

26/0 11 kr

Nr: 2634

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

M. van Benschop, D. Groen, M. Timmer

onderwerp:

Fermentatieve bereiding van

D-(-)- β -hydroxyisoboterzuur

adres: Meerkoetlaan 106, Delft
Brabantse turfmarkt 24, Delft
Dakarhof 47, Delft

opdrachtdatum: maart 1985
verslagdatum: augustus 1985

FERMENTATIEVE BEREIDING VAN

D-(-)- β -HYDROXYISOBOTERZUUR

Marijke van Benschop
Meerkoetlaan 106
2623 NK Delft

Dick Groen
Brabantse turfmarkt 24
2611 CN Delft

Martin Timmer
Dakarhof 47
2622 CP Delft

augustus 1985

CONTENTS

1	SAMENVATTING	5
2	CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN	6
2.1	Fermentatie	6
3	INLEIDING	7
4	FERMENTATIEVE BEREIDING VAN D(-)- β -HYDROXYISOBOTERZUUR	9
4.1	Inleiding	9
4.2	Algemene Beschrijving Cultivatie, Immobilisatie En Bioconversie	11
4.3	Beschrijving Varianten	14
5	PROCESONTWERP	18
5.1	Randvoorwaarden En Eisen T.a.v. De Procesvoering	18
5.2	Motivering Van Apparaatkeuze En Apparaatgegevens	19
5.2.1	Fermentatie	19
5.2.2	Ultrafiltratie	19
5.2.3	Aanzuren	20
5.2.4	Extractie	21
5.2.5	Flashen	23
5.2.6	Ionenwisseling	23
5.2.6.1	Uitvoeringsvorm	24
6	BESCHRIJVING VAN HET PROCES (APPENDIX A)	26
6.1	Procesbeschrijving Variant 5 (schema 1)	26
6.1.1	Algemeen	26
6.1.2	Cultivatie	27
6.1.3	Bioconversie	28
6.2	Ultrafiltratie (Schema 2, Schema 3)	29
6.3	Aanzuurstap (Schema 2, schema 3)	30
6.4	Extractie (Schema 2, schema 3)	31
6.5	Flashen (Schema 2, schema 3)	31
6.6	Naverdamper (Schema 2, schema 3)	31
6.7	Uitvoering Proces Met Ionenwisseling (schema 3)	32
6.8	Solventrecycle	32
6.9	Spuistromen (Schema 2, schema 3)	33
6.10	Flexibiliteit	33
6.10.1	Flexibiliteit Van De Ionenwisseling	34
6.11	In Bedrijfstelling	35
7	KOSTENBEREKENING	36
7.1	Apparatuur	36
7.2	Mankracht	36
7.3	Kostprijs Fermentatie	36
7.3.1	Totale Kosten Media	36
7.3.2	Vergelijking Kosten Van Varianten	37
7.3.3	Utilities Variant 5	37
7.3.4	Totale Jaarlijkse Kosten	37
7.4	Kostprijs Opwerking Schema2	38
7.4.1	Investeringsen	38
7.4.2	Energie	38
7.4.3	Hulpmiddelen	40
7.4.3.1	Stoom	40
7.4.3.2	MIBK	40
7.4.3.3	Zwavelzuur	40
7.4.4	Arbeid	40
7.4.5	Totale Jaarlijkse Kosten	41

7.5	Kostenberekening Voor Opwerking Met Ionenwisselaar (schema 3)	42
7.5.1	Investerings	42
7.5.2	Energie	42
7.5.2.1	Energieverbruik Pompen	42
7.5.2.2	Energie Input Flashdrums (berekend Met PROCESS)	43
7.5.2.3	Energie Input Voor Koelers	43
7.5.2.4	Energieverbruik Mixersettlers	43
7.5.3	Het Totale Energieverbruik	43
7.5.4	Kosten Hulpmiddelen	44
7.5.4.1	Natronloog	44
7.5.4.2	Zwavelzuur	44
7.5.4.3	Zoutzuur	44
7.5.4.4	Ionenwisselaar	44
7.5.4.5	MIBK	45
7.5.4.6	Stoom	45
7.5.4.7	Demiwater	45
7.5.4.8	Koelwater	45
7.5.5	Totale Kosten Aan Hulpmiddelen	45
7.5.6	Arbeid	46
7.5.7	Totale Jaarlijkse Kosten	47
8	LITERATUURLIJST	48
9	SYMBOLENLIJST	51

APPENDIX A

A.1	FLWSHEETS	A-1
A.2	STROOM/COMPONENT STATEN	A-2
A.3	MASSA/WARMTE BALANSEN	A-3
A.4	APPARATENLIJSTEN	A-4

APPENDIX B

B.1	THERMODYNAMISCHE GROOTHEDEN VAN HIBA	B-1
-----	--	-----

APPENDIX C

?	C.1	DE UNIFAC GROEPSBIJDRAGENMETHODE	C-1
---	-----	--	-----

APPENDIX D

D.1	SCHATTEN VAN DE OPLOSBAARHEID VAN HIBA IN MIBK	D-1
-----	--	-----

APPENDIX E

E.1	BEREKENING MIXER-SETTLER	E-1
E.2	HET SCHATTEN VAN DIFFUSIECOEFFICIENTEN	E-5
E.3	ONTWERPBEREKENINGEN MIXER-SETTLER	E-7

APPENDIX F

F.1	KOSTEN SPECIFICATIE APPARATUUR EN BEMANNING	F-1
F.1.1	Variant 1	F-1
F.1.2	Variant 4	F-2
F.1.3	Variant 5	F-3
F.2	SCHEMATISCHE WEERGAVE VARIANTEN 1,4 EN 5	F-4

APPENDIX G

G.1	SPECIFICATIE MEDIUMSAMENSTELLING EN KOSTEN	G-1
G.1.1	Cultivatie	G-1
G.1.2	Immobilisatie	G-1
G.1.3	Conversie	G-2

APPENDIX H

H.1	TIJDSSCHEMAS	H-1
H.1.1	Variant 1	H-1
H.1.2	Variant 4	H-2
H.1.3	Variant 5	H-3

APPENDIX I

I.1	PROCESBEREKENINGEN FERMENTATIE	I-1
I.1.1	PVA Filter	I-1
I.1.2	Zuurstofconsumptie En Overdracht	I-1
I.1.3	Sterilisatie Cultivatiemedium	I-2
I.2	WARMTEBALANS FERMENTATIE	I-3
I.2.1	Algemeen	I-3
I.2.2	Warmte Door Metabolische Activiteit	I-5
I.2.3	Dissipatie Roerder En Schuimbreker	I-5
I.2.4	Warmteverlies Door Opname Warmte Door Gas	I-6
I.2.5	Warmteverlies Door Verdamping	I-6
I.2.6	Restwarmte	I-7
I.3	MANTELKOELING REAKTOR	I-7
I.3.1	Koeling Fermentor	I-9
I.4	WARMTEBEREKENING CONTINUE STERILISATIE	I-10

APPENDIX J

J.1	BEREKENINGEN IONENWISSELAAR	J-1
J.1.1	Beladen	J-1
J.1.2	Regeneratie	J-2
J.1.3	Spoelen/	J-3
J.2	AANZUURVAT NA IONENWISSELING	J-3
J.2.1	Dimensionering Roerder	J-3
J.2.2	Dimensionering Koeling	J-4
J.2.3	Berekening Dichtheid Ionenwisselaar/	J-4
J.2.4	Berekening Maximale Fluidisatiesnelheid/	J-5
J.2.5	Berekening Minimale Fluidisatiesnelheid	J-5

J.2.6 Berekening Drukval Over De Ionenwisselaar . . . J-6

APPENDIX K

K.1 CHEMIEKAARTEN K-1

1 SAMENVATTING

In dit fabrieksvoorontwerp wordt de fermentatieve productie van D-(-)- β -hydroxyisoboterzuur (HIBA) en de opwerking van het fermentatiebeslag besproken. Voor de productie van het HIBA wordt de gist Candida rugosa gebruikt. In deze fermentatieve omzetting zijn twee fasen te onderscheiden. In de eerste fase wordt de gist Candida rugosa gekweekt op een complex medium. Daarna wordt in de tweede fase de verkregen biomassa benut voor de omzetting van methacrylzuur in D-(-)- β -hydroxyisoboterzuur.

Beide stappen worden uitgevoerd in fermentoren van 22 m³ middels een gecontroleerde fed-batch operatie. Na de tweede stap bevat het fermentatiebeslag 32.1 g/L HIBA en 20 g/L droge biomassa met (mogelijk) enkele resten van voedingszouten en/of andere substraatcomponenten. Het aldus verkregen fermentatiebeslag wordt in een continue proces opgewerkt. De opwerking geschiedt in principe middels extractie met methylisobutylketon (MIBK) van de permeaatstroom, die ontstaat door ultrafiltratie van het fermentatiebeslag. Vervolgens wordt door flashverdamping in 3 stappen de HIBA-concentratie verhoogd tot 28.3 gew% in MIBK. Van deze opwerking zijn een tweetal varianten bekeken. De eerste zoals hierboven beschreven en een tweede waarbij voor de extractie nog een ionenwisseling wordt toegepast. Kostprijsberekeningen tonen aan dat dit laatste een (geringe) vermindering tot gevolg heeft van de prijs per kilogram eindprodukt, welke ongeveer fl 55,- bedraagt.

2 CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN

2.1 Fermentatie

De kosten voor de productie van 31.5 ton D-(-)- β -hydroxyisoboterzuur bedragen per jaar ongeveer fl.1.645.000,--. De kosten zijn als volgt verdeeld:

- Afschrijving, onderhoud, overhead	fl.470.000,--
- Grondstoffen	fl.460.000,--
- Energie	fl.190.000,--
- Hulpmiddelen	fl.160.000,--
- Arbeid	fl.365.000,--

Een batchgewijze bioconversie met vrije cellen is bij een produktieniveau van 31.5 ton HIBA de goedkoopste wijze van productie van HIBA. Bij vergroting van de productieperiode wordt een geïmmobiliseerd systeem goedkoper.

Uit de kostprijsberekeningen voor een opwerking zonder en een opwerking met ionenwisselaar is gebleken dat de opwerking met ionenwisselaar een lagere kostprijs per kg HIBA oplevert.

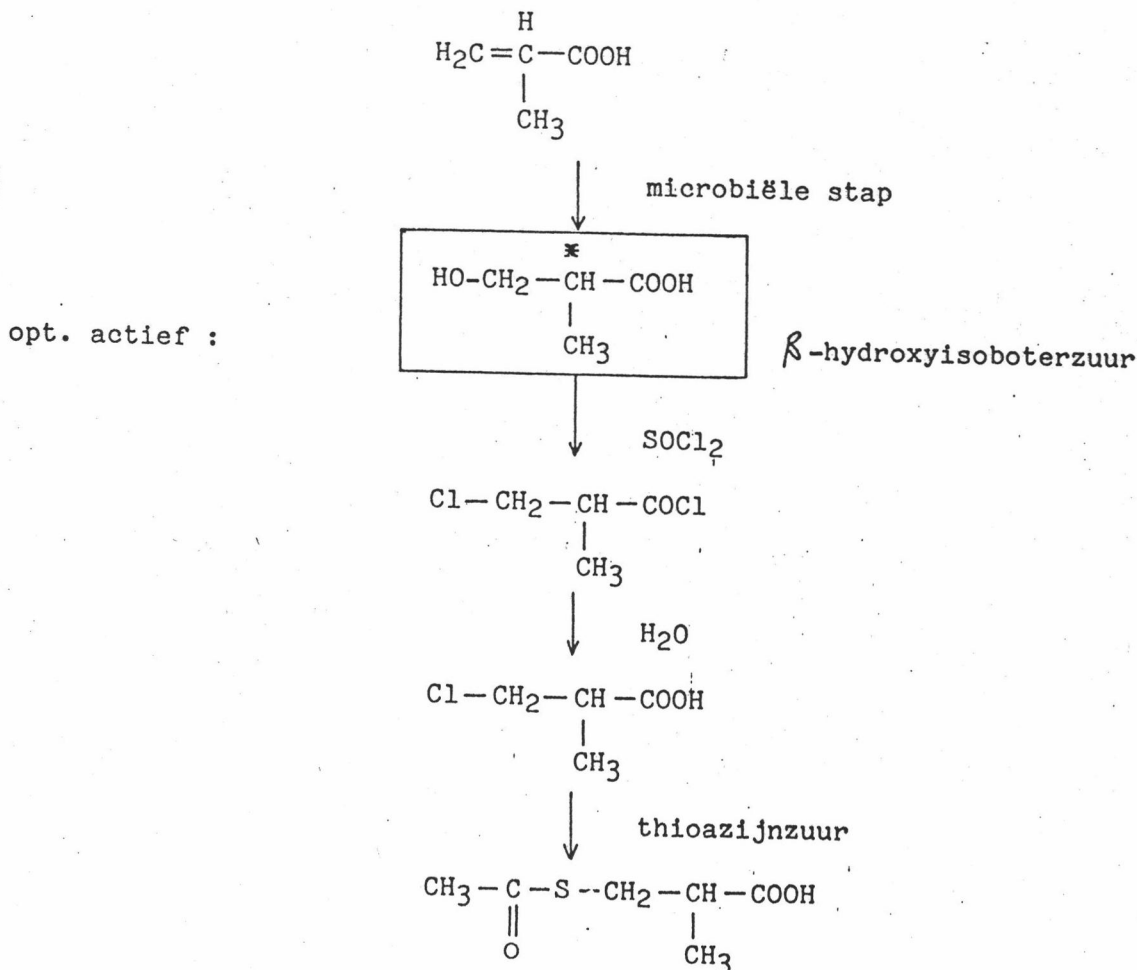
Knelpunt bij de ionenwisseling is de regeneratie. Een hoge loogconcentratie heeft als voordeel een kleine stroom naar de extractor. Nadeel is het verlies aan capaciteit van de ionenwisselaarhars tengevolge van decompositie van het quaternair ammoniumzout ($[NaOH]>2N$). Uit onderzoek moet een optimum gevonden worden tussen hoge loogconcentratie, hoeveelheid regeneratievloeistof en de decompositie van de ionenwisselaarhars.

Verdere preconcentrerings van HIBA in de opwerking kan een verlaging van de kostprijs per kg HIBA opleveren. Deze preconcentrerings kan worden uitgevoerd met een selectief membraan, dat alleen water doorlaat (Koyama).

3 INLEIDING

Het doel van dit fabrieksvoorontwerp (FVO) is een proces te ontwikkelen, waarbij op microbiele wijze D-(-)- β -hydroxyisoboterzuur (HIBA of indien er onderscheid dient te worden gemaakt beta-HIBA) wordt gemaakt.

Het onderwerp is voortgekomen uit de vraag van Oce-Andeno uit Venlo naar de biotechnologische bereiding en de kostprijs van HIBA. Oce is geïnteresseerd in deze kostprijs omdat HIBA een grondstof is voor D-(-)- β -S-acetylthioisoboterzuur (Mebac). Mebac wordt voornamelijk gebruikt voor de productie van Captopril, een bloeddruk verlagend middel. (Captopril wordt verkregen door zuurchlorering van Mebac en koppeling aan proline.) Mebac wordt door twee bedrijven gemaakt, waarvan Oce er een is. Het andere bedrijf is Kanegafuchi Chemical Industry Co. Ltd.. (Kanegafuchi Chemical Industry Co. Ltd., Osaka, Japan is een groot petrochemisch concern dat actief is op de gebieden van de membraan- en de biotechnologie.) Oce heeft octrooien (zie literatuur) op de bereiding van Mebac door racemaatsplitsing met als grondstof methacrylzuur. Kanegafuchi voert de synthese van Mebac uit door methacrylzuur of isoboterzuur microbiëel om te zetten in HIBA en vervolgens de stappen zoals die in figuur 1 staan uit te voeren.



figuur 1: synthese van Mebac uit methacrylzuur

Er wordt per jaar, voor de Westerse wereld, ongeveer 50 ton Mebac geproduceerd. Océ heeft de helft van deze markt in handen. Kanegafuchi heeft de andere helft in handen gekregen door Mebac onder de prijs van Océ te verkopen. Later is de prijs van het Mebac van Kanegafuchi omhoog gegaan en deze is nu ongeveer gelijk aan de prijs van het Mebac van Océ. De vraag die Océ zich stelt is of dit een kwestie van policy is of dat Kanegafuchi niet langer onder de prijs kan leveren.

Uitgaande van de produktiegegevens wordt het proces zo ontworpen dat er langs fermentatieve weg 40 ton HIBA per jaar geproduceerd wordt. Uitgaande van een overall rendement van 60 % bij de produktie van Mebac uit HIBA, is er voor de productie van 25 ton Mebac 26.5 ton HIBA nodig. Als het overall rendement voor de opwerking van HIBA uit de fermentatievloei stof op ongeveer 60 % wordt gesteld moet er 40 ton HIBA jaarlijks geproduceerd worden. Het uiteindelijke resultaat kan anders zijn dan hierboven staat opgegeven, omdat een rendement van 60 % is aangenomen, terwijl deze anders kan zijn.

Deze jaarlijkse productie vindt gedurende 4 perioden van 1 maand plaats. Dit gebeurt om de volgende reden:

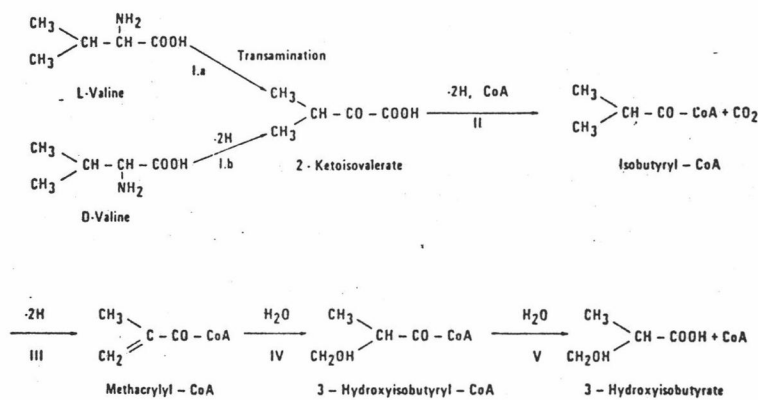
- De afnemer van Mebac (Squibb in de V.S.) neemt slechts in bepaalde perioden Mebac af, zodat bij produktie in 4 perioden de ruimte benodigd voor opslag klein kan worden gehouden.

Omdat er slechts 4 maanden geproduceerd wordt, wordt er bij de ontwikkeling van het proces gestreefd naar gebruik van "multi-purpose"-apparatuur, zodat de resterende dagen van het jaar andere processen kunnen worden uitgevoerd.

Uitgaande van bovenstaande gegevens is het proces voor de productie van HIBA ontwikkeld. In hoofdstuk 4 wordt uitvoerig ingegaan op de fermentatie en de mogelijke alternatieven voor de procesvoering van de fermentatie. In hoofdstuk 5 worden de randvoorwaarden en eisen, die aan de procesvoering gesteld worden genoemd en vervolgens wordt de motivatie achter de keuze van de verschillende, in de flowsheets voor komende, apparaten gegeven. In hoofdstuk 6 wordt aan de hand van de flowsheets het proces beschreven. De kostenberekening per flowsheet en de totale kostprijsberekening voor de produktie van HIBA wordt vervolgens in hoofdstuk 7 beschreven.

4 FERMENTATIEVE BEREIDING VAN D(-)- β -HYDROXYISOBOTERZUUR4.1 Inleiding

D(-)- β -hydroxyisoboterzuur wordt door de gist *Candida rugosa* gevormd uit isoboterzuur, methacrylzuur, isobutylalcohol, isobutylaldehyde, isobutylanhydride, isobutylamine, isobutylamide of mengsels hiervan. In figuur 2 staat de metabolische route voor deze omzetting schematisch weergegeven. Hieruit kan afgeleid worden dat bij de conversie van isoboterzuur (IBA) naar hydroxyisoboterzuur (HIBA) sprake kan zijn van een hydroxylering waardoor bij deze stap zuurstof noodzakelijk is. De conversie van methacrylzuur (MA) naar hydroxyisoboterzuur zou echter een hydrogenering kunnen zijn, toch blijkt de aanwezigheid van zuurstof ook hier noodzakelijk.



Figuur 2: Metabolische afbraak van L- en D-valine (Marshall, 1972)

Kanegafuchi beschrijft in zijn patenten en publikaties een batchgewijze conversie die twee tot vier dagen duurt. Deze conversie kan geschieden met "growing cells" of met "resting cells". Bij de conversie door de "growing cells" vindt tijdens de conversie tevens groei van de microorganismen plaats, zodat er in dit geval ook zuurstof en een koolstof- en stikstofbron aanwezig moeten zijn. Echter ook in het geval van een omzetting door "resting cells" bleek de toevoeging van glucose een aanzienlijke verhoging van het rendement te bewerkstelligen (Hasegawa, 1982). Een bioconversie door "resting cells" is aantrekkelijker omdat de omzetting dan beter geregeld kan worden -er is dan immers bekend hoeveel biomassa zich in de fermentor bevindt- en de aanwezigheid van een stikstofbron en zouten niet noodzakelijk is.

Bij de omzetting kan men zowel van vrije als van geïmmobiliseerde cellen gebruik maken. De belangrijkste voordelen van immobilisatie zijn (Krouwel, 1982) :

- mogelijkheid tot hergebruik van de biokatalysator

- gemakkelijkere bedrijfsvoering
- indien gebruik gemaakt wordt van "resting cells" : een vrijwel celvrij produkt

Wij kozen voor het gebruik van resting cells voor de bioconversie. Dit houdt in dat de benodigde biomassa in een eerder stadium gekweekt moet worden.

De bioconversie moet volledig zijn omdat er, in verband met de opwerking, geen uitgangsprодукt in de afvalstroom meer aanwezig mag zijn. Dit betekent dat de conversie batchgewijs moet plaats vinden.

De biomassacultivatie kan zowel continu als batchgewijs plaats vinden.

Aangenomen wordt dat de resting cells in de geïmmobiliseerde vorm beter bewaard kunnen worden dan in de vrije vorm. Continue cultivatie is dan alleen zinvol als de biomassa meteen geïmmobiliseerd kan worden.

Indien de biomassa batchgewijs gekweekt wordt kan de bioconversie zowel met vrije cellen als met geïmmobiliseerde cellen uitgevoerd worden.

Uitgaande van een produktietijd van HIBA van vier maanden per jaar werden de volgende varianten voor de produktie per kwartaal bekeken:

variant nr.	1	2	3	4	5
cultivatie methode	continu	fed-batch	fed-batch	fed-batch	fed-batch
aantal cultivaties	2	24	2	2	23
tijdsduur per cultivatie	11 dagen	16 uur	16 uur	16 uur	16 uur
tijdsduur immobilisatie	22 dagen *	24 dagen *	2 dagen	4 dagen	-
aantal fermentaties	11	11	10	9	23
tijdsduur fermentatie	48 uur	48 uur	48 uur	48 uur	48 uur
totale tijdspanne	50 dagen	50 dagen	25 dagen	25 dagen	25 dagen

* parallel met cultivatie

Op basis van apparatuur en personeelskosten bleken de varianten 1, 4 en 5 de drie economisch meest aantrekkelijke. Na een algemene beschrijving van de cultivatie, immobilisatie en

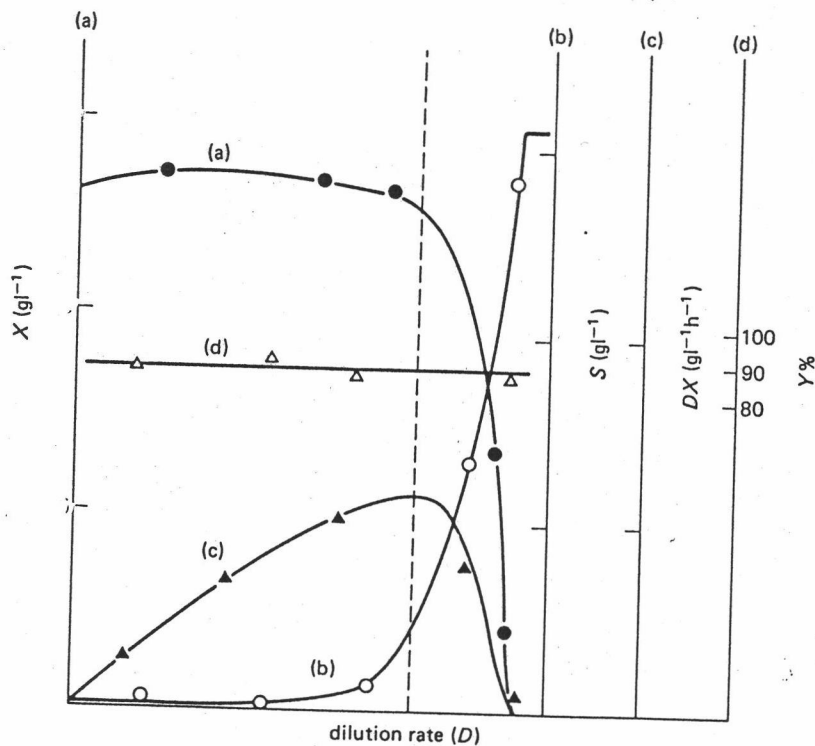
bioconversie worden de varianten 1, 4 en 5 met elkaar vergeleken op grond van procesvoering en de kosten van apparatuur, bemanning en grondstoffen. Op basis hiervan werd een keuze gemaakt.

4.2 Algemene Beschrijving Cultivatie, Immobilisatie En Bioconversie

Cultivatie

De cultivatie wordt gestart met een ent van 10%. Er wordt een biomassaconcentratie van 20 g/L bereikt (Hasegawa, 1983). Bij hoge glucose concentraties en/of zuurstoflimitatie wordt het ongewenste ethanol geproduceerd.

In een continucultuur kan dit vermeden worden door de verdunningssnelheid (tevens groeisnelheid) zo te kiezen dat verwacht kan worden dat alle substraat geconsumeerd wordt. De maximale groeisnelheid van *Candida species* is ongeveer 0.40 h^{-1} (Maxon, 1960), zodat de verdunningssnelheid niet hoger dan ongeveer 0.30 h^{-1} mag zijn (zie figuur 3). Als verdunningssnelheid werd 0.2 h^{-1} gekozen, de zuurstofconsumptie bij deze groeisnelheid werd berekend en de beluchting werd hierop afgestemd (appendix I.1.2).



figuur 3: verschillende parameters als functie van de verdunningssnelheid D .
(Rivière, 1977)

Bij een batch kan ethanolproduktie vermeden worden door de glucose zodanig te doseren dat de glucoseconcentratie in de fermentor minimaal is, dit noemt men fed-batch. De vergelijking voor de toevoerstroom als functie van de biomassa- en glucoseconcentratie op basis van het maintenancemodel luidt (Roels,1983):

$$- \left(\frac{1}{Y_{sx}} \cdot \mu \cdot C_x + m_s \cdot C_x \right) \cdot V = F \cdot (C_{si} - C_s) \quad (1)$$

waarin:

- Y_{sx} = yield van biomassa op substraat (kg/kg)
- μ = groeisnelheid (h⁻¹)
- C_x = biomassaconcentratie (g/L)
- m = maintenance op substraat (h⁻¹)
- V = volume (m³)
- F = toevoerstroom (m³/h)
- C_{si} = concentratie substraat in ingaande stroom (kg/m³)
- C_s = concentratie substraat in fermentor (kg/m³)

De maintenance voor deze gist is onder de gekozen omstandigheden verwaarloosbaar. De vergelijking wordt dan :

$$- \left(\frac{1}{Y_{sx}} \cdot \mu \cdot C_x \right) \cdot V = F \cdot (C_{si} - C_s) \quad (2)$$

In de berekeningen werden de volgende kinetische parameters gebruikt:

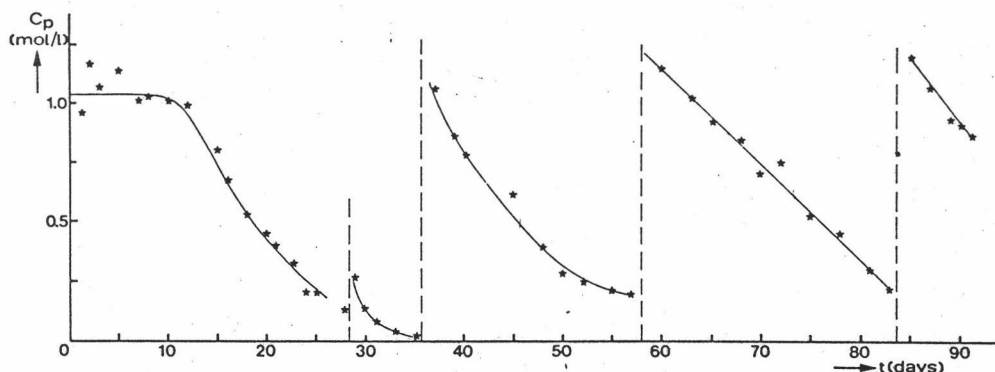
parameter	waarde
μ_{max}	0.48 h ⁻¹ (Dunyak,1985)
μ_{max}	0.40 h ⁻¹ (Maxon,1960)
Y _{sx}	0.45 kg/kg (Hasegawa,1983)
C _s	0.3 kg/m ³ (Dunyak,1985 en algemeen)
C _{si}	44.6 kg/m ³ (Hasegawa,1983)
C _x	20 kg/m ³ (Hasegawa,1982)
Y _{sp}	0.90 mol/mol (patent,1983)

In appendix G is het door Kanegafuchi gespecificeerde medium gegeven.

Immobilisatie

Een overzicht van de verschillende immobilisatiemethoden met de hieraan verbonden voor- en nadelen staat in het proefschrift van Krouwel (1982). Voor dit ontwerp is de keuze gevallen op

immobilisatie in calciumalgiinaat. Het te immobiliseren celmateriaal wordt samen met natriumalgiinaat gesuspenderd in water. Deze suspensie wordt versproeid in een calciumchloride-oplossing (20 g/L) waarin de chloride- en natriumionen snel uitwisselen en een harde biokatalysator ontstaat. Het versproeien kan geschieden met resonantienozzles (Verlaan, 1984). Aangenomen wordt dat de biokatalysator krimpt tot 60% van het oorspronkelijke volume (Krouwel 1982). De uiteindelijke biomassaconcentratie in de biokat bedraagt 100 g/L. De biokatalysator wordt bewaard in een calciumchlorideoplossing (5 g/L) bij 4 C. De calciumionen dienen om de biokatalysator stevig te houden en dienen ook in het fermentatie medium aanwezig te zijn (5 g/L). Er treedt door het immobiliseren aktiviteitsverlies van de cellen op, dit wordt gesteld op 25%. Door veroudering treedt aktiviteitsverlies van de biokat op. De halfwaardetijd van de biokat wordt op 12 dagen gesteld en voorts wordt aangenomen dat de aktiviteit lineair afneemt in de tijd (Krouwel, 1982) (figuur 4). Omdat het voor de opwerking wenselijk is dat de concentratie eindproduct in het fermentatiebeslag constant is worden de conversietijden aan de aktiviteit van de biokat aangepast.



figuur 4: ethanolproductie in een continu geroerde tankreaktor door geïmmobiliseerde gistcellen (--) regeneratie (Krouwel, 1982)

Conversie

In dit ontwerp werd methacrylzuur (MA) als grondstof voor de omzetting gekozen omdat methacrylzuur goedkoper en gangbaarder is dan de andere uitgangsstoffen. Er wordt per conversie 30 g/L methacrylzuur omgezet in 32.7 g/L HIBA. De gemiddelde

conversietijd is 48 uur (Hasegawa,1983; Kanegafuchi,1983). Indien de conversie uitgevoerd wordt met geïmmobiliseerde cellen en deze biokat tussen de conversies in de fermentor aanwezig blijft kan de fermentor tussen de conversies niet met stoom gesteriliseerd worden aangezien de biokat dan niet actief meer is. De fermentor wordt dan gesteriliseerd met 50% ethanol, de biokat verliest hierdoor nauwelijks activiteit (Krouwel,1982). Er zijn aanwijzingen dat methacrylzuur boven 15 g/L toxisch is voor de cellen. Daarom wordt de fermentie gestart met een geringe hoeveelheid methacrylzuur en wordt tijdens de fermentatie elk uur een hoeveelheid methacrylzuur toegevoegd, afhankelijk van de in de fermentor aanwezige concentratie. De minimaal aanwezige concentratie wordt op 2 g/L gesteld. De voor de omzetting van methacrylzuur gewenste glucose wordt tijdens de conversie in een vaste verhouding tot het methacrylzuur toegevoegd.

