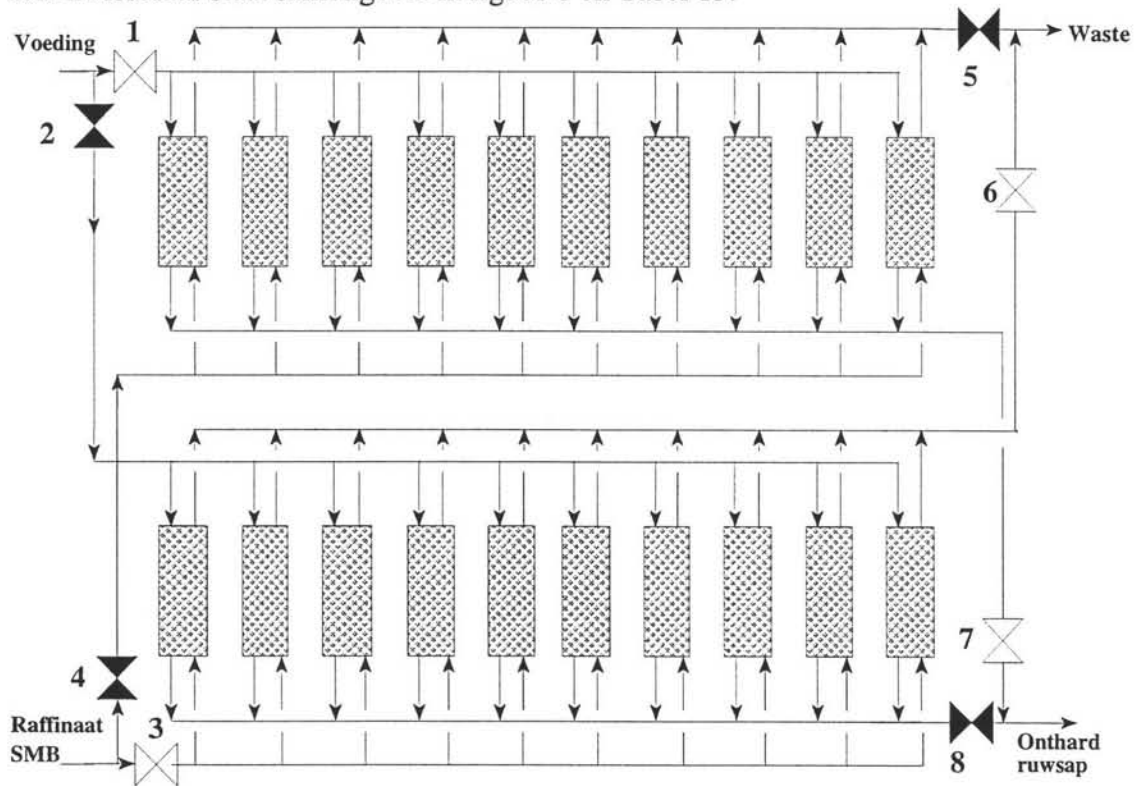


Fig. 6. Configuratie van de ionenwisselaars.

De regeling van de kleppen wordt in de onderstaande Tabel 13 weergegeven.

Tabel 13. Regeling ionenwisselaar	
tijd [hr]	klep open
0	1,3,7,6
3.5	1,7
4	2,4,8,5
7.5	2,8
8	1,3,7,6

§7.3 Drietrapsverdamer

In elke trap van de verdampers moet het warmte-uitwisselend oppervlak onder het vloeistofniveau blijven. Daarom wordt een level controller geplaatst die de hoogte van de vloeistofspiegel regelt door middel van een regelbare klep in de vloeistofafvoerleiding van elke trap. Op de uiteindelijke produktstroom van de verdampers wordt een dichtheidsmeter geplaatst. De density controller is een feed back regelaar op de stoomtoevoerleiding. Een schematische weergave van de drietrapsverdamer met controllers is weergegeven in figuur 7.

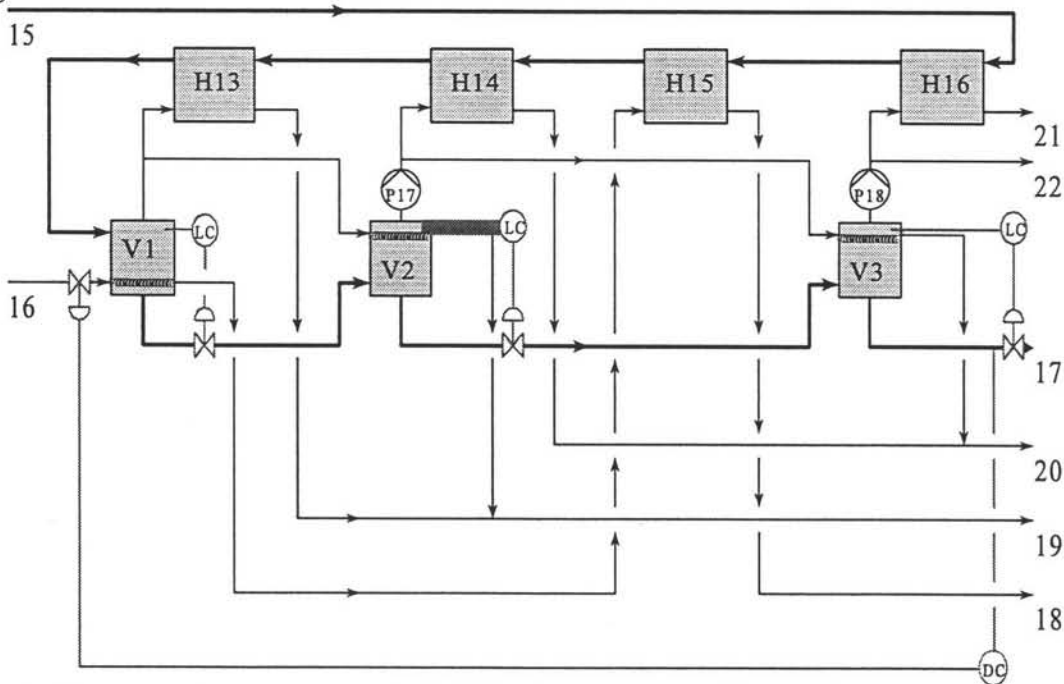


Fig. 7. Drietrapsverdamer met controllers.

§7.4 *Simulated Moving Bed*

De stroom, die gedurende de bietencampagne uit de verdamper komt, wordt gesplitst in een stroom naar het SMB en in een stroom naar de diksapopslag. De stroom naar het SMB wordt geregeld met behulp van een flow controller, waardoor de voeding van het SMB constant gehouden wordt.

Tijdens de siroopcampagne wordt de geconcentreerde ruwsap uit de diksapopslag in het SMB verwerkt. Opnieuw is een constant voedingsdebiet naar het SMB noodzakelijk. Dit wordt bereikt door een flow controller in de leiding van het diksapopslagvat naar het SMB te plaatsen.

Om de vastestof-stroom binnen het SMB te simuleren, worden periodiek (periode = switchtijd) de posities van de aan- en afvoerstromen langs de kolom verplaatst. De plaats waar de vloeistof de chromatograaf binnenkomt (eluent, voeding) of de kolom verlaat (extract, raffinaat) wordt geregeld met kleppen (zie figuur 8).

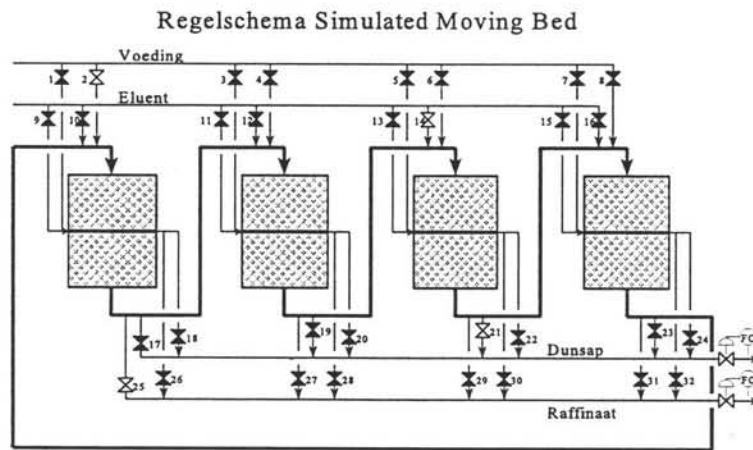


Fig. 8. Configuratie van het SMB inclusief procesregeling.

De procesregeling van de kleppen van de chromatografische scheider is gegeven in Tabel 14.

Tabel 14. Regeling SMB				
Aantal switch-tijden # τ	Voeding (F)	Raffinaat (R)	Extract (E)	Eluent (D)
	Openstaande kleppen (klep #)			
0	2	25	21	14
1	1	28	24	13
2	4	27	23	16
3	3	30	18	15
4	6	29	17	10
5	5	32	20	9
6	8	31	19	12
7	7	26	22	11

De grootte van de stromen binnen de verschillende secties van het SMB bepalen het concentratieprofiel. Het is daarom belangrijk dat bij gegeven voedingsdebiet, de eluent-, extract- en raffinaatstroom goed ingesteld worden en constant blijven. Deze drie stromen worden geregeld met feed-back controllers op de kleppen in de leidingen.

Verder moet de temperatuur binnen de verschillende secties constant op 70 °C blijven. De temperatuur wordt geregeld door middel van feed back regeling op het verwarmingmedium dat door de mantels van de SMB-kolommen stroomt.

8. Procesveiligheid.

Van dit sapzuiveringproces is een HAZOP-analyse gedaan. De resultaten van deze HAZOP-analyse zijn vermeld in tabel 15.

Tabel 15. HAZOP-analyse van de sapzuivering				
Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Action Required
NO	<i>Geen sapstroom</i>	<i>Klep voorraadvat ruwsap dicht</i>	<i>Ruwsapballon loopt over</i>	- LC installeren - Veiligheidskleppen installeren (parallel geschakeld)
		<i>Dichtgeslibde pijp door pulp en/of uitgevlokte colloïden</i>	- Apparatuur vóór blokkering lopen vol - Apparatuur ná blokkering lopen leeg	- Buffervaten installeren met LC - Goede bereikbaarheid van slurry-leidingen - Bypass mogelijkheid bij slurry-leidingen
		<i>Filter dichtgeslagen</i>	- Ophoping voor het filter - Door hoge drukopbouw scheuring van filterdoek	- PC installeren - Meerdere filters parallel installeren - Mogelijkheden voor veiligheidsfiltratie
		<i>Gepakte kolommen dichtgeslagen</i>	- Vernietiging van harsbolletjes door hoge drukopbouw - Leegdrukken van het gepakte bed door te hoge druk	- PC installeren - Bypass mogelijkheid naar tijdelijke opslag
		<i>Leidingbreuk door corrosie en/of slijtage</i>	<i>Zure en/of basische mengsels stromen fabriek in met gevaar voor operators</i>	- Beschermende kleding - Oogdouches bij leidingen die zuren of basen vervoeren

Tabel 15. HAZOP-analyse van de sapzuivering				
Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Action Required
	Geen zwavelzuurstroom	Leidingbreuk door corrosie	- Zuur stroomt de fabriek in - Geen pH-daling in de sapstroom, dus geen uitvlokking van colloïden, daardoor slechte filtratie en dus kans op dichtslaan gepakte kolommen	- Beschermende kleding voor operators - Oogdouches langs de leiding - Afsluitklep bij voorraadvat - pH-controller installeren in sapstroom - Mogelijkheid tot aanleggen van noodleiding
	Geen natronloogstroom	Leidingbreuk door corrosie	- Base stroomt de fabriek in - Geen pH-stijging in de sapstroom, waardoor veel suikerafbraak plaatsvindt in de verdamper	Idem
	Geen eluent	Klep in aanvoerleiding geblokkeerd	Geen scheiding in de SMB waardoor geen zuivere suikerstroom verkregen wordt	- FC installeren - Veiligheidsklep parallel installeren
	Geen stoom voor verdamper	Stoomcompressor stuk	Er vindt geen goede verdamping plaats waardoor een te grote stroom naar de SMB gaat	- FC-'s installeren op stoomleiding en uitgaande sapleiding - Buffervat installeren na verdamper
	Geen regeneratiestroom voor ionenwisselaars	Klep in de aanvoerleiding geblokkeerd	Ionenwisselaars worden niet goed geregenereerd en kunnen niet ingezet worden	- FC installeren - Voorraadvat installeren van waaruit geregenereerd wordt



Tabel 15. HAZOP-analyse van de sapzuivering					
Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Action Required	
MORE	Grotere sapstroom	Klep(pen) ruwsapballon zijn stuk en staan te ver open	Geen goede sapzuivering door kortere verblijftijd in het systeem	- FC installeren - Buffervaten installeren op kritieke punten (voor filters, na verdampers)	
	Grotere zwavelzuurstroom	Idem	pH daalt te ver en geeft extra suikerafbraak	pH-controller en veiligheidsklep installeren	
	Grotere natronloogstroom	Idem	pH stijgt te ver door en geeft extra kleurvormingreacties	Idem	
	Grotere eluentstroom naar SMB	Idem	Scheiding in SMB verloopt niet goed en geeft extra suikerverlies	FC installeren	
	Hogere temperatuur	Lagere stroomsnelheden	- Extra suikerverlies - pH daalt of stijgt te ver, waardoor respectievelijk extra suikerverlies optreedt en extra kleurvorming optreedt	- FC installeren - TC installeren - Buffervaten aanspreken	
			TC kapot	Idem	Buffervaten aanspreken
			Teveel stoom door de warmtewisselaars	Idem	TC installeren
LESS	Kleinere sapstroom	Verstopte leiding	- Te lange verblijftijd in systeem, geeft extra suikerverlies	- Bypass mogelijkheden bij sluryleidingen - Verblijftijd aanpassen aan sapstroom met FC	
		Klep ruwsapballon geblokkeerd	Idem	Veiligheidsklep parallel installeren	



Tabel 15. HAZOP-analyse van de sapzuivering				
Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Action Required
	<i>Kleinere zwavelzuurstroom</i>	<i>Klep voorraadvat geblokkeerd</i>	<i>pH daalt niet ver genoeg, waardoor de colloïden niet goed uitvlokken en niet afgefiltreerd kunnen worden</i>	<i>- FC installeren - Veiligheidsklep parallel installeren</i>
	<i>Kleinere natronloogstroom</i>	<i>Idem</i>	<i>pH stijgt niet voldoende waardoor extra suikerverlies optreedt</i>	<i>Idem</i>
	<i>Lagere temperatuur</i>	<i>Grotere stromen</i>	<i>- Voeding op te lage temperatuur voor verdamperen waardoor geen goede concentrering mogelijk is - Scheiding in de SMB verloopt niet optimaal</i>	<i>- FC installeren - buffervaten installeren - DC installeren op uitgaande stroom van de verdamperen - TC installeren bij warmtewisselaars</i>
		<i>Te weinig stoom door de warmtewisselaars</i>	<i>Idem</i>	<i>Idem</i>
		<i>TC kapot of ontregeld</i>	<i>Idem</i>	<i>Idem</i>
REVERSE	<i>Geen uitvlokking van colloïden</i>	<i>pH te hoog</i>	<i>Geen goede werking van decanteurs en filters, waardoor de colloïden problemen kunnen veroorzaken in de gepakte kolommen</i>	<i>- Installeren van pH-controller - Veiligheidsfiltratie installeren na decanteur</i>
AS WELL AS	<i>Geen goede scheiding in de SMB</i>	<i>Te grote of te kleine vloedings en/of eluent</i>	<i>- Suikerverlies naar raffinaatstroom en onzuivere extractstroom</i>	<i>FC installeren</i>
	<i>Goede zuivering maar toch suikerverlies</i>	<i>Te veel suikerverlies naar de residu-stroom van de filtratie</i>	<i>Lagere suikeropbrengst</i>	<i>Beter wassen van de filterkoek.</i>



Tabel 15. HAZOP-analyse van de sapzuivering				
Guide Word	Deviation	Possible Causes	Consequences	Action Required
PART OF	Geen goede ontharding	- Te kleine verblijftijd in de ionenwisselaars - Ionenwisselaarsbed is beladen	- Scaling-problemen in de verdampers, waardoor meer energie (stoom) nodig is om te concentreren - Vernietiging van de SMB, waardoor geen scheiding in de SMB mogelijk is	- LC installeren - Processtroom uit de ionenwisselaars geregeld controleren op Ca^{2+} en Mg^{2+} - Tegenstrooms regenereren om de Ca^{2+} - en Mg^{2+} -lek zo klein mogelijk te houden
	OTHER THAN	SMB werkt niet meer (geen zuivering)	SMB-hars in de divalente vorm	Groot suikerverlies naar de raffinaatstroom
	Te lage dichtheid van de geconcentreerde ruwsapstroom	- Niet genoeg stoom voor verdamping - Te kleine verblijftijd in de verdampers	- Geen tussenopslag mogelijk vanwege mogelijke microbiële groei - Te grote stroom naar SMB	- FC installeren - DC installeren - LC installeren - Buffervat installeren

Uit de HAZOP-analyse blijkt, dat binnen het sapzuiveringsproces er twee kritieke punten zijn te onderscheiden, namelijk:

- 1) De onthardingsstap in de ionenwisselaars
- 2) De chromatografische scheidingsstap in het SMB

Als de ionenwisselaars niet goed ontharden dan wordt de scheiding in het SMB vernietigd, doordat het SMB-hars overgaat in de divalente vorm.

Als het SMB niet goed werkt, dan zal er geen goede scheiding optreden en wordt een onzuivere extractstroom verkregen, waardoor de kristallisatie slecht zal verlopen .

In beide gevallen zal dus een groot suikerverlies optreden.

9. Economie.

§9.1 *Algemeen*

Bij de economische evaluatie van de alternatieve sapzuivering worden de volgende aspecten uitgewerkt:

- ① De investeringen, te berekenen op minimaal twee verschillende manieren, waaronder in ieder geval Taylor.
- ② De productiekosten.
- ③ De ontvangsten, waarna de winst per jaar uitgerekend kan worden.
- ④ Economische criteria, waarbij de Return On Investment (ROI) en de Pay-Out-Time (POT) worden berekend aan de hand van de kosten en ontvangsten van het proces.

De moeilijkheid van dit proces is, dat de procesvoering niet eenduidig is. Het eerste gedeelte van het proces wordt uitgevoerd in de bietencampagne, het tweede gedeelte wordt zowel in de bietencampagne als in de siroopcampagne uitgevoerd. Voor het eerste gedeelte geldt, dat de fabriek vier maal zo groot moet worden om dezelfde productie te halen als een die het hele jaar zou draaien. Bij deze apparatuur wordt dan ook de capaciteit met vier vermenigvuldigd. Het tweede gedeelte van de fabriek draait negen maanden of zelfs het hele jaar. Aanname hierbij is dat deze apparatuur groot genoeg is als men de werkelijke capaciteit invult.

Verder moet er rekening gehouden worden met het feit, dat dit proces een deelproces is van de hele suikerproductie. Er hoeft geen winst gemaakt te worden.

Tenslotte zal er in een aparte paragraaf aandacht besteed worden aan de werkelijke investeringen voor de Suiker Unie en de jaarlijkse kosten en ontvangsten, omdat bij de Suiker Unie al apparatuur aanwezig is, die gebruikt kan worden voor de alternatieve sapzuivering. Dit om een zo goed mogelijk beeld te scheppen van de eventuele kosten van een alternatieve sapzuivering.

§9.2 *Investeringsen*

De investeringen worden met de volgende modellen geschat:

- ① Zevnik-Buchanan
- ② Taylor
- ③ Lang

Er zitten wat verschillen tussen de modellen, namelijk:

- Zevnik-Buchanan** Dit is een 'non-modular, exponential' model met een stap-methode. Hierbij wordt er rekening gehouden met het aantal functionele eenheden en een investering per eenheid wat gebaseerd is op temperatuur, druk, materiaal en doorzet.
- Taylor** Dit is een 'modular, exponential' model wat een stap-methode toepast. Bij dit model wordt er rekening gehouden met verschillende scores voor de belangrijkste processtappen met bijbehorende stromen. Deze scores zijn afhankelijk van bv. doorzet, reactietijd, T, p en materialen. Verder heeft de capaciteit een wat geringere invloed ($P^{0.39}$).
- Lang** Dit is een 'modular, factorial' model. Bij dit model wordt er uitgegaan van prijzen van fabrikanten of boeken zoals Coulson&Richardson (ref. 6) of het prijzenboekje (ref. 17). De belangrijkste apparaten worden meegenomen, waarbij er nog rekening gehouden wordt met twee factoren, namelijk directe- en indirecte kosten. Deze factoren zijn afhankelijk van wat voor soort processtype (vloeistof- of vastefase). Verder is het ook belangrijk of het proces bij een ander proces wordt ingedeeld of dat het een opzichstaand proces is.

In Bijlage 11 wordt de berekening uitgewerkt en de uitkomsten staan in Tabel 16.

Tabel 16. Berekende investeringen	
Methode	Investeringskosten (mln gulden)
Zevnik-Buchanan	215.3
Taylor	286.7
Lang	198.5

De gemiddelde investeringen zijn dan: $I_{Tgem} : 233.5$ mln gulden

§9.3 Productkosten

Het model wat gebruikt is bij de berekening van de productkosten per jaar is 'het beste model' wat de volgende configuratie heeft:

$$K_T = 1.13 \cdot K_P + 2.6 \cdot K_L + 0.13 \cdot I_T \tag{41}$$

Dit model rekent de kosten per jaar uit zonder rente en afschrijving. Hiervoor wordt er



gerekend met een 'Capital Charge' voor rente (8%) en afschrijving over 10 jaar van 14.9%. De berekening wordt uitgewerkt in Bijlage 11.

De variabele kosten bedragen: K_p : 180.9 mln gulden
 De semi-variabele kosten bedragen: K_L : 1.3 mln gulden

Nu zijn met vergelijking (41) de kosten te berekenen.

De totale productkosten bedragen: K_T : 272.9 mln gulden

§9.4 *Opbrengsten*

Bij het berekenen van de ontvangsten zijn niet alle uitgaande stromen meegeteld. De redenen zijn vermeld in Bijlage 11 waar ook de berekening van de ontvangsten te vinden is.

De totale ontvangsten zijn: O_T : 208.2 mln gulden

Verder is het noemenswaardig te vermelden dat het ruwsap een veel hogere reinheid bezit dan de huidige sapzuivering. Bij kristallisatie wordt er veel minder suiker verloren (daarentegen is er weer 'molasseverlies'). Er zijn dus eigenlijk nog meer ontvangsten, maar dit kan niet meegenomen worden aangezien dit buiten onze 'battery limit' valt.

§9.5 *Winst*

Bij dit deelproces wordt verlies geleden. De ontvangsten per jaar min de kosten per jaar leveren netto een negatief resultaat.

De winst is: W_T : -64.7 mln gulden

§9.6 *Economische criteria en evaluatie*

Aangezien het een deelproces betreft en er verlies geleden wordt, is het niet zinvol om enige economische criteria te berekenen. Voor de volledigheid zijn de ROI en POT wel berekend:

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= -32.3\% \\ \text{POT} &= 7.8 \text{ jaar} \end{aligned}$$

Het proces is economisch gezien te vergelijken met de bestaande sapzuivering (ref.20). De investeringen zijn iets hoger en de kosten per jaar zijn bijna gelijk.



§9.7 *Werkelijke economie voor de Suiker Unie*

Om de werkelijke economie te berekenen voor het vervangen van de huidige sapzuivering, worden de investeringen gebaseerd op de methode van Lang. Deze methode is als enige gebaseerd op prijzen van dit ogenblik en niet met omrekeningfactoren voor de tijd (Zevnik-Buchanan is bv. van 1978). Ook is het makkelijker om een bepaald apparaat weg te halen en de investeringen opnieuw te berekenen.

De investeringen volgens Lang waren 198.5 mln gulden. Maar bij de Suiker Unie staat al een decanteerstap in de huidige sapzuivering evenals de draaifilterstap. Ook is er al een verdampersstraat om te concentreren van 15% brix naar ongeveer 70% brix. Dit scheelt aanzienlijk in de investeringen.

