

Vakgroep Chemische Procestechologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

.....
R.C. Willemse

.....
P.G. Smits

onderwerp:

.....
De produktie van

.....
Propeenoxide en Styreen.

adres: Chassestraat 67
2518 RW DEN HAAG

opdrachtdatum: 15-01-1992

verslagdatum: 27-11-1992

Roland Holstlaan 369
2624 HK DELFT


TU Delft

Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde

TU Delft
Faculteit der Scheikundige Technologie
en der Materiaalkunde

De produktie van

Propeenoxide en Styreen

Fabrieksvoorontwerp
behorende
bij het college st44
"De Chemische Fabriek"

Delft, november 1992

FVO Nr.2957
Opdrachtdatum: januari 1992

R.C. Willemse
Chassestraat 67
2518 RW Den Haag
tel. 070-3642274

P.G.Smits
Roland Holstlaan 369
2624 HK Delft
tel. 015-616884

SAMENVATTING

In dit fabrieksvoorontwerp wordt propeen geëpoxideerd met ethylbenzeen hydroperoxide tot propeenoxide. Als bijproduct wordt fenylmethyl carbinol gevormd, dat wordt omgezet tot styreen. De reactie wordt heterogeen gekatalyseerd over een titanium op silica katalysator.

De jaarcapaciteit van de fabriek bedraagt 138 kton propeenoxide en 250 kton styreen.

De epoxidatiereactorsectie bestaat uit twee parallel opgestelde gepakte bed reactoren. De reactie vindt plaats in de vloeistoffase bij een temperatuur van 100°C en bij een druk van 30 bar. De selectiviteit van ethylbenzeen hydroperoxide ten opzichte van propeen bedraagt 100 %. Als bijproduct ontstaat fenylmethyl carbinol.

De overmaat propeen wordt respectievelijk in een hoge - en lage druk destillatie afgescheiden en teruggevoerd naar de reactorsectie. De zuiverheid van het propeenoxide bedraagt 99.7 wt%.

Het fenylmethyl carbinol wordt omgezet in styreen bij een druk van 3.4 bar en een temperatuur van 260 °C in de dampfase. De selectiviteit naar styreen is 92.5 %. Na zuivering van het reactiemengsel wordt een styreenproduct verkregen met een zuiverheid van 99.6 wt%. Het acetofenon dat in de ethylbenzeen hydroperoxide voeding zit, wordt omgezet in fenylmethyl carbinol bij een temperatuur van 90 °C en een druk van 8 bar over een CuO/ZnO katalysator. De selectiviteit naar fenylmethylcarbinol is 100 %.

De totale investeringskosten bedragen 228 Mfl. De Return On Investment is na belasting geschat op 10.4%. De Internal Rate of Return is 15.2 %. De Pay-Out Time bedraagt 4.7 jaar.

CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN

In vergelijking met het ARCO proces biedt dit proces een aantal voordelen:

- De katalysator blijft in de reactor, zodat geen opwerking en recycling van de katalysator nodig is.
- Door verdamping van het propeen ten gevolge van de reactiewarmte wordt de reactor zonder extern koelen isotherm bedreven.
- Door de overmaat propeen is de kans op een thermische 'run away' vrijwel uitgesloten.

Ten aanzien van het proces kunnen de volgende conclusies getrokken worden:

- Door het feit dat propeenoxide bij hogere temperaturen kan polymeriseren, zijn twee depropanizers nodig om de overmaat propeen van het reactiemengsel te scheiden.
- De Pay Out Time bedraagt 4,7 jaar. Dit is acceptabel, omdat het proces eventueel meer styreen zou kunnen produceren als de vraag naar propeenoxide afneemt.

Zwakke punten van dit ontwerp:

- De kennis van de benodigde reactiekinetiek schiet te kort om de juiste reactorconfiguratie te bepalen.
- De thermodynamische gegevens van de hydroperoxide zijn geschat.
- De kostprijs van de ethylbenzeenhydroperoxide voeding.

Aanbevelingen voor verdere bestudering van het proces:

- De hoeveelheid koelwater zou eventueel verminderd kunnen worden, door luchtkoelers te gebruiken.
- De waterstroom na de water/styreen scheiding bevat ongeveer 0.03 wt% styreen. Dit zou nog behandeld moeten worden voordat het geloosd wordt.

INHOUDSOPGAVE

Samenvatting	
Conclusies en aanbevelingen	
	blz.
1. Inleiding	1
1.1 Chloorhydrine proces	1
1.2 Hydroperoxide proces	1
1.2.1 Epoxidatie met TBHP	1
1.2.2 Epoxidatie met EBHP	2
1.2.3 Terugwinning grondstof uit bijproduct	2
1.3 Alternatieve processen	2
1.3.1 Epoxidatie met perazijnzuur	2
1.3.2 Waterstofperoxide	3
1.3.3 Directe oxidatie	3
1.3.4 Azijnzuur	3
1.4 Toepassingen	3
2. Uitgangspunten voor het ontwerp	4
2.1 Capaciteit	4
2.2 Grondstoffen	4
2.3 Utilities	4
2.4 Afvalstromen	5
2.5 Vestigingsplaats	5
2.6 Fysische eigenschappen	5
2.7 Chemische eigenschappen	6
2.8 Thermodynamica	7
3. Procesbeschrijving	8
4. Apparaten reactorsectie	10
4.1 Inleiding	10
4.2 Epoxidatiereactor	10
4.2.1 Reacties en reactorcondities	11
4.2.2 Kinetiek	11
4.2.3 Reactorafmetingen en katalysator	12
4.3 Styreenreactor	12
4.3.1 Reacties en reactorcondities	12
4.3.2 Kinetiek	12
4.3.3 Reactorafmetingen en katalysator	13
4.4 Fenylmethylcarbinolreactor	13
4.4.1 Reacties en reactorcondities	13
4.4.2 Kinetiek	13
4.4.3 Reactorafmetingen en katalysator	13

5. Apparaten destillatiesecties	14
5.1 Inleiding	14
5.2 Motivering scheidingssectie propenoxide	14
5.3 Scheidingssectie styreen	15
5.4 Kolomontwerp	15
5.4.1 Ontwerpprocedure	16
5.4.1.1 Flooding factor	16
5.4.1.2 Valpijponterpsnelheid	16
5.4.1.3 Dampcapaciteitsfactor en vapourload	17
5.4.1.4 Benadering van de kolomdiameter	17
5.4.1.5 Oppervlakken bij vaste kolomdiameter	18
5.4.1.6 Drukval over schotels	19
5.4.1.7 Downcomer backup	20
5.5 Condensorontwerp	21
5.5.1 Ontwerpprocedure	21
5.5.1.1 Warmteuitwisselend oppervlak en koelmedium	21
5.5.1.2 Warmteoverdrachtscoëfficiënt pijp- en mantelzijde in verticale condensors	22
5.5.1.3 Warmteoverdrachtscoëfficiënt pijp- en mantelzijde in horizontale condensors	23
5.5.1.4 Drukval over pijp- en mantelzijde	24
5.5.1.5 Dimensionering condensors	25
5.6 Reboilerontwerp	25
5.6.1 Ontwerpprocedure	25
5.6.1.1 Warmteuitwisselend oppervlak en verwarmingsmedium	25
5.6.1.2 Maximale warmteflux	26
5.6.1.3 Dimensionering reboilers	26
5.7 Warmtewisselaarsontwerp	27
6. Kostenberekening	28
6.1 Schatting van de investering	28
6.2 Schatting van de loonkosten	30
6.3 Schatting van de produktiekosten	30
6.4 Economische criteria	31
6.4.1 Berekening van de ROI	31
6.4.2 Berekening van de IRR	31
6.4.3 Berekening van de POT	32
7. Symbolenlijst	33
8. Literatuurlijst	36

BIJLAGEN

- I Het Processchema
- II Stroom- en Componentenstaat
- III Massa- en Warmtebalans
- IV Specificatiebladen Destillatietorens
- V Specificatiebladen Condensors
- VI Specificatiebladen Reboilers
- VII Specificatiebladen Warmtewisselaars
- VIII Apparatenlijst LL- en VL Scheider
- IX Apparatenlijst Pompen en Compressoren
- X Apparatenlijst reactoren

Tabel 1.1 : Capaciteit propeenoxide (in de US) voor de verschillende processen.

Producer	Location	Capacities, 1000 t/vr		Technology
		1979	Planned increase	
Dow	Freeport, Texas	436	364 by 1985	chlorohydrin
	Plaquemine, La.	155	45 by 1982	chlorohydrin
Oxirane	Bayport, Texas	398	45 by 1981	hydroperoxide, <i>tert</i> -butyl alcohol coproduct
	Channelview, Texas	180		hydroperoxide, styrene coproduct

H1 INLEIDING

Propeenoxide (PO, methyloxirane, 1,2-epoxypropan) werd in 1860 voor het eerst bereid volgens het chloorhydrineproces. Op dit moment wordt nog steeds ongeveer de helft van de totale hoeveelheid propeenoxide op deze wijze geproduceerd (zie tabel 1.1 [1]). Een andere methode is de indirecte oxidatie met organische hydroperoxiden. Op dit moment worden er twee varianten toegepast: epoxidatie met tert-butylhydroperoxide (TBHP) met als bijproduct tert-butylalcohol (TBA) en epoxidatie met ethylbenzeenhydroperoxide (EBHP) met als bijproduct fenylmethylcarbinol (FMC, 1-fenylethanol-1, α -fenethylalcohol, α -methylbenzylalcohol).

1.1 Chloorhydrine proces

Uit propeen, chloor en water wordt propeenchloorhydrine gevormd. De epoxidatie vindt plaats door behandeling met loog (NaOH of $\text{Ca}(\text{OH})_2$). De hoofdstappen in dit proces zijn: chloorhydrinatie, epoxidatie, afvalwaterzuivering (NaCl of CaCl_2) en propeenoxidezuivering. De kosten van de afvalwaterzuivering vormen een groot nadeel. Dit probleem kan deels overwonnen worden door de vestigingsplaats zo te kiezen dat brine (wel gezuiverd, daar de processtroom nog wat organische componenten bevat) geloosd kan worden.

1.2 Hydroperoxide proces

In dit proces wordt propeen geëpoxideerd met een organische hydroperoxide dat als zuurstofdrager fungeert. Dit proces is ontwikkeld door Halcon International en Atlantic Richfield Corporation (ARCO). Op dit moment zijn er twee commercieel belangrijke processen.

1.2.1 Epoxidatie met TBHP

Isobutaan wordt geoxideerd tot TBHP met lucht of zuurstof. De epoxidatie van propeen vindt plaats in de vloeistoffase in aanwezigheid van een oplosbaar metaal katalysator (molybdeen, titanium of vanadium). Molybdeen wordt op industriële schaal toegepast. Niet gereageerd propeen wordt door destillatie gescheiden en gerecycled. PO, TBA, katalysator en andere bijproducten worden aan de scheidingstrein gevoed. TBA kan

Tabel 1.2 : Epoxidatie van propene met EBHP.

Reactor parameter	Oxirane ^a	Shell ^b
catalyst	molybdenum-liquid phase	titanium on silica gel
ethylbenzene hydroperoxide conversion, %	99	99
propylene conversion, %	10-20	10-20
pressure, MPa ^c	1.7-5.5	3.1
temperature, °C	100-130	80
contact time, h	1-3	0.4
liquid hourly space velocity per h		2
catalyst concentration,		
mol catalyst	0.001-0.006	
mol ethylbenzene hydroperoxide		
propylene yield to propylene oxide, %	95	92-95

gedehydrateerd worden tot isobuteen dat als zodanig verkocht kan worden. TBA kan ook gebruikt worden voor de produktie van het aan de benzine toe te voegen methyl-tertbutylether (MBTE). Daardoor kan het loodgehalte in benzine verminderd worden. De katalysator moet teruggewonnen worden.

1.2.2 Epoxidatie met EBHP

Ethylbenzeen wordt geoxideerd met zuurstof of lucht tot EBHP. Vervolgens wordt propeen geëpoxideerd met EBHP tot PO. FMC is een bijprodukt. De epoxidatie vindt wederom plaats in aanwezigheid van een katalysator. Nu zijn er twee mogelijkheden, die commercieel toegepast worden. Oxirane gebruikt een molybdeen katalysator in de vloeistoffase (homogene katalyse) en Shell gebruikt een titanium op silica katalysator (heterogene katalyse, zie tabel 1.2 [1]). Bij het Oxirane-proces moet de katalysator weer teruggewonnen worden, terwijl bij het Shell-proces de katalysator in de reactor achterblijft. FMC kan gedehydrateerd worden tot styreen. Het bijprodukt acetofenon (ACP) kan gehydrogeneerd worden tot FMC. Bij beide processen wordt per kg PO 2.5 kg styreen gevormd.

1.2.3 Terugwinnen grondstof uit bijprodukt

Bij beide processen kunnen de bijprodukten omgezet worden in de oorspronkelijke grondstoffen en/of in nuttige produkten (TBA → isobuteen → isobutaan ; FMC → styreen → ethylbenzeen). De keuze hangt af van de locatie van de fabriek en de marktontwikkeling van de produkten en grondstoffen. Als de markt van de produkten oververzadigd is of als de grondstoffen erg duur zijn, dan kan recycling economisch voordeliger worden.

1.3 Alternatieve processen

1.3.1 Epoxidatie met perazijnzuur

Op dit moment is dit de enige overige commercieel toegepaste route. Propeen wordt geëpoxideerd met perazijnzuur tot propeenoxide met als bijprodukten ethylacetaat en azijnzuur. Het Japanse bedrijf Daicel Ltd. produceert met behulp van dit proces ongeveer 12000 ton per jaar.

1.3.2 Waterstofperoxide

Waterstofperoxide is bijna een volmaakte oxidator, omdat er weinig bijprodukten gevormd worden. De lage selectiviteit van waterstofperoxide naar propeenoxide stond een commerciële ontwikkeling in de weg. Bayer en Degussa ontwikkelden een proces gebaseerd op waterstofperoxide en propaanzuur. Met behulp van deze twee stoffen wordt een perzuur gemaakt dat propeen epoxideert. Een groot nadeel is de prijs van zuiver waterstofperoxide.

1.3.3 Directe oxidatie

Directe oxidatie wordt niet toegepast, omdat de opbrengsten laag zijn, er veel bijprodukten gevormd worden en complexe katalysatoren nodig zijn.

1.3.4 Azijnzuur

Een ander proces is de reactie met propeen, zuurstof en azijnzuur tot propeenglycolmonoacetaat. Dit produkt wordt gekraakt tot propeenoxide en azijnzuur. Dit proces is ontwikkeld door Chem Systems en is in pilot plant fase.

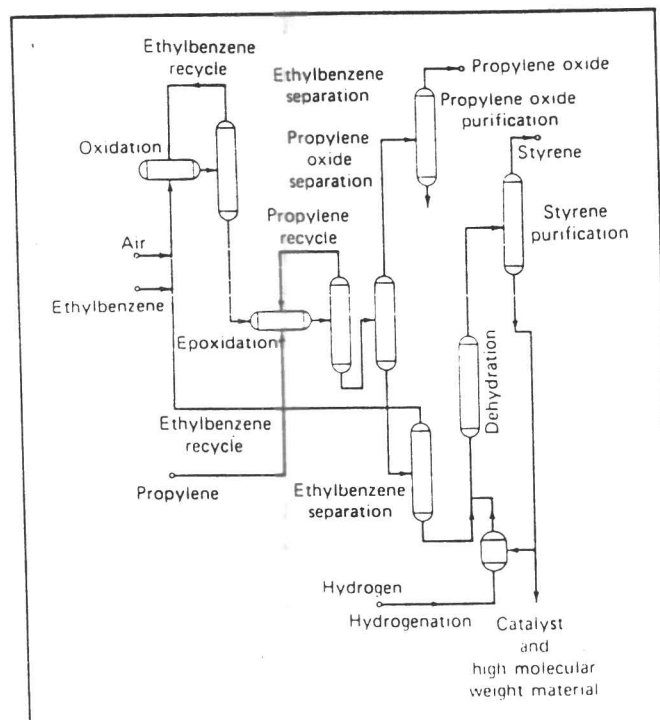
1.4 Toepassingen

Meer dan 95 % van de totale propeenoxideproduktie wordt omgezet. Ongeveer 60 % wordt gebruikt voor de productie van polyether polyolen (voor de urethaanproduktie). Ongeveer 25% wordt omgezet naar propeenglycol dat vooral gebruikt wordt voor onverzadigde thermoharders. Verder is PO een belangrijke grondstof voor de produktie van poly (propeenglycol), glycol-ethers en isopropanolamines.

Propeenoxide zelf is te gebruiken als stabilisator van allerlei chloorhoudende koolwaterstoffen, als desinfectiemiddel in de voedingsindustrie en als oplosmiddel voor nitrocellulose, celluloseacetaat, harsen en kleefstoffen. In combinatie met etheenoxide kan het ook als explosief gebruikt worden.

Tabel 2.1 : Specificaties propenenoxide.

Assay	Value
density at 25/25°C, g/cm ³	0.829-0.831
acidity, as acetic acid, ppm, max	20
water, ppm, max	500
chlorides, as Cl, ppm, max	40
color, APHA, max	5
total aldehydes, ppm, max	100



Figuur 2.1 : Schema van het PO/ styreen proces.

Tabel 2.2 : Specificaties styreen.

Assay	ASTM test method
purity, wt % 99.6	D 3962
color, APHA <10; 10 max (Pt-Co scale)	D 1209
polymer, ppm by wt <10	D 2121
C ₈ , ppm by wt 400-800	D 3962
C ₉ , ppm by wt 500-1000	D 3962
aldehydes (benzaldehyde), ppm by wt <50	D 2119
peroxides (hydrogen peroxide), ppm by wt <30	D 2340
inhibitor (TBC), ppm by wt 10-50	D 2120
chlorides (chlorine), ppm by wt <10	

H2 UITGANGSPUNTEN VOOR HET ONTWERP

2.1 Capaciteit

Bij dit voorontwerp wordt propeenoxide gevormd uit propeen en EBHP met styreen als bijproduct. De epoxidatie vindt plaats over een TiO_2 op silica katalysator (Shell-proces). De productie bedraagt zo'n 138 kton/jaar. De eisen, waaraan zuiver propeenoxide moet voldoen, zijn weergegeven in tabel 2.1 [1]. In dit proces wordt ruw propeenoxide van ongeveer 99 mol% zuiver geproduceerd. Dit voldoet niet aan de specificaties en zal in een aparte zuiveringstrein gezuiverd moeten worden. In verband met onderhoudswerkzaamheden wordt uitgegaan van 8000 bedrijfsuren per jaar. Een schema van het propeenoxide/styreen proces is weergegeven in figuur 2.1 [1]. De oxidatie van ethylbenzeen naar EBHP wordt in dit voorontwerp niet bekeken. In de epoxidatie reactor ontstaat naast PO ook FMC in de molverhouding 1:1. FMC wordt gedehydrateerd tot styreen. Per kg PO wordt ongeveer 1.8 kg styreen gevormd. Dit komt niet overeen met de waarde van 2.5 kg uit de literatuur.. De specificaties voor styreen zijn weergegeven in tabel 2.2 [2]. Per jaar wordt er zo'n 250 kton styreen geproduceerd. In tabel 2.3 [2] zijn de jaarproducties van enkele Amerikaanse bedrijven weergegeven.

2.2 Grondstoffen

De grondstoffen zijn EBHP en propeen. EBHP wordt aangevoerd als vloeistof op een druk van 30.2 bar. Bij de oxidatie van ethylbenzeen naar EBHP ontstaat ook acetofenon. Dit wordt meegenomen naar de epoxidatie reactor (volgens Schmidt [3] mol ACP:EBHP = 1:12.5). Propeen wordt aangevoerd als vloeistof op een druk van 30 bar.