4.3 Beschrijving Varianten

Beschrijving variant 1

Algemeen

In deze variant wordt HIBA geproduceerd met behulp van geïmmobiliseerde cellen. De biomassa wordt in de maand voorafgaande aan de maand waarin de bioconversie plaats vindt gecultiveerd en geïmmobiliseerd.

De cultivatie is continu en de geproduceerde biomassa wordt direct verwerkt tot biokatalysator.

De conversie wordt als batch uitgevoerd. Het tijdsschema voor de conversie staat in appendix H.

Een schets van het proces staat in appendix F.

Benodigde apparatuur

Voor de continue cultivatie verdienen twee parallel geschakelde fermentoren de voorkeur boven een enkele fermentor. De ent voor een fermentor kan dan steeds uit de andere verkregen worden.

Voordat de biomassa geïmmobiliseerd kan worden moet deze gecentrifugeerd worden. Dit kan in een tubular bowl centrifuge. Deze centrifuge kan niet continu opereren, waardoor een buffervat tussen de fermentoren en de centrifuge noodzakelijk is. Dit buffervat is aseptisch en zo gedimensioneerd dat de inhoud van een fermentor hierin gelegeerd kan worden.

De afgecentrifugeerde biomassa wordt gedurende 8 uur verzameld en vervolgens verwerkt tot alginata-suspensie. Deze suspensie wordt gedurende 16 uur gekoeld voordat ze versproeid wordt; dit betekent dat er 3 suspensievaten nodig zijn. Nadat de alginata-suspensie met resonantienozzles in een calciumchloride oplossing versproeid is wordt de aldus gevormde biokat opgeslagen in een koelruimte.

Een bioconversie duurt gemiddeld 48 uur. Om de stroom naar de

opwerking zo continu mogelijk te houden, zodat het fermentatieproduct niet lang bewaard hoeft worden, wordt de conversie met twee fermentoren uitgevoerd. Een overzicht van de benodigde apparatuur en de kosten hiervan staat in appendix F.1.1

Benodigde biomassa

De biokatalysator wordt 11 maal gebruikt en eenmaal tussentijds geregenereerd. Uit de eerder vermelde aannamen (Krouwel, 1982) volgt dat de gemiddelde activiteit van de kat ten gevolge van veroudering ongeveer 25% daalt. Het activiteitsverlies van de cellen ten gevolge van de immobilisatie in rekening genomen (25%) levert dit een daling van de gemiddelde totale activiteit van de kat van 44% op; de voor de conversie gewenste concentratie cellen bedraagt 35.5 g/L ($1.77 * 20$ g/L).

De jaarlijkse door de fermentatie te produceren hoeveelheid HIBA (40 ton) wordt geproduceerd door 24.5 ton actieve biomassa; het hergebruik van de biokat en het activiteitsverlies in rekening gebracht betekent dit dat jaarlijks 3960 kg geïmmobiliseerde biomassa nodig is; dit is gelijk aan 39 600 kg biokat.

De prijs van de benodigde grondstoffen staat in appendix G.

Tijdsschema

In de fermentoren wordt gedurende 2 maal 11 dagen biomassa gekweekt. Er zijn twee dagen uitgetrokken voor het steriliseren en schoonmaken van de apparatuur.

In een maand kunnen er 11 batches van gemiddeld 48 uur per fermentor uitgevoerd worden. Er worden twee fermentoren gebruikt, dus in totaal vinden er 22 batches plaats. Voor het steriliseren van de fermentor bij de start en het vullen van de fermentor is vier uur uitgetrokken. Voor het tussentijds legen, steriliseren (met ethanol) en vullen van de fermentor is drie uur uitgetrokken. De biokat wordt na zes maal gebruikt te zijn gegenereerd door ze gedurende 15 uur op gistextract te zetten. Daarna (18 uur na de laatste conversie) worden opnieuw vijf conversies gedraaid. Na de laatste conversie rest drie uur voor het schoonmaken van de fermentor. In appendix H.1.1 staat het tijdsschema.

Beschrijving variant 4

Algemeen

Ook in deze variant wordt HIBA batchgewijs geproduceerd door geïmmobiliseerde cellen. Het kweken van de biomassa gebeurt in tegenstelling tot in variant 1 echter batchgewijs.

Deze variant is goedkoper dan variant 2 omdat de cultivatie en de bioconversie in dezelfde maand plaats vinden; dit betekent een besparing op personeelskosten in vergelijking met variant 2, waar de cultivatie, net als in variant 1, in de maand voorafgaand aan de conversie plaats vindt. Tevens is deze variant goedkoper dan variant 3 omdat tijdens de cultivatie een van de twee beschikbare fermentoren als wachtvat gebruikt wordt en omdat door de langere

immobilisatieperiode minder immobilisatieapparatuur nodig is. De eerste ent voor de cultivatie wordt door de pilotplant geleverd, de volgende 3 enten worden uit de voorafgaande cultivatie gehaald. Een schets van dit proces staat in appendix F.

Benodigde apparatuur

Voor zowel de cultivatie als de bioconversie worden 2 fermentoren gebruikt. Het tijdsschema is zo opgesteld dat dit dezelfde fermentoren kunnen zijn. Elke biomassaweek wordt afgecentrifugeerd en verwerkt tot een alginaatsuspensie. Deze wordt versproeid in een calciumchlorideoplossing. De ontstane biokat wordt, tot zij in de bioconversie gebruikt wordt, opgeslagen in een koelruimte. In appendix F.1.2. is de benodigde apparatuur en de kosten hiervan gegeven.

Benodigde biomassa

De biokat wordt 9 maal gebruikt en eenmaal tussentijds geregenereerd. De gemiddelde activiteit daalt als gevolg van veroudering met 18%. Samen met het activiteitsverlies van de cellen ten gevolge van immobilisatie levert dit een daling van de gemiddelde activiteit van 38% op, dit betekent dat de voor de conversie gewenste biomassaconcentratie 32 g/L ($1.6 * 20$ g/L) bedraagt. De door de fermentatie geproduceerde jaarlijkse hoeveelheid van 40 ton HIBA wordt door 24.5 ton actieve biomassa geproduceerd; het hergebruik van de kat, het activiteitsverlies van de kat en de biomassa benodigd voor de ent in rekening gebracht betekent dit dat jaarlijks 4 830 kg biomassa gekweekt moet worden; dit is gelijk aan 48 300 kg biokat. De prijs van de diverse grondstoffen staat in appendix G.

Tijdsschema

De cultivatie zelf duurt 12 uur; er is 8 uur uitgetrokken voor het steriliseren, het vullen en het enten van de fermentor. De fermentor wordt in een uur geleegd. De bioconversie duurt gemiddeld 48 uur. Voor het steriliseren en vullen van de fermentor bij de start werd zes uur uitgetrokken. Het tussentijds legen, steriliseren (ethanol) en vullen van de fermentor neemt drie uur in beslag. De biokat wordt na vijf maal gebruikt te zijn geregenereerd door ze gedurende 15 uur op gistextract te zetten. Hierna worden per fermentor nog vier conversies gedraaid. Het tijdsschema voor de cultivatie en de conversie staat in appendix H.1.2.

Beschrijving variant 5

Algemeen

In deze variant wordt zowel de cultivatie als de bioconversie met vrije cellen uitgevoerd. Beide processen zijn batchprocessen die aaneengesloten in dezelfde fermentor plaats vinden. De eerste ent van een produktiemaand wordt van de pilotplant verkregen, de volgende enten worden verkregen door telkens na de cultivatie een gedeelte van de gekweekte biomassa te pompen naar een steriel wachtvat. Een schets van dit proces staat in appendix F.

Benodigde apparatuur en biomassa, tijdsschema

Een cultivatie en bioconversie duurt in totaal drie dagen, het schoon maken van de fermentor en de cultivatie ($\mu=0.20 \text{ h}^{-1}$) duurt samen 24 uur en de bioconversie duurt 48 uur. Er worden drie fermentoren gebruikt zodat iedere dag een bioconversie afgerond wordt. In totaal worden 23 fermentaties per produktiemaand gedraaid. Voor de jaarlijkse, door de fermentatie te produceren, hoeveelheid van 40 ton HIBA is 24.5 ton actieve cellen nodig. Het tijdsschema voor deze procesvoering staat in appendix H.1.3. Een overzicht van de apparatuur en de kosten hiervan staat in appendix F.1.3.

De prijzen van de diverse grondstoffen staan in appendix G.

Vergelijking varianten 1, 4 en 5.

De varianten 1, 4 en 5 werden met elkaar vergeleken voor wat betreft de kosten van apparatuur, bemanning en grondstoffen. In de volgende tabel staat een overzicht van deze kosten, een uitgebreidere berekening is in de appendices F, G en H gegeven. Variant 4 en 5 bleken hierbij de goedkoopste. Er werd voor een bioconversie door vrije cellen gekozen omdat over de stabiliteit van geïmmobiliseerde cellen van *Candida rugosa*, en speciaal met de gebruikte mutant, niets bekend is.

proces	apparatuur + bemanning (fl.)	grondstoffen (fl.)	totaal(jaarlijks) (fl.)
variant 1	992 599	334400	1326 900
variant 4	838 260	361600	1199 860
variant 5	701 380	456800	1158 180

5 PROCESONTWERP

5.1 Randvoorwaarden En Eisen T.a.v. De Procesvoering

De randvoorwaarden en eisen, die aan het proces gesteld moeten worden, komen o.a. voort uit eigenschappen van de stoffen, die in het proces gebruikt worden.

De eerste randvoorwaarde waar het proces aan moet voldoen is dat tijdens het proces de temperatuur niet boven de 40 graden Celsius uitkomt. HIBA dehydrateert bij hogere temperaturen en gaat dan over in methacrylzuur.

De tweede randvoorwaarde is de specificatie van de produktstroom. Het is niet duidelijk of beta-HIBA vast of vloeibaar is bij een temperatuur van 25 graden Celsius. Als het smeltpunt van alpha-HIBA (79 graden Celsius) genomen wordt als schatting voor het smeltpunt van beta-HIBA dan is bij 25 graden Celsius beta-HIBA vast. Voor het FVO is dit aangenomen. De specificatie van de produktstroom is dan dat beta-HIBA geconcentreerd wordt tot een hoeveelheid, die in het solvent opgelost blijft. Deze concentratie kan thermodynamisch geschat worden. (zie appendix D)

Andere voorwaarden, die bij de realisatie van het proces van belang zijn, komen voort uit explosiegevaar dat optreedt bij mengsels van lucht met isoboterzuur, methacrylzuur en MIBK. (zie chemiekaarten in de appendix K) Alle apparaten en leidingen dienen zo uitgevoerd te worden dat het ontstaan van vonken of andere initiators van explosies niet op kan treden. (Deze maatregelen dienen vooral in vacuumsystemen in acht te worden genomen, omdat hier de kans op het ontstaan van explosieve mengsels het grootst is. De kans is hier het grootst omdat lucht door lekken in het systeem aangezogen wordt.)

Verder dienen allerlei veiligheidsvoorschriften voor gebruik van de chemicalieën in acht te worden genomen, omdat isoboterzuur, zwavelzuur, zoutzuur, natriumhydroxide, methacrylzuur en MIBK agressief inwerken op huid, luchtwegen en ogen.

Transportleidingen dienen van corrosievast materiaal te zijn om dat bij metalen leidingen corrosieproblemen optreden bij gebruik van zoutzuur, zwavelzuur en de organische zuren. Bovendien zijn in de fermentatievloeistof voedingszouten opgelost, die corrosieproblemen kunnen geven.

Andere randvoorwaarden ten aanzien van de te produceren hoeveelheden en tijden zijn te vinden in de voorgaande hoofdstukken.

Over de zuiverheid van de productstroom kan geen oordeel gegeven worden omdat gegevens hierover ontbreken. Het proces moet daarom geïdealiseerd worden.

5.2 Motivering Van Apparaatkeuze En Apparaatgegevens

5.2.1 Fermentatie -

Voor de fermentatie is variant 5 gekozen om eerder genoemde redenen (4.3).

5.2.2 Ultrafiltratie -

De ultrafiltratie is als eerste stap gekozen om in een stap cellen, andere gesuspendeerde deeltjes en opgeloste deeltjes (bv. eiwitten) uit de fermentatievloeistof af te scheiden. De mogelijkheid van scheiding is afhankelijk van de effectieve poriediameter van het membraan. Indien een goede effectieve poriediameter gekozen is, blijft, na ultrafiltratie, een heldere produktstroom over die verder zonder problemen opgewerkt moet kunnen worden.

In de literatuur (N.C.Beaton) worden membraanfluxen beschreven van schone vloeistoffen van 30 tot 50 L/m²/h en vloeistoffen zoals een penicillinebeslag met veel gesuspendeerde deeltjes van 5 tot 10 L/m²/h. Voor de berekening van het benodigde membraanoppervlak is voor de membraanflux een waarde genomen die in een voorbeeld in het artikel gebruikt wordt. Deze waarde voor de flux is 17 L/m²/h en geldt voor een Dorr & Oliver 'plate and frame' systeem.

Bij de fermentatie met vrije cellen wordt een fermentorvolume per dag geproduceerd. Dit komt overeen met 13,55 m³ fermentatie vloeistof met 32,1 kg/m³ aan HIBA. De ultrafiltratie moet continu verlopen om het ultrafiltratie systeem zo efficiënt mogelijk te gebruiken. Er worden twee membraanmodulen parallel gekoppeld om tussentijds een van de twee modulen schoon te kunnen maken.

De tijd voor de ultrafiltratie is ingedeeld zoals in tabel 3 vermeld staat. Een periode in de ultrafiltratie duurt zoals uit tabel 3 blijkt 12 uur, waarvan 8 uur met twee membraanmodulen en 4 uur met een membraanmodule gewerkt wordt.

De concentreringsfactor van de ultrafiltratie wordt op 10 gesteld. D.w.z. dat er 90 % van de ingaande vloeistof door het membraan wordt gepompt. De hoeveelheid vloeistof, die per dag door de modulen wordt gepompt, is $0.9 \cdot 13.55 = 12.195$ m³. De gemiddelde vloeistofstroom per uur bedraagt dan 0.508 m³/h. De hoeveelheid te installeren membraanoppervlak is te berekenen met:

$$2 * A * j * t_1 + A * j * t_2 = 0.508 * (t_1 + t_2) \quad \text{--(3)}$$

t1:tijd dat twee modules werken (=8 uur)

t2:tijd dat een module werkt (=4 uur)

A:membraanoppervlak per module

j:gemiddelde flux per vierkante meter membraan

Uit de vergelijking volgt dat er per module ongeveer 18 vierkante meter membraanoppervlak nodig is, bij een gemiddelde flux van 17 l/m²/uur

tijdsstip (uur)	modulen in gebruik	modulen in schoonmaak
0	1	<
12	1,2	<
20	2	1
24	1,2	<
32	1	2
36	1,2	<
44	2	1
48	1,2	<

5.2.3 Aanzuren <

Het aanzuren wordt gedaan door zuur direct in de transportleiding van de waterstroom naar de extractietoren te injecteren. Het volume zuur dat toegevoegd moet worden is zo klein en de warmteproductie is zo gering, dat het gebruik van een menger met koelfaciliteiten niet nodig is.

De pH van de waterstroom is 7.0. Er moet aangezuurd worden tot een pH van ongeveer 2. De hoeveelheid zuur, die toegevoerd moet worden, wordt grotendeels bepaald door de hoeveelheid HIBA die in de zuurvorm gebracht moet worden. De volumestroom, die aangezuurd moet worden is 508 l/h. In deze stroom is de concentratie HIBA 32.1 g/l. Dit komt overeen met 156.6 mol HIBA/h. Om deze hoeveelheid HIBA in de zure vorm te brengen is 78.3 mol zwavelzuur/h nodig. Bij gebruik van geconcentreerd zwavelzuur (18 molair) moet er 4.4 l/h toegevoegd worden. Voor de mengwarmte van zwavelzuur in water bij oneindige verdunning en 25 graden Celsius is de volgende waarde gevonden (Maron):

$\Delta H_m = -22.99$ kcal/mol zwavelzuur opgelost

Bij de injectie van 78.3 mol zwavelzuur per uur, wordt er 1800 kcal per uur aan warmte geproduceerd. Voor een grove schatting van de temperatuurtoename wordt aangenomen dat de vloeistofstromen de eigenschappen van water hebben. Uit de warmtebalans volgt dan dat de temperatuur 3.5 graad Celsius toeneemt.

In het diktaat van Zuiderweg (deel 2) wordt vermeld dat in het turbulente gebied een buislengte van 50 buisdiameters voldoende is om volledige menging te krijgen. Voor turbulente stroming wordt $Re=10000$ genomen. Hieruit volgt (met eigenschappen van water) dat de inwendige diameter van de buis 1.8 cm is. De minimale pijplengte, die zich tussen het injectiepunt en de extractietoren moet bevinden is 90 cm.

5.2.4 Extractie <

Extractie is om twee redenen als volgende stap gekozen. Deze redenen zijn:

- < Concentrering van HIBA t.o.v. water.
- < Het achterblijven van de opgeloste zouten in de waterfase.

Als solvent is, in overleg met Oce, MIBK genomen, omdat dit solvent in het werkgebied een gunstige verdelingscoëfficiënt $k=3.4$ ((mol/mol solvent)/(mol/mol water)) heeft en bovendien goedkoop is. Andere solvents, die bekeken zijn op de verdelingscoëfficiënt, zijn ethylacetaat ($k=0.5$), dichloorethaan ($k=0.34$), en dichlooretheen ($k=0.25$). Al deze verdelingscoëfficiënten zijn bepaald met de UNIFAC groepsbijdragenmethode (zie appendix B). In tegenstelling tot de verdelingscoëfficiënten, is de selectiviteit van de laatste drie solvents groter dan de selectiviteit van MIBK. MIBK is als solvent gekozen omdat de capaciteit van MIBK, als gevolg van de grotere verdelingscoëfficiënt, groter is. Dit heeft als gevolg dat de extractiekolom kleiner is. Bovendien is de grotere capaciteit gunstig in de vervolgstappen waar solvent verdampt moet worden. Omdat de totale hoeveelheid MIBK klein is, is er, in vergelijking met de andere solvents, minder energie nodig om het MIBK te verdampen.

Er wordt gestreefd naar een extractiefactor $E=1.4$ omdat bij deze waarde van de extractiefactor ongeveer het minimum van de totale jaarlijkse kosten ligt. Deze kosten bestaan uit investeringskosten en productiekosten. Bij gebruik van deze

extractiefactor zijn 11 theoretische evenwichtstrappen nodig om een theoretisch scheidingsrendement van meer dan 99 % te halen. Het aantal theoretische evenwichtstrappen is berekend met de Kremservergelijking.

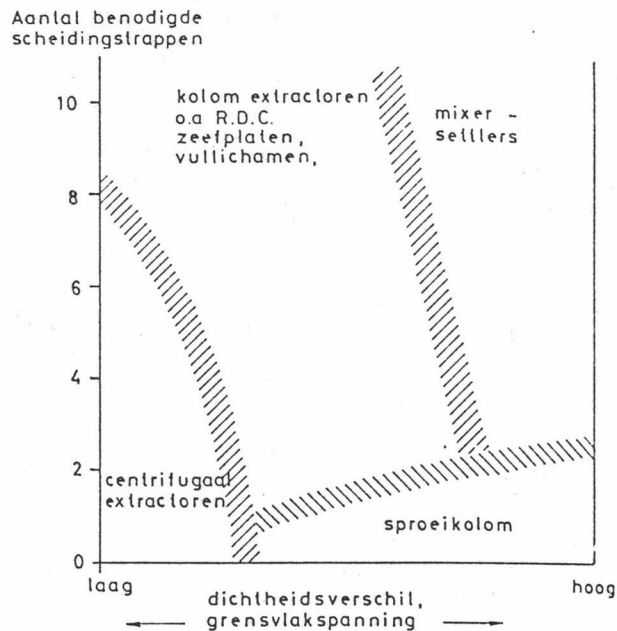
$$(1-f)^{n+1} = \frac{E^{n+1} - E^{-E}}{E^{n+1} - 1} \quad (4)$$

f: fractie niet geextraheerd

E: extractiefactor

n: aantal evenwichtstrappen

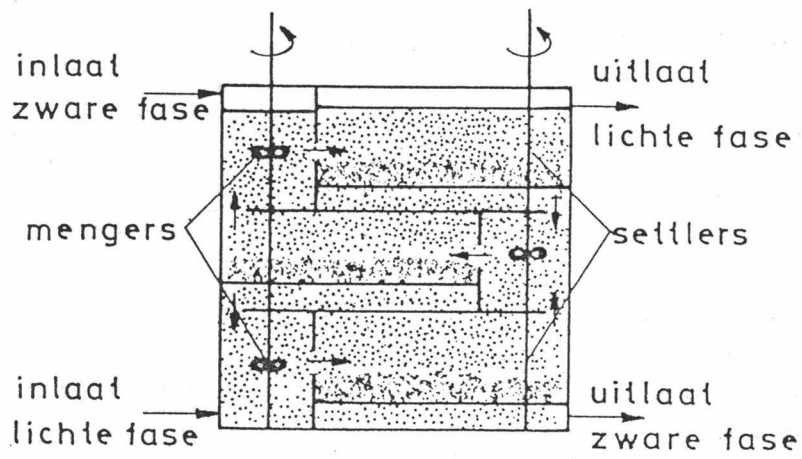
Het systeem dat voor extractie gekozen is, is een serie van mixer-settlers. De keuze is gebaseerd op figuur 5.



figuur 5: extractor keuze diagram

Het dichtheidsverschil tussen solvent en water (194.2 kg/m³) en de grensvlakspanning (.025 N/m) zijn groot, zodat deze keuze gerechtvaardigd is. De mixer-settler is gedimensioneerd met de methode uit het dictaat van Zuiderweg (zie appendix E.1). Het volume van de mixers is 89.9 liter (Tankdiameter= tankhoogte, roerderdiameter= 0.5*tankdiameter). Het roedervermogen per mixer is 15.85 Watt. Het oppervlak van de settlers is 0.221 vierkante meter en de settlerhoogte is 0.5 m.

De mixer-settlers worden in een toren, zoals in figuur 6, uitgevoerd.



figuur 6: verticale uitvoering mixer-settlers

5.2.5 Flashen -

Om het HIBA in een zo zuiver mogelijke en transporteerbare vorm te krijgen moet veel solvent verwijderd worden. Door de opgelegde maximum temperatuur moet er gezocht worden naar een methode, die afdampen bij verlaagde druk mogelijk maakt. De methoden, die hier voor in aanmerking komen, zijn vacuumdestillatie, enkelvoudige flash of meervoudige flash. Met de eis dat een minimale hoeveelheid HIBA en een maximale hoeveelheid water en MIBK met de dampstroom meegaat, werd een druk van 0.01 bar gevonden (trial and error met PROCESS). Omdat bij deze lage druk een grote volumestroom gas ontstaat wordt er getwijfeld aan de haalbaarheid van een vacuumdestillatie. Als scheidingsmethode blijft dan de flashoperatie (ook een destillatie) als methode over. Bij keuze tussen enkelvoudige en meervoudige flash wordt voor de meervoudige flash gekozen, omdat op deze wijze het totaal volume gas, door verschillende drukken te gebruiken, verminderd kan worden. Er is totaal gezien minder energie nodig om het solvent te verdampen en te condenseren dan bij een enkelvoudige flash. (De naverdamper is bij deze beschouwing ook betrokken.) De flash wordt in 3 stappen uitgevoerd en is verder niet geoptimaliseerd. Per flash is gekozen voor het verdampen van 1/3 deel van de ingaande molenstroom. Bij gebruik van de faktor 1/3 blijkt water vluchtiger te zijn dan MIBK, zodat selectief meer water verwijderd wordt. Bij verhoging van de fraktie wordt op een gegeven moment de vluchtigheid van MIBK groter dan die van water. Uit een berekening van het dauwpunt en het kookpunt van stroom 218 bij 0.01 bar met PROCESS (een simulatieprogramma) bleek dat bij het dauwpunt de relatieve vluchtigheid van water t.o.v. MIBK 0.62 is terwijl bij het kookpunt de relatieve vluchtigheid 4.04 was. Bij welke verdampingsfraktie de relatieve vluchtigheid kleiner dan 1 wordt is niet bekeken.

*0.330?
Een methode
de fraktie moet
te maken?*

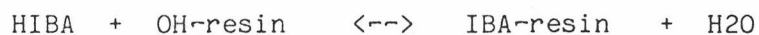
5.2.6 Ionenwisseling -

In de literatuur (Zweig 1972) zijn alleen gegevens bekend over het scheiden van verschillende hydroxyisoboterzuren en 2-hydroxyisoboterzuur met .5M Acetaat als eluens op DOWEX 1X8. Hierbij wordt dus een mengsel geconcentreerd opgebracht. Volgens Nachod (1956) is de concentrering van zwakke organische zuren op sterk basische anionenwisselaars zeer hoog. In Zweig (1972) wordt ook een affiniteitsreeks voor verschillende anionen op sterk basisch anionenwisselaars gegeven :



Daaruit blijkt dat acetaat en formiaat zich sterker binden dan OH en fluoride. Daar HIBA ongeveer eenzelfde pKa heeft, mag aangenomen worden dat HIBA ongeveer dezelfde affiniteit als azijnzuur en formiaat heeft en daarom sterker gebonden wordt dan OH (het regeneratiemiddel).

Voor de berekeningen van de ionenwisselaar is uitgegaan van de gegevens voor de sterk basische anionenwisselaar DOWEX 1 (Perry 1984). Deze bestaat uit een polystyreen matrix met als functionele groep een quaternair ammoniumzout (trimethylbenzylammonium). De hars bevindt zich in de OH-vorm. Tijdens het beladen vindt uitwisseling plaats van de gebonden OH-ionen met de HIBA-anionen :



De afgewerkte stroom zal dus een pH van ongeveer 7 hebben. Op het moment dat de ionenwisselaar volledig beladen is zal de pH dalen tot pH=2 ;dit is de pH van de aangezuurde stroom. Als detector kan dus een pH-electrode gebruikt worden.

5.2.6.1 Uitvoeringsvorm -

De makkelijkste en meest betrouwbare uitvoeringsvorm is die waarin 3 kolommen parallel gebruikt worden. Hierbij wordt in een cyclisch proces elke kolom beladen, geregenereerd en gespoeld. Na het spoelen wordt de ionenwisselaar voorgespoeld met de afgewerkte stroom uit de kolom die beladen wordt. Dit wordt gedaan om bij doorbraak van de kolom zo min mogelijk produkt verloren te laten gaan. De bediening van het systeem is makkelijk te automatiseren, waardoor het arbeidsintensieve bedienen van de afsluiters bij de cycluswisseling niet meer nodig is.

Sterk basische anionenwisselaars worden geregenereerd met natronloog. Bij regeneratie is het gebruikelijk een hoeveelheid loog te gebruiken die een factor 2 hoger is dan de capaciteit van de ionenwisselaar (Dorfner 1972). Een ionenwisselaar met een capaciteit van 1.5 keq/m³ moet geregenereerd worden met 3 keq/m³.

Om hierbij de volumestroom van de regeneratie zo klein mogelijk te houden, wordt geregenereerd met een zo hoog mogelijke loogconcentratie. Uit (Kunin 1958) blijkt dat 2N NaOH na 1000 cycli slechts enkele procenten verlies aan capaciteit geeft. Daarom is gekozen voor regeneratie met 2N NaOH.

Na de regeneratie wordt de ionenwisselaar in tegenstroom gespoeld met demiwater om kanaalvorming in het bed te voorkomen. De kolommen worden uitgevoerd in staal met butylrubber binnenbekleding. Dit is bestand tegen deze loogconcentratie (Perry 1984).

6 BESCHRIJVING VAN HET PROCES (APPENDIX A)

6.1 Procesbeschrijving Variant 5 (schema 1)

6.1.1 Algemeen

Fermentor

De afmetingen van de fermentor (R112, R116, R120) wijken iets af van de gebruikelijke; de hoogte- diameter verhouding is iets groter dan gewoonlijk bij een geroerde tank omdat dit de benodigde luchtflow aanzienlijk vermindert. De fermentor wordt geroerd met twee turbine roerders (6 bladig). De netto inhoud is 67% van het bruto volume. De fermentor is dubbelwandig. Als materiaal werd AISI 316 gekozen. De mantel is van staal HI. Door de mantel wordt koelwater geleid. De benodigde hoeveelheid koelwater wordt berekend in appendix I.3.

In de fermentor heerst een lichte overdruk om inlekken te voorkomen. De temperatuur voor zowel de cultivatie als de bioconversie is 30 °C (Hasegawa,1983; Kanegafuchi,1983).

Sterilisatie lucht

De lucht benodigd voor de beluchting van de fermentoren wordt gesteriliseerd met een PVA (polyvinylaetaat) filter (M107). Dit filter heeft de voorkeur boven een wattenfilter (Aiba et al.,1973). Er werd een dikte van het filter van 0.3 m gekozen en een effectieve poriengrootte van 20 μ m gekozen. Geschikte afmetingen van het filter moeten experimenteel bepaald worden. De berekeningen staan in appendix I.1.1.

Leidingen en afsluiters

De toevoerleidingen van de fermentor zijn van staal, de afvoerleidingen zijn, in verband met de aggresiviteit van HIBA, van AISI 316.

Als afsluiters worden membraanafsluiters gebruikt. De afsluiters zijn zo geplaatst dat het mogelijk is om tijdens het proces delen van de apparatuur en leidingen met stoom te steriliseren.

Apparatuur

Alle vaten die steriel gehouden moeten worden (V101, V106, V108) worden uitgevoerd met filters. Hierdoor blijft tevens de druk atmosferisch.

6.1.2 Cultivatie -

Cultivatie

De cultivatie wordt als fed-batch uitgevoerd. Als groeisnelheid werd 0.20 h^{-1} gekozen. De toe te voeren voedingsstroom kan met formule 2 bepaald worden. Indien de procescondities goed gekozen zijn zal geen ethanol gevormd worden. Dit wordt echter gecontroleerd door bepaling van de hoeveelheid ethanol in het afgas met een gassensor (QC). Indien noodzakelijk kan de voedingsstroom aangepast worden (met de hand). In schema 1 wordt in fermentor R112 een cultivatie uitgevoerd.

Sterilisatie medium

Het medium voor een cultivatie wordt binnen drie uur gesteriliseerd. De sterilisatie vindt plaats bij $125 \text{ }^{\circ}\text{C}$ door stoom te injecteren in een pijpleiding en het mengsel door een voldoende lange geïsoleerde pijp te leiden ($0.125 \times 25 \text{ m}$) (M105). Het gesteriliseerde medium wordt afgekoeld door warmteuitwisseling met de stroom nog te steriliseren medium. De druk wordt gereduceerd tot atmosferisch. De berekening staat in appendix I.1.3. Het steriele medium wordt opgeslagen in een steriele wachttank (V106) waar het medium nog verder afkoelt. Aangenomen wordt dat het medium $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$ is op het moment dat het aan de fermentor toegevoegd wordt.

Beluchting

In de voor de microorganismen benodigde zuurstof wordt voorzien door de fermentor te beluchten met lucht (0.4 vvm [volume gas/(volume fermentor * minuut)]). Onder de procescondities (beluchting 0.4 vvm , roersnelheid 2.6 s^{-1}) is de zuurstofconcentratie in het medium voldoende hoog om een groeisnelheid van 0.2 h^{-1} te bereiken (zie berekening in appendix I.1.2)

Koeling

De cultivatietemperatuur bedraagt $30 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (zie boven). De warmte die vrij komt bij de afbraak van glucose, de roerwarmte etc. wordt afgevoerd door koelwater door de mantel te leiden. Er wordt vers koelwater ($9 \text{ }^{\circ}\text{C}$) gebruikt dat opgewarmd wordt tot $13 \text{ }^{\circ}\text{C}$ en zonder bezwaar geloosd kan worden of opgenomen kan worden in het koelwatercircuit van de fabriek (zie berekening in appendix I.3).