Omgerekend zijn de investeringen nu: I_T : 166.5 miljoen gulden

In werkelijkheid wordt er geen ruwsap ingekocht van de diffusietoren en ook geen dunsap verkocht aan de verdampers. Daarom is in de berekening van de werkelijke kosten voor de Suiker Unie aan deze stromen geen waarde toegekend.

Verder is ook geen waarde toegekend aan de afvalstoom en condensaatstromen uit de verdampers, omdat aangenomen wordt dat deze verder in het proces gebruikt worden.

Er moet wel een extra investering gemaakt worden om na het SMB weer te concentreren van ongeveer 25% brix naar ongeveer 70% brix. Een brix van ongeveer 70% noodzakelijk voor het uitkristalliseren van de sucrose.

Resultaten:

De variabele kosten:	K_p	:	17.7 miljoen gulden.
De totale kosten:	K_T	:	69.9 miljoen gulden.
De ontvangsten:	O_T	:	7.04 miljoen gulden.

De sapzuivering zou dan per jaar kosten: **62.8 mln gulden.**

Met deze waarden is de werkelijke economie voor vervanging van de sapzuivering bekend. Ook hier kunnen geen economische criteria op los gelaten worden aangezien de sapzuivering alleen geld kost!



10. Kort verslag van contact met leveranciers.

Onze opdracht bestond uit het onderzoeken van de technologische haalbaarheid van een alternatieve sapzuivering van ruwsap op basis van chromatografie. Daarnaast diende ook een economische evaluatie van deze alternatieve zuivering gedaan te worden.

Het alternatieve sapzuiveringsproces bevat een onthardingsstap en een chromatografische scheidingsstap, wat niet tot de gangbare apparatuur binnen de grote chemische procesindustrie behoort. Voor deze stappen hebben wij contact gezocht met leveranciers van ionenwisselaarsharsen en chromatografische kolommen, waarbij wij de mogelijkheden zowel technologisch als economisch aan de orde hebben gesteld.

Met de volgende leveranciers hebben wij contact gehad:

- ① Applexion
- ② Bayer
- ③ Purolite
- ④ Rohm & Haas
- ⑤ Sybron

De firma's Applexion, Bayer, Purolite, Rohm & Haas en Sybron leveren harsen voor het ontharden van het ruwsap en voor de chromatografische scheiding. Applexion levert tevens de apparatuur voor het chromatografisch afscheiden van de sucrose uit het ruwsap. Hieronder volgt een korte beschrijving van de contacten, zoals wij die met deze bedrijven gehad hebben en van de resultaten van die contacten.

§10.1 *Applexion*



Applexion is een ingenieursbureau en heeft zijn hoofdkantoor in Epône, een randgemeente van Parijs. Het bureau ontwerpt ionenwisselaars en chromatografische kolommen.

Met deze firma hebben wij contact gehad via de fax en een bezoek aan het hoofdkantoor. Daar hebben wij onze berekeningen gepresenteerd en door de commercial manager van Applexion, dhr. F. Rousset, laten beoordelen.

Het resultaat van het contact met deze firma is een aantal technologische aanbevelingen en een financieel plaatje om deze apparatuur in de praktijk toe te passen. De technologische aanbeveling hebben wij in ons ontwerp verwerkt en het financiële plaatje hebben wij gebruikt bij onze economische evaluatie.

Gezien het uitgebreide contact met de overige leveranciers van ionenwisselaars hebben wij deze firma niet meer benaderd over de ionenwisselingsstap.

De technologische informatie van dhr. F. Rousset is:

- maximale kolomdiameter van de chromatograaf is 4,2 meter in verband met de vloeistofverdeling;
- bedhoogte in de kolom is 2 tot 3 m;
- maximale superficiële vloeistofsnelheid is 10,0 m/hr.



§10.2 *Bayer*

Expertise with Responsibility



De Duitse firma Bayer is een leverancier van ionenwisselaars en ionenwisselingsharsen. Via de commercial manager van de Bayer-vestiging in Mijdrecht, dhr. R. Overmars, die in contact stond met een technical manager van Bayer in Duitsland, hadden wij contact met deze firma. Het contact is telefonisch en via fax verlopen. Hierbij stelden wij vragen over de harsen, zoals capaciteit, levensduur, prijs etc. Onze geplande ontmoeting in december 1996 met de commercial manager en de technical manager is vanwege de decemberdrukte bij Bayer niet door gegaan. Wel hebben wij een informatiepakket over de producten van Bayer over ionenwisselaars en ionenwisselaarsharsen gehad.

§10.3 *Purolite*

De firma Purolite levert harsen voor ionenwisselaars. Het is een Belgische firma uit Aartselaar, die in de buurt van Antwerpen ligt. Met deze firma hebben wij contact gehad via dhr. J. Goovaerts, de region manager. Onze ontmoeting met dhr. Goovaerts vond plaats op 9 december 1996 bij Sensus in Roosendaal. Daar hebben wij ons ontwerp gepresenteerd en vragen gesteld over de mogelijkheden van ionenwisselingsharsen. Tijdens het gesprek met dhr. Goovaerts ontvingen wij de volgende informatie over de hars in de ionenwisselaar:

- de effectieve harscapaciteit is $0,7 \text{ eq/l}_{\text{resin}}$;
- maximale bedhoogte 1,50 m in verband met de drukval;
- de prijs van dit hars is ca. $f 5,00/\text{l}_{\text{resin}}$.

Over de hars in de chromatografische kolom gaf hij de volgende informatie:

- de prijs van dit hars is ca. $f 10,00/\text{l}_{\text{resin}}$.



§10.4 Rohm & Haas



De firma Rohm & Haas is een belgische firma uit Antwerpen. Wij hebben contact met de firma Rohm & Haas gehad via de technisch adviseur, dhr. A. de Waard, en de key account manager, mevr. A. Gillmé, die wij op 27 november 1996 bij Sensus in Roosendaal hebben ontmoet. Tijdens het gesprek met dhr. A. de Waard ontvingen wij de volgende informatie over de hars in de ionenwisselaar:

- kolomdiameter van maximaal 4 m;
- de maximale superficiële vloeistofsnelheid tijdens beladen is 35 m/h;
- de maximale superficiële vloeistofsnelheid tijdens regenereren is 5 m/h;
- maximale bedhoogte 1,75 m in verband met de drukval;
- de effectieve harscapaciteit is $0,4 \text{ eq/l}_{\text{resin}}$;
- de minimale regeneratietijd is 3,0 hr;
- de prijs van de ionenwisselingshars is ca. $f 2,50/\text{l}_{\text{resin}}$;
- levensduur ionenwisselaarshars is ca. 2 tot 3 jaar.

Over de hars in de chromatografische kolom het volgende:

- de prijs van de chromatografische hars is $f 5,-/\text{l}_{\text{resin}}$;
- levensduur chromatografische hars is 10 jaar.

§10.5 Sybron



Sybron is een Amerikaanse firma die eveneens harsen voor de ionenwisselaar levert. Met deze firma hebben wij contact gehad via de fax. Wij stelden vragen over de capaciteit, levensduur en prijs.

Het resultaat van ons contact met deze firma is, dat onze vragen door Mr. McGarvey per fax beantwoord werden. Hij ging uit van met een capaciteit van $1 \text{ eq/l}_{\text{resin}}$, een levensduur van 2 tot 3 jaar en een prijs van 50 US/ft³.



11. Conclusies en Aanbevelingen.

§ 11.1 *Conclusie*

De technologie die gebruikt wordt in de alternatieve bietensapzuivering is een bestaande technologie die al op pilot-plant schaal wordt toegepast. Technologisch is de sapzuivering dus zeker haalbaar.

Het voordeel van de alternatieve sapzuivering is dat de suikerproductie met ongeveer 10 % toeneemt, omdat uit een zuiverder dunsap uitgekristalliseerd wordt. Tevens wordt het bijproduct uit de conventionele bietensapzuivering, schuimaarde, niet meer gevormd.

De productiekosten van de alternatieve sapzuivering is op dit moment iets duurder dan de conventionele sapzuivering. Dit kan echter veranderen als de schuimaarde uit het huidige proces, in verband met de steeds strengere milieuwetgeving, niet meer als kunstmest gebruikt mag worden. De schuimaarde levert dan geen geld meer op, maar wordt een afvalstroom die geld kost.

De kosten van de alternatieve bietensapzuivering zijn gelijk aan 62,8 miljoen gulden tegen 57,0 miljoen gulden uit het conventionele proces. Gezien de toegepaste schattingsmethoden kan geconcludeerd worden dat de kosten vergelijkbaar zijn en de alternatieve sapzuivering dus economisch haalbaar is.

§ 11.2 *Aanbevelingen*

- Er is geen warmte-integratie gedaan, omdat de sapzuivering een deelproces is in de totale suikerfabriek. Warmte-integratie moet over de hele fabriek gedaan worden.
- Het filter kan gedimensioneerd worden door filtratie-experimenten uit te voeren met aangezuurd ruwsap.
- Om een nauwkeurig concentratieprofiel in het SMB te kunnen berekenen dienen batch elutie proeven gedaan te worden om een schatting te krijgen van de adsorptieconstanten in het SMB. Het verdient aanbeveling om het SMB te simuleren in een geschikter programma dan QUATTRO PRO. De rekentijd zal een stuk korter worden. Gemeten concentratieprofielen in een SMB kunnen worden vergeleken met de gesimuleerde profielen waarin de batch adsorptiecoëfficiënten gebruikt zijn. Door de adsorptie-coëfficiënten in het model aan te passen kan de simulatie zo goed mogelijk aan de experimentele waarden gefit worden. Vervolgens kunnen met het model nauwkeurige voorspellingen gedaan worden voor andere experimentele situaties. Zodoende kan een optimaal concentratieprofiel gevonden

12. Lijst van tekstsymbolen.

A	warmteuitwisselend oppervlak	[m ²]
A _{kolom}	kolomoppervlak	[m ²]
B	bodemstroom	[kg/s]
Brix	vastestofgehalte	[-]
c	concentratie in vloeistof	[kg/m ³]
c _s	suikerconcentratie	[kg/m ³]
D	dampstroom	[kg/s]
D	kolomdiameter	[m]
d ₀	oorspronkelijke deeltjesdiameter	[m]
d _{1/n}	deeltjesdiameter na n halveringstijden	[m]
D _e	eluentdebiet	[m ³ /s]
d _p	deeltjesdiameter	[m]
E	extractdebiet	[m ³ /s]
F	voeding	[kg/s]
F ₁	voedingsdebiet	[m ³ /s]
F _t	temperatuurcorrectiefactor	[-]
g	gravitatieconstante	[m/s ²]
h	specifieke enthalpie	[J/kg]
H	enthalpie	[J/kg]
H ₀	enthalpie voeding	[J/kg]
H _B	enthalpie bodemstroom	[J/kg]
H _{bed}	bedhoogte	[m]
HETP	equivalente hoogte van een evenwichtstrap	[m]
h _k	Kozeny-Carmen coëfficiënt (≈ 4,5)	[-]
I _T	investeringen	[·10 ⁶ f]
k	constante van Boltzmann	[J/K]
K	adsorptiecoëfficiënt	[-]
k ₁	reactiesnelheidsconstante	[min ⁻¹]
K _L	semi-variabele kosten	[·10 ⁶ f]
K _p	variabele kosten	[·10 ⁶ f]
L	werkelijk vloeistofdebiet	[m ³ /s]
L' = L _{eq}	equivalent vloeistofdebiet	[m ³ /s]
M _w	molecuulmassa	[kg/mol]
n	aantal malen dat de halveringstijd gepasseerd is	[-]
N	aantal schotels per sectie	[-]
N ₀	aantal colloïden per m ³ op t=0	[m ⁻³]
N _{kolom}	aantal kolommen	[-]
O _T	totale ontvangsten	[·10 ⁶ f]
P	druk	[Pa]
P _{reël}	werkelijk pompvermogen	[W]

$P_{\text{theoretisch}}$	theoretisch pompvermogen	[W]
q	concentratie geadsorbeerd aan vaste fase	[kg/m ³]
Q	warmte-inhoud	[J/s]
$Q_{\text{bed, effectief}}$	effectieve bedcapaciteit	[eq/m ³]
Q_{stoom}	warmte die vrijkomt bij condenseren van stoom	[W]
$Q_{\text{totaal, beladen}}$	totale belading van het ionenwisselaarsbed	[eq]
R	gasconstante	[J/mol·K]
R	raffinaatdebiet	[m ³ /s]
RQ	reinheid	[-]
S	equivalent vastestofdebiet	[m ³ /s]
t	temperatuur	[°C]
T	temperatuur	[K]
t_1	temperatuur koude stroom in	[K]
$t_{1/2}$	halveringstijd bij het uitvlokken	[s]
T_1	temperatuur warme stroom in	[K]
t_2	temperatuur koude stroom uit	[K]
T_2	temperatuur warme stroom uit	[K]
t_{belading}	beladingstijd	[s]
t_{switch}	switchtijd	[s]
u	equivalente snelheid vastestof	[m/s]
U	warmteoverdrachtscoëfficiënt	[W/m ² ·K]
u_d	bezinksnelheid	[m/s]
u_m	interstitiële vloeistofsnelheid	[m/s]
v	equivalente interstitiële vloeistofsnelheid	[m/s]
W	vertragingfactor	[-]
W_i	arbeid nodig voor drukverlaging	[W]
W_T	winst	[·10 ⁶ f]

Grieks

Δc_s	hoeveelheid gehydrolyseerde suiker	[kg/m ³]
ΔH_{vap}	verdampingsenthalpie water	[J/kg]
ΔP	totale drukval	[Pa]
ΔT_{lm}	logaritmisches gemiddelde temperatuurverschil	[K]
ΔT_m	gemiddeld temperatuurverschil	[K]
ϵ_{bed}	bedporositeit	[-]
η	pomp rendement	[-]
μ_1	dynamische viscositeit	[Pa·s]
ρ_d	dichtheid van deeltje	[kg/m ³]
ρ_l	dichtheid van de vloeistof	[kg/m ³]
ϕ_{hard}	massastroom Ca ²⁺ - en Mg ²⁺ -ionen	[eq/s]
ϕ_m	massadebiet	[kg/s]
ϕ_v	volumedebiet	[m ³ /s]



13. Literatuuroverzicht.

- 1) *Magnani e.a.*, Verfahren zur Gewinnung von gereinigtem Zuckersirup aus Zuckerrüben, Patent **DE 2140095**.
- 2) Werkwijze tot het zuiveren van suikerruwsap met behulp van een kationenwisselaar, Patent **NL 6603275**.
- 3) Werkwijze voor het zuiveren van bietwortelsap met behulp van ionuitwisselaars, Patent **NL 8006498**.
- 4) *M. Kearney e.a.*, Sugar beet juice purification process, Patent **US 94/14011**.
- 5) *R.J. Hunter*, Introduction to Modern Colloid Science, New York (1993), pg.290.
- 6) *R.K. Sinott*, Coulson & Richardson's Chemical Engineering; Volume 6 (Design), 2e ed., Pergamon Press, Oxford (1993), pg.392.
- 7) *X. Lancrenon, D. Herve*, Recent trends in the use of ion exchange in the sugar technology, Sug. Tech. Rev., Elsevier Science Publisher, Amsterdam, **14** (1988), pg. 207-274.
- 8) *P.L. Mottard*, The Imacti process for juice decalcification, Int. Sugar. Jnl., **85** (1983), pg. 1016.
- 9) *E. Gryllus, H.J. Delavier*, Das BMA-Zsigmund-Gryllus-Verfahren - ein neues Verfahren zur Dünnsaftentkalkung, Z. Zuckerind., **25** (1975), pg. 9.
- 10) *Kirk Othmer*, Encyclopedia of Chemical Technology; Volume 1, 3e ed., pg.567.
- 11) *C.B. Ching, D.M. Ruthven*, Chemical Engineering Science, **42**, no. 11 (1987), pg.2547-2555.
- 12) *G. Ganetsos, P.E. Barker*, Preparative and Production Scale Chromatography, Chromatographic Science Series, Marcel Dekkers, New York (1993), **61**, hoofdstuk 26.
- 13) *Z. Bubnik e.a.*, Sugar Technologists Manual - Chemical and Physical Data for Sugar Manufacturers and Users, Bartens (1995), 8 ed.

- 14) *M. Kearney e.a.*, *Int. Sug. Jnl.*, **98** (1996), pg. 144-148.
- 15) *C.B. Ching, D.M. Rutven*, *Chemical Engineering Science*, **40** (1985), no. 6, pg. 879.
- 16) *M. Saska e.a.*, *Int. Sug. Jnl.*, **95** (1993), pg. 137-143.
- 17) *Dutch Association of Cost Engineers (DACE)*, *Prijzenboekje*, 17e ed. (1994).
- 18) *J. Grievink e.a.*, *Handleiding FabrieksVoorOntwerp*, TU Delft, Delft (1994).
- 19) *M.R. Creemers e.a.*, *Polytechnisch Zakboekje*, 41e ed. (1985), Koninklijke PBNA.
- 20) *D. Barten e.a.*, FVO 3151: Verbeterde procesvoering van het bietensapzuiveringsproces, zoals momenteel toegepast door Suiker Unie, TU Delft, Delft (1995).
- 21) *F. Charton, R.M. Nicoud*, Complete design of a simulated moving bed, *Journal of Chromatography A*, **702** (1995), pg. 97-112.
- 22) *B.H. Bibo, S.M. Lemkowitz*, *Collegedictaat Risicobeheersing*, TU Delft, Delft (1995)
- 23) *Reid, Prausnitz, Sherwood*, *The Properties of Gases and Liquids*

14. Bijlagen.

Bijlage 1	:	Aannames
Bijlage 2	:	Analysetabel van de Suiker Unie
Bijlage 3	:	Processtroom- en componentenbalans bij Process Flowsheet
Bijlage 4	:	Invertvorming tijdens alternatieve sapzuivering
Bijlage 5	:	Specificatieformulieren
Bijlage 6	:	Berekening mengpunten, buffer en decanteur
Bijlage 7	:	Berekening ionenwisselaars
Bijlage 8	:	Berekening drietrapsverdamper en bijbehorende warmtewisselaars
Bijlage 9	:	Berekening platenwarmtewisselaars
Bijlage 10	:	Berekening Simulated Moving Bed
Bijlage 11	:	Economie
Bijlage 12	:	Figuren gebruikt voor economische berekeningen
Bijlage 13	:	Process Flow Sheet

Bijlage 1.

Aannames

§1.1 Algemeen

- Het ruwsap heeft een samenstelling volgens de analysetabel van Suiker Unie.
- De concentratie aan colloïden in de ruwsapstroom is berekend door alle componenten uit te drukken in percentage van de opgeloste vaste stof. Het aan te vullen percentage om totaal 100 % te krijgen, is gelijkgesteld aan het percentage colloïden.
- De dichtheid van de stromen kan berekend worden met behulp van de volgende formule: (Polytechnisch zakboekje, ref. 19)

$$\rho = 9.9911 \cdot 10^2 + 3.744 \cdot \text{brix} + 1.686 \cdot 10^{-2} \cdot \text{brix}^2 + 9.9 \cdot 10^{-6} \cdot \text{brix}^3$$

§1.2 Buffer

- Volgens patent **DE 2140095** ligt de optimale pH voor zure vlokking tussen de 3.5 en 4. Gekozen is een pH van 3.8.
- De stroom wordt op een pH van 3.8 gebracht met 96%-ige H_2SO_4 . Dit zuur is gekozen omdat het sulfaation al in de biet voorkomt en uiteindelijk in het raffinaat van het Simulated Moving Bed terecht komt. Verder is de prijs van dit zuur relatief laag.
- De gemiddelde molmassa van colloïdale deeltjes in het ruwsap is 50 kg/mol.
W. Eitel, The physical chemistry of silicates, the university of Chicago (1954) p. 347: "A. Sabaneev calculated for a given colloïd sillicic acid a minimum molecular weight of 49000."
Een molmassa van 50 kg/mol voor eiwitten is eveneens een redelijke benadering.
- De gemiddelde deeltjesdiameter van de colloïden in het ruwsap is gelijk aan $5 \cdot 10^{-9}$ m (5 nm). Dit is ligt in dezelfde orde van grootte als de diameter van eiwitten.
W. Eitel, The physical chemistry of the silicates, the university of Chicago (1954), p. 348: "In colloïd systems, however, the dispersed particles are 10^{-6} - 10^{-7} cm."
- De fysisch chemische botsingstheorie kan voor het uitvlokken van de colloïden gebruikt worden.
- De verdragingsfactor voor de fysisch-chemische botsingstheorie is gelijk aan 10^5 .
- In het buffervat groeien de colloïden tot 100 μm .

§1.3 Decanteur

- De dichtheid van de gecoaguleerde colloïden is gelijk aan 2000 kg/m^3 .
- De verblijftijd in de decanteur is 10 minuten (Coulson & Richardson, ref. 6).
- De diameter van de decanteur is gelijk aan 5.0 meter.

§1.4 Draaifilter

- De gecoaguleerde colloïden, die een diameter van 100 μm bereikt hebben, kunnen volledig afgefilterd worden op een draaifilter. Op deze manier worden alle colloïden verwijderd.

§1.5 *Ionenwisselaars*

- De uitwisseling tussen de mono- en divalente ionen in de ionenwisselaar is volledig.
- Ca^{2+} en Mg^{2+} hebben dezelfde affiniteit voor het ionenwisselingshars.
- Het concentratiefront is scherp.
- De maximale superficiële vloeistofsnelheid tijdens beladen is 30 m/uur.
- De maximale superficiële vloeistofsnelheid tijdens regenereren is 5 m/uur.
- De beladingstijd is 4 uur.
- De regeneratietijd is 3.5 uur.
- De diameter van de kolom is 4 m.
- De hoogte van het bed is 1.75 m in verband met de drukval.
- De deeltjesdiameter is 700 μm .
- De effectieve uitwisselingscapaciteit is 0.5 eq/l.
- De evenwichtsconstante is 3.
- De ionwisselaar wordt geregenereerd met het raffinaat uit het Simulated Moving Bed.
- De porositeit van het bed is gelijk aan 0.4.

§1.6 *Drietrapsverdamer*

- In elke trap wordt evenveel verdampt.
- Stoom wordt beschouwd als ideaal gas.
- Bij het condenseren van stoom in de verdamper en in de warmtewisselaars wordt de condensatiewarmte overgedragen aan de suikeroplossing.
- De temperatuur van de vloeistof in de verdamper is gelijk aan de temperatuur van de bodemstroom.
- De warmte-overdrachtscoëfficiënten zijn bepaald door het middelen van de gegevens uit de Sugar Manual (ref. 13).
- De vloeistofhoogte in de verdamper is 2.0 meter.
- 60% van de totale hoogte van de verdamer is gelijk aan de vloeistofhoogte.

§1.7 *Simulated Moving Bed*

- Het concentratieprofiel kan alleen berekend worden met het equivalent counter current equilibrium stage model, omdat de adsorptie-coëfficiënt niet-lineair is.
- De hoogte van een evenwichtstrap, $\text{HETP}_{\text{suiker}}$ is gelijk aan 10 cm. Dit is een vereenvoudiging die ook door Ching en Ruthven (ref. 15) is gemaakt. Dit leverde concentratieprofielen op die goed overeenkwamen met hun experimenten.
- Er is geen koppeling tussen de componenten.
- De adsorptiecoëfficiënt in ruwsap is hetzelfde als gemeten voor een riet-melasse m.u.v. de koppeling tussen suiker en niet-suiker (ref. 16).
- Invert komt voor 40% in het raffinaat terecht (ref. 14 en overleg met dhr. F.Rousset, Commercial Manager, Applexion).
- Niet-suikers hebben een kleine adsorptiecoëfficiënt en verdwijnen voor 90% in het raffinaat (ref. 4).
- De configuratie is dezelfde als Applexion gebruikt, nl. 4 kolommen van 2 secties.
- De diameter is 4.2 m. Dit is de grootste diameter waarbij nog een goede vloeistofverdeling mogelijk is (mondelijke mededeling dhr. F. Rousset, Commercial Manager, Applexion).