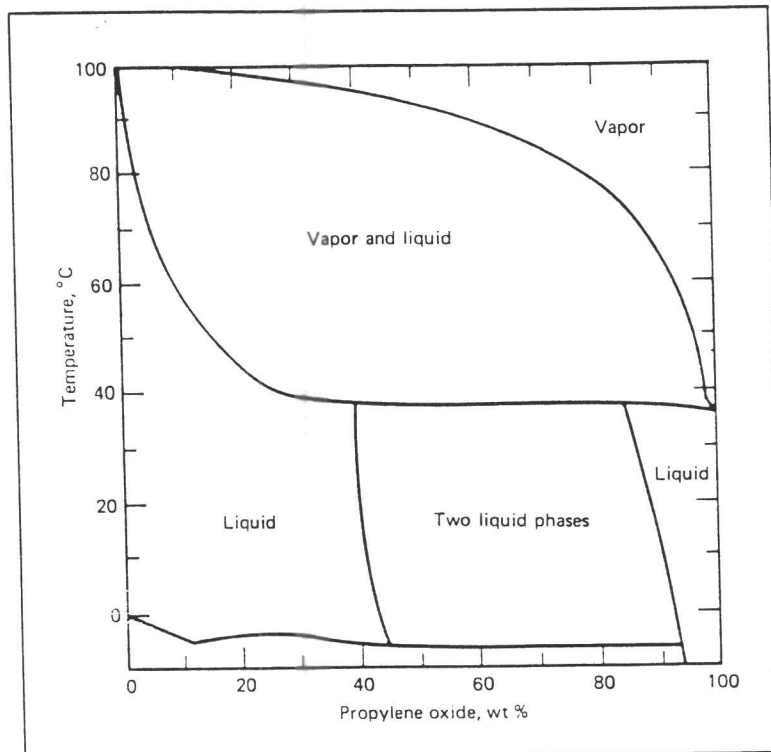
Het ACP wordt in dit proces omgezet naar FMC. Het hiervoor benodigde waterstof wordt aangevoerd als gas op een druk van 8 bar.

2.3 Utilities

Als koelmiddel wordt voornamelijk water gebruikt. Dit is beschikbaar op een druk van 3 bar en een inlaattemperatuur van 20 °C. Naast water wordt ook gebruik gemaakt van brine. In dit geval wordt een oplossing van (26 w%) CaCl_2 in water gebruikt. Dit is wel duurder dan een NaCl -oplossing, maar veel minder

Tabel 2.3 : Jaarproducties van enkele Amerikaanse bedrijven.

Company	Nameplate capacity, 10 ³ t/yr
American Hoechst Corp., Baton Rouge, La.	290
American Hoechst Corp., Bayport, Texas	408
Amoco Chemical, Texas City, Texas	272
ARCO Chemical Corp., Channelview, Texas	454
ARCO Chemical Corp., Kobuta, Pa.	100
Cos-Mar, Carville, La.	590
Dow, Freeport, Texas	680
Dow, Midland, Mich.	45
El Paso Products, Odessa, Texas	115
Gulf, Donaldsonville, La.	272
Monsanto, Texas City, Texas	680
Sun, Corpus Christi, Texas	36
USS Chemicals, Houston, Texas	54
<i>Total</i>	3,996



Figuur 2.2 : PO/water systeem.

corrosief.

Als verwarmingsmedium wordt hoge druk (40 bar) stoom gebruikt. In bepaalde warmtewisselaars en reboilers, waar de temperatuur hoger is dan 300 °C, wordt Dowtherm A gebruikt. Deze wordt als damp tussen 260 en 400 °C gebruikt.

Elektrische voorziening van de pompen en compressoren bestaat uit 380 V driefasenstroom.

2.4 Afvalstromen

Dit proces bevat twee afvalstromen. De eerste bevat allerlei hoog-kokende bijprodukten, die ontstaan bij de dehydrata-tie van FMC tot styreen. Deze bijprodukten zijn volgens Kor-chak [4] di-(α -methylbenzyl)ether (ongeveer 30%) en wat oligo-meren (vooral di- en trimeren) van styreen (ongeveer 70%). Per jaar wordt er ongeveer 20 kton van deze bijprodukten gevormd. De ether kan gehydrogeneerd worden tot ethylbenzeen en de oligomeren kunnen als brandstof dienen. De tweede stroom is een waterstroom dat nog wat styreen bevat (0.3 g styreen/l water). Dit kan na behandeling geloosd worden.

2.5 Vestigingsplaats

De vestigingsplaats wordt bepaald door de factoren grond-stoffen, produkten en transport [5]. Als we ervan uitgaan dat EBHP zelf gemaakt wordt dan zijn de grondstoffen ethylbenzeen, propeen, zuurstof en waterstof. Deze zouden per pijpleiding, per schip of per spoor aangevoerd kunnen worden. Propeenoxide kan het beste vervoerd worden in vaten of cilinders ($T < 40^\circ\text{C}$) met een 'deken' van inert [1]. In dit geval is het dus handig als de vestigingsplaats in de buurt van een haven gekozen wordt of op een plaats met goede spoorverbindingen. In het gunstigste geval zou de vestigingsplaats gekozen kunnen worden in de directe omgeving van de grondstofleveranciers (petro-chemie) en/of de produktafnemers (polymeerfabrikanten).

2.6 Fysische eigenschappen

Propeenoxide is een kleurloze, laagkokende vloeistof. Het is mengbaar met de meeste organische oplosmiddelen, maar met water vertoont het een ander gedrag (zie figuur 2.2 [1]). In tabel 2.4 [1] zijn enkele fysische constanten weergegeven.

Ethylbenzeen (EB) is een kleurloze vloeistof met een karak-

Tabel 2.4 : Fysische constanten PO

Property	Value
mol wt	58.08
bp at 101.3 kPa ^a , °C	34.2
Δ bp/pressure from 98.66-101.3 kPa ^a , K/kPa	0.28
freezing point, °C	-112
coefficient of cubical expansion at 20°C, per °C	0.00151
critical pressure, MPa ^b	4.92
critical temperature, °C	209.15
critical density, g/cm ³	0.312
critical compressibility factor	0.2284
dipole moment, C·m ^c	6.61×10^{-30}
explosive limits in air, vol %	
upper	37
lower	2.3
flash point, calculated, °C	<-20
heat of fusion, kJ/mol ^d	6.54
index of refraction, n_D^{25}	1.36322

Tabel 2.5 : Enkele fysische gegevens [6]

Fysische gegevens	PO	EB	FMC	Prop.	Styr.	ACP
kookpunt °C	34	136	204	-48	145	202
smeltpunt °C	-112	-95	21	-185	-31	20
vlampunt °C	-37	23	96	-108	31	77
zelfontbrandings temperatuur °C	550	430	-	460	490	535
rel. dichtheid L water = 1	0.9	0.9	1.01	0.5	0.9	1.02
rel. dichtheid V lucht = 1	2.0	3.7	4.21	1.5	3.6	4.15
rel. dichtheid L/V lucht = 1	1.6	1.02	1.0	-	1.02	1
dampspanning mbar bij T = 20°C	570	9.5	0.13	10000	6	1.3
oplosbaarheid in water g/l T = 20°C	400	niet	slecht	niet	0.3	7
Explosiegrenzen volume % in lucht	1.9-37	1-7.8	-	2-11.1	1.1-8	-
Molmassa	58.1	106.0	122.2	42.1	104.2	120.1

teristische geur. De damp mengt zich goed met lucht en is boven 23 °C explosief. Door een geringe geleidingsvermogen van de vloeistof kunnen bij stroming elektrostatische ladingen opgewekt worden. Enkele fysische gegevens zijn weergegeven in tabel 2.5 .

Fenylmethylcarbinol is een kleurloze vloeistof. De damp mengt zich goed met lucht en bij temperaturen hoger dan 96 °C is het mengsel explosief. Enkele fysische gegevens staan in tabel 2.5 .

Propeen is een kleurloos onder druk tot vloeistof verdicht gas. Door een geringe geleidingsvermogen van de vloeistof kunnen elektrostatische ladingen opgewekt worden. (fysische gegevens zie tabel 2.5)

Styreen is een kleurloze vloeistof met een typerende geur. Ook hier kunnen elektrostatische ladingen opgewekt worden ten gevolge van een geringe geleidingsvermogen van de vloeistof. Styreen tast koper aan. (fysische gegevens zie tabel 2.5)

Over EBHP is niet veel bekend. Volgens Swern [7] kunnen enkele fysische constanten geschat worden als deze constanten voor de corresponderende alcohol bekend zijn. De peroxide heeft over het algemeen een iets lager smeltpunt, een iets hoger kookpunt en een iets hogere dichtheid dan het corresponderende alcohol. In figuur 2.3 zijn de halfwaardetijden bij thermisch verval als functie van de temperatuur weergegeven. Als we ervan uitgaan dat EBHP ongeveer hetzelfde verloop heeft als cumeenhydroperoxide, dan nemen we aan dat EBHP vervalt boven een temperatuur van 190 °C

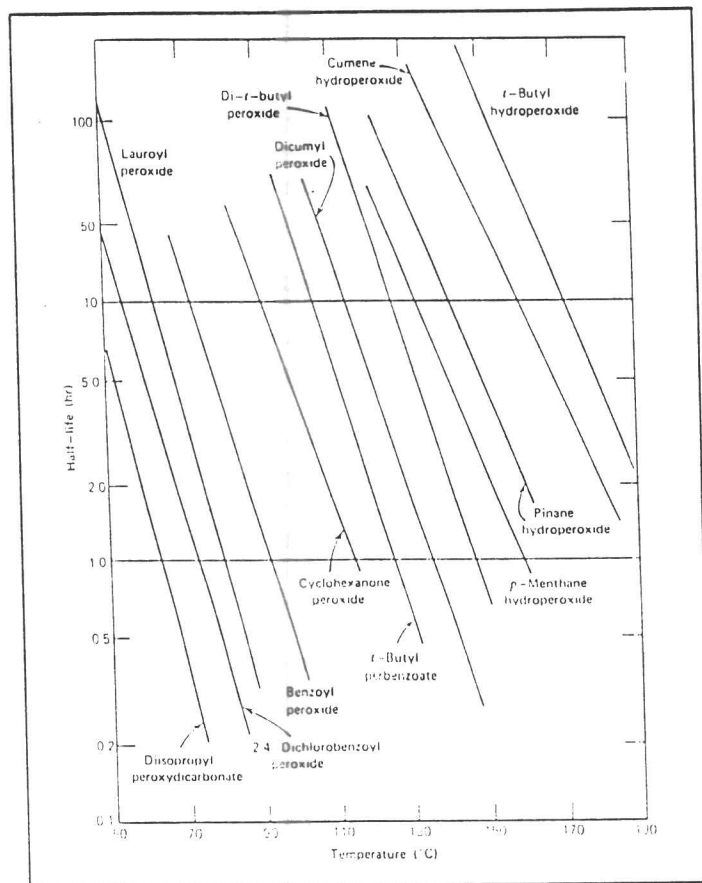
2.7 Chemische eigenschappen

Propeenoxide is zeer reactief vanwege de oxiraan-ring. In aanwezigheid van zuren, basen, ijzer-, aluminium- en tinchloriden kan propeenoxide heftig polymeriseren. De stof kan vermoedelijk peroxiden vormen. De epoxidatie reactor, pijpen en kleppen moeten van (roestvrij) staal zijn.

Ethylbenzeen reageert heftig met sterke oxidatiemiddelen met kans op brand en explosie.

Fenylmethylcarbinol en acetofenon reageert heftig met sterke oxidatiemiddelen.

Propeen kan peroxiden vormen en daardoor polymeriseren. Reageert heftig met sterke oxidatiemiddelen en vele andere verbindingen met kans op brand en explosie.



Figuur 2.3 : Relatieve thermische stabiliteit van peroxiden.

Styreen kan heftig polymeriseren bij verwarming, bij verhitting en onder invloed van roest, zuren of peroxiden. Tast koper aan.

2.8 Thermodynamica

De gebruikte componenten in dit fabrieksvoorontwerp zijn deels apolair (propeen, ethylbenzeen, styreen, stikstof en waterstof) en deels polair (propeenoxide, water, FMC, ACP, EBHP). Voor het berekenen van de K-waarden is vanwege de aanwezigheid van polaire componenten gebruik gemaakt van de gemodificeerde Soave Redlich Kwong methode (MSRK). Deze verschilt van de SRK methode in een temperatuurafhankelijke energie-attractieterm. Deze term geeft een betere representatie van polaire systemen in termen van twee parameters m en n . De enthalpieën worden berekend met het Latent Heat model.

Van alle componenten, behalve FMC, EBHP en de HB's, heeft CHEMCAD de benodigde parameters in een databank zitten. De parameters voor de onbekende componenten zijn geschat met behulp van de groepsbijdragen methode.

Een zwak punt in de thermodynamische berekeningen is het feit dat met de groepsbijdragen methode peroxiden niet te definiëren zijn. Volgens Swern [7] kunnen enkele fysische grootheden geschat worden als de grootheden van de corresponderende alcohol bekend zijn. Ook wordt er geen rekening gehouden met fase-ontmenging (bv. styreen/water en propeenoxide/water worden als mengsels gezien). Voor de methoden, die in dit geval gebruikt zouden kunnen worden (NRTL, Margules en UNIQUAC), zijn de parameters niet voorhanden.

H3 PROCESBESCHRIJVING

Aan de hand van het processchema, weergegeven in bijlage I, zal een beschrijving van het proces worden gegeven.

Propeen (str.1) en EBHP (str.2) worden als vloeistof op een druk van 30.5 bar aangevoerd en opgemengd met de recyclestromen propeen (str.12) en ethylbenzeen (str.24). De reactorvoeding wordt met behulp van warmtewisselaar H1 opgewarmd tot 100 °C.

De epoxidatiereactie van propeen naar propeenoxide vindt plaats in de reactoren R2 en R3. Deze reactoren worden isotherm bedreven bij een temperatuur van 100 °C en een druk van 30.2 bar. De reactoruitvoering is gebaseerd op een patent van Terlouw [8]. De druk in de epoxidatiereactoren wordt geregeld met kleppen M4 en M5.

Het reactiemengsel wordt vervolgens naar de hoge druk destillatietoren T6 (20 bar) gevoerd. Aan de top wordt 99.9 mol-% zuivere propeen gedestilleerd voor recycling en met pomp P10 op een druk van 30.5 bar gebracht. De bodemstroom dient als verwarmingsmedium voor de voorverwarming van de voedingsstroom (str.4). In verband met mogelijke polymerisatie van propeenoxide mag de bodemtemperatuur niet boven de 230 °C [9] komen. Een gevolg hiervan is dat het bodemprodukt niet vrij is van propeen, zodat een tweede toren T12 nodig is. Deze toren wordt bij een druk van 10 bar bedreven. De topstroom van T12 bevat naast propeen ook propeenoxide, en wordt daarom teruggevoerd naar T6. De bodemstroom (str.18) van T12 is nu vrij van propeen en wordt na drukaflaat tot 2.6 bar naar toren T18 geleid. Hier wordt propeenoxide afgescheiden. Deze topstroom (str. 20) bevat ook water (0.9 mol-%). De bodemstroom is een mengsel van ethylbenzeen, FMC en ACP (str. 21). In destillatietoren T23 wordt het ethylbenzeen gescheiden van de overige componenten en gerecycled. Toren 23 werkt bij een druk van 1.2 bar, zodat een aflopende druk heerst in de scheidings-trein. Het FMC en ACP worden opgewerkt in een tweede deel van het proces.

Het bodemprodukt van T23 wordt met behulp van pomp P28 op een druk van 4 bar gebracht en vervolgens opgemengd met de stikstof- en FMC-recycle. Na verwarming van deze stroom tot 260 °C met warmtewisselaars H29 en H30, vindt in de isotherme reactor R31 conversie plaats van FMC naar styreen via dehydratie. De reactie vindt plaats bij een druk van 3.4 bar. Het reactiemengsel wordt vervolgens naar destillatietoren T32 geleid, waar het styreen wordt gescheiden van het niet om-

gezette FMC bij een druk van 1.5 bar. De topstroom (str.31) van T32 bevat naast styreen ook water en stikstof. Om stikstof van styreen en water te scheiden in een gas-vloeistofscheider (V37), wordt gekoeld tot een temperatuur van 20 °C. De stikstofrecycle bevat 5.5 mol-% styreen en wordt met compressor C38 op een druk van 4 bar gebracht. De vloeistofstroom uit V37 wordt naar een vloeistof-vloeistofscheider (V39) geleid, waar het styreen en water ontmengen. De zuiverheid van het styreen (str. 36) bedraagt 99.6 mol-%. De bodemstroom van T32 (str.38) wordt naar toren T40 gevoerd, waar de high-boilings van het FMC en ACP afgescheiden worden. De topstroom van T40 wordt met pomp P44 op 8,6 bar gebracht en gekoeld met warmtewisselaar H29 tot 165 °C. Vervolgens wordt deze stroom opgemengd met een waterstofvoedingsstroom (str.3) en een waterstofrecyclestroom (str.46). Na koelen tot 90 °C in H45, vindt omzetting plaats van ACP tot FMC in reactor R46. De reactieconditie is isotherm bij een druk van 8 bar. In een gas-vloeistofscheider (V47) wordt waterstof afgescheiden van het mengsel FMC en ACP. De waterstofstroom (str.45) wordt gecomprimeerd tot 8.3 bar met compressor C48. Het FMC/ACP mengsel wordt na drukaflaat tot 4 bar met klep M49 gerecycled.

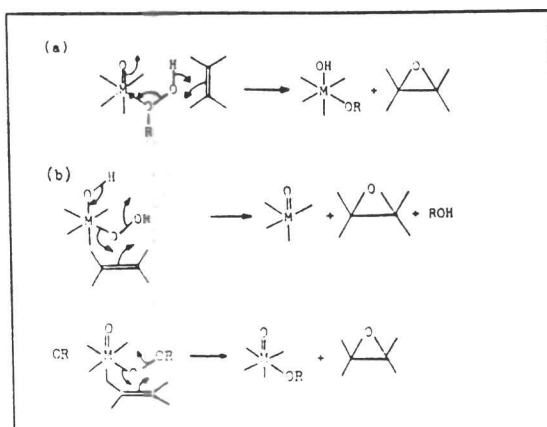
H4 APPARATEN REACTORSECTIE

4.1 Inleiding

In dit proces wordt propeenoxide uit propeen en ethylbenzeenhydroperoxide (R2/R3) gevormd. Naast propeenoxide ontstaat als bijproduct fenylmethylcarbinol, dat in R31 omgezet wordt in styreen. Het acetofenon dat ontstaat bij de synthese van EBHP (direct oxidatieproces) en het verval van EBHP in de epoxidatiereactor, wordt met behulp van waterstof omgezet in fenylmethylcarbinol (R46). De drie reactoren worden afzonderlijk behandeld.

4.2 Epoxidatiereactor

Voor veel processen in de industrie is het van groot belang dat ze worden uitgevoerd onder min of meer isotherme condities. Afwijking van deze conditie kan een dramatisch effect hebben op proceskarakteristieken zoals opbrengst, selectiviteit en de katalysatoractiviteit. De gegenereerde warmte bij zo'n reactie kan worden afgevoerd door inwendig en/of uitwendig te koelen en zo een min of meer constante reactietemperatuur te verkrijgen. In sommige gevallen zijn zulke koeltechnieken niet voldoende of kunnen niet worden toegepast. Shell [8] heeft een alternatief proces uitgevonden: het proces voor het uitvoeren van een exotherme reactie tussen twee of meer reactanten in een vast bed reactor met katalysator onder isotherme condities, wordt gekarakteriseerd door het feit dat het reactiemengsel op zijn minst één component moet bevatten met een kookpunt dat veel lager is dan de kookpunten van de overige componenten. Door verdamping van deze component wordt de reactiewarmte afgevoerd. De reactor wordt bedreven bij een bepaalde druk en in de buurt van de kooktemperatuur van deze component. Deze component kan een reactant zijn en moet in een zodanige hoeveelheid aanwezig zijn die op zijn minst gelijk is aan de stoichiometrische hoeveelheid benodigd voor de reactie plus de hoeveelheid die nodig is voor het consumeren van de gegenereerde warmte door de exotherme reactie. Een toepassing van deze uitvinding is de bereiding van propeenoxide via de katalytische epoxidatie van propeen met behulp van het organische hydroperoxide EBHP.



