

FVO Nr.

3159

Fabrieksvoorontwerp  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

---

*Onderwerp*

Productie van propeenoxide m.b.v.  $N_2O$

*Auteurs*

*Telefoon*

J.T. Beukers	015-2121821
B.T. Ham	010-4733208
H. Reinink	023-5292832
S. Visser	0181-313762

*Keywords*

Propeenoxide, lachgas, riser, directe oxidatie, atomaire zuurstof

Datum opdracht : 10-10-1995

Datum verslag : 10-01-1996



**FVO Nr.**

**3159**

**Fabrieksvoorontwerp**  
**Vakgroep Chemische Procestechnologie**

***Onderwerp***

Productie van propeenoxide m.b.v.  $N_2O$

***Auteurs***

***Telefoon***

J.T. Beukers	015-2121821
B.T. Ham	010-4733208
H. Reinink	023-5292832
S. Visser	0181-313762

***Keywords***

Propeenoxide, lachgas, riser, directe oxidatie, atomaire zuurstof

**Datum opdracht :** 10-10-1995

**Datum verslag :** 10-01-1996

## *Samenvatting*

In dit ontwerp is gekeken naar de haalbaarheid van de produktie van propeenoxide uit propeen met behulp van lachgas. Het lachgas dient hier als oxidator. Hiertoe wordt een katalysator ontwikkeld bij de vakgroep van Prof. Dr. Moulijn aan de TU Delft.

Het lachgas bevindt zich in het afgas van een adipinezuurfabriek. De lachgastoevoer is dan ook de limiterende factor. De maximale produktie van propeenoxide als gebruik gemaakt wordt van het afgas van een grote adipinezuurfabriek (300 kton) is 25.9 kton per jaar. 7

Het proces verloopt continue, analoog aan een FCC proces. De druk en temperatuur de temperatuur van de reactie is 5 bar en 230 °C. De regeneratie verloopt bij dezelfde druk en een temperatuur van 280 °C.

De scheidingssectie bestaat uit een membraan en drie destillatietorens. De maximale druk en temperatuur in de scheidingssectie zijn respectievelijk 20 bar en 410 °C.

De economische situatie werd berekend volgens drie verschillende methode's. Dit leverde een POT van 0.59, een ROI van 92 % en een IRR van 69 %. Met de huidige marktprijzen is het projekt zeer rendabel en is het zeker de moeite waard om het projekt nader te onderzoeken.



## Inhoudsopgave

	pag
<b>1. Inleiding</b>	1
<b>2. Uitgangspunten van het ontwerp</b>	2
2.1 Beschrijving katalysator	2
2.2 Reactievergelijkingen, selectiviteit en conversie	2
2.3 Reaktiewarmte	3
2.4 Voedingsbronnen	3
2.4.1 N <sub>2</sub> O bron	3
2.4.2 Propeen bron	4
2.5 Keuze procesroute	4
2.5.1 Roterende monoliet reactor	4
2.5.2 FCC analoog proces	4
2.5.3 Keuze procesroute	5
2.6 Lokatie fabriek	5
2.7 Stofeigenschappen	5
<b>3. Processtructuur en Proces Flowsheet</b>	6
3.1 Procesflowschema	6
3.2 Unit operations	7
3.2.1 De reactorsectie	7
3.2.1.1 De riserreactor	7
3.2.1.2 Het fluide bed voor de regeneratie	7
3.2.1.3 Het fluide bed voor het afkoelen van de katalysatordeeltjes	7
3.2.2 Scheidingssectie	7
3.2.2.1 Scheiding vaste katalysatordeeltjes van produktstroom	7
3.2.2.2 Scheiding produkt van bijprodukten	8
3.3 Procescondities	8
3.3.1 Thermodynamica van de processtoffen	8
3.3.2 De optimale procescondities voor de katalysator	9
3.3.3 Produktiecapaciteit	9
3.3.4 Veiligheid en milieu	9
<b>4. Ontwerpen van de apparaten</b>	10
4.1 De reactoren	10
4.1.1 De riserreactor	10
4.1.2 De fluide bedreactor voor de regeneratie	12
4.1.3 De fluide bedreactor voor het afkoelen van de katalysator	15
4.1.4 De warmtewisselaar om de N <sub>2</sub> stroom af te koelen	20
4.2 Cycloon en filters	22
4.2.1 De cycloon	22
4.2.2 Het filter bij de riserreactor	23
4.2.3 Filters bij de fluide bedden	24
4.3 De scheidingssectie	24
4.3.1 Het membraan	24

4.3.2 De destillatietorens	25
4.3.3 De dimensies van de internals	28
4.3.4 Condensoren van de torens	28
4.3.5 De reboilers van de torens	29
<b>5. Massa- en Warmtebalansen van de stromen</b>	<b>30</b>
<b>6. Specificaties van de apparaten</b>	<b>31</b>
<b>7. Procesregeling</b>	<b>32</b>
7.1 Procesregeling van de verschillende secties	32
7.1.1 De voedingssectie	32
7.1.2 De reactiesectie	32
7.1.3 De scheidingssectie	33
7.2 Het opstarten van de fabriek	33
<b>8. Procesveiligheid</b>	<b>34</b>
8.1 Stofeigenschappen	34
8.1.1 Propeenoxide	34
8.1.2 Stikstofoxide	34
8.1.3 Propeen	34
8.1.4 Formaldehyde	34
8.1.5 Acroleïne	35
8.2 Toxiciteit	35
8.3 De Dow Fire and Explosion Index	35
8.4 Hazard and Operational studies	38
<b>9. Economie</b>	<b>39</b>
9.1 Directe produktie kosten	39
9.1.1 Produktievolume afhankelijke kosten	39
9.1.2 Semi-variabele kosten	40
9.1.3 Investeringsafhankelijke kosten	40
9.2 Investeringskosten	40
9.2.1 Zevnik-Buchanan methode	41
9.2.2 Taylor methode	42
9.3 Economische criteria	43
9.3.1 Return of investment	43
9.3.2 Pay-Out Time	44
9.3.3 Investor's True Rate of Return	44
9.4 Economische evaluatie	45
<b>10. Conclusies en Aanbevelingen</b>	<b>46</b>
10.1 Conclusies	46
10.2 Aanbevelingen	46
<b>11. Symbolenlijst</b>	<b>47</b>
<b>12. Literatuurlijst</b>	<b>51</b>

Bijlage I  
Bijlage II  
Bijlage III  
Bijlage IV  
Bijlage V  
Bijlage VI  
Bijlage VII  
Bijlage VIII  
Bijlage IX

Procesflowdiagram  
Massa- en Warmtebalans  
Processtromen en Componentenbalansen  
Berekeningen Apparaten  
Specificaties Apparaten  
HAZOP-analyse  
Stofeigenschappen  
Berekening IRR  
Chemiekaarten

## Hoofdstuk 1

### Inleiding

Bij de produktie van adipinezuur ontstaat per mol adipinezuur circa 1 mol lachgas ( $N_2O$ ). In 1990 werd 371 kton/jaar  $N_2O$  geëmitteerd (lit. [4]). Lachgas levert een bijdrage aan het broeikas effect en aan de afbraak van de ozonlaag. Daarom is de laatste jaren de belangstelling voor vermindering van lachgas-emissies sterk toegenomen. Onderzoek wordt gedaan op drietal verschillende benaderingen: thermische destructie van  $N_2O$ , conversie van  $N_2O$  naar  $NO$  en katalytische dissociatie van  $N_2O$  (lit. [6])

De vakgroep van prof. Moulijn kwam, bij onderzoek naar nieuwe processen voor propeenoxide, met het idee  $N_2O$  te gebruiken als oxidatiemiddel in de produktie van propeenoxide.