Antischuimregeling

Tijdens de cultivatie gevormd schuim wordt zoveel mogelijk op mechanische wijze verwijderd. Hiervoor wordt een schuimbreker gebruikt. Chemische antischuimmiddelen (bijv. P2000) hebben een negatieve invloed op de zuurstofoverdracht en worden alleen als het noodzakelijk geacht wordt toegevoegd.

pH regeling

De pH wordt gemeten met een pH elektrode die zich in de cultuurvloeistof bevindt. De pH wordt geregeld op pH 7.0 door met behulp van 5 N NaOH.

Ent

De eerste ent (10% = 1.5 m³) van een produktiemaand wordt door de pilotplant verzorgd. De kosten van deze ent werden niet berekend. De volgende enten worden gehaald uit het entvat (V108) dat gevuld wordt door na elke cultivatie 1.5 m³ cultuurvloeistof naar het entvat te pompen.

6.1.3 Bioconversie ↵

Bioconversie

De conversie start met een reeds gevulde fermentor. Bij de start wordt 3 g/L methacrylzuur en 0.3 g/L glucose toegevoegd. Tijdens de conversie worden op gezette tijden MA en glucose toegevoegd. Tevens wordt ook tijdens de conversie belucht (0.2 vvm, de helft van de beluchting tijdens de cultivatie). In schema 1 vindt in de fermentoren R116 en R120 een conversie plaats.

Methacrylzuur

Methacrylzuur wordt opgeslagen in een (gezien de agressiviteit, zie appendix K) geëmailleerd vat (V110, V114, V118). MA wordt via een klep aan de fermentatievloeistof toegevoegd omdat het slecht oplosbaar in koud water is. De toevoer van MA wordt geregeld met een microprocessor die met een gaschromatograaf verbonden is. De gaschromatograaf (kleppensysteem) bepaald elk uur de in de fermentatievloeistof aanwezige concentratie MA. De minimumconcentratie wordt op 2 g/L gesteld. Er wordt gemiddeld 0.6 g MA per keer toegediend. Deze hoeveelheid wordt gemeten door de gewichtsafname van het voorraadvat te bepalen. Gezien de giftigheid van methacrylzuur en het gegeven dat de lucht verzadigd zal zijn met MA (appendix K) kan verwacht worden dat de lucht in het voorraadvat steriel is.

Glucose

De voor de omzetting van MA benodigde glucose wordt gepompt uit een van de twee steriliseerbare oplosvaten voor glucose (V101). Er wordt ervoor zorg gedragen dat steeds een van de vaten een steriele glucoseoplossing bevat (50% glucose). De toe te voegen hoeveelheid glucose is gekoppeld aan de toe te voegen hoeveelheid MA. Voor elke gram MA wordt 0.1 gram glucose toegediend. Dit wordt geregeld door de microprocessor die de glucosedoseerpomp (P111, P115, P119) aanstuurt.

Koeling

De cultuurvloeistof wordt op dezelfde wijze als bij de cultivatie gekoeld. De af te voeren hoeveelheid warmte is echter aanzienlijk minder dan bij de cultivatie (zie appendix I.3). De temperatuur van het uitgaande koelwater is 15 °C. Dit kan nog geloosd worden (Delfland).

Afgas

Het afgas wordt gekoeld met een condensor het verdampte HIBA en MA zoveel mogelijk terug te winnen (H113,H117,H121).

Antischuim

Verwacht wordt dat de schuimvorming bij de bioconversie minder sterk is dan bij de cultivatie. Daarom is waarschijnlijk alleen op gezette tijden schuimbestrijding met de schuimbreker nodig.

pH regeling

De pH wordt op dezelfde wijze gemeten als bij de cultivatie. Er werd aangenomen dat ook tijdens de conversie de pH 7.0 bedraagt. De optimale pH is afhankelijk van de mutant die gebruikt wordt (Hasegawa, 1983). De cellen komen in de rustende vorm indien er de glucoseconcentratie zo laag is dat er geen groei mogelijk is, verhoging van de pH is dan niet noodzakelijk. De pH wordt elk uur, na de toevoeging van MA, op 7.0 gebracht door toevoeging van 5 N NaOH.

Legen

Na afloop van de fermentatie wordt de inhoud verpompt naar een wachttank. Hierdoor koelt het beslag af tot 25 °C.

6.2 Ultrafiltratie (Schema 2,Schema 3)

Het fermentatiebeslag bevat ongeveer 10 % (w/v) gesuspendeerde deeltjes (microorganismen,enzymen e.d.). Het eindproduct HIBA is klein t.o.v. deze deeltjes en kan eenvoudig afgescheiden worden. De effectieve poriediameter moet dan 1-2 nm zijn. Met deze poriediameter, kan met ultrafiltratie iedere component met een moleculairgewicht boven de 10000 worden afgescheiden. In de praktijk kan met een voeding die 10 % (w/v) gesuspendeerde deeltjes bevat slechts een faktor 5 tot 10 ingedikt worden (N.C.Beaton), waardoor maximaal 90 % rendement in het HIBA haalbaar is. (Hierbij is aangenomen dat de retentie voor HIBA 0 is.)

Bij het bedrijven van de ultrafiltratiemodulen (M226,M326) dient

aan enkele voorwaarden voldaan te zijn. Deze voorwaarden zijn:

- ↖ De vloeistofsnelheid langs het membraan moet ongeveer 2.5-3 m/s zijn.
- ↖ Het retentaat (de ingedikte vloeistof, die niet door het membraan gaat) moet met een snelheid worden afgevoerd, zodanig dat de verhouding van het voedingsdebiet tot het retentaatdebiet gelijk is aan de gewenste concentreringsfaktor.
- ↖ De druk over het membraan moet ongeveer 2-6 bar zijn.
- ↖ Schoonmaken van het membraan na 20 uur bedrijfstijd
- ↖ Twee membraanmodulen parallel, om de ultrafiltratie verder te kunnen bedrijven als een van de twee modulen schoongemaakt wordt.

Bij het bedrijven wordt gestreefd naar een cyclustijd van 24 uur, zodat er voor schoonmaken van de membraanmodulen 4 uur overblijft.

In schema 2 en 3 wordt een werkdruk van 5 atmosfeer aangehouden, zodat de drukval over het membraan 4 atmosfeer is. De vloeistof, die geultrafiltreerd wordt, wordt aangevoerd vanuit het buffervat (V224, V324). Dit buffervat van 20 kubieke meter dient als scheiding voor de batchgewijze fermentatie en de continue opwerking. Als een fermentatie beëindigd is, wordt de fermentorinhoud in 2 uur in dit vat gepompt. Vervolgens wordt in 24 uur de inhoud van dit vat verwerkt.

De heldere vloeistof, die het membraan passeert, (stroom 215 of 314) komt in buffervat V227 (of V327), die fluctuaties in deze stroom, door de schoonmaakprocedure en het dichtslibben van het membraan opgewekt, opvangt.

6.3 Aanzuurstap (Schema 2, schema 3)

De pH van het beslag is 7.0. Het HIBA bevindt zich bij deze pH in de COO⁻-vorm (pKa=4.7, schatting gebaseerd op het Handbook of Chemistry and Physics). Om het HIBA te kunnen extraheren moet het in de COOH-vorm gebracht worden. Het aanzuurmedium is zwavelzuur dat direct in de transportleiding van het waterige medium geïnjecteerd wordt, omdat het warmteeffect zo klein is en de menging in de buis zo beïnvloed kan worden dat geen aparte menger met koelfaciliteiten geïnstalleerd hoeft te worden. De temperatuur stijgt ongeveer 3.5 graden Celsius. Deze geproduceerde warmte wordt afgevoerd met koeler H231 (of H330). De vloeistofstroom wordt afgekoeld tot 25 graden Celsius en gaat vervolgens naar de mixer-settler extractor toren.

6.4 Extractie (Schema 2,schema 3)

De extractie van HIBA uit de waterfase wordt uitgevoerd met MIBK in kolom T232 (of T340). De voedingsvolumestromen water en solvent zijn respectievelijk 0.511 en 1.43 kubieke meter per uur voor kolom T232 en 0.183 en 0.512 kubieke meter per uur voor kolom T340. Omdat de solvent stroom groot is t.o.v. de waterstroom is de solventstroom als continue fase genomen. (Het is erg onwaarschijnlijk dat het solvent gedispergeerd kan worden in de waterfase.)

6.5 Flashen (Schema 2,schema 3)

Een flashoperatie is de eenvoudigste vorm van een destillatie. Door over een ventiel een drukverschil en eventueel een temperatuurverschil aan te leggen kan bijvoorbeeld een vloeistof, die door het ventiel gaat, gedeeltelijk verdampt worden. Na het ventiel wordt een gas-vloeistofscheider geplaatst om het ontstane tweefasemengsel te scheiden. Het flashen vindt plaats in drie stappen. De condities van deze stappen zijn:

flash 1 (V236) :0.0442 bar en 25°C
(V344) :0.0451 bar en 25°C
flash 2 (V240) :0.0176 bar en 15°C
(V349) :0.0187 bar en 15°C
flash 3 (V244) :0.0077 bar en 5°C
(V353) :0.0079 bar en 5°C

Bij deze stappen wordt per stap 1/3 van de ingaande molenstroom verdampt met als hoofddoel water te verwijderen. Een gunstig bijkomend verschijnsel is dat er tevens solvent verdampt.

6.6 Naverdamper (Schema 2,schema 3)

De naverdamper (V247,V356)) is aangebracht om het teveel aan nog aanwezig solvent te verwijderen. De condities van de naverdamper worden zo ingesteld dat het HIBA nog net opgelost blijft in de resterende hoeveelheid solvent. De naverdamper werkt bij een druk van 0.0077 bar en warmt de ingaande stroom, met een temperatuur van 5 graden Celsius op naar een temperatuur van 8 graden Celsius. De vloeibare produktstroom van de naverdamper

bevat een concentratie HIBA, die nog opgelost is. Het produkt van de molfractie ($=0.275$) en de activiteitscoëfficiënt ($=1.56$) van HIBA is 0.428 . Zoals in appendix D staat kan deze hoeveelheid net opgelost worden.

6.7 Uitvoering Proces Met Ionenwisseling (schema 3)

Het ultrafiltraat van de fermentatiebeslag wordt, na aanzuren, in wachvat (V331) opgevangen. Met pomp (P333) wordt de aangezuurde stroom naar een van de ionenwisselaars (T334, T335, T336) gepompt.

Het effluent wordt gespuid (stroom 321) of gebruikt om een kolom voor te spoelen. Tijdens de regeneratie wordt met pomp (P329) een hoeveelheid van $.1565 \text{ m}^3$ met 2N NaOH door de ionenwisselaar gepompt. De regeneratiestroom (stroom 319) wordt in vat (V338) opgevangen en direct aangezuurd tot $\text{pH}=2$. Pomp (P339) pompt vervolgens de aangezuurde stroom naar de extractietoren (T340).

De afgewerkte stroom zal tijdens de belading bij het verlaten van de kolom een pH van ongeveer 7 hebben. Bij het doorslaan van de ionenwisselaar daalt de pH tot $\text{pH}=2$. Als detector kan daarom een pH -electrode gebruikt worden.

Geregenereerd wordt met 2N NaOH . De regeneratiestroom met NaOH (1 kmol/m^3) en NaIBA (1 kmol/m^3) wordt, alvorens naar de extractie te gaan, aangezuurd met $40\% \text{ HCl}$ in een mengvat met koelmantel. De warmte productie bestaat uit oploswarmte tgv de verdunning van HCl (van 13 mol/L tot 1.7 mol/L) en reactiewarmte tgv van vorming van water en HIBA. Voor de vormingswarmte van HIBA is de vormingswarmte van water uit OH en H genomen (56 kJ/mol). De oploswarmte van HCl ($13 \text{ mol/L} \leftarrow 1.7 \text{ mol/L}$) bedraagt 11 kJ/mol . De totale warmte productie is gesteld op 70 kJ/mol toegevoegd HCl .

6.8 Solventrecycle

Het solvent, dat in de flashdrums en de naverdamper verdampt wordt, wordt met de koelers H237, H241, H245 en H248 in schema 2 of met de koelers H345, H350, H354 en H357 in schema 3 gecondenseerd. De koelers zijn ontworpen op totale condensatie van de dampstroom. D.w.z. dat er via de vacuümleiding geen solvent verdwijnt. De gecondenseerde dampstromen worden op 1 bar gebracht met pomp P235 (of P343) en op 25 graden Celsius met warmtewisselaar H233 (of H341). De stroom uit de warmtewisselaar wordt onder aan de extractiekolom weer ingevoerd. Omdat er in

*Net rond name
bevat?*

het proces solvent verdwijnt met de spuistroom uit de extractietoren en met de produktstroom waar HIBA in opgelost is, wordt een extra solventstroom (214,330) aan de solventrecyclestroom toegevoegd. Deze extra solventstroom kan bestaan uit nieuw toe te voeren solvent of uit solvent dat in externe opwerkingseenheden wordt teruggewonnen. Bij dit laatste kan gedacht worden aan solvent dat uit spuistroom 219 (of 324) wordt teruggewonnen en aan solvent dat teruggewonnen wordt in de verdere syntheseroute van het HIBA. (HIBA moet namelijk in de volgende stap een zuurchlorering ondergaan, waarbij van te voren alle MIBK moet worden verwijderd.)

6.9 Spuistromen (Schema 2, schema 3)

Er komen in de flowsheets meerdere spuistromen voor, die ieder voor verdere verwerking in aanmerking kunnen komen.

De spuistroom uit de ultrafiltratie-unit (216 in schema 2 en 315 in schema 3) bevat een hoge biomassaconcentratie en zou na enkele bewerkingen omgezet kunnen worden in veevoer. Bovendien kan met diafiltratie de 10 % HIBA, die meegevoerd wordt, voor verdere opwerking gewonnen worden. De filtraatstroom uit de diafiltratie kan gemengd worden met de filtraatstroom uit de ultrafiltratie. Het rendement van de filtratie kan dan van 90 % naar 99 % gebracht worden. De invloed van de diafiltratie op de kostprijs is in het FVO niet verder bekeken.

Spuistroom 219 uit de extractiekolom in schema 2 bevat nog HIBA, MIBK en een overmaat water. Spuistroom 324 uit de extractiekolom in schema 3 bevat behalve HIBA, MIBK en water ook nog NaCl. Met deze spuistroom verdwijnt ongeveer 1 mol% solvent per uur. Deze stroom zou, indien het economisch rendabel is, opgewerkt kunnen worden om MIBK terug te winnen. Dit om de kosten voor het solventverbruik terug te dringen.

Bij de ionenwisselaar in schema 3 komen nog een spuistroom met afgewerkt ultrafiltraat (321) en een spuistroom met spoelwater voor. Deze bevatten in principe alleen water en kunnen zo geloosd worden.

6.10 Flexibiliteit

Het produktieniveau is op twee manieren te vergroten:

- Meer fermentaties door bijvoorbeeld een maand langer te produceren.
- De fermentor verder te vullen. Het werkvolume tijdens de fermentatie is $\frac{2}{3}$ deel van het totaalvolume van de fermentor. (Fermentoren worden meestal op deze wijze ontworpen.) Door het werkvolume te vergroten is het produktieniveau per fermentatie te vergroten.

Bij meer fermentaties hoeft er niets aan de procescondities, tijdens de opwerking, veranderd te worden. Dezelfde opwerking is toepasbaar.

Bij grotere vloeistofvolumina tijdens een fermentatie is de flexibiliteit aanzienlijk. De ultrafiltratie als eerste stap is eenvoudig uit te breiden door enkele membraanmodulen parallel te schakelen aan de al aanwezige. De aanzuurstap levert geen problemen omdat de hoeveelheid toegediend zuur vergroot kan worden door meer te injecteren. De koeling moet gedeeltelijk aangepast worden als de warmteproductie te groot wordt. De extractie is berekend op maximale mixergrootte (D.w.z. dat de minimale praktische druppelgrootte (diktaat Zuiderweg) gebruikt is om de mixer te dimensioneren.) De voedingsstromen kunnen in principe vergroot worden, maar het rendement van de extractie zal minder worden. Bij de flashdrums en de naverdamper is verandering van de temperatuur- en drukcondities mogelijk om de vergrote productie te kunnen verwerken. Hierbij dienen echter wel de temperatuurgrenzen voor het HIBA in acht te worden genomen.

6.10.1 Flexibiliteit Van De Ionenwisseling -

Uit de berekeningen in (appendix J) volgt voor de tijden voor beladen, regenereren en spoelen :

	h
beladen	1.0
regenereren	.885
spoelen	.95

Vergroten van de superficiële snelheid van de regeneratie-stroom tot 1.7 E-3 m/s heeft tot gevolg dat de regeneratietijd tot $.51 \text{ h}$ verkleind wordt. De superficiële snelheid van het spoelwater kan een factor 5 vergroot worden tot net onder de maximale fluidisatiesnelheid (22.4 E-3 m/s). De spoeltijd kan dan verkleind worden tot $.19 \text{ h}$. De totaaltijd voor regeneratie en spoelen kan dus tot minimaal $.70 \text{ h}$ verkleind worden. Hieruit volgt dat de beladingstijd bij gebruik van 3 ionenwisselaars niet kleiner dan $.35 \text{ h}$ kan worden.

Bij dimensionering van de ionenwisselaar op 1000 cycli in 92 dagen volgt een cyclustijd van $.736 \text{ h}$. De HIBA-stroom die dan verwerkt kan worden bedraagt 212 mol/h . Dit betekent dat tav de ionenwisseling de productie van HIBA met 35 % verhoogd kan worden. Indien in dat geval de HIBA-concentratie gelijk blijft volgt een vergroting van het volumedebiet tot $.696 \text{ m}^3/\text{h}$. De superficiële snelheid wordt in dat geval 3.9 E-3 m/s , zodat in dat geval de maximale snelheid ivm drukval niet overschreden wordt.

6.11 In Bedrijfstelling

In bedrijfstelling van de fermentoren staat in paragraaf 3 beschreven.

De ultrafiltratie wordt opgestart door eerst de gewenste vloeistofsnelheid langs het membraan in te stellen met de retentaatafvoer dicht. Hierna wordt de retentaatafvoer geopend en het drukverschil over het membraan aangelegd. Als laatste wordt de concentreringsfactor ingesteld.

De extractietoren kan worden opgestart door eerst de toren te vullen met solvent en vervolgens de waterfase aan te voeren met gelijktijdig aanzetten van de roeders. De aangevoerde waterfase wordt eerst aangezuurd tot $\text{pH}=2$, voordat het de extractietoren ingaat.

De flashdrums en de verdamper worden ingesteld op andere condities dan de gewenste bedrijfscondities. Dit om de bij het opstarten aanwezige overmaat solvent te kunnen verwerken. De procescondities van de flashdrums en de verdamper moeten geleidelijk bijgesteld worden op de gewenste procescondities.

7 KOSTENBEREKENING7.1 Apparatuur

Er wordt ervan uitgegaan dat de investering 4.5 maal de apparatuurprijs bedraagt. Op jaarbasis bedragen de kosten voor de apparatuur (aanschrijving, onderhoud, etc.) 0.235 maal de totale investering. Bij de berekening van de kosten van de apparatuur op jaarbasis wordt er verder vanuit gegaan dat de apparatuur gedurende de rest van het jaar voor een ander proces gebruikt wordt. ilc E 20440.

De investeringskosten in Japan zijn vergelijkbaar met die in West-Duitsland (Perry, 1984).

7.2 Mankracht

Een mankracht kost op jaarbasis gemiddeld fl. 135.000 (Oce-Andeno). Er wordt gewerkt in 5 ploegdienst gedurende vier maanden per jaar. Dit komt op fl. 225.000 per mankracht per jaar. (w.d. continue mankracht
1675,000
in de laatste maanden)

7.3 Kostprijs Fermentatie

De kostprijzen, die in de volgende paragrafen genoemd zijn, staan gespecificeerd in de appendices E en F.

7.3.1 Totale Kosten Media -

Uitgaande van een produktie van 32.7 g HIBA uitgaande van MA en 31.9 g uitgaande van IBA door 20 g actieve cellen - de gemiddelde aktiviteit van geïmmobiliseerde cellen is 75% - kunnen de prijzen van HIBA op basis van grondstoffen berekend worden.

proces	grondstof	prijs biomassa per jaar	prijs grondstof per jaar	prijs totaal per jaar
variant 1	MA	fl. 124 000	fl. 210 400	fl. 334 400
variant 4	MA	151 200	210 400	361 600
variant 5	MA	247 200	209 600	456 800

7.3.2 Vergelijking Kosten Van Varianten -

proces	apparatuur + bemanning (fl.)	grondstoffen (fl.)	totaal(jaarlijks) (fl.)
variant 1	992 500	334 400	1326 900
variant 4	838 260	361 600	1199 860
variant 5	701 380	456 800	1158 180

7.3.3 Utilities Variant 5 -

utilities	prijs (fl.)	verbruik per jaar	totaal prijs (fl.)
koelwater	0.06 m-3	53 284 m3	3 197
stoom	42.50 ton (10 bar)	100 ton	4 250
lucht	0.03 Nm3	1228 046 m3	36 841
energie	0.19 kWh	206 640 kWh	39 261.6
totaal utilities per jaar			83 550

7.3.4 Totale Jaarlijkse Kosten -

Uit de voorgaande gegevens kunnen de totale jaarlijkse kosten voor de fermentatie volgens variant 5 bepaald worden. Er is bij de jaarlijkse kosten voor apparatuur een correctie aangebracht omdat het 20 kubieke meter vat dat als laatste gespecificeerd staat in appendix F.1.3 in de kostprijsberekening van de opwerking staat. Dit vat was voor de prijsvergelijking van de verschillende fermentatievarianten wel nodig.

afschrijving, onderhoud, overhead, arbeid, grondstoffen	fl. 1140 560,--
Utilities	83 550,--

Totale jaarlijkse kosten : -----
fl. 1224 110,--

Er wordt per jaar 31.5 ton HIBA geproduceerd (uitgangspunt ontwerp). De kosten voor fermentatie, volgens schema 1, van HIBA zijn:

Kosten fermentatie per kg HIBA (schema 1) : fl. 38,86
=====

7.4 Kostprijs Opwerking Schema2

7.4.1 Investerings -

De investeringen bestaan uit de kosten voor de apparaten, die in het flowsheet voorkomen. De prijzen voor de apparaten staan vermeld in de apparaatlijsten en zijn opgezocht in het Webci-boekje en Perry. De totale investeringen voor ongemonteerde apparatuur is de som van al deze prijzen en bedraagt fl. 352500,- Voor gemonteerde apparatuur wordt met een faktor 4.5 vermenigvuldigd. Hieruit volgt dat de totale investeringskosten fl. 1586250,- zijn. Er wordt aangenomen dat slechts 1/3 deel voor rekening van de produktie van HIBA komt. De rest wordt afgeschreven op andere fermentaties, die gedurende de rest van het jaar worden uitgevoerd. Hieruit volgt:

Investeringskosten op rekening van HIBA : fl. 528750,-

7.4.2 Energie -

Het jaarlijks energieverbruik is als volgt opgebouwd:

Energieverbruik pompen:

6 pompen a 1 kW

(Deze 1 kW is zeer ruim genomen. De meeste pompen in het flowsheet verbruiken slechts 1/20 van dit vermogen.)

Energie input flashdrums: (berekend met PROCESS)

Flashdrum 1 (V236,H234): 49.39 kW

Flashdrum 2 (V240,H239): 31.97 kW

Flashdrum 3 (V244,H243): 20.92 kW

Energie input koelers: (berekend met PROCESS)

Voor de koelers H237,H241,H245 en H248 is met PROCESS de energie berekend, die onttrokken moet worden voor condensatie van de dampstromen. Om het verdampte freon 12 weer vloeibaar te maken wordt een rendement van 70 % aangenomen. De energie input van de koelers wordt gebaseerd op de energie, die nodig is voor het vloeibaar maken van freon 12. De bijdragen per koeler zijn:

H237 : 95.47 kW

H241 : 54.00 kW

H245 : 35.44 kW

H248 : 58.15 kW

Het energieverbruik van de vier koelers samen bedraagt 243.06 kW.

Energie verbruik mixer-settlers:

De mixer-settlertoren verbruikt 0.174 kW.

Het totale jaarlijkse energieverbruik gebaseerd op de bovenstaande gegevens en 92 produktiedagen van 24 uur wordt 780000 kW (afgerond). De jaarlijkse energiekosten zijn:

Jaarlijkse energiekosten : 780000 a fl. 0,19/kW = fl.148200,-

7.4.3 Hulpmiddelen -

7.4.3.1 Stoom -

Voor V247 en H233 wordt stoom van 3 bar en 133 graden Celsius gebruikt. Per jaar is 160 ton stoom voor deze twee apparaten nodig. De jaarlijkse kosten voor stoomverbruik zijn:

Jaarlijkse kosten stoom : 160 ton a fl. 40,-/ton = fl. 6400,-

7.4.3.2 MIBK -

Het totale verbruik aan MIBK wordt geschat op 50 kubieke meter per jaar. Deze 50 kubieke meter bestaat uit solvent dat in het systeem circuleert en solvent dat in een extern opwerkingsysteem circuleert. (Hierbij is aangenomen dat solvent teruggewonnen wordt.) Er wordt aangenomen dat aan het begin van een nieuwe produktieperiode alle solvent vervangen wordt.

Kosten MIBK : 50000 l a fl. 2,-/l = fl. 100000

7.4.3.3 Zwavelzuur -

De kosten van het zwavelzuur bestaan uit de kosten van de hoeveelheid zwavelzuur, die voor aanzuring van stroom 215 nodig is. Er is 4.4 l/uur nodig. De jaarlijkse hoeveelheid komt hiermee op 9800 liter (afgerond).

Kosten zwavelzuur : 9800 liter a fl. 0.84/l = fl. 8232,-

7.4.4 Arbeid -

Er wordt aangenomen dat 1 arbeidskracht in een vijfploegendienst voldoende is om de opwerking draaiende te houden.

Kosten arbeid (1 arbeidskracht) : fl. 225000,-

7.4.5 Totale Jaarlijkse Kosten -

Uit de voorgaande gegevens kunnen de jaarlijkse produktiekosten bepaald worden.

Afschrijving, onderhoud, overhead $0.235 * \text{fl. } 528750,- = \text{fl. } 124256,25$

Energie 148200,--

Hulpmiddelen 114632,--

Arbeid 225000,--

Totale jaarlijkse kosten : fl. 612088,25

Er wordt per jaar ongeveer 31.5 ton HIBA geproduceerd (Dit is de echt geproduceerde hoeveelheid). De kosten voor opwerking, volgens schema 2, van HIBA zijn:

Kosten opwerking per kg HIBA (schema 2) : fl. 19,43
=====

7.5 Kostenberekening Voor Opwerking Met Ionenwisselaar (schema 3)

De kosten voor opwerking zijn opgebouwd uit kosten voor :

- investeringen
- energie
- hulpmiddelen
- arbeid

7.5.1 Investeringen -

De investeringen bestaan uit de kosten voor de apparaten die in flowsheet 3 vermeld staan. De prijzen zijn opgezocht in Perry en het Webci- prijzenboekje en staan vermeld in de apparaatlijsten.

De prijs voor ongemonteerde apparatuur bedraagt : fl 390.300,-

De totale investeringskosten voor gemonteerde apparatuur volgt door vermenigvuldiging met een factor 4.5 (Oce-richtlijn).

De prijs voor gemonteerde apparatuur bedraagt : fl 1.756.350,-

Aangezien de fabriek slechts 1/3 deel van het jaar voor de productie van HIBA gebruikt wordt, volgt voor de investeringskosten op rekening van HIBA :

Totale investeringskosten op rekening van HIBA : fl 585.450,-

7.5.2 Energie -

Het energieverbruik is opgebouwd uit kosten voor :

- pompen
- flashdrums
- koelers
- mixersettlers

7.5.2.1 Energieverbruik Pompen -

Gebruikt worden 10 pompen a 1kW =10 kW.

(dit is zeer ruim genomen; de meeste pompen gebruiken slechts 1/20

deel)

7.5.2.2 Energie Input Flashdrums (berekend Met PROCESS) -

flashdrum 1	(V344,H342)	18.78 kW
flashdrum 2	(V349,H348)	12.50 kW
flashdrum 3	(V353,H352)	8.14 kW

De totale energie input voor flashdrums bedraagt : 39.42 kW

7.5.2.3 Energie Input Voor Koelers -

Voor de koelers H345,H350,H354 en H357 is eveneens met PROCESS de warmte berekend die onttrokken moet worden aan de dampstromen. Om het freon12 weer vloeibaar te maken wordt een rendement van 70% aangenomen. Hierop is de energie input van de koelers gebaseerd.

De bijdragen per koeler zijn

H345	31.43 kW
H350	20.93 kW
H354	13.85 kW
H357	20.42 kW

Het totale energieverbruik van de koelers bedraagt: 86.63 kW

7.5.2.4 Energieverbruik Mixersettlers -

Het energieverbruik van de 11 mixers bedraagt .037 kW.

7.5.3 Het Totale Energieverbruik -

Het totale energieverbruik per 92 dagen productie bedraagt :
 $92 * 24 * (10 + 39.42 + 86.63 + .037) = 300000 \text{ kWh}$

De totale energiekosten zijn dan : $300000 * .19 = \text{fl } 57.000,-$

7.5.4 Kosten Hulpmiddelen -

De kosten aan hulpmiddelen volgen uit het verbruik aan :

7.5.4.1 Natronloog -

De kosten aan natronloog worden gevormd door de benodigde natronloog voor de regeneratie. Per uur wordt een hoeveelheid van .313 kmol aan NaOH verbruikt. De kostprijs van NaOH is fl 16,50/kmol.(50% NaOH kost fl 300/m³).

De totale kosten aan natronloog bedragen dan :

kosten NaOH 92 * 24 * .313 * 16,50 = fl111.414,-

7.5.4.2 Zwavelzuur -

De kosten aan zwavelzuur worden gevormd door de kosten in de aanzuurstap na de ultrafiltratie. Deze kosten bedragen :

kosten zwavelzuur 9800 L a fl .84/L = fl 8232,-

7.5.4.3 Zoutzuur -

De kosten aan zoutzuur worden gevormd door het 40% zoutzuur dat nodig is voor neutralisatie in V338. Deze hoeveelheid bedraagt :
 $92 * 24 * .027 * .885 = 52.7 \text{ m}^3$.

Met een kostprijs van fl200,-/m³ volgt voor de kosten aan zoutzuur :

kosten zoutzuur 52.7 * fl200,- = fl 10.540,-

7.5.4.4 Ionenwisselaar -

Voor de drie ionenwisselaarkolommen is totaal .313 m³ aan ionenwisselaar nodig. Dit is gelijk aan .313 * 427 = 134 kg. Indien dit na 92 dagen geheel vernieuwd wordt, volgt voor de kosten aan ionenwisselaar:

kosten aan ionenwisselaar: 134 kg a fl140,-/kg = fl 5346,-

7.5.4.5 MIBK -

Het totale verbruik aan MIBK wordt geschat op 20 m³/jaar. Het MIBK bevindt zich in de extractie, opwerking, spuistroom 324 en in de volgstap (Mebac synthese). Aangezien de kosten voor de terugwinning van MIBK in de Mebac-synthese niet in rekening zijn gebracht, wordt aangenomen dat de solvent elk jaar vernieuwd wordt.

De kosten aan MIBK bedragen $20 * f1 2000,- = f1 40000,-$

7.5.4.6 Stoom -

Voor V356 en H341 wordt stoom van 3 bar en 133 C gebruikt. Voor beide apparaten is 24.8 kg per uur nodig. Per productieperiode is dan nodig: 54.7 ton stoom.

De kosten aan stoom bedragen $54.7 * f1 40,-/ton = f1 2188,-$

7.5.4.7 Demiwater -

Voor het spoelen van de ionenwisselaar is per uur $.706 * .95 = .671$ m³ nodig. De benodigde hoeveelheid per productieperiode is dan 1480 m³.