- De bedhoogte is 2 m. De bedhoogte gebruikt door Applexion is 2-3 m. (mondelinge mededeling dhr. F. Rousset, Commercial Manager, Applexion)
- De optimale scheidingsfactor (γ) voor adsorptie is 1.1 en de optimale scheidingsfactor voor desorptie 0.9.
- De maximale superficiële vloeistofsnelheid door het bed is 10 m/uur. (mondelinge mededeling dhr. F. Rousset, Commercial Manager, Applexion)
- De porositeit is gelijk aan 0.4.
- De deeltjes in het bed zijn uniform en de diameter van een deeltje is 390 μm .
- Het hars, dat gebruikt wordt, is een DOW-XUS40166.00 in K^+ -vorm.

§1.8 *Economie*

- Het resin van de ionenwisselaars heeft een levensduur van 5 jaar en kost volgens Rohm and Haas f2,50 per liter (mondelinge mededeling A. de Waard, technisch adviseur). Bij een economische berekening van 10 jaar moet er dus nog een hoeveelheid resin gekocht worden.
- De prijs van ruwsap is gebaseerd op de prijs van de bieten, namelijk f120,= per ton. Dit kan, aangezien het ruwsap dezelfde kwaliteit heeft als de bieten, maar dan meer verdund. Aangezien de "brix" in bieten 16% is en in het ruwsap 13.7% is de prijs van ruwsap gesteld op f100,= per ton.
- De prijs van 96%-ige zwavelzuur is opgezocht in Coulson&Richardson (ref. 6). Deze prijs is f125,= per ton.
- De prijs van vaste NaOH bedraagt f945,= per ton volgens Coulson&Richardson (ref. 6). De oplossing die toegepast wordt in het proces is een 1 M oplossing. Omgerekend is dit 40.3 kg NaOH per ton oplossing. De prijs van de 1 M oplossing bedraagt dan f38,= per ton (waterprijs wordt verwaarloosd).
- Stoomprijs is f25,= per ton volgens de FVO-handleiding (ref. 18).
- Koelwaterprijs is f0,10 per m^3 volgens de FVO-handleiding (ref. 18).
- Zowel proces- en eluentwater als gecondenseerd stoom wordt gesteld op f1,50 per ton.
- De prijs van vast NaCl bedraagt f945,= per ton (ref. 6). De oplossing die gebruikt wordt is 0.018 ton NaCl per ton oplossing. Met verwaarlozing van water wordt de prijs per ton oplossing f17,=
- De prijs van electriciteit is f0.13 per kWh volgens de FVO-handleiding (ref. 18).
- De prijs van het raffinaat en regenerant is gebaseerd op de prijs van de molasse (f75,= per ton). Aangezien deze twee stromen wel degelijk nog suiker ($\text{RQ} = 10\%$) bevatten zijn deze als veevoer te verkopen.
- De prijs van het uitgaande ruwsap is gebaseerd op de gewone suikerprijs (f1000,= per ton). Geschat is dat de suiker aanwezig in het ruwsap met een RQ van 98.3% een waarde vertegenwoordigd van f900,= per ton. Omgerekend met de hoeveelheid suiker per ton ruwsap wordt de prijs f200,= per ton ruwsap.

Bijlage 2.**Analysetabel Suikerunie.**

Proef A1-D (07-10-96)

Component	Eenheid	Ruwsap	% van d.s.
Brix	%		15.09 n.v.t.
Pol	oZ		13.71 n.v.t.
RQ	% (= % Sucrose)	n.v.t.	90.90000
Sucrose + non-Sucrose	%		13.77 91.25249
Invert	%		0.195 1.29225
K(+)	mg/kg		1570 1.04042
Na(+)	mg/kg		115 0.07621
alfa-N	meq/kg		15.7 0.00104
CO ₃ (2-) + HCO ₃ (-)	mg/kg		35 0.02319
Ca(2+)	mg/kg		120 0.07952
Mg(2+)	mg/kg		185 0.12260
NH ₄ (+)	mg/kg		50 0.03313
pH	[-]		6.0 n.v.t.
Melkzuur (D+L)	mg/kg		710 0.47051
L-Melkzuur	mg/kg		630 0.41750
Oxaalzuur	mg/kg		540 0.35785
Mierezuur	mg/kg		20 0.01325
Appelzuur	mg/kg		210 0.13917
Citroenzuur	mg/kg		750 0.49702
Azijnzuur	mg/kg		105 0.06958
Propionzuur	mg/kg		35 0.02319
PCA	mg/kg		110 0.07290
cis-Aconietzuur	mg/kg		20 0.01325
Cl(-)	mg/kg		135 0.08946
NO ₂ (-)	mg/kg		30 0.01988
NO ₃ (-)	mg/kg		125 0.08284
HPO ₄ (2-)	mg/kg		520 0.34460
SO ₄ (2-)	mg/kg		400 0.26508
Totaal:	% van d.s.		96.79693
Colloïden:	% van d.s.		3.20307

Bijlage 3. Processtroom- en Componentenbalans bij procesflowschema.

Apparaat:	V1	V1	V1	V2	P5	M3	P5	M3
Stroom nummer:	1	2	3	4	5	6	7	8
Stroom naam:	ruwsap (30 oC)	96% zwavelzuuroplossing (20 oC)	aangezuurd ruwsap (30 oC)	aangezuurd ruwsap + uitgevlakte colloïden (30 oC)	overloop (ruwsap - colloïden) (30 oC)	onderloop (ruwsap + colloïden) (30 oC)	gefiltreerde onderloop (30 oC)	residu (30 oC)
Dichtheid (kg/m3)	1059.5	1835.5	1059.5	1059.5	1057.7	1061.2	1057.7	n.v.t.
Component	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)
Water	174.92312	0.00008	174.92320	174.92320	87.46160	87.46160	87.46160	0.00000
Sucrose	28.25800	0.00000	28.25800	28.25800	14.12900	14.12900	14.12900	0.00000
Invert	0.40172	0.00000	0.40172	0.40172	0.20086	0.20086	0.20086	0.00000
non-Sucrose	0.10958	0.00000	0.10958	0.10958	0.05479	0.05479	0.05479	0.00000
Colloïden	0.99574	0.00000	0.99574	0.99574	0.00000	0.00000	0.00000	0.99574
Na(+)	0.02369	0.00000	0.02369	0.02369	0.01185	0.01185	0.01185	0.00000
Ca(2+)	0.02472	0.00000	0.02472	0.02472	0.01236	0.01236	0.01236	0.00000
Mg(2+)	0.03811	0.00000	0.03811	0.03811	0.01906	0.01906	0.01906	0.00000
K(+)	0.32344	0.00000	0.32344	0.32344	0.16172	0.16172	0.16172	0.00000
SO4(2-)	0.08240	0.00192	0.08433	0.08433	0.04216	0.04216	0.04216	0.00000
Cl(-)	0.02781	0.00000	0.02781	0.02781	0.01391	0.01391	0.01391	0.00000
H(+)	0.00000	0.00004	0.00004	0.00004	0.00002	0.00002	0.00002	0.00000
OH(-)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Rest	0.80170	0.00000	0.80170	0.80170	0.40085	0.40085	0.40085	0.00000
Stroom totaal (kg/s)	206.01003	0.00204	206.01208	206.01208	102.50817	103.50391	102.50817	0.99574
Warmte-inhoud (kW)	23700	0	23700	23700	11800	11800	11800	115
Brix (%)	15.09000	96.00000	15.09080	15.09080	14.67841	15.49923	14.67841	n.v.t.
RQ (%)	90.90000	0.00000	90.89427	90.89427	93.90182	88.07339	93.90182	n.v.t.
pH	6.00000	-1.55539	3.70000	3.70000	3.69862	3.70138	3.69862	n.v.t.

Apparaat:	P5	P5	P5	T6	H7	H7	H8	H7
Stroom nummer:	11	12	13	14	15	16	17	18
Stroom naam:	gezuiverd ruwsap (30 oC)	1 M natronloog (20 oC)	ruwsap (30 oC)	ruwsap (30 oC)	ruwsap gezuiverd van Ca(2+) en Mg(2+) (30 oC)	stoom (125 oC / 2.3 bar)	geconcentreerd ruwsap (70 oC)	water (89 oC / 2.3 bar)
Dichtheid (kg/m3)	1057.7	1000.0	1057.7	1057.7	1057.9	1.425	1328.6	965.5
Component	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)
Water	174.92320	0.03844	174.96234	174.96234	174.96234	57.01638	14.86408	57.01638
Sucrose	28.25800	0.00000	28.25800	28.25800	28.25800	0.00000	28.25800	0.00000
Invert	0.40172	0.00000	0.40172	0.40172	0.40172	0.00000	0.40172	0.00000
non-Sucrose	0.10958	0.00000	0.10958	0.10958	0.10958	0.00000	0.10958	0.00000
Colloïden	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Na(+)	0.02369	0.00090	0.02459	0.02459	0.05804	0.00000	0.05804	0.00000
Ca(2+)	0.02472	0.00000	0.02472	0.02472	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Mg(2+)	0.03811	0.00000	0.03811	0.03811	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
K(+)	0.32344	0.00000	0.32344	0.32344	0.43740	0.00000	0.43740	0.00000
SO4(2-)	0.08433	0.00000	0.08433	0.08433	0.08433	0.00000	0.08433	0.00000
Cl(-)	0.02781	0.00000	0.02781	0.02781	0.02781	0.00000	0.02781	0.00000
H(+)	0.00004	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
OH(-)	0.00000	0.00066	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Rest	0.80170	0.00000	0.80170	0.80170	0.80170	0.00000	0.80170	0.00000
Stroom totaal (kg/s)	205.01634	0.04000	205.05634	205.05634	205.14092	57.01638	45.04266	57.01638
Warmte-inhoud (kW)	23600	5	23600	23600	23600	155000	8370	21300
Brix (%)	14.67841	3.89889	14.67597	14.67597	14.71115	0.00000	67.00000	0.00000
RQ (%)	93.90182	0.00000	93.89913	93.89913	93.63596	0.00000	93.63596	0.00000
pH	3.69862	13.98888	8.00001	8.00001	7.99989	7.00000	7.99989	7.00000

Apparaat:	H7	H7	H7	H7	H8	T11	T11	T11	V9
Stroom nummer:	19	20	21	22	23	24A	24B	25	
Stroom naam:	water (100 oC / 1 bar)	water (85 oC / 0.57 bar)	water (63 oC / 0.23 bar)	stoom (63 oC / 0.23 bar)	geconcentreerd ruwsap (70 oC)	geconcentreerd ruwsap (70 oC)	geconcentreerd ruwsap (70 oC)	geconcentreerd ruwsap (30 oC)	
Dichtheid (kg/m3)	966.0	969.0	982.0	0.150	1328.6	1328.6	1328.6	1328.6	
Component	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Syroopcampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	
Water	53.36612	53.36612	8.00492	45.36121	11.14806	3.71602	3.71602	11.14806	
Sucrose	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	21.19350	7.06450	7.06450	21.19350	
Invert	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.30129	0.10043	0.10043	0.30129	
non-Sucrose	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.08218	0.02739	0.08218	
Colloïden	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
Na(+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.04353	0.01451	0.01451	0.04353	
Ca(2+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
Mg(2+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
K(+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.32805	0.10935	0.10935	0.32805	
SO4(2-)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.06324	0.02108	0.02108	0.06324	
Cl(-)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.02086	0.00695	0.00695	0.02086	
H(+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
OH(-)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
Rest	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.60128	0.20043	0.20043	0.60128	
Stroom totaal (kg/s)	53.36612	53.36612	8.00492	45.36121	33.78200	11.26067	11.26067	33.78200	
Warmte-inhoud (kW)	22400	19000	2110	119000	6270	2100	2100	2580	
Brix (%)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	67.00000	67.00000	67.00000	67.00000	
RQ (%)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	93.63596	93.63596	93.63596	93.63596	
pH	7.00000	7.00000	7.00000	7.00000	7.99989	7.99989	7.99989	7.99989	

Apparaat:	H8	H8	H10	H10	H10	T11	T11	P12
Stroom nummer:	26	27	28	29	30	31	32	33A
Stroom naam:	koelwater (20 oC)	opgewarmd koelwater (40 oC)	geconcentreerd ruwsap (25 oC)	water (95 oC)	water (70 oC)	water als eluent (70 oC)	dunsap (extract) (70 oC)	regenerant (70 oC)
Dichtheid (kg/m3)	1000.0	1000.0	1328.6	1000.0	1000.0	1000.0	1093.0	1022.1
Component	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)	<i>Syroopcampagne</i> (kg/s)	<i>Syroopcampagne</i> (kg/s)	<i>Syroopcampagne</i> (kg/s)	<i>Jaarbedrijf</i> (kg/s)	<i>Jaarbedrijf</i> (kg/s)	<i>Bietencampagne</i> (kg/s)
Water	45.60570	45.60570	3.71602	12.85117	12.85117	27.22651	24.21608	6.72644
Sucrose	0.00000	0.00000	7.06450	0.00000	0.00000	0.00000	7.02353	0.04502
Invert	0.00000	0.00000	0.10043	0.00000	0.00000	0.00000	0.06026	0.04017
non-Sucrose	0.00000	0.00000	0.02739	0.00000	0.00000	0.00000	0.00274	0.02465
Colloïden	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Na(+)	0.00000	0.00000	0.01451	0.00000	0.00000	0.00000	0.00145	0.01306
Ca(2+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Mg(2+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
K(+)	0.00000	0.00000	0.10935	0.00000	0.00000	0.00000	0.01093	0.09841
SO4(2-)	0.00000	0.00000	0.02108	0.00000	0.00000	0.00000	0.00211	0.01897
Cl(-)	0.00000	0.00000	0.00695	0.00000	0.00000	0.00000	0.00070	0.00626
H(+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
OH(-)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Rest	0.00000	0.00000	0.20043	0.00000	0.00000	0.00000	0.02004	0.18038
Stroom totaal (kg/s)	45.60570	45.60570	11.26067	12.85117	12.85117	27.22651	31.33785	7.15338
Warmte-inhoud (kW)	3810	7625	725	5103	3760	7980	8160	2030
Brix (%)	0.00000	0.00000	67.00000	0.00000	0.00000	0.00000	22.72500	5.96800
RQ (%)	0.00000	0.00000	93.63596	0.00000	0.00000	0.00000	98.62068	10.54558
pH	7.00000	7.00000	7.99989	7.00000	7.00000	7.00000	7.00000	7.00000

Apparaat:	T11	P12	P12	T6	T6	T6
Stroom nummer:	33B	34	35	36	37	
Stroom naam:	raffinaat (70 oC)	NaCl-stroom (20 oC)	regenerant (45 oC)	regenerant (45 oC)	regenerant met Ca(2+) en Mg(2+) (45 oC)	
Dichtheid (kg/m3)	1022.1	1005.9	1014.0	1014.0	1012.2	
Component	Syroopcampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	Bietencampagne (kg/s)	
Water	6.72644	6.87916	13.60561	13.60561	13.60561	
Sucrose	0.04502	0.00000	0.04502	0.04502	0.04502	
Invert	0.04017	0.00000	0.04017	0.04017	0.04017	
non-Sucrose	0.02465	0.00000	0.02465	0.02465	0.02465	
Coloiden	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
Na(+)	0.01306	0.04948	0.06254	0.06254	0.02909	
Ca(2+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.02472	
Mg(2+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.03811	
K(+)	0.09841	0.00000	0.09841	0.09841	0.00000	
SO4(2-)	0.01897	0.00000	0.01897	0.01897	0.01897	
Cl(-)	0.00626	0.07637	0.08263	0.08263	0.08263	
H(+)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
OH(-)	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	
Rest	0.18038	0.00000	0.18038	0.18038	0.18038	
Stroom totaal (kg/s)	7.15338	7.00501	14.15839	14.15839	14.08935	
Warmte-inhoud (kW)	2030	560	2590	2590	2590	
Brix (%)	5.96800	1.79657	3.90427	3.90427	3.43343	
RO (%)	10.54558	0.00000	8.14470	8.14470	9.30702	
pH	7.00000	7.00000	7.00000	7.00000	7.00000	

Overall massabalans op jaarbasis.

Jaarbedrijf	8800 hr							
IN/OUT	Stroom	Stroom nummer	(kg/s)	(Uu)	(U)	(t/dunsap)		
IN	Ruwsap	Bietencampagne	1	51.50	185.41	1631599	1.64	
	96% zwavelzuuroplossing	Bietencampagne	2	0.00	0.00	16	0.00	
	1 M Natriumoplossing	Bietencampagne	12	0.01	0.04	317	0.00	
	Stoom (verdampert)	Bietencampagne	16	14.25	51.31	451570	0.45	
	Koelwater (ww)	Bietencampagne	26	11.40	41.05	361197	0.36	
	Water (ww)	Syroopcampagne	29	9.64	34.70	305344	0.31	
	Water (eluent)	Jaarbedrijf	31	27.23	98.02	862536	0.87	
	NaCl-stroom	Bietencampagne	34	1.75	6.30	55480	0.06	
	Totaal IN			115.78	416.82	3668059	3.69	
	OUT	Residu	Bietencampagne	8	0.25	0.90	7886	0.01
		Stoom/Water (verdampert)	Bietencampagne	18,19,20,21,22	54.28	195.40	1719549	1.73
Opgewarmd koelwater (ww)		Bietencampagne	27	11.40	41.05	361197	0.36	
Water (ww)		Syroopcampagne	30	9.64	34.70	305344	0.31	
Dunsap		Jaarbedrijf	32	31.34	112.82	992783	1.00	
Raffinaat		Syroopcampagne	33B	5.37	19.31	169964	0.17	
Regenerant + Ca en Mg		Bietencampagne	37	3.52	12.68	111588	0.11	
Totaal OUT				115.79	416.85	3668311	3.69	
OUT-IN			0.01	0.03	252	0.00		

Afwijking Massabalans: 0.01%

Overall energiebalans op jaarbasis.

Jaarbedrijf	8800 hr			
IN/OUT	Stroom naam	Stroom nummer	(kW)	
IN	Ruwsap	Bietencampagne	1	5925
	96% zwavelzuuroplossing	Bietencampagne	2	0
	1 M Natriumoplossing	Bietencampagne	12	1
	Stoom (verdampert)	Bietencampagne	16	38750
	Koelwater (ww)	Bietencampagne	26	953
	Water (ww)	Syroopcampagne	29	3827
	Water (eluent)	Jaarbedrijf	31	7980
	NaCl-stroom	Bietencampagne	34	140
Totaal IN			57576	
OUT	Residu	Bietencampagne	8	29
	Stoom/Water (verdampert)	Bietencampagne	18,19,20,21,22	45953
	Opgewarmd koelwater (ww)	Bietencampagne	27	1906
	Water (ww)	Syroopcampagne	30	2820
	Dunsap	Jaarbedrijf	32	8160
	Raffinaat	Syroopcampagne	33B	1523
	Regenerant + Ca en Mg	Bietencampagne	37	648
	Totaal OUT			61038
EXTRA	Pomp	Bietencampagne	-	3125
	Warmtelek tijdens opslag	Jaarbedrijf	-	100
Totaal OUT-IN				437

Afwijking Energiebalans: 0.72%

Bijlage 4. Invertvorming tijdens alternatieve sapzuivering

apparaat	T [C]	pH	cs [kg/m3]	V [m3]	debiet [m3/s]	verblijftijd k1 [s]	[1/min]	deltacs [kg/m3]	suikerverlies [%]
buffervat	30	3.8	145.33	1200	0.194	6173.813	2.1E-06	0.927	0.638
decanteur	30	3.8	145.33	120	0.194	617.381	2.1E-06	0.093	0.064
filter	30	3.8	144.38	-	0.098	-	2.1E-06	0	0.000
ionenwisselaar	30	8	145.76	150.8	0.194	777.840	1.6E-10	9.2E-06	6.33E-06
verdamer 1	100	8	205.30	39.5	0.144	275.147	1.2E-06	0.113	0.055
	92	8	342.64	68.2	0.082	826.856	5.1E-07	0.222	0.065
	77	8	805.95	117	0.034	3454.360	9.2E-08	0.330	0.041
diksapopslag	25	8	833.00	100563	0.008	11864991	7.6E-11	0.312	0.038

apparaat	cinv [kg/m3]	k2 [1/min]	deltacinv [kg/m3]	invertafbraak [%]
buffervat	0.93	1.38E-12	1.32E-10	1.4E-08
decanteur	1.02	1.38E-12	1.45E-11	1.4E-09
filter	1.02	1.38E-12	0	0
ionenwisselaar	1.02	2.19E-08	2.90E-07	2.8E-05
verdamer 1	1.13	6.59E-05	3.42E-04	0.03023
	1.35	3.08E-05	5.75E-04	0.04249
	1.68	6.76E-06	6.55E-04	0.03889
diksapopslag	2.00	1.07E-08	4.23E-03	0.21188

totaal suikerverlies
door invertvorming: 0.9 %

Berekening gemiddelde verblijftijd in sapopslag:

start campagne: V = 0 m3

instroom: 0.03387 m3/s gedurende bietencampagne (2200 uur)

uitstroom: 0.00848 m3/s gedurende siroopcampagne (6600 uur)

vloeistofvolume bietencampagne: $V=(0.03387-0.008476)*t$

vloeistofvolume siroopcampagne: $V=V(2200 \text{ uur}) - 0.008476*(t-2200*3600)$

t (uren)	V (m3)	gemiddeld vloeistofvolume:	100562.8 m3
0.0E+00	0		
1.0E+03	91420.7		
2.2E+03	201126		
3.0E+03	176716		
5.0E+03	115692		
6.6E+03	66872.3		
8.8E+03	20.1867		

apparaat	T [C]	k1 [1/min]	deltacS [kg/m3]	suikerverlies [%]
diksapopslag	25	7.59E-11	0.312375	0.0375
pH	30	1.63E-10	0.804573	0.09659
	8	40	7.11E-10	4.682563
	50	2.9E-09	23.8633	2.86474
c	833	60	1.11E-08	109.2303
	70	3.94E-08	454.7899	54.5966

T sectie A [C]	pH na filter	suikerverlies [%]
20	7	1.074
20	8	0.306
30	7	1.667
30	8	0.9

Bijlage 5.