De wereldproduktie van propeenoxide bedroeg in 1986 2880 kton (lit. [1]). Propeenoxide wordt hoofdzakelijk als grondstof gebruikt voor de produktie van polyether polyols, grondstof voor urethaan materialen, en propyleen glycol dat gebruikt wordt in cosmetica, tabak en diervoedsel industrie. Wereldwijd worden drie produktiemethoden van propeenoxide toegepast namelijk: met behulp van chloorhydrine, direkt oxidatie met t-butyl alcohol als bijprodukt en direkte oxidatie met styreen monomeer als bijprodukt (lit. [20]).

De katalysator nodig om met  $N_2O$  propeenoxide te produceren is nog niet vervaardigd. Op grond van de literatuur [5] is te verwachten dat deze katalysator funktioneert. De katalysator is een Ag gedispergeerd op een dragermateriaal. Aan het Ag wordt zuurstof gebonden en vervolgens wordt propeen daarlangs gebracht dat reageert tot propeenoxide. De afstand tussen de Ag clusters moet redelijk groot zijn zodat geen acroleine geproduceerd wordt i.p.v. propeenoxide. Ook belangrijk is dat de gebonden zuurstof atomair is anders verbrand het grootste gedeelte van het propeen. Met behulp van  $N_2O$  is het makkelijk atomaire zuurstof op de Ag katalysator aan te brengen.

In dit FVO wordt gekeken of het enigzins haalbaar is om  $N_2O$ , afkomstig uit een adipinezuurfabriek, als oxidatiemiddel te gebruiken voor de produktie van propeenoxide.



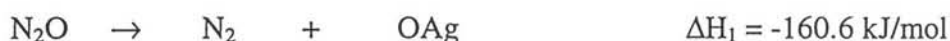
**Table 2** Worldwide Adipic Acid Capacities<sup>a</sup>

Company	Location	Capacity, 10 <sup>3</sup> t/yr
<b>North America</b>		
Allied-Signal	Hopewell, Va.	14
E. I. du Pont de Nemours & Co.	Orange, Tex.	180
E. I. du Pont de Nemours & Co.	Victoria, Tex.	320 ←
Monsanto	Pensacola, Fla.	290 ←
Du Pont of Canada	Maitland, Ont.	109
<i>subtotal</i>		913
<b>Western Europe</b>		
UCB-Ptal SA (Belgium)	Oostende, W. Vlaanderen	27
Rhône-Poulenc (France)	Chalampe, Haut-Rhin	230
BASF (Germany)	Ludwigshafen	200
Bayer (Germany)	Leverkusen	40
ICI (United Kingdom)	Wilton, Cleveland	300 ←
<i>subtotal</i>		797
<b>Far East</b>		
Asahi Chemical (Japan)	Nobeaka	70
Kanto Denka Kogyo (Japan)	Shibukara	10
others less than 10,000 t each	Japan	9
<i>subtotal</i>		89
<b>remaining areas of the world</b>		
Rhodia SA (Brazil)	Paulinia, Sao Paulo	55
Liaoyang Pet. Fiber (China)	Liaoyang	55
Poland State Complexes	three sites	17
<i>subtotal</i>		127
<i>worldwide total</i>		1938

<sup>a</sup>Ref. 158 and news release updates since 1987.

### 2.3 Reaktiewarmten

Regeneratorsektie:



Reaktorsektie:



Totale reaktiewarmte bij omzetting van propen:  $\Delta H_r = -319 \text{ kJ/mol}$

$\Delta H_1$  bij T=550 K en 5 bar

$\Delta H_{2,3,4}$  bij T=298 K en 1 bar

$\Delta H_r$  bij T=500 K en 5 bar

### 2.4 Voedingsbronnen

#### 2.4.1 N<sub>2</sub>O bron

De N<sub>2</sub>O is afkomstig uit een adipinezuur fabriek en de hoeveelheid N<sub>2</sub>O bepaald de hoeveelheid propenoxide dat geproduceerd kan worden. Voor een overzicht van de wereldwijde productie van adipinezuur zie tabel 2.1 [lit.1]. In dit ontwerp wordt uitgegaan van een grote adipinezuurfabriek met een capaciteit van ca. 300 kton/jaar en deze produceert ca. 100 kton/jaar N<sub>2</sub>O. Hiermee kan ca. 26 kton/jaar propenoxide geproduceerd worden.

Het afgas uit de adipinezuurfabriek heeft een temperatuur van ca. 35 °C en een druk van ca. 1.7 bar. De gasstroom heeft de volgende gemiddelde samenstelling (lit. [20]):

Tabel 2.1: De samenstelling van de afgasstroom.

Component	Mol %
N <sub>2</sub> O	30.5
N <sub>2</sub>	57.0
CO <sub>2</sub>	6.0
H <sub>2</sub> O	2.0
NO <sub>x</sub>	0.7
O <sub>2</sub>	3.8

### 2.4.2 Propeen bron

Aangenomen wordt dat vloeibaar propeen zuiver wordt aangeleverd bij een temperatuur van 300 K bij een druk van 20 bar. Jaarlijks wordt 26.1 kton propeen afgenomen. Uitgegaan wordt van een fabriek met een looptijd van 8000 uur per jaar.

## **2.5 Keuze procesroute**

In dit proces wordt gewerkt met een katalysator die continu opnieuw geladen moet worden met atomaire zuurstof. Daarvoor zijn twee reaktorsecties nodig: reaktiesektie en een regeneratiesektie. Twee procesroutes zijn overwogen om op dit proces toe te passen. Ten eerste een roterende monoliet reaktor en ten tweede een FCC analoog proces.

### 2.5.1 Roterende monoliet reaktor

In dit proces vindt de reactie en regeneratie in één reaktor plaats. Deze reaktor is een lage drukval reaktor met een honinggraat structuur waarop de katalysator met een laag is aangebracht.

De monoliet reaktor wordt ingedeeld in 4 sekties: reactie-, spoel-, regeneratie- en spoelsektie. De spoelsekties worden bedreven met een inertgas  $N_2$  zodat het  $N_2O$  niet in contact komt met propeen. De reaktor draait continu rond zodat in één omwenteling alle sekties zijn doorlopen. De gassen moeten in alle sekties in principe dezelfde snelheid en richting hebben zodat de verblijftijden constant blijven.

Het grootste bezwaar van deze roterende monoliet reaktor is voor dit proces dat de vrijkomende warmte (exotherme reacties in de regeneratie- en reaktorsectie) zeer slecht kan worden afgevoerd (zie reken voorbeeld in bijlage IV.1). Het monoliet afkoelen met gas gaat bijzonder moeilijk omdat het gas per volume weinig warmte kan opnemen. Koelen met mantels is erg ingewikkeld bij een roterende reaktor. Er ontstaan zeer gecompliceerde temperatuur profielen.