De kosten aan demiwater zijn $1480 * f1 .50 = f1 740,-$

7.5.4.8 Koelwater -

Koelwater wordt gebruikt in H330 en bij V338. De benodigde hoeveelheden bedragen resp 1.8 en 2.26 m³/h

De kosten aan koelwater bedragen $:92*24*4.06* f1.06 = f1 538,-$

7.5.5 Totale Kosten Aan Hulpmiddelen -

De totale kosten aan hulpmiddelen bedragen f1 79000,-

7.5.6 Arbeid -

Aangenomen wordt dat 1 arbeidskracht in vijfploegendienst voldoende is om de opwerking draaiende te houden. Bij vijfploegendienst en 100 dagen arbeid (1jaar=300dagen) volgt voor het arbeidsloon :

$$5 * 1/3 * fl 135000,- = fl 225000,-$$

7.5.7 Totale Jaarlijkse Kosten -

Uit voorgaande berekeningen volgt voor de totale produktiekosten :

Afschrijving, onderhoud, overhead	.235 * fl 585.450	= fl 137.580,-
Energie		fl 57.000,-
Hulpmiddelen		fl 79.000,-
Arbeid		fl 225.000,-
		<hr/>
	Totale jaarlijkse kosten	fl 498.580
		=====

Er wordt per jaar 31.5 ton HIBA geproduceerd.

De kosten voor de opwerking van HIBA volgens schema 3 bedragen :

kosten opwerking HIBA = fl 15.83/kg HIBA
=====

8 LITERATUURLIJST

- Aiba S., Humphrey A.E., Millis N.F. (1973), Biochemical Engineering, Academic Press Inc., New York, London, p.239-302
- Apparaten voor de procesindustrie (1978), concept dictaat TH Delft, Lab Apparatenbouw en procesindustrie
- Beaton N.C., Ultrafiltration membranes and applications, A.R.Cooper (Ed.) Polymer science and technology vol 13, New York, Plenum, 1980
- Bretsznajder S. (1971), Prediction of Transport and Other Physical Properties of Fluids, International Series of Monographs in Chemical Engineering Vol.11, Pergamon Press
- Calmon C., Kressman T.R.E. (1957), Ionexchangers in Organic- and Biochemistry, Interscience Publishers N.Y.
- Coulson J.M., Richardson J.F., Sannott R.K. (1983), Chemical Engineering Vol.6, Pergamon Press
- DACE (1984), Webci prijzenboekje dec 1984, 11e druk NAP Leidschendam
- Dean J.A. (1969), Chem. Sep. Meth., van Nostrand Reinhold Comp. N.Y.
- Dorfner K. (1972), Ionexchangers, Arbor Science Publishers Inc. Michigan, p.333
- Downing D.G. (1965), Chem. Eng. 6-12, p.170-176
- Dunyak S.A., Cook T.M. (1985), Appl. Microbiol. Biotechnol. 21 (3,4), p.182-186
- Evans F.L., Equipment Design Handbook for Refineries and Chemical Plants, I en II, (1971/1974)
- Fredenslund A., Jones R.L., Prausnitz J.M., A.I.Ch.E.J. (1975), 21, p.1086
- Hasegawa J., Ogura M., Kanema H., Kawaharada H., Watanabe K. (1983), J. Ferment. Technol. 61 (1), p.37
- Hasegawa J., Ogura M., Kanema H., Noda N., Kawaharada H., Watanabe K. (1982), J.Ferment. Technol. 60 (6), p.501
- Janssen L.P.B.M., Warmoeskerken M.M.C.G. (1982), Fysisch Technologisch Bij-de-Handboek, DUM Delft

- Kanegafuchi Kagaku Kogyo Co. Ltd.(1983), Patent Appl. 57-42359, public disclosure 58-158188 (20 sept 1983)
- Kays W.M., London A.L. (1973), Hochleistungswarmeübertrager, Akademie-verlag, Berlin, p.81-82
- Koyama K., Nishi T., Hashida I., Nishimura M. (1982), Journ. Appl. Polym. Science, 27, p.2845-2855
- Krouwel P.G. (1982), Immobilized cells for continuous solvent production, Proefschrift ,Delft University Press, p.39-62
- Kunin (1958), Ionexchange resins, John Wiley&Sons, p.334,357
- Levenspiel O. (1972), Chemical Reaction Engineering, 2nd ed, Wiley International, p.284
- Loos Th. W. de, Kooi H.J. van der (1983), Toegepaste thermodynamica en fasenleer, collegedictaat TH Delft
- Maron S.H., Prutton C.F. (1965), Principles of Physical Chemistry 4th ed, The Macmillan Co N.Y.
- Marshall Paul V. de, Sokatch J.R. (1972), J. of Bacteriology 110 (3), p.1073
- Nachod F.C., Schubert J., (1956), Ionexchange Technology, Academic Press N.Y.
- Oosterhuis N.M.G. (1984), Scale-up of bioreactors, Proefschrift, Suikerunie , p.13-31
- Perry R.H., Green (1984), Chemical Engineers Handbook 6th Ed., Mc Graw-Hill Inc.
- Perry R.H., Chilton C.H. (1972), Chemical Engineers Handbook 5th Ed., Mc Graw-Hill Inc.
- Prater N.H., Antonacci D.W. (1960), Petrol. Refin. 39, p.261-266
- Riet K. van 't (1983), Collegedictaat Bioprocestechnologie TH Delft
- Riviere J. (1977), Industrial Applications of Microbiology, Surrey University
- Roels J. (1983), Energetics and Kinetics in Biotechnology, Elsevier Biomedical Press
- Smith J.M.M., Stammers E. (1973), Fysische Transportverschijnselen 1, collegedictaat DUM Delft

- Tannenbaum S.R., Wang D.I.C. (1975), Ed. Single Cell Protein II, MIT Press, Massachusetts, London p.129, 438-453
- Verlaan P., Hulst A.C., Tramper J., van 't Riet K., Luyben K.Ch.A.M., Third European Congress on Biotechnology, vol I, p.151, Verlag Chemie, Weinheim, 1984
- Weast R.C., CRC's Handbook of Chemistry and Physics, 58e Ed.
- Zuiderweg F.J., collegedictaat Fysische scheidingsmethoden TH Delft, Deel I en II
- Zweig, Sherma (1972), Handbook of Chromatography II

9 SYMBOLENLIJST

Symbool	Betekenis	Eenheid
A	oppervak	m ²
c	snelheid vloeistof	m/s
c	isobare warmtecapaciteit	kJ/(kg K)
p		
c	isochore warmtecapaciteit	kJ/kg
v		
*		
C	verzadigingsconcentratie O in water	kg/m ³
OL		
C	concentratie O in water	kg/m ³
OL		
Cs	substraatconcentratie	kg/m ³
Csi	ingående substraatconcentratie	kg/m ³
Cx	biomassaconcentratie	kg/m ³
d	diameter pijp	m
d	dikte wand	m
w		
D	diameter roerder	m
D	dispersiecoefficient	m ² /s
De	hydraulische diameter	m
D1	diameter reaktor	m
D2	diameter reaktor + mantel	m
f	friktiefactor	
g	gravitatieversnelling	m/s ²
F	voedingsstroom	m ³ /h
Gs	massastroom per oppervlak	kg/(m ² s)
h	warmteoverdrachtscoefficient	W/(m ² K)
Δh_c	enthalpie per C-mol	kJ/C-mol
H	enthalpie	kJ/kg
H	hoogte reaktor	m
k	warmteoverdrachtscoefficient medium	W/(m ² K)
K	warmteoverdrachtscoefficient koelwater	W/(m ² K)
k	afsterfsnelheid	1/s
k	stopfactor lucht sterilisatie	1/m
K	Monodconstante zuurstof	kg/m ³
O ₂		
kl	zuurstoftransportcoefficient	m/s
kla	volumetrische zuurstoftransportcoefficient	m/s
L	lengte	m
L	dikte filter	m
m	maintenance op substraat	1/h
s		
M	molecuul gewicht	g/mol
n	aantal passages	
N	aantal keerschotten	
N	aantal omwentelingen roerder	1/s
N	hoeveelheid m.o.	1/m ³
No	initieel aantal m.o.	1/m ³

Nr	destruktiesnelheid	
Nu	Nusselt	
P	kans op m.o.	
P	vermogen roerder	kW
ΔP	drukval	N/m ²
Pg	vermogen roerder in belichte reaktor	kW
Pe	Peclet	
r	warmte produktie	kW
Re	Reynolds	
s	steek	m
S	stop criterium lucht sterilisatie	
t	tijd	s, h
T	diameter mantel	m
T	temperatuur	C, K
ΔT_{ln}	logaritmisch temperatuurverschil	K
U	overall warmteoverdrachtscoefficient	W/(m ² K)
V	volume	m ³
v	superficiële gassnelheid	m/s
s		
w	hoogte roerderblad	m
Y _{sp}	yield produkt op substraat	mol/mol
Y _{sx}	yield biomassa op substraat	kg/kg

GRIEKSE SYMBOLEN

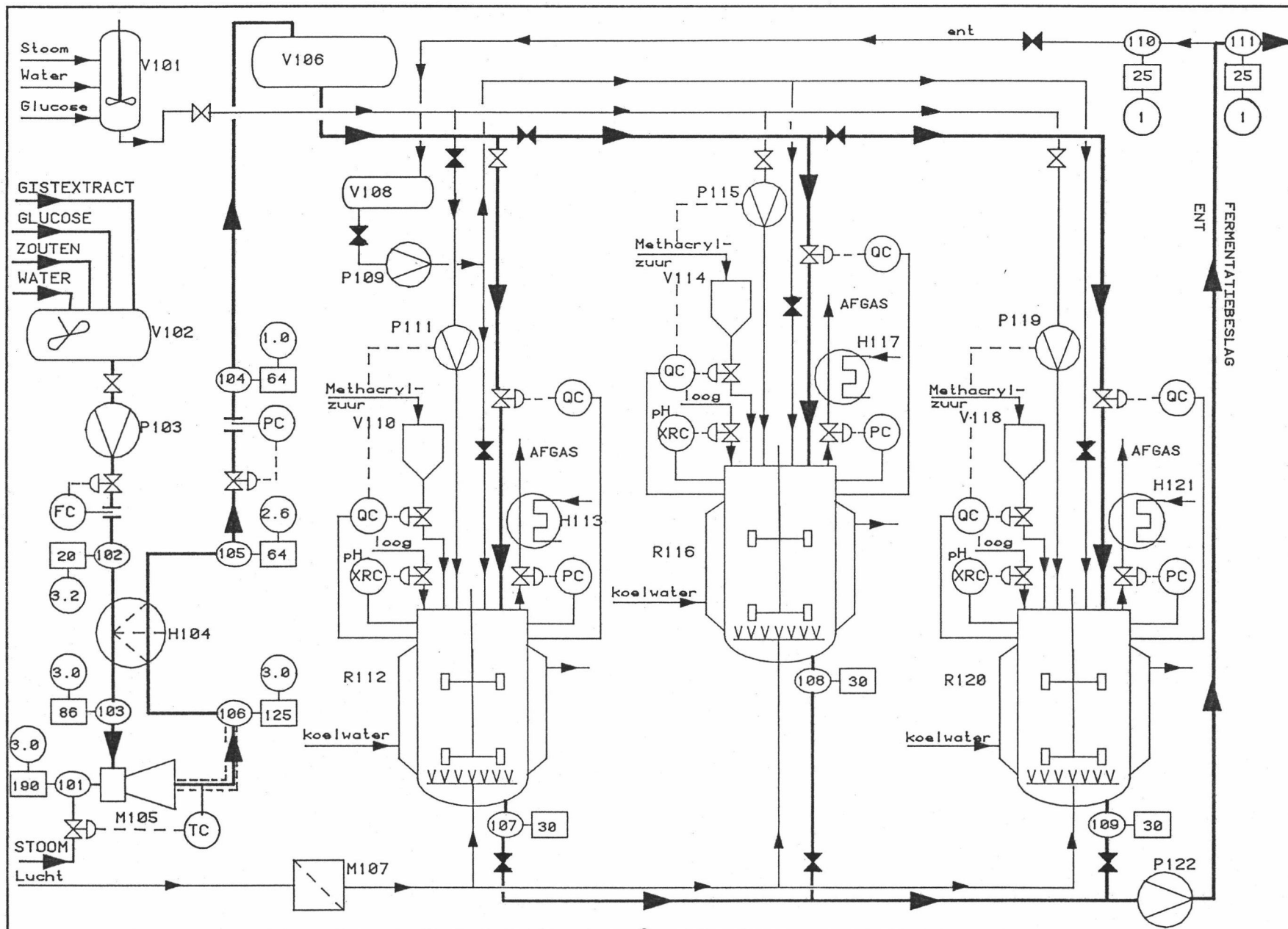
symbool	betekenis	eenheid
α	partiele warmteoverdrachtscoefficient	W/(m ² K)
γ	activiteitscoefficient	(-)
ϵ	effektiviteit warmtewisselaar	(-)
ϵ	bedporositeit	(-)
η	dynamische viscositeit	Pa*s
λ	warmtegeleidingscoefficient	W/(m K)
μ	groeisnelheid	1/h
ρ	dichtheid	kg/m ³
ϕ	massastroom	kg/h
m		
ϕ	volumestroom	m ³ /h
v		
ϕ	warmtestroom	kW
w		
ν	kinematische viscositeit	m ² /s
θ	verblijftijd	s
θ	coalescentietijd	s
c		
σ	grensvlakspanning	N/m
ω	acentriciteitsfactor	(-)
η	overall collectie efficiency	(-)

APPENDIX A

A.1 FLWSHEETS

Opmerkingen en wijzigingen in flowsheet 2 en 3:

- De uitgaande temperaturen van de naverdamper zijn 8°C (stromen 230 en 231)
- Bij berekening van de energiebehoefte bij de flashverdamperen zijn de koelers en de bijbehorende flashdrums als drie units beschouwd. (H234,V236;H239,V240;H243,V244)
- De koeler H234 kan ook een verwarmer zijn, omdat niet bekend is welke temperatuur de ingaande vloeistofstroom van V236 moet hebben om in deze flashdrumm een temperatuur van 25°C te krijgen.
- De drukken van de stromen 316, 317 ,318 moeten respectievelijk 930, 760 en 820 mm Hg zijn.



- V101 MENG VAT - AUTOCLAAF FERMENTATIE (2X)
- V102 MENG VAT CULTIVATIE
- P103 VOEDINGSPOMP
- H104 WARMTEWISSELAAR
- M105 STOOMINJECTOR
- V106 WACHTVAT
- M107 LUCHTFILTER
- V108 ENTVAT
- V109 POMP ENT
- V110 VOORRAADVAT METHACRYLZUUR
- P111 VOEDINGSPOMP FERMENTATIE
- R112 FERMENTOR
- H113 CONDENSOR AFGAS
- V114 VOORRAADVAT METHACRYLZUUR
- P115 VOEDINGSPOMP FERMENTATIE
- R116 FERMENTOR
- H117 CONDENSOR AFGAS
- V118 VOORRAADVAT METHACRYLZUUR
- P119 VOEDINGSPOMP FERMENTATIE
- R120 FERMENTOR
- H121 CONDENSOR AFGAS
- P122 POMP ENT OF FERMENTATIEBESLAG

FERMENTATIEVE BEREIDING VAN D-(+)-β-HYDROXYISOBOTERZUUR

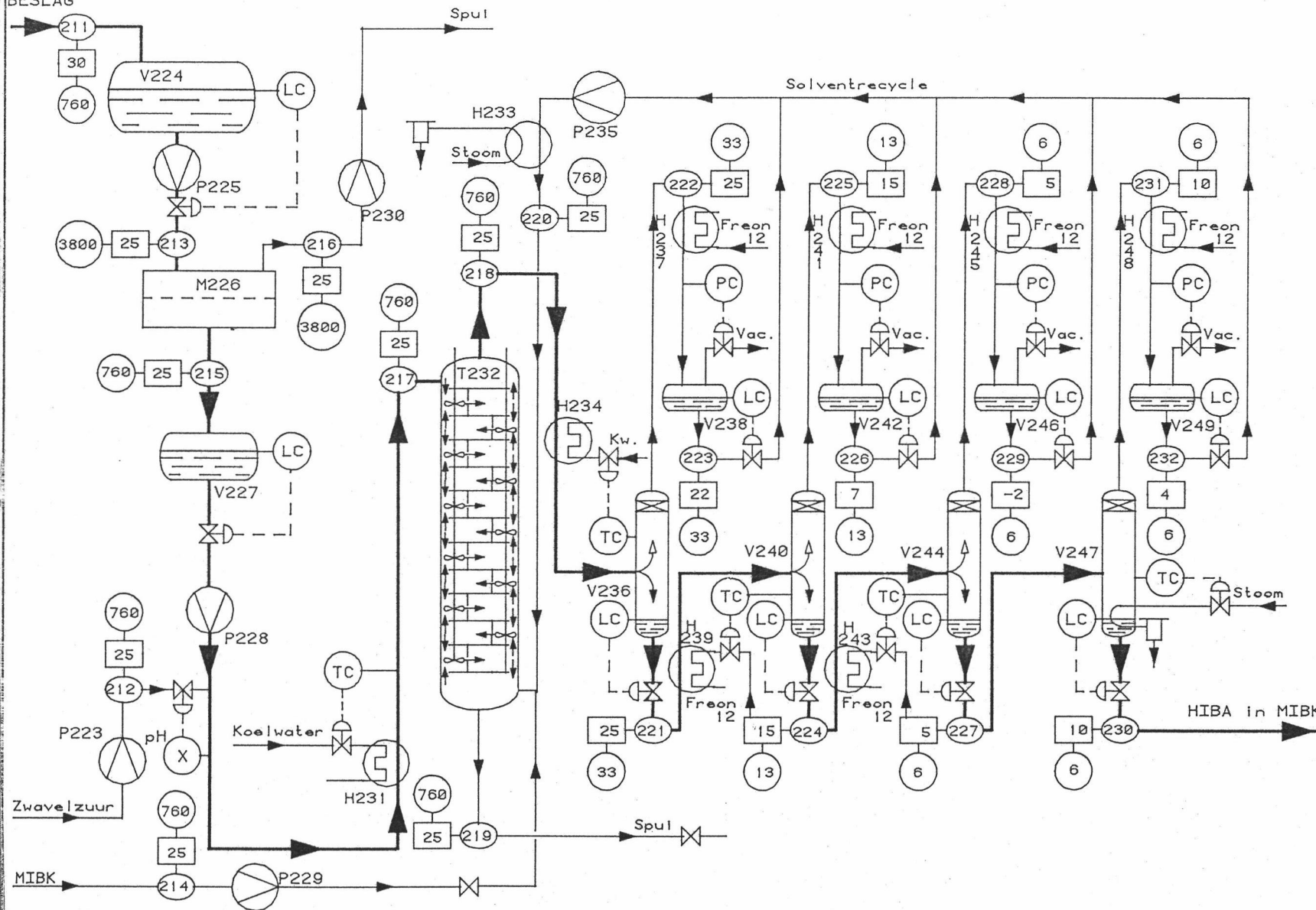
Schema 1

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ○ Druk in bar

M.v. Benschop
D. Groen
M. Timmer

Fabrieksvoorontwerp no 2634
Juli 1985

FERMENTATIE-
BESLAG



- P223 POMP AANVOER ZWAVELZUUR
- V224 BUFFERVAT FERMENTATIE-
BESLAG
- P225 AANVOERPOMP UF-UNIT
- M226 ULTRAFILTRATIE UNIT
- V227 BUFFERVAT UF-UNIT
- P228 POMP
- P229 AANVOERPOMP MIBK
- P230 AFVOERPOMP UF-UNIT
- H231 KOELER VOOR AFVOER
MENGWARMTE
- T232 MIXER-SETTLER EXTRACTIE-
TOREN (HIBA-EXTRACTIE)
- H233 VERWARMER SOLVENTRECYCLE
TOT EXTRACTIETEMPERAATUUR
- H234 KOELER VOOR AFVOER MENG-
WARMTE BELADEN SOLVENT
- P235 SOLVENTRECYCLE POMP
- V236 FLASHDRUM 1, VERWIJDERING
WATER EN GASSTROOM
- H237 CONDENSOR GASSTROOM
UIT FLASHDRUM 1
- V238 VLOEISTOF-GASSCHEIDER
- H239 KOELER VLOEISTOFSTROOM
NAAR FLASHDRUM 2
- V240 FLASHDRUM 2, VERWIJDERING
WATER EN SOLVENT
- H241 CONDENSOR GASSTROOM
UIT FLASHDRUM 2
- V242 VLOEISTOF-GASSCHEIDER
- H243 KOELER VLOEISTOFSTROOM
NAAR FLASHDRUM 3
- V244 FLASHDRUM 3, VERWIJDERING
WATER EN SOLVENT
- H245 CONDENSOR GASSTROOM
UIT FLASHDRUM 3
- V246 VLOEISTOF-GASSCHEIDER
- V247 NAVERDAMPER, VERWIJDERING
VAN OVERHAAT SOLVENT
- H248 CONDENSOR GASSTROOM
UIT NAVERDAMPER
- V249 VLOEISTOF-GASSCHEIDER

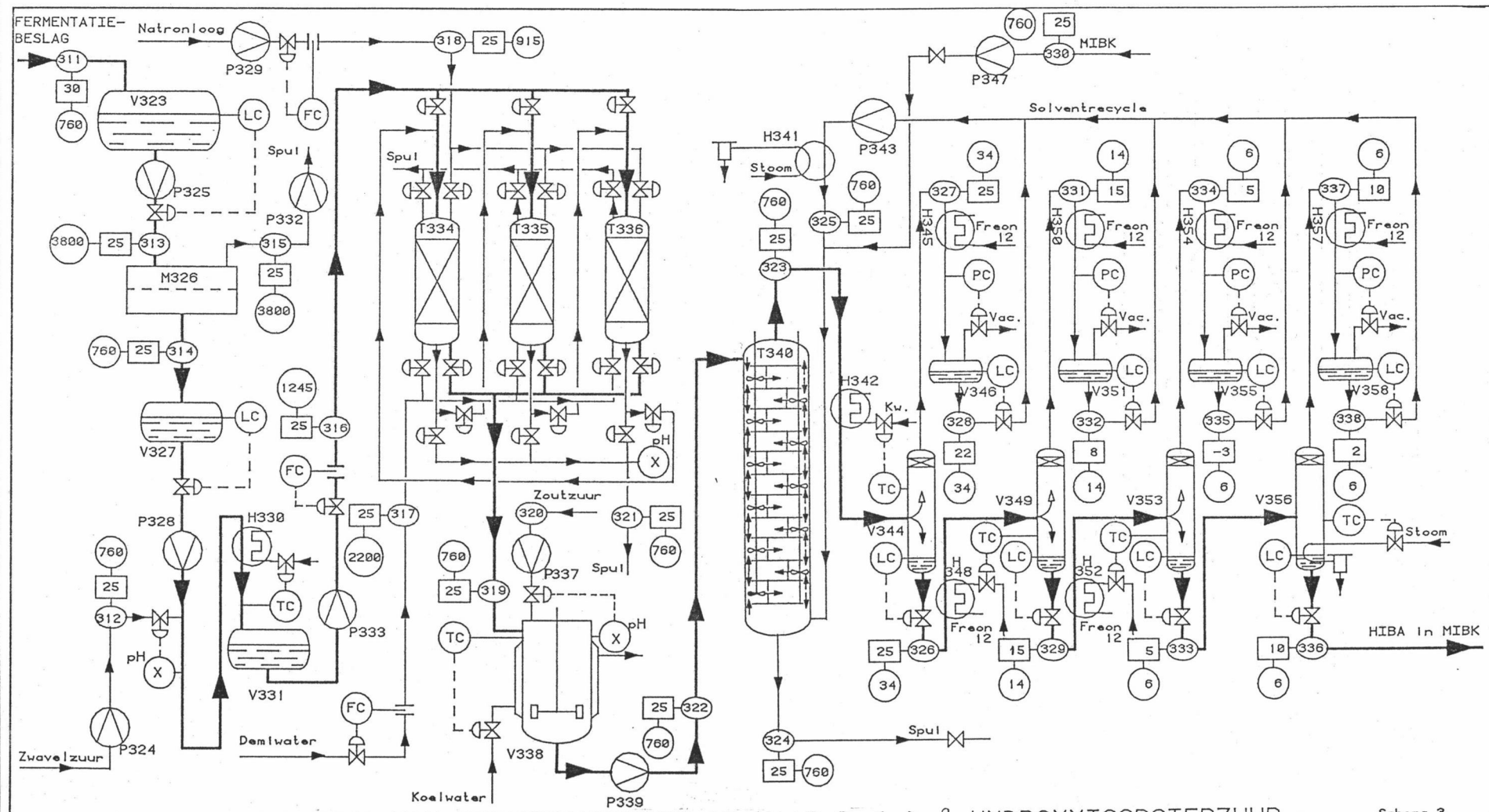
OPWERKING VAN FERMENTATIEBESLAG NAAR D-(+)-β-HYDROXYISOBOTERZUUR

Schema 2

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ● Druk in mm Hg

M.v. Benschop
D. Groen
M. Timmer

Fabrieksvoorontwerp no 2634
Juli 1985



- V323 BUFFERVAT FERMENTATIE-BESLAG
- P324 POMP AANVOER ZWAVELZUUR
- P325 POMP AANVOER UF-UNIT
- M326 ULTRAFILTRATIE-UNIT
- V327 BUFFERVAT UF-UNIT
- P328 POMP
- P329 POMP AANVOER NATRONLOOG
- H330 KOELER VOOR AFVOER MENGWARTE
- V331 BUFFERVAT MET AANGEZUURD HIBA
- P332 POMP VOOR AFVOER UF-UNIT
- P333 POMP NAAR IONENWISSELAAR
- T334 ANIENWISSELAAR
- T335 ANIENWISSELAAR
- T336 ANIENWISSELAAR
- P337 POMP VOOR AANVOER ZOUTZUUR
- V338 VAT VOOR AANZUREN
- P339 POMP NAAR EXTRACTIE
- T340 MIXERSETTLER EXTRACTIE-TOREN
- H341 VERWARMER SOLVENTRECYCLE TOT EXTRACTIETEMPERatuur
- H342 KOELER VOOR AFVOER MENGWARTE BELADEN SOLVENT
- P343 POMP VOOR SOLVENTRECYCLE
- V344 FLASHDRUM 1, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H345 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 1
- V346 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER
- P347 AANVOERPOMP MIBK
- H348 KOELER VLOEISTOFSTROOM NAAR FLASHDRUM 2
- V349 FLASHDRUM 2, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H350 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 2
- V351 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER
- H352 KOELER VLOEISTOFSTROOM NAAR FLASHDRUM 3
- V353 FLASHDRUM 3, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H354 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 3
- V355 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER
- V356 NAVERDAMPER, VERWIJDERING VAN OVERMAAT SOLVENT
- H357 CONDENSOR GASSTROOM UIT NAVERDAMPER
- V358 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER

OPWERKING VAN FERMENTATIEBESLAG NAAR D-(-)-β-HYDROXYISOBOTERZUUR

Schema 3

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ⊙ Druk in mm Hg

M.v. Benschop
D. Groen
H. Timmer

Fabriekvoorontwerp no 2634
Juli 1985

A.2 STROOM/COMPONENT STATEN

Bij berekening van de enthalpieen van de stromen uit de extractor met PROCESS werd een negatieve enthalpiestroom gevonden. De molenstromen, die berekend werden met PROCESS, kwamen overeen met de molenstromen, die met de hand zijn uitgerekend. Waarschijnlijk is er een fout in het simulatieprogramma aanwezig, waardoor de enthalpieen van de extractor niet juist berekend worden. De foute waarden voor de enthalpieen worden in de stroom/component staten wel gebruikt omdat de overall balans over de extractor wel klopt. Of de enthalpieen van de andere stromen wel juist zijn is niet bekend. Het gaat voor het dimensioneren van de andere apparatuur (b.v. condensors) om enthalpieverschillen, zodat er geen problemen voortkomen uit de absolute enthalpie van een stroom.

Apparaatstroom	101		102		103		104		105	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water			1.073		1.073		1.162		1.162	
glucose			0.0156	882	0.0156		0.0156		0.156	
zouten			0.026		0.026		0.026		0.026	
gistextract			0.006		0.006		0.006		0.006	
stoom	0.089	206								
Totaal:	0.089	206	1.16		1.16		1.25		1.25	

Apparaatstroom	106		107		108/109		110 = 107		111 = 108/109	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1.162		0.29		1.783					
glucose	0.156									
zouten	0.026									
gistextract	0.006									
biomassa			0.006		0.038	574				
methacrylzuur					0.061					
Totaal:			0.3		1.882					

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	2I1		2I2		2I3		2I4		2I5	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1,881		6,11 E-5		0,1568				0,138	
HIBA	0,060				0,005				0,0045	
MIBK							0,0146			
H ₂ SO ₄			2,16 E-3							
biomassa (nat)	0,132				0,011					
		11:16:2 uur per 24 uur								
Totaal:	2,073		2,219 E-3		0,1728		0,0146	1,083	0,1425	

Apparaatstroom	2I6		2I7		2I8		2I9		220	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	0,0188		0,138		0,016		0,138		0,016	
HIBA	0,0005		0,0045		0,0045		2,89 E-5		4,05 E-5	
MIBK					0,303		0,0031		0,291	
biomassa	0,011									
Totaal:	0,0303		0,1425	14,69	0,3235	31,89	0,1411	-6,444	0,307	23,583

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	221		222		223		224		225	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	4,506E-3		0,0115		0,0115		7,836E-4		3,723E-3	
HIBA	4,538E-3		2,892E-6		2,892E-6		4,532E-3		5,784E-6	
MIBK	0,2319		0,0707		0,0707		0,1638		0,0682	
Totaal:	0,2409	18,53	0,0822	62,75	0,0822	5,917	0,1691	9,778	0,0719	40,75

Apparaatstroom	226		227		228		229		230	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	3,723E-3		1,181E-4		6,656E-4		6,656E-4		4,003E-6	
HIBA	5,784E-6		4,529E-3		2,892E-6		2,892E-6		4,500E-3	
MIBK	0,0682		0,1088		5,494E-2		5,494E-2		1,1405E-2	
Totaal:	0,0719	2,944	0,1134	4,50	0,0556	26,19	0,0556	1,389	0,0159	0,861

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	231		232							
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1,1409E-4		1,1409E-4							
HIBA	2,892E-5		2,892E-5							
MIBK	9,743E-2		9,743E-2							
Totaal:	0,0976	44,16	0,0976	3,472						

Apparaatstroom										
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Totaal:										

M in kg/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	311		312		313		314		315	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1.8810		.00006		.1568		.1380		.0188	
HIBA	.0600				.0050		.0045		.0005	
MIBK										
zwavelzuur			.00022							
biomassa	.1320				.0110				.0110	
	2 uur									
	per 24 uur									
Totaal:	2.0730		.00028		.1728		.1425		.0303	

Apparaatstroom	316		317		318		319		320	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	.1380		.1969		.04917		.04917		.00538	
HIBA	.0045									
MIBK										
NaIBA							.0062			
NaOH					.00393		.00197			
zoutzuur									.00359	
			.95 uur		.885 uur		.885 uur		.885 uur	
			/per uur		/per uur		/per uur		/per uur	
Totaal:	.1425		.1969	.1862	.0531	.04699	.05731	.0507	.00897	.00794

M in kg/s
Q in L/W

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	321		322		323		324		325	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	.1380		.05085		.00722		.05115		.00721	
HIBA			.00452		.00452		.00002		.00002	
MIBK					.10840		.00117		.10268	
NaCl			.00254				.00254			
Totaal:	.1380		.05791	5.611	.12014	12.555	.05488	-2.389	.10991	8.5

Apparaatstroom	326		327		328		329		330	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	.00253		.00469		.00469		.00064			
HIBA	.00453						.00453			
MIBK	.08248		.02592		.02592		.05870		.00668	
Totaal:	.08954	-7.083	.03061	24.25	.03061	2.25	.06387	3.861	.00668	0.0

M in kg/s
Q in L/W

Stroom/Componenten staat

A.3 MASSA/WARMTE BALANSEN

Voor de massa en warmtebalansen in flowsheet 2 en 3 gelden dezelfde opmerkingen, die bij de stroom/component staten gemaakt zijn. De overall warmtebalans klopt niet, omdat o.a. de enthalpie van het fermentatiebeslag niet bekend is.

A.4 APPARATENLIJSTEN

Bij de apparaatlijsten van flowsheet 2 en 3 zijn de pompen overgedimensioneerd. De vermogens zijn gesteld op 1 kW, terwijl de grootste vermogens in de flowsheets ongeveer 1/20 van dit vermogen zijn.