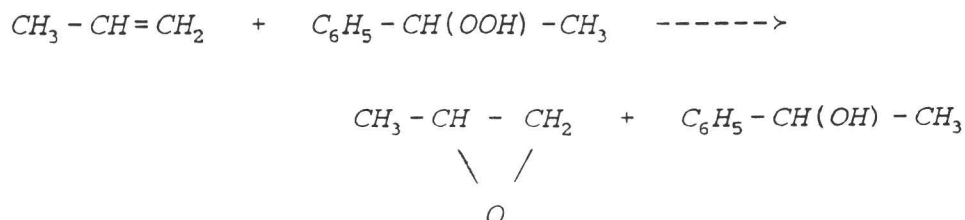
Figuur 4.1 : Mogelijke reactie-
mechanismen epoxi-
datie.

Tabel 4.1 : In- en uitgaande stromen van de
reactor.

	IN (kmol/hr)	UIT (kmol/hr)
propeen	2500	2351.4
propeenoxide	0	148.6
ethylbenzeen	800	800
EBHP	150	1.4
FMC	0	148.6

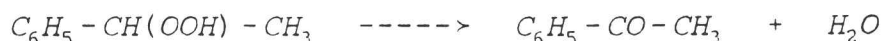
4.2.1 Reacties en reactorcondities

De reactievergelijking van de epoxidatie van propeen tot propeenoxide met EBHP over een titanium op silica katalysator is:



Twee mogelijke reactiemechanismen van de heterogeen gekatalyzeerde epoxidatie waarbij het alkylhydroperoxide-complex intact blijft, staat weergegeven in figuur 4.1. Hiervan is mechanisme (b) het meest waarschijnlijk vanuit het oogpunt van sterische hindering [10].

Aangenomen is dat het niet gereageerde EBHP vervalst tot acetofenon en water [7] volgens de reactievergelijking:



De reactor wordt bedreven bij een temperatuur van 100 °C en een druk van 30.2 bar. De drukval over de reactor bedraagt 4 bar. Naast de grondstoffen propeen en EBHP wordt als oplosmiddel/verdunningsmiddel ethylbenzeen aan de reactanten toegevoegd om de vloeistoffase homogeen te houden.

4.2.2 Kinetiek

De kinetiek van de epoxidatie is niet bekend. Uit het patent van Terlouw [8] volgen alleen de in- en uitgaande stromen en de afmetingen van de reactor (zie tabel 4.1). De conversie van EBHP is 99% met een selectiviteit naar propeenoxide van 100%. Om aan de vereiste produktie van minstens 100 kton/jaar propeenoxide te komen, is gekozen voor 2 reactoren parallel.

Tabel 4.2 : Gegevens katalysator.

surface area	300	m ² /g
pore volume	1.18	ml/g
pore diameter	19	nm
particle size	0.63-1.4	mm

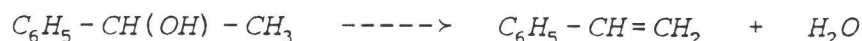
4.2.3 Reactorafmetingen en katalysator

Volgens het patent van Terlouw [8] is de reactor cilindrisch en vertikaal geplaatst met een lengte van 7.5 m en een diameter van 2.5 m. De reactor is voor 60 vol% gevuld met een titanium op silica katalysator. Het dragermateriaal bestaat uit SiO₂ granulaten (ex Davison, grade 59) met een titaniumgehalte van 3.4 wt-%. Enkele gegevens van de katalysator zijn weergegeven in tabel 4.2. De benodigde hoeveelheid katalysator per reactor bedraagt ca. 32 ton Ti/SiO₂. De berekening hiervan is uitgevoerd in bijlage X.

4.3 Styreenreactor

4.3.1 Reacties en reactorcondities

De endotherme dehydratatie van FMC naar styreen vindt plaats in de dampfase bij een temperatuur van 260 °C en een druk van 3.4 bar. De reactor wordt isotherm bedreven. De reactievergelijking van de dehydratatie is:



Naast styreen worden ook enkele hoogkokende bijprodukten gevormd (HB's). Volgens Korchak e.a.[4] bestaan deze bijprodukten voor 10-30% uit di(alfamethylbenzyl)-ether en voor de rest uit oligomeren van styreen. Aangenomen wordt dat 30% uit de ether bestaat en 70% uit het dimeer van styreen. Ook wordt er ethylbenzeen gevormd. Boven 300 °C neemt de vorming van ethylbenzeen toe en beneden 225 °C neemt de vorming van de HB's toe.

4.3.2 Kinetiek

Ook hier is niets bekend van de kinetiek. Wel worden in het patent van Korchak e.a.[4] selectiviteiten voor de afzonderlijke reacties gegeven. Er wordt uitgegaan van een ingaande stroom dat naast FMC ook nog stikstof bevat (FMC/N₂ = 2; molverhouding). Het stikstof fungeert als verdunningsmiddel. De conversie van FMC is 64 %. De selectiviteit naar de HB's, ethylbenzeen en styreen is achtereenvolgens 7.2, 0.33 en 92.47%.

Tabel 4.3 : Gegevens katalysator FMC-reactor.

Zn:Cu atomen	2:1
diameter pellet	0.25 inch
dikte pellet	0.125 inch
inw. oppervlak	40 m ² /g
dichtheid	1281 kg/m ³

4.3.3 Reactorafmetingen en katalysator

Wegens het ontbreken van kinetische gegevens kan de reactor niet gedimensioneerd worden. Het enige dat bepaald kan worden is het reactorvolume uit de LHSV (zie bijlage X). Het reactorvolume is 15.4 m³. De reactie kan plaatsvinden over een TiO₂-katalysator of over glazen kralen. Er is gekozen voor een bed van glazen kralen met een diameter van 3 mm. De totale hoeveelheid kralen bedraagt 20.75 ton.

4.4 Fenylmethylcarbinolreactor

4.4.1 Reacties en reactorcondities

De hydrogeneringsreactie van acetofenon naar fenylmethylcarbinol vindt plaats bij een temperatuur van 90 °C en een druk van 8 bar en verloopt exotherm. De reactievergelijking luidt:



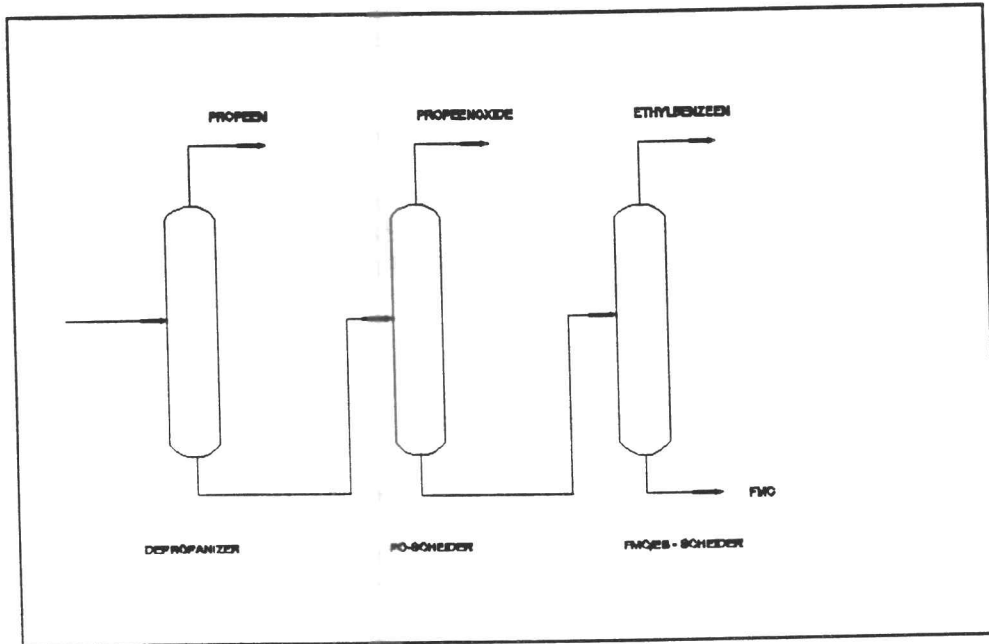
Volgens het patent van Grane e.a [11] wordt beneden 90 °C de conversie erg laag. Daarentegen wordt boven 150 °C aanzienlijke hoeveelheden bijprodukten gevormd zoals ethylbenzeen, cyclohexyl derivaten en dimeren.

4.4.2 Kinetiek

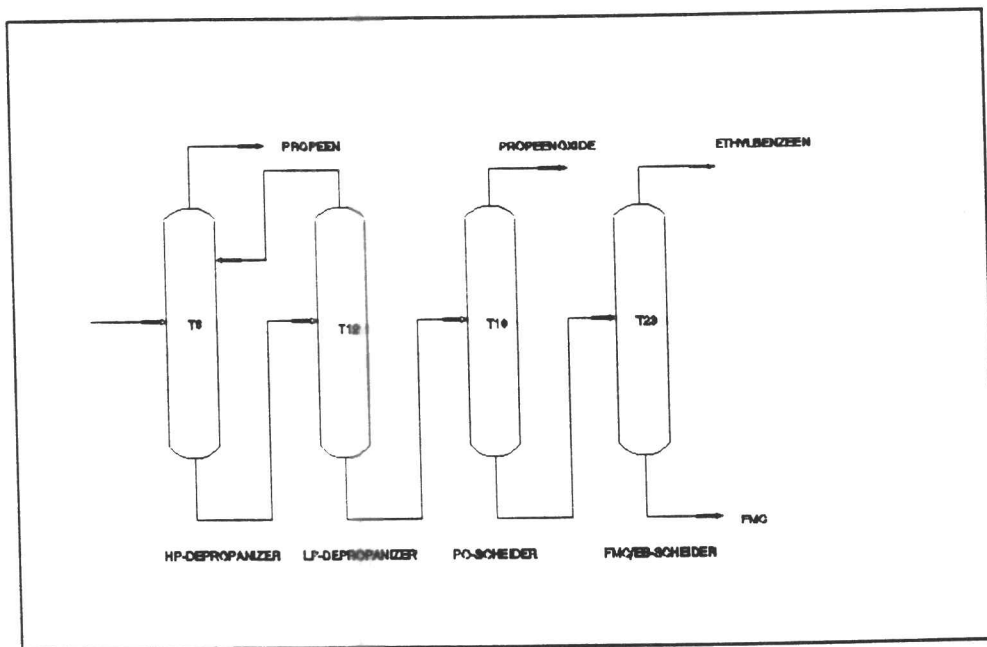
Wederom is er geen kinetiek bekend van deze reactie. Bij de bovenstaande reactiecondities bedraagt de conversie 28 % en de selectiviteit naar FMC 100 %. De benodigde hoeveelheid waterstof ten opzichte van ACP is 3:1.

4.4.3 Reactorafmetingen en katalysator

Het reactorvolume van de FMC-reactor is 14.9 m³. Het katalysatorbed bestaat uit pellets van CuO/ZnO. In tabel 4.3 staan enkele gegevens vermeld over de katalysator. De benodigde hoeveelheid katalysator bedraagt 11.5 ton (bijlage X).



Figuur 5.1 : Algemene destillatie configuratie.



Figuur 5.2 : Aangepaste configuratie destillatie-
sectie propenoxide.

H5 APPARATEN DESTILLATIESECTIES

5.1 Inleiding

Een voor de hand liggende configuratie voor de destillatiesectie is weergegeven in figuur 5.1. In de eerste destillatietoren wordt de overmaat propeen gescheiden van het produktmengsel, zodat deze gerecycled kan worden naar de epoxidatiereactor. Vervolgens wordt het hoofdprodukt propeenoxide verwijderd in de tweede toren, waarbij tevens het water dat ontstaan is ten gevolge van het verval van het EBHP, mee over de top gaat (water vluchtiger dan propeenoxide). Tot slot wordt in de derde toren ethylbenzeen gescheiden van de bijprodukten FMC en ACP en eveneens gerecycled naar de epoxidatiereactor.

Een nadeel van deze configuratie is de hoge bodemtemperatuur van circa 295 °C die ontstaat in de eerste destillatietoren, hetgeen aanleiding kan geven tot polymerisatie van het propeenoxide. Dit probleem leidt tot de configuratie die in de volgende paragraaf wordt behandeld en weergegeven is in figuur 5.2.

5.2 Motivering scheidingssectie propeenoxide

De epoxidatie van propeen tot propeenoxide wordt bedreven met een veelvoudige overmaat propeen. Propeen is de meest vluchtige component in het produktenmengsel ($\Delta T_b > 80$ °C). De eerste stap in de destillatietrein is daarom het verwijderen van propeen. Omdat propeen in de vloeistoffase gerecycled dient te worden, is gekozen voor een hoge druk destillatie ($P = 20$ bar). Het nagenoeg zuivere topprodukt heeft nu een kookpunt van 48.5 °C, zodat het gecondenseerd kan worden met koelwater. Boven de 230 °C zijn er polymerisaties van propeenoxide te verwachten [9]. Dit betekent dat het bodemprodukt bij een druk van 20 bar niet vrij kan zijn van propeen (10.7 mol%).

Om het restant propeen terug te voeren naar de epoxidatiereactor is een tweede stap nodig, waarbij de druk verlaagd is naar 10 bar. Ook hier dient de bodemtemperatuur van 230 °C niet overschreden te worden. Tevens mag er geen propeen meer in het bodemprodukt aanwezig zijn. Het gevolg van deze eisen is, dat het topprodukt 10.9 mol% propeenoxide bevat. Deze stroom wordt teruggevoerd naar de eerste toren. De toptemperatuur van de tweede toren is 24 °C, zodat als koelmiddel brine moet worden gebruikt om de topstroom te condenseren. Een

centrifugaalpomp brengt de gecondenseerde stroom van 10 bar terug naar 20 bar. In de derde stap vindt de scheiding plaats van propeenoxide en het oplosmiddel ethylbenzeen. Het temperatuurverschil in de kookpunten van deze twee stoffen is 102 °C. De kolom werkt bij een druk van 2.6 bar. Het topproduct propeenoxide wordt partieel gecondenseerd en heeft een zuiverheid van 99.7 wt%. Voor *polymer-grade* (> 99.9 wt%) is nog een zuiveringsstap noodzakelijk.

Tenslotte wordt in de laatste stap het ethylbenzeen gescheiden van FMC en ACP, zodat na volledige condensatie het ethylbenzeen gerecycled kan worden als oplosmiddel voor de epoxidatie. Het bodemproduct wordt naar de styreenreactor verpompt, waar het FMC wordt gedehydrateerd tot styreen.

5.3 Scheidingssectie styreen

De uitgaande stroom van de styreenreactor bevat FMC, ACP, stikstof, water, styreen en enkele hoogkokende bijproducten (HB). In de eerste toren van deze sectie worden styreen van FMC, ACP en de HB's gescheiden. Water en stikstof gaan mee over de top. De gasvormige topstroom wordt gekoeld tot 20 °C om zoveel mogelijk styreen te condenseren. In een gas/vloeistofscheider wordt stikstof van styreen en water gescheiden. In een vloeistof/vloeistofscheider wordt het water van styreen gescheiden. Het styreen bevat nu alleen nog ongeveer 0.4 wt% ethylbenzeen. De bodemstroom van de eerste toren wordt naar de tweede destillatietoren van deze sectie geleid.

In deze toren worden de HB's gescheiden van FMC en ACP. De topstroom moet voor verdere verwerking op een hogere druk gebracht worden. Door een total-condensor te gebruiken kan dit gerealiseerd worden met een centrifugaalpomp. De bodemtemperatuur is 328 °C, zodat hoge druk stoom (40 bar) niet meer toegepast kan worden. In dit geval wordt Dowtherm A gebruikt.

5.4 Kolomontwerp

Het ontwerp van de destillatiekolommen is uitgevoerd met het computersimulatieprogramma CHEMCAD II (process-flowsheet-simulator, versie 2.5, Coode/Chemstations Inc. , Engineering Software, Houston). De procedure en de gehanteerde formules zijn hieronder samengevat. Voor de verklaring van de gebruikte notatie en symbolen wordt verwezen naar de symbolenlijst.

Tabel 5.1: System factoren.

	SF
Non foaming regular systems	1.00
Fluorine systems, e.g., BF ₃ , freon	0.90
Moderate foaming, e.g. oil absorbers, amine and glycol regenerators	0.85
Heavy foaming, e.g., amine and glycol absorbers	0.73
Severe foaming, e.g., MEK units	0.60
Foam-stable systems, e.g, caustic regenerators	0.30

5.4.1 Ontwerpprocedure

Voor het schotelontwerp maakt CHEMCAD gebruik van de zogenaamde Glitsch-design procedure [12]. Deze procedure is alleen geschikt voor het ontwerp van schotels met kleppen (valves). Valves zijn niet de goedkoopste type schotels (ongeveer 1.5 maal de prijs van zeefschotels). Het voordeel van valves is dat een kolom operationeel zeer flexibel wordt, omdat deze onder een groot bereik van gas- en vloeistofsnelheden efficiënt kan werken.

5.4.1.1 Flooding factor

De eerste stap in het schotelontwerp is de bepaling van de torendiameter. Deze diameter is gerelateerd aan de dampcapaciteit bij een bovengrensconditie: het flooding punt. Bij flooding is er een scherpe daling in schotefficiëncy en een stijging in de drukval waar te nemen. CHEMCAD hanteert een flooding factor (FF) van 0.82 en wordt gegeven door de volgende relatie:

$$FF = \frac{V_n}{V_{n, flooding}} \quad (5.1)$$

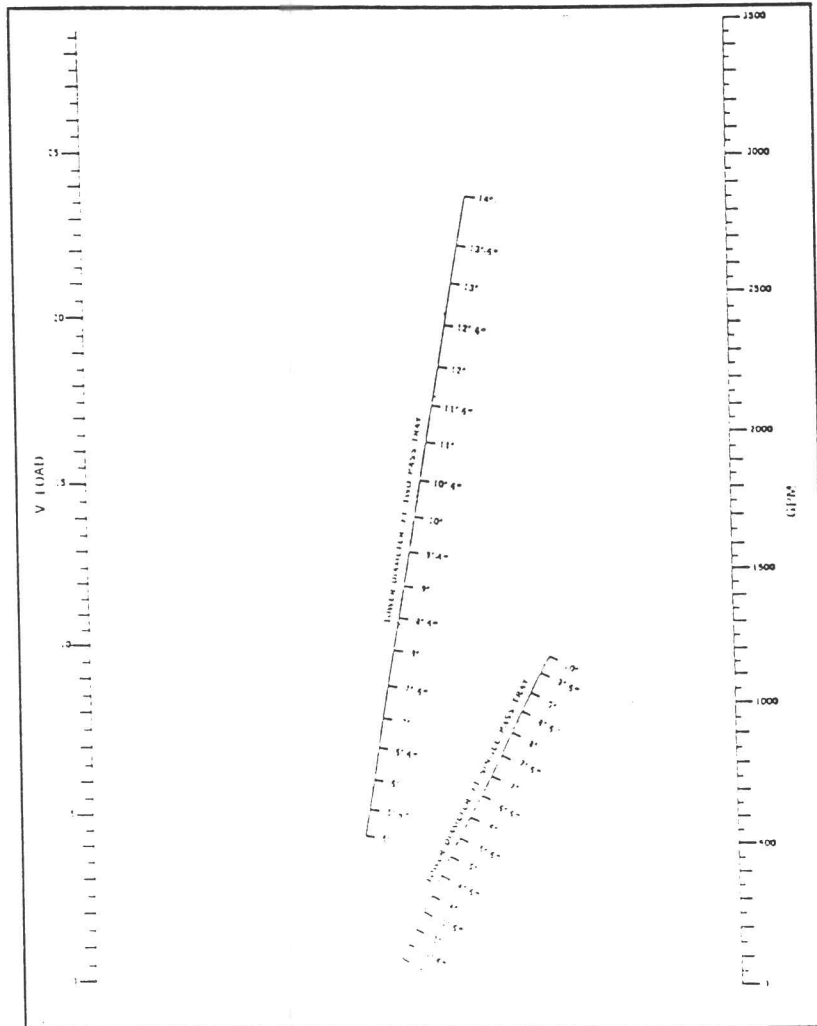
5.4.1.2 Valpijp ontwerpsnelheid

De bepaling van het valpijp oppervlak is gebaseerd op een ontwerpsnelheid (VD_{dsg}). CHEMCAD gebruikt de kleinste waarde uit de vergelijkingen 5.2 t/m 5.4, waarin wordt gewerkt met een systeem factor SF, die corrigeert voor schuimvorming (tabel 5.1):

$$VD_{dsg} = 250 * SF \quad (5.2)$$

$$VD_{dsg} = 41 * \sqrt{DV-DI} * SF \quad (5.3)$$

$$VD_{dsg} = 7.5 * \sqrt{TS} * \sqrt{DI-DV} * SF \quad (5.4)$$



Figuur 5.3: Ballast-schoteldiameter (DT) in formule (5.8).