### 2.5.2 FCC analoog proces

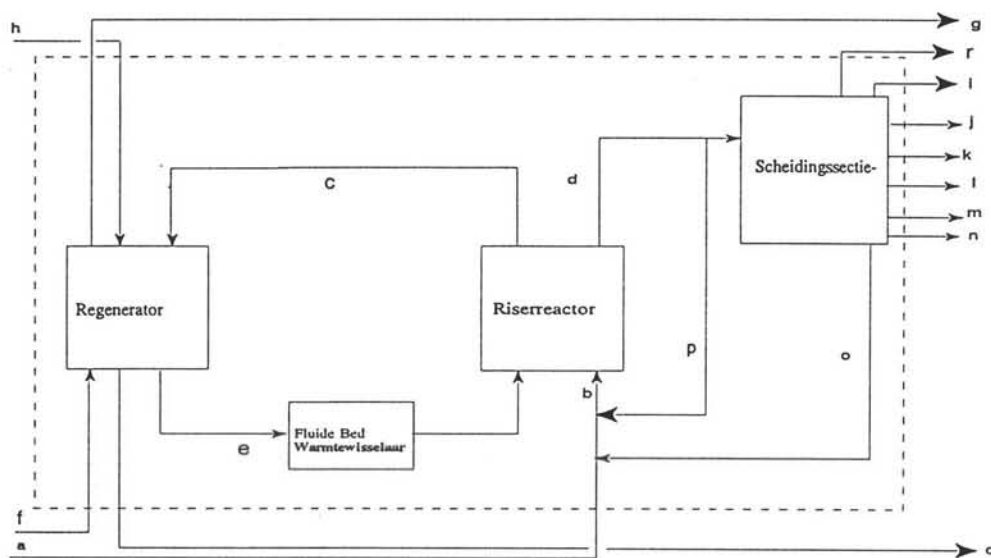
Deze route gaat analoog als het FCC proces en wordt ook toegepast bij de produktie van maleïnezuuranhydride (oxidatie reactie). In deze procesroute vindt de reactie plaats in een riser reaktor. Het voordeel van deze reaktor is, dat de geladen katalysator kortstondig met propeen in contact wordt gebracht. Een ander voordeel is dat de riser bij benadering een propstroom heeft. Zodat er een kleine verblijftijdsspreiding is en o.a. de kans klein is dat het merendeel van het propeen verbrandt.

De regeneratie van de katalysator vindt plaats in een fluçde bed. Het voordeel is dat de vrijkomende reaktiewarmte de binnenkomende katalysator kan opwarmen zodat het daarna goed reageert.

Een nadeel van dit proces is dat er enorme verplaatsing van vaste stof plaats vindt. Dit komt omdat de katalysator voeding verhouding zo hoog is (500 g kat. per 1 g propeen). Een ander nadeel is dat door het rondpompen van katalysator attritie optreedt.



Figuur 2.1: Blokschema



**Stromen :**

a. Voedingstroom propaan	0.94	kg/s
b. Voedingstroom in de reactor	46.37	kg/s
c. Stroom gedesactiveerde katalysator	467	kg/s
d. Produktstroom	46.37	kg/s
e. Stroom geactiveerde katalysator	467	kg/s
f. Stroom N <sub>2</sub> O naar de regenerator	7.73	kg/s
g. Afvalstroom uit de regenerator	4.5	kg/s
h. Stroom verse katalysator		kg/s
i. Stroom propaanoxide	0.91	kg/s
j. Stroom H <sub>2</sub> O	0.32	kg/s
k. Stroom acroleine	0.06	kg/s
l. Stroom aceton	0.001	kg/s
m. Stroom aceetaldehyde	0.001	kg/s
n. Stroom formaldehyde	0.0007	kg/s
o. Recyclestroom propaan	6.21	kg/s
p. Recyclestroom hulpgas	38.15	kg/s
q. Afvalstroom katalysator		kg/s
r. Stroom CO <sub>2</sub>	0.7291	kg/s

### 2.5.3 Keuze procesroute

Na een evaluatie van de procesroutes werd de voorkeur gegeven voor het FCC analoge proces. Een belangrijke faktor dat de doorslag gaf in deze keuze was de enorme moeilijkheid om de grote reaktiewarmte in de monolietreaktor af te voeren. Zie definitieve blokschema fig. 2.1.

## **2.6 Lokatie fabriek**

De fabriek moet gesitueerd zijn bij een adipinezuurfabriek met een minimale capaciteit van 300 kton/jaar. Voor de aanlevering van propeen is het erg handig dat er in de omgeving een toeleveringslancier (b.v. steamcracker) is. Tevens zou het handig zijn dat de propeenoxide wordt geproduceerd dichtbij de (groei) markt.

## **2.7 Stofeigenschappen**

De stofeigenschappen staan in bijlage VII .

## Hoofdstuk 3

### *Processtructuur en Proces Flowsheet*

In dit hoofdstuk staan het procesflowschema, de unit operations en de procescondities ter discussie.

#### 3.1 Procesflowschema

Het procesflowschema staat in bijlage I. In dit proces wordt propeen omgezet in propeenoxide. Deze oxidatie vindt plaats met behulp van lachgas ( $N_2O$ ). Het  $N_2O$  is afkomstig uit het afgas (30 mol%  $N_2O$ ) van een adipinezuurfabriek. Het afgas wordt eerst met een compressor op 5 bar gebracht.  $N_2O$  wordt geleid over een  $\alpha$ -alumina katalysator met zilverklusters in een fluide bed. Het zuurstofatoom hecht zich aan de zilverklusters en de stikstofatomen worden afgevoerd als stikstofgas. De uitgaande stroom uit de regenerator wordt gedeeltelijk gerecycleerd om een voldoende grote stroom te hebben om het bed te fluidiseren. In de reaktor wordt 95% van de  $N_2O$  omgezet zodat het afgas afkomstig uit de regenerator nog 3%  $N_2O$  bevat.

De geregenereerde katalysatordeeltjes worden afgekoeld in een fluide bed, met als koelgas  $N_2$ , die in een loop wordt afgekoeld met een luchtkoeler. Het fluide bed wordt tevens gekoeld met koelwater. De afgekoelde actieve katalysator wordt samen met de recyclestromen en de voedingstroom propeen door de riserreactor geleid.

In de riser vindt de omzetting van propeen naar propeenoxide plaats. De katalysatordeeltjes groter dan 500  $\mu m$  in de produktstroom worden afgevangen door vier cyclonen die parallel zijn geschakeld. De kleinere deeltjes worden afgevangen door een fabric air-filter. De gasstroom wordt gesplitst door een splitter met een massasplitfactor van 0.82. Deze hoeveelheid is noodzakelijk om te zorgen voor de grote hoeveelheid gas, die nodig is als hulpgasstroom in de riser. De totale ingaande gasstroom van de riser bestaat dan voor 70 mol% uit propeen. De propeen concentratie is nog hoog genoeg zodat de gerecyclede propeenoxide niet verbrandt. De voedingsstroom wordt op temperatuur gebracht door twee warmtewisselaars.

De produktstroom naar de scheidingssectie wordt op druk en temperatuur gebracht met een compressor en twee warmtewisselaars.