Specificatieformulieren

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 7 January 1997

Ontwerpers: W. Anker
R.J. Berends
W.J. Keereweer
A. de Rijke

FVO Nr. : 3184

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : T6		Aantal: 20 Parallel			
Algemene eigenschappen					
Functie	:	adsorptie van Ca ²⁺ - en Mg ²⁺ -ionen			
Type toren	:	gepakt bed met sproeier en nozzleplaat			
Diameter toren	:	4 m			
Hoogte toren	:	3 m			
Hoogte gepakt bed	:	1.75 m			
Materiaal toren	:	koolstofstaal			
Verwarming	:	geen			
Bedrijfscondities					
		Belading		Regeneratie	
		Voeding	Eluent	Raffinaat (SMB) IN	Raffinaat UIT
Temperatuur	[°C]	30	30	50	50
Druk	[bar]	1.0	1.0	1.0	1.0
Dichtheid	[kg/m ³]	1058	1058	1014	1012
Massastroom	[kg/s]	205.1	205.1	14.2	14.1
		wt%	wt%	wt%	wt%
Samenstelling					
Water		85.3	85.3	96.1	96.1
Na ⁺		0.012	0.028	0.442	0.205
K ⁺		0.158	0.213	0.695	-
Ca ²⁺		0.012	-	-	0.175
Mg ²⁺		0.019	-	-	0.269
Rest		14.5	14.5	2.76	3.22
Ontwerp					
Type bolletjes		Sterke kationenwisselaar in monovalente vorm			
Materiaal bolletjes		Polystyreen-divinylbenzeen-hars			
Afmeting bolletjes		700 µm			
Beladingstijd		4 h			
Regeneratietijd		3.5 h			

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : T9		Aantal: 3 Parallel			
Algemene eigenschappen					
Functie	:	chromatografische scheiding dmv adsorptie			
Type toren	:	gepakt bed			
Aantal schotels	:	160			
	Sectie I	:	40		
	Sectie II	:	40		
	Sectie III	:	40		
	Sectie IV	:	40		
	Voedingschotel (pract)	:	81		
Schotelafstand (HETP)	:	0.1 m			
Diameter toren	:	4.2 m			
Aantal kolommen per toren	:	4			
Hoogte gepakt bed per toren	:	4 m (2 bedden)			
Hoogte toren	:	6 m			
Materiaal toren	:	koolstofstaal			
Verwarming	:	mantel (isotherm houden op 70°C)			
Bedrijfscondities					
		Voeding	Eluent	Raffinaat	Extract
Temperatuur	[°C]	70	70	70	70
Druk	[bar]	1.0	1.0	1.0	1.0
Dichtheid	[kg/m ³]	1328.6	1000	1022.1	1093.0
Massastroom	[kg/s]	3.754	9.076	2.384	10.446
		wt%	wt%	wt%	wt%
Samenstelling					
Water		33.0	100	94.03	77.27
Suiker		62.74	-	0.63	22.41
Invert		0.89	-	0.56	0.19
Niet-suikers		3.37	-	4.78	0.12
Ontwerp					
Type bolletjes	Kationwisselaarshars in K ⁺ vorm				
Materiaal bolletjes	Polystyreen-divinylbenzeen-hars met 6% cross-linking				
Afmeting bolletjes	390 µm				

SPECIFICATIEFORMULIER VERDAMPER

APPARAATNUMMER: H7 (V1)			
Algemene eigenschappen			
Type	:	Robert-verdamper	
Uitvoering	:	korte pijp	
Positie	:	verticaal	
Capaciteit	:	1.25*10 ⁵ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	1588 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	3200 [W/m ² .K]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum		Ruwsap	Stoom
Massastroom	[kg/s]	205.1	57.0
Massastroom te			
- verdampen	[kg/s]	53.4	
- condenseren	[kg/s]		57.0
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg. °C]	3.88	2.15
Verdampingswarmte	[kJ/kg]	2256.9	
Condensatiewarmte	[kJ/kg]		2188.0
Temperatuur IN	[°C]	95	125
Temperatuur UIT	[°C]	100	125
Druk	[bar]	1.0	2.3
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

SPECIFICATIEFORMULIER VERDAMPER

APPARAATNUMMER: H7 (V2)			
Algemene eigenschappen			
Type	:	Robert-verdamper	
Uitvoering	:	korte pijp	
Positie	:	verticaal	
Capaciteit	:	1.08*10 ⁵ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	2741 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	2700 W/m ² .K]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Ruwsap	Stoom
Massastroom	[kg/s]	151.8	48.0
Massastroom te			
- verdampen	[kg/s]	53.4	
- condenseren	[kg/s]		48.0
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	3.72	2.03
Verdampingswarmte	[kJ/kg]	2296.5	
Condensatiewarmte	[kJ/kg]		2256.9
Temperatuur IN	[°C]	100	100
Temperatuur UIT	[°C]	85	100
Druk	[bar]	0.57	1.0
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

SPECIFICATIEFORMULIER VERDAMPER

APPARAATNUMMER: H7 (V3)			
Algemene eigenschappen			
Type	:	Valpijpverdamer	
Uitvoering	:	korte pijp	
Positie	:	verticaal	
Capaciteit	:	1.10*10 ⁵ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	4696 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	1600 [W/m ² .K]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum		Ruwsap	Stoom
Massastroom	[kg/s]	98.4	48.0
Massastroom te - verdampen	[kg/s]	53.4	
- condenseren	[kg/s]		48.0
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg. °C]	3.22	1.98
Verdampingswarmte	[kJ/kg]	2351.3	
Condensatiewarmte	[kJ/kg]		2296.5
Temperatuur IN	[°C]	85	85
Temperatuur UIT	[°C]	70	85
Druk	[bar]	0.23	0.57
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

Datum: 7 January 1997

Ontwerpers: W. Anker
 R.J. Berends
 W.J. Keereweer
 A. de Rijke

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H8 (ww 1)			
Algemene eigenschappen			
Type	:	warmtewisselaar	
Uitvoering	:	platen	
Positie	:	verticaal	
Capaciteit	:	1906.3 [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	96.6 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	800 [W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	24.7 [°C]	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	24.7 [°C]	
Bedrijfscondities			
		diksap	koelwater
Soort fluidum		diksap	water
Massastroom	[kg/s]	33.8	45.6
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg. °C]	2.55	4.18
Temperatuur IN	[°C]	70	30
Temperatuur UIT	[°C]	50	40
Druk	[bar]	1	1
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

Datum: 7 January 1997

Ontwerpers: W. Anker
 R.J. Berends
 W.J. Keereweer
 A. de Rijke

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H8 (ww 2)			
Algemene eigenschappen			
Type	:	warmtewisselaar	
Uitvoering	:	platen	
Positie	:	verticaal	
Capaciteit	:	1793.8 [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	155 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	800 [W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	14.4 [°C]	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	14.4 [°C]	
Bedrijfscondities			
		diksap	koelwater
Soort fluïdum		diksap	water
Massastroom	[kg/s]	33.8	45.6
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	2.68	4.18
Temperatuur IN	[°C]	50	20
Temperatuur UIT	[°C]	30	30
Druk	[bar]	1	1
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

Datum: 7 January 1997

Ontwerpers: W. Anker
 R.J. Berends
 W.J. Keereweer
 A. de Rijke

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H10		
Algemene eigenschappen		
Type	:	warmtewisselaar
Uitvoering	:	platen
Positie	:	verticaal
Capaciteit	:	1343.3 [kW]
Warmtewisselend oppervlak	:	49.4 [m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	800 [W/m ² .K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	34.0 [°C]
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1
Gecorrigeerde LMTD	:	34.0 [°C]
Bedrijfscondities		
		diksap
		verwarmingswater
Soort fluïdum		diksap
		water
Massastroom	[kg/s]	11.3
		12.9
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	2.62
		4.18
Temperatuur IN	[°C]	25
		95
Temperatuur UIT	[°C]	70
		70
Druk	[bar]	1
		1
Materiaal		Koolstofstaal
		Koolstofstaal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H13			
Algemene eigenschappen			
Type	:	warmtewisselaar	
Uitvoering	:	shell-and-tube	
Positie	:	horizontaal	
Capaciteit	:	1.20*10 ⁴ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	856 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	1300 [W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	10.8 [°C]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	10.8 [°C]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Stoom/Water	Ruwsap
Massastroom	[kg/s]	5.3	205.1
Massastroom te - verdampen	[kg/s]	5.3	
- condenseren	[kg/s]		
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	3.12	3.72
Verdampingswarmte	[kJ/kg]	2256.9	
Condensatiewarmte	[kJ/kg]		
Temperatuur IN	[°C]	100	80
Temperatuur UIT	[°C]	100	95
Druk	[bar]	1	1
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

Datum: 7 January 1997

Ontwerpers: W. Anker
 R.J. Berends
 W.J. Keereweer
 A. de Rijke

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H14			
Algemene eigenschappen			
Type	:	warmtewisselaar	
Uitvoering	:	shell-and-tube	
Positie	:	horizontaal	
Capaciteit	:	1.23*10 ⁴ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	891 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	1300 [W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	10.6 [°C]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	10.6 [°C]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Stoom/Water	Ruwsap
Massastroom	[kg/s]	5.3	205.1
Massastroom te - verdampen	[kg/s]		
- condenseren	[kg/s]	5.3	
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	3.09	3.88
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		
Condensatiewarmte	[kJ/kg]	2296.5	
Temperatuur IN	[°C]	85	65
Temperatuur UIT	[°C]	85	80
Druk	[bar]	0.57	1
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H15			
Algemene eigenschappen			
Type	:	warmtewisselaar	
Uitvoering	:	shell-and-tube	
Positie	:	horizontaal	
Capaciteit	:	8.64*10 ³ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	618 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	300 [W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	46.6 [°C]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	46.6 [°C]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Stoom/Water	Ruwsap
Massastroom	[kg/s]	57.0	205.1
Massastroom te			
- verdampen	[kg/s]		
- condenseren	[kg/s]		
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	4.23	3.86
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		
Condensatiewarmte	[kJ/kg]		
Temperatuur IN	[°C]	125	54
Temperatuur UIT	[°C]	89	65
Druk	[bar]	2.3	1
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H16			
Algemene eigenschappen			
Type	:	warmtewisselaar	
Uitvoering	:	shell-and-tube	
Positie	:	horizontaal	
Capaciteit	:	1.88*10 ⁴ [kW]	
Warmtewisselend oppervlak	:	768 [m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	1300 [W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	18.9 [°C]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	18.9 [°C]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Stoom/Water	Ruwsap
Massastroom	[kg/s]	8.0	205.1
Massastroom te			
- verdampen	[kg/s]		
- condenseren	[kg/s]	8.0	
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg. °C]	3.04	3.63
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		
Condensatiewarmte	[kJ/kg]	2351.3	
Temperatuur IN	[°C]	63	30
Temperatuur UIT	[°C]	63	54
Druk	[bar]	0.23	1
Materiaal		Koolstofstaal	Koolstofstaal

Bijlage 6:

Berekening mengpunten, buffer en decanteur

§ 6.1 Zuurinjectie

Injectie van $4,0 \cdot 10^{-5}$ kg/s geconcentreerd H_2SO_4 aan de ruwsap levert de gewenste pH-daling.

De toegevoegde hoeveelheid zuur is berekend volgens een waterstofbalans over het mengpunt, zoals weergegeven in vergelijking (6.1):

$$c_{1,H} \cdot \phi_{v,ruwsap} + c_{2,H} \cdot \phi_{v,zuur} = c_{3,H} \cdot \phi_{v,zuur\ ruwsap} \quad (6.1)$$

waarbij:

$c_{1,H}$:	H^+ -concentratie in de ruwsap	[kg/m ³]
$c_{2,H}$:	H^+ -concentratie in de H_2SO_4 -stroom	[kg/m ³]
$c_{3,H}$:	H^+ -concentratie in de aangezuurde ruwsap	[kg/m ³]
ϕ_v	:	volumedebiet	[m ³ /s]

Het berekenen van de concentratie verloopt volgens vergelijking (6.2):

$$c = 10^{-pH} \quad (6.2)$$

waarbij:

c	:	concentratie aan H^+	[mol/l]
-----	---	------------------------	---------

Gegeven is:	pH_{ruwsap}	:	6,0 (analysetabel)
	$pH_{aangezuurd\ ruwsap}$:	3,8 (specificatie)

Verwerking van de gegevens levert:

$$\phi_{m2,H} = c_{2,H} \cdot \phi_{v,zuur} \quad : \quad 4,0 \cdot 10^{-5} \text{ kg/s}$$

$\phi_{m2,H}$ = massastroom aan H^+ in de zuurstroom

Verder wordt ervan uitgegaan dat H_2SO_4 volledig dissocieert. Daarnaast geldt dat massadebiet van ruwsap bij benadering gelijk is aan het massadebiet van aangezuurd ruwsap.

§ 6.2 Dimensionering van de buffer

T	:	30°C (303 K)
k	:	$1,38 \cdot 10^{-23}$ J/K

Aanname is: $M_{particle}$: 50 kg/mol

$$c_0 = N_0 * m_{particle} = N_0 * \frac{M_{particle}}{N_A} \quad (6.3)$$

waarbij:

c_0	:	concentratie aan colloïden	[kg/m ³]
$m_{particle}$:	massa van een colloïdaal deeltje	[kg]
N_A	:	het getal van Avogadro	[1/mol]

De fractie aan colloïden in het ruwsap x_{ruwsap} volgt uit het omrekenen van de analyse-resultaten volgens vergelijking (6.4):

$$x_{\text{ruwsap}} = x_{\text{colloid}} \cdot \frac{\text{brix}}{100} = 0,0320 \cdot \frac{15,09}{100} = 4,82 \cdot 10^{-3} \frac{\text{kg}}{\text{kg ruwsap}} \quad (6.4)$$

waarbij:

x : fractie aan colloïden van de opgeloste vaste stof [-]

Uit de massabalans van de colloïden over de mixer volgt c_0 :

$$\phi_{m,\text{ruwsap}} \cdot x_{\text{ruwsap}} \cdot \rho_{\text{ruwsap}} = \phi_{m,\text{mixer}} \cdot c_0 \quad (6.5)$$

Uit vergelijking (6.5) volgt: c_0 : 5,06 kg/m³

Vervolgens kunnen N_0 en $t_{1/2}$ berekend worden:

$$N_0 = \frac{c_0 \cdot N_A}{M_{\text{particle}}} = \frac{5,06 \cdot 6,022 \cdot 10^{23}}{50} = 6,09 \cdot 10^{22} \frac{1}{\text{m}^3}$$

$$t_{1/2} = \frac{3 \cdot \eta}{4 \cdot k \cdot T \cdot N_0} = \frac{3 \cdot 1,0 \cdot 10^{-3}}{4 \cdot 1,38^{-23} \cdot 303 \cdot 6,09 \cdot 10^{22}} = 2,9 \cdot 10^{-6} \text{ s}$$

Toepassen van de vertragsingsfactor W levert: $t_{1/2}$: 0,29 s.

Berekening van het volume van het buffervat.

ϕ_v : 700 m³/h (0.196 m³/s)
 d_0 : 5,0 · 10⁻⁹ m (zie aannames)
 $d_{1/n}$: 100 μm (deeltje dat voldoende groot is om af te filtreren)

Dit levert voor het buffervolume:

V_{buffer} : 1,2 · 10³ m³

§ 6.3 Dimensionering van de decanteur.

$$u_d = \frac{d_p^2 \cdot g \cdot (\rho_d - \rho_c)}{18 \cdot \mu_c} = 5,4 \cdot 10^{-3} \frac{\text{m}}{\text{s}} \quad (6.6)$$

waarbij:

d_p : 100 μm
 g : 9,81 m/s²
 ρ_d : 2000 kg/m³ (aanname)
 ρ_c : 1000 kg/m³
 μ_c : 1,0 · 10⁻³ Pa·s

$u_d > u_c = 5,0 \cdot 10^{-3}$ m/s

Volgens Coulson & Richardson (ref. 6) wordt een decanteur ontworpen op een verblijftijd van ca. 10 minuten.

De gegeven verblijftijd van de decanteur levert het volume:

$$V = \tau \cdot \phi_v = 600 \cdot 0,2 : \quad 120 \text{ m}^3$$

Een vrijheidsgraad binnen het berekende decanteurvolumen is de diameter, die op 5 meter is gesteld.

Uit een gegeven doorsnede met een gegeven vloeistofsnelheid volgt het vloeistofdebiet over de bodem, ϕ_{vc} .

$$\phi_{vc} = u_c \cdot A = 5,0 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{4} \pi D^2 = 5,0 \cdot 10^{-3} \cdot \frac{1}{4} \pi (5,0)^2 : \quad 0,10 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\phi_{\text{ruwsap}} = \phi_{vc} + \phi_{vt} \quad (\text{Aanname : } \rho = \text{constant})$$

$$\phi_{vt} : \quad \text{het volumedebiet van gezuiverde ruwsap over de top} \quad [\text{m}^3/\text{s}]$$

Hieruit volgt:

$$\phi_{vc} = \phi_{vt} : \quad 0,10 \text{ m}^3/\text{s}$$

§ 6.4 *Looginjectie*

Injectie van $4,0 \cdot 10^{-5}$ kg/s NaOH aan de ruwsap levert de gewenste pH-stijging.

De toegevoegde hoeveelheid loog is berekend volgens een hydroxidebalans over het mengpunt, op dezelfde manier en met dezelfde aannames als dit voor de waterstofbalans bij het mengpunt gedaan is.

Er is uitgegaan van NaOH-oplossing van 1,0 mol/l. Er wordt dus zoveel NaOH-oplossing toegevoegd dat er $4,0 \cdot 10^{-5}$ kg/s NaOH in de processtroom terecht komt.

Bijlage 7: Berekening Ionenwisselaars

Met de onderstaande berekeningen werd eenvoudig bepaald hoeveel ionenwisselaars er nodig zijn. Deze eenvoudige berekening werd gekozen na een persoonlijk gesprek met A. de Waard van Rohm & Haas. Deze 'man-van-de-praktijk' gaf ons een aantal kentallen die binnen de industrie gebruikelijk zijn bij het ontwerp van ionenwisselaars.

De te ontharden stroom is: $F := 205.1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$

met: $\rho_F := 1058 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$

Deze stroom bevat aan harde ionen:

$$\phi_{\text{Ca}} := 0.02472 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$\phi_{\text{Mg}} := 0.03811 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

Aangenomen wordt, dat deze ionen zich als een soort ionen gedragen in de ionenwisselaar. Dus kan gesteld worden:

$$\phi_{\text{hard}} := \frac{\phi_{\text{Ca}}}{40.1 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{mole}} \cdot 0.5 \cdot \frac{\text{mole}}{\text{eq}}} + \frac{\phi_{\text{Mg}}}{24.3 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{mole}} \cdot 0.5 \cdot \frac{\text{mole}}{\text{eq}}}$$

$$\phi_{\text{hard}} = 4.36954 \cdot \frac{\text{eq}}{\text{sec}}$$

In de industrie rekt men met een effectieve bedcapaciteit van:

$$Q_{\text{bed}} := 500 \cdot \frac{\text{eq}}{\text{m}^3}$$

Er moet ook rekening gehouden worden met de maximale superficiele snelheid van de processtroom in de gepakte bedden. Een maximale waardes voor de superficiele snelheid in ionenwisselaars tijdens belading en regeneratie zijn respectievelijk:

$$u_{\text{belading.max}} := 30 \cdot \frac{\text{m}}{\text{hr}}$$

$$u_{\text{regeneratie.max}} := 5 \cdot \frac{\text{m}}{\text{hr}}$$

Tevens zijn er grenzen aan de grootte van de apparatuur, bepaald door maximale drukval over het gepakte bed en maximaal te vervoeren groottes. Gangbare maten zijn:

$$H_{\text{bed}} := 1.75 \cdot \text{m}$$

$$D := 4.00 \cdot \text{m}$$

Porositeit van een ionenwisselaarsbed is:

$$\varepsilon_{\text{bed}} := 0.6$$

A. de Waard raadde aan de beladingstijd te zetten op:

$$t_{\text{belading}} := 4 \cdot \text{hr}$$

Uit de beladingstijd is het aantal kolommen te bepalen, namelijk:

Given

De totale hoeveelheid (in equivalenten) die beladen is na de beladingstijd kan berekend worden met:

$$Q_{\text{beladen.totaal}} = \phi_{\text{hard}} \cdot t_{\text{belading}}$$

Hieruit is het aantal benodigde kolommen te bepalen, dat tijdens de ontharding nodig is:

$$Q_{\text{beladen.totaal}} = N_{\text{kolom}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot \varepsilon_{\text{bed}} \cdot H_{\text{bed}} \cdot Q_{\text{bed}}$$

$$\left(\begin{array}{c} N_{\text{kolom}} \\ Q_{\text{beladen.totaal}} \end{array} \right) := \text{Find}(N_{\text{kolom}}, Q_{\text{beladen.totaal}})$$

Resultaat:

$$N_{\text{kolom}} = 9.5 \quad \longrightarrow \quad N_{\text{kolom}} := 10$$

$$Q_{\text{beladen.totaal}} = 6.292 \cdot 10^4 \cdot \text{eq}$$

Tijdens de belading van de ionenwisselaars is de superficiele vloeistofsnelheid:

$$u_{\text{belading}} := \frac{F}{\rho_F \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (1 - \varepsilon_{\text{bed}}) \cdot N_{\text{kolom}}}$$

$$u_{\text{belading}} = 13.884 \cdot \frac{\text{m}}{\text{hr}} \quad \text{en is dus lager dan de maximaal toegestane superficiele vloeistofsnelheid.}$$

De regeneratiestroom is de raffinaatstroom uit de SMB. Deze regeneratiestroom is:

$$R := 7.2 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$\text{met: } \rho_R := 1022 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3}$$

Tijdens de regeneratie worden de harde ionen weer uitgewisseld tegen de monovalente ionen uit de regeneratiestroom. De regeneratiestroom bevat:

$$\phi_{\text{Na}} := 0.01306 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$\phi_{\text{K}} := 0.09841 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

Dus:

$$\phi_{\text{mono}} := \frac{\phi_{\text{Na}}}{23.0 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{mole}} \cdot 1 \cdot \frac{\text{mole}}{\text{eq}}} + \frac{\phi_{\text{K}}}{39.1 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{mole}} \cdot 1 \cdot \frac{\text{mole}}{\text{eq}}}$$

$$\phi_{\text{mono}} = 3.08471 \cdot \frac{\text{eq}}{\text{sec}}$$

De regeneratietijd moet korter zijn dan de beladingstijd om de geregenereerde kolommen op tijd klaar te hebben staan om ingeschakeld te worden. Stel:

$$t_{\text{regeneratie}} := 3.5 \cdot \text{hr}$$

Tijdens de regeneratie zal dus per uur aan equivalenten geregeneerd moeten worden:

$$q_{\text{regeneratie}} := \frac{Q_{\text{beladen.totaal}}}{t_{\text{regeneratie}}}$$

$$q_{\text{regeneratie}} = 4.994 \cdot \frac{\text{eq}}{\text{sec}}$$

Het vergelijken van de benodigde equivalenten aan monovalente ionen, $q_{\text{regeneratie}}$, voor regeneratie met de massastroom monovalente ionen, die voorhanden is in de raffinaatstroom, geeft dat er een tekort is aan monovalente ionen om binnen de gestelde regeneratietijd van 3.5 hr te kunnen regenereren. Er zal dus zout moeten worden toegevoegd aan de raffinaatstroom. Aan natriumionen moet extra toegevoerd worden:

$$\phi_{\text{extra.Na}} := 1.2 \cdot (q_{\text{regeneratie}} - \phi_{\text{mono}}) \quad 20\% \text{ extra omdat de regeneratie niet ideaal verloopt}$$

$$\phi_{\text{extra.Na}} = 2.29087 \cdot \frac{\text{eq}}{\text{sec}}$$

Er zal dus aan zout extra nodig zijn van:

$$\text{met: } M_{\text{NaCl}} := 58.5 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{mole}}$$

$$\text{NaCl} := \phi_{\text{extra.Na}} \cdot M_{\text{NaCl}}$$

$$\text{NaCl} = 0.13402 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

Het zout zal opgelost moeten worden in water om makkelijk gemengd te worden met de raffinaatstroom. Een goede superficiele vloeistofsnelheid tijdens de regeneratie zal zijn:

$$u_{\text{regeneratie}} := 1 \cdot \frac{\text{m}}{\text{hr}}$$

De zoutstroom zal dus moeten zijn:

$$\phi_{\text{v.zout}} := u_{\text{regeneratie}} \cdot \frac{\pi}{4} \cdot D^2 \cdot (1 - \epsilon_{\text{bed}}) \cdot N_{\text{kolom}} \cdot \frac{R}{\rho_R}$$

$$\phi_{\text{v.zout}} = 0.00692 \cdot \frac{\text{m}^3}{\text{sec}}$$

Drukval-berekening over de gepakte kolom.