5.4.1.3 Dampcapaciteitsfactor en vapour load

De dampcapaciteitsfactor van Ballast schotels wordt bepaald met de volgende relaties:

$Dv > 0.17 \text{ lb/ft}^3$:

$$CAF_0 = .545 - .157 * \log Dv - \frac{.531 * \log^2 Dv}{T_s} - .332 * \log^3 Dv \quad (5.5)$$

$Dv < 0.17 \text{ lb/ft}^3$:

$$CAF_0 = \frac{TS^{0.65} * DV^{0.166}}{12} \quad (5.6)$$

Door nu de waarde van CAF_0 te vermenigvuldigen met de systeem factor, verkrijgen we de dampcapaciteitsfactor (CAF).

De vapour load wordt berekend met de volgende vergelijking:

$$V_{load} = CFS * \sqrt{\frac{DV}{DI - DV}} \quad (5.7)$$

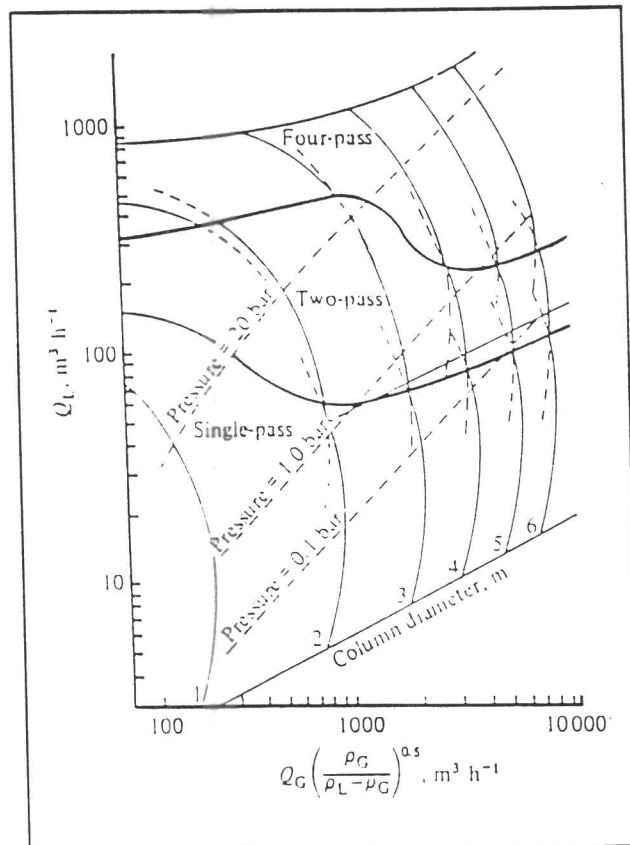
Deze term wordt gebruikt om de grootte van de kolom te bepalen en voor het berekenen van het flooding percentage bij een gegeven kolomdiameter.

5.4.1.4 Benadering van de kolomdiameter

Een benadering voor flow path length (FLP), waarbij de waarde van de torendiameter (DT) wordt afgelezen uit figuur 5.3, wordt gegeven door de formule:

$$FLP = 9 * \frac{DT}{NP} \quad (5.8)$$

Het aantal passes (NP) wordt bepaald met behulp van figuur 5.4. Het minimale actieve oppervlak (AAM) van een schotel wordt dan verkregen door:



Figuur 5.4 : Bepaling van het aantal passes per schotel.

$$AAM = \frac{V_{load} + GPM * \frac{FLP}{13000}}{CAF * FF} \quad (5.9)$$

Het minimale valpijp oppervlak wordt berekend met:

$$ADM = \frac{GPM}{VD_{dsg} * FF} \quad (5.10)$$

Als het bovenstaande minimale valpijp oppervlak kleiner is dan 11% van het actieve oppervlak, wordt de waarde van ADM gegeven door:

$$ADM = 0.11 * AAM \quad (5.11)$$

Een benadering voor de minimale kolomdoorsnede (ATM) wordt berekend met vergelijking 5.12. Uit de kolomdoorsnede volgt met formule 5.13 de torendiameter (DT), die een startpunt is voor meer gedetailleerde berekeningen.

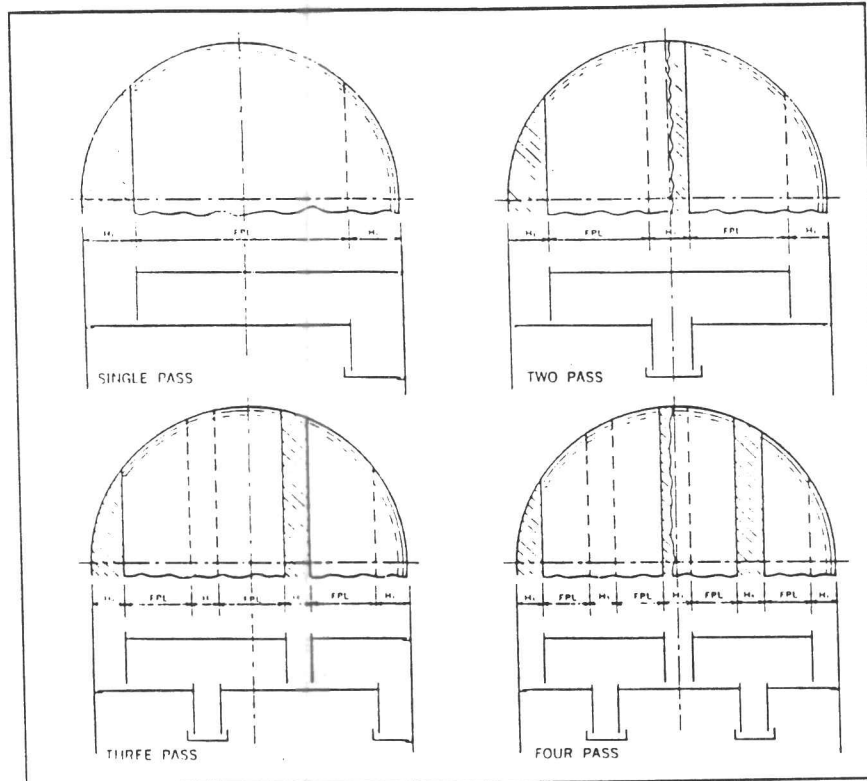
$$ATM = \frac{V_{load}}{0.78 * CAF * FF} \quad (5.12)$$

$$DT = \sqrt{\frac{ATM}{0.25 * \pi}} \quad (5.13)$$

CHEMCAD berekent met bovenstaande formules voor elke schotel de minimale torendiameter uit. De gebruiker kan nu voor een kolom een vaste diameter kiezen, waaruit diverse oppervlakken worden berekend.

5.4.1.5 Oppervlakken bij vaste kolomdiameter

Bij een gekozen kolomdiameter kan het valpijp oppervlak berekend worden met de relatie:



Figuur 5.5 : Schetsen van schotels met meerdere passes.

Tabel 5.2 : Valpijp oppervlak en valpijp breedte factors.

Passes	Fraction of total downcomer area				Width factors		
	AD1	AD3	AD5	AD7	H3	H5	H7
2	0.50	1.00	-	-	12.0	-	-
3	0.31	-	0.31	-	-	8.63	-
4	0.21	0.58	0.50	-	6.9	6.78	-
5	0.16	-	0.46	0.38	-	5.66	5.5

$$AD = AT * \frac{ADM}{ATM} \quad (5.14)$$

Voor schotels met meer dan één pass moet dit valpijp oppervlak worden verdeeld en de corresponderende valpijp breedten worden berekend. De termen H1, H3, H5 en H7 worden gebruikt om de breedten van de zij-, centrum-, off-centrum en off-zijvalpijp aan te duiden (figuur 5.5). De bijbehorende valpijp oppervlakken worden achtereenvolgens aangeduid met A1, A3, A5 en A7. Bij de verdeling van het totale valpijp oppervlak over de verschillende valpijpen van schotels met meerdere passes, wordt gebruik gemaakt van tabel 5.2. De breedte van de zijvalpijp wordt berekend met behulp van geometrische relaties. Een goede schatting voor de breedte van de overige valpijpen wordt verkregen door de WF-factors uit tabel 5.2 in de volgende vergelijking in te vullen:

$$H_i = WF * \frac{AD}{DT} \quad (5.15)$$

Met onderstaande relatie wordt vervolgens de flow path lenght berekend:

$$FPL = \frac{12 * DT - (2H_1 + H_3 + 2H_5 + 2H_7)}{NP} \quad (5.16)$$

Het actieve oppervlak (AA) dat beschikbaar is voor Ballast-schotels, wordt bepaald met de relatie:

$$AA = AT - (2AD_1 + AD_3 + 2AD_5 + 2AD_7) \quad (5.17)$$

5.4.1.6 Drukval over schotels

De drukval over Ballast-schotels (typen V-1 and V-4) is een functie een functie damp- en vloeistofsnelheden; het aantal, type, metaaldichtheid en dikte van de kleppen; hoogte overlooprand en de lengte van de overlooprand. Bij lage tot gematigde gassnelheden (alle kleppen niet open) is de droge drukval (P_{dry}) evenredig met het gewicht van de kleppen en onafhankelijk van de gassnelheid. Bij gassnelheden waarbij alle kleppen geopend zijn, is de droge drukval evenredig met het kwadraat van de dampnelheid door de gaten. De droge drukval wordt gegeven door de volgende relaties:

Tabel 5.3 : Drukval coefficienten, klepdikte en materiaal-materiaaldichtheden.

PRESSURE DROP COEFFICIENTS					
		K2 for deck thickness of			
Type unit	K1	0.074"	0.104"	0.134"	0.25"
V-1	0.2	1.05	0.92	0.82	0.58
V-4	0.1	0.50	0.50	0.50	-

THICKNESS	
Gauge	tm, inches
20	0.037
18	0.050
16	0.060
14	0.074
12	0.104
10	0.134

VALVE MATERIAL			
Metal	Density lb/ft ³	Metal	Density lb/ft ³
C.S.	480	Hastelloy	560
S.S.	510	Aluminium	168
Nickel	553	Copper	560
Monel	550	Lead	708
Titanium	283		

Niet alle kleppen open:

$$P_{dry} = 1.35 * t_m * \frac{D_m}{DI} + K_1 * V_h^2 * \frac{DV}{DI} \quad (5.18)$$

Alle kleppen open:

$$P_{dry} = K_2 * V_h^2 * \frac{DV}{DI} \quad (5.19)$$

De waarden voor de constanten K_1 en K_2 en de klepdikte t_m staan vermeld in tabel 5.3. De totale drukval (P) over een schotel wordt nu berekend met de volgende relatie:

$$P = P_{dry} + 0.4 * \left(\frac{gpm}{L_w} \right)^{\frac{2}{3}} + 0.4 * H_w \quad (5.20)$$

5.4.1.7 Downcomer backup

De downcomer backup, H_{dc} in inches vloeistof, wordt beschreven met de volgende relatie:

$$H_{dc} = H_w + 0.4 * \left(\frac{GPM}{L_w} \right)^{\left(\frac{2}{3} \right)} + [P_{tray} + H_{ud}] * \frac{D_1}{D_1 - D_v} \quad (5.21)$$

met:

$$H_{ud} = 0.65 * V_{ud}^2 \quad (5.22)$$

5.5 Condensorontwerp

Er is gekozen voor horizontale condensors met uitzondering van de condensor van destillatietoren T6. Volgens het API-II dictaat [13] wordt bij een druk hoger dan 10 bar gebruik gemaakt van verticale condensors, met condensatie in de pijpen. De condensoruitvoering is "floating head". Het koelwater dat gebruikt wordt heeft een temperatuur van 20 °C en de uitgaande temperatuur is op 40 °C gesteld. De vervuilingfactor van het koelwater en de processtroom bedraagt respectievelijk 6000 en 5000 W/m².K. Verder is uitgegaan van pijpen met een in- en uitwendige diameter van respectievelijk 20 en 25 mm, en is gekozen voor een steek van 31 mm (driehoek patroon). De procedure en de gehanteerde formules volgens Coulson & Richardson [14] zijn hieronder samengevat.

5.5.1 Ontwerpprocedure

5.5.1.1 Warmteuitwisselend oppervlak en koelmedium

De algemene vergelijking voor warmte overdracht over een oppervlak is:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (5.23)$$

Het voornaamste doel in het ontwerp van een condensor is het bepalen van het warmteuitwisselend oppervlak (A) bij een zekere warmte (Q). De overall warmteoverdrachtscoëfficiënt wordt gegeven door:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \cdot \ln(d_i/d_o)}{2k_w} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_{id}} + \frac{d_o}{d_i \cdot h_i} \quad (5.24)$$

Met behulp van een correctiefactor (F_i) en het logaritmisches temperatuursverschil (ΔT_m), dat bepaald wordt door de temperaturen van de in- en uitgaande stromen van het koelwater en het condensaat, wordt het gemiddelde temperatuursverschil (ΔT_m) van vgl. (5.23) berekend:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} \right)} \quad (5.25)$$

$$\Delta T_m = F_t * \Delta T_{lm} \quad (5.26)$$

Het totale aantal pijpen (N_t) en de diameter van de pijpenbundel (D_b) volgt uit:

$$N_t = \frac{A}{A_{tube}} = \frac{A}{\pi * d_o * L} \quad (5.27)$$

$$D_b = d_o * \left(\frac{N_t}{0.249} \right)^{\frac{1}{2.207}} \quad (5.28)$$

De benodigde hoeveelheid koelmedium kan berekend worden met:

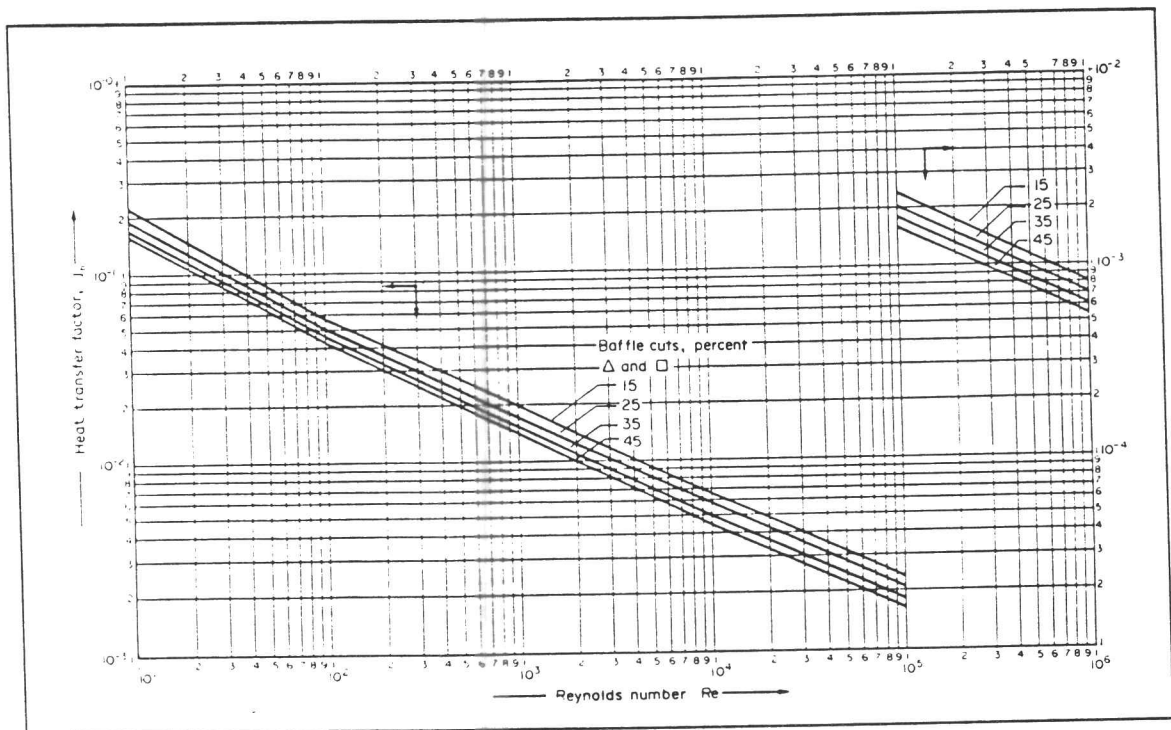
$$\Phi_k = \frac{Q}{Cp_k * \Delta T_k} \quad (5.29)$$

5.5.1.2 Warmteoverdrachtscoëfficiënt pijp- en mantelzijde in verticale condensors

Bij de verticale condensor van destillatietoren T6 vindt condensatie in de pijpen plaats. Een relatie voor de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de pijpzijde is de Boyko-Kruzhilin correlatie:

$$h_i = 0.021 * \left(\frac{k_l}{d_i} \right) * Re_c^{0.8} * Pr_c^{0.43} * \frac{\left(1 + \sqrt{\frac{\rho_l}{\rho_v}} \right)}{2} \quad (5.30)$$

met



Figuur 5.6 : Warmteoverdrachtsfactor j_h aan de mantelzijde.