De koolstofdioxide wordt gescheiden door twee in serie geschakelde membranen. Propeen wordt afgescheiden in de eerste destillatietoren en wordt gerecycled en gemixed met de eerste recyclestroom. In de tweede destillatietoren wordt water als bodemprodukt gekoeld en vervolgens afgevoerd. In de derde destillatietoren wordt als topprodukt propeenoxide met een zuiverheid van 99.1 % verkregen. De propeenoxide wordt vloeibaar gemaakt in een totale condensor. Het bodemprodukt, voornamelijk acroleïne, wordt verbrand tot koolstofdioxide en water.

## 3.2 Unit Operations

### 3.2.1 De reactorsectie.

Zoals in bovenstaand hoofdstuk is beschreven is er gekozen voor een FCC analoog proces, met regeneratie in een fluide bed reactor. De reactie vindt plaats in een riserreactor.

#### *3.2.1.1. De riserreactor*

Voor een hoge selectiviteit is een korte verblijftijd in de reactor noodzakelijk. Wanneer de verblijftijd namelijk te lang is, is de kans op volledige verbranding aanwezig. De vorming van andere bijprodukten, zoals acroleïne, wordt ook bevorderd door een langere verblijftijd. Een logische keuze is de riserreactor want deze reactor heeft korte verblijftijden en zeer kleine verblijftijdsspreiding (propstream).

#### *3.2.1.2 Het fluide bed voor de regeneratie*

De katalysator die uit de riserreactor geregenereerd dient te worden heeft een temperatuur van ongeveer 503 K. De regeneratie vindt plaats bij 533 K. De katalysator zal dus moeten worden opgewarmd voordat de regeneratie plaatsvindt. De regeneratie is een exotherme reactie. De inkomende katalysator deeltjes kunnen dus verwarmd worden door de reaktiewarmte. Een fluide bed is gunstig hiervoor omdat de menging en de warmteoverdracht goed is en het bed daarom een uniforme temperatuur aanneemt.

#### *3.2.1.3 Het fluide bed voor het afkoelen van de katalysatordeeltjes*

De deeltjes dienen voordat ze de riserreactor ingaan te worden afgekoeld, omdat anders de kans op volledige verbranding weer toeneemt. Voor de afkoeling van de vaste stofstroom is gekozen voor een fluide bed omdat de warmteoverdracht gas-vast goed is.

### 3.2.2 Scheidingssectie

Er zijn in dit proces twee verschillende soorten scheidingen. Eerst moeten de vaste katalysator deeltjes gescheiden worden van de produktstroom. Daarna moet het produkt worden gescheiden van de bijprodukten.

#### *3.2.2.1 Scheiding vaste katalysator deeltjes van produktstroom*

Deze scheiding is noodzakelijk om de katalysator te regenereren. De deeltjes zijn nog bruikbaar als ze een minimale grootte van 500  $\mu\text{m}$  hebben. De cycloon is dan ook zo ontworpen dat 100 % van alle deeltjes groter dan 500  $\mu\text{m}$  worden afgevangen. Door attritie ontstaan stofdeeltjes in de produktstroom. Deze stofdeeltjes zullen een onaanvaardbare vervuiling geven voor de destillatietorens. Deze worden na de de cycloon

afgevangen door een glasfiber air filter. Glasfiber is gekozen vanwege de hoge temperatuur (503 K).

### 3.2.2.2 Scheiding produkt van bijprodukten

De scheiding van de produkt stroom wordt bewerkstelligd door een membraan-unit bestaande uit twee stappen en drie destillatietorens die alle voorzien zijn van internals van het type zeefplaten.

Hier is gekozen voor een membraan als eerste stap om de CO<sub>2</sub> te verwijderen. Dit is niet of nauwelijks mogelijk m.b.v. een destillatietoren omdat bij acceptabele temperaturen CO<sub>2</sub> in de buurt komt van zijn kritisch gebied en de druk zeer hoog wordt.

De keuze van de destillatietorens is onderbouwd doordat dit de enige manier is om het hoofdprodukt zuiver in handen te krijgen. De scheiding m.b.v. andere apparaten was niet mogelijk, omdat hier sprake is van een multi componenten scheiding met componenten die veel op elkaar lijken qua eigenschappen.

Bij de keuze van het type internals in de toren is gebruik gemaakt van lit. [11], de voorkeur ging uit naar zeefplaten omdat de effectiviteit niet veel verschilt van andere typen platen, de grootste capaciteit hebben, het goedkoopst zijn, de laagste drukval hebben en niet gevoelig zijn voor corrosie.

Er is niet gekozen voor gestructureerde pakking omdat dit een zeer dure optie is en vooral bij lage druk voordelen biedt. Voor de laatste twee torens zou dit eventueel mogelijk zijn maar is veel duurder dan zeefplaten.

## 3.3 Procescondities

De procescondities worden bepaald door verschillende factoren. Te weten thermodynamica processtoffen, katalysator, produktiecapaciteit, veiligheid en milieu.

### 3.3.1 Thermodynamica van de processtoffen

De reactie en de regeneratie zijn beide exotherm, waardoor de temperaturen niet extreem hoog zijn. De temperatuur wordt meer bepaald door de activiteit en selectiviteit van de katalysator bij een bepaalde temperatuur dan de thermodynamica van de reacties. Door de korte verblijftijd in de riserreactor zal de temperatuur hier niet of nauwelijks stijgen — waardoor koeling niet noodzakelijk is. Bij de regeneratie wordt door de vrijgekomen reactiewarmte het bed verwarmd tot reactietemperatuur, externe koeling is hier dus ook overbodig.

?

? snelle reacties

Voor een goede beschrijving van de fasenevenwichten is gebruik gemaakt van het thermomodel UNIQUAC. Dit model kwam het beste overeen met de experimentele waarden (lit. [21]). De fasenevenwichten van de processtoffen vertoonden met dit model geen azeotropen in het T,x,y diagram. Terwijl andere modellen zoals UNIFAC wel gaven.

### 3.3.2 De optimale procescondities voor de katalysator

De optimale procescondities voor de katalysator staan niet in de literatuur vermeld. Dit komt omdat de katalysator op het ogenblik wordt ontwikkeld in het laboratorium van proceskatalyse, te TU Delft. De optimale condities worden dan ook via hen verkregen. Deze bedragen voor de reactie 230 °C en 1-5 bar en voor de regeneratie 260 °C en 1-5 bar. Gekozen wordt voor een druk van 5 bar in alle reaktoren zodat er een makkelijke vaste stofstroom circulatie mogelijk is. Voor deze druk van 5 bar wordt gekozen uit oogpunt van kostenbesparing van de apparaten en leidingen.

### 3.3.3. Productiecapaciteit

Een gebruikelijke propeenoxide fabriek produceert per jaar 100 kton. Bij dit proces is de afvalstroom lachgas de limiterende factor. Er is uitgegaan van een grote adipinezuur-fabriek, die 300 kton adipinezuur per jaar produceert. Per jaar komt hierbij 100 kton lachgas vrij. Met 100 kton lachgas is in dit proces maximaal 26.1 kton propeenoxide per jaar te produceren. Alle stromen zijn aangepast aan de hoeveelheid lachgas.

### 3.3.4. Veiligheid en Milieu

Alle procescondities die met deze aspecten samenhangen worden uitgebreid besproken in hoofdstuk 6.