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V101	V102	V106	V108	V110
Benaming, type	mengvat sterili- seerbaar	mengvat cultivatie	steriel wachtvat	entvat	voorraad- vat
Abs.of eff.* druk in bar	1	1	1 (iets overdruk)	1 (iets overdruk)	1
temp. in °C	20	20	30	25	20
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	0.1	20	20	1.5	0.45
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - ,, - vorm					
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI 316	AISI 316	AISI 316	AISI 316	emaille
aantal serie/parallel	1	1	1	1	3
prijs per stuk Fl.	15 000	109 000	109 000	39 000	59 600

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	R112				
Benaming, type	Fermentor				
Abs.of eff.* druk in bar	1 (iets overdruk)				
temp. in °C	30				
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	22 2.11 6.22				
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - ,, - vorm					
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI 316				
aantal serie /parallel	3				
prijs per stuk Fl.	159 500				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reactoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V224	V227	T232	V236	V240
Benaming, type	Buffervat fermentatie beslag	Buffervat UF-unit	Mixer-settler extractie toren	Flashdrum I	Flashdrum 2
Abs.of eff.* druk in bar	Abs: I	Abs: I	Abs: I	Abs: 0.0442	Abs: 0.0176
temp. in °C	25	25	25	25	15
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	20	2	4.32 I 5.5	0.3	0.3
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm			II mixers 3 V=0.0899 m II settlers: 2 A=0.22I m	druppelvanger	druppel- vanger
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal serie/parallel	I	I	I	I	I
kostprijs	30.000	12000	75.000	10.000	10.000

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reactoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V244	V247			
Benaming, type	Flashdrum 3	Naverdamper			
Abs.of eff.* druk in bar	Abs: 0.0077	Abs: 0.0077			
temp. in °C	5	8			
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	0.3	1.593 m ² oppervlak			
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm	druppel- vanger				
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal serie/parallel	I	I			
kostprijs	10.000	15.000			

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reactoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V 323	V 327	V 331	T 334/335/ 336	V 338
Benaming, type	BUFFERVAT FERMENTATIE BESLAG	BUFFERVAT UF-UNIT	BUFFERVAT AANGEZUURD ULTRAFIL- TRAAT	ANIONEN- WISSELAAR	AANZUURVAT
Abs.of eff.* druk in bar	1 abs	1 abs	1 abs	1-1.2 abs	1 abs
temp. in °C	25	25	25	25	25
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	20	2	2	.167 .25 3.40	.250 .68 .68
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm1044 cum DOWEX 1 korrels 4 E-4 m 1500 eq/cum (quaternair ammonium- zout)	roerder 6-bladig turbine D=.34 m W=.068m mantel- koeling
Speciaal te ge- bruiken mat.				butylrubber coating	rvs geëmailleerd
aantal serie/parallel	1	1	1	3 parallel	1
KOSTEN f1	30.000	12.000	14.000	3.000	55.000

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reactoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	T 340	V 344	V 349	V 353	V 356
Benaming, type	MIXER- SETTLER EXTRACTOR	FLASHDRUM 1	FLASHDRUM 2	FLASHDRUM 3	NAVERDAMPER
Abs.of eff.* druk in bar	1 abs	.045 abs	.018 abs	.008 abs	.008 abs
temp. in °C	25	25	15	5	10
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	1.55 .60 5.5	.282 .457 1.72	.282 .457 1.72	.282 .457 1.72	uitwisselenc oppervlak .558 m ²
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm	11 mixers 11 settlers mixer : V = .028 m ³ T = .305 m settler : T = .272 m H = .500 m	druppel- vanger	druppel- vanger	druppel- vanger	druppel- vanger duty : 14.1 kW
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal serie/parallel	1	1	1	1	1
KOSTEN f1	50.000	10.000	10.000	10.000	12.000

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H104				
Benaming, type	warmtewis- selaar 2 shell- passes				
Medium pijpen-/ mantelzijde	gesterili- seerd / ongesterili- seerd medium				
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	0.855				
Warmtewisselend oppevl. in m ²	12.9				
Aantal ^{serie/} parallel	1				
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	3.0/3.0				
temp. in / uit in °C <u>pijpszijde</u> mantelzijde	125/64 20/86				
Speciaal te ge- bruiken mat.	RVS				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H231	H233	H237 (V238)	H241 (V242)	H245 (V246)
Benaming, type	koeler afvoer mengwarmte	verwarmer solvent recycle stroom	condensor flashdrum 1	condensor flashdrum 2	condensor flashdrum 3
Medium pijpen-/mantelzijde	water/water	organisch/stoom	organisch/organisch	organisch/organisch	organisch/organisch
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	2.1	2.508	56.83	37.80	24.81
Warmtewisselend oppevl. in m ²	0.1	0.113	4.372	4.076	3.839
Aantal serie/parallel	I	I	I	I	I
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	abs: I/I	abs: I/3	abs: 0.0442/I.507	abs: 0.0176/I.507	abs: 0.0077/I.507
temp. in / uit in °C pijpszijde mantelzijde	pijp: 28.5/25 mantel: 9/10	pijp: 20.96/25 mantel: 133.8/133.8	pijp: 25/21.71 mantel: -20/-20	pijp: 15/7.15 mantel: -20/-20	pijp: 5/-1.59 mantel: -20/-20
Speciaal te gebruiken mat:					
kostprijs	5.000	5.000	15.500	15.000	14.500

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H248 (V249)				
Benaming, type	condensor naverdamper				
Medium pijpen-/mantelzijde	organisch/organisch				
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	40.7				
Warmtewisselend oppevl. in m ²	5.228				
Aantal serie/parallel	I				
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	abs: 0.008/I.507				
temp. in / uit in °C pijpszijde mantelzijde	pijp: 8/4 mantel: -20/-20				
Speciaal te gebruiken mat:					
kostprijs	16.250				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H 330	H 341	H 345/V 346	H 350/V 351	H 354/V 355
Benaming, type	KOELER AFVOER MENGWARMTE	VERWARMER SOLVENT-RECYCLE	CONDENSOR DAMP FD 1 MET L/G SCHEIDER	CONDENSOR DAMP FD 2 MET L/G SCHEIDER	CONDENSOR DAMP FD 3 MET L/G SCHEIDER
Medium pijpen-/mantelzijde	AANGEZUURD ULTRAFILTR. /WATER	MIBK-WATER /STOOM	DAMP FD 1 /FREON 12	DAMP FD 2 /FREON 12	DAMP FD 3 /FREON 12
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	2.1	0.911	22.0	14.6	9.07
Warmtewisselend oppervl. in m ²	0.17	0.0405	1.686	1.554	1.562
Aantal serie/ paralleel	1	1	1	1	1
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	1/1 abs	1/3 abs	0.045/1.507 abs	0.018/1.507 abs	.008/1.507 abs
temp. in / uit in °C pijpszijde mantelzijde	28.5/25 <hr/> 9/10	21/25 <hr/> 133.7	25/22 <hr/> -20	15/8 <hr/> -20	5/-3 <hr/> -20
Speciaal te gebruiken mat.					
KOSTEN f1	5000	1000	11.900	11.200	11.200

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H 357/V 358				
Benaming, type	CONDENSOR DAMP NAVER-DAMPER MET L/G SCHEIDER				
Medium pijpen-/mantelzijde	DAMP NAVER-DAMPER /FREON 12				
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	14.294				
Warmtewisselend oppervl. in m ²	1.851				
Aantal serie/ paralleel	1				
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	.008/1.507				
temp. in / uit in °C pijpszijde mantelzijde	10-6 <hr/> -20				
Speciaal te gebruiken mat.					
KOSTEN f1	13.000				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P103	P109	P111/115/117	P122	
Benaming, type	voedings- pomp centrifugaal 1 trap	pomp ent centrifugaal 1 trap	glucosepomp centrifugaal 1 trap	pomp fermentatie centrifugaal 1 trap	
te verpompen medium	medium	cultuur- vloeistof	glucose- oplossing	fermentatie beslag	
Capaciteit in kg/s kg/s*	1.6	0.4	0.04	2.5	
Dichtheid in kg/m ³	1000	1010		1010	
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff. *)	1/3.2	1/1	1/1	1/1	
temp. in °C in / uit	20/20	25/25	25/25	30/20	
Vermogen in kW theor./ prakt.					
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal per stuk	1	1	3	1	

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P223	P225	P228	P229	P230
Benaming, type	aanvoerpomp zwavelzuur	aanvoerpomp UF-unit	pomp	aanvoerpomp MIDK	afvoerpomp UF-unit
te verpompen medium	18 molair zwavelzuur	fermentatie beslag	geultrafiltrereerd fermentatiebeslag	MIDK	ingedikt fermentatie beslag
Capaciteit in t/d of kg/s*	2.3 E-3 kg/s	0.158 kg/s	0.141 kg/s	0.0145 kg/s	0.017 kg/s
Dichtheid in kg/m ³	1840	1010	1000	805	1050
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.*)	abs: I/I	abs: I/5	abs: I/I	abs: I/I	abs: 5/5
temp. in °C in / uit	25/25	25/25	25/25	25/25	25/25
Vermogen in kW theor./ prakt.	I	I	I	I	I
Speciaal te gebruiken mat.					
aantal serie/parallel	I	2	I	I	2
kostprijs	3.000	6.000	3.000	3.000	6.000

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P235				
Benaming, type	solvent recycle pomp				
te verpompen medium	MIBK/water mengsel				
Capaciteit in t/d of kg/s*	0.307 kg/s				
Dichtheid in kg/m ³	850				
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.*)	abs: 0.0442/1.0				
temp. in °C in / uit	20.94/20.96				
Vermogen in kW theor./ prakt.	I				
Speciaal te gebruiken mat.					
aantal serie/parallel	I				
kostprijs	3.000				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P 324	P 325	P 328	P 329	P 332
Benaming, type	AANVOERPOMP ZWAVELZUUR	AANVOERPOMP UF-UNIT	POMP	AANVOERPOMP NATRONLOOG	AFVOERPOMP UF-UNIT
te verpompen medium	18 M ZWAVELZUUR	FERMENTATIE BESLAG	GEULTRAFIL- TREERD BESLAG	2 M NATRONLOOG	INGEDIKT ULTRAFILTRAAT
Capaciteit in t/d of kg/s*	.0022 kg/s	.1728 kg/s	.1425 kg/s	.0531 kg/s	.0303 kg/s
Dichtheid in kg/m ³	1840	1010	1000	1083	1050
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.*)	1/1 abs	1/5 abs	1/1 abs	1/1.08 abs	5/5 abs
temp. in °C in / uit	25/25	25/25	25/25	25/25	25/25
Vermogen in kW theor./ prakt.	1	1	1	1	1
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal serie/parallel	1	2 parallel	1	1	2 parallel
KOSTEN fl	3000	6000	3000	3000	6000

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P 333	P 337	P 339	P 343	P 347
Benaming, type	AANVOERPOMP NAAR IONEN-WISSELAAR	AANVOERPOMP ZOUTZUUR	POMP NAAR EXTRACTIE	POMP VOOR SOLVENT-RECYCLE	POMP VOOR AANVOER MIBK
te verpompen medium	AANGEZUURD FERMENTATIE BESLAG	40 % ZOUTZUUR	AANGEZUURDE HIBA-OPLOSSING	MIBK/WATER	MIBK
Capaciteit in t/d of kg/s*	.143 kg/s	.0079 kg/s	.0579 kg/s	.10991 kg/s	.00668
Dichtheid in kg/m ³	1000	1146.4	1089.6	802	804
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.*)	1 / 1.2 abs	1/1 abs	1/1 abs	.0422/1 abs	1/1 abs
temp. in °C in / uit	25/25	25/25	25/25	21/21	25/25
Vermogen in kW theor./ prakt.	1	1	1	1	1
Speciaal te gebruiken mat.					
aantal serie/parallel	1	1	1	1	1
KOSTEN fl	3000	3000	3000	3000	3000

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	M105	M107			
Benaming, type	stoominjector	luchtfILTER			
Capaciteit	0.089 kg s ⁻¹				
Abs.of eff: * druk in bar	3	p 0.536			
temp. in °C	125	20			
Inhoud in m ³ of afmetingen in m *		dikte 0.3 m			
prijs per stuk Fl.	10 000	600			

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	M226				
Benaming, type	ultrafiltratie eenheid				
Capaciteit	508 l/uur				
Abs. of eff. * druk in bar	drukval over membraan: 4 bar				
temp. in °C	25				
Inhoud in m ³ of afmetingen in m *					
membraan oppervlak m ²	18				
aantal	2				
kostprijs	95.000				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	M 326				
Benaming, type	ultrafiltratie eenheid				
Capaciteit	508 l/uur				
Abs.of eff.*: druk in bar	drukval over membraan: 4 bar				
temp. in °C	25				
Inhoud in m ³ of afmetingen in m *					
membraan oppervlak m ²	18				
aantal	2				
kostprijs	95.000				

* aangeven wat bedoeld wordt

APPENDIX B

B.1 THERMODYNAMISCHE GROOTHEDEN VAN HIBA

In de literatuur (Perry, Bretsznajder, Coulson & Richardson) worden verschillende methoden beschreven om thermodynamische grootheden, zoals bijvoorbeeld de kritische druk, te schatten. Deze methoden zijn grotendeels gebaseerd op groepsbijdragen. Een methode, die veel gebruikt wordt en een redelijke nauwkeurigheid heeft, is de methode van Lydersen. De vergelijkingen, die Lydersen gebruikt zijn:

$$\frac{T_b}{T_c} = (0.567 + \Sigma \Delta T - (\Sigma \Delta T)^2) \quad (\text{K})$$

$$P_c = \frac{M}{(0.34 + \Sigma \Delta p)^2} \quad (\text{atm})$$

$$V_c = 0.04 + \Sigma \Delta V \quad (\text{m}^3 / \text{kmol})$$

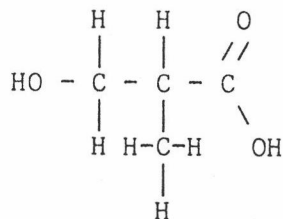
ΔT , Δp en ΔV zijn de bijdragen van de verschillende groepen aan respectievelijk de temperatuur, de druk en het volume.

T_b : kookpunt bij 1 atmosfeer

T_c, P_c, V_c : kritische temperatuur, kritische druk, kritisch volume

M : Moleculair gewicht van de component

De structuurformule van HIBA is :



De bijdragen van de verschillende groepen staan in tabel 1. Het kookpunt van beta-HIBA is niet bekend. In overleg met de heer v.d.Kooi van de afdeling Scheikundige Technologie is het atmosferisch kookpunt van alpha-HIBA als kookpunt voor beta-HIBA genomen. Het atmosferisch kookpunt is 212 graden Celsius. Het moleculairgewicht van beta-HIBA is 104.12.

Met de bovenstaande gegevens zijn de volgende kritische grootheden berekend:

$$T_c = 384 \text{ C}$$

$$P_c = 47.9 \text{ bar}$$

$$V_c = 263 \text{ cc/g-mol}$$

$$Z_c = P_c \cdot V_c / R \cdot T_c = 0.231 \quad (R = 8.314 \text{ J/mol K})$$

De acentriciteitsfactor ω wordt berekend met:

$$\omega = \frac{3 \log P_c}{7 (T_c/T_b - 1)} - 1 \quad \Rightarrow \quad \omega = 1.04$$

Naast het atmosferisch kookpunt zijn tevens de dampspanningsgegevens van alpha-HIBA gebruikt om het thermodynamisch gedrag van beta-HIBA te voorspellen. Deze waarden staan vermeld in tabel 2.

TABEL 1: Bijdragen van de verschillende groepen in HIBA (Coulson & Richardson vol 6)			
	ΔT	ΔP	ΔV
CH3	0.02	0.227	0.055
CH2	0.02	0.227	0.055
CH	0.012	0.210	0.051
OH	0.082	0.060	0.018
COOH	0.085	0.400	0.080
Σ	0.219	1.124	0.259

TABEL 2: Dampspanningsgegevens van alpha-HIBA
(Perry)

p (mm Hg)	T (°C)
1	73.5
5	98.5
10	110.5
20	123.8
40	138.0
> 60	146.4
100	157.7
200	175.2
400	193.8
760	212.0

APPENDIX C

C.1 DE UNIFAC GROEPSBIJDRAGENMETHODE

De UNIFAC (Uniquac Functional Group Activity Coefficients) methode, ontwikkeld door Fredenslund, Jones en Prausnitz, is een methode om de activiteitscoefficient te bepalen uit groepsbijdragen. De activiteitscoefficient wordt in het algemeen met de volgende vergelijking bepaald.

$$\ln \gamma_i = \ln \gamma_i^C + \ln \gamma_i^R$$

Hierin stelt $\ln \gamma_i^C$ een combinatorische bijdrage tot de activiteitscoefficient voor, die samenhangt met de vorm en de grootte van de moleculen als geheel. De restterm $\ln \gamma_i^R$ wordt bepaald door de wisselwerking tussen de verschillende groepen, waaruit de moleculen opgebouwd gedacht kunnen worden. Een verdere beschrijving van de theorie voert te ver in het kader van het FVO. In het artikel van Fredenslund, Jones en Prausnitz kan de verdere uitwerking van de bovengenoemde vergelijking gevonden worden.

De met UNIFAC gevonden activiteitscoefficienten kunnen worden gebruikt om ontmenging in vloeistof-vloeistofsystemen te beschrijven. Bovendien kunnen ze gebruikt worden om verdelingscoefficienten te bepalen.

De verdelingscoefficient k_i kan als volgt uit de activiteitscoefficienten worden bepaald:

$$k_i = \frac{X_{i,S}}{X_{i,R}}$$

$X_{i,S}$: molfractie component i in solvent $X_{i,R}$: molfractie component i in raffinaat i,R

Voor component i geldt in thermodynamisch evenwicht tussen de twee coëxisterende fasen S en R dat:

$$X_{i,R}^{\alpha} \cdot \gamma_{i,R} = X_{i,S}^{\alpha} \cdot \gamma_{i,S}$$

Hieruit volgt dat:

$$k = \frac{X_{i,S}^{\alpha}}{X_{i,R}^{\alpha}} = \frac{\gamma_{i,R}}{\gamma_{i,S}}$$

Waarom niet een functie?

APPENDIX D

D.1 SCHATTEN VAN DE OPLOSBAARHEID VAN HIBA IN MIBK

De oplosbaarheid van HIBA in MIBK kan geschat worden met de volgende vergelijking: (Th.W.de Loos en H.J. van der Kooi)

$$\ln x_2 \gamma_2 = \frac{\Delta \bar{H}_{2,S \rightarrow L}^*(p, T_m)}{R} (T_m^{-1} - T^{-1}) + \frac{\Delta \bar{C}_{p, 2, S \rightarrow L}^*(T)}{R} (T_m T^{-1} - 1) + \frac{\Delta \bar{C}_{p, 2, S \rightarrow L}^*(T)}{R} \ln (T/T_m).$$

In het geval dat Tm en T niet veel van elkaar verschillen en Cp klein is, kunnen aan de rechterkant van de vergelijking de laatste twee termen verwaarloosd worden. De vergelijking wordt dan:

$$\ln x_2 \gamma_2 = \frac{\Delta \bar{H}_{2,S \rightarrow L}^*(p, T_m)}{R} (T_m^{-1} - T^{-1})$$

Voor de smeltwarmte $\Delta \bar{H}_{S \rightarrow L}^*$ kan de volgende benadering gebruikt worden:

$$\Delta \bar{H}_{S \rightarrow L}^* = \frac{R}{2} T_{smpt}^{4/3}$$

Als aan genomen wordt dat de drukafhankelijkheid van de smeltwarmte verwaarloosd kan worden wordt de algemene vergelijking voor de oplosbaarheid:

$$\ln X_i \gamma_i = 0.5 * T_m^{4/3} * (1/T_m - 1/T)$$

T_m : smelttemperatuur bij 1 atmosfeer
 T : werktemperatuur

Als in de oplossing de linkerterm van de vergelijking groter wordt dan de rechterkant kristalliseert, in het geval van HIBA, HIBA uit.

De rechterterm heeft in het geval van HIBA de waarde -0.89 ($T_m=79$ graden Celsius, werktemperatuur 8 graden Celsius). Het produkt van de molfractie van HIBA en de activiteitscoefficient van HIBA moet dan kleiner zijn dan 0.411 om HIBA te kunnen oplossen.

APPENDIX E

E.1 BEREKENING MIXER-SETTLER

De methode die gebruikt wordt om de mixer-settler extractorkolom te berekenen staat beschreven in het diktaat van Zuiderweg. Deze methode is als volgt:

Als eerste stap bij de berekening wordt het vermogen per kilogram, ϵ , bepaald om vloeistof 1 in vloeistof 2 te dispergeren. Hiervoor bestaat de empirische vergelijking:

$$\epsilon = g^{1,25} \cdot (\sigma/\rho_c)^{0,25} \cdot (\Delta\rho/\rho_c)^{1,25}$$

σ : grensvlakspanning

ρ : dichtheid continue fase

c

$\Delta\rho$: dichtheidsverschil continue en disperse fase

g : zwaartekrachtsversnelling

De hold up kan berekend worden met:

$$h = 0.9 * \frac{Q_d}{(Q_d + Q_c)}$$

Q_d : volumedebiet disperse fase

Q_c : volumedebiet continue fase

De evenwichtsdruppelgrootte, die bereikt kan worden met het roervermogen per kilogram vloeistof en de hold up, wordt berekend met:

$$[d_{3.2}]_{ev.} = 0,025 \cdot \epsilon^{-0,4} \cdot (\sigma/\rho_c)^{0,6} \cdot (1+2,5h)$$

Omdat het bereiken van de evenwichtsdruppelgrootte te lang duurt (~ 45 min), wordt de verblijftijd in de menger verkort. De druppelgrootte waar in de praktijk naar wordt gestreefd is 0.5 tot 1 mm. De verblijftijd, θ , die nodig is om deze druppelgrootte te bereiken wordt berekend met de volgende empirische vergelijking:

$$\theta = -500 \cdot \ln\{1 - [d_{3.2}]_{ev.} / [d_{3.2}]_{\theta}\}$$

Het volume van de menger wordt dan berekend met:

$$V = \theta \cdot (Q_d + Q_c)$$

Het totaal vermogen (P) dat aan de menger moet worden toegevoegd om vloeistof 1 in vloeistof 2 te dispergeren wordt gegeven door:

$$P = \rho \cdot V \cdot \varepsilon$$

Het roerder toerental wordt dan:

$$N = (0.185 \cdot P / (\rho \cdot D))^{5/3}$$

De settlergrootte kan worden bepaald uit de coalescentietijd van het gedispergeerde vloeistofmengsel. De coalescentietijd kan worden berekend met:

$$\theta_c = \frac{31 \cdot 10^3 \cdot \sigma^{0.24} \cdot \eta_d}{(g \cdot \Delta \rho)^{1.24} \cdot d_{3.2, \theta}^{1.48}}$$

η_d : viscositeit disperse fase
d

De hoogte van de settler wordt berekend uit de hoogte van de coalescentielaag ΔH , die in de settler ontstaat. Deze laag heeft meestal een hoogte van 0.1 tot 0.2 m. De hoogte van de settler, H_s , wordt 5 tot 10 maal de coalescentielaaghoogte genomen.

De oppervlakte van de settler wordt berekend met:

$$A = \frac{Q_d}{c \cdot h} \cdot \left\{ \frac{\theta_c}{\Delta H_c} \right\}^{1/3}$$

c : vervuilingfactor

$c = 0.15 \text{ (m/s)}^{2/3}$ voor zuivere systemen

$c = 0.025 \text{ (m/s)}^{2/3}$ voor industriële systemen

Het rendement van de scheiding kan als volgt worden berekend:

Eerst worden de stofoverdrachtscoëfficiënten bepaald uit empirische relaties voor het Sherwoodgetal. Deze relaties zijn:

$$\frac{k_c d_{3.2}}{D_c} = 2 + 0.47 \left[\frac{d_{3.2}^{4/3} \epsilon^{1/3} \rho}{\eta} \right]^{0.62} \cdot \left[\frac{D}{T} \right]^{0.17} \cdot \left[\frac{\eta}{\rho D_c} \right]^{0.36}$$

en

$$\frac{k_d d_{3.2}}{D_d} = c$$

waarin de constante varieert tussen 6.6 (starre bollen) en 17.9 (circulerende druppels). Aanbevolen wordt een gemiddelde waarde $c = \sim 10$.

D/T : verhouding roerderdiameter en tankdiameter
 : diffusiecoëfficiënt
 k : stofoverdrachtscoëfficiënt
 c : aanduiding continue fase
 d : aanduiding disperse fase

Uit de stofoverdrachtscoëfficiënten kan de overall stofoverdrachtscoëfficiënt bepaald worden met:

$$\frac{1}{k \cdot d} = \frac{1}{k \cdot d} + \frac{1}{m \cdot k \cdot c}$$

Het uitwisselende oppervlak tussen de disperse fase en de continue fase wordt gegeven door:

$$a = \frac{6 \cdot h}{d \cdot 3.2}$$

Het aantal stofoverdrachtstrappen, Ntu.d, in de mixer wordt bepaald met

$$Ntu.d = \frac{k \cdot a \cdot V}{Qd}$$

Het rendement in de disperse fase wordt bepaald met:

$$Ro.d = \frac{Ntu.d}{1 + Ntu.d}$$

Het gemiddelde traprendement wordt berekend met:

$$Ro = \frac{\log \{ 1 + Ro.d \cdot (E-1) \}}{\log E}$$

waarin:

$$E = \frac{Qd}{m \cdot Qc}$$

Het reeele aantal mixers dat aanwezig is kan worden berekend met:

$$n = R_o * \text{aantal theoretische schotels}$$

Bovendien dient een rendementscorrectie voor de settlers te worden aangebracht omdat zeer kleine druppels door de settler slippen. Deze rendementscorrectie wordt berekend met:

$$R_s = \frac{n + e * R_o.d}{n + n * e * R_o.d} \quad (e = 0.1)$$

Het overall rendement van de mixer-settlers wordt dan:

$$R_o.s = R_s * R_o$$

Het werkelijk aantal aanwezige scheidingstrappen, gebaseerd op het theoretisch aantal scheidingstrappen, wordt dan:

$$n = R_o.s * \text{aantal theoretische schotels}$$

E.2 HET SCHATTEN VAN DIFFUSIECOEFFICIENTEN

In de vergelijkingen om de stofoverdrachtscoëfficiënten te bepalen, komen de diffusiecoëfficiënten en voor. Indien in de literatuur geen waarden voor deze diffusiecoëfficiënten gevonden kunnen worden, kunnen ze geschat worden met de vergelijking van Wilke an Chang (Perry). Deze vergelijking luidt:

D : diffusiecoëfficiënt van solute in solvent
 η : viscositeit van de oplossing
 T : absolute temperatuur
 X : associatie parameter
 M : moleculairgewicht van het solvent
 Vb: molair volume van het solute bij zijn kookpunt

Enkele waarden voor de associatieparameter X staan in tabel E.1.

Tabel E.1: Waarden voor de associatieparameter van enkele solvents. (Perry)	
solvent	X (-)
water	2.6
methanol	1.9
ethanol	1.5
benzeen	1.0
ether	1.0
heptaan	1.0

E.3 ONTWERPBEREKENINGEN MIXER-SETTLER

Bij ontwerp van de mixer-settler wordt aangenomen dat de waterfase dispers is. Voor het ontwerp worden de volgende gegevens gebruikt:

$$Q_d = 1.38 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$Q_c = 3.91 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\sigma = 25 \cdot 10^{-3} \text{ N/m}$$

$$\rho = 805 \text{ kg/m}^3$$

MIBK

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

water

$$V_{b,HIBA} = 116.5 \text{ cc/mol}$$

$$\eta = 0.7 \text{ cP}$$

MIBK

$$\eta = 1 \text{ cP}$$

water

$$X = 1$$

MIBK

$$X = 2.6$$

water

$$M = 18$$

water

$$M = 100.162$$

MIBK

aantal theoretische schotels = 11

De diffusiecoëfficiënten, die uit bovenstaande gegevens bepaald zijn, zijn:

$$D_c = 1.82 \cdot 10^{-9} \text{ m}^2/\text{s}$$

$$D_d = 8.69 \cdot 10^{-10} \text{ m}^2/\text{s}$$

mixer:

	mixer-settler schema 2	mixer-settler schema 3
h	0.236	0.234
$\frac{2}{3}$ (m / s)	0.219	0.292
d (m) 3.2, evenwicht	$1.44 \cdot 10^{-4}$	$1.27 \cdot 10^{-4}$
d (m) 3.2, teta	$0.5 \cdot 10^{-3}$	$0.5 \cdot 10^{-4}$
teta (s)	170	146
$\frac{3}{3}$ V (m)	$8.99 \cdot 10^{-2}$	$2.84 \cdot 10^{-2}$

	mixer-settler schema 2	mixer-settler schema 3
P (Watt)	15.85	7.339
N (1/s)	1.63	2.64
settler:		
Coalescentietijd (s)	84.3	61.6
Hc (m)	0.1	0.1
Hs (m)	0.5	0.5
A ² (m ²)	0.221	0.074
Rendement:		
k _d (m/s)	1.79 E-5	1.79 E-5
k _c (m/s)	1.17 E-4	1.24 E-4
m ((mol/l)/(mol/l))	0.493	0.493
k _{od} (m/s)	1.74 E-5	1.35 E-5
a (1/m)	2832	2808
Ntu,d	31.99	21.18
Ro,d	0.9697	0.955
E	0.716	0.716
Ro	0.964	0.947
Rs	0.9199	0.921
Ro,s	0.887	0.872

Waarom die waarde nu?