De drukval over de gepakte bedden gedurende de beladingstijd en de regeneratietijd is te berekenen uit de Kozeny-Carmen-vergelijking:

$$h_k := 4.5 \quad \text{Kozeny-Carmen constante}$$

$$d_p := 700 \cdot \mu\text{m} \quad \text{Deeltjesgrootte van de harsbolletjes}$$

$$\epsilon := 1 - \epsilon_{\text{bed}} \quad \text{Porositeit van het gepakte bed}$$

$$\mu := 1 \cdot 10^{-3} \cdot \text{Pa} \cdot \text{sec} \quad \text{Viscositeit van de vloeistofstroom}$$

Given

$$\frac{\Delta P_{\text{belading}}}{H_{\text{bed}}} = h_k \cdot \frac{36}{d_p^2} \cdot \left(\frac{1 - \epsilon}{\epsilon} \right) \cdot \mu \cdot u_{\text{belading}}$$

drukval over het bed tijdens de beladingstijd.

$$\frac{\Delta P_{\text{regeneratie}}}{H_{\text{bed}}} = h_k \cdot \frac{36}{d_p^2} \cdot \left(\frac{1 - \epsilon}{\epsilon} \right) \cdot \mu \cdot u_{\text{regeneratie}} + \rho \cdot F \cdot g$$

drukval over het bed tijdens de regeneratie; de regeneratie wordt in up-flow uitgevoerd.

$$\begin{pmatrix} \Delta P_{\text{belading}} \\ \Delta P_{\text{regeneratie}} \end{pmatrix} := \text{Find}(\Delta P_{\text{belading}}, \Delta P_{\text{regeneratie}})$$

$$\Delta P_{\text{belading}} = 0.033 \cdot \text{bar}$$

$$\Delta P_{\text{regeneratie}} = 0.184 \cdot \text{bar}$$

Totale overzicht van de resultaten:

Aantal kolommen:	20 (2x 10 parallel)
Diameter van elke ionenwisselaar:	4 m
Hoogte van elk ionenwisselaarsbed:	1.75 m
Beladingstijd van elke ionenwisselaar:	4 hr
Regeneratietijd van elke ionenwisselaar:	3.5 hr

Gedurende de beladingstijd geldt:

$$\text{stroom: } F = 205.1 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}} \quad \text{---->} \quad u_{\text{belading}} = 13.9 \cdot \frac{\text{m}}{\text{hr}}$$

$$\text{drukval: } \Delta P_{\text{belading}} = 0.033 \cdot \text{bar} \quad (\text{down-flow})$$

$$\text{IN: } x_{\text{Ca}} = \frac{\phi_{\text{Ca}}}{F} \quad x_{\text{Ca}} = 0.012 \cdot \%$$

$$x_{\text{Mg}} = \frac{\phi_{\text{Mg}}}{F} \quad x_{\text{Mg}} = 0.019 \cdot \%$$

$$x_{\text{Na}} = \frac{0.02459 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{F} \quad x_{\text{Na}} = 0.012 \cdot \%$$

$$x_{\text{K}} = \frac{0.32344 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{F} \quad x_{\text{K}} = 0.158 \cdot \%$$

$$\text{UIT: } x_{\text{Ca}} = 0 \cdot \%$$

$$x_{\text{Mg}} = 0 \cdot \%$$

$$x_{\text{Na}} = \frac{0.05804 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{F} \quad x_{\text{Na}} = 0.028 \cdot \%$$

$$x_{\text{K}} = \frac{0.43740 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{F} \quad x_{\text{K}} = 0.213 \cdot \%$$

Tijdens de regeneratie geldt:

$$\text{stroom: } \text{Reg} := R + \phi_{\text{v.zout}} \cdot 1005.9 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad \text{Reg} = 14.158 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}} \quad \longrightarrow \quad u_{\text{regeneratie}} = 1.0 \cdot \frac{\text{m}}{\text{hr}}$$

$$\text{drukval: } \Delta P_{\text{regeneratie}} = 0.18 \cdot \text{bar} \quad (\text{up-flow})$$

$$\text{IN: } x_{\text{Ca}} := 0.0\%$$

$$x_{\text{Mg}} := 0.0\%$$

$$x_{\text{Na}} := \frac{0.06254 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{\text{Reg}} \quad x_{\text{Na}} = 0.442 \cdot \%$$

$$x_{\text{K}} := \frac{0.09841 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{\text{Reg}} \quad x_{\text{K}} = 0.695 \cdot \%$$

$$\text{UIT: } x_{\text{Ca}} := \frac{\phi_{\text{Ca}}}{\text{Reg}} \quad x_{\text{Ca}} = 0.175 \cdot \%$$

$$x_{\text{Mg}} := \frac{\phi_{\text{Mg}}}{\text{Reg}} \quad x_{\text{Mg}} = 0.269 \cdot \%$$

$$x_{\text{Na}} := \frac{0.02909 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}}{\text{Reg}} \quad x_{\text{Na}} = 0.205 \cdot \%$$

$$x_{\text{K}} := 0.0\%$$

De zoutstroom die voor de regeneratie extra moet worden toegevoegd, is:

$$\text{NaCl} = 0.134 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

De stroom heeft een concentratie van:

$$\text{NaCl}_{\text{concentratie}} := \frac{\text{NaCl}}{\phi_{\text{v.zout}}}$$

$$\text{NaCl}_{\text{concentratie}} = 19.373 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{m}^3} \quad \longrightarrow \quad \text{NaCl}_{\text{concentratie}} = 0.331 \cdot \frac{\text{mole}}{\text{liter}}$$

De hoeveelheid NaCl die nu extra nodig is (alleen tijdens de bietencampagne), kan berekend worden volgens:

$$\text{NaCl}_{\text{campagne}} := \text{NaCl} \cdot 2200 \cdot \text{hr}$$

$$\text{NaCl}_{\text{campagne}} = 1.061 \cdot \text{kton}$$

Bijlage 8: Berekening drietrapsverdamer.

Voor het doorrekenen van de 3-trapsverdamer zijn een aantal aannames gemaakt om tot een oplossing te komen:

- 1) In elke trap wordt evenveel damp geproduceerd.
 - 2) De damp condenseert volledig na warmtewisseling in de verdampers en warmtewisselaars.
- Door deze aannames zijn de massabalansen en de warmtebalansen apart op te lossen. Tevens is aangenomen, dat de reinheid (RQ) van de brix constant blijft.

Massabalansen.

De voeding van het systeem is: $F = 205.14104 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$

Het gehalte aan droge stof is: $\text{Brix}_0 = 14.71114 \cdot \%$

De specificatie voor de uitgaande stroom is: $\text{Brix}_{B3} = 67.00000 \cdot \%$

M.b.v. de gegevens en de massabalansen zijn alle stromen te berekenen.

Given

$$F = D_1 + B_1 \quad \text{massabalans sectie 1}$$

$$D_1 = V_1 + D'_1 \quad \text{damp wordt gesplitst}$$

$$B_1 = D_2 + B_2 \quad \text{massabalans sectie 2}$$

$$D_2 = V_2 + D'_2 \quad \text{damp wordt gesplitst}$$

$$B_2 = D_3 + B_3 \quad \text{massabalans sectie 3}$$

$$D_3 = V_3 + D'_3 \quad \text{damp wordt gesplitst}$$

$$D'_1 = 0.9 \cdot D_1 \quad \text{stoom ter verwarming van de volgende trap; 90\% van de damp wordt gebruikt in de volgende trap voor warmtewisseling}$$

$$D'_2 = 0.9 \cdot D_2$$

$$D'_3 = 0.85 \cdot D_3 \quad \text{er moet 5\% meer damp naar de warmtewisselaar}$$

$$D_1 = D_2 \quad \text{per trap wordt er evenveel verdampt}$$

$$D_2 = D_3$$

$$D_{\text{totaal}} = D_1 + D_2 + D_3 \quad \text{totaal geproduceerde damp}$$

$$B_3 \cdot \text{Brix}_{B3} = F \cdot \text{Brix}_0 \quad \text{brixbalans over de drie secties}$$

$$\begin{bmatrix} B_1 \\ B_2 \\ B_3 \\ D_1 \\ D_2 \\ D_3 \\ V_1 \\ V_2 \\ V_3 \\ D'_1 \\ D'_2 \\ D'_3 \\ D_{\text{totaal}} \end{bmatrix} := \text{Find}(B_1, B_2, B_3, D_1, D_2, D_3, V_1, V_2, V_3, D'_1, D'_2, D'_3, D_{\text{totaal}})$$

Oplossen van de massabalansen geeft het volgende resultaat:

Productstroom uit elke trap:

$$B_1 = 151.77492 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$B_2 = 98.40879 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$B_3 = 45.04267 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

Voor elke productstroom is ook de brix te bepalen:

$$\text{Brix}_{B1} = \frac{F \cdot \text{Brix}_0}{B_1} \quad \text{Brix}_{B1} = 19.88378 \cdot \%$$

$$\text{Brix}_{B2} = \frac{B_1 \cdot \text{Brix}_{B1}}{B_2} \quad \text{Brix}_{B2} = 30.66655 \cdot \%$$

$$\text{Brix}_{B3} = \frac{B_2 \cdot \text{Brix}_{B2}}{B_3} \quad \text{Brix}_{B3} = 67.00000 \cdot \%(= \text{specificatie!})$$

De totale hoeveelheid die verdampt is:

$$D_{\text{totaal}} = 160.09837 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

Dus de hoeveelheid damp die per trap geproduceerd wordt, is:

$$D_1 = 53.36612 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$D_2 = 53.36612 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$D_3 = 53.36612 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

De hoeveelheid damp die naar de volgende trap gaat om daar voor warmtewisseling gebruikt te worden (90 %), is:

$$D'_1 = 48.02951 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$D'_2 = 48.02951 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$D'_3 = 45.36121 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

De hoeveelheid damp die gebruikt wordt om de voeding op te warmen (10 %), is:

$$V_1 = 5.33661 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$V_2 = 5.33661 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

$$V_3 = 8.00492 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

Energiebalansen.

Nu alle stromen bekend zijn, kunnen de energiebalansen per trap opgelost worden. Hiertoe wordt per trap een energiebalans opgesteld. De enthalpie wordt gebruikt om het aantal variabelen te reduceren.

Gebruikmakend van blz. 206 uit "Sugar Technologists Manual" (ref. 13) worden eerst een aantal grootheden gedefinieerd als functie van temperatuur (K) en samenstelling (RQ = reinheid(%); Brix(%)), namelijk specifieke warmtecapaciteit, de specifieke enthalpie en de kookpuntsverhoging van technische sucrose oplossingen.

Voor de specifieke warmtecapaciteit, c_p , geldt:

$$c_p(RQ, Brix, T) = \begin{cases} \left[\frac{4.1868 - Brix \cdot (0.0297 - 4.6 \cdot 10^{-5} \cdot RQ)}{+ 7.5 \cdot 10^{-5} \cdot Brix \cdot (T - 273.15)} \right] \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} & \text{if } Brix > 0 \\ \left[\frac{4.205 - 1.685 \cdot 10^{-3} \cdot (T - 273.15) + 2.75 \cdot 10^{-5} \cdot (T - 273.15)^2}{+ - 1.011 \cdot 10^{-7} \cdot (T - 273.15)^3} \right] \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot \text{K}} & \text{if } Brix = 0 \end{cases}$$

Voor de specifieke enthalpie, H, geldt:

$$H(RQ, Brix, T) = \begin{cases} (T - 273.15) \cdot \left[4.1868 - Brix \cdot (0.0297 - 4.6 \cdot 10^{-5} \cdot RQ) + 3.75 \cdot 10^{-5} \cdot Brix \cdot (T - 273.15) \right] \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} & \text{if } Brix > 0 \\ (T - 273.15) \cdot \left[4.205 - 1.685 \cdot 10^{-3} \cdot (T - 273.15) + 2.75 \cdot 10^{-5} \cdot (T - 273.15)^2 - 1.011 \cdot 10^{-7} \cdot (T - 273.15)^3 \right] \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} & \text{if } Brix = 0 \end{cases}$$

Voor de kookpuntsverhoging, Δt_b , geldt:

$$\Delta t_b(RQ, Brix, T) = \begin{cases} \left(1.59515 \cdot 10^{-4} - 2.00092 \cdot 10^{-6} \cdot RQ + 8.01933 \cdot 10^{-9} \cdot RQ^2 \right) \cdot Brix^2 \cdot \frac{(273 + (T - 273.15))^2}{(374.3 - (T - 273.15))^{0.38}} \cdot \left[(1.8444 \cdot 10^{-6} - 3.0438 \cdot 10^{-8} \cdot RQ + 1.72958 \cdot 10^{-10} \cdot RQ^2) \cdot (Brix - 40)^2 + (1.08062 \cdot 10^{-3} + 2.89645 \cdot 10^{-6} \cdot RQ - 3.01416 \cdot 10^{-8} \cdot RQ^2) \right] \\ \left(1.67525 \cdot 10^{-4} - 1.85299 \cdot 10^{-6} \cdot RQ + 7.92284 \cdot 10^{-9} \cdot RQ^2 \right) \cdot Brix^2 \cdot \frac{(273 + (T - 273.15))^2}{(374.3 - (T - 273.15))^{0.38}} \cdot \left[(2.87764 \cdot 10^{-6} - 2.77263 \cdot 10^{-8} \cdot RQ + 1.44306 \cdot 10^{-10} \cdot RQ^2) \cdot (Brix - 60)^2 + (1.06668 \cdot 10^{-3} + 2.10304 \cdot 10^{-6} \cdot RQ - 4.28374 \cdot 10^{-8} \cdot RQ^2) \right] \end{cases}$$

Voor de voeding geldt:

droge stof gehalte: $Brix_0 = 14.71114 \cdot \%$

reinheid: $RQ_0 = 93.63596 \cdot \%$

temperatuur: $T_F = 303.15 \cdot \text{K}$

De enthalpie van de voeding is dan:

$$H_F = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{Brix_0}{\%}, \frac{T_F}{\text{K}} \right)$$

$$H_F = 114.894 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Voor de voeding na opwarmen geldt:

droge stof gehalte: $\text{Brix}_0 = 14.71114 \cdot \%$

reinheid: $\text{RQ}_0 = 93.63596 \cdot \%$

temperatuur: $T_0 = 368.15 \cdot \text{K}$

De enthalpie van de voeding na opwarmen is dan:

$$H_0 = H\left(\frac{\text{RQ}_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_0}{\%}, \frac{T_0}{\text{K}}\right)$$

$$H_0 = 367.237 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

De temperatuur van de uitgaande stroom wordt bepaald door de SMB en wordt gesteld op 343,15 K (= 70 °C):

$$T_{B3} = 343.15 \cdot \text{K}$$

De enthalpie van de uitgaande bodemstroom (= geconcentreerd sap) is dan:

$$H_{B3} = H\left(\frac{\text{RQ}_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_{B3}}{\%}, \frac{T_{B3}}{\text{K}}\right)$$

$$H_{B3} = 186.295 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Om de energiebalans op te lossen wordt nog een aantal procescondities gesteld, namelijk:

Voor Verdamer 1:

$$T_{D1} = 373.15 \cdot \text{K} \quad = \text{temperatuur van de uitgaande damp}$$

$$P_{I,\text{sat}} = 1.00 \cdot \text{bar} \quad = \text{druk in de verdamer}$$

$$T_{\text{EVAP},1} = T_{D1} + \Delta t_b \left(\frac{\text{RQ}_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_{B1}}{\%}, \frac{T_{D1}}{\text{K}} \right)$$

$$T_{\text{EVAP},1} = 373.51 \cdot \text{K} \quad = \text{temperatuur vloeistoffase in verdamer 1}$$

Verder gelden voor water/stoom een aantal grootheden die afhankelijk zijn van de procescondities (m.b.v. Tabel 422/1 blz. 283-289 uit **Sugar Tech. Man.** (ref. 13)):

$$\Delta H_{\text{vap.336}} := 2351.3 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{verdampingsenthalpie bij } T = 63 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{vap.358}} := 2296.5 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{verdampingsenthalpie bij } T = 85 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{vap.373}} := 2256.9 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{verdampingsenthalpie bij } T = 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\Delta H_{\text{vap.398}} := 2188.0 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{verdampingsenthalpie bij } T = 125 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_{\text{D1}} := 2676.0 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van de damp uit de eerste verdamper bij } 100 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_{\text{stoom.398}} := 2726.4 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van 'superheated steam' bij } 125 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$H_{\text{water.398}} := 524.99 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van vloeibaar water bij } 125 \text{ }^\circ\text{C}$$

Verder gelden voor water de volgende gegevens (uit 'The properties of Gases & Liquids' (Reid, Prausnitz, Poling) **Appendix A**):

$$T_c := 647.3 \cdot \text{K} = \text{kritische temperatuur}$$

$$p_c := 221 \cdot \text{bar} = \text{kritische druk}$$

$$A := -7.76431 = \text{constanten voor de Wagner-vergelijking}$$

$$B := 1.45838$$

$$C := -2.77580$$

$$D := -1.23303$$

$$M_{\text{w.H}_2\text{O}} := 18 \cdot \frac{\text{gm}}{\text{mole}} = \text{molaire massa van water}$$

$$R := 8.314 \cdot \frac{\text{joule}}{\text{mole} \cdot \text{K}} = \text{gasconstante}$$

Oplossen van de energiebalansen:

GIVEN

De 'steady-state' energiebalansen over de drie verdamperen zijn als volgt opgesteld:

$$F \cdot H_0 - B_1 \cdot H_{B1} - D_1 \cdot H_{D1} + Q_{\text{Stoom}} = 0$$

$$B_1 \cdot H_{B1} - B_2 \cdot H_{B2} - D_2 \cdot H_{D2} + D'_1 \cdot \Delta H_{\text{vap},373} - W_2 = 0$$

$$B_2 \cdot H_{B2} - B_3 \cdot H_{B3} - D_3 \cdot H_{D3} + D'_2 \cdot \Delta H_{\text{vap},358} - W_3 = 0$$

Hierbij zijn:

F, B, D = Voedingsstroom (F), Productstroom (B) en Destillaat (D) [kg/s]

H = enthalpie van de stroom [kJ/kg]

Q = overgedragen warmte [kJ/s]

ΔH_{vap} = verdampingsenthalpie [kJ/kg]

W = benodigde arbeid voor drukverlaging [kJ/s]

De warmte, Q_{Stoom} , die door de condenserende stoom overgedragen wordt, wordt gebruikt voor opwarming van de vloeistof tot het kookpunt en voor de verdamping van vloeistof, dus:

$$Q_{\text{Stoom}} = F \cdot \left(H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_0}{\%}, \frac{T_{\text{EVAP},1}}{K} \right) - H_0 \right) + D_1 \cdot \Delta H_{\text{vap},373}$$

De benodigde hoeveelheid stoom ($T = 125 \text{ }^\circ\text{C}$, $p = 2.32 \text{ bar}$) is dan:

$$\text{Stoom} = \frac{Q_{\text{Stoom}}}{\Delta H_{\text{vap},398}}$$

De arbeid, W, die nodig is om drukverlaging te krijgen in de tweede en derde verdamper wordt berekend volgens:

$$W = \text{INT}(V \cdot dp)$$

waarbij: INT = integreren tussen p_1 en p_2

V wordt berekend met de ideale gaswet (toegestaan vanwege de lage druk).

$$W_2 = \frac{D_2 \cdot R \cdot T_{D2}}{M_{w,H2O}} \cdot \ln \left(\frac{P_{2,\text{sat}}}{P_{1,\text{sat}}} \right)$$

$$W_3 = \frac{D_3 \cdot R \cdot T_{D3}}{M_{w,H2O}} \cdot \ln \left(\frac{P_{3,\text{sat}}}{P_{2,\text{sat}}} \right)$$

De druk in de eerste verdamper is bekend (temperatuur is gesteld), de drukken in de tweede en derde verdamper zijn te berekenen m.b.v. de vergelijking van Wagner ('The Properties of Gases & Liquids'):

$$\ln \left(\frac{P_{2,\text{sat}}}{p_c} \right) = \left(\frac{1}{1 - x_2} \right) \cdot (A \cdot x_2 + B \cdot x_2^{1.5} + C \cdot x_2^3 + D \cdot x_2^6)$$

$$\ln \left(\frac{P_{3,\text{sat}}}{p_c} \right) = \left(\frac{1}{1 - x_3} \right) \cdot (A \cdot x_3 + B \cdot x_3^{1.5} + C \cdot x_3^3 + D \cdot x_3^6)$$

$$\text{waarbij: } x_3 = 1 - \frac{T_{D3}}{T_c} \quad x_2 = 1 - \frac{T_{D2}}{T_c}$$

- 1 c - 1 c

De temperaturen, T_{D2} en T_{D3} , zijn te berekenen uit de enthalpiën van de dampstromen D_2 en D_3 volgens:

$$\Delta H = \text{INT}(c_p(T) \cdot dT)$$

waarbij de c_p gemiddeld is genomen over het geschatte temperatuurtraject, en wel $2.0 \text{ kJ}/(\text{kg} \cdot \text{K})$ volgens **Sug. Tech. Manual pg. 294 (ref. 13)**.

$$H_{D3} = H_{D1} + \left[\int_{\frac{T_{D1}}{K}}^{\frac{T_{D3}}{K}} 2 dT \right] \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \quad \text{en} \quad H_{D2} = H_{D1} + \left[\int_{\frac{T_{D1}}{K}}^{\frac{T_{D2}}{K}} 2 dT \right] \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

Echter om de enthalpie, H_{D2} , van dampstroom D_2 te berekenen is de enthalpie, H_{B2} , van de bodemstroom B_2 nodig. De enthalpie van de bodemstroom B_2 is te berekenen uit de temperatuur van deze bodemstroom. De temperatuur van de bodemstroom B_2 is te berekenen uit de temperatuur in de tweede verdamper, T_{D2} , en de kookpuntsverhoging, Δt_b , behorende bij de temperatuur in verdamper 2 en de brix van de bodemstroom B_2 .

Het geheel moet dus itererend opgelost worden.

$$H_{B2} = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix } B_2}{\%}, \frac{T_{B2}}{K} \right)$$

$$T_{B2} = T_{D2} + \Delta t_b \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix } B_2}{\%}, \frac{T_{D2}}{K} \right)$$

Een deel van de geproduceerde damp uit verdampers 1, 2 en 3 (respectievelijk 10%, 10%, 15%) wordt gebruikt om de voedingsstroom op te warmen tot ongeveer het kookpunt, zodat een goede benutting van deze stoom wordt verkregen. De gecondenseerde stoom van de eerste verdamper is echter ook nog nodig om de voedingsstroom op te warmen. Een energiebalans over de vier warmtewisselaars, H_1 , H_2 , H_3 en H_4 geeft:

$$V_1 \cdot \Delta H_{\text{vap.373}} = F \cdot (H_0 - H_{H2})$$

$$V_2 \cdot \Delta H_{\text{vap.358}} = F \cdot (H_{H2} - H_{H3})$$

$$\text{Stoom} \cdot (H_{\text{water.398}} - H_{\text{water.uit}}) = F \cdot (H_{H3} - H_{H4})$$

$$V_3 \cdot \Delta H_{\text{vap.336}} = F \cdot (H_{H4} - H_F)$$

Een overall energiebalans over de vier warmtewisselaars geeft de totaal benodigde hoeveelheid warmte om de voedingsstroom tot $368,15 \text{ K}$ ($= 95 \text{ }^\circ\text{C}$) te brengen.

$$Q_{\text{Heaters}} = V_1 \cdot \Delta H_{\text{vap.373}} + V_2 \cdot \Delta H_{\text{vap.358}} + V_3 \cdot \Delta H_{\text{vap.336}} + \text{Stoom} \cdot (H_{\text{water.398}} - H_{\text{water.ui}})$$

$$Q_{\text{Heaters}} = F \cdot (H_0 - H_F)$$

H_{B1}
 H_{B2}
 H_{D2}
 H_{D3}
 Q_{Stoom}
 Stoom
 W_2
 W_3
 $P_{2.\text{sat}}$
 $P_{3.\text{sat}}$
 x_2
 x_3
 Q_{Heaters}
 H_{H2}
 H_{H3}
 H_{H4}
 $H_{\text{water.uit}}$
 T_{B2}
 T_{D2}
 T_{D3}

= FIND($H_{B1}, H_{B2}, H_{D2}, H_{D3}, Q_{\text{Stoom}}, \text{Stoom}, W_2, W_3, P_{2.\text{sat}}, P_{3.\text{sat}}, x_2, x_3,$

De resultaten zijn als volgt:

1) De enthalpiën van de dampstromen zijn:

$$H_{D1} = 2.676 \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van dampstroom } D_1$$

$$H_{D2} = 2.645 \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van dampstroom } D_2$$

$$H_{D3} = 2.602 \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van dampstroom } D_3$$

2) De enthalpiën van de bodemstromen zijn:

$$H_{B1} = 377.397 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van bodemstroom } B_1$$

$$H_{B2} = 299.267 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van bodemstroom } B_2$$

$$H_{B3} = 186.295 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van bodemstroom } B_3$$

3) De enthalpiën van de voedingsstroom na elke opwarming zijn:

$$H_{H4} = 206.645 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van voeding na de vierde warmtewisselaar, } H_4$$

$$H_{H3} = 248.783 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van voeding na de derde warmtewisselaar, } H_3$$

$$H_{H2} = 308.525 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van voeding na de tweede warmtewisselaar, } H_2$$

$$H_0 = 367.237 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} = \text{enthalpie van voeding na de eerste warmtewisselaar, } H_1$$

4) De druk en bijbehorende damptemperatuur in de tweede en derde verdamper zijn:

$$P_{2,\text{sat}} = 0.57 \cdot \text{bar}$$

$$T_{D2} = 357.83 \cdot \text{K}$$

$$P_{3,\text{sat}} = 0.23 \cdot \text{bar}$$

$$T_{D3} = 336.33 \cdot \text{K}$$

5) Resterende resultaten:

$$W_2 = -4.946 \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{sec}} = \text{arbeid voor drukverlaging in verdamper 2}$$

$$W_3 = -7.519 \cdot 10^3 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{sec}} = \text{arbeid voor drukverlaging in verdamper 3}$$

$$Q_{\text{Heaters}} = 5.177 \cdot 10^4 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{sec}} = \text{totale warmte die de warmtewisselaars overdragen aan de voeding}$$

$$Q_{\text{Stoom}} = 1.248 \cdot 10^5 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{sec}} = \text{warmte die de stoom overdraagt in verdamper 1}$$

$$\text{Stoom} = 57.01638 \cdot \frac{\text{kg}}{\text{sec}}$$

= hoeveelheid benodigde stoom in verdamper 1

$$H_{\text{water.uit}} = 373.380 \cdot \frac{\text{kJ}}{\text{kg}}$$

= enthalpie van het water uit de derde warmtewisselaar

Temperatuurberekeningen.