## Hoofdstuk 4

### Ontwerpen van de Apparaten

#### 4.1 De reactoren

Bij dit proces zijn drie reactoren noodzakelijk. De hoofdreactor is de riserreactor om het propeen om te zetten in propeenoxide. De twee fluide bedreactoren, die in dit proces worden gebruikt, zijn een voor de regeneratie en een voor het afkoelen van de katalysator.

##### 4.1.1 De riserreactor

In de riser reaktor wordt de katalysator, beladen met atomaire zuurstof, gedurende 3 seconden in contact gebracht met propeen bij een temperatuur van 500 K. Alle geactiveerde sites zullen reageren. De riser werd als volgt ontworpen:

Dimensies bepaling:

Slipsnelheid bepaling uit lit. [13] :

$$v_g - v_s = \sqrt{\frac{1}{C_d} * \frac{4}{3} * d_p * \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_g} * g} \quad (4.1)$$

Drag coefficient bepaling :

$$C_D^* = C_D * \epsilon^n \quad (4.2)$$

Lengte riser:

$$L = v_s * \tau_{kat} \quad (4.3)$$

Gas volume debiet:

$$\phi_{v, gas} = \left( \frac{\phi_{m, kat} * \rho_{st} * \tau_{kat} * v_g}{L} \right) * \left( \frac{1}{1 - \epsilon} - 1 \right) \quad (4.4)$$

Diameter riser:

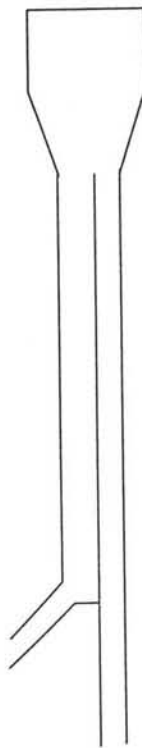
$$D = \sqrt{\frac{\phi_{v, gas}}{0.25 * \pi * v_g}} \quad (4.5)$$

Met :

dragcoefficient	$C_D = 0.44$ ( $Re > 500$ )
faktor n	$n = 2.39$
gassnelheid (gekozen)	$v_g = 12$ m/s
verblijftijd katalysator deeltjes	$\tau_{kat} = 3$ s
dichtheid katalysator	$\rho_s = 1330$ kg/m <sup>3</sup>
diameter katalysator deeltje	$d_p = 1$ mm
bedporositeit	$\epsilon = 0.95$

2

Figuur 4.1 De Riser reactor



Met  $L = 28.10 \text{ m}$   
 $D = 0.95 \text{ m}$   
 $v_g = 12 \text{ m/s}$   
 $\Phi_{\text{gas}} = 8.57 \text{ m}^3/\text{s}$   
 $\Phi_{\text{kat}} = 0.352 \text{ m}^3/\text{s}$



Dit leverde de volgende waarden bij 2 verschillende drukken:

Tabel 4.1: De uitgerekende waarde voor het ontwerp van de riser

	P = 1 bar	P = 5 bar
kat. snelheid	$v_s = 6.1 \text{ m/s}$	$v_s = 9.4 \text{ m/s}$
hoogte riser	$L = 18.2 \text{ m}$	$L = 28.1 \text{ m}$
diameter	$D = 1.2 \text{ m}$	$D = 0.95 \text{ m}$
dichtheid gas	$\rho_g = 0.99 \text{ kg/m}^3$	$\rho_g = 5.02 \text{ kg/m}^3$
volume gasdebiet	$\phi_{v,gas} = 13.51 \text{ m}^3/\text{s}$	$\phi_{v,gas} = 8.57 \text{ m}^3/\text{s}$
massaverhoudingen	$N_{m,gas}/N_{m,produkt} = \pm 15$	$N_{m,gas}/N_{m,produkt} = \pm 50$

Bij 1 bar is de slipsnelheid groter doordat de dichtheid van het gas kleiner is. Hierdoor ontstaat een grotere diameter en een kleinere lengte van de riser. Het verschil tussen de verblijftijden van het gas en de katalysatordeeltjes is bij 5 bar kleiner als bij 1 bar. Het nadeel bij 5 bar is dat de produkt stroom meer verdund is en dat is niet gunstig voor de scheiding. Toch werd gekozen voor een riser bij 5 bar omdat dit de volumestromen reduceert en dit materiaal kosten bespaart.

De propene gasstroom is niet voldoende met een katalysatorstroom van 467 kg/s een bedporositeit van 0.95 te verkrijgen. Daarom wordt een hulpgasstroom aangebracht door een loop aan te brengen. De loop wordt ontworpen zodat minimaal 70% van de ingaande massastroom bestaat uit propene zodat de kans klein is dat het gerecyclede produkt verder oxideert. Dit riser ontwerp is een sterk vereenvoudigt ontwerp. Er is namelijk geen rekening gehouden met de verschillende stromingsgebieden (lit. [3]) in de riser namelijk de bodem zone en de uittreedt zone. In de bodemzone worden de deeltjes gefluidiseerd en versneld. De hoogte van de twee zones is veel kleiner als de totale lengte van de riser.

Warmtehuishouding:

Aangenomen wordt dat de katalysator stroom en de gasstroom met dezelfde eindtemperatuur de reaktor verlaten en dat de reaktor adiabatisch opereert. Door een simpele warmtebalans kan deze temperatuurstijging worden berekend.

Warmtebalans:

$$\Delta H_{\text{reactie}} * \phi_{m,\text{propene}} = \phi_{m,\text{gas}} * c_{p,\text{gas}} * \Delta T + \phi_{m,\text{kat}} * c_{p,\text{kat}} * \Delta T \quad (4.6)$$

Met:

$$\Delta H_{\text{reactie}} = -319 \text{ KJ/mol}$$

$$\phi_{m,\text{propene}} = 0.0222 \text{ kmol/s (hoeveelheid omgezette propene)}$$

$$\phi_{m,\text{gas}} = 45.4 \text{ kg/s}$$

$$C_{p,\text{gas}} = 2173 \text{ J/kg K}$$

$$\phi_{m,\text{kat}} = 467 \text{ kg/s}$$

$$C_{p,\text{kat}} = 1098 \text{ J/kg K} \quad \rightarrow \Delta T = 12 \text{ K}$$

De katalysator en gas verlaten de riser bij een temperatuur van 512 K.

273  
23.9

Drukval:

Drie factoren (lit. [7]) bepalen de drukval in een riser namelijk zwaartekracht, de wandwrijving en de deeltjesversnelling. De bijdrage van de wandwrijving en de versnelling op de totale drukval is klein en worden in dit ontwerp verwaarloosd.

zwaartekracht: 
$$\Delta P = (\rho_s - \rho_g) * g * \frac{\phi_{m, kat} * \tau_{kat}}{\rho_s * A_{riser}} \quad (4.7)$$

Dit geeft een drukval van 0.2 bar.

De materiaalkeuze van de riser valt op roestvrij staal omdat de kans op corrosie groot is vanwege het ontstaan van water en de aanwezigheid van oxidatiemiddel.

#### 4.1.2 De fluide bedreactor voor de regeneratie

De regenerator is een reaktor waar atomaire zuurstof via N<sub>2</sub>O op de Ag katalysator wordt aangebracht. De binnenkomende katalystor heeft een temperatuur van 512 K en moet minstens tot 523 K opwarmen voordat de reactie met een redelijke snelheid verloopt. De koude katalysator stroom kan het beste met de vrijkomende reaktiewarmte in het bed opgewarmd worden. Daarom wordt er voor een fluidised bed reactor gekozen; het bed is ideaal gemengd zodat een uniforme bedtemperatuur ontstaat. Met behulp van de warmtebalans wordt de reactor temperatuur bepaald.