$$Re_c = \frac{4 * \Gamma_v}{\mu_v} \quad (5.31)$$

$$Pr_c = Cp_v * \frac{\mu_v}{k_v} \quad (5.32)$$

en

$$\Gamma_v = \frac{W_c}{\pi * \rho_v * d_i} \quad (5.33)$$

De snelheid in de buizen van de te condenseren dampstroom volgt uit:

$$u_t = \frac{W_c}{0.25 * \pi * d_i^2 * \rho_v * N_t} \quad (5.34)$$

De warmteoverdrachtscoëfficiënt van het koelmedium aan de mantelzijde wordt gegeven door:

$$h_s = \frac{k_f}{d_e} * j_h * Re * Pr^{\frac{1}{3}} \quad (5.35)$$

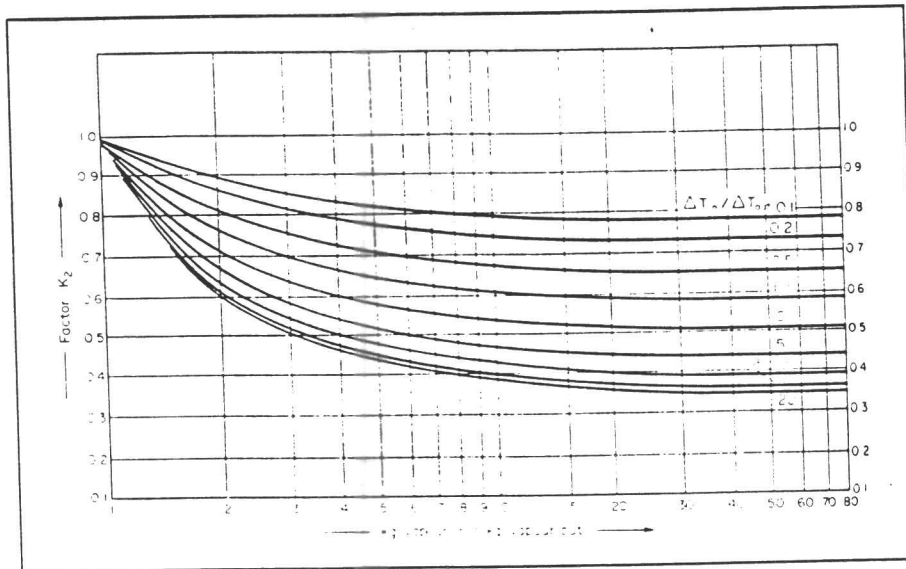
met

$$d_e = \frac{1.1}{d_o} * (p_t^2 - 0.917 * d_o^2) \quad (5.36)$$

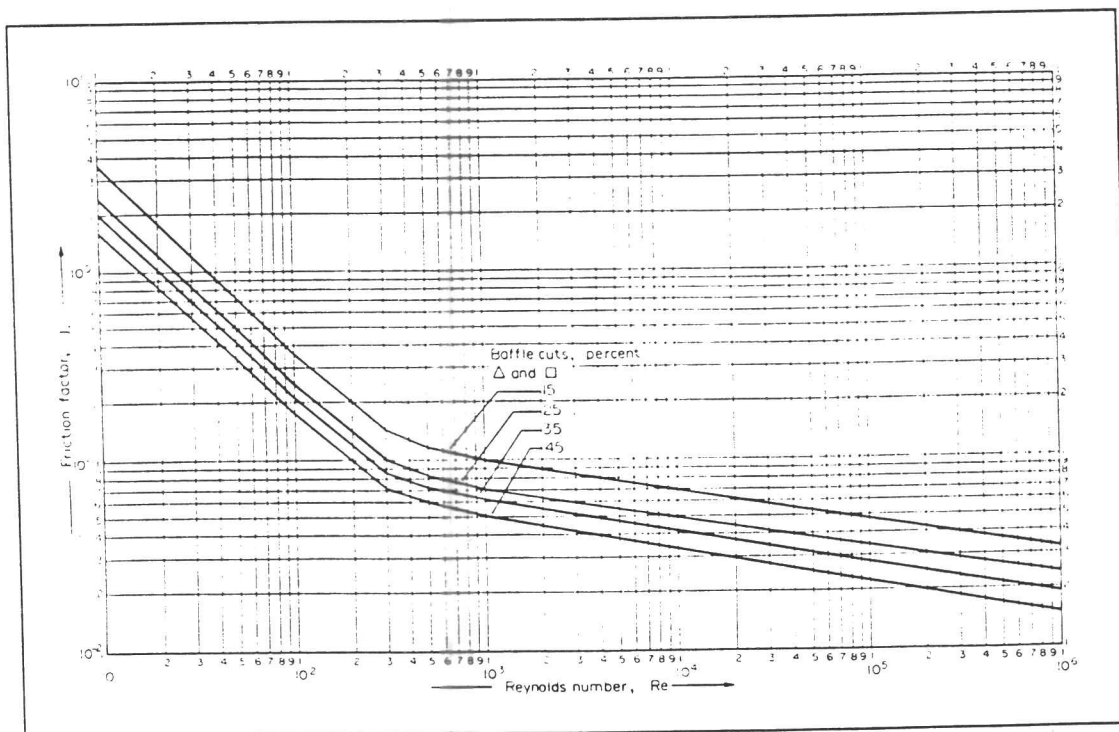
Hierin is j_h een warmteoverdrachtsfactor, die een functie is van Reynolds (figuur 5.6).

5.5.1.3 Warmteoverdrachtscoëfficiënt pijp- en mantelzijde in horizontale condensors

In horizontale condensors vindt condensatie in de mantel



Figuur 5.7 : Factor K_2 voor een gemiddeld dampdebiet.



Figuur 5.8 : Frictie factor j_f aan de mantelzijde.

plaats en het koelmedium stroomt door de pijpen. De warmte-overdrachtscoëfficiënten aan de pijpzijde en de mantelzijde worden achtereenvolgens gegeven door de relaties:

$$h_i = 4200 * (1.35 + 0.02 * Tg_{tube}) * \frac{u_t^{0.8}}{(1000 * d_i)^{0.2}} \quad (5.37)$$

$$h_s = 0.95 * k_l * \left(\frac{\rho_l * (\rho_l - \rho_v) * g}{\mu_l * \Gamma_h} \right)^{\frac{1}{3}} * N_r^{(-\frac{1}{6})} \quad (5.38)$$

met

$$\Gamma_h = \frac{W_c}{L * N_t} \quad (5.39)$$

5.5.1.4 Drukval over mantel- en pijpzijde

Het voorspellen van de drukval aan de condenserende zijde is moeilijk, omdat er twee fasen aanwezig zijn en de dampdoorzet verandert in de condensor. Om een schatting te verkrijgen van die drukval (Gloyer [15]), wordt een gemiddeld massadebiet van de damp berekend:

$$W_{c,average} = W_{c,inlet} * K2 \quad (5.40)$$

De factor K2 volgt uit figuur 5.7. Uit dit gemiddelde massadebiet volgt de dampsnelheid. De drukval over de pijp- en mantelzijde wordt achtereenvolgens gegeven door:

$$\Delta P_t = N_p * (8 * j_f * \frac{L}{d_i} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} + 2.5) * \frac{\rho * u_t^2}{2} \quad (5.41)$$

$$\Delta P_s = 8 * j_f * \frac{D_s}{d_e} * \frac{L}{l_b} * \frac{\rho * u_s^2}{2} * \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (5.42)$$

De frictie factor (j_f) wordt bepaald met figuur 5.8.

Tabel 5.4 : Dimensionering condensors.

		H7	H13	H19	H24	H33	H41
A	m ²	714	139	459	692	222	89
d _i	mm	25	25	25	25	25	25
d _o	mm	20	20	20	20	20	20
L	m	6	3	6	6	3	3
p _t	mm	31,Δ	31,Δ	31,Δ	31,Δ	31,Δ	31,Δ
N _t	#	1515	588	975	1468	942	401
D _b	m	1.30	0.84	1.06	1.28	1.05	0.71
D _s	m	1.40	0.90	1.15	1.35	1.15	0.80
N _b	#	4	2	4	3	2	3
l _b	m	1.40	0.90	1.15	1.35	1.15	0.80
h _s	W/m ² K	2480	955	1675	686	903	683
h _i	W/m ² K	2800	3065	4025	7628	4405	6609
u _t	m/s	1.53	1.20	0.87	1.94	0.49	1.62
u _s	m/s	0.42	1.38	15.3	5.04	25.3	27.1
ΔP _t	bar	0.01	0.96	0.92	0.39	0.07	0.16
ΔP _s	bar	0.02	0.05	0.01	0.12	0.08	0.1

5.5.1.5 Dimensionering condensors

De resultaten van de berekening zijn weergegeven in tabel 5.4. In bijlage V staan de specificatietabellen van de condensors weergegeven. Alle condensors samen verbruiken 4497 m³/hr water en 398 m³/hr brine.

5.6 Reboiler ontwerp

Er is gekozen voor verticale thermosyphon reboilers met vaste pijpplaten. De verdamping van de processtroom vindt plaats in de pijpen. Thermosyphon reboilers zijn uitermate geschikt voor niet te viskeuze vloeistoffen en drukken boven de 0.3 bar. Een nadeel van dit type reboiler is dat de destillatietoren verhoogd moet staan om een zekere hydrostatische druk te verkrijgen voor het thermosyphon effect. De vloeistofcirculatie door de reboiler wordt onderhouden door het dichtheidsverschil van het twee-fasen mengsel damp en vloeistof in de reboiler en de enkele vloeistoffase onder in de kolom. Het voordeel van de verticale thermosyphon reboiler is dat in de pijpen vrij grote snelheden optreden, waardoor de gevoeligheid voor vervuiling veel geringer is. Bovendien zijn de pijpen inwendig gemakkelijker te reinigen dan uitwendig.

Voor verwarming van de reboilers is lage, midden en hoge druk stoom beschikbaar. De pijpen hebben een in- en uitwendige diameter van resp. 20 en 25 mm. De steek bedraagt opnieuw 31 mm en een vierkant patroon.

5.6.1 Ontwerp procedure

Het ontwerp van verticale thermosyphon reboilers is gecompliceerd door het feit dat de vloeistofcirculatiesnelheid niet expliciet bepaald kan worden. De circulatiesnelheid, warmteoverdrachtsflux en de drukval zijn onderling aan elkaar gereleerd, zodat iteratieve ontwerp procedures noodzakelijk zijn. Hier is een grove ontwerp procedure gehanteerd die handmatig kan worden uitgevoerd.

5.6.1.1 Warmteuitwisselend oppervlak en verwarmingsmedium

Voor de bepaling van het oppervlak worden dezelfde relaties gehanteerd als bij het condensorontwerp. Uit dit oppervlak volgt het aantal pijpen en de diameter van pijpenbundel.

Tabel 5.5: Dimensionering reboilers.

		H9	H15	H21	H26	H35	H43
A	m ²	303	297	80	414	149	433
d _i	mm	25	25	25	25	25	25
d _o	mm	20	20	20	20	20	20
L	m	3	3	3	3	3	3
p _t	mm	31, □	31, □	31, □	31, □	31, □	31, □
N _t	#	1609	1574	426	2197	789	2295
D _b	m	1.42	1.41	0.78	1.64	1.03	1.67
D _s	m	1.45	1.45	0.80	1.70	1.05	1.70
D _{pip}	m	0.81	0.79	0.41	0.94	0.56	0.96

Afhankelijk van de bodemtemperatuur van de kolommen wordt een keuze gemaakt voor het soort verwarmingsmedium. Zo geldt voor de benodigde hoeveelheid stoom:

$$\phi_{steam} = \frac{Q}{\Delta H_{v, steam}} \quad (5.43)$$

en voor een Dowtherm:

$$\phi_{Dowtherm} = \frac{Q}{Cp_{Dowtherm} * \Delta T_{Dowtherm}} \quad (5.44)$$

5.6.1.2 Maximale warmteflux

Wanneer er een te grote warmteflux wordt gebruikt in thermosyphon reboilers, ontstaan er stromingsinstabiliteiten. De vloeistof-en dampstroming pulseert in de pijpenbundel en leidt tot ophoping van damp in de reboiler. Palen [13] heeft voor de maximale warmteflux (Q''_{max}) de volgende empirische betrekking gevonden:

$$Q''_{max} = 350 * \left(\frac{d_i^2}{L}\right)^{0.35} * p_c^{0.61} * \left(\frac{p}{p_c}\right)^{0.25} * \left(1 - \frac{p}{p_c}\right) \quad (5.45)$$

Deze maximale warmteflux mag niet worden overschreden, zodat geldt:

$$Q'' = \frac{Q}{A} < Q''_{max} \quad (5.46)$$

5.6.1.3 Dimensionering reboilers

Evenals bij de condensors zijn de resultaten van de berekeningen samengevat in tabel 5.5. Het grotere gemiddelde temperatuursverschil geeft een kleiner oppervlak dan bij condensors. De warmteoverdracht bij reboilers is eveneens beter. De totaal benodigde hoeveelheid stoom bedraagt 202.4 ton/uur en de benodigde hoeveelheid Dowtherm A 1415.88 ton/uur.

Tabel 5.6: Dimensionering warmtewisselaars.

		H1	H29	H30	H36	H45
A	m ²	427	348	422	587	31
d _i	mm	25	25	25	25	25
d _o	mm	20	20	20	20	20
L	m	6	3	3	6	3
p _t	mm	31,Δ	31,Δ	31,Δ	31,Δ	31,Δ
N _t	#	906	1480	1792	1246	133
D _b	m	1.02	1.29	1.41	1.19	0.42
D _s	m	1.05	1.30	1.45	1.20	0.45
N _b	#	10	4	3	9	12
l _b	m	0.53	0.65	0.72	0.60	0.23
h _s	W/m ² K	1322	546	588	299	1106
h _i	W/m ² K	619	77	375	3410	3881
u _t	m/s	0.72	0.02	0.34	0.85	0.89
u _s	m/s	0.92	0.15	0.15	2.36	0.53
ΔP _t	bar	0.24	0.01	0.01	0.44	0.02
ΔP _s	bar	0.02	0.00	0.01	0.04	0.03

5.7 Warmtewisselaar ontwerp

Voor de warmtewisselaars is dezelfde ontwerpprocedure gehanteerd als voor de condensors. Voor de uitvoering is gekozen voor vaste pijpplaten. Er is uitgegaan van pijpen met een in- en uitwendige diameter van achtereenvolgens 20 en 25 mm en de steek bedraagt 31 mm (driehoek patroon). De enige verandering die optreedt ten opzichte van condensors is de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de tubezijde, wanneer daar een procesvloeistof door heen stroomt. Deze warmteoverdrachtscoëfficiënt wordt gegeven door:

$$h_t = 0.023 * \frac{k_f}{d_e} * Re^{0.8} * Pr^{0.33} \quad (5.47)$$

In tabel 5.6 staan de resultaten van de gedimensioneerde warmtewisselaars. Bijlage VII geeft de warmtewisselaarsspecificatiebladen weer. De verbruiken van de warmtewisselaars H30, H36 en H45 bedragen respectievelijk 335.4 ton/uur Dowtherm A, 1203.6 ton/uur brine en 133.7 ton/uur koelwater.

6. KOSTEN BEREKENING

In dit hoofdstuk vindt een ruwe economische evaluatie plaats van het proces. De gebruikte methodes en formules zijn afkomstig uit het dictaat van Montfoort [16].

6.1 Schatting van de investering

De investeringen van een fabriek zijn te verdelen in de volgende groepen (geldt voor een gemiddelde Nederlandse, chemische fabriek:

- I_b = investering in de proceseenheden (64 %) (on site investering)
- I_h = investering in hulpapparatuur (16 %) (off site investering, zoals ketels, gebouwen, enz.)
- I_l = investering in niet tastbare zaken (14 %) (licenties, know how, pre-operationele en start up kosten, enz.)
- I_w = werkkapitaal (6 %) (voorraden, cash, terreinen, enz.)

De som van I_b en I_h vormt het zogenaamde fixed capital, I_f .

De investering zijn geschat met de door Jansen voorgestelde modificatie van de Zevnik-Buchanan methode. De parameters, die nodig zijn om tot een schatting van de investeringskosten te komen, zijn:

- aantal functionele kosten, n
- doorzet per eenheid (kton/jaar), p_i
- complexiteitsfactor per eenheid, Cf_i
- chemical engineering plant cost index, Ci

De investering per functionele eenheid wordt berekend met de formule :

$$I_b = 0.1 * \left(\sum_{i=1}^n Cf_i * (p_i)^{0.6} \right) * Ci \quad (6.1)$$

(I_b wordt gegeven in k\$: 1\$ = fl 1.70)

Tabel 6.1: Schatting investeringen met de methode van Zevnik-Buchanan. Tmax in K. Pmax in bar. Fm = 0.2 (RVS300)

stap	Tmax	Pmax	Ft*10 ⁻²	Fp	Pi	Cfi	Cfi*Pi ^{0.6}
epox. reactor	373	30	2.95	0.15	3400	4.77	627.2
dest. HP prop.	473	20	4.75	0.13	3500	4.77	638.2
dest. Lp prop.	491	10	3.62	0.10	1920	4.34	405.0
dest. PO	457	3	3.01	0.05	1840	3.79	344.8
dest. EB	485	1.5	3.51	0.02	1680	3.58	308.4
reactor styr.	533	3.5	4.37	0.05	660	3.97	195.2
dest. styr.	496	2	3.7	0.03	660	3.7	181.9
dest. HB's	601	2	5.6	0.03	290	3.86	115.9
reactor FMC	363	8	1.3	0.09	270	4.02	115.6
compr. N2 rec.	360	4	1.26	0.06	70	3.75	48.0
compr. H2 rec.	404	8.5	2.05	0.09	5	4.12	10.5
							----- +
							2991

$$I_b = 0.1 * 2991 * 358.4 = 107.2$$

Het aantal processtappen is:

- 3 reactoren
- 6 destillatie torens
- 2 compressiestappen

$$n = 11.$$

De C_i is geschat, voor 1992, op 358.4 (over de eerste 7 maanden van 1992 [17]).

De complexiteitsfactor C_f wordt berekend met de volgende relatie:

$$Cf_i = 2 * 10^{(Ft + Fp + Fm)} \quad (6.2)$$

met:

- F_t = temperatuurfactor
- F_p = drukfactor
- F_m = materiaalfactor

De afzonderlijke factoren kunnen worden berekend met de volgende formules:

$$F_t = 0.018 * \frac{T_{max} - 290}{100} \quad , mits T_{max} > 290 (K) \quad (6.3)$$

$$F_p = 0.1 * \log(P_{max}) \quad , (bara) \quad (6.4)$$

$$F_m = 0.1 \quad (RVS 300 \text{ serie}) \quad \text{of} \quad 0.2 \quad (RVS 400 \text{ serie}) \quad (6.5)$$

In tabel 6.1 worden de resultaten van de investeringsbepaling volgens Jansen weergegeven.

De afzonderlijke investeringsgroepen kunnen nu worden bepaald (aangenomen wordt dat de eerder gegeven verdeling ook hier geldt):

- $I_b = 182.2$ Mfl
- $I_h = 45.6$ Mfl
- $I_L = 39.9$ Mfl
- $I_w = 17.1$ Mfl

Tabel 6.2: Prijzen en hoeveelheden van grondstoffen, utilities en producten (8000 uur per jaar)

		f/ton	ton/uur	Mfl/jaar
Grondstoffen:	EBHP	723	41.4	239.6
	propeen	670	12.49	67.0
	waterstof	1800	0.054	0.8
Utilities:	stoom	30	202	48.6
	koelwater	0.10	4497	3.6
	electriciteit	0.1 fl/kWh	882	0.7
				----- +
			Productiekosten	360.3
Producten:	styreen	1020	31.2	254.4
	PO	1300	17.28	179.7
				----- +
			Opbrengst	434.1

6.2 Schatting van de loonkosten

Het aantal mensen dat nodig is voor de productie, is geschat met de Wessel relatie:

$$\frac{\text{manuren}}{\text{ton product}} = K * \frac{N}{(\text{capaciteit/dag})^{0.76}} \quad (6.6)$$

waarin N het aantal processtappen is.

De factor K is voor een continu proces en gesteld op $K = 1.7$ (1986). De dagcapaciteit bedraagt 1167.3 t/dag (415.6 t/dag propeenoxide en 751.7 t/dag styreen).

- Dus:
- manuren / ton produkt = 0.088
 - aantal manuren / dag = 102
 - aantal functieplaatsen $102/24 = 4.2$
 - benodigd personeel $4.2 * 5.4 = 23$

De loonkosten per functieplaats bedragen in Nederland ongeveer 0.375 Mfl/jaar.

De jaarlijkse loonkosten zijn dus: $L = 1.59$ Mfl.