APPENDIX F

F.1 KOSTEN SPECIFICATIE APPARATUUR EN BEMANNING

F.1.1 Variant 1

apparaat	capaciteit	aantal	materiaal	kosten per stuk	kosten totaal
fermentor incl install.	350 L	2	RVS	fl. 150 000	fl. 300 000
oplosvat incl roerder	500 L	2	staal	17 000	34 000
UHT sterilisator +	60 L/h	2	RVS	50 000	50 000
pomp incl install.	60 L/h	2	RVS		
buffervat	350 L	1	RVS	20 600	20 600
centrifuge tubular bowl	150 L/h	1	RVS	\$ 11 000	38 500
pomp na centrifuge	150 L/h	1	staal	fl. 3 000	3 000
oplosvat dubbelwandig	360 L	3	RVS	25 200	75 600
opvangvat incl roerder	450 L	1	staal HI	16 000	16 000
nozzles	2 L/h	20		2 300	46 000
drukvat	360 L	1	RVS	20 000	20 000
pomp	45 L/h	1	staal	3 000	3 000
sterilisator	21 m ³ /h	1	RVS	10 000	10 000
pomp sterilisator	21 m ³ /h	1	staal	3 000	3 000
oplosvat	500 L	1	staal	17 000	17 000
fermentor	29 m ³	2	RVS	179 000	358 000
wachtvat	42 m ³	1	RVS	69 000	69 000
autoclaaf	150 L	2	RVS	15 000	30 000
toevoervat MA	500 L	2	geemailleerd	50 000	100 000
koelruimte	20 m ³	1	staal	57 000	57 000
totaal ongemonteerde apparatuur					900 700
totaal investeringen					4053 150
kosten per jaar (23.5%) op basis van 33.3% gebruik (33.3%) (totale vermenigvuldigingsfactor 0.0783)					317 500
bemanning		3		225 000	675 000
totale kosten apparatuur + bemanning per jaar					992 500

N.B. Tenzij anders vermeld: RVS is AISI 316

F.1.2 Variant 4

apparaat	capaciteit	aantal	materiaal	kosten per stuk	kosten totaal
fermentor	26.0 m3	2	RVS	f1. 170 500	f1. 341 000
oplosvat + roerder	5.0 m3	1	staal	43 000	43 000
sterilisator	26.0 m3/h	1	RVS	10 000	10 000
pomp sterilisator	26.0 m3	1	gietsstaal	3 000	3 000
centrifuge	9.4 m3/h	1	RVS	\$ 14 000	49 000
mengvat alginaat	9.5 m3	1	RVS	86 900	86 900
opvangvat + roerder	5.0 m3	1	staal HI	38 000	38 000
drukvat	9.0 m3	1	RVS 304	110 000	110 000
pomp	392 L/h	1	gietsstaal	3 000	3 000
nozzles	2.0 L/h	196		2 300	450 800
autoclaaf glucose	150 L	2	RVS	15 000	30 000
voorraadvat MA	600 L	2	geemailleerd	65 000	130 000
wachtvat	42 m3	1	RVS	69 000	69 000
koelruimte	20 m3	1	RVS	57 000	57 000
totaal ongemonteerde apparatuur					1420 500
totaal investeringen					6392 250
kosten per jaar (23.5%) op basis van 33.3% gebruik (33.3%) (totale vermenigvuldigingsfactor 0.0783)					500 760
bemanning		1.5		225 000	337 500
kosten apparatuur + bemanning per jaar					838 260

F.1.3 Variant 5

apparatuur	capaciteit	aantal	materiaal	kostprijs per stuk	kostprijs totaal
fermentor	22 m3	3	RVS	fl. 159 500	fl. 478 500
oplosvat + roerder	4 m3	1	RVS	35 000	35 000
wachtvat	20 m3	1	RVS	109 000	109 000
sterilisator	4.5 m3/h	1	RVS	10 000	10 000
pomp sterilisator	4.5 m3/h	1	gietsstaal	3 000	3 000
overentvat	1.5 m3	1	RVS	39 000	39 000
autoclaaf glucose	1 m3	3	RVS	40 000	120 000
voorraadvat MA	450 L	3	geemailleerd	59 600	178 800
wachttank	20 m3	1	RVS	50 000	50 000
totaal ongemonteerde apparatuur					1032 300
totaal investeringen					4645 350
kosten per jaar (23.5 %) op basis van 33.3% gebruik (33%) (totale vermenigvuldigingsfaktor 0.0783)					363 880
bemanning		1.5		225 000	337 500
totaal kosten apparatuur en bemanning per jaar					701 380

F.2 SCHEMATISCHE WEERGAVE VARIANTEN 1, 4 EN 5

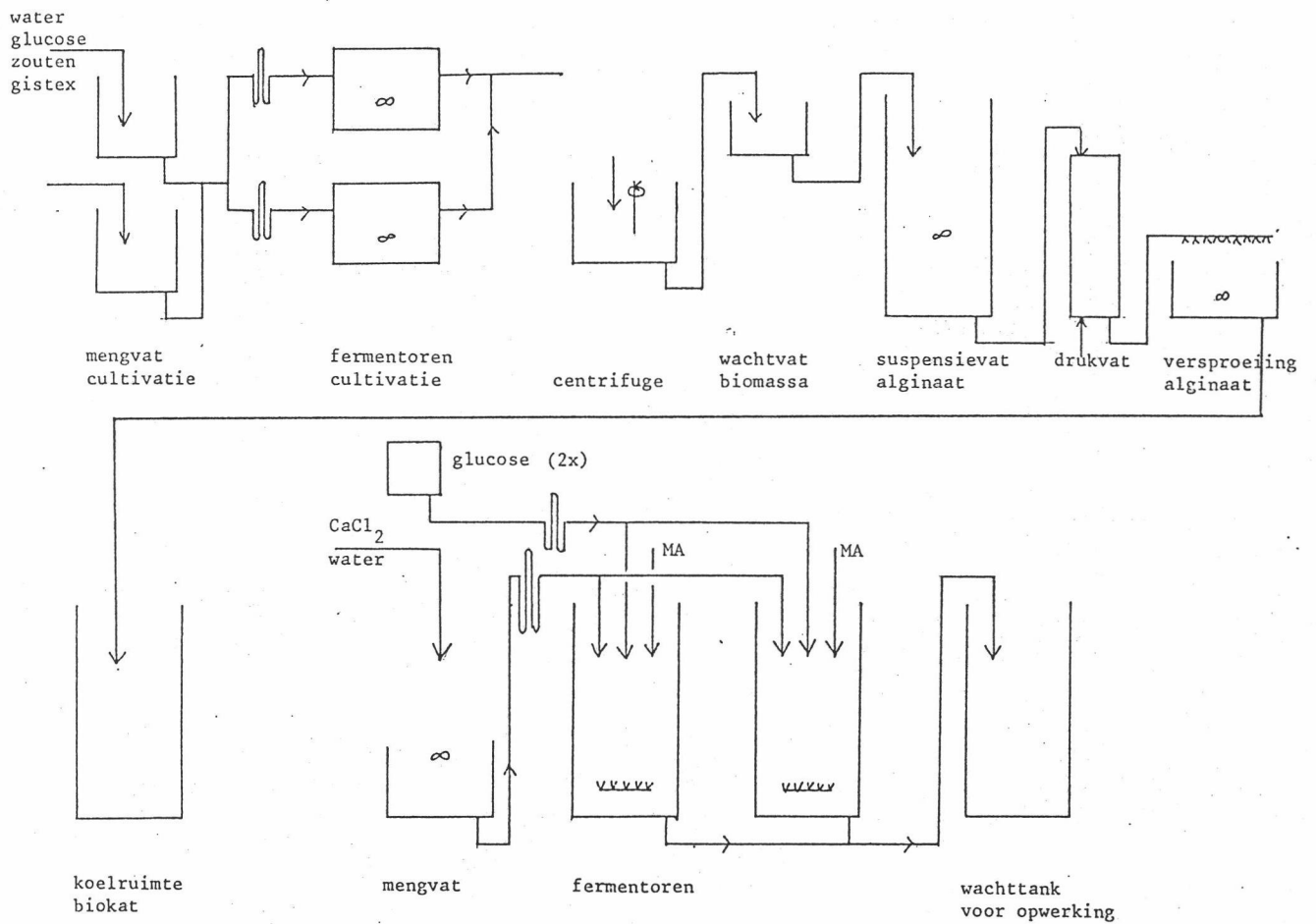


Fig F.2.1 Schematische weergave van de opstelling van variant 1

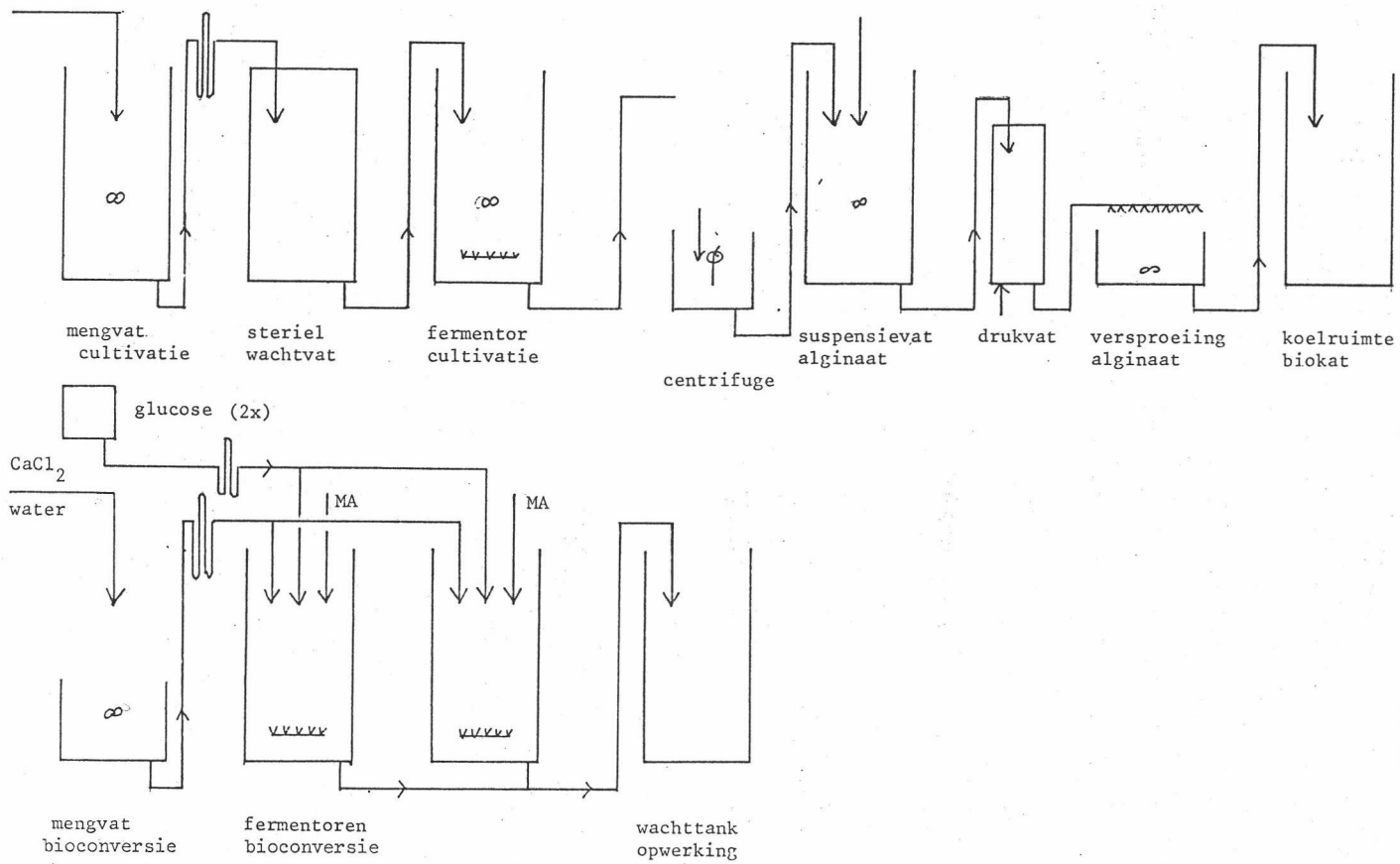


Fig F.2.2: schematische weergave van de opstelling van variant 4

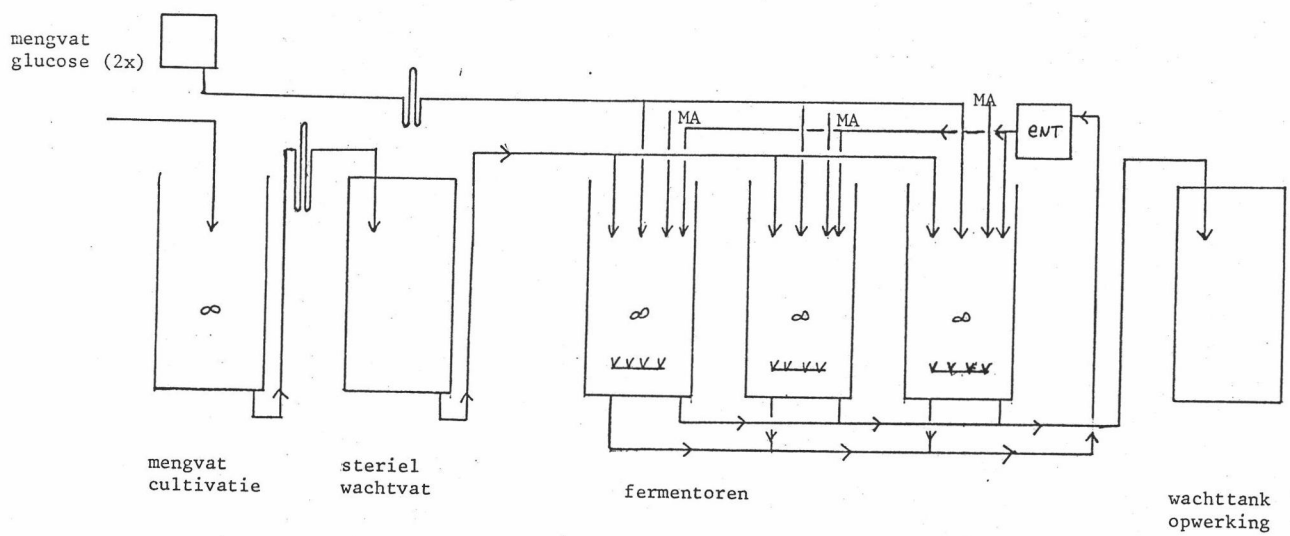


Fig F.2.3 Schematische weergave van de opstelling van variant 5

APPENDIX G

G.1 SPECIFICATIE MEDIUMSAMENSTELLING EN KOSTEN

G.1.1 Cultivatie

Component	concentratie	prijs per kg	prijs per L medium
Glucose	44.6 g/L	f1. 2.00	f1. 0.0892
Gistextract	5 g/L	9.35	0.04675
(NH ₄) ₂ HPO ₄	13 g/L	3.35	0.04355
KH ₂ PO ₄	7 g/L	2.95	0.0207
MgSO ₄ 7H ₂ O	0.8 g/L	1.50	0.0012
ZnSO ₄ 7H ₂ O	60 mg/L	2.55	0.0002
FeSO ₄ 7H ₂ O	90 mg/L	1.40	0.0001
CuSO ₄ 5H ₂ O	5 mg/L	3.60	
MnSO ₄ 4H ₂ O	10 mg/L	4.40	
NaCl	0.1 g/L	0.15	
biotine	1 mg/L		
thiamine	2 mg/L		
water	1 kg/L	0.0005	0.0005
prijs totaal per L medium			f1. 0.2022
prijs totaal per kg biomassa droog			f1.10.11
nat			f1. 2.88

G.1.2 Immobilisatie

Samenstelling alginatsuspensie:

Component	concentratie	prijs per kg	prijs per L alginatsuspensie
gist (nat)	210 g/L	f1. 2.88	f1. 0.607
Na-alginaat	40 g/L	31.50	1.26
water	750 g/L		

prijs totaal per L alginata suspensie: fl. 1.867

Alginata suspensie wordt verspreid in twee maal zoveel volume CaCl₂ oplossing (20 g/L) en bewaard in een CaCl₂ oplossing (5 g/L) van hetzelfde volume. Het materiaal krimpt 40%.
prijs CaCl₂ per kg: fl. 0.50

prijs totaal per kg biokatalysator: fl. 3.13

G.1.3 Conversie

Component	concentratie	prijs per kg	prijs per L medium
methacrylzuur	30.0 g/L	fl. 5.70	fl. 0.171
isoboterzuur	30.0 g/L	6.70	0.201
glucose	3 g/L	2.00	0.006
CaCl ₂	5 g/L	0.50	0.0025

De yield van MA en IBA op HIBA wordt .9 gesteld (Kanegafuchi, 1983)

prijs totaal per kg HIBA op basis van 40 000 kg HIBA in fermentatiebesla
per jaar:

MA	fl. 5.24
MA + immobilisatie	5.26

APPENDIX H

H.1 TIJDSSCHEMAS

H.1.1 Variant 1

Fermentatie

Tijdstip start (h)	duur (h)	tijdstip eind (h)	fermentor (no.)
4.00	37.55	41.55	1
21.00	37.55	58.55	2
44.55	41.10	85.65	1
61.55	41.10	102.65	2
88.65	45.45	134.10	1
105.65	45.45	151.10	2
137.10	50.75	187.85	1
154.10	50.75	204.85	2
190.85	57.50	248.35	1
207.85	57.50	265.35	2
251.35	66.30	317.65	1
268.35	66.30	334.65	2
335.65	37.55	373.20	1
352.65	37.55	390.20	2
376.20	41.10	417.30	1
393.20	41.10	434.30	2
420.30	45.45	465.75	1
437.30	45.45	482.75	2
468.75	50.75	519.50	1
485.75	50.75	536.50	2
522.50	57.50	580.00	1
539.50	57.50	597.00	2

H.1.2 Variant 4

Cultivatie

Tijdstip start (h)	duur (h)	tijdstip eind (h)	tijdstip geleegd (h)
4	12	16	17
25	12	37	38
46	12	58	59
67	12	79	80

Fermentatie

Tijdstip start (h)	duur (h)	tijdstip eind (h)	fermentor (no.)
90	39.7	129.7	1
114.0	39.7	153.7	2
132.7	43.5	176.2	1
156.7	43.5	200.2	2
179.2	48.1	227.3	1
203.2	48.1	251.3	2
230.3	53.8	284.1	1
254.3	53.8	308.1	2
287.1	61.1	348.2	1
311.1	61.1	372.2	2
366.2	39.7	405.9	1
390.2	39.7	429.9	2
408.9	43.5	452.4	1
432.9	43.5	476.4	2
455.4	48.1	503.5	1
479.4	48.1	527.5	2
506.5	53.8	560.3	1
530.5	53.8	584.3	2

H.1.3 Variant 5

Tijdstip start (h)	duur (h)	tijdstip eind (h)	fermentor (no.)
4	68	72	1
28	68	96	2
52	68	120	3
76	68	144	1
100	68	168	2
124	68	192	3
148	68	216	1
172	68	240	2
196	68	264	3
220	68	288	1
244	68	312	2
268	68	336	3
292	68	360	1
316	68	384	2
340	68	408	3
364	68	432	1
388	68	456	2
412	68	480	3
436	68	504	1
460	68	528	2
484	68	552	3
508	68	576	1
532	68	580	2

APPENDIX I

I.1 PROCESBEREKENINGEN FERMENTATIE

I.1.1 PVA Filter

Als het filter niet dikker wordt gekozen dan 0.3 m kan de log-penetratiewet worden aangenomen:

$$\bar{\eta} = 1 - \exp(-k L) = 1 - \exp(-S)$$

waarin : $\bar{\eta}$ = overall collectie efficiency
k = stop factor (1/m)
L = dikte filter (m)
S = stop criterium

Bij een geschikt filter is zowel K als S/ P hoog; uit figuur I.1 kan worden afgelezen dat een filter met een effectieve porienafmeting van 20 m goed voldoet. De drukval P bedraagt dan 0.536 Pa.

De superficiële gassnelheid over het filter moet experimenteel bepaald worden; hiermee worden de afmetingen van het filter verder vastgelegd.

I.1.2 Zuurstofconsumptie En Overdracht

Omdat alleen voor de cultivatie bekend is hoeveel zuurstof geconsumeerd wordt geldt deze berekening allen voor deze processtap. De zuurstofoverdrachtsnelheid (OTR, oxygen transfer rate) moet groter of gelijk zijn aan de zuurstofconsumptiesnelheid (OUR, oxygen uptake rate) daar anders niet voldoende zuurstof voor groei aanwezig is.

Een groeisnelheid van 0.20 h⁻¹ houdt bij een dichtheid van het medium van 1000 kg/m³ een toevoerflow naar de fermentor van 200 kg/(m³ h) in.

Verder geldt: 1 kg voeding = 1.49 C-mol
1 C-mol glucose = 0.34 mol O₂

De zuurstofconsumptiesnelheid (OUR) bedraagt dan 9.00 E-4 kg

02/(m³ s).

De zuurstofoverdracht (OTR) is gelijk aan
(van 't Riet, 1983):

$$OTR = k_{La} (C_{OL} - C_{OL})$$

met daarin :

$$k_{La} = 2.6 \cdot 10^{-2} \frac{(P_g)^{0.4} (v_s)^{0.3}}{V} \quad \text{coalescerend medium}$$

$$k_{La} = 2 \cdot 10^{-3} \frac{(P_g)^{0.7} (v_s)^{0.2}}{V} \quad \text{niet coalescerend medium}$$

met:

- C_{OL} = verzadigingsconcentratie zuurstof in water (30 °C)
- C_{OL} = zuurstofconcentratie in water, deze moet minimaal $2 \cdot 10^{-3}$ kg/m³ zijn
- k_{La} = volumetrische zuurstofoverdrachtscoëfficiënt [(s)⁻¹]
- P_g = vermogen roerder in beluchte reaktor [W]
- v_s = superficiële gassnelheid [m/s]
- V = volume reaktor [m³]

waarin:

- C_{OL} = $8.3 \cdot 10^{-3}$ kg/m³
- $C_{OL, \min}$ = $2 \cdot 10^{-3}$ kg/m³
- P_g/V = 1.46 kW/m³

Hieruit volgt:

	$k_{La} = 0.148 \text{ s}^{-1}$	coalescerend medium
	$k_{La} = 0.143 \text{ s}^{-1}$	niet coalescerend medium
en:	$v_s = 0.018 \text{ m/s}$	coalescerend medium
	$v_s = 0.016 \text{ m/s}$	niet coalescerend medium

De luchtflow wordt ingesteld op 1.5 maal de minimale waarde, dat is 0.09 m³/s.

De luchtflow voor de bioconversie wordt gesteld op 50% van die van de cultivatie, dat is 0.045 m³/s.

I.1.3 Sterilisatie Cultivatiemedium

Door iteratieve berekening werd een geschikte dimensionering van

de sterilisatiepijp bepaald. Met deze gekozen parameters werd de gewenste sterilisatietemperatuur bepaald.

Gegevens:	φ_v = mediumflow door pijp = 4.5 m ³ /h	
	No = oorspronkelijk aantal microorganismen = 1 E11 (m ³) ⁻¹	
	ρ = dichtheid medium = 1 000 kg/m ³	
	η = viscositeit medium = 3.6 kg/(m ³ h)	
Gekozen:	P = kans op 1 microorganisme = 1 E ⁻³	
	L = lengte pijp = 25 m	
	d = diameter pijp = 0.125 m	
Hieruit volgt:	v = gemiddelde snelheid mediumflow = 367 m/h	
	N = aantal microorganismen = 7.4 E ⁻⁵ (m ³) ⁻¹	
	Re = Reynolds = $\frac{d v}{\eta}$ = 1.3 E4	
	τ = verblijftijd medium in pijp = 4.1 min	

Uit figuur I.2 leest men af:

$$\frac{D}{v d} = 0.35 \quad \text{waarin: } D = \text{dispersiecoefficient m}^2/\text{h}$$

$$\text{Hieruit volgt: } Pe = \frac{v d L}{D} = 500$$

Uit figuur I.3 leest men de bij dit Pecletgetal en de gekozen sterilisatiegraad behorende destruktiesnelheid Nr af:

$$Nr = \frac{k L}{v} = 43$$

Hieruit volgt: $k = 10.5 \text{ (min)}^{-1}$
Volgens figuur I.4 volgt hieruit een sterilisatietemperatuur van 125 °C.

I.2 WARMTEBALANS FERMENTATIE

I.2.1 Algemeen

De totale warmteproductie van de fermentor is opgebouwt uit de volgende termen:

$$r = r_{HT} + r_{HM} + r_{HR} + r_{HA} + r_{HV} + r_{HH}$$

met: r_{HT} = totale warmte geproduceerd (kW)

r_{HM} = warmte ontstaan door metabolische aktiviteit

r_{HR} = warmte door dissipatie roeder en schuimbreker

r = warmte opname door ingaande gasstroom
HA
r = warmteverlies door verdamping
HV
r = restwarmte (bijv. oploswarmte)
HH

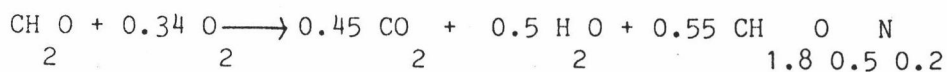
Voor de cultivatie (volle fermentor) geldt: r = 221.9 kW
HT
en voor de conversie: r = 28.8 kW
HT

De verschillende termen worden in de volgende paragrafen toegelicht.

I.2.2 Warmte Door Metabolische Aktiviteit

Aerobe groei

De volgende reactie (op basis van C-mol) vindt plaats:



Per C-mol glucose wordt er aan warmte geproduceerd:

$$r_{\text{HA}} = \Delta h^{\circ}_{\text{c glucose}} - Y_{\text{sx}} \Delta h^{\circ}_{\text{c biomassa}}$$

$$\text{waarin: } \Delta h^{\circ}_{\text{c glucose}} = 467.8 \text{ kJ/C-mol (Roels, 1983)}$$

$$\Delta h^{\circ}_{\text{c biomassa}} = 560 \text{ kJ/C-mol}$$

$$Y_{\text{sx}} = 0.55 \text{ C-mol/C-mol}$$

$$\text{Verder geldt: } \mu = 0.20 \text{ h}^{-1}$$

$$\varphi_m = 200 \text{ kg/(m}^3 \text{ h)}$$

$$1 \text{ kg voeding} = 44.6 \text{ g glucose}$$

$$1 \text{ kg voeding} = 1.49 \text{ C-mol}$$

$$\text{Hieruit volgt: } r_{\text{HA}} = 13.2 \text{ kW/m}^3$$

Conversie

Tijdens de conversie wordt methacrylzuur of isoboterzuur omgezet naar hydroxyisoboterzuur. De reductiegraad van deze stoffen zijn gelijk zodat aangenomen kan worden dat bij de conversie geen warmte ontstaat of nodig is.

I.2.3 Dissipatie Roerder En Schuimbreker

Voor twee turbineroeders (6-bladig) geldt (Oosterhuis, 1984):

$$P = 11.2 \cdot \beta^3 \cdot N^5 \cdot D$$

$$P_g = 0.66 P$$

$$\text{waarin: } N = \text{aantal omwentelingen roerder} = 2.6 \text{ s}^{-1}$$

$$D = \text{diameter roerder} = 0.7 \text{ m}$$

$$\beta = \text{dichtheid medium} = 1 \text{ E}3 \text{ kg/m}^3$$

$$P = \text{vermogen roerder}$$

$$P_g = \text{vermogen roerder in beluchte reaktor}$$

$$\text{Hieruit volgt: } P = 33.1 \text{ kW}$$

$$\text{en: } P_g = 21.8 \text{ kW}$$

Voor de schuimbreker geldt als vuistregel (van 't Riet, 1983):

$$P = 0.5 \text{ kW/m}^3$$

Het vermogen werd voor zowel de cultivatie als de conversie op 11 kW geschat.

I.2.4 Warmteverlies Door Opname Warmte Door Gas

De lucht voor de beluchting heeft als ingangstemperatuur 20°C . Zij zal door het temperatuurverschil warmte uit de fermentor meenemen. De volgende vergelijking geldt (van 't Riet, 1983):

$$r_{HA} = c_p (T_{ai} - T_b) \rho_g \varphi_{vg}$$

met: T_{ai} = temperatuur ingaande gasstroom
 T_b = temperatuur fermentatiebeslag

waarin: $c_p = 1 \text{ kJ/(kg K)}$

$$\rho_g = 1.3 \text{ kg/m}^3$$

$$\varphi_{vg} = 0.093 \text{ m}^3/\text{s} \text{ cultivatie}$$

$$\varphi_{vg} = 0.0465 \text{ m}^3/\text{s} \text{ bioconversie}$$

$$T_{ai} = 20^\circ\text{C}$$

$$T_b = 30^\circ\text{C}$$

Hieruit volgt :

$$r_{HA} = \sim 1.2 \text{ kW} \text{ cultivatie}$$

$$r_{HA} = \sim 0.6 \text{ kW} \text{ fermentatie}$$

I.2.5 Warmteverlies Door Verdamping

Voor de beluchting wordt vrijwel geheel droge lucht (dauwpunt $\sim 40^\circ\text{C}$) gebruikt. De uit de fermentor gaande lucht zal geheel of gedeeltelijk verzadigd zijn (van 't Riet, 1983).

$$r_{HV} = c_v \rho_g (\rho_{vo} - \rho_{vi})$$

met: ρ_{vo} = dichtheid water in uitgaande lucht (30°C , 1 bar) kg/m^3

ρ_{vi} = dichtheid water in ingaande lucht (20 °C, 1 bar) kg/m³

waarin: ρ_{vo} = 0.03035 kg/m³

ρ_{vi} = 0 kg/m³

C_v = 2422.98 kJ/kg

φ_g = 0.093 m³/s cultivatie

φ_g = 0.0465 m³/s bioconversie

Hieruit volgt: r_{HV} = ~ 6.8 kW cultivatie (bij gehele verzadiging)

r_{HV} = ~ 3.4 kW bioconversie (bij gehele verzadiging)

I.2.6 Restwarmte

Onder de restwarmte valt onder andere de verdunningswarmte van NaOH dat voor instellen van de juiste pH (7.0) gebruikt wordt. De pH van het medium voor de cultivatie zal ongeveer 5.5 bedragen. Er zal een geringe hoeveelheid NaOH nodig zijn om deze op pH te brengen.

Tijdens de conversie wordt elk uur methacrylzuur toegevoegd dat omgezet wordt in hydroxyisoboterzuur; beide zijn zwakke zuren met een pKa van 4.7. De pH wordt elk uur (na de toevoeging van MA) gecorrigeerd. De hoeveelheid benodigd NaOH (5 N) is 0.0177 mol/L (3.5 mL/L), dit is totaal 5.0 mol/h. Hierbij komt 160 W vrij; dit is te verwaarlozen.

I.3 MANTELKOELING REAKTOR

Voor de over te dragen warmte geldt:

$$Q_w = U \cdot A \cdot \Delta T_{ln}$$

waarin:

$$(\Delta T)_{ln} = \frac{\Delta T_{groot} - \Delta T_{klein}}{\ln \left(\frac{\Delta T_{gr}}{\Delta T_{kl}} \right)}$$

met : U = totale warmteoverdrachtscoefficient [W/(m² K)]

A = oppervlak waarover warmteoverdracht plaats vindt [m²]

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt is opgebouwd uit de volgende termen :

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{\alpha_1} + \frac{1}{h} + \frac{1}{\alpha_2}$$

met : 1 = warmteoverdrachtscoëfficiënt vatzijde
 h = warmteoverdrachtscoëfficiënt wand
 2 = warmteoverdrachtscoëfficiënt mantelzijde

Voor α_1 geldt de volgende correlatie :

$$Nu = \frac{\alpha_1 T}{k} = 0.112 Re^{3/4} \cdot Pr^{0.44} \left(\frac{T}{D}\right)^{0.4} \left(\frac{w}{D}\right)^{0.13} \left(\frac{\eta_w}{\eta}\right)^{-0.25}$$

met : T = diameter vat [m]
 k = warmteoverdrachtscoëfficiënt medium [W/(m² K)]
 D = diameter roerder [m]
 w = hoogte roerderblad [m]

De warmteoverdrachtscoëfficiënt van de wand is gelijk aan :

$$h = \frac{\lambda_w}{d_w}$$

met : λ_w = warmtegeleidingscoëfficiënt [W/(m K)]
 d_w = wanddikte [m]

Met de berekende waarden van U, α_1 en h kan men α_2 berekenen. Vervolgens kan men de lineaire snelheid in de mantel berekenen met de correlatie :

$$\frac{\alpha_2 T}{K} = 0.020 Re^{4/5} Pr^{1/3} (D_2/D_1)$$

waarin $Re = \frac{u_m d_e \rho}{\eta}$
 met u_m = gemiddelde lineaire snelheid in de mantel
 d_e = equivalente diameter van de mantel:

met : T = manteldiameter [m]
 K = warmtegeleidingscoëfficiënt koelvloeistof [W/(m K)]
 D1 = vatdiameter [m]
 D2 = manteldiameter [m]

Vervolgens berekent men de opgenomen warmte met :

$$P_w = \varphi_v \cdot \rho \cdot c_p \cdot \Delta T$$

waarmee de temperatuur van het uitgaande koelwater bepaald is. Hieruit volgt een andere ΔT . Er werd geïtereerd totdat de temperatuur van het uitgaande koelwater constant bleef.

I.3.1 Koeling Fermentor

De fermentor wordt gekoeld door mantelkoeling. De meeste warmte moet worden afgevoerd tijdens de cultivatie als de fermentor volledig gevuld is. Er wordt aangenomen dat alleen de zijwanden van de fermentor gekoeld worden. Hieruit volgt dat bij benadering de tijdens de cultivatie hoeveelheid af te voeren warmte per vierkante meter koeloppervlak evenredig is met het volume cultuurvloeistof in de fermentor.