Doordat van elke stroom de enthalpie berekend is, kan de temperatuur bepaald worden, volgens:

GIVEN

$$H_{B1} = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_{B1}}{\%}, \frac{T_{B1}}{K} \right)$$

$$H_{B2} = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_{B2}}{\%}, \frac{T_{B2}}{K} \right)$$

$$H_{H4} = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_0}{\%}, \frac{T_{H4}}{K} \right)$$

$$H_{H3} = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_0}{\%}, \frac{T_{H3}}{K} \right)$$

$$H_{H2} = H \left(\frac{RQ_0}{\%}, \frac{\text{Brix}_0}{\%}, \frac{T_{H2}}{K} \right)$$

$$H_{\text{water.uit}} = H \left(0, 0, \frac{T_{\text{water.uit}}}{K} \right)$$

$$\begin{bmatrix} T_{H4} \\ T_{H3} \\ T_{H2} \\ T_{B1} \\ T_{B2} \\ T_{\text{water.uit}} \end{bmatrix} = \text{Find}(T_{H4}, T_{H3}, T_{H2}, T_{B1}, T_{B2}, T_{\text{water.uit}})$$

Met als resultaat (op volgorde vermeld):

$T_F = 303.15 \cdot K$	= voedingstemperatuur voor opwarmen
$T_{H4} = 326.92 \cdot K$	= voedingstemperatuur na warmtewisselaar 4
$T_{H3} = 337.79 \cdot K$	= voedingstemperatuur na warmtewisselaar 3
$T_{H2} = 353.13 \cdot K$	= voedingstemperatuur na warmtewisselaar 2
$T_0 = 368.15 \cdot K$	= voedingstemperatuur na warmtewisselaar 1
$T_{B1} = 373.61 \cdot K$	= temperatuur van bodemstroom uit verdamper 1
$T_{B2} = 358.50 \cdot K$	= temperatuur van bodemstroom uit verdamper 2
$T_{B3} = 343.15 \cdot K$	= temperatuur van bodemstroom uit verdamper 3
$T_{D1} = 373.15 \cdot K$	= temperatuur van de damp uit verdamper 1
$T_{D2} = 357.83 \cdot K$	= temperatuur van de damp uit verdamper 2
$T_{D3} = 336.33 \cdot K$	= temperatuur van de damp uit verdamper 3
$T_{\text{water.uit}} = 362.02 \cdot K$	= temperatuur van het water uit warmtewisselaar 3

Bepalen van het benodigde oppervlakte in de verdampers en warmtewisselaars.

1) Verdampers

Uit **Sug. Tech. Manual pg. 327 (ref. 13)** worden de warmteoverdrachtscoëfficiënten, U , voor de verdampers (2 Robert-verdampers (V1 en V2) en 1 Valpijpvdamper (V3)) gehaald:

$$U_{V1} = 3200 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad \text{bij} \quad \text{Brix}_0 = 14.71114 \cdot \% \text{ tot} \quad \text{Brix}_{B1} = 19.88378 \cdot \%$$

$$U_{V2} = 2700 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad \text{bij} \quad \text{Brix}_{B1} = 19.88378 \cdot \% \text{ tot} \quad \text{Brix}_{B2} = 30.66655 \cdot \%$$

$$U_{V3} = 1600 \cdot \frac{W}{m^2 \cdot K} \quad \text{bij} \quad \text{Brix}_{B2} = 30.66655 \cdot \% \text{ tot} \quad \text{Brix}_{B3} = 67 \cdot \%$$

De warmtes, Q , die in de verdampers overgedragen moeten worden, zijn:

$$Q_{V1} = Q_{\text{Stoom}}$$

$$Q_{V1} = 1.248 \cdot 10^5 \cdot \text{kW} \quad = \text{warmte overgedragen in verdamper 1}$$

$$Q_{V2} = D'_{I1} \cdot \Delta H_{\text{vap.373}}$$

$$Q_{V2} = 1.084 \cdot 10^5 \cdot \text{kW} \quad = \text{warmte overgedragen in verdamper 2}$$

$$Q_{V3} := D' \cdot 2 \cdot \Delta H_{\text{vap},358}$$

$$Q_{V3} = 1.103 \cdot 10^5 \cdot \text{kW} \quad = \text{warmte overgedragen in verdamper 3}$$

De benodigde oppervlaktes, A, in de drie verdampers zijn:

$$A_{V1} := \frac{Q_{V1}}{U_{V1} \cdot (398.15 \cdot \text{K} - T_{B1})}$$

$$A_{V1} = 1.588 \cdot 10^3 \cdot \text{m}^2 \quad = \text{benodigd oppervlakte in verdamper 1}$$

$$A_{V2} := \frac{Q_{V2}}{U_{V2} \cdot (T_{D1} - T_{B2})}$$

$$A_{V2} = 2.741 \cdot 10^3 \cdot \text{m}^2 \quad = \text{benodigd oppervlakte in verdamper 2}$$

$$A_{V3} := \frac{Q_{V3}}{U_{V3} \cdot (T_{D2} - T_{B3})}$$

$$A_{V3} = 4.696 \cdot 10^3 \cdot \text{m}^2 \quad = \text{benodigd oppervlakte in verdamper 3}$$

2) Warmtewisselaars

De warmteoverdrachtscoëfficiënten, U, in de warmtewisselaars zijn (uit Sug. Tech. Manual pg. 324 (ref. 13)):

$$U_{H1} := 1300 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_{H2} := U_{H1}$$

$$U_{H3} := 300 \cdot \frac{\text{W}}{\text{m}^2 \cdot \text{K}}$$

$$U_{H4} := U_{H1}$$

De warmtes, Q, die in de vier warmtewisselaars overgedragen moeten worden, zijn:

$$Q_{H1} := V_1 \cdot \Delta H_{\text{vap},373} \quad = \text{warmte overgedragen in warmtewisselaar 1}$$

$$Q_{H1} = 1.204 \cdot 10^4 \cdot \text{kW}$$

$$Q_{H2} := V_2 \cdot \Delta H_{\text{vap},358} \quad = \text{warmte overgedragen in warmtewisselaar 2}$$

$$Q_{H2} = 1.226 \cdot 10^4 \cdot \text{kW}$$

$$Q_{H3} := F \cdot (H_{H3} - H_{H4}) \quad = \text{warmte overgedragen in warmtewisselaar 3}$$

$$Q_{H3} = 8.644 \cdot 10^3 \cdot \text{kW}$$

$$Q_{H4} := V_3 \cdot \Delta H_{\text{vap},336} \quad = \text{warmte overgedragen in warmtewisselaar 4}$$

$$Q_{H4} = 1.882 \cdot 10^4 \cdot \text{kW}$$

In de warmtewisselaars gelden logaritmische temperatuurverschillen:

$$\Delta T_{\ln,1} := \frac{T_{H2} - T_0}{\ln\left(\frac{T_{D1} - T_0}{T_{D1} - T_{H2}}\right)} \quad = \text{log. temperatuurverschil in warmtewisselaar 1}$$

$$\Delta T_{\ln,1} = 10.826 \cdot K$$

$$\Delta T_{\ln,2} := \frac{T_{H3} - T_{H2}}{\ln\left(\frac{T_{D2} - T_{H2}}{T_{D2} - T_{H3}}\right)} \quad = \text{log. temperatuurverschil in warmtewisselaar 2}$$

$$\Delta T_{\ln,2} = 10.578 \cdot K$$

Omdat in de derde warmtewisselaar het opwarmmedium geen faseovergang doormaakt, is de temperatuur van deze waterstroom niet constant en geldt voor het logaritmische temperatuurverschil:

$$T_{\text{water.in}} := 398.15 \cdot K \quad = \text{water is } 125 \text{ }^\circ\text{C bij } 2.3 \text{ bar}$$

$$\Delta T_{\ln,3} := \frac{(T_{\text{water.uit}} - T_{H4}) - (T_{\text{water.in}} - T_{H3})}{\ln\left(\frac{T_{\text{water.uit}} - T_{H4}}{T_{\text{water.in}} - T_{H3}}\right)} \quad = \text{log. temperatuurverschil in warmtewisselaar 3}$$

$$\Delta T_{\ln,3} = 46.593 \cdot K$$

$$\Delta T_{\ln,4} := \frac{T_{H4} - T_F}{\ln\left(\frac{T_{D3} - T_F}{T_{D3} - T_{H4}}\right)} \quad = \text{log. temperatuurverschil in warmtewisselaar 4}$$

$$\Delta T_{\ln,4} = 18.858 \cdot K$$

De benodigde oppervlaktes, A, in de vier warmtewisselaars zijn:

$$A_{H1} := \frac{Q_{H1}}{U_{H1} \cdot \Delta T_{\ln,1}} \quad = \text{benodigd oppervlak in warmtewisselaar 1}$$

$$A_{H1} = 855.81 \cdot m^2$$

$$A_{H2} := \frac{Q_{H2}}{U_{H2} \cdot \Delta T_{\ln,2}} \quad = \text{benodigd oppervlak in warmtewisselaar 2}$$

$$A_{H2} = 891.24 \cdot m^2$$

$$A_{H3} := \frac{Q_{H3}}{U_{H3} \cdot \Delta T_{\ln,3}} \quad = \text{benodigd oppervlak in warmtewisselaar 3}$$

$$A_{H3} = 618.42 \cdot m^2$$

$$A_{H4} = \frac{Q_{H4}}{U_{H4} \cdot \Delta T_{ln,4}}$$

= benodigd oppervlak in warmtewisselaar 4

$$A_{H4} = 767.76 \cdot m^2$$

Bijlage 9:

Berekening warmtewisselaars

§9.1 Algemene formules

Voor de warmte die overgedragen wordt (Q) geldt:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (9.1)$$

waarbij:

U	:	warmteoverdrachtscoëfficiënt	[W/m ² ·K]
A	:	warmtewisselend oppervlak	[m ²]
ΔT_m	:	gemiddelde temperatuurverschil	[K]

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (9.2)$$

waarbij:

ΔT_{lm}	:	logaritmisch gemiddelde temperatuurverschil	[K]
T_1	:	temperatuur warme stroom in	[K]
t_1	:	temperatuur warme stroom uit	[K]
T_2	:	temperatuur koude stroom in	[K]
t_2	:	temperatuur koude stroom uit	[K]

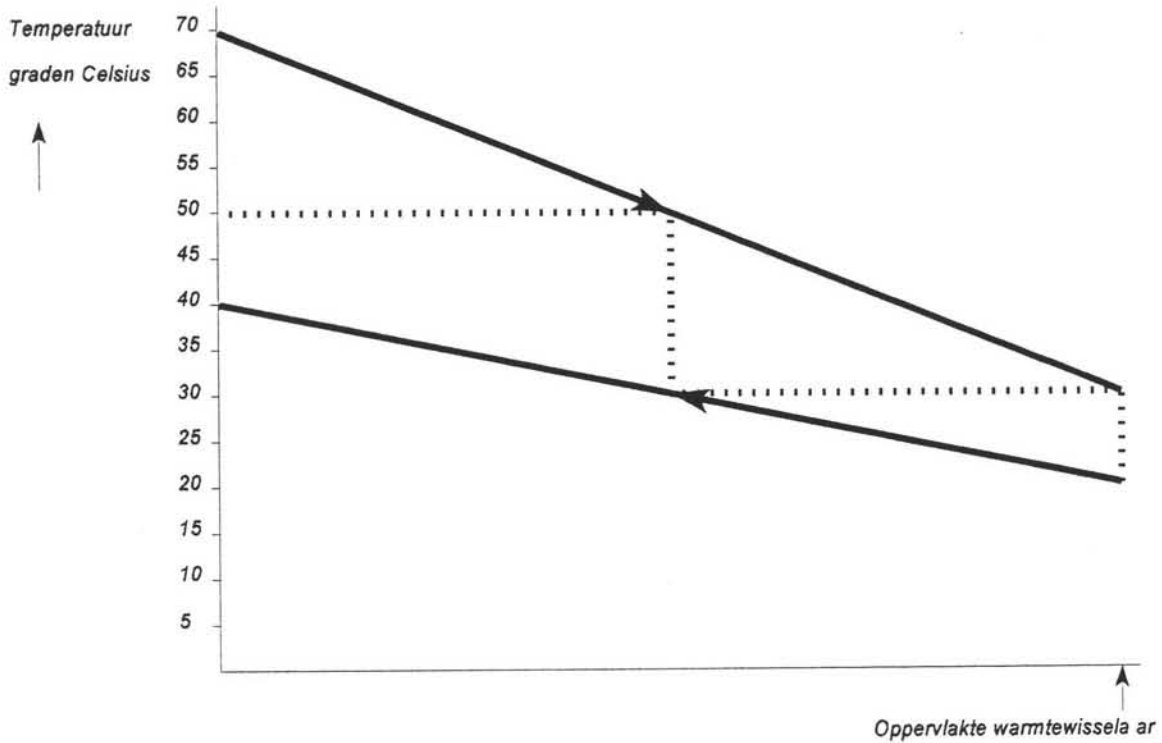
$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} \quad (9.3)$$

waarbij:

F_t	:	temperatuur correctiefactor	[-]
-------	---	-----------------------------	-----

§9.2 Warmtewisselaar (H 8) t.b.v. koelen diksap

Koelwater is beschikbaar op 20°C en mag geloosd worden op 40°C. Het diksap wordt afgekoeld tot 30°C. Afkoelen tot 25°C kost een extra warmtewisselaar door de kleine drijvende kracht (5°C) aan het einde van de warmtewisselaar. De aanname is dat het diksap vanzelf verder afkoelt in de sapopslag aangezien de gemiddelde buitentemperatuur lager is dan 30°C.



Figuur 9.1: Bepaling aantal warmtewisselaars voor koelen diksap

Uit figuur 9.1 blijkt dat er twee warmtewisselaars nodig zijn om het diksap te koelen. Gebruik van één warmtewisselaar is niet mogelijk omdat de uitgaande temperatuur van het koelwater hoger is dan die van de siroop.

De aanname in figuur 9.1 is dat de temperatuurprofielen lineair zijn. Voor koelwater is deze aanname gerechtvaardigd, omdat c_p praktisch constant blijft in dit temperatuurtraject. Voor de siroop is deze aanname waarschijnlijk niet gerechtvaardigd.

Eerste warmtewisselaar:

T_1	:	70°C
t_1	:	50°C
T_2	:	30°C
t_2	:	40°C

$$\Delta T_{lm} = \frac{(70-40) - (50-30)}{\ln \frac{(70-40)}{(50-30)}} = 24.66^\circ\text{C}$$

Aanname: F_1 : 1 (geen data over F_1 in platenwarmtewisselaars voorhanden)

$$\Delta T_m = \Delta T_{lm} : 24.66^\circ\text{C}$$

$$Q = \Phi_m \cdot \Delta H$$

$$H_{67\% \text{ brix}, 70^\circ\text{C}} : 186.03 \text{ kJ/kg (Sugar Technologists Manual, ref. 13)}$$

$$H_{67\% \text{ brix}, 50^\circ\text{C}} : 129.6 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 33.782 \cdot (186.03 - 129.6) = 1906.31 \text{ kJ/kg}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} = 96.6 \text{ m}^2$$

$$\Phi_{m, \text{koelwater}} = \frac{Q}{c_{p, \text{koelwater}} \cdot \Delta T_{\text{koelwater}}} = \frac{1906.32}{4.18 \cdot 10} = 45.6 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Gekozen is voor een plaatoppervlakte van 1 m^2 .

Plaatafstand : 5mm (Coulson en Richardson, ref. 6)

De lengte van de warmtewisselaar is dan $96.6 \cdot 0.5 \text{ cm}$: 48.3 cm

Tweede warmtewisselaar:

$$T_1 : 50^\circ\text{C}$$

$$t_1 : 30^\circ\text{C}$$

$$T_2 : 30^\circ\text{C}$$

$$t_2 : 20^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(50-30) - (30-20)}{\ln \frac{(50-30)}{(30-20)}} = 14.43^\circ\text{C}$$

$$\Delta T_m = \Delta T_{lm} : 14.43^\circ\text{C}$$

$$Q = \Phi_m \cdot \Delta H$$

$$H_{67\% \text{ brix}, 50^\circ\text{C}} : 129.6 \text{ kJ/kg (Sugar Technologists Manual, ref. 13)}$$

$$H_{67\% \text{ brix}, 30^\circ\text{C}} : 76.5 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 33.782 \cdot (129.6 - 76.5) : 1793.8 \text{ kJ/kg}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} = 155 \text{ m}^2$$

Gekozen is voor een plaatoppervlakte van 1 m^2 .

Plaatafstand : 5mm (Coulson en Richardson, ref. 6)

De lengte van de warmtewisselaar is dan $155 \cdot 0.5 \text{ cm}$: 77.5 cm

§9.3*Warmtewisselaar 2 (H 10) ten behoeve van opwarmen siroop*

$$\begin{array}{lcl}
 T_1 & : & 95^\circ\text{C} \\
 t_1 & : & 70^\circ\text{C} \\
 T_2 & : & 70^\circ\text{C} \\
 t_2 & : & 25^\circ\text{C}
 \end{array}$$

$$\Delta T_{lm} = \frac{(95-70) - (70-25)}{\ln \frac{(95-70)}{(70-25)}} = 34.03^\circ\text{C}$$

Aanname: $F_t = 1$ (geen data over F_t in platenwarmtewisselaars voorhanden)

$$\Delta T_m = \Delta t_{lm} \quad : \quad 34.03^\circ\text{C}$$

$$Q = \Phi_m \cdot \Delta H$$

$$H_{67\% \text{ brix}, 70^\circ\text{C}} \quad : \quad 186.03 \text{ kJ/kg (Sugar Technologists Manual, ref. 13)}$$

$$H_{67\% \text{ brix}, 25^\circ\text{C}} \quad : \quad 63.8 \text{ kJ/kg}$$

$$Q = 11.261 \cdot (186.03 - 63.8) \quad : \quad 1343.3 \text{ kJ/kg}$$

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta T_m} = 49.4 \text{ m}^2$$

$$\Phi_{m,water} = \frac{Q}{c_{p,water} \cdot \Delta T_{water}} = \frac{1343.3}{4.18 \cdot 25} = 12.86 \frac{\text{kg}}{\text{s}}$$

Gekozen is voor een plaatoppervlakte van 1 m^2 .

Plaatafstand : 5mm (Coulson en Richardson, ref. 6).

De lengte van de warmtewisselaar is dan $49.4 \cdot 0.5 \text{ cm}$: 24.7 cm

Bijlage 10:

Berekening Simulated Moving Bed

Ingaande stroom is:

$\rho_F = 1328.6 \text{ kg/m}^3$
 $\phi_{mSf} = 2.354833 \text{ kg/s}$
 $\phi_{mINf} = 0.033477 \text{ kg/s}$
 $\phi_{mNON} = 0.126572 \text{ kg/s}$
 $\phi_{mWf} = 1.238673 \text{ kg/s}$
 $\phi_{mf} = 3.753555 \text{ kg/s}$

$L = 2 \text{ m}$
 $\epsilon = 0.4$
 $d = 4.2 \text{ m}$
 $\tau = 355 \text{ s}$

Dus concentraties zijn:

$c_{Sf} = 833.5116 \text{ kg/m}^3$
 $c_{INf} = 11.84933 \text{ kg/m}^3$
 $c_{NONf} = 44.80103 \text{ kg/m}^3$

Totaal: 3 apparaten met dimensies:

$V_{resin} = 133.0025 \text{ m}^3$
 $V = 221.6708 \text{ m}^3$
 $A = 13.85442 \text{ m}^2$
 $u = 0.005634 \text{ m/sec}$
 $S = 0.05 \text{ m}^3/\text{sec}$

Echte en equivalente stromen zijn:

$L1 = 0.0475 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $E = 0.009557 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $F = 0.002825 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $R = 0.002333 \text{ m}^3/\text{sec}$

$L1 = 0.0475 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $LII = 0.037943 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $LIII = 0.040769 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $LIV = 0.038435 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $D = L1 - LIV = 0.009065 \text{ m}^3/\text{sec}$

$L1eq = 0.016279 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $LIIeq = 0.006722 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $LIIIeq = 0.009547 \text{ m}^3/\text{sec}$
 $LIVeq = 0.007214 \text{ m}^3/\text{sec}$

Equivalente superficiële snelheden zijn:

$v1eq = 0.002937 \text{ m/sec}$
 $vIIeq = 0.001213 \text{ m/sec}$
 $vIIIeq = 0.001723 \text{ m/sec}$
 $vIVeq = 0.001302 \text{ m/sec}$

Eluent/voeding verhouding:

$D/F = 3.208558$

$[S/L]I = 2.876868$
 $[S/L]II = 6.966852$
 $[S/L]III = 4.90525$
 $[S/L]IV = 6.491838$

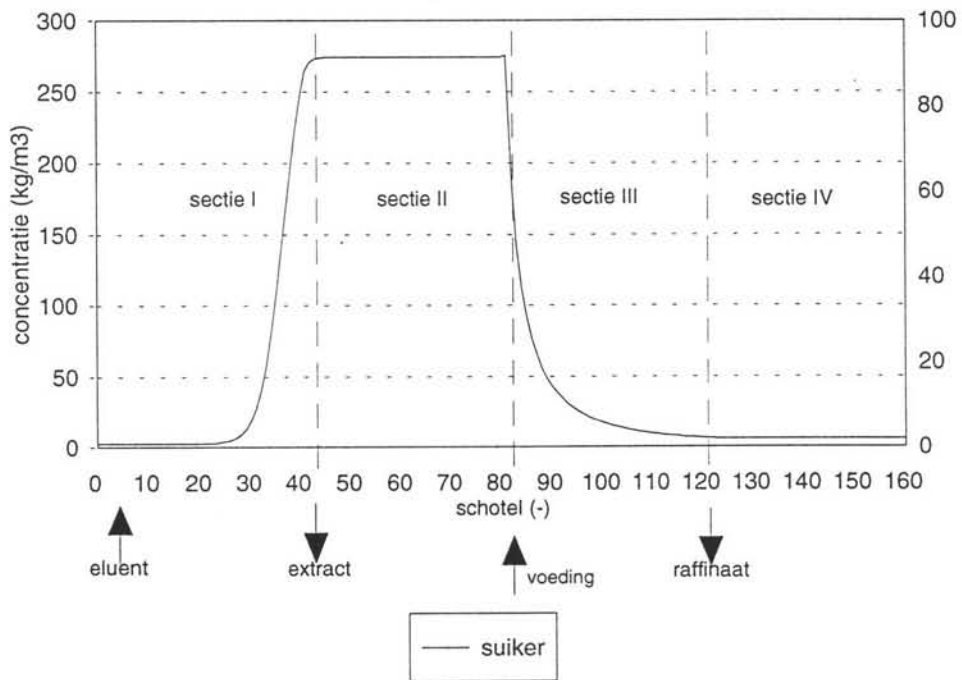
Drukvalberekening:

	drukval [Pa/m]	totale drukval [Pa]
sectie I	7039.491	14078.98
sectie II	5813.727	11627.45
sectie III	4128.574	8257.149
sectie IV	3119.562	6239.123