6.3 Schatting van de produktiekosten

De huidige prijzen en de hoeveelheid van de benodigde stoffen en utilities zijn weergegeven in tabel 6.2. De prijzen van propeen en styreen zijn vermeld in ECN [18]. De prijs van PO is de prijs van ARCO Chemie Nederland. De prijzen van de utilities en van waterstof zijn gevonden in het dictaat van Montfoort [16]. De prijs van de EBHP voeding is als volgt geschat:

$$\begin{aligned} 1 \text{ ton voeding} &= 0.93 \text{ ton EBHP en } 0.07 \text{ ton ACP} \\ &\quad (\text{samenstelling volgt uit [3]}) \\ &= 0.93 * 10^3 / M_{\text{EBHP}} + 0.07 * 10^3 / M_{\text{ACP}} \\ &= 0.93 * 10^3 / 138 + 0.07 * 10^3 / 120 = 7.32 \text{ kmol} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} 1 \text{ ton voeding nodig} &\rightarrow 7.32 \text{ kmol EB} &&= 0.776 \text{ ton} \\ &7.32 \text{ kmol O}_2 &&= 0.234 \text{ ton} \end{aligned}$$

Tabel 6.3: Berekening van ROI

Investering	227.8	Mfl	(If)
working capital	17.1	Mfl	(Iw)
	----- +		
Totale investering	244.9	Mfl	
=====			
Opbrengst	434.1	Mfl	
Productie kosten	360.3	Mfl	
	----- -		
ink. - prod.kosten	73.8	Mfl	
afschrijving (10%/jaar)	22.8	Mfl	
	----- +		
Belastbaar inkomen	51.0	Mfl	
inkomsten belasting (50%)	25.5	Mfl	
	----- -		
netto winst	25.5	Mfl	
ROI (%) =	10.41		

1 ton EB is ongeveer fl 466,- [18] (*) → 0.776 * 466 =
 fl 361.50
 1 ton O2 → toegevoerd als lucht → f0,-

Uitgaande van 50 % investering volgt voor de prijs van 1 ton EBHP-voeding een bedrag van f722.9.

(*) Ethylbenzeen wordt o.a. afgedestilleerd uit mixed-xylenen (bevat ongeveer 10 % EB). Prijs EB gekoppeld aan de prijs van mixed-xyleen.

6.4 Economische Criteria

Bij de bepaling van de rentabiliteit van het proces worden de opbrengsten en kosten met elkaar vergeleken. Voor dit fabrieksvoorontwerp zijn de Return On Investment (ROI), de Internal Rate of Return (IRR) en de Pay Out Time berekend

6.4.1 Berekening van de ROI

Voor de ROI wordt de jaarlijkse winst gedeeld door de totale investering. De berekening van de ROI staat in tabel 6.3. Het resultaat is:

$$\text{ROI} = 10.41 \%$$

6.4.2 Berekening van de IRR

De IRR wordt berekend uit de cashflow tijdens de looptijd van het project. Aangenomen wordt dat de looptijd 10 jaar is en dat de restwaarde s van de fabriek nul is.

jaar	Cf	
0	$-(I_f + I_w)$	= -244.9 Mfl
1 t/m 9	afschrijving + netto winst	= 48.3 Mfl
10	$I_w + \text{afschrijving} + \text{netto winst}$	= 65.4 Mfl

De eis is dat:

$$\sum_{i=0}^{10} Cf_i * D_i = 0 \quad (6.7)$$

Hieruit volgt dat:

$$-244.9 + \frac{48.3}{(i+1)} + \frac{48.3}{(i+1)^2} + \dots + \frac{48.3}{(i+1)^9} + \frac{65.4}{(i+1)^{10}} = 0 \quad (6.8)$$

Deze vergelijking wordt opgelost met het computerprogramma Mercury. Het resultaat is : $i = 0.152$, dus $IRR = 15.2\%$.

6.4.3 Berekening van de POT

De POT is de minimale hoeveelheid tijd, die nodig is om de oorspronkelijke investeringen terug te verdienen. Voor de POT (=J) geldt:

$$\sum_{\text{jaar}=1}^J Cf = I_f + S \quad (6.9)$$

Hieruit volgt met $I_f = 227.8$ Mfl en $Cf = 48.3$ een POT van 4.72 jaar.

7. SYMBOLENLIJST

A	warmteuitwisselend oppervlak	m ²
AA	actief oppervlak	ft ²
AAM	minimum actief oppervlak	ft ²
AD _i	downcomer oppervlak	ft ²
ADM	minimale downcomer oppervlak	ft ²
AT	doorsnede toren	ft ²
ATM	Minimale doorsnede toren	ft ²
A _{tube}	buisoppervlak	m ²
CAF	dampcapaciteitsfactor, gecorrigeerd	-
CAF _o	dampcapaciteitsfactor	-
CFS	dampdoorzet	ft ³ .s ⁻¹
C _{p,Dowth}	soortelijke warmte Dowtherm	J. (kg. °C) ⁻¹
C _{p,k}	soortelijke warmte koelmedium	J. (kg. °C) ⁻¹
C _{p,v}	soortelijke warmte damp	J. (kg. °C) ⁻¹
D _b	diameter tubebundel	m
d _e	equivalente buisdiameter	m
d _i	inwendige buisdiameter	m
D _l	vloeistofdichtheid	lbs.ft ⁻³
D _m	dichtheid klepmateriaal	kg.m ⁻³
d _o	uitwendige buisdiameter	kg.m ⁻³
DT	torendiameter	ft
D _v	dampdichtheid	lbs.ft ⁻³
FF	flooding factor	-
FPL	flow path lenght	inches
F _t	correctiefactor	-
g	gravitatieversnelling	m.s ⁻²
GPM	vloeistofbelasting	ft ³ .s ⁻¹
H _{dc}	vloeistofhoogte in downcomer	inches
H _i	breedtefactor downcomer	-
h _i	warmteoverdrachtscoëff. in tube	W. (m ² .K) ⁻¹
h _{id}	foulingcoëfficient in tube	W. (m ² .K) ⁻¹
h _o	warmteoverdrachtscoëff. buiten tube	W. (m ² .K) ⁻¹
h _{od}	foulingcoëfficient buiten tube	W. (m ² .K) ⁻¹
H _{ud}	head loss downcomer	liq. inch
h _s	warmteoverdrachtscoëff. shellside	W. (m ² .K) ⁻¹
h _t	warmteoverdrachtscoëff. tubeside	W. (m ² .K) ⁻¹
H _w	hoogte overlooprand	inches
j _f	frictiefactor	-
j _h	warmteoverdrachtsfactor	-
k _f	thermische geleidbaarheid fluidum	W. (m.K) ⁻¹
k _l	thermische geleidbaarheid vloeistof	W. (m.K) ⁻¹
k _v	thermische geleidbaarheid damp	W. (m.K) ⁻¹
k _w	thermische geleidbaarheid buiswand	W. (m.K) ⁻¹
K ₁ , K ₂	constante factors	-
L	buislengte	m
l _b	baffle spacing	m

L_w	lengte overlooprand	inches
N_b	aantal baffles	-
N_p	aantal tubepasses	-
N_r	aantal tubes in verticale rij	-
N_t	aantal tubes	-
P	druk	bar
P_c	kritische druk	bar
P_{dry}	drukval over schotel (droog)	liq. inch
P_t	pitch	m
Pr_c	Prandtl kental condensaat	-
Q	overgedragen warmte	W
Q_{max}	maximale warmteflux	$W.m^{-2}$
Re_c	Reynolds kental condensaat	-
SF	system factor	-
T_1	inlaattemperatuur shellside	$^{\circ}C$
T_2	uitlaattemperatuur shellside	$^{\circ}C$
t_1	inlaattemperatuur tubeside	$^{\circ}C$
t_2	uitlaattemperatuur tubeside	$^{\circ}C$
Tg_{tube}	gemiddelde tubetemperatuur	$^{\circ}C$
t_m	dikte valve	inches
T_s	tray spacing	inches
U	overall warmteoverdrachtscoëff.	$W.(m^2.K)^{-1}$
u_s	snelheid aan shellside	$m.s^{-1}$
u_t	snelheid door tube	$m.s^{-1}$
VD_{dsg}	designsnelheid in downcomer	$gpm.ft^{-2}$
V_h	snelheid door schotelgaten	$ft.s^{-1}$
V_{load}	dampbelasting	$ft^3.s^{-1}$
V_n	dampsnelheid t.o.v. netto oppervlak	$ft.s^{-1}$
$V_{n,flooding}$	dampsnelheid t.o.v. netto opp. flooding	$ft.s^{-1}$
V_{ud}	vloeistofsnelheid onder downcomer	$ft.s^{-1}$
W_c	massadebiet condensaat	$kg.s^{-1}$
WF	breedtefactor	-

ΔH_v	verdampingswarmte	$J.kg^{-1}$
ΔP	totale schoteldrukval	liq. inch
ΔP_t	drukval tubeside	Pa
ΔP_s	drukval shellside	Pa
ΔT_b	kookpuntsverschil tussen componenten	$^{\circ}C$
ΔT_{Dowth}	temperatuur Dowtherm in/uit	$^{\circ}C$
ΔT_{lm}	logaritmisch temperatuursverschil	$^{\circ}C$
ΔT_m	gemiddelde temperatuursverschil	$^{\circ}C$
Γ_h	condensaatbelasting hor. buizen	$kg.(m.s)^{-1}$
Γ_v	condensaatbelasting vert. buizen	$kg.(m.s)^{-1}$
Φ_{Dowth}	massadebiet Dowtherm	$kg.s^{-1}$
Φ_k	massadebiet koelmedium	$kg.s^{-1}$
Φ_{steam}	massadebiet stoom	$kg.s^{-1}$

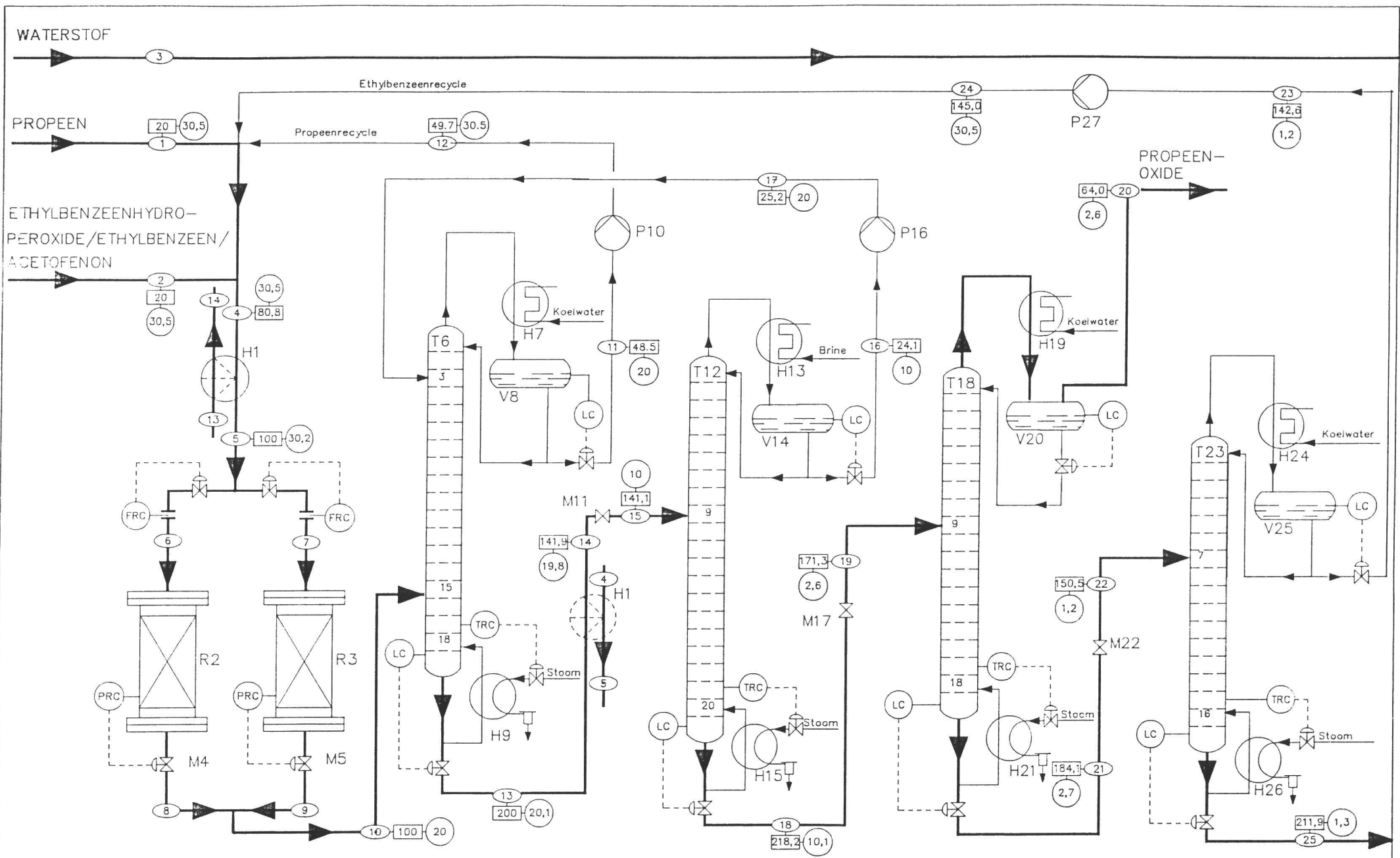
μ	viscositeit bij bulktemperatuur	Pa.s
μ_l	viscositeit vloeistof	Pa.s
μ_v	viscositeit damp	Pa.s
μ_w	viscositeit bij wandtemperatuur	Pa.s
ρ_l	dichtheid vloeistof	kg.m ⁻³
ρ_v	dichtheid damp	kg.m ⁻³

8. LITERATUUR

- [1] Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, Third Edition, J. Wiley & Sons, New York, 19 (1982), p 246-274.
- [2] Kirk Othmer, Encyclopedia of Chemical Technology, Third Edition, J. Wiley & Sons, New York, 21 (1982), p 789.
- [3] J.P. Schmidt, (Halcon International Inc.), Preparation of Ethylbenzene Hydroperoxide, U.S. Pat. 4.066.706, 3 Jan. 1978, Appl. 569.734, 21 Apr. 1975.
- [4] E.I. Korchak, N.J. Hackensack, (Halcon International Inc.), Dehydration of Alphanethylbenzyl Alcohol to Styrene, U.S. Pat. 3.442.963, 6 May 1969, Appl. 640.818, 24 May 1967.
- [5] A.G. Montfoort, De Chemische Fabriek, Deel IA, Collegedictaat TU Delft, 1989.
- [6] Chemiekaarten, Zevende Editie, Samson H.D. Tjeenk Willink, Alphen aan de Rijn, (1991).
- [7] D. Swern, Organic Peroxides, Wiley Inter. Science, New York, II, (1971), p. 40,539.
- [8] T. Terlouw, G. v Os, A.G. Bakker, (Shell Internationale Research Maatschappij B.V.), Exothermic Reaction Process in a Fixed-Bed Catalytic Reactor, Eur. Pat. 0.323.663, 12 Jul. 1989, Appl. 88202871.5, 13 Dec. 1988.
- [9] S.E. Hoory El Cerrito, S.F. Newman, (Shell Oil Company New York), Propylene-oxide Recovery from Propylene by Extractive Distillation with an Alcohol-ketone-hydrocarbon Solvent. U.S. Pat. 3.632.482, 4 Jan. 1972, Appl. 856.296, 9 Sept. 1969.
- [10] R.A. Sheldon, J. Mol. Cat., 7, 1980, p. 107-126.
- [11] H.R. Grane, T.S. Zak, (Atlantic Richfield Company), Phenyl Methyl Carbinol Manufacture by Hydrogenation of Acetophenone, U.S. Pat. 3.927.121, 16 Dec. 1975, Appl. 494.573, 5 Aug. 1974.
- [12] CHEMCAD II Users Manuel Version 2.5, Chemstations Inc., Houston USA, 1988, p. 6.1-6.11.
- [13] J. de Grauw, Apparaten Proces Industrie II, Collegedictaat, 1991.

- [14] J.M. Coulson, J.F. Richardson, R.K. Sinnott, *Chemical Engineering*, Pergamon Press, New York, **VI**, p 511-621.
- [15] W. Gloyer, *Hydro.Proc.*, **49**, July, 107, Thermal design of mixed vapor condensers.
- [16] A.G. Montfoort, *De Chemische Fabriek, Deel II*, Collegedictaat TU Delft, 1989.
- [17] *Chemical Engineering*, **1992**, 99
- [18] *European Chemical News*, **1992**, 58, nr. 1536, August 1992

BIJLAGE I:
HET PROCESSCHEMA.



R 1	WARMTEWISSELAAR
R 2	EPOXIDATIE-REACTOR
R 3	REACTOR
M 4	KLEP
M 5	KLEP
M 6	KOLOM

H 7	CONDENSOR
V 10	CONDENSVAT REBOILER
H 9	REBOILER
P 10	POMP
M 11	KLEP
T 12	KOLOM

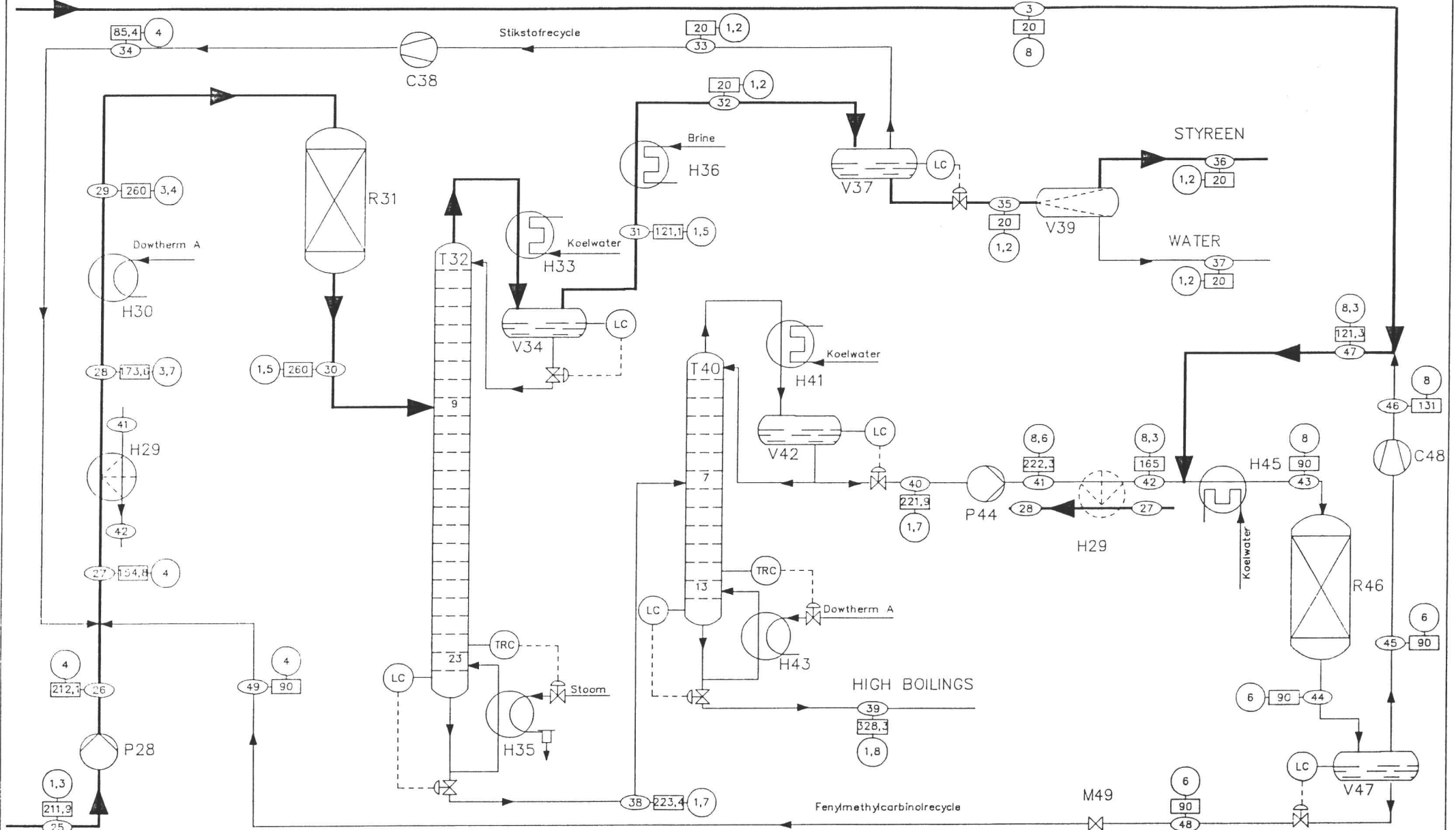
H 13	CONDENSOR
V 14	CONDENSVAT REBOILER
H 9	REBOILER
P 16	POMP
M 11	KLEP
T 18	KOLOM