Warmtebalans: 
$$Q_{reactie} = \phi_{m, kat} * c_{p, kat} * \Delta T_{kat} \quad (4.8)$$

$Q_{reactie} = 160.56e3 * 0.0675e3 = 1.08e7 \text{ J/s}$

$\phi_{m, kat} = 467 \text{ kg/s}$

$c_{p, kat} = 1098 \text{ J/kgK} \quad \rightarrow \Delta T_{kat} = 21 \text{ K}$

De temperatuur van het bed en van de gasstroom wordt gekozen op 533 K (512+21). De druk in de reactor wordt gekozen op 5 bar. Alle lege sites worden bezet met atomaire zuurstof en de conversie van N<sub>2</sub>O in de reaktor bedraagt 95%.

De fluidised bed reactor werd ontworpen met de volgende vergelijkingen afkomstig uit literatuur [17,18]:

Relaxatietijd berekening: ten eerste wordt de tijd bepaald wanneer een katalysator deeltje volledige uniform is opgewarmd. Met behulp van deze tijd kan een realistische verblijftijd van het katalysator deeltje bepaald worden.

tijdsconstante: 
$$\tau = \frac{\rho_s * d_p * c_{p, kat}}{6 * h_{g, p}} \quad (4.9)$$

warmteoverdrachtscoëfficiënt gas-deeltje: 
$$h_{g, p} = \frac{(Nu_{g, p} * \lambda_{gas})}{d_p} \quad (4.10)$$

Nusselt getal voor enkel deeltje 
$$Nu_{g, p} = 0.03 * Re_p^{1.3} \quad (4.11)$$

Reynolds getal voor deeltje: 
$$Re_p = \frac{(\rho_g * v_g * d_p)}{\eta_{gas}} \quad (4.12)$$

Tijd voor 99% opwarming bolletje: 
$$t = -\tau * \ln(0.01) \quad (4.13)$$

Gassnelheidsbepaling: de ontwerp parameters zijn de diameter van het bed en het gas massadebiet. De diameter moet ongeveer net zo groot zijn als de bedhoogte

Gassnelheid: 
$$v_g = \frac{4 * \phi_{m,gas}}{\pi * D_{bed}^2 * \rho_g} \quad (4.14)$$

Minimum fluidisatiesnelheidsbepaling:

Archimedes getal: 
$$Ar = \frac{\rho_g * (\rho_s - \rho_g) * g * d_p^3}{\eta_{gas}^2} \quad (4.15)$$

Archimedes-Reynolds correlatie: 
$$Ar = \frac{150 * (1 - \epsilon_{mf}) * Re_{mf}}{\Psi^2 * \epsilon_{mf}^3} + \frac{1.75 * Re_{mf}^2}{\Psi^2 * \epsilon_{mf}^3} \quad (4.16)$$

Minimum fluidisatiesnelheid: 
$$u_{mf} = \frac{\rho_g * Re_{mf} * d_p}{\eta_{gas}} \quad (4.17)$$

Bedhoogtebepaling: de verblijftijd van het kat. deeltje wordt een faktor 10 hoger gekozen als de relaxatietijd. De hoogte toename door het fluidiseren wordt o.a. bepaald door de belletjesdiameter in het bed.

Bepaling gepakte bed hoogte: 
$$H_{mf} = \frac{V_{mf}}{0.25 * \pi * D_{bed}^2} \quad (4.18)$$

Bepaling volume gepakte bed: 
$$V_{mf} = \frac{\phi_{m, kat} * \tau_{kat}}{\rho_{bed}} \quad (4.19)$$

Verblijftijd kat. deeltje: 
$$\tau_{kat} = 10 * t \quad (4.20)$$

Bedhoogte: 
$$H = H_{mf} * \left[ 1 + \frac{(v_g - u_{mf})}{0.71 * (g * d_b)^{0.5}} \right] \quad (4.21)$$

Verblijftijd gas in bed: de gas en katalysator verblijftijd moet minstens 2 seconden zijn vanwege de kontaktijd van N<sub>2</sub>O met het kat. deeltje.

Verblijftijd: 
$$\tau_g = \frac{H}{v_g} \quad (4.22)$$

Berekening bedporositeit:

Bed volume: 
$$V_{Bed} = 0.25 * \pi * D_{Bed}^2 * H \quad (4.23)$$

Katalysator volume: 
$$V_{kat} = \frac{\tau_{kat} * \phi_{m, kat}}{\rho_s} \quad (4.24)$$

Bedporositeit: 
$$\epsilon_{Bed} = \frac{V_{Bed} - V_{kat}}{V_{Bed}} \quad (4.25)$$

Berekening drukval over het bed:

Beddoorsnede: 
$$A_{Bed} = 0.25 * \pi * D_{Bed}^2 \quad (4.26)$$

Drukval: 
$$\Delta P = \left( \frac{\phi_{m, kat} * \tau_{kat}}{\rho_s * A_{Bed}} \right) * (\rho_s - \rho_g) * g \quad (4.27)$$

De volgende constanten werden aangenomen bij het ontwerp

Tabel 4.2: Aannamen voor het ontwerp van het fluide bed

Gas	Kat. deeltjes	Bed
$\rho_g=3.45 \text{ kg/m}^3$	$\rho_s=1330 \text{ kg/m}^3$	$\rho_{bed}=800 \text{ kg/m}^3$
$\lambda_{gas}=0.0534 \text{ W/mK}$	$c_{p, kat}=1098 \text{ J/kgK}$	$\epsilon_{mf}=0.4$
$\eta_{gas}=2.7e-5 \text{ Pa s}$	$d_p=1 \text{ mm}$	$d_B=0.1 \text{ m}^*$
	$\psi=1 \text{ (bolfaktor)}$	
	$N_{m, kat}=467 \text{ kg/s}$	

\* belletjesdiameter in een commercieel fluidised bed is circa 0.1-0.25 m voor de D poeders volgens literatuur [18].

De vergelijkingen werden ingevoerd in Mercury en m.b.v. variëring van de design parameters werd een gunstig design gemaakt. Dit leverde het volgende ontwerp op:

Tabel 4.3: Uitgerekende waarde's voor het fluide bed

temperatuur van bed en gasstroom	T= 533 K
druk in het bed	P=5 bar
relaxatietijd	t= 2.4 s
gassnelheid	$v_g= 0.62 \text{ m/s}$
minimale fluidisatiesnelheid	$u_{mf}=0.34 \text{ m/s}$
verblijftijd gas	$\tau_g= 5.5 \text{ s}$
verblijftijd kat. deeltjes	$\tau_{kat}= 24 \text{ s}$
massastroom gas	$N_{m, gas}= 12.2 \text{ kg/s}$
bedporositeit	$\epsilon_{Bed}= 0.57$
bedhoogte	$H_{Bed}= 3.4 \text{ m}$
hoogte fluide bed*	H = 4.9 m
diameter bed	$D_{Bed}=2.7 \text{ m}$
drukval over het bed	$\Delta P=0.2 \text{ bar}$

\* voor hoogte fluide bed ontwerp zie bijlage IV.2

De gasstroom N<sub>2</sub>O is te klein om het bed te fluidiseren daarom wordt een recycle aangebracht. Door deze recycle wordt tevens de uitstoot van N<sub>2</sub>O gereduceerd (5% naar 3%).