Tijdens de conversie hoeft de fermentor minder gekoeld te worden: hier geldt tevens bij benadering dat de warmteproductie en het koeloppervlak tijdens de conversie constant blijft. De berekening werd uitgevoerd volgens de in de voorgaande paragraaf vermelde algemene berekeningswijze. De volgende waarden voor de parameters werden gebruikt:

$$\begin{aligned}
 N &= 2.6 \text{ s}^{-1} \\
 D &= 0.7 \text{ m} \\
 \rho &= 1 \text{ E}^{-3} \text{ kg}/(\text{m s}) \\
 \rho &= 1 \text{ E}^3 \text{ kg}/\text{m}^3 & \alpha &= 3818 \text{ W}/\text{m}^2 \text{ K} \\
 T/D &= 3 & & 1 \\
 w/D &= 0.33 \\
 \eta_w/\eta &= 1 \\
 k &= 0.6 \text{ W}/(\text{m K}) \\
 C &= 4.22 \text{ kJ}/\text{kg K} \\
 p & \\
 d &= 5 \text{ E}^{-3} \text{ m} & h &= 1 \text{ E}^4 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K}) \\
 \lambda &= 50 \text{ W}/(\text{m K}) \\
 D &= 2.15 \text{ m} \\
 D &= 2.11 \text{ m} \\
 T_{\text{in}} &= 9 \text{ }^\circ\text{C} \\
 T_{\text{in}} &= 13 \text{ }^\circ\text{C} \text{ cultivatie} & T_{\text{in}} &= 19.1 \text{ K} \text{ cultivatie} \\
 T_{\text{uit}} &= 15 \text{ }^\circ\text{C} \text{ conversie} & T_{\text{in}} &= 17.6 \text{ K} \text{ conversie} \\
 T_{\text{ferm}} &= 30 \text{ }^\circ\text{C}
 \end{aligned}$$

Voor de cultivatie volgt hieruit bij een volle fermentor: $\alpha_2 = 481 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$. De gemiddelde lineaire snelheid in de mantel bedraagt dan: 0.111 m/s , dit is gelijk aan een koelwaterstroom van $52.8 \text{ m}^3/\text{h}$.

Dit betekent volgens de eerder vermelde aannamen een koelwaterstroom van gemiddeld $26.4 \text{ m}^3/\text{h}$.

De cultivatie duurt 14.9 h . De totale koelwaterstroom voor de cultivatie bedraagt per keer 396 m^3 .

Voor de conversie volgt hieruit: $\alpha_2 = 60 \text{ W}/(\text{m}^2 \text{ K})$.

De gemiddelde lineaire snelheid in de mantel bedraagt dan: 0.008 m/s , dit is gelijk aan een koelwaterstroom van $3.8 \text{ m}^3/\text{h}$.

De totale koelwaterstroom voor de conversie per dag bedraagt 183 m^3 .

Voor de conversie is totaal per keer 579 m³ koelwater van 9 °C nodig.

Er worden per produktiemaand 23 fermentaties gedraaid, hiervoor is 13321 m³ koelwater nodig. Totaal is er per jaar 53284 m³ koelwater van 9 °C nodig.

I.4 WARMTEBEREKENING CONTINUE STERILISATIE

Door de stoominjector wordt in de leiding stoom geïnjecteerd. De benodigde hoeveelheid stoom werd als volgt berekend:

$$H_{\text{stoom}} \cdot \varphi_{m,\text{stoom}} = (125 - T_{k,\text{uit}}) \cdot c_p \left(\varphi_{m,\text{medium}} - \varphi_{m,\text{stoom}} \right)$$

Het medium wordt afgekoeld door de warmte te laten uitwisselen met de te steriliseren mediumstroom. De gesteriliseerde stroom stroomt in verband met steriliteit door de pijpen, de te steriliseren stroom stroomt door de mantel. De uitgangstemperatuur van het medium aan de mantelzijde werd iteratief berekend door berekening van de effectiviteit van een warmtewisselaar met twee shell-passes.

De volgende vergelijking en figuur I.5 werd daarbij gebruikt :

$$\epsilon = \frac{C_w (<T_{w,\text{in}}> - <T_{w,\text{uit}}>)}{C_{\text{min}}(<T_{w,\text{in}}> - <T_{k,\text{in}}>)} = \frac{C_k (<T_{k,\text{uit}}> - <T_{k,\text{in}}>)}{C_{\text{min}}(<T_{w,\text{in}}> - <T_{k,\text{in}}>)}$$

De volgende waarden voor de parameters gelden :

$$H_{\text{stoom}} = 2316 \text{ kJ/kg}$$

$$\varphi_{m,\text{medium}} - \varphi_{m,\text{stoom}} = 1.25 \text{ kg/s}$$

$$C_{p,\text{medium}} = 4.22 \text{ kJ/(kg K)}$$

$$T_{w,\text{in}} = 125 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{k,\text{in}} = 20 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho_{\text{medium}} = 1 \text{ E3 kg/m}^3$$

$$\text{Indien : } (U A) / C_{\text{min}} = 2$$

$$\text{volgt: } \epsilon = .63$$

$$\varphi_{m,\text{stoom}} = 0.088 \text{ kg/s}$$

$$T_{w,\text{uit}} = 63.9 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_{k,\text{uit}} = 86.2 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$k_{\text{uit}}$$

$$\begin{aligned} U &= 855 \text{ W/(m}^3 \text{ K)} \\ A &= 12.9 \text{ m}^2 \end{aligned}$$

Voor de drukval aan de pijpzijde geldt de volgende relatie :

$$\Delta P_p = \frac{f c^2 \rho^2 L n}{2 \rho d_i (\eta / \eta_w)} + n \cdot 4 \cdot \frac{1}{2} \rho c^2 = n \left(\frac{f L}{d_i (\eta / \eta_w)} + 4 \right) \frac{1}{2} \rho c^2 \quad [\text{N/m}^2]$$

met : c = snelheid vloeistof [m/s]
n = aantal passages
f = friktiefactor

Voor de drukval aan de mantelzijde geldt de volgende relatie :

$$\Delta P = \frac{f G_s^2 D_i (N+1)}{(\eta / \eta_w) \cdot 2 \rho D_e} \quad \text{N/m}^2$$

met : G_s = massastroom per oppervalk [kg/(m² s)]
N = aantal keerschotten
D_e = hydraulische diameter [m]

voor een driehoekige steek is de hydraulische diameter gelijk aan :

$$D_e = \frac{4 \left(\frac{0,86}{2} s^2 - \frac{1}{8} \pi d_u^2 \right)}{\frac{1}{2} \pi d_u} \quad (\text{m})$$

De volgende ^{parameters} voor deze warmtewisselaar (2 shell passes) werden gekozen :

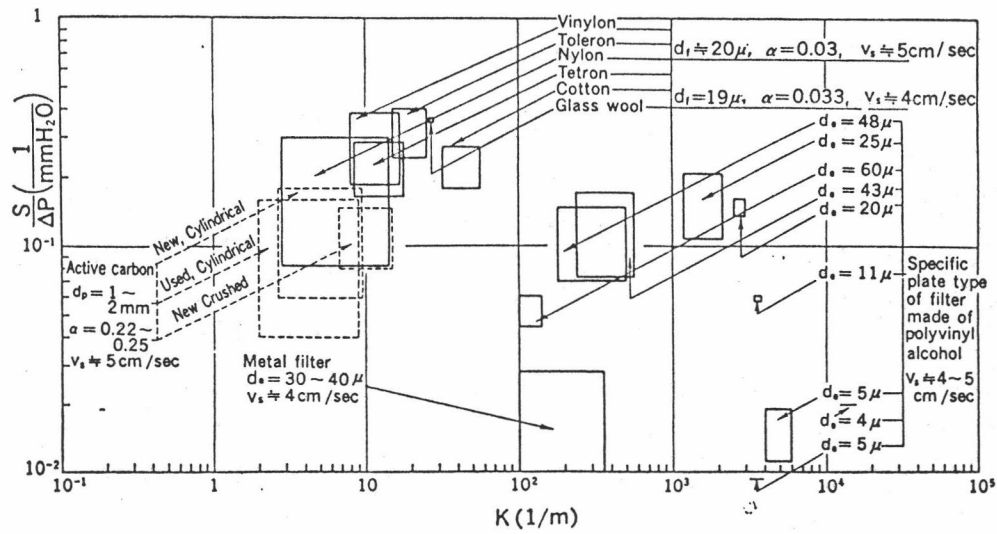
manteldiameter: 0.254 m
pijpdiameter: 0.0254 m
inw. pijpdiameter: 0.20 m
steek (driehoek): 0.0318 m
aantal buizen: 32
omtrek totaal: 2.55 m
lengte : 5.06 m
keerschotafstand: 0.127 m
aantal keerschotten: 39

Hieruit volgt: $\Delta P = .21 \text{ Pa}$

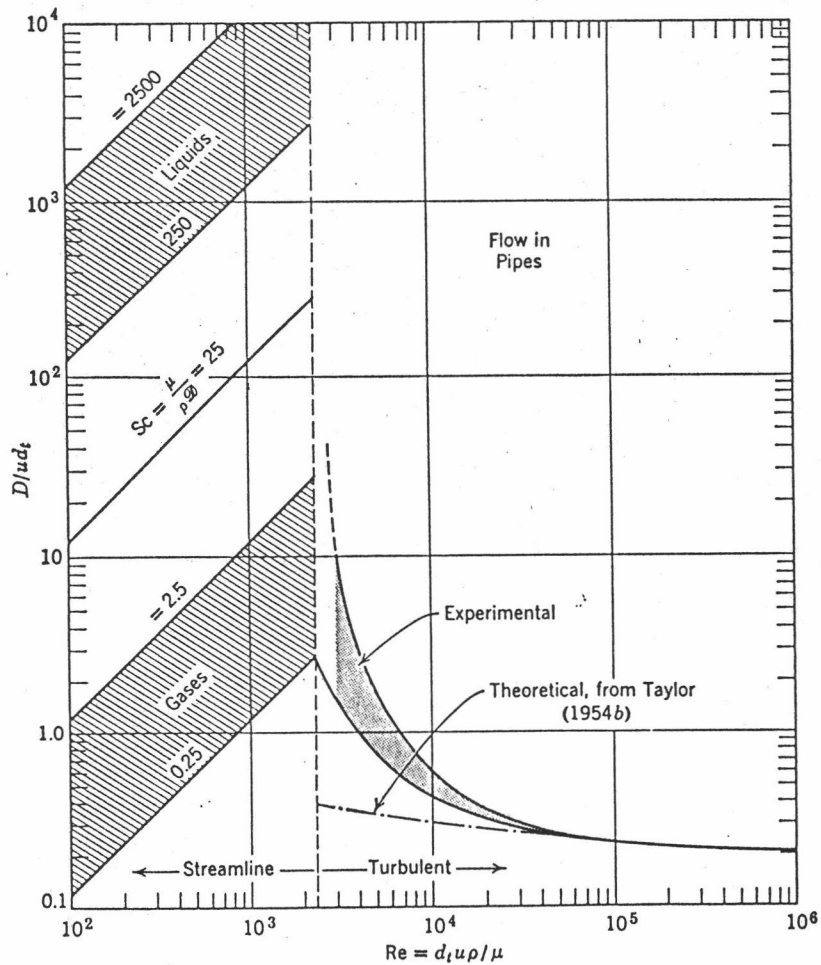
$$\Delta P_{\text{pijp}} = .43 \text{ Pa}$$

mantel

N.B. Zie ook het specificatieblad voor warmtewisselaars.



figuur I.1: Eigenschappen van verschillende filters bij luchtsterilisatie (Aiba, 1973)



figuur I.2 [Levenspiel, 1972]

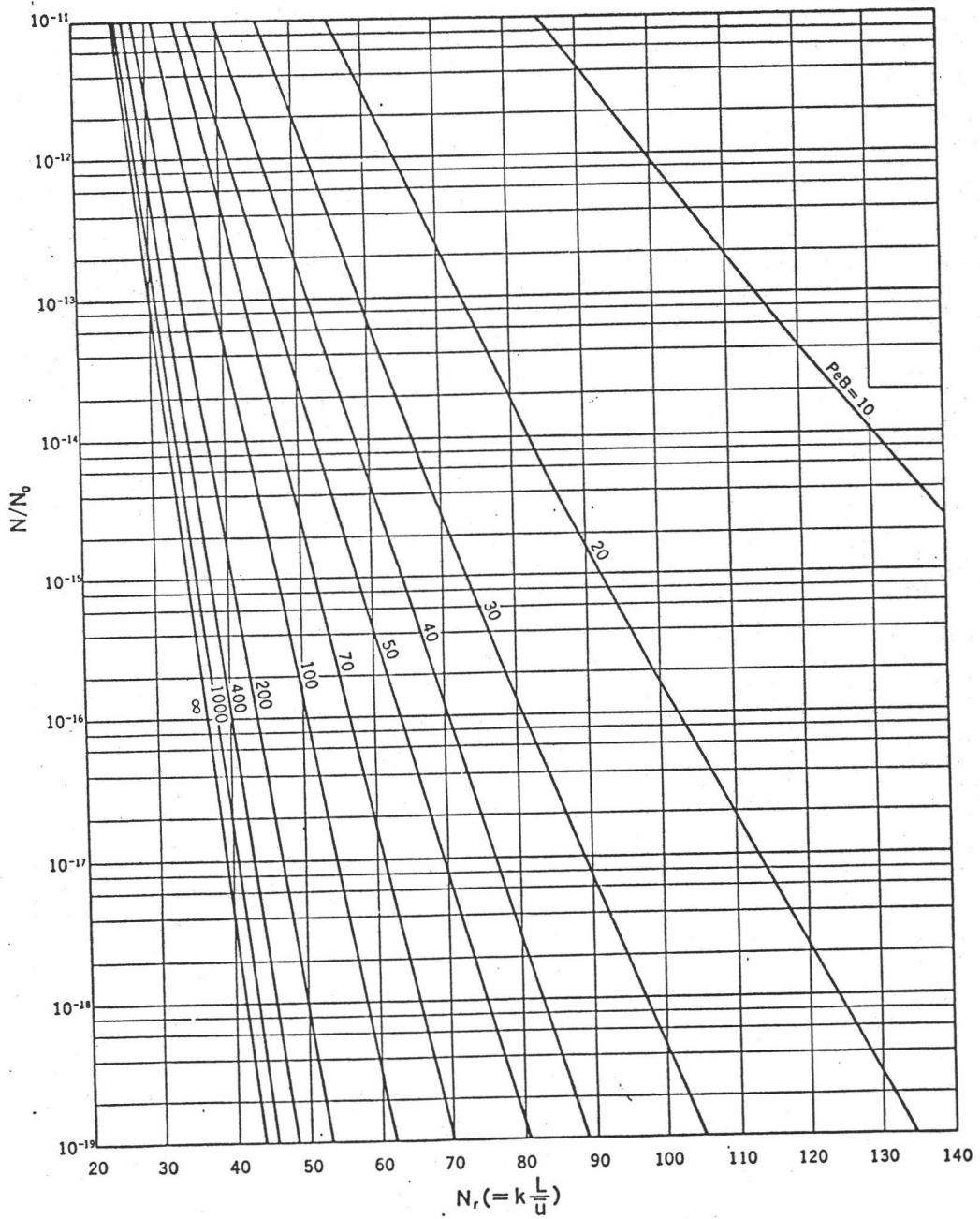
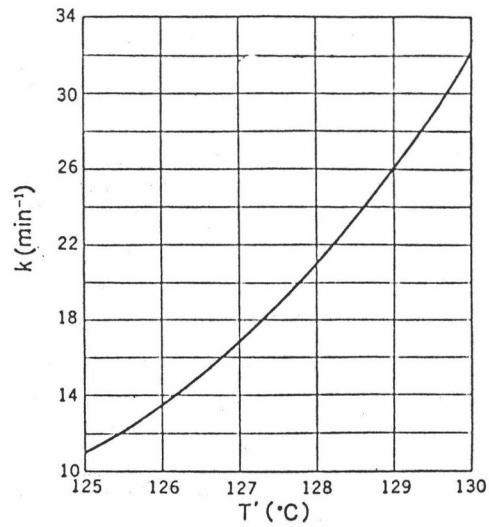


Fig I. 3 Effect of different types of flow (as shown by different PeB values) on the destruction of organisms (N/N_0) at different rates of destruction (measured as $N_r = kL/\bar{u}$). (Aiba, 1973)



figuur I.4: voorbeeldgrafiek afsterfsnelheid als functie van de sterilisatietemperatuur (Aiba, 1973)

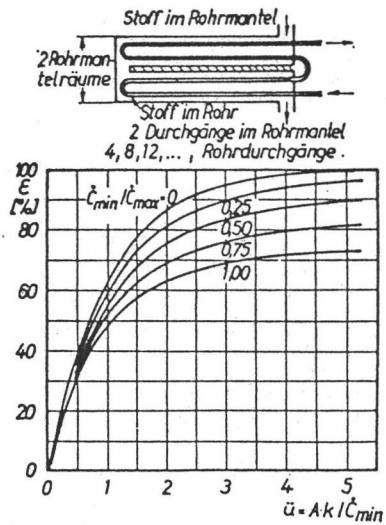


Fig I.5. Übertragerwirkungsgrad als Funktion der Wärmeübertragungsgröße und des Verhältnisses der Wärmekapazitätsströme; 2-4 Gegenstromwärmeübertrager mit mehreren Durchgängen (Kays, 1972)

APPENDIX J

J.1 BEREKENINGEN IONENWISSELAAR

In (.1.) worden voor de belading, regeneratie en het spoelen van de ionenwisselaar de gebruikelijke superficiële snelheden gegeven:

	v (E-3 m/s)
beladen	1.4 - 4.1
regenereren	1.0 - 1.7
spoelen (backflow)	.39-22.4

J.1.1 Beladen

Het benodigde volume aan ionenwisselaar en de beladingstijd zijn te berekenen uit de ultrafiltraatstroom na de aanzuurstap en de capaciteit van de ionenwisselaar.

Er geldt immers :

$$t * F\text{-HIBA} = V_{iw} * cap$$

hierin is :	t	= beladingstijd	(h/cyclus)
	F-HIBA	= HIBA-stroom	(mol/h)
	V _{iw}	= volume ionenwisselaar	(m ³)
	cap	= capaciteit ionenwisselaar	(mol/m ³ /cyclus)

Met cap = 1500 mol/m³ en F-HIBA = 156.6 mol/h volgt dan :

$$V_{iw} / t = .1044 \text{ m}^3 * \text{cyclus/h}$$

Indien voor t = 1 h/cyclus gekozen wordt, volgt voor het benodigde volume :

$$V_{iw} = .1044 \text{ m}^3$$

Het cycli dat een volume in 92 dagen (4*1 mnd) meegaat :

$$n = (92*24)/(3*1) = 736 \text{ cycli}$$

In dat geval hoeft er geen rekening gehouden te worden met het verlies aan capaciteit van de ionenwisselaarhars ($n < 1000$ h). Rekening houdend met de gewenste superficiele snelheid bij beladen van $1.4 - 4.1 \text{ E-3 m/s}$ (ivm drukval) en met het feit dat kolommen verkrijgbaar zijn met diameters van $.25$ en $.50$ m (WEBCI), volgt bij keuze van een diameter van $.25$ m en met een flow van $.514 \text{ m}^3/\text{h}$ een superficiele snelheid van 2.9 E-3 m/s . Daarom is voor de diameter gekozen voor een diameter van $.25$ m. De bijbehorende hoogte van het bed wordt 2.13 m.

De hoogte van de ionenwisselaar wordt 60% hoger gekozen vanwege bedexpansie tijdens de spoelfase. De totale hoogte van de ionenwisselaar wordt dan 3.4 m.

Bij een superficiele snelheid van 2.9 E-3 m/s volgt voor de drukval over de ionenwisselaar :

$$dp = 2.13 * 10450 = 22260 \text{ Pa}$$

J.1.2 Regeneratie

Uit het volume van de ionenwisselaar en de capaciteit volgt de hoeveelheid loog die nodig is voor de regeneratie :

$$Q = V_{iw} * cap * 2$$

hierin is : $Q = \text{benodigde hoeveelheid NaOH (eq/cyclus)}$

Substitutie levert : $Q\text{-NaOH} = 313 \text{ eq/cyclus}$.

Met een loogconcentratie van 2 keq/m^3 volgt dat een volume van $.1565 \text{ m}^3$ aan 2N NaOH nodig is voor een regeneratiecyclus. Uit het dwarsoppervlak van de kolom ($.049 \text{ m}^2$) en een superficiele snelheid van 1.0 E-3 m/s volgt de volumestroom van $\text{NaOH} : .177 \text{ m}^3/\text{h}$. De regeneratietijd volgt uit het benodigde volume en de volumestroom : $t\text{-reg} = .885 \text{ h}$.

Bij een superficiele snelheid van 1.0 E-3 m/s volgt voor de drukval over de ionenwisselaar :

$$dp = 2.13 * 3553 = 7570 \text{ Pa}$$

J.1.3 Spoelen/

Het debiet van de spoelvloeistof (demiwater) kan berekend worden door een snelheid te kiezen tussen de maximale en minimale fluidisatiesnelheid en de diameter van de kolom.

Voor een deeltjesdiameter van 4 E-4 m (mesh 40) volgt dan : (appendix I.2)

$$\begin{aligned} v\text{-max} &= 22.4 \text{ E-3 m/s} \\ v\text{-min} &= 3.9 \text{ E-4 m/s} \end{aligned}$$

Gekozen is voor $v = 4 \text{ E-3 m/s}$

Met het oppervlak van $.049 \text{ m}^2$ volgt dan voor het debiet :

$$F\text{-spoel} = 0.706 \text{ m}^3/\text{h}$$

Indien voor de spoeltijd $4*$ de verblijftijd gekozen wordt volgt voor de spoeltijd :

$$t\text{-spoel} = 4 * V\text{-tot} / F\text{-spoel}$$

$$\text{ofwel } t\text{-spoel} = .95 \text{ h}$$

J.2 AANZUURVAT NA IONENWISSELING

Het aanzuurvat krijgt gedurende de regeneratie (.885 uur) een stroom van $.177 \text{ m}^3/\text{h}$ aan NaIBA en NaOH te verwerken. In die periode wordt aangezuurd met een stroom van $.027 \text{ m}^3/\text{h}$ aan 40% HCl. De waterproductie tgv van neutralisatie bedraagt $.003 \text{ m}^3/\text{h}$. De stroom die per uur uit het aanzuurvat gepompt moet worden bedraagt $.885 * (.177 + .027 + .003) = .183 \text{ m}^3/\text{h}$. Voor het volume van het vat is gekozen voor $.250 \text{ m}^3$ ($H=T=.68 \text{ m}$), omdat er dan voldoende warmteuitwisselend oppervlak aanwezig is voor afvoeren van de verdunnings- en neutralisatiewarmte.

J.2.1 Dimensionering Roerder

Voor goede menging is een vermogen van $1 \text{ kW}/\text{m}^3$ voldoende (Zuiderweg). Voor het mengen van het aanzuurvat volgt dan voor het vermogen dat de roerder moet leveren:

$$P = 1.33 * .250 = 250 \text{ W}$$

Het benodigde toerental kan berekend worden met:

$$N = \frac{P}{p/p_0 / d} \cdot 5.333$$

hierin is :

P=totaal ingebrachte vermogen (W)
 p=vermogens kental (-)
 d=roerderdiameter (m)
 p_0 =dichtheid vloeistof (kg/m³)

met P=250 W; p=5; d=.34 m; $p_0 = 1E3$ kg/m³ volgt

voor het roerder toerental : $N = 2.22$ (1/s)

De warmteoverdrachtscoefficient aan de vatzijde kan berekend worden met de formules uit appendix I.3.1
 Met $Re = 2.57E5$; $Pr = 7$; $T/D = 2$; $w/D = .2$; $\eta / \eta_0 = 1.545$

volgt $Nu = 2890$ en $h\text{-vat} = 2550 \text{ W/m}^2/\text{C}$ ^W
 Voor turbineroeders is de met deze methode berekende warmteoverdrachtscoefficient in praktijk vaak 30% hoger (Zuiderweg).

De warmteoverdrachtscoefficient wordt dan : $h = 3300 \text{ W/m}^2/\text{C}$.

J.2.2 Dimensionering Koeling

De mantelkoeling van het aanzuurvat is zodanig gedimensioneerd dat de temperatuur van de vloeistof 25°C blijft. Er moet dan een vermogen van 7kW afgevoerd worden. Met dezelfde methode als in appendix I.3.1 kan de koeling berekend worden.
 Met een mantelbreedte van 5E-3 m en een ingaande koelwatertemperatuur van 9°C volgt :

$$\begin{aligned} T\text{-uit} &= 11.7 \text{ C} \\ T\text{-ln} &= 14.6 \\ F &= 2.26 \text{ m}^3/\text{h} \\ h\text{-mantel} &= 385 \text{ W/m}^2/\text{C} \end{aligned}$$

J.2.3 Berekening Dichtheid Ionenwisselaar/

Uit de natte dichtheid (689 kg/m³) en de porositeit (.45) volgt de dichtheid van de natte deeltjes p_0

$$p_0 = \frac{689}{(1 - .45)} = 1252 \text{ kg/m}^3$$

De droge dichtheid van de ionenwisselaar volgt uit de natte dichtheid en het vochtpercentage (38%) : $\rho_0 = 689 \cdot (1 - 0.38) = 427$ kg/m³ d

J.2.4 Berekening Maximale Fluidisatiesnelheid/

De maximale fluidisatiesnelheid is die snelheid waarbij een deeltje net niet uitgespoeld wordt. Op dat moment is de door de vloeistof op het deeltje uitgeoefende kracht gelijk aan het schijnbaar gewicht van het deeltje. In (Smith 1973) wordt een vergelijking voor de maximale fluidisatie snelheid afgeleid :

$$v\text{-max} = [d^2 \cdot (\rho_0 - \rho_1) \cdot g / 18 \cdot \eta]^{.5}$$

hierin is :

d = deeltjes diameter (m)
 ρ_0 = dichtheid deeltje (kg/m³)
 ρ_1 = dichtheid medium (kg/m³)
 g = versnelling zwaartekracht (m/s²)
 η = dynamische viscositeit (Pa*s)

met $d = 4 \cdot 10^{-4}$ m; $\rho_0 = 1252$ kg/m³; $\rho_1 = 1 \cdot 10^3$ kg/m³; $g = 10$ m/s²; $\eta = 1 \cdot 10^{-3}$ Pa*s

volgt voor de maximale fluidisatiesnelheid: $v\text{-max} = 22 \cdot 10^{-3}$ m/s

J.2.5 Berekening Minimale Fluidisatiesnelheid

De minimale fluidisatiesnelheid is die snelheid waarbij de door de vloeistof op het bed uitgeoefende kracht gelijk is aan het schijnbaar gewicht van het bed. Voor minimale fluidisatie kan de volgende correlatie gebruikt worden (Janssen 1982):

$$Re = [170 \cdot 1 / Re \cdot (1 - \epsilon) + 1.75]^{-1} \cdot Ar \cdot \epsilon^3$$

$$Re = \rho_1 \cdot v \cdot d / \eta$$

$$Ar = g \cdot d^3 \cdot \rho_0 \cdot (\rho_0 - \rho_1) / \eta$$

hierin is :

ρ_1	=dichtheid medium	(kg/m ³)
ρ_p	=dichtheid deeltje	(kg/m ³)
v	=superficiële snelheid	(m/s)
d	=deeltjes diameter	(m)
η	=dynamische viscositeit	(Pa*s)
g	=versnelling zwaartekracht	(m/s ²)

Uit werken geeft een 2e-graads vergelijking in v , waaruit v op te lossen is:

$$(1.75/d \cdot \epsilon^2) \cdot v^3 + (170 \cdot \eta \cdot (1 - \epsilon^2) / \rho_1) / d \cdot \epsilon^2 \cdot v - g \cdot (\rho_p - \rho_1) / \rho_1 = 0$$

met $d=4E-4$ m; $\epsilon = .45$; $\eta = 1E-3$ Pa*s
 $\rho_1 = 1E3$ kg/m³; $\rho_p = 1252$ kg/m³; $g=10$ m/s²

volgt voor de minimale fluidisatiesnelheid :

$$v_{\text{min}} = 3.9 \text{ E-4 m/s}$$

J.2.6 Berekening Drukval Over De Ionenwisselaar

De drukval over de ionenwisselaar kan berekend worden met de relatie van Ergun (Smith 1973) :

$$dP/L = (\rho_p \cdot v^2 \cdot (1 - \epsilon^2) / d \cdot \epsilon^2) \cdot (170 \cdot \nu \cdot (1 - \epsilon^2) / v \cdot d + 1.75)$$

hierin is :

dP/L	= drukval per meter bed	(Pa/m)
ρ_p	= dichtheid medium	(kg/m ³)
v	= superficiële snelheid	(m/s)
ϵ	= lege fractie	(-)
d	= deeltjes diameter	(m)
ν	= kinematische viscositeit	(m ² /s)

met $\rho_p = 1E3$ kg/m³ ; $\epsilon = .45$; $d = 4E-4$ m ; $\nu = 1E-6$ m²/s

en met substitutie van $v = 2.9 \text{ E-3}$ resp 1.0 E-3 m/s volgt

voor de drukval over de ionenwisselaar :

$$dP/L = 10450 \text{ Pa/m} \quad \text{en} \quad dP/L = 3550 \text{ Pa/m}$$

APPENDIX K


K.1 CHEMIEKAARTEN

METHYLISOBUTYLKETON



CAS-nr: [108-10-1]
hexon; isobutylmethylketon; 4-methyl-2-pentanon*




FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C	116	KLEURLOZE VLOEISTOF, AAN DE GEUR TE HERKENNEN	
Smeltpunt °C	-80	De damp mengt zich goed met lucht, makkelijke vorming van explosieve mengsels. Bij vullen, aftappen of verwerken geen perslucht toepassen. Reageert heftig met sterke oxidatiemiddelen. Tast vele kunststoffen aan.	
Vlampunt °C	14	MAC-waarde in ppm	100 H
Zelfontbrandingstemperatuur °C	460	MAC-waarde in mg/m ³	410 H
Relatieve Dichtheid (water=1)	0,8	Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken.	
Relatieve Dampdichtheid (lucht=1)	3,5	Directe gevolgen: De stof werkt prikkelend op de ogen en de ademhalingsorganen. De vloeistof ontvet de huid. De stof werkt op het zenuwstelsel.	
Relatieve Dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht=1)	1,02		
Dampspanning in mbar bij 20 °C	7		
Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 20 °C	2		
Explosiegrenzen, volume % in lucht	1 - 8		
Soortelijke Geleiding, pS/m	5,2.10 ⁶		
Relatieve Molecuulmassa	100,2		
DIRECTE GEVAREN/ VERSCIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: zeer brandgevaarlijk.	geen open vuur, geen vonken en niet roken,	poeder, A.F.F.F., schuim, halonen, koolzuur,	
Explosie: damp met lucht explosief.	gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting.	bij brand: tanks/vaten koel houden door spuiten met water,	
Inademen: hoesten, hoofdpijn, duizeligheid, sufheid.	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, en arts waarschuwen,	
Huid: roodheid,	handschoenen.	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en naar arts verwijzen,	
Ogen: roodheid, pijn,	veiligheidsbril,	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,	
Inslikken: hoesten, hoofdpijn, duizeligheid, sufheid, buikkrampen, braken,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en arts waarschuwen of naar ziekenhuis vervoeren,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
lek/vloeistof opvangen in afsluitbare vaten, morsvloeistof opnemen in zand of inert absorptiemiddel en naar veilige plaats afvoeren,	brandveilig, gescheiden van oxidatiemiddelen, koel,	R: 11 S: 9-16-23-33  Licht ontvlambaar	
OPMERKINGEN			
Gebruik van alcoholische dranken versterkt de schadelijke werking.			
Transport Emergency Card TEC(R)-30G01		VN-nummer: 1245	

METHACRYLZUUR



CAS-nr: [79-41-4]
α-methacrylzuur; 2-methylpropeenzuur*; methyleencarbonzuur



FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C	161	KLEURLOZE VLOEISTOF, AAN DE GEUR TE HERKENNEN	
Smeltpunt °C	15	De damp mengt zich goed met lucht. De stof polymeriseert boven 15 °C met warmteontwikkeling. De stof ontleedt bij verhitting onder vorming van giftige gassen. Reageert heftig met oxidatiemiddelen met kans op brand en explosie.	
Vlampunt °C	77	MAC-waarde in ppm	20 ²⁾
Relatieve Dichtheid (water=1)	1,01	MAC-waarde in mg/m ³	70
Relatieve Dampdichtheid (lucht=1)	3,0	MAC-waarde	n.b.
Relatieve Dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht=1)	1,0	Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken.	
Dampspanning in mbar bij 20 °C	0,9	Directe gevolgen: De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van damp en/of nevel kan ademnood veroorzaken (longoedeem ¹⁾).	
Oplosbaarheid in water, g/100 ml	9,7		
Relatieve Molecuulmassa	86,1		
DIRECTE GEVAREN/ VERSCIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: brandbaar.	geen open vuur en niet roken,	poeder, A.F.F.F., schuim, halonen, koolzuur.	
Explosie: boven 77 °C: damp met lucht explosief.	boven 77 °C: gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur,		
Inademen: <i>bijtend</i> , keelpijn, hoesten, kortademigheid, ademnood,	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming,	frisse lucht, rust, halfzittende houding, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren,	
Huid: <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, brandwonden,	handschoenen,	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en naar arts verwijzen,	
Ogen: <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, slecht zien,	gelaatsscherm,	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,	
Inslikken: <i>bijtend</i> , keelpijn, buikpijn, diarree,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en arts waarschuwen of naar ziekenhuis vervoeren,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
lek/vloeistof opvangen in afsluitbare vaten, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker),	gescheiden van oxidatiemiddelen, koel, inhibitor toevoegen,	R: 34 S: 15-26 Nota C -  Corrosief	
OPMERKINGEN			
²⁾ Het ligt in de bedoeling deze MAC-waarde te gaan hanteren. ¹⁾ De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning. Rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Tevoren dient als eerste hulp toediening van een corticosteroïdhoudende spray, door arts of de door deze gemachtigde, te worden overwogen.			
Transport Emergency Card TEC(R)-30G01		VN-nummer: 253	

BOTERZUUR



C₃H₇COOH

CAS-nr: [107-92-6]
butaanzuur*; propaanarbonzuur; ethylazijnzuur

FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C Smeltpunt °C Vlampunt °C Zelfontbrandingstemperatuur °C Relatieve Dichtheid (water=1) Relatieve Dampdichtheid (lucht=1) Relatieve Dichtheid bij 20 °C van verzadigd dampvluchtmengsel (lucht=1) Dampspanning in mbar bij 20 °C Oplosbaarheid in water Explosiegrenzen, volume % in lucht Soortelijke Geleiding, pS/m Relatieve Molecuulmassa	164 -8 72 440 0,96 3,0 1,0 0,8 = 2 - 10 40 88,1	KLEURLOZE VLOEISTOF, AAN DE GEUR TE HERKENNEN De damp mengt zich goed met lucht. Ten gevolge van het geringe geleidingsvermogen van de vloeistof kunnen electrostatische ladingen worden opgewekt bij stroming, beweging enz. De oplossing in water is zuur, reageert met basen en is corrosief. MAC-waarde n.b. Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Directe gevolgen: De stof werkt prikkelend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: brandbaar,		poeder, alcoholbestendig schuim, sproeistraal water, halonen, koolzuur,	
Explosie: boven 72 °C: damp met lucht explosief,	boven 72 °C: gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur,		
Inademen: keelpijn, hoesten, kortademigheid,	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming,	frisse lucht, rust, halfzittende houding,	
Huid: roodheid, pijn,	handschoenen,	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en arts waarschuwen,	
Ogen: roodheid, pijn, slecht zien,	veiligheidsbril,	eerst spoelen met veel water, dan zo nodig naar arts vervoeren,	
Inslikken: keelpijn, buikpijn,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en arts waarschuwen,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
Lekvloeistof opvangen in afsluitbare vaten, morsvloeistof opnemen in zand of inert absorptiemiddel en naar veilige plaats afvoeren,	gescheiden van sterke basen,		
OPMERKINGEN			
De maatregelen op deze kaart gelden ook voor valerianaanzuur, isoboterzuur en isovalerianaanzuur. Vlampunt valerianaanzuur: 96 °C, kookpunt 186 °C; oplosbaarheid in water 2 g/100 ml.			