H 19	CONDENSOR
V 20	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER
H 21	REBOILER
M 22	KLEP
T 23	KOLOM
H 24	CONDENSOR

V 25	CONDENSVAT REBOILER
H 26	REBOILER
P 27	POMP

PROCESSCHEMA van PRODUCTIE PROPEENOXIDE uit PROPEEN en EBHP
 R.C. Willems
 P.G. Smit
 FVO-2957 augustus 1992
 ○ Stroomnummer □ T in °C ● Abs. druk in bar

WATERSTOF



P 23	POMP
H 29	WARMTEWISSELAAR
H 30	WARMTEWISSELAAR
R 31	STYREEN-REACTOR
T 32	KOLOM
H 33	CONDENSOR

V 34	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER
H 35	REBOILER
H 36	WARMTEWISSELAAR
V 37	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER
C 38	COMPRESSOR
V 39	L/L-SCHEIDER

T 40	KOLOM
H 41	CONDENSOR
V 42	CONDENSAT
H 43	REBOILER
P 44	POMP
H 45	WARMTEWISSELAAR

R 46	FMC-REACTOR
V 47	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER
C 48	COMPRESSOR
M 49	KLEP

PROCESSCHEMA van PRODUCTIE STYREEN uit FMC
 R.C. Willems
 P.G. Smits
 FVO-2957 augustus 1992

○ Stroomnummer □ T in °C ● Abs. druk in bar

BIJLAGE II:

**STROOM-
EN
COMPONENTENSTATEN.**

Stroom- en componentenstaat

stroom- nummer	1	2	3	4
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen	3.47			58.4
propeenoxide				3.7e-2
ethylbenzeen		5.9e-3		47.19
FMC				1e-3
ACP		0.80		0.80
water				
styreen				
HB's				
stikstof				
waterstof			1.5e-2	
EBHP		11.51		11.51
totaal [kg/s]	3.47	12.32	1.5e-2	117.94
enthalpie [kW]	735.3	-3458.6	143.9	20579.5

stroom- nummer	5	6/7	8/9	10
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen	58.4	29.2	27.46	54.92
propeenoxide	3.7e-2	1.85e-2	2.42	4.83
ethylbenzeen	47.19	23.6	23.6	47.19
FMC	1.e-3	5e-4	5.05	10.09
ACP	0.8	0.4	0.45	0.89
water			7.3e-3	1.46e-2
styreen				
HB's				
stikstof				
waterstof				
EBHP	11.51	5.76	0	0
totaal [kg/s]	117.94	58.97	58.97	117.94
enthalpie [kW]	30701.7	15350.9	15629.2	38410.0

Stroom- en componentenstaat.

stroom- nummer	11	12	13	14
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen	54.92	54.92	3.17	3.17
propeenoxide	3.2e-2	3.2e-2	5.33	5.33
ethylbenzeen			47.19	47.19
FMC			10.09	10.09
ACP			0.89	0.89
water			1.64e-2	1.62e-2
styreen				
HB's				
stikstof				
waterstof				
EBHP				
totaal [kg/s]	54.95	54.95	66.69	66.69
enthalpie [kW]	15526.9	15704.4	19554.9	9433.1

stroom- nummer	15	16	17	18
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen	3.17	3.17	3.17	3.2e-4
propeenoxide	5.33	0.53	0.53	4.8
ethylbenzeen	47.19			47.19
FMC	10.09			10.09
ACP	0.89			0.89
water	1.64e-2	2.4e-3	2.4e-3	1.4e-2
styreen				
HB's				
stikstof				
waterstof				
EBHP				
totaal [kg/s]	66.69	3.7	3.7	62.99
enthalpie [kW]	9432.4	686.4	695.1	20467.7

Stroom- en componentenstaat

stroom- nummer	19	20	21	22
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen	3e-4	3e-4		
propeenoxide	4.8	4.8	2.4e-3	2.4e-3
ethylbenzeen	47.19	5e-4	47.19	47.19
FMC	10.09		10.09	10.09
ACP	0.89		0.89	0.89
water	1.4e-2	1.4e-2		
styreen				
HB's				
stikstof				
waterstof				
EBHP				
totaal [kg/s]	62.99	4.81	58.17	58.17
enthalpie [kW]	20465.9	2452.5	12510.3	12507.2

stroom- nummer	23	24	25	26
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen				
propeenoxide	2.4e-3	2.4e-3		
ethylbenzeen	47.18	47.18	0.01	0.01
FMC	1e-3	1e-3	10.09	10.09
ACP			0.89	0.89
water				
styreen				
HB's				
stikstof				
waterstof				
EBHP				
totaal [kg/s]	47.18	47.18	10.99	10.99
enthalpie [kW]	7333.8	7596.2	996.9	1002.1

Stroom- en componentenstaat

stroom- nummer	27	28	29	30
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen				
propeenoxide				
ethylbenzeen	0.01	0.01	0.01	0.04
FMC	17.18	17.18	17.18	6.18
ACP	3.19	3.19	3.19	3.19
water	0.11	0.11	0.11	1.71
styreen	0.46	0.46	0.46	9.12
HB's				0.69
stikstof	1.95	1.95	1.95	1.95
waterstof				
EBHP				
totaal [kg/s]	22.9	22.9	22.9	22.9
enthalpie [kW]	1187.9	2472.7	14785.6	16562.3

stroom- nummer	31	32	33	34
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen				
propeenoxide				
ethylbenzeen	0.04	0.04		
FMC				
ACP				
water	1.71	1.71	0.11	0.11
styreen	9.12	9.12	0.46	0.46
HB's				
stikstof	1.95	1.95	1.95	1.95
waterstof				
EBHP				
totaal [kg/s]	12.82	12.82	2.52	2.52
enthalpie [kW]	7488.0	-1903.1	1443.7	1770.5

Stroom- en componentenstaat

stroom- nummer	35	36	37	38
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen propeenoxide ethylbenzeen FMC ACP water styreen HB's stikstof waterstof EBHP	0.04	0.04	1.6	6.18 3.19
totaal [kg/s]	10.3	8.7	1.6	10.06
enthalpie [kW]	-3493.4	-1482.7	-2010.7	1484.7

stroom- nummer	39	40	41	42
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen propeenoxide ethylbenzeen FMC ACP water styreen HB's stikstof waterstof EBHP	0.69	6.18 3.19	6.18 3.19	6.18 3.19
totaal [kg/s]	0.69	9.37	9.37	9.37
enthalpie [kW]	311.1	1312.7	1320.7	35.9

Stroom- en componentenstaat

stroom- nummer	43	44	45	46
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen propeenoxide ethylbenzeen FMC ACP water styreen HB's stikstof waterstof EBHP	6.18 3.19 0.17	7.09 2.30 0.15	 0.15	 0.15
totaal [kg/s]	9.54	9.54	0.15	0.15
enthalpie [kW]	342.9	46.8	1622	1714.3

stroom- nummer	47	48	49	
component	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]	M [kg/s]
propeen propeenoxide ethylbenzeen FMC ACP water styreen HB's stikstof waterstof EBHP	 0.17	7.09 2.30 	7.09 2.30 	
totaal [kg/s]	0.17	9.39	9.39	
enthalpie [kW]	1858.2	-1575.2	-1584.7	

BIJLAGE III:
MASSA- EN WARMTEBALANS

BIJLAGE IV:
SPECIFICATIEBLADEN
DESTILLATIETORENS

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: T 6		Fabrieksnummer:						
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:								
Functie.....: destillatie Type toren.....: schotel Type schotel.....: valve, 4 passes Aantal schotels (theoretisch)...: 18 Aantal schotels (praktisch).....: 26 Schotelafstand.....: 0.60 m Diameter toren.....: 4.25 m Hoogte toren.....: 17.6 m Materiaal schotel.....: RVS-304 Materiaal toren.....: RVS-304 Verwarming.....: thermosyphon reboiler								
BEDRIJFSCONDITIES:								
	Voeding 1		Top	Bodem	Voeding 2			
Temperatuur.....°C	91.1		48.5	200.0	25.2			
Druk.....bar	20		20	20.1	20			
Dichtheid.....kg/m ³	34.7/670		464.5	660.2	540.9			
Massastroom....kg/s	117.9		54.9	66.7	3.7			
Samenstelling in mol% resp. gew%								
propeen	67.8	46.6	99.9	99.9	10.7	4.7	89.0	85.5
propeenoxide	4.3	4.1	0.1	0.1	13.1	8.0	10.8	14.4
ethylbenzeen	23.1	40.0			63.2	70.8		
FMC	4.3	8.5			11.8	15.1		
ACP	0.4	0.8			1.1	1.3		
water	0.1	0.0			0.1	0.0	0.2	0.1
styreen								
HB								
stikstof								
waterstof								
EBHP								
ONTWERP:								
Aantal klokjes / zeefgaten.....:				-				
Actief schotel oppervlak.....:				10.29		m ²		
Lengte overlooprand.....:				13.92		m		
Diameter valpijp / gat.....:				-		m		

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: T 18		Fabrieksnummer:	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: destillatie Type toren.....: schotel Type schotel.....: valve, 2 passes Aantal schotels (theoretisch)...: 18 Aantal schotels (praktisch).....: 26 Schotelafstand.....: 0.60 m Diameter toren.....: 2.50 m Hoogte toren.....: 17.6 m Materiaal schotel.....: RVS-304 Materiaal toren.....: RVS-304 Verwarming.....: thermosyphon reboiler			
BEDRIJFSCONDITIONES:			
	Voeding	Top	Bodem
Temperatuur.....°C	171.3	64.0	184.1
Druk.....bar	2.6	2.6	2.7
Dichtheid.....kg/m ³	7.0	5.7	731.5
Massastroom....kg/s	63.0	4.8	58.2
Samenstelling in mol% resp. gew%			
propeen			
propeenoxide	13.4	7.6	99.1
ethylbenzeen	71.9	74.9	99.7
FMC	13.4	16.0	83.2
ACP	1.2	1.4	81.1
water	0.1	0.1	15.4
styreen			1.4
HB			1.6
stikstof			
waterstof			
EBHP			
ONTWERP:			
Aantal klokjes / zeefgaten.....:	-		
Actief schotel oppervlak.....:	3.52		m ²
Lengte overlooprand.....:	4.13		m
Diameter valpijp / gat /.....:	-		

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: T 23		Fabrieksnummer:		
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:				
Functie.....: destillatie Type toren.....: schotel Type schotel.....: valve, 4 passes Aantal schotels (theoretisch)...: 16 Aantal schotels (praktisch).....: 23 Schotelafstand.....: 0.60 m Diameter toren.....: 5.50 m Hoogte toren.....: 15.8 m Materiaal schotel.....: RVS-304 Materiaal toren.....: RVS-304 Verwarming.....: thermosyphon reboiler				
BEDRIJFSCONDITIES:				
	Voeding		Top	Bodem
Temperatuur.....°C	150.5		142.6	211.9
Druk.....bar	1.2		1.2	1.3
Dichtheid.....kg/m ³	3.8/774.7		752.8	818.2
Massastroom....kg/s	58.2		47.2	11.0
Samenstelling in mol% resp. gew%				
propeen				
propeenoxide				
ethylbenzeen	83.2	81.2	100	100
FMC	15.4	17.3		91.7 91.8
ACP	1.4	1.5		8.3 8.2
water				
styreen				
HB				
stikstof				
waterstof				
EBHP				
ONTWERP:				
Aantal klokjes / zeefgaten.....:	-			
Actief schotel oppervlak.....:			19.90	m ²
Lengte overlooprand.....:			17.53	m
Diameter valpijp / gat /.....:			-	m

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

TORENSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: T 40		Fabrieksnummer:					
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:							
Functie.....: destillatie Type toren.....: schotel Type schotel.....: valve, 1 pass Aantal schotels (theoretisch)...: 13 Aantal schotels (praktisch).....: 19 Schotelafstand.....: 0.60 m Diameter toren.....: 2.75 m Hoogte toren.....: 13.4 m Materiaal schotel.....: RVS-304 Materiaal toren.....: RVS-304 Verwarming.....: thermosyphon reboiler							
BEDRIJFSCONDITIES:							
	Voeding		Top		Bodem		
Temperatuur.....°C	223.4		221.9		328.3		
Druk.....bar	1.7		1.7		1.8		
Dichtheid.....kg/m ³	813.5		814.6		736.9		
Massastroom....kg/s	10.1		9.4		0.7		
Samenstelling in mol% resp. gew%							
propeen							
propeenoxide							
ethylbenzeen							
FMC	62.9	61.4	65.6	66.0	0.2	0.1	
ACP	33.0	31.7	34.4	34.0	0.3	0.2	
water							
styreen							
HB	4.1	6.9			99.5	99.7	
stikstof							
waterstof							
EBHP							
ONTWERP:							
Aantal klokjes / zeefgaten.....: -							
Actief schotel oppervlak.....: 5.03 m ²							
Lengte overlooprand.....: 1.84 m							
Diameter valpijp / gat /.....: - m							

BIJLAGE V:
SPECIFICATIEBLADEN
CONDENSORS

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H19		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: condensor van T18			
Type.....: condensor			
Uitvoering.....: floating head			
Positie.....: horizontaal			
Capaciteit.....: 11.1 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 459 m2 (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....: 725 W/m2K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 33.54 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 2			
Aantal passages mantelzijde.....: 6			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: 0.997			
Gecorrigeerde LMTD.....: 33.44 °C			
BEDRIJFSCONDITIES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	proces	water	
Massastroom.....kg/s	29.472	133.20	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	-	
condenseren.....kg/s	24.653	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	1.44	4.18	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	448.53	-	
Temperatuur IN.....°C	64.91	20	
Temperatuur UIT.....°C	63.96	40	
Druk.....bar	2.6	3	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H33		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: condensor van T32			
Type.....: condensor			
Uitvoering.....: floating head			
Positie.....: horizontaal			
Capaciteit.....: 12.05 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 222.0 m ² (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....: 565 W/m ² K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 102.91 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 2			
Aantal passages mantelzijde.....: 3			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: 0.993			
Gecorrigeerde LMTD.....: 101.46 °C			
BEDRIJFSCONDITIONES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	proces	water	
Massastroom.....kg/s	40.56	144.12	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	-	
condenseren.....kg/s	27.73	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	1.5	4.18	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	386.3	-	
Temperatuur IN.....°C	143.33	20	
Temperatuur UIT.....°C	121.06	40	
Druk.....bar	1.5	3	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

BIJLAGE VI:
SPECIFICATIEBLADEN
REBOILERS

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H9		Aantal: 2 (parallel)	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: reboiler van T6			
Type.....: thermosyphon			
Uitvoering.....: met vaste pijpplaten			
Positie.....: vertikaal			
Capaciteit.....: 19.28 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 303.3 m2 (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....: 720 W/m2K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 88.54 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 1			
Aantal passages mantelzijde.....: 1			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: -			
Gecorrigeerde LMTD.....: - °C			
BEDRIJFSCONDITIONES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	stoom	proces	
Massastroom.....kg/s	11.21	56.94	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	23.61	
condenseren.....kg/s	11.21	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	-	2.87	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	1720	181	
Temperatuur IN.....°C	250.4	108	
Temperatuur UIT.....°C	250.3	200	
Druk.....bar	40	20	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H15		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: reboiler van T12			
Type.....: thermosyphon			
Uitvoering.....: met vaste pijpplaten			
Positie.....: vertikaal			
Capaciteit.....: 14.8 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 296.6 m ² (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....:1120 W/m ² K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 44.52 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 1			
Aantal passages mantelzijde.....: 1			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: -			
Gecorrigeerde LMTD.....: - °C			
BEDRIJFSCONDITIES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	stoom	proces	
Massastroom.....kg/s	8.66	89.31	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	26.33	
condenseren.....kg/s	8.66	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	-	3.1	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	1720	237.2	
Temperatuur IN.....°C	250.4	190.7	
Temperatuur UIT.....°C	250.3	218.17	
Druk.....bar	40	10.13	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H21		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....:		reboiler van T18	
Type.....:		thermosyphon	
Uitvoering.....:		met vaste pijpplaten	
Positie.....:		vertikaal	
Capaciteit.....:		5.6 MW (berekend)	
Warmtewisselend oppervlak.....:		80.31 m ² (berekend)	
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt.....:		1045 W/m ² K (globaal)	
Logaritmisches temperatuurverschil (LMTD):		66.98 °C	
Aantal passages pijpzijde.....:		1	
Aantal passages mantelzijde.....:		1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....:		-	
Gecorrigeerde LMTD.....:		- °C	
BEDRIJFSCONDITIES:			
		mantelzijde	pijpzijde
Soort fluidum.....		stoom	proces
Massastroom.....kg/s	3.28		75.31
Massastroom te verdampen.....kg/s	-		17.13
condenseren.....kg/s	3.28		-
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	-		2.33
Verdampingswarmte.....kJ/kg	1720		326.9
Temperatuur IN.....°C	250.4		182.67
Temperatuur UIT.....°C	250.3		184.06
Druk.....bar	40		2.61
Materiaal.....	RVS-304		RVS-304

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H26		Aantal: 2 (parallel)	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: reboiler van T23			
Type.....: thermosyphon			
Uitvoering.....: met vaste pijpplaten			
Positie.....: vertikaal			
Capaciteit.....: 16.6 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 414 m ² (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt.....: 1035 W/m ² K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 38.63 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 1			
Aantal passages mantelzijde.....: 1			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: -			
Gecorrigeerde LMTD.....: - °C			
BEDRIJFSCONDITIES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	stoom	proces	
Massastroom.....kg/s	9.63	43.78	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	38.28	
condenseren.....kg/s	9.63	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	-	-	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	1720	433.65	
Temperatuur IN.....°C	250.4	211.52	
Temperatuur UIT.....°C	250.3	211.92	
Druk.....bar	40	1.29	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H35		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....:		reboiler van T32	
Type.....:		thermosyphon	
Uitvoering.....:		met vaste pijpplaten	
Positie.....:		vertikaal	
Capaciteit.....:		4.5 MW (berekend)	
Warmtewisselend oppervlak.....:		148.6 m ² (berekend)	
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt.....:		1100 W/m ² K (globaal)	
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD):		27.38 °C	
Aantal passages pijpzijde.....:		1	
Aantal passages mantelzijde.....:		1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....:		-	
Gecorrigeerde LMTD.....:		- °C	
BEDRIJFSCONDITIES:			
		mantelzijde	pijpzijde
Soort fluidum.....		stoom	proces
Massastroom.....kg/s		2.59	21.01
Massastroom te verdampen.....kg/s		-	10.94
condenseren.....kg/s		2.59	-
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C		-	-
Verdampingswarmte.....kJ/kg		1720	411.33
Temperatuur IN.....°C		250.4	222.5
Temperatuur UIT.....°C		250.3	223.4
Druk.....bar		40	1.66
Materiaal.....		RVS-304	RVS-304