De uitgaande gasstroom wordt met behulp van een filter gezuiverd van de vaste stof deeltjes die ontstaan zijn door attritie en meegenomen worden door het gas uit de reaktor. Deze deeltjes zijn kleiner dan 39 μm (zie bijlage IV.2).

4.1.3 De fluide bedreactor voor het afkoelen van de katalysator

In deze warmtewisselaar worden de katalysatordeeltjes afgekoeld van 533 K tot 500 K. De bedtemperatuur wordt op 500 K gehouden en de verse warme katalysatorstroom wordt gekoeld. De hoeveelheid energie dat hier voor nog is kan als volgt worden berekend:

$$Q = \phi_{m, kat} * c_{p, kat} * \Delta T \tag{4.28}$$

Met:

$\phi_{m, kat} = 467 \text{ kg/s}$

$C_{p, kat} = 1098 \text{ J/kg K}$

$\Delta T = 33 \text{ K}$

$\rightarrow Q = 1.69e7 \text{ J/s}$       17 MW

De druk in het bed wordt gekozen op 5 bar zodat er makkelijk een vaste stof stroom loopt tussen de regenerator en de riser.

De deeltjes worden op 2 manieren afgekoeld. Ten eerste wordt het bed via een koelmantel met behulp van koelwater gekoeld. Ten tweede wordt gekoeld met een N<sub>2</sub> gasfluidisatiestroom. Wanneer slechts gekoeld wordt met het fluidisatie gas zal de hoeveelheid gas en dus ook je bed aanmerkelijk groter worden opdat het gas per volume eenheid zeer weinig warmte kan opnemen. Daarom wordt er ook gekozen voor een combinatie van koelen met behulp van gas en met behulp van koelwater. Het fluidised bed werd ontworpen met de vergelijkingen afkomstig uit literatuur [17,18].

Het ontwerp van het bed:

Warmtebalans: met deze balans kan worden uitgerekend hoeveel fluidisatiegas nodig is om het bed aftekoelen en een ΔT.

Warmtebalans:

$$Q = c_{p, gas} * \phi_{m, gas} * \Delta T_{gas} \tag{4.29}$$

Indringdiepte: met behulp van deze vergelijking kan worden nagegaan bij welke beddiepte het gas bijna gelijk komt aan de bedtemperatuur. In dit ontwerp kan worden aangetoond dat het gas het bed verlaat met dezelfde temperatuur als het bed.

$$y = \frac{\rho_g * v_g * d_p * c_{p, gas} * \ln \frac{\theta_1}{\theta_2}}{6 * h_{g, p} * (1 - \epsilon_{Bed})} \tag{4.30}$$

Relaxatietijd berekening: de tijd wordt bepaald wanneer een katalysator deeltje volledige uniform is opgewarmd. Met behulp van deze tijd kan de minimale verblijftijd bepaald worden.

Tijdsconstante: 
$$\tau = \frac{\rho_s * d_p * c_{p, kat}}{6 * h_{g, p}} \quad (4.31)$$

Warmteoverdrachtscoefficient gas-deeltje: 
$$h_{g, p} = \frac{(Nu_{g, p} * \lambda_{gas})}{d_p} \quad (4.32)$$

Nusselt getal voor enkel deeltje 
$$Nu_{g, p} = 0.03 * Re_p^{1.3} \quad (4.33)$$

Reynolds getal voor deeltje: 
$$Re_p = \frac{(\rho_g * v_g * d_p)}{\eta_{gas}} \quad (4.34)$$

Tijd voor 99% opwarming bolletje: 
$$t = -\tau * \ln(0.01) \quad (4.35)$$

Gassnelheidsbepaling: de ontwerp parameters zijn de diameter van het bed en het gas massadebiet. De diameter moet ongeveer net zo groot zijn als de bedhoogte

Gassnelheid: 
$$v_g = \frac{4 * \phi_{m, gas}}{\pi * D_{bed}^2 * \rho_g} \quad (4.36)$$

Minimum fluidisatiesnelheidsbepaling:

Archimedes getal: 
$$Ar = \frac{\rho_g * (\rho_s - \rho_g) * g * d_p^3}{\eta_{gas}^2} \quad (4.37)$$

Archimedes-Reynolds correlatie: 
$$Ar = \frac{150 * (1 - \epsilon_{mf}) * Re_{mf}}{\Psi^2 * \epsilon_{mf}^3} + \frac{1.75 * Re_{mf}^2}{\Psi^2 * \epsilon_{mf}^3} \quad (4.38)$$

Minimum fluidisatiesnelheid: 
$$u_{mf} = \frac{\rho_g * Re_{mf} * d_p}{\eta_{gas}} \quad (4.39)$$

Bedhoogtebepaling: de verblijftijd van het kat. deeltje wordt minimaal een faktor 10 hoger gekozen als de relaxatietijd. De hoogte toename door het fluidiseren wordt o.a. bepaald door de belletjesdiameter in het bed.

Bepaling gepakte bed hoogte: 
$$H_{mf} = \frac{V_{mf}}{0.25 * \pi * D_{bed}^2} \quad (4.40)$$

Bepaling volume gepakte bed: 
$$V_{mf} = \frac{\phi_{m, kat} * \tau_{kat}}{\rho_{bed}} \quad (4.41)$$

Verblijftijd kat. deeltje: 
$$\tau_{kat} \geq 10 * t \quad (4.42)$$

Bedhoogte: 
$$H = H_{mf} * \left[ 1 + \frac{(v_g - u_{mf})}{0.71 * (g * d_b)^{0.5}} \right] \quad (4.43)$$

Verblijftijd gas in bed:

Verblijftijd: 
$$\tau_g = \frac{H}{v_g} \quad (4.44)$$

Berekening bedporositeit:

Bed volume: 
$$V_{Bed} = 0.25 * \pi * D_{Bed}^2 * H \quad (4.45)$$

Katalysator volume: 
$$V_{kat} = \frac{\tau_{kat} * \phi_{m, kat}}{\rho_s} \quad (4.46)$$

Bedporositeit: 
$$\epsilon_{Bed} = \frac{V_{Bed} - V_{kat}}{V_{Bed}} \quad (4.47)$$

Berekening drukval over het bed:

Beddoorsnede: 
$$A_{Bed} = 0.25 * \pi * D_{Bed}^2 \quad (4.48)$$

Drukval: 
$$\Delta P = \left( \frac{\phi_{m, kat} * \tau_{se}}{\rho_s * A_{Bed}} \right) * (\rho_s - \rho_g) * g \quad (4.49)$$

De volgende constanten werden aangenomen bij het ontwerp

Tabel 4.4: Aannamen bij het ontwerp van de fluide bed warmtewisselaar

Gas	Kat. deeltjes	Bed
$\rho_g = 3.78 \text{ kg/m}^3$	$\rho_s = 1330 \text{ kg/m}^3$	$\rho_{bed} = 800 \text{ kg/m}^3$
$\lambda_{gas} = 0.0357 \text{ W/mK}$	$c_{p, kat} = 1098 \text{ J/kgK}$	$\epsilon_{mf} = 0.4$
$\eta_{gas} = 2.4e-5 \text{ Pa s}$	$d_p = 1 \text{ mm}$	$d_B = 0.1 \text{ m}^*$
$C_{p, gas} = 1050 \text{ J/kg K}$	$\psi = 1 \text{ (bolfaktor)}$	
	$N_{m, kat} = 467 \text{ kg/s}$	