Uitkomsten van de Simulated Moving Bed berekening:

Totale SSres 2.2E-07	Verlies S 0.6374 %	Recovery S 99.415 %	Massabalans 100.05 %	
	Extract stroom 0.0096 m3/s	Raffinaat stroom 0.002333 m3/s	Massabalans	
suiker	244.97 kg/m3	6.432705 kg/m3	Uitgang	Ingang
invert	2.1018 kg/m3	5.738857 kg/m3	2.3561	2.3548
niet-suiker	1.3244 kg/m3	48.8205 kg/m3	0.0335	0.0335
			0.1266	0.1266
Zuiverheid	98.621 %	10.54679 %		
Volume	221.67 m3			
Resin	133 m3			
Capaciteit	2.3411 kg suiker/s			

Concentratieprofiel over de SMB



Bijlage 11: Economie

Investeringskosten

Methode A: ZEVNIK-BUCHANAN
 $I_F = I_B + I_E = N \cdot I_E \cdot 1.33 \cdot C_F / 219$
 $I_F = \text{Fixed Capital Costs} = 80\% \text{ of } I_T$

N: Aantal functionele units welke uit het procesflowsheet gehaald wordt

- 1: Decanteur
- 2: Filtratie
- 3: Ionenuisselaar
- 4: Verdampert
- 5: Opslag
- 6: SMB

$N = 6$

I_E : Kosten per functionele unit ($\$10^6$) die een functie zijn van:

- C_F : complexiteit factor
 P : capaciteit per jaar

C_F : is een functie van F_t , F_p en F_m : $C_F = 2 \cdot 10^{(F_t + F_p + F_m)}$

- F_t : Temperatuur correctiefactor = $0.018 \cdot (T_{\max} - 290) / 100$, $T_{\max} = 398 \text{ K}$
 F_p : Druk correctiefactor is af te lezen uit figuur 12.1, zie bijlage 12,
 $P_{\min} = 0.23 \text{ bar}$, $P_{\max} = 2 \text{ bar}$, $P/P_{\min} = 4.3$
 F_m : Materiaal correctiefactor is afhankelijk van materiaal en is af te lezen uit
tabel 12.1, zie bijlage 12, koolstofstaal

$T_{\max} = 398 \text{ K}$

$$F_t := 0.018 \cdot \frac{T_{\max} - 290 \cdot \text{K}}{100 \cdot \text{K}}$$

$F_t = 0.019$ $F_p := 0.06875$ $F_m := 0$

$$C_F = 2 \cdot 10^{(F_t + F_p + F_m)} \quad C_F = 2.45$$

P: is de doorzet in tonnen per jaar, welke volgt uit de massabalans van het procesflowsheet. Dit is wel afhankelijk van het feit of de productie in het hele jaar tot stand is gekomen of in een gedeelte ervan. De doorzet moet dan aangepast worden aan jaarproductie om de goede grootte van de fabriek te krijgen.

A: het eerste gedeelte van het proces wordt in drie maanden uitgevoerd, welke de volgende onderdelen bevat:

Decanteur, Filtratie, Ionenuisselaar en Verdampert

De doorzet hierdoor is 205 kg/s, wat overeenkomt met 6500 kton per jaar!

B: het tweede gedeelte van het proces wordt in jaarbedrijf uitgevoerd, namelijk:

Opslag en SMB

De doorzet hierdoor is 31.3 kg/s, wat overeenkomt met 990 kton per jaar.

N.B.! De C_F is niet in tweeën gesplitst, omdat de twee onderdelen bijna dezelfde maximale temperaturen en drukken hebben. Om het eenvoudig te houden is deze splitsing weggelaten.

Nu kunnen de twee I_E afgelezen worden uit figuur 12.2, zie bijlage 12.

$$I_{E1} := 9.4 \cdot 10^6 \quad N_1 := 4$$

$$I_{E2} := 2.7 \cdot 10^6 \quad N_2 := 2$$

C_i : Chemical Engineering Plant Cost Index 1996, USA

$C_1 = 388$ (219 is voor 1978)

$$C_I := 388$$

Nu kunnen de investeringen berekend worden:

$$I_{F1} := N_1 \cdot I_{E1} \cdot 1.33 \cdot \frac{C_I}{219} \quad I_{F1} = 8.86 \cdot 10^7$$

$$I_{F2} := N_2 \cdot I_{E2} \cdot 1.33 \cdot \frac{C_I}{219} \quad I_{F2} = 1.272 \cdot 10^7$$

$$I_{Ftot.dol} := I_{F1} + I_{F2}$$

$$I_{Ftot.dol} = 1.013 \cdot 10^8 \quad \text{Dit is in dollars wat nog omgerekend moet worden naar guldens}$$

1\$ = 1.7 gulden

$$\text{Omrekening} := 1.7$$

$$I_{Ftot.gul} := I_{Ftot.dol} \cdot \text{Omrekening}$$

$$I_{Ftot.gul} = 1.722 \cdot 10^8 \quad \text{Nu kunnen de echte totale investeringen berekend worden aangezien } I_F \text{ 80\% is van } I_T$$

$$I_{TZ} := \frac{I_{Ftot.gul}}{0.8}$$

$$I_{TZ} = 2.153 \cdot 10^8 \quad \text{Totale investeringen volgens Zevnik-Buchanan:}$$

$I_T = 215.3 \text{ mln gulden}$

Methode B: Taylor

$$I_B = 93 \cdot f \cdot P^{0.39} \cdot C_i / 300$$

$I_B = \text{Fixed Capital Costs minus indirect costs} = 64\% \text{ of } I_T$

f: Costliness Index: $\sum_{1 \text{ to } n} 1.3^{S_i}$, welke afhankelijk is van Complexity Scores S_i

Deze S_i kunnen afgelezen worden uit tabel 12.2, zie bijlage 12. De opbouw van de S_i wordt gedaan aan de hand van het blokschema. Dit wordt hier uitgewerkt in een tabel:

	CAP.	CONS.	TYD	P&T	S_i	$(1.3)^{S_i}$
Ruwsap	1	0	0	0	1	1.300
Zuur	-3	0	1	0	-2	0.592
Residu	-3	0	0	0	-3	0.455
NaOH	-3	0	1	0	-2	0.592
Reg.	-3	0	0	0	-3	0.455
Waste	-3	0	0	0	-3	0.455
Stoom	-1.6	0	0	0.45	-1.15	0.740
Water	1	0	0	0.45	1.45	1.463
Raff.	-3	0	0	0	-3	0.455
Dunsap	0	0	0	0	0	1.000
NaCl	-3	0	1	0	-2	0.592
Uitvlok.	1	0	-1.25	0	-0.25	0.937
Decan.	1	0	-2.75	0	-1.75	0.632
Filtr.	0	0	-3	0.5	-2.5	0.519
Ionenw.	1	0	-2.25	0	-1.25	0.720
Verdam.	1	0	-3	0.7	-1.3	0.711
Opslag	-2	0	6	0	4	2.856
SMB	-2	0	-2	0.5	-3.5	0.399

N.B.! Onderstreept wordt als jaarbedrijf uitgevoerd.

De Costliness Index f is dan: drie maanden: 10.163
jaarbedrijf: 4.71

P: De doorzet is ook afhankelijk of het jaarbedrijf is of een gedeelte daarvan. Deze waarden zijn identiek aan Zevnik-Buchanan:

drie maanden: 6500 kton per jaar
jaarbedrijf: 990 kton per jaar

$$f_1 := 10.163 \quad P_1 := 6500$$

$$f_2 := 4.71 \quad P_2 := 990$$

C_i : Process Engineering Plant Cost Index, 1996, UK
 $C_i = 913$ (300 is voor 1977)

$$C_i := 913$$

Nu kunnen de investeringen berekend worden:

$$I_{B1} := 93 \cdot f_1 \cdot P_1^{0.39} \cdot \frac{C_i}{300} \quad I_{B1} = 8.829 \cdot 10^4$$

$$I_{B2} := 93 \cdot f_2 \cdot P_2^{0.39} \cdot \frac{C_i}{300} \quad I_{B2} = 1.964 \cdot 10^4$$

$$I_{Btot.dol} := I_{B1} + I_{B2}$$

$I_{Btot.dol} = 1.079 \cdot 10^5$ Dit is in k\$ wat nog omgerekend moet worden naar gulden

$I_{Btot.gul} := I_{Btot.dol} \cdot \text{Omrekening} \cdot 1000$

$I_{Btot.gul} = 1.835 \cdot 10^8$ Nu kunnen de echte investeringen berekend worden aangezien I_B 64% is van I_T

$$I_{TT} := \frac{I_{Btot.gul}}{0.64}$$

$$I_{TT} = 2.867 \cdot 10^8$$

Totale investeringen volgens Taylor:
 $I_T = 286.7$ mln gulden

Methode C: LANG
 $I_F = I_B + I_E = L \cdot I_E$
 $I_F = \text{Fixed Capital Costs} = 80\% \text{ of } I_T$

L: Lang Factor: $F_1 \cdot F_2$, met

$$F_1 = 1 + \sum_{1 \text{ t/m } 9} f_i$$

$$F_2 = 1 + \sum_{10 \text{ t/m } 12} f_i$$

f_i zijn factoren die af te lezen zijn uit tabel 12.3, zie bijlage 12.

In dit proces moeten de waarden voor vloeistofstromen genomen worden, maar dan wel als uitbreiding van het bestaande proces wat inhoudt dat $f_{6 \text{ t/m } 9}$ niet meegenomen worden.

$$F_1 := 2.55$$

$$F_2 := 1.45$$

$$L := F_1 \cdot F_2$$

$$L = 3.697$$

I_E : De som van de belangrijkste apparaatkosten in gulden (1996)
Deze kosten kunnen bepaald worden door fabrikanten, zo niet dan door het DACE prijzenboekje (ref. 17) of Coulson & Richardson (ref. 6).

Fabrikanten (ie Applexion):

SMB: 3 apparaten nodig als van molasse-ontzuikering welke per twee 6.6 mln gulden (inclusief resin) kost

$$I_1 := \frac{3}{2} \cdot 6.6 \cdot 10^6 \cdot 1.7$$

$$I_1 = 1.683 \cdot 10^7$$

Prijzenboekje (ref. 17):

Buffervat: een vat nodig van 1200 m³:

$$I_2 := 2.6 \cdot 10^5$$

Decanteur: zijn geen gegevens van, maar ruwweg 120m³

$$I_3 := 1 \cdot 10^5$$

Filter: een draaifilter ook zonder gegevens, maar zeg 100 m²

$$I_4 := 1.345 \cdot 10^6$$

lonenwisselaar: 20 kolommen nodig met diameter van 4 m en een hoogte van 3 m en dan nog 20 resin volumes van 13.2 m³. Kolommen kunnen wel met diameter van 4 m maar dan zijn ze 10 m hoog, dan kunnen twee secties in een kolom. Nodig: 10 kolommen van 4 bij 10. Resin komt van Rohm en Haas en kost 2.5 gulden per liter.

$$I_5 := 10 \cdot 2.2 \cdot 10^5 + 20 \cdot 13.2 \cdot 2.5 \cdot 10^3$$

$$I_5 = 2.86 \cdot 10^6$$

Warmtewisselaars: er zijn zowel pijpenww als platenww nodig. De prijzen zijn afhankelijk van het oppervlak:

pijpenww: 856, 891, 618, 768 m²

platenww: 96.6, 155.4, 49.4 m²

$$I_6 := 3.15 \cdot 10^5 + 3.24 \cdot 10^5 + 2.5 \cdot 10^5 + 2.9 \cdot 10^5 + 2.8 \cdot 10^4 + 4.2 \cdot 10^4 + 1.6 \cdot 10^4$$

$$I_6 = 1.265 \cdot 10^6$$

Opslag: totaal volume wat nodig is: 200.000 m³. Grootste beschikbaar is 53.500 m³ waarvan er dus vier nodig zijn.

$$I_7 := 4 \cdot 4 \cdot 10^6$$

$$I_7 = 1.6 \cdot 10^7$$

Coulson & Richardson (ref. 6):

Verdampers: er zijn twee verdampers van het type Robert en een van het type valfilm. Hiervoor kan met het benodigde oppervlak uit tabel 12.4, zie bijlage 12 berekend worden hoeveel de verdampers kosten in ponden (1 pond is 2.7 gulden).

$$I_8 := 6000 \cdot 1588^{0.53} \cdot 2.7 + 6000 \cdot 2741^{0.53} \cdot 2.7 + 11000 \cdot 4696^{0.52} \cdot 2.7$$

$$I_8 = 4.291 \cdot 10^6$$

Nu kunnen de investeringen berekend worden:

$$I_E := I_1 + I_2 + I_3 + I_4 + I_5 + I_6 + I_7 + I_8$$

$$I_E = 4.295 \cdot 10^7$$

$$I_F := I_E \cdot L$$

$$I_F = 1.588 \cdot 10^8$$

Nu kunnen de totale investeringen berekend worden aangezien I_F 80% is van I_T

$$I_{TL} := \frac{I_F}{0.8}$$

$$I_{TL} = 1.985 \cdot 10^8$$

Totale investeringen volgens Lang:

$$I_T = 198.5 \text{ mln gulden}$$

$$I_{Tgem} := \frac{I_{TZ} + I_{TT} + I_{TL}}{3}$$

$$I_{Tgem} = 2.335 \cdot 10^8$$

Gemiddelde totale investeringen:

233.5 mln gulden

Productkosten

Om de jaarlijkse productiekosten te berekenen wordt gebruik gemaakt van het "beste model":

$$K_T = 1.13 \cdot K_P + 2.6 \cdot K_L + 0.13 \cdot I_T$$

Hierbij worden de kosten per jaar berekend zonder rente en afschrijving.
 Hierover wordt dan "Capital Charge" gerekend om uit te rekenen wat de totale kosten zijn.
 De "Capital Charge" berekent 8% rente en aflossing van I_T over 10 jaar: 14.9%

Volume afhankelijke productiekosten (K_P)

Dit houdt in: grondstoffen, hulpstoffen, utilities, bijproducten

-Massabalans (t/j):

IN	UIT
Ruwsap := 1631599	Residu := 7886
H ₂ SO ₄ := 16	Waterver := 1719549
NaOH := 317	Koelwateropgew := 361197
Stoom := 451570	Waterafgek := 305344
Koelwater := 361197	Dunsap := 992783
Waterww := 305344	Raffinaat := 169964
Waterel := 862536	Regenerant := 111588
NaCl := 55480	

-Resin voor ionenwisselaar:

Levensduur ongeveer 5 jaar (Rohm en Haas), waarbij investeringen over 10 jaar uitgesmeerd worden dus nog eenmaal vervanging van $20 \cdot 13.2 \text{ m}^3$ resin a 2.5 gulden per liter.

-Electriciteit:

Nodig voor de pompen:	Verdamperpomp := 3125 · 8800	Verdamperpomp = $2.75 \cdot 10^7$
	SMBpompen := 6 · 3.26 · 8800	SMBpompen = $1.721 \cdot 10^5$
	Ionenwisselaarpomp := 1.21 · 2200	Ionenwisselaarpomp = $2.662 \cdot 10^3$
	Regeneratiepomp := 0.31 · 2200	Regeneratiepomp = 682
	Filterpomp := 0 · 2200	Filterpomp = 0
Totaal is dit:	$E_{\text{totaal}} := \text{Verdamperpomp} + \text{SMBpompen} + \text{Ionenwisselaarpomp} + \text{Regeneratiepomp} + \text{Filterpomp}$	
	$E_{\text{totaal}} = 2.768 \cdot 10^7$	Totaal: 27.7 mln kWh per jaar

Variabele kosten, K_P

Ruwsap:	$K_{\text{ruw}} := \text{Ruwsap} \cdot 100$	$K_{\text{ruw}} = 1.632 \cdot 10^8$	Gulden/jaar
H ₂ SO ₄ :	$K_{\text{H}_2\text{SO}_4} := \text{H}_2\text{SO}_4 \cdot 125$	$K_{\text{H}_2\text{SO}_4} = 2 \cdot 10^3$	
NaOH:	$K_{\text{NaOH}} := \text{NaOH} \cdot 38$	$K_{\text{NaOH}} = 1.205 \cdot 10^4$	
Stoom:	$K_{\text{Stoom}} := \text{Stoom} \cdot 25$	$K_{\text{Stoom}} = 1.129 \cdot 10^7$	
Koelwater:	$K_{\text{Koel}} := \text{Koelwater} \cdot 0.1$	$K_{\text{Koel}} = 3.612 \cdot 10^4$	
Water(ww):	$K_{\text{Wat}} := \text{Waterww} \cdot 1.5$	$K_{\text{Wat}} = 4.58 \cdot 10^5$	
Water(el):	$K_{\text{Watel}} := \text{Waterel} \cdot 1.5$	$K_{\text{Watel}} = 1.294 \cdot 10^6$	
NaCl:	$K_{\text{NaCl}} := \text{NaCl} \cdot 17$	$K_{\text{NaCl}} = 9.432 \cdot 10^5$	

$$\text{Resin: } K_{\text{Resin}} := \frac{20 \cdot 13.2 \cdot 2500}{10} \quad K_{\text{Resin}} = 6.6 \cdot 10^4$$

$$\text{Electriciteit: } K_{\text{Elec}} := E_{\text{totaal}} \cdot 0.13 \quad K_{\text{Elec}} = 3.598 \cdot 10^6$$

$$\text{Totaal: } K_P := K_{\text{ruw}} + K_{\text{H}_2\text{SO}_4} + K_{\text{NaOH}} + K_{\text{Stoom}} + K_{\text{Koel}} + K_{\text{Wat}} + K_{\text{Watel}} + K_{\text{NaCl}} \dots \\ + K_{\text{Resin}} + K_{\text{Elec}}$$

$$K_P = 1.809 \cdot 10^8 \quad \text{Totale } K_P \text{ is } 180.9 \text{ mln gulden per jaar}$$

Semi-variabele kosten (K_L)

Dit houdt in: loonkosten, afhankelijk van het aantal arbeiders.

De loonkosten worden berekend met de Wessel-relatie. Hierbij wordt het aantal arbeiders geschat als functie van het aantal processtappen in de fabriek en de capaciteit van de fabriek.

$$M = \text{manuren per ton product} = K_5 \cdot \text{aantal stappen} / (\text{cap. per dag})^{0.76}$$

K_5 is een productiviteitsafhankelijke factor. Deze was in 1958 gelijk aan 10, waarna elk jaar 6% productiviteitstoename heeft plaatsgevonden zodat de K_5 nu de waarde heeft van 1.1.

$$\begin{array}{ll} \text{Aantal stappen:} & 6 \\ \text{Cap. per dag:} & 2700 \text{ ton dunsap per dag} \end{array}$$

Het aantal berekende manuren moet nog omgerekend worden naar functieplaatsen en ook nog met 5 vermenigvuldigd worden om rekening te houden met volcontinue ploegendienst. Verder worden er 360 dagen per jaar gewerkt. Een manuur kost ongeveer 50 gulden.

$$K_5 := 1.1$$

$$\begin{array}{ll} N := 6 \\ \text{Cap} := 2700 & M := K_5 \cdot \frac{N}{\text{Cap}^{0.76}} \quad M = 0.016 \end{array}$$

$$\text{Manurenperdag} := M \cdot \text{Cap}$$

$$\text{Manurenperdag} = 43.961$$

$$\text{Functieplaatsen} := \frac{\text{Manurenperdag}}{24} \cdot 5$$

$$\text{Functieplaatsen} = 9.159$$

$$\text{Kostenperjaarperman} := 360 \cdot 50 \cdot 8 \quad \text{Kostenperjaarperman} = 1.44 \cdot 10^5$$

$$K_L := \text{Functieplaatsen} \cdot \text{Kostenperjaarperman}$$

$$K_L = 1.319 \cdot 10^6$$

Investeringsgerelateerde kosten (K_I)

"Capital Charge" voor de totale investeringen is 14.9%. Samen met andere K_I (13%) wordt dit totaal 27.9 % van I_T

Totale productiekosten (K_T)

$$K_T := 1.13 \cdot K_P + 2.6 \cdot K_L + 0.279 \cdot I_{T\text{gem}}$$

$$K_T = 2.729 \cdot 10^8$$

**Totale kosten per jaar zijn:
272.9 mln gulden**

Totale ontvangsten

Er zijn verschillende uitgaande stromen, maar die hebben niet allen een economische waarde. Het residu kan niet verkocht worden en zal wellicht behandeld moeten worden. Het gecondenseerde stoom en water uit de verdamper zal hoogstwaarschijnlijk gebruikt kunnen worden in andere delen van de fabriek (warmteintegratie!) maar dit kan niet meegenomen worden. Het opgewarmde koelwater kan niet verkocht worden, maar zal wel gewoon geloosd kunnen worden. Het afgekoelde water (95°C naar 70°C) zal ook geloosd kunnen worden, maar kan wellicht ook als eluent dienen voor de SMB waardoor lozing niet nodig is. Het raffinaat en de regenerant zullen beiden als veevoer verkocht kunnen worden. Er zit immers nog suiker (RQ 9.3%) en een heleboel andere verrijkende stoffen in. De waarde is waarschijnlijk lager dan de molasse, maar het heeft een economische waarde.

Water(ver):	$O_{\text{ver}} := \text{Waterver} \cdot 1.5$	$O_{\text{ver}} = 2.579 \cdot 10^6$
Raffinaat:	$O_{\text{raf}} := \text{Raffinaat} \cdot 25$	$O_{\text{raf}} = 4.249 \cdot 10^6$
Regenerant:	$O_{\text{reg}} := \text{Regenerant} \cdot 25$	$O_{\text{reg}} = 2.79 \cdot 10^6$
Dunsap:	$O_{\text{dun}} := \text{Dunsap} \cdot 200$	$O_{\text{dun}} = 1.986 \cdot 10^8$

Totaal: $O_{\text{tot}} := O_{\text{ver}} + O_{\text{raf}} + O_{\text{reg}} + O_{\text{dun}}$

$$O_{\text{tot}} = 2.082 \cdot 10^8$$

**Totale opbrengsten per jaar zijn:
208.2 mln gulden**

Totale winst per jaar

$$\text{Winst} := O_{\text{tot}} - K_T$$

$$\text{Winst} = -6.477 \cdot 10^7$$

'Winst' per jaar is: -64.77 mln gulden

Economische criteria

Er worden twee economische criteria gebruikt om te kijken of deze investering rendabel is of niet.

A: Return On Investment (ROI)

Voor normale chemische investeringen moet de ROI minimaal 10% bedragen.