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H43		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....:		reboiler van T40	
Type.....:		thermosyphon	
Uitvoering.....:		met vaste pijpplaten	
Positie.....:		vertikaal	
Capaciteit.....:		8.65 MW (berekend)	
Warmtewisselend oppervlak.....:		432.6 m ² (berekend)	
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt.....:		610 W/m ² K (globaal)	
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD):		32.67 °C	
Aantal passages pijpzijde.....:		1	
Aantal passages mantelzijde.....:		1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....:		-	
Gecorrigeerde LMTD.....:		- °C	
BEDRIJFSCONDITIE:			
		mantelzijde	pijpzijde
Soort fluidum.....		Dowtherm A	proces
Massastroom.....kg/s		393.3	32.44
Massastroom te verdampen.....kg/s		-	31.75
condenseren.....kg/s		-	-
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C		2.2	2.6
Verdampingswarmte.....kJ/kg		-	241
Temperatuur IN.....°C		360	316.36
Temperatuur UIT.....°C		350	328.29
Druk.....bar		1	1.74
Materiaal.....		RVS-304	RVS-304

BIJLAGE VII:
SPECIFICATIEBLADEN
WARMTEWISSELAARS

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H 29		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: opwarmen stroom 27 / koelen stroom 41			
Type.....: warmtewisselaar			
Uitvoering.....: vaste pijpplaten			
Positie.....: horizontaal			
Capaciteit.....: 1.2 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 348.7 m ² (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....: 150 W/m ² K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 24.5 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 1			
Aantal passages mantelzijde.....: 5			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: -			
Gecorrigeerde LMTD.....: - °C			
BEDRIJFSCONDITIES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	stroom 27	stroom 41	
Massastroom.....kg/s	22.89	9.37	
Massastroom te verdampen.....kg/s	0.69	-	
condenseren.....kg/s	-	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	2.31	2.40	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	413.6	-	
Temperatuur IN.....°C	154.85	222.26	
Temperatuur UIT.....°C	173.62	165	
Druk.....bar	4	8	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H 30		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: verwarmen stroom 28			
Type.....: verwarmer			
Uitvoering.....: vaste pijpplaten			
Positie.....: horizontaal			
Capaciteit.....		12.3	MW (berekend)
Warmtewisselend oppervlak.....		422.3	m ² (berekend)
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....		250	W/m ² K (globaal)
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD):		116.6	°C
Aantal passages pijpzijde.....		1	
Aantal passages mantelzijde.....		5	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....		-	
Gecorrigeerde LMTD.....		-	°C
BEDRIJFSCONDITIES:			
		mantelzijde	pijpzijde
Soort fluidum.....		dowtherm A	stroom 28
Massastroom.....kg/s		93.18	22.89
Massastroom te verdampen.....kg/s		-	19.63
condenseren.....kg/s		-	-
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C		2.2	2.1
Verdampingswarmte.....kJ/kg		-	415.1
Temperatuur IN.....°C		360	173.62
Temperatuur UIT.....°C		300	260
Druk.....bar		1	4
Materiaal.....		RVS-304	RVS-304

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H 36		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: koelen stroom 31			
Type.....: koeler			
Uitvoering.....: vaste pijpplaten			
Positie.....: horizontaal			
Capaciteit.....:	9.4	MW	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak.....:	587.3	m ²	(berekend)
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....:	225	W/m ² K	(globaal)
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD):	71.1	°C	
Aantal passages pijpzijde.....:	1		
Aantal passages mantelzijde.....:	10		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....:	-		
Gecorrigeerde LMTD.....:	-	°C	
BEDRIJFSCONDITIES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	stroom 31	brine	
Massastroom.....kg/s	12.8	334.2	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	-	
condenseren.....kg/s	10.69	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	1.31	2.81	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	719	-	
Temperatuur IN.....°C	121.06	-15	
Temperatuur UIT.....°C	20	- 5	
Druk.....bar	1.11	3	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

WARMTEWISSELAARSSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer: H 45		Aantal: 1	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN:			
Functie.....: koelen stroom 42			
Type.....: koeler			
Uitvoering.....: met vaste pijpplaten			
Positie.....: horizontaal			
Capaciteit.....: 1.55 MW (berekend)			
Warmtewisselend oppervlak.....: 43.81 m ² (berekend)			
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt....: 500 W/m ² K (globaal)			
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD): 98.97 °C			
Aantal passages pijpzijde.....: 1			
Aantal passages mantelzijde.....: 6			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75).....: -			
Gecorrigeerde LMTD.....: - °C			
BEDRIJFSCONDITIONES:			
	mantelzijde	pijpzijde	
Soort fluidum.....	stroom 42	koelwater	
Massastroom.....kg/s	9.37	37.15	
Massastroom te verdampen.....kg/s	-	-	
condenseren.....kg/s	-	-	
Gem. soortelijke warmte.....kJ/kg°C	2.2	4.18	
Verdampingswarmte.....kJ/kg	165.42	-	
Temperatuur IN.....°C	165	20	
Temperatuur UIT.....°C	90	30	
Druk.....bar	6	3	
Materiaal.....	RVS-304	RVS-304	

BIJLAGE VIII:

**APPARATENLIJST VAN
VLOEISTOF-VLOEISTOF-
EN
GAS-VLOEISTOFSCHIEDERS.**

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

APPARATENLIJST L/G- EN L/L-SCHEIDERS

Apparaat no.	V37	V39	V47
Benaming Type	L/G-scheider	L/L-scheider	L/G-scheider
Abs.druk [bara]	1.2	6.0	1.2
Temp [°C]	20	20	90
Orientatie	horizontaal	horizontaal	horizontaal
Diameter [m]	1.65	2.25	1.05
Lengte [m]	5.22	6.72	3.42
Hoogte [m]	-	-	-
Volume [m ³]	11.17	26.72	2.97
Aantal in - serie	1	1	1
- parallel	1	1	1
Verblijftijd [s]	960	228	300
Materiaal	RVS 316	RVS 316	RVS 316

BIJLAGE IX:

**APPARATENLIJST VAN
POMPEN EN
COMPRESSOREN.**

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

APPARATENLIJST POMPEN/COMPRESSOREN

Apparaat no.	P10	P16	P27	P28
Benaming Type	pomp centrifug.	pomp centrifug.	pomp centrifug.	pomp centrifug.
Te verpompen medium	propeen	propeen/ PO	ethyl- benzeen	FMC
Capaciteit [kg/s]	54.95	3.70	47.18	10.99
Dichtheid [kg/m ³]	465	540	753	818
Zuig-/pers- druk [bara]	20/30.5	10/20	1.2/30.5	1.3/4.0
Temp. [°C] in/uit	48.5/ 49.7	24.1/ 25.1	142.6/ 145.0	211.9/ 212.1
Vermogen [kW] -theorie -praktijk	$\eta=0.70$ 177.5	$\eta=0.70$ 9.8	$\eta=0.70$ 262.4	$\eta=0.70$ 5.2
Aantal in -serie -parallel	1 1	1 1	1 1	1 1
Materiaal				

TU Delft
 Faculteit STM
 Vakgroep: CPT

FVO No: 2957
 Datum: 3 augustus 1992
 Ontworpen door: Smits/Willemse

APPARATENLIJST POMPEN/COMPRESSOREN

Apparaat no.	C38	P44	C48	
Benaming Type	compressor	pomp centrifug.	compressor	
Te verpompen medium	stikstof	ACP/FMC	waterstof	
Capaciteit [kg/s]	2.52	9.37	0.15	
Dichtheid [kg/m ³]	1.37	814	0.40	
Zuig-/pers- druk [bara]	1.2/4.0	1.7/8.6	6.0/8.0	
Temp. [°C] in/uit	20.0/ 85.4	221.9/ 222.3	90.0/ 131.0	
Vermogen [kW] -theorie -praktijk	$\eta=0.75$ 326.8	$\eta=0.70$ 8.0	$\eta=0.75$ 92.3	
Aantal in -serie -parallel	1 1	1 1	1 1	
Materiaal				

BIJLAGE X:
APPARATENLIJST VAN
REACTOREN.

APPARATENLIJST REACTOREN

	epoxidatie- reactor	styreen- reactor	FMC- reactor
aantal	2	1	1
positie	verticaal	-	-
P (bara)	30	1	8
T (°C)	100	260	90
V _{reactor} (m ³)	36.8	15.4	15
Katalysator	Ti/silica	-	Cu/Zn
hoeveelheid	32 ton	-	11.5 ton
L [m]	7.5	-	-
D [m]	2.5	-	-
uitvoering	isotherm	isotherm	isotherm
warmte toe/af	gekoeld door verdampen propeen	extern ver- warmen	extern koelen

Berekeningen:

-epoxidatie reactor:

Volgens patent: L = 7.5 m
 D = 2.5 m
 → V = 36.8 m³
 60 % met kat gevuld → V_{kat} = 22.1 m³

Katalysator: - SiO₂ granules ex Davidson
 - TiO₂ 3.4m%
 - V_{porie} = 1.18 ml/g
 → dichtheid SiO₂ → porositeit = 0.38

De dichtheid van het silica drager wordt
 dan : (1-0.38)*2250 = 1402.5 kg/m³

- V_{kat} = 22.1 m³ → 31 ton silica
 3.4 m% Ti → 1 ton TiO₂

- Styreenreactor

Volgens patent : LHSV = 0.1

- Voeding = 82387 kg/hr
dichtheid = 893.6 kg/m³ → Debiet igv vloeist. = 92.2 m³/hr
→ Reactor gevuld met 9.22 m³ glas

Stel : porositeit = 0.4 → V_{reactor} = 15.4 m₃

→ spacevelocity = Gasdebiet/V_{vrij}
= Gas/debiet/(V_{reactor}*poros.)
= 57.17 /hr (pat. 50-5000 /hr)

- FMC reactor:

Volgens patent: WHSV (tov ACP) = 1

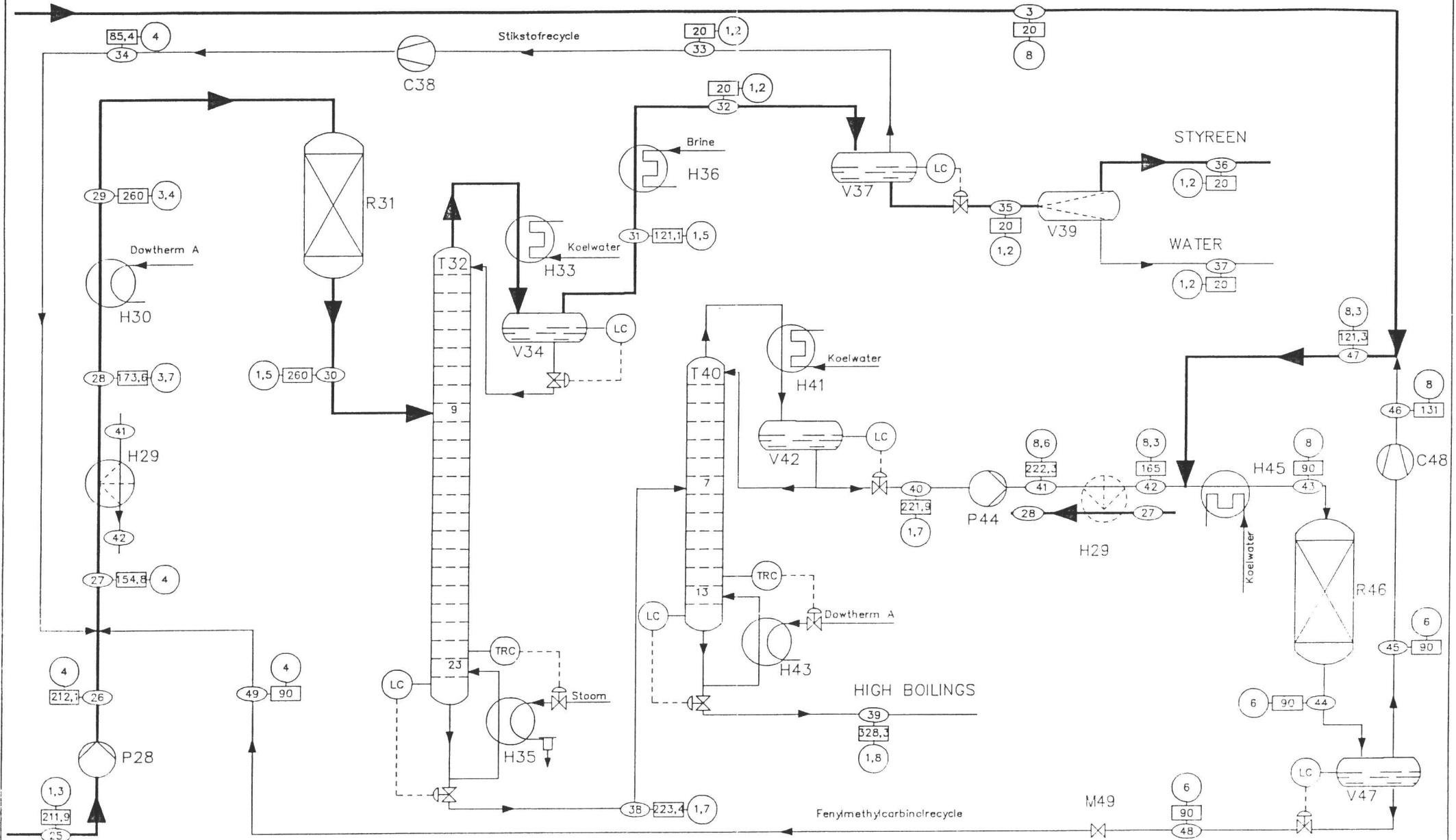
In voeding 11484.3 kg/hr ACP → 11484 kg katalysator

De dichtheid van de katalysator is 80 pounds per cubic feed

Hieruit volgt V_{kat} = 8.96 m³

Stel porositeit = 0.4 → V_{reactor} = 15 m₃

WATERSTOF



P 28	POMP
H 29	WARMTEWISSELAAR
H 30	WARMTEWISSELAAR
R 31	STYREEN-REACTOR
T 32	KOLOM
H 33	CONDENSOR

V 34	VLEI-STOF-GAS SCHEIDER
H 35	REBOILER
H 36	WARMTEWISSELAAR
V 37	VLEI-STOF-GAS SCHEIDER
C 38	COMPRESSOR
V 39	L/L-SCHIEDER

T 40	KOLOM
H 41	CONDENSOR
V 42	CONDENS/VAT
H 43	VLEI-STOF-GAS SCHEIDER
P 44	POMP
H 45	WARMTEWISSELAAR

R 46	FMC-REACTOR
V 47	VLEI-STOF-GAS SCHEIDER
C 48	COMPRESSOR
M 49	KLEP

PROCESSHEMA van PRODUCTIE STYREEN uit FMC
 R.C. Willems
 P.G. Smits
 F70-2957 augustus 1992

○ Stroomnummer □ T in °C ⊙ Ats. druk in bar

WATERSTOF

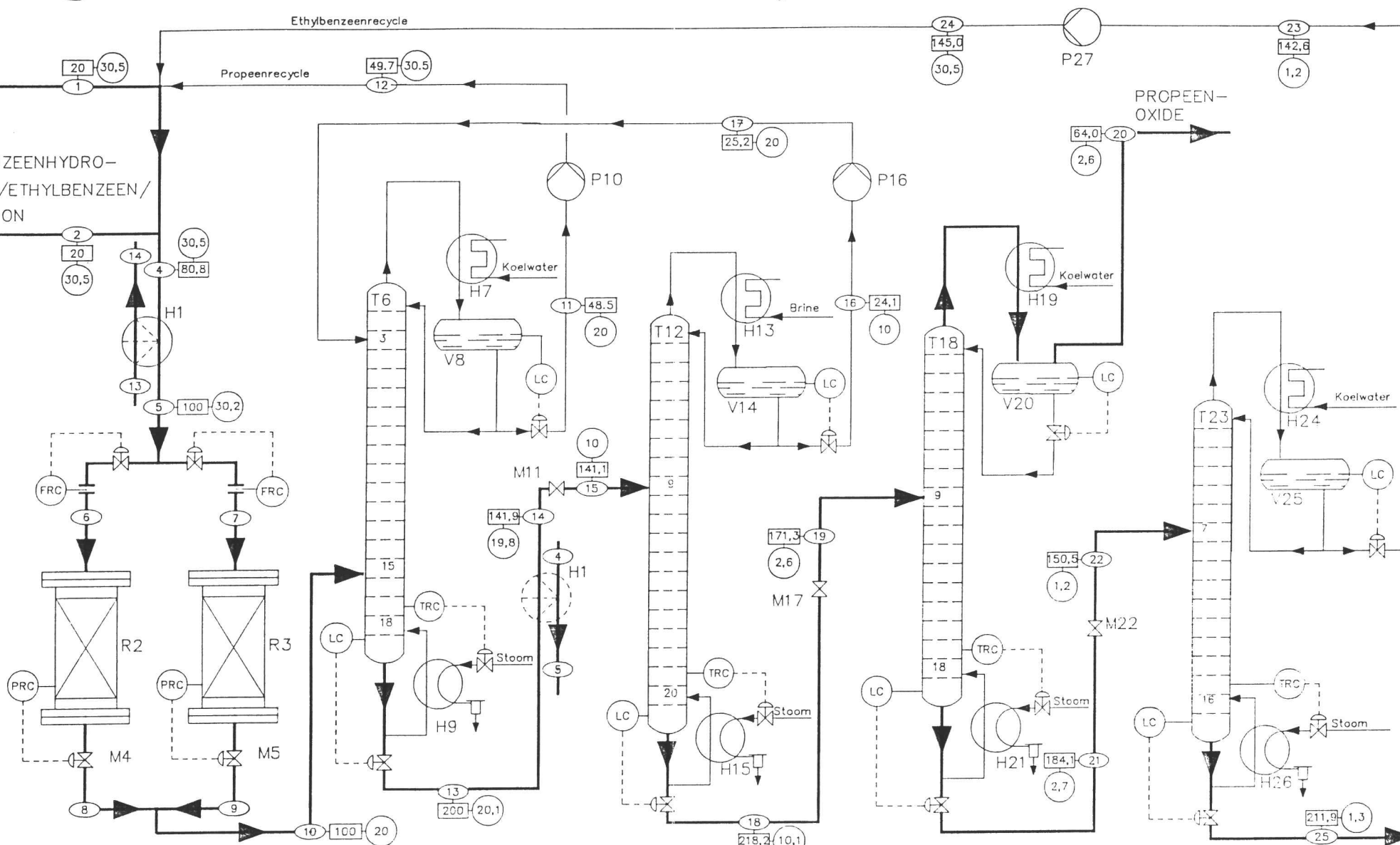
PROPEEN

ETHYLBENZEENHYDRO-
PEROXIDE/ETHYLBENZEEN/
ACETOFENON

Ethybenzeenrecycle

Propeenrecycle

PROPEEN-
OXIDE



H 1	WARMTEWISSELAAR
R 2	EPOXIDATE- REACTOR
R 3	REACTOR
M 4	KLEP
M 5	KLEP
T 6	KOLOM

H 7	CONDENSOR
V 10	CONDENSVAT
H 9	REBOILER
P 16	POMP
M 11	KLEP
T 12	KOLOM

H 13	CONDENSOR
V 14	CONDENSVAT
H 15	REBOILER
P 16	POMP
M 17	KLEP
T 18	KOLOM

H 19	CONDENSOR
V 20	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER
H 21	REBOILER
M 22	KLEP
T 23	KOLOM
H 24	CONDENSOR

V 25	CONDENSVAT
H 26	REBOILER
P 27	POMP

PROCESSHEMA van PRODUCTIE
PROPEENOXIDE uit PROPEEN en EBHP
R.C. Willemse
P.G. Smits
FVO-2957 augustus 1992
Stroomnummer T in °C Abs. druk in bar