VN-nummer: 2820

DICHLORODIFLUORMETHAAN

(drukhouder)

CCl₂F₂

CAS-nr: [75-71-8]
R12; freon 12; frigen 12

FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C Smeltpunt °C Relatieve Dichtheid (water=1) Relatieve Dampdichtheid (lucht=1) Dampspanning in bar bij 20 °C Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 25 °C Relatieve Molecuulmassa	-30 -158 1,5 4,2 5,7 0,03 120,9	KLEURLOOS ONDER DRUK TOT VLOEISTOF VERDICHT GAS De stof ontleedt in een vlam of aan een heet oppervlak onder vorming van giftig gas (fosgeen). De stof ontleedt langzaam bij contact met water. Reageert heftig met poedervormig aluminium en magnesium met kans op brand en explosie. Tast magnesium en zijn legeringen aan. MAC-waarde in ppm 1000 MAC-waarde in mg/m ³ 4950 Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing. Directe gevolgen: Door snel verdampen kan de vloeistof bevriezing veroorzaken. De stof werkt op het zenuwstelsel.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN		PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP
Brand: niet brandbaar,			
Explosie:			bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water,
Inademen: slaperigheid, oorsuizen,		ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming,	frisse lucht, rust,
Huid: bij bevriazing: roodheid, pijn, wonden,		koude-isolerende handschoenen,	bij bevriazing: GEEN kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en naar arts verwijzen,
Ogen: bij bevriazing: slecht zien, roodheid, pijn,		veiligheidsbril,	bij bevriazing, eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,
OPRUIMING		OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)
ventilatie, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker),		koel, ventilatie langs de vloer, brandveilig, indien binnen een gebouw,	
OPMERKINGEN			
Bij hoge concentraties in de lucht, b.v. in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. Freon 12 of Frigen 12 Nooit dichloorfluormethaan gebruiken in nabijheid van vlam, heet oppervlak of bij het lassen. Lekkende drukhouder met lek naar boven draaien anders ontsnapt vloeibaar dichloorfluormethaan.			
Transport Emergency Card TEC(R)-20G08		VN-nummer: 1028	

ZOUTZUUR

(ca. 36%)



HCl

S-nr: [7647-01-0]

loorwaterstofzuur (ca. 36%); geconcentreerd zoutzuur; waterstofchloride*

FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C	110	KLEURLOZE, ROKENDE VLOEISTOF	
Relatieve Dichtheid (water=1)	1,2	Vormt aan de lucht sterk corrosieve zuurnevelds die zwaarder zijn dan lucht en zich over de grond verspreiden. De stof is een sterk zuur en reageert heftig met basen en is corrosief. Reageert heftig met sterke oxidatiemiddelen onder vorming van giftig gas (chlor). Tast vele metalen aan onder vorming van brandbaar gas (waterstof, zie aldaar).	
Relatieve Dampdichtheid (lucht=1)	1,3		
Relatieve Dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht=1)	1,04	MAC-waarde in ppm	C 5
Drukspanning in mbar bij 20 °C	145	MAC-waarde in mg/m ³	C 7
Oplosbaarheid in water	=		
Relatieve Molecuulmassa	36,5	Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Directe gevolgen: De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van damp en/of nevel kan ademnood veroorzaken (longoedeem) ¹⁾ .	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar,			
Ademen: bijtend, keelpijn, hoesten, kortademigheid, ademnood,	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, halfzittende houding, en naar ziekenhuis vervoeren,	
Huid: bijtend, roodheid, pijn, brandwonden,	handschoenen, beschermende kleding,	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdoechen, en arts waarschuwen,	
Ogen: bijtend, slecht zien, roodheid, pijn,	gelaatsscherm, of oogbescherming in combinatie met adembescherming,	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,	
Inslikken: bijtend, keelpijn, buikpijn, diarree,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
Vloeistof opvangen in afsluitbare vaten, morsstof neutraliseren en met veel water wegspoelen. Zuurnevelds met verneveld water neerslaan, extra persoonlijke bescherming: GASPAK,	gescheiden van oxidatiemiddelen, gescheiden van sterke basen,	R: 34-37 S: 2-26 Nota B Corrosief	

OPMERKINGEN

* Stof kan met formaldehyde reageren onder vorming van het zeer giftige dichloormethylether, zie aldaar. De MAC-waarde geldt hier als maximum dat niet mag worden overschreden. ¹⁾ De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning. Rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Tevoren dient als eerste hulp toediening van een corticosteroidhoudende spray, door arts of de door deze gemachtigde te worden overwogen. In PUBLIKATIEBLAD P.134-3 van de Arbeidsinspectie worden uitvoering instructies gegeven voor het veilig werken met zoutzuur (zwemvragen).

NATRIUMHYDROXIDE*



NaOH

CAS-nr: [1310-73-2]

caustic soda

FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C	1390	WITTE HYGROSCOPISCHE PELLETS OF SCHILFERS	
Smeltpunt °C	318	De stof ontleedt bij contact met (lichte) metalen onder vorming van brandbaar gas (waterstof, zie aldaar). De stof is een sterke base en reageert heftig met zuren en is corrosief o.a. ten opzichte van aluminium en zink. Lost op in water onder sterke warmteontwikkeling met kans op vorming van bijtende nevels. Reageert heftig met halogeenkoolwaterstoffen.	
Relatieve Dichtheid (water=1)	2,1	MAC-waarde in mg/m ³ C 2	
Drukspanning in mbar bij 700 °C	1		
Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 25 °C	111,1	Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Directe gevolgen: Inademing van de stof kan longoedeem veroorzaken ¹⁾ . De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen, vaak pas na enige tijd na blootstelling.	
Relatieve Molecuulmassa	40,0		
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar,			
Ademen: bijtend, keelpijn, hoesten, ademnood,	plaatselijke afzuiging of adembescherming, bij oplossen of smelten,	frisse lucht, rust, halfzittende houding, en naar ziekenhuis vervoeren,	
Huid: bijtend, roodheid, pijn, ernstige brandwonden,	handschoenen, beschermende kleding,	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdoechen, en naar arts verwijzen,	
Ogen: bijtend, roodheid, pijn, slecht zien,	stofbril,	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,	
Inslikken: bijtend, keelpijn, diarree, buikkrampen, braken,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
gemorste stof opscheppen, restant wegspoelen met veel water, (extra persoonlijke bescherming: stofbluse 2b - schadelijk stof; stofmasker P2),	gescheiden van zuren, gescheiden van halogeenkoolwaterstoffen, droog,	R: 35 S: 2-26-37/39 Corrosief	
OPMERKINGEN			
In verband met warmteontwikkeling en nevelvorming bij het oplossen, afzuiging toepassen en de vaste stof in kleine porties aan het water toevoegen. De MAC-waarde geldt hier als maximum dat niet mag worden overschreden. ¹⁾ De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning. Rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Tevoren dient als eerste hulp toediening van een corticosteroidhoudende spray, door arts of de door deze gemachtigde, te worden overwogen.			
Transport Emergency Card TEC(R)-121		VN-nummer: 1823	

Bestelcode C-0033

ZWAVELZUUR*

(oplossing in water tot 98%)

CAS-nr: [7664-93-9]



H₂SO₄

FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Smeltpunt °C Relatieve Dichtheid (water=1) Relatieve Dampdichtheid (lucht=1) Oplosbaarheid in water Relatieve Molecuulmassa	93%: -32 1 - 1,8 3,4 x 98,1	KLEURLOZE VLOEISTOF Het geconcentreerde zuur tast staal niet aan. Boven 60% is de oplossing een sterk oxidatiemiddel, reageert met vele organische verbindingen en tast kleding aan. De stof is een sterk zuur en reageert heftig met basen en is corrosief. Reageert heftig met vele stoffen onder warmteontwikkeling. Tast onedele metalen aan (behalve lood) onder vorming van brandbaar gas (waterstof, zie aldaar). MAC-waarde in mg/m ³ 1 Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Directe gevolgen: De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van de stof kan longoedeem veroorzaken ¹⁾ . In ernstige gevallen kans op dodelijke afloop.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar, bij vele reacties kans op brand en explosie.	geen contact met metalen, organische stoffen,		
Inademen: <i>bijtend</i> , keelpijn, hoesten, kortademigheid, ademnood.	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming (nevel),	frisse lucht, rust, halfzittende houding, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren,	
Huid: <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, ernstige brandwonden.	handschoenen, beschermende kleding,	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en zo nodig arts waarschuwen,	
Ogen: <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, slecht zien,	gelaatsscherm,	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,	
Inslikken: <i>bijtend</i> , keelpijn, buikpijn, braken, diarree,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
lekvloeistof opvangen in afsluitbare vaten, morsvloeistof neutraliseren en met veel water (kans op warmteontwikkeling en spatten van zuur) wegspoelen,	gescheiden van brandbare stoffen en reductiemiddelen, gescheiden van sterke basen,	R: 35 S: 2-26-30 Nota B Corrosief	
OPMERKINGEN			
¹⁾ De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning. Rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Tevoren dient als eerste hulp toediening van een corticosteroidhoudende spray, door arts of de door deze gemachtigde, te worden overwogen. In PUBLIKATIEBLAD P 134-4 van de Arbeidsinspectie worden uitvoerige instructies gegeven voor het veilig werken met zwavelzuur (in zweminrichtingen). NOOIT water in zuur gieten, bij verdunnen ALTIJD zwavelzuur in water gieten. Bij stalen vaten de stop of afsluiter periodiek openen om waterstof af te laten. Smeltpunt 65%: -44 °C. 78%: -8 °C. Verpakking: speciaal materiaal.			
Transport Emergency Card TEC(R)-10a (≥75%); 10b (<75%)		VN-nummer: 1830	

Bestelcode C-0214

ZWAVELZUUR*

(ca. 98%)

CAS-nr: [7664-93-9]

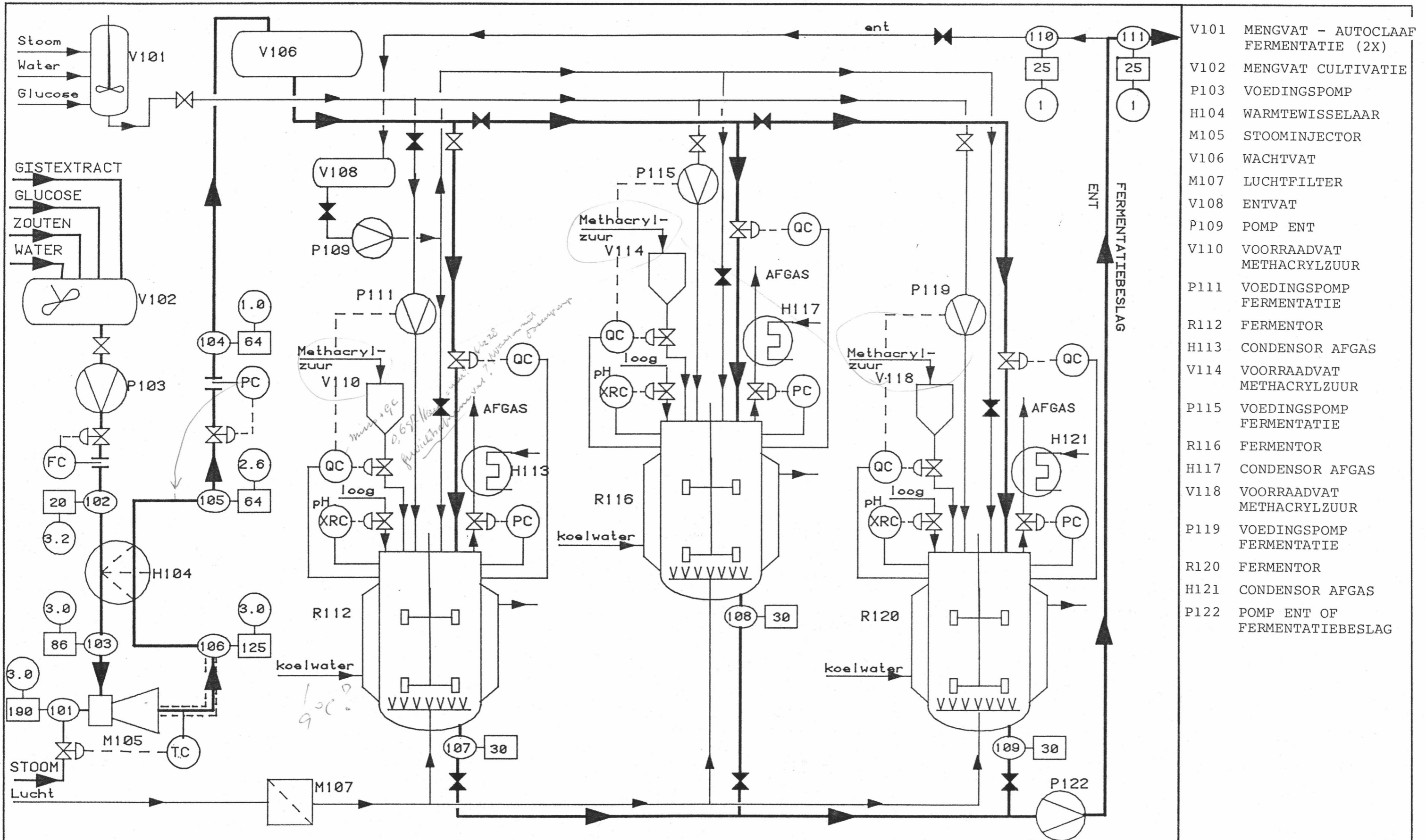
vitriool



H₂SO₄

FYSISCHE GROOTHEDEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C Smeltpunt °C Relatieve Dichtheid (water=1) Relatieve Dampdichtheid (lucht=1) Oplosbaarheid in water Relatieve Molecuulmassa	280 3 1,8 x 3,4 x 98,1	KLEURLOZE, HYGROSCOPISCHE VISKEUZE VLOEISTOF De stof is een sterk oxidatiemiddel en reageert heftig met brandbare en reducerende stoffen. De oplossing in water is een sterk zuur en reageert heftig met basen en is corrosief. Reageert heftig met water en vele organische stoffen onder warmteontwikkeling. Tast kleding, hout en vele andere materialen aan (verkoeling). Tast vele metalen aan onder vorming van brandbaar gas (waterstof, zie aldaar). MAC-waarde in mg/m ³ 1 Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Directe gevolgen: De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van damp en/of nevel kan ademnood veroorzaken (longoedeem ¹⁾). In ernstige gevallen kans op dodelijke afloop.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar, bij vele reacties kans op brand en explosie.	geen contact met metalen en organische stoffen,		
	STRENGE HYGIENE	IN ALLE GEVALLEN ARTS WAARSCHUWEN	
Inademen: <i>bijtend</i> , kortademigheid, ademnood, keelpijn, hoesten,	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming,	frisse lucht, rust, halfzittende houding, en naar ziekenhuis vervoeren,	
Huid: <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, brandwonden,	handschoenen, beschermende kleding,	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en naar arts verwijzen,	
Ogen: <i>bijtend</i> , slecht zien, roodheid, pijn,	gelaatsscherm,	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren,	
Inslikken: <i>bijtend</i> , keelpijn, buikpijn,		mond laten spoelen, veel water laten drinken, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren,	
OPRUIMING	OPSLAG	GEBRUIKSETIKETTERING (bags, ags, agp)	
lekvloeistof opvangen in afsluitbare vaten, restant wegspoelen met veel water,	gescheiden van alle stoffen, droog,	R: 35 S: 2-26-30 Corrosief	
OPMERKINGEN			
¹⁾ De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning. Rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Tevoren dient als eerste hulp toediening van een corticosteroidhoudende spray, door arts of de door deze gemachtigde, te worden overwogen. In PUBLIKATIEBLAD P 134-4 van de Arbeidsinspectie worden uitvoerige instructies gegeven voor het veilig werken met zwavelzuur in zweminrichtingen. NOOIT water in zuur gieten, bij verdunnen ALTIJD zwavelzuur in water gieten. Pas een stevige gebruiksverpakking toe; plaats kwetsbare gebruiksverpakking in een stevige houder.			
Transport Emergency Card TEC(R)-10B		VN-nummer: 1830	

Bestelcode C-0050



- V101 MENG VAT - AUTOCLAAF FERMENTATIE (2X)
- V102 MENG VAT CULTIVATIE
- P103 VOEDINGSPOMP
- H104 WARMEWISSELAAR
- M105 STOOMINJECTOR
- V106 WACHTVAT
- M107 LUCHTFILTER
- V108 ENTVAT
- P109 POMP ENT
- V110 VOORRAADVAT METHACRYLZUUR
- P111 VOEDINGSPOMP FERMENTATIE
- R112 FERMENTOR
- H113 CONDENSOR AFGAS
- V114 VOORRAADVAT METHACRYLZUUR
- P115 VOEDINGSPOMP FERMENTATIE
- R116 FERMENTOR
- H117 CONDENSOR AFGAS
- V118 VOORRAADVAT METHACRYLZUUR
- P119 VOEDINGSPOMP FERMENTATIE
- R120 FERMENTOR
- H121 CONDENSOR AFGAS
- P122 POMP ENT OF FERMENTATIEBESLAG

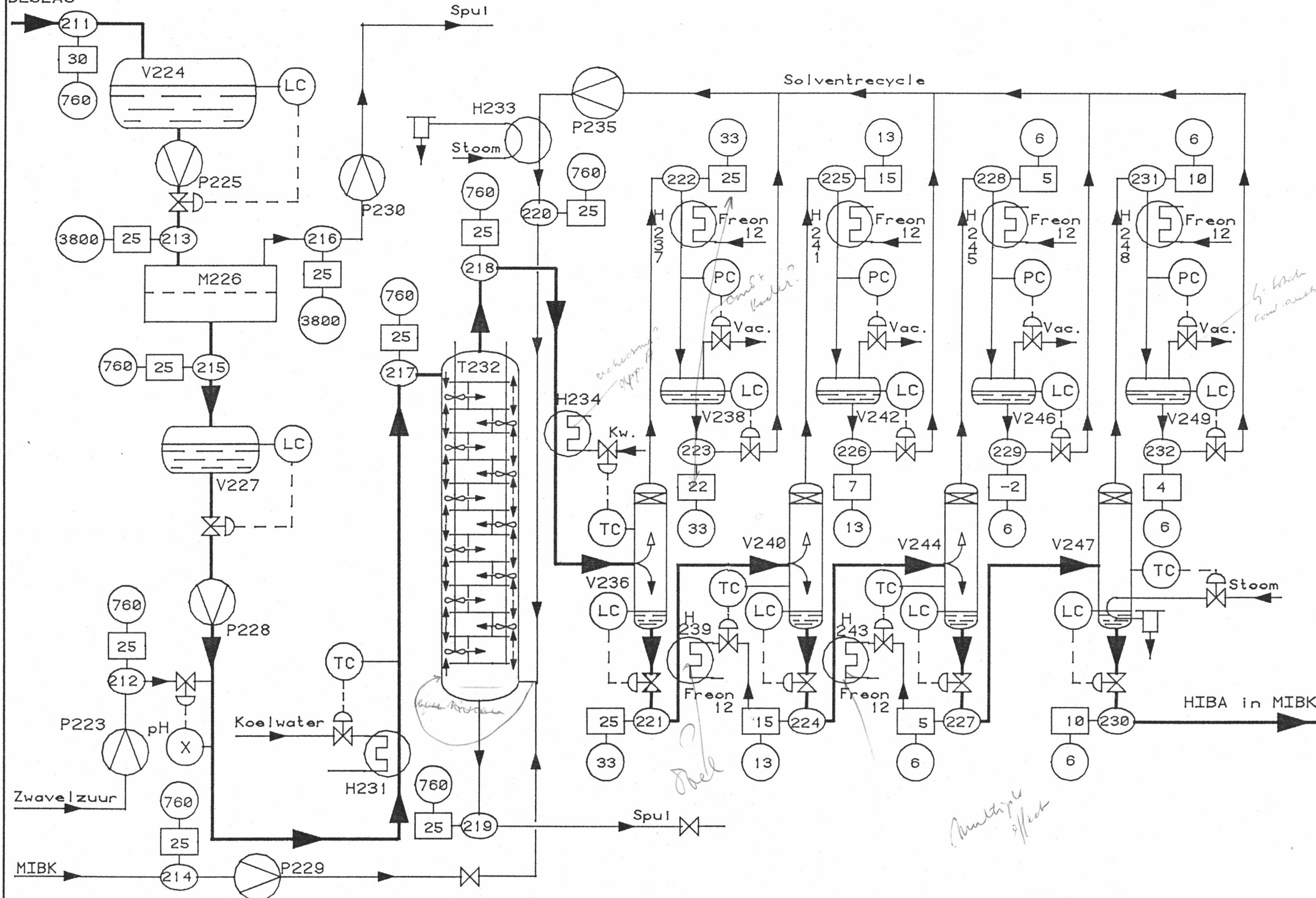
FERMENTATIEVE BEREIDING VAN D-(-)-β-HYDROXYISOBOTERZUUR

Schema 1

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ○ Druk in bar

M.v.Benschop
D.Groen
M.Timmer
Fabrieksvoorontwerp no 2634
Juli 1985

FERMENTATIE-
BESLAG



- P223 POMP AANVOER ZWAVELZUUR
- V224 BUFFERVAT FERMENTATIE-BESLAG
- P225 AANVOERPOMP UF-UNIT
- M226 ULTRAFILTRATIE UNIT
- V227 BUFFERVAT UF-UNIT
- P228 POMP
- P229 AANVOERPOMP MIBK
- P230 AFVOERPOMP UF-UNIT
- H231 KOELER VOOR AFVOER MENGWARMTE
- T232 MIXER-SETTLER EXTRACTIETOREN (HIBA-EXTRACTIE)
- H233 VERWARMER SOLVENTRECYCLE TOT EXTRACTIETEMPERAATUUR
- H234 KOELER VOOR AFVOER MENGWARMTE BELADEN SOLVENT
- P235 SOLVENTRECYCLE POMP
- V236 FLASHDRUM 1, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H237 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 1
- V238 VLOEISTOF-GASSCHEIDER
- H239 KOELER VLOEISTOFSTROOM NAAR FLASHDRUM 2
- V240 FLASHDRUM 2, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H241 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 2
- V242 VLOEISTOF-GASSCHEIDER
- H243 KOELER VLOEISTOFSTROOM NAAR FLASHDRUM 3
- V244 FLASHDRUM 3, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H245 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 3
- V246 VLOEISTOF-GASSCHEIDER
- V247 NAVERDAMPER, VERWIJDERING VAN OVERHAAT SOLVENT
- H248 CONDENSOR GASSTROOM UIT NAVERDAMPER
- V249 VLOEISTOF-GASSCHEIDER

OPWERKING VAN FERMENTATIEBESLAG NAAR D-(--)-β-HYDROXYISOBOTERZUUR

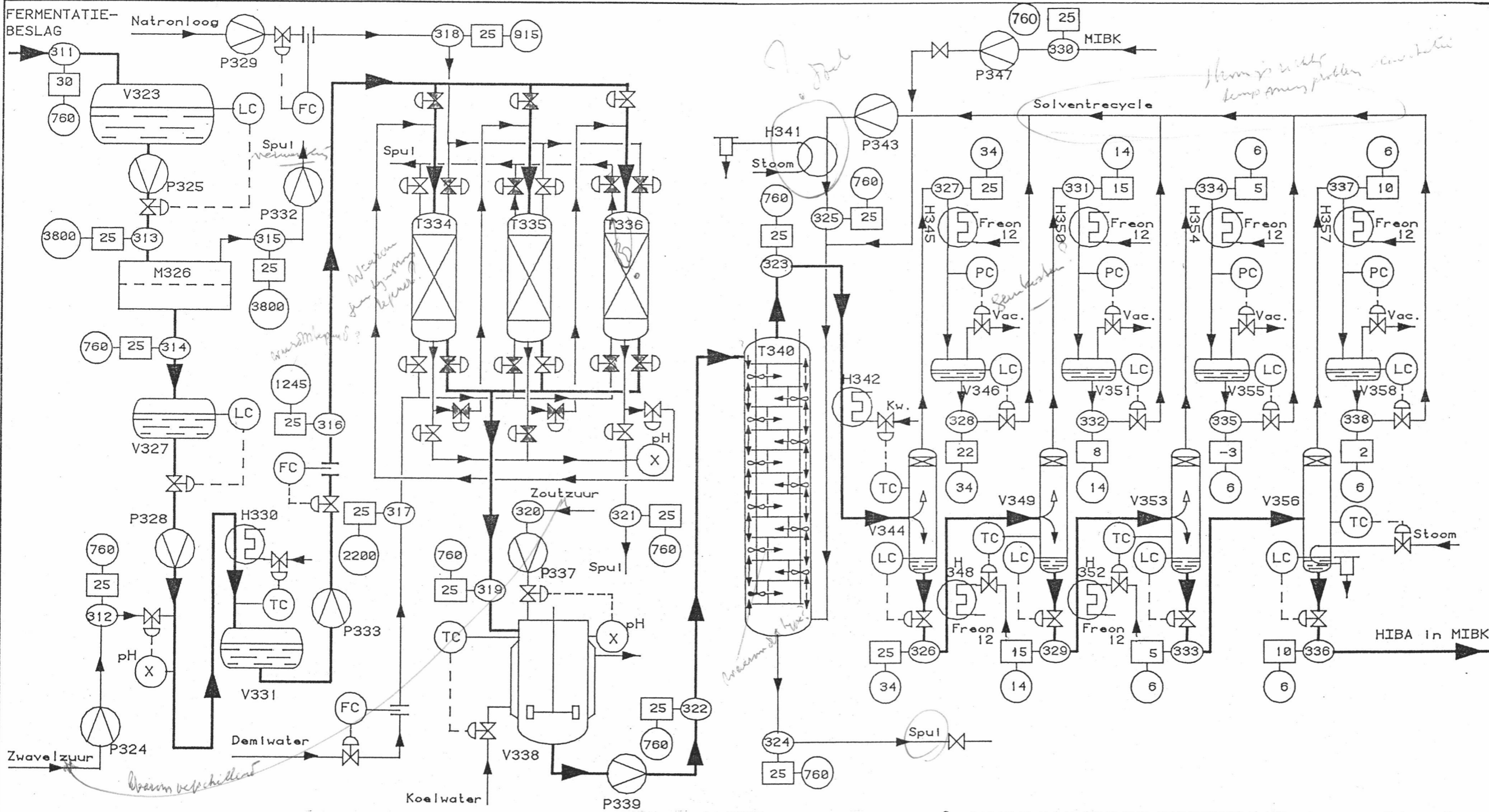
Schema 2

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ○ Druk in mm Hg

M.v. Benschop
D. Groen
M. Timmer

Fabrieksvoorontwerp no 2634
Juli 1985

De afvoer van het water moet ook opgelet?



OPWERKING VAN FERMENTATIEBESLAG NAAR D-(-)- β -HYDROXYISOBOTERZUUR

Schema 3

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ○ Druk in mm Hg

- V323 BUFFERVAT FERMENTATIE-BESLAG
- P324 POMP AANVOER ZWAVELZUUR
- P325 POMP AANVOER UF-UNIT
- M326 ULTRAFILTRATIE-UNIT
- V327 BUFFERVAT UF-UNIT
- P328 POMP
- P329 POMP AANVOER NATRONLOOG
- H330 KOELER VOOR AFVOER MENGWARMTE
- V331 BUFFERVAT MET AANGEZUURD HIBA
- P332 POMP VOOR AFVOER UF-UNIT
- P333 POMP NAAR IONENWISSELAAR
- T334 ANIENWISSELAAR
- T335 ANIENWISSELAAR
- T336 ANIENWISSELAAR
- P337 POMP VOOR AANVOER ZOUTZUUR
- V338 VAT VOOR AANZUREN
- P339 POMP NAAR EXTRACTIE
- T340 MIXERSETTLER EXTRACTIETOREN
- H341 VERWARMER SOLVENTRECYCLE TOT EXTRACTIETEMPERatuur
- H342 KOELER VOOR AFVOER MENGWARMTE BELADEN SOLVENT
- P343 POMP VOOR SOLVENTRECYCLE
- V344 FLASHDRUM 1, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H345 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 1
- V346 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER
- P347 AANVOERPOMP MIBK
- H348 KOELER VLOEISTOFSTROOM NAAR FLASHDRUM 2
- V349 FLASHDRUM 2, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H350 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 2
- V351 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER
- H352 KOELER VLOEISTOFSTROOM NAAR FLASHDRUM 3
- V353 FLASHDRUM 3, VERWIJDERING WATER EN SOLVENT
- H354 CONDENSOR GASSTROOM UIT FLASHDRUM 3
- V355 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER
- V356 NAVERDAMPER, VERWIJDERING VAN OVERMAAT SOLVENT
- H357 CONDENSOR GASSTROOM UIT NAVERDAMPER
- V358 VLOEISTOF/GAS-SCHIEDER

M.v. Benschop
D. Groen
M. Timmer
Fabrieksvoorontwerp no 2634
Juli 1985