B: Pay-Out-Time (POT)

Deze moet zo minimaal mogelijk zijn (hoe korter hoe beter)

Return On Investment:

$$\text{ROI} [\%] = [\text{Opbrengst} - \text{Productkosten} (K_T)] / [I_F + I_W] \cdot 100\%$$

$$I_F + I_W = [0.80 + 0.06] \cdot I_T$$

$$\text{ROI} := \frac{O_{\text{tot}} - K_T}{0.86 \cdot I_{T\text{gem}}} \cdot 100\%$$

$$\text{ROI} = -32.255 \cdot \%$$

Pay-Out-Time

$$\text{POT} [\%] = \text{Vast Kapitaal} / \text{Exploitatieoverschot}$$

$$\text{Vast Kapitaal} = 0.8 \cdot I_T (I_F)$$

$$\text{Exploitatieoverschot} = \text{Opbrengst} - [\text{Var.kosten} (K_P) + \text{Semi-var.kosten} (2.6 \cdot K_L)]$$

$$\text{POT} := \frac{0.8 \cdot I_{T\text{gem}}}{O_{\text{tot}} - (K_P + 2.6 \cdot K_L)}$$

$$\text{POT} = 7.82$$

Aangezien dit proces een deelproces is en wel een zuivering, kan dit nooit geld opleveren. Het heeft dan ook geen zin om economische criteria te bekijken omdat er geen 'return on investment' of 'pay-out-time' kan zijn. Er wordt immers geen winst gemaakt!

Bijlage 12:

Figuren en tabellen gebruikt voor de economische berekening

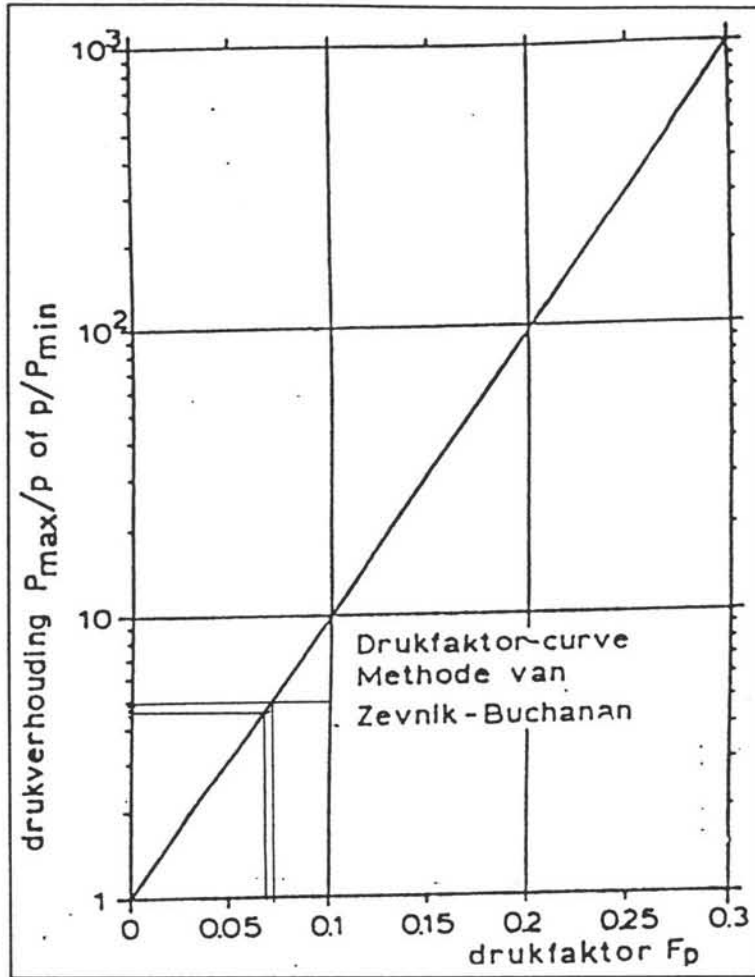


Fig. 12.1. Drukfactor-curve (Zevnik-Buchanan)

F_m	CONSTRUCTION MATERIAL	F_m 10
0	Cast Iron, Carbon Steel, Wood	1.00
0.1	Aluminium, Copper, Brass, Stainless Steel (400 series)	1.26
0.2	Monel, Nickel, Inconel, Stainless Steel (300 series)	1.58
0.3	Hasteloy, etc.	2.00
0.4	Precious Metals	2.50

Tabel 12.1. Materiaalfactoren voor constructiematerialen (Zevnik-Buchanan)

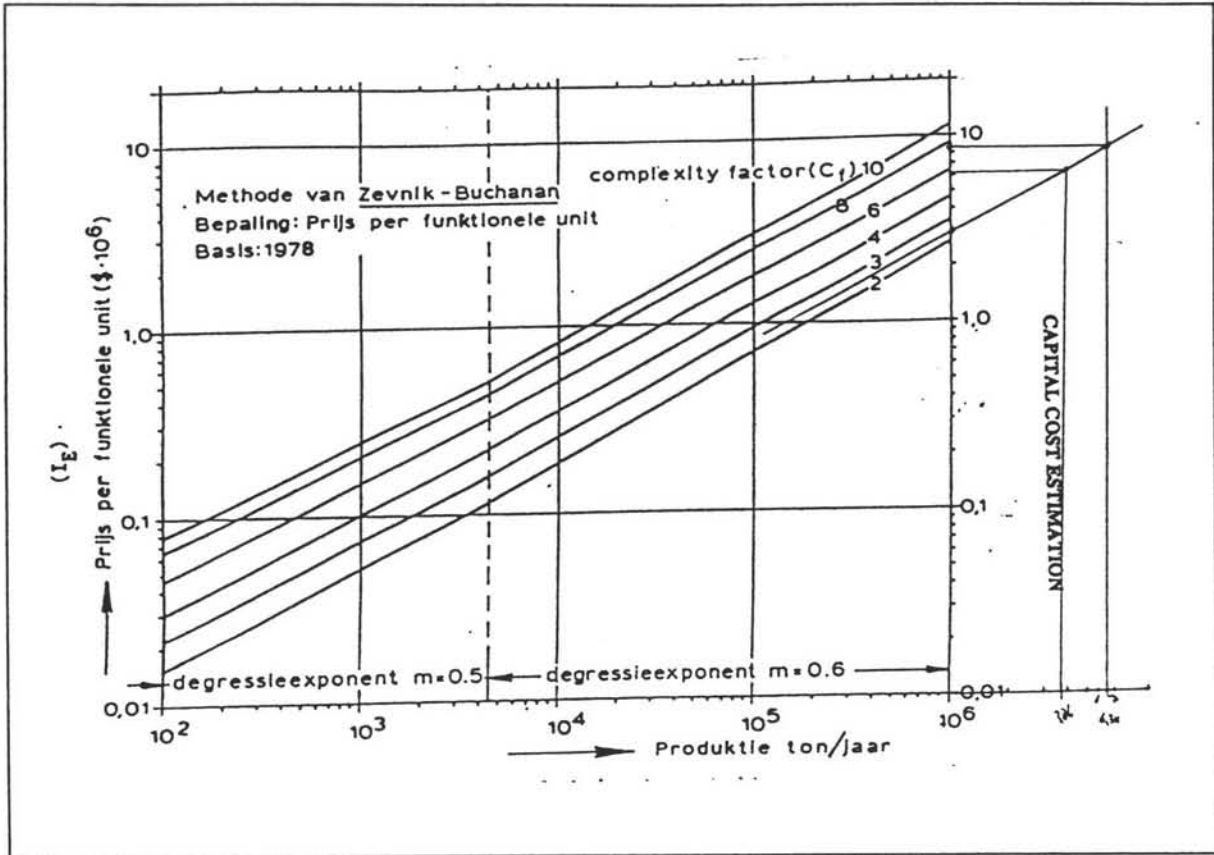


Fig. 12.2. Bepaling van de investeringen per functionele eenheid (Zevnik-Buchanan)

Scoring for complexity of significant process steps																					
	Score																				
	-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9								
Relative throughput (t/t product)	0.2	0.35	0.6	1	1.7	3	5	8	14	23	40	67	110								
Reaction time in h (reaction, crystallisation, etc)	0.1	0.5	1.5	3	5	9	14	25	42	69	120										
Storage time in weeks				1	2	3	5	8													
Temperature extreme (°C) Min				20	-25	-75	-125														
Temperature extreme (°C) Max				500		1100	1700	2300													
Pressure extreme (atm) Min				1	0.1	0.01															
Pressure extreme (atm) Max					10 ^d	50 ^d	200	700	1500												
Materials of construction				MS ^b	SS ^c , Kocbush RLMS ^d , EbLMS ^e , PVC	ELMS/ Inconel Mical Monel PbLMS ^f	Titanium Hastelloy	Precious metals Tantalum													
Multistreaming, No. of streams				1	2	3	5	7	11												
Special conditions:																					
(a) Explosion, dust, odour or toxicity problems. Score 1 if a major problem.																					
(b) Reactions in fluid beds. Score 1.																					
(c) Distilling materials of similar h.pt. Score 1 if h.pt. difference <5°C and Score 2 if <1°C.																					
(d) Tight specification e.g. Score 1 if distillation is to reduce 'key' component to 10 ppm level.																					
(e) Film evaporation e.g. in Luwa. Score 1.																					
Conversion of score to costliness index																					
Score (Si)	-3	-2	-1	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	
Costliness index (I _c)	0.4	0.6	0.8	1	1.3	1.7	2.2	2.8	3.7	4.8	6.3	8.1	10.6	14	18	23	30	39	51	64	
^a For liquid phase reactions only. All others score = 0. ^b MS = Mild steel. ^c SS = Stainless steel. ^d RLMS = Rubber lined mild steel. ^e EbLMS = Ebonite lined mild steel. ^f ELMS = Enamel lined mild steel. ^g PbLMS = Lead lined mild steel.																					

Tabel 12.2. Complexity Scores, Si, voor belangrijke proceseenheden

Item	Process type		
	Fluids	Fluids-solids	Solids
1. MAJOR EQUIPMENT, TOTAL PURCHASE COST	PCE	PCE	PCE
f_1 Equipment erection	0.4	0.45	0.50
f_2 Piping	0.70	0.45	0.20
f_3 Instrumentation	0.20	0.15	0.10
f_4 Electrical	0.10	0.10	0.10
f_5 Buildings, process	0.15	0.10	0.05
f_6 Utilities	0.50	0.45	0.25
f_7 Storages	0.15	0.20	0.25
f_8 Site development	0.05	0.05	0.05
f_9 Ancillary buildings	0.15	0.20	0.30
2. TOTAL PHYSICAL PLANT COST (PPC)			
PPC = PCE (1 + f_1 ... + f_9)			
= PCE x	3.40	3.15	2.80
f_{10} Design and Engineering	0.30	0.25	0.20
f_{11} Contractor's fee	0.05	0.05	0.05
f_{12} Contingency	0.10	0.10	0.10
FIXED CAPITAL = PPC (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12})			
= PPC x	1.45	1.40	1.35

* Omitted for minor extensions or additions to existing sites.

Tabel 12.3. Typische factoren voor het schatten van 'project fixed capital costs'

Equipment	Size unit, S	Size range	Constant C, £	Index n
Agitators				
Propeller	driver power, kW	5-75	1000	0.5
Turbine			3200	0.5
Refrigerators				
Packaged up to 10 bar	kg/h steam	5-50 x 10 ³	30	0.8
10 to 60 bar			50	0.8
Centrifuges				
Horizontal basket	dia, m	0.5-1.0	30,000	1.3
Vertical basket			30,000	1.0
Compressors				
Centrifugal	driver power, kW	20-500	500	0.8
Reciprocating			700	0.8
Conveyors				
Belt	length, m	2-40	1000	0.75
0.5 m wide			1500	0.75
1.0 m wide				
Crashers				
Cone	t/h	20-200	2000	0.85
Pulverisers	kg/h		1750	0.35
Dryers				
Rotary	area, m ²	5-30	6000	0.45
Pan		2-10	4000	0.35
Evaporators				
Vertical tube	area, m ²	10-000	6000	0.53
Falling film			11000	0.52
Filters				
Plate and frame	area, m ²	5-50	2300	0.60
Vacuum drum		1-10	9000	0.60
Furnaces				
Process cylindrical box	heat abs, kW	10 ³ -10 ⁴	190	0.77
		10 ³ -10 ³	290	0.77

$C_e = CS^n$

C_e = purchased equipment cost, £,
 S = characteristic size parameter, in the units given in Table 6.2,
 C = cost constant from Table 6.2,
 n = index for that type of equipment.

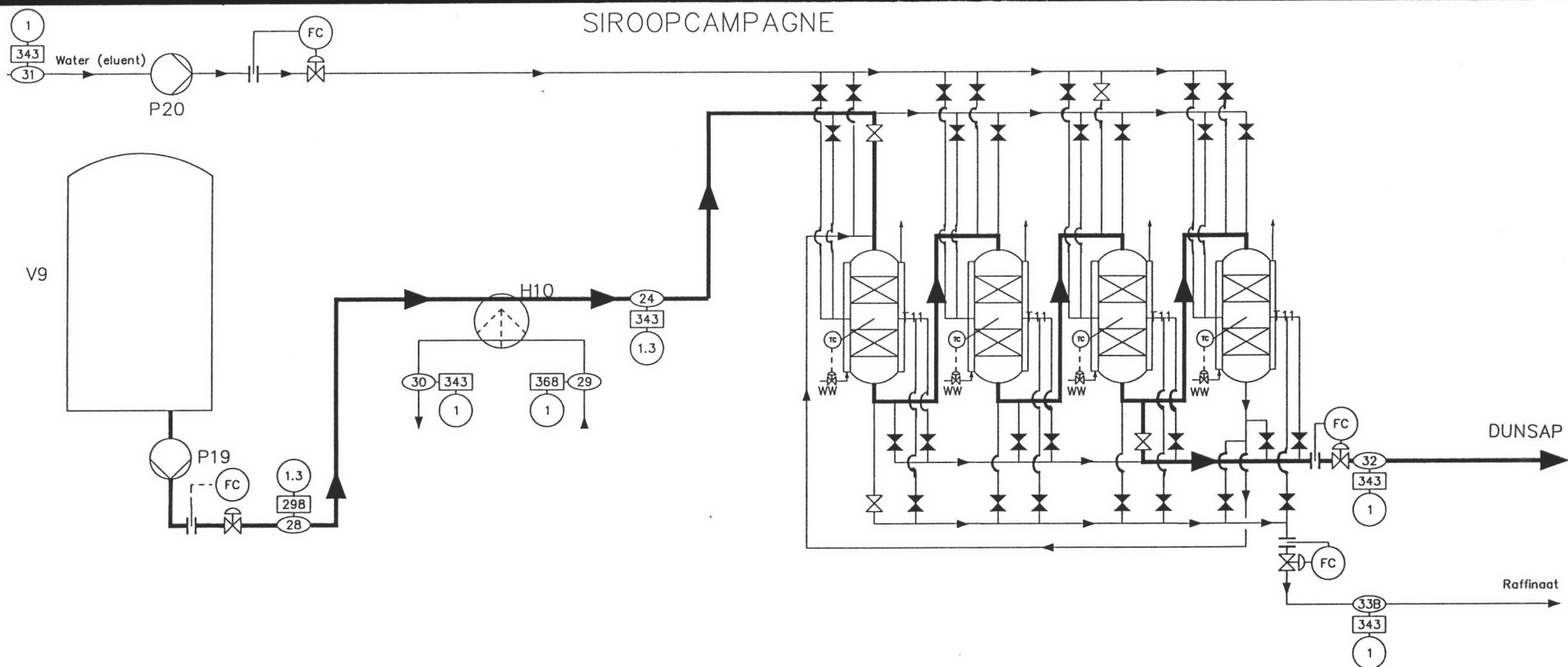
Tabel 12.4. Kosten van verschillende apparaten (factoren voor bovenstaande vergelijking)

Bijlage 13: Process Flowsheet

Op de volgende twee pagina's zijn de process flowsheets weergegeven.

- A. Processchema van de alternatieve bietensapzuivering gedurende de bietencampagne.
- B. Processchema van de alternatieve bietensapzuivering gedurende de siroopcampagne.

SIROOPCAMPAGNE



V9 Opslag
 H10 Warmtewisselaar
 T11 Simulated Moving Bed
 P19 SMB-pomp
 P20 Eluent-pomp

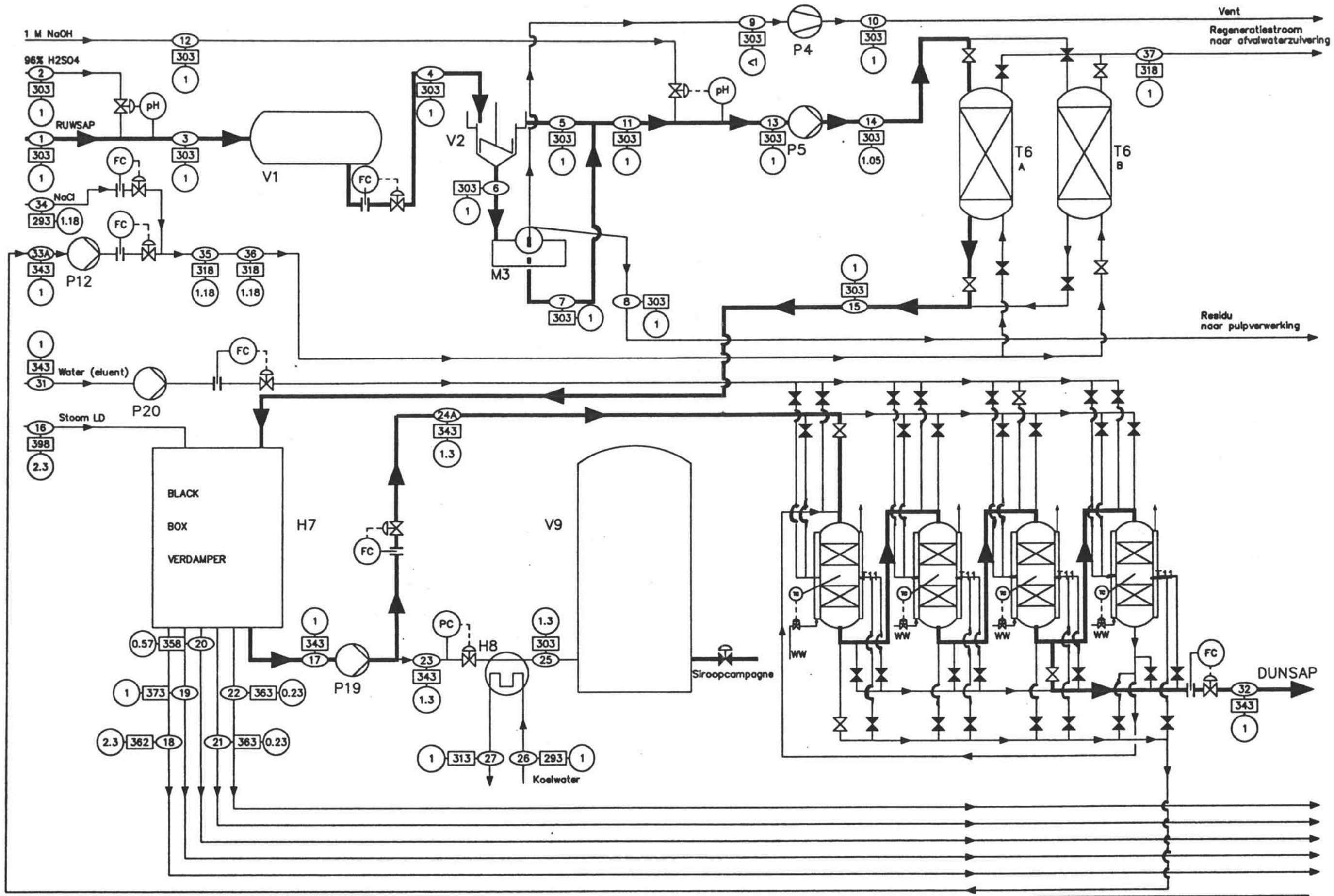
Processchema van de alternatieve bietensapzuivering gedurende de siroopcampagne

FVO 3184
 W. Anker
 R.J. Berends

januari 1997
 W.J. Keerweer
 A. de Rijke

○ Stroomnummer □ Temperatuur (K) ○ Druk (abs. bar)

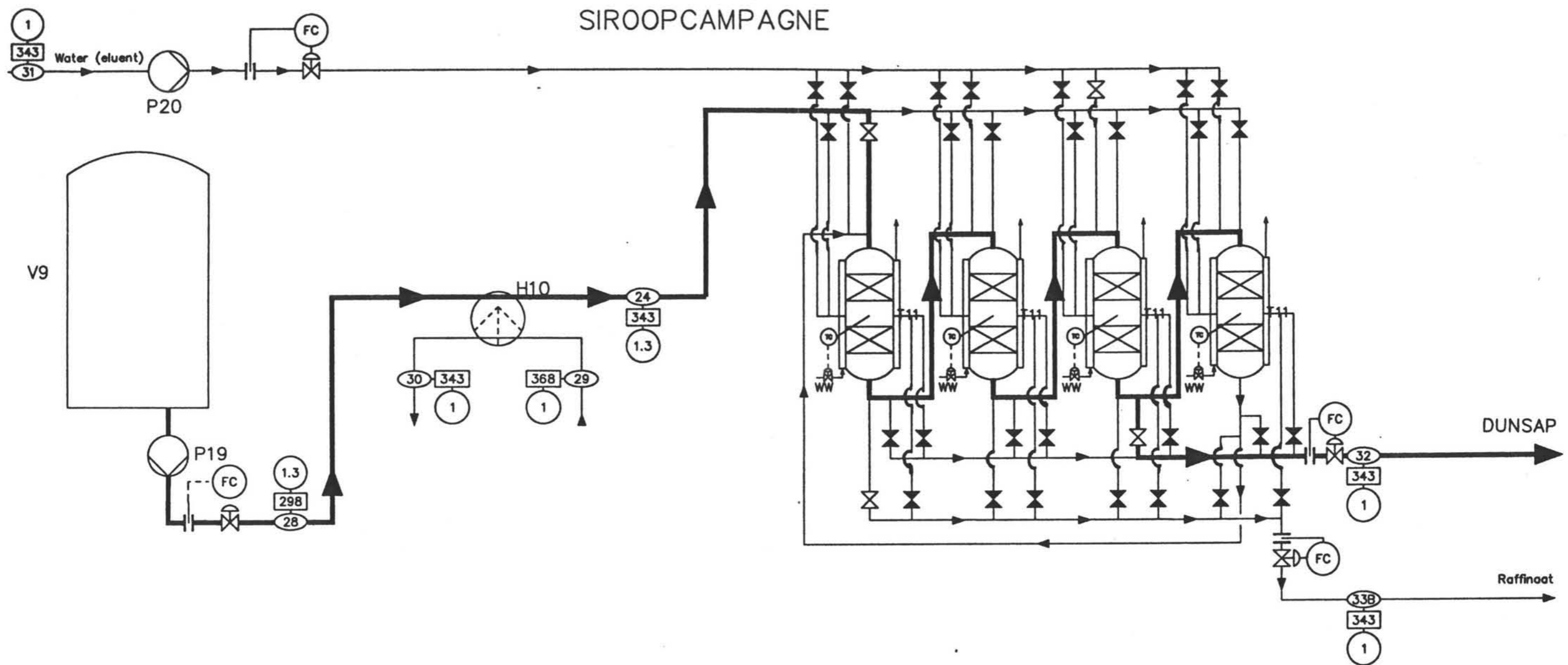
BIETENCAMPAGNE



V1	Buffervat	H7	Verdamper	P19	SMB-pomp
V2	Decanteur	H8	Warmtewisselaar	P20	Eluentpomp
M3	Droaifilter	V9	Oplog		
P4	Vacuumpomp	H10	Warmtewisselaar		
P5	Ionenwisselaar	T11	Simulated Moving Bed		
T6	Ionenwisselaar	P12	Regeneratiepomp		

Proceschema van de alternatieve bietensapzuivering
 gedurende de bietencampagne
 FVO 3184
 W. Anker
 R.J. Berends
 januari 1997
 W.J. Keerweer
 A. de Rijke

○ Stroomnummer □ Temperatuur (K) ○ Druk (abs. bar)



V9 Opslag
H10 Warmtewisselaar
T11 Simulated Moving Bed
P19 SMB-pomp
P20 Eluent-pomp

Processchema van de alternatieve bietensapzuivering
gedurende de siroopcampagne

FVO 3184
W. Anker
R.J. Berends

januari 1997
W.J. Keerweer
A. de Rijke

○ Stroomnummer □ Temperatuur (K) ○ Druk (abs. bar)