De vergelijkingen werden ingevoerd in mercury en zo werd met variering van de ontwerp parameters een geschikt ontwerp gemaakt met de volgende waarden:

Tabel 4.5: Uitgerekende waarde's voor fluide bed warmtewisselaar

ingaaende gastemperatuur	T= 400 K
uitgaende gastemperatuur	T=500
temperatuur van bed	T=500 K
druk in het bed	P=5 bar
indringdiepte	y=1 cm
relaxatietijd	t= 2.4 s
gassnelheid	$v_g = 0.69 \text{ m/s}$
minimale fluidisatiesnelheid	$u_{mf} = 0.38 \text{ m/s}$
verblijftijd gas	$\tau_g = 8.5 \text{ s}$
verblijftijd kat. deeltjes	$\tau_{kat} = 270 \text{ s}$
massastroom gas	$N_{m, gas} = 100 \text{ kg/s}$



bedporositeit	$\epsilon_{Bed}=0.58$
bedhoogte	$H_{Bed}= 5.8m$
hoogte fluide bed reaktor*	$H= 7.8 m$
diameter bed	$D_{bed}= 7m$
drukval over het bed	$\Delta P=0.3 bar$
overgedragen warmte	$Q=1.05e7 J/s$

\* zie voor berekening hoogte fluide bedreaktor bijlage IV.2

De vaste stof deeltjes ( $d_p < 3 \mu m$ , zie bijlage IV.2) die met de gasstroom het fluide bed verlaten worden afgevangen met een filter. Deze deeltjes kunnen alleen ontstaan door attritie.

In dit ontwerp wordt gekoeld met een gasstroom van 100 kg/s met een ingaande temperatuur van 400 K. De uitgaande gastemperatuur is gelijk aan de bedtemperatuur. Dat dit aangenomen kan worden bewijst de schatting van de indringdiepte.

Ontwerp koelmantel:

De resterende warmte wordt door de koelmantel afgevoerd en bedraagt  $Q= 1.69e7-1.05e7= 6.4e6 J/s$ .

Het ontwerp werd met de volgende vergelijkingen gemaakt en waren afkomstig uit lit.[19].

Warmteoverdrachtscoefficient bepaling: de warmteoverdracht van de vaste stof deeltjes met de wand. Deze overdracht gaat via deeltjesconvectie, gasconvectie en straling.

Totale warmteoverdracht: 
$$\alpha_{tot} = \alpha_p + \alpha_{gas} + \alpha_R \tag{4.50}$$

Deeltjesconvectie: warmteoverdracht door de deeltjes

Nusselt deeltje: 
$$Nu_p = \frac{\alpha_p * d_p}{\lambda_g} = (1 - \epsilon_{Bed}) * Z * (1 - e^{-N}) \tag{4.51}$$

$$N = \frac{Nu_{wp,max}}{C_k * Z} \text{ met } C_k = 2.6 \tag{4.52}$$

$$Z = \left( \frac{\rho_s * c_{pkat}}{6 * \lambda_{gas}} \right) * \sqrt{\frac{g * d_p^3 * (\epsilon_{Bed} - \epsilon_{mf})}{5 * (1 - \epsilon_{mf}) * (1 - \epsilon_{Bed})}} \tag{4.53}$$

Max. warmteoverdracht: 
$$Nu_{wp,max} = 4 \left[ \left( 1 + \frac{2l}{d_p} \right) * \ln \left( 1 + \frac{d_p}{2l} \right) - 1 \right] \tag{4.54}$$

$$l = 2 * l_0 * \left( \frac{2}{\gamma} - 1 \right) \text{ met } \gamma \cong 1 \tag{4.55}$$



Gemiddelde vrije weglengte der molekulen:

$$l_0 = \frac{\lambda_{gas} * \sqrt{2 * \pi * R * T}}{P * (2 * c_{p_{gas}} - R)} \quad (4.56)$$

Gasconvectie: warmteoverdracht door gasconvectie

Nusselt relatie: 
$$Nu_{gas} = \frac{\alpha_{gas} * d_p}{\lambda_{gas}} = 0.009 * Pr^{1/3} * Ar^{1/2} \quad (4.57)$$

Archimedes getal: zie bij bed ontwerp

Prantl getal: 
$$Pr = \frac{\eta_{gas} * c_{p_{gas}}}{\lambda_{gas}} \quad (4.58)$$

Straling: warmteoverdracht door straling

Warmteoverdracht: 
$$\alpha_R = \frac{\sigma * (T_{susp}^4 - T_w^4)}{\left( \frac{1}{\epsilon_{susp}} + \frac{1}{\epsilon_w} - 1 \right) * (T_{susp} - T_w)} \quad (4.59)$$

$$\epsilon_{susp} = 0.5 * (1 + \epsilon_p), \epsilon_p = 0.52, \epsilon_w = 0.78 \text{ en } \sigma = 5.67e-8 \text{ W/m}^2\text{K}^4 \quad (4.60)$$

Tabel 4.6: Resultaten warmteoverdracht

deeltjesconvectie	$\alpha_p = 180 \text{ W/m}^2\text{K}$
gasconvectie	$\alpha_{gas} = 84 \text{ W/m}^2\text{K}$
straling	$\alpha_R = 10 \text{ W/m}^2\text{K}$
totale overdracht wand-deeltjes	$\alpha_{tot} = 274 \text{ W/m}^2\text{K}$

Bepaling oppervlakte koelmantel:

Gekoeld wordt met koelwater dat wordt opgewarmd van 20 tot 40 °C bij een druk van 3 bar.

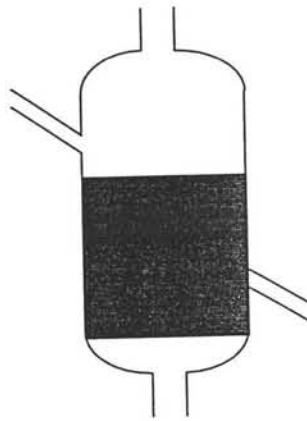
Totale overdrachtscoëfficiënt: 4 warmteoverdrachtscoëfficiënten bepalen de totale warmteoverdrachtscoëfficiënt. Dit zijn de volgende coëfficiënten: de warmteoverdrachtscoëfficiënt van water, van wand-deeltjes, van de wand en van de vuillaag in de pijpen.

Totale warmteoverdrachtscoëfficiënt:

$$U = \left( \left( \frac{1}{\alpha_{water}} \right) + \left( \frac{1}{\alpha_{vuil}} \right) + \left( \frac{\delta_{wand}}{\lambda_{staal}} \right) + \left( \frac{1}{\alpha_{tot}} \right) \right)^{-1} \quad (4.61)$$

Oppervlakte bepaling:

Figuur 4.2 Fluide Bed



Met voor de regeneratie

$$H_{\text{react}} = 4.9 \text{ m}$$

$$H_{\text{bed}} = 3.4 \text{ m}$$

$$D_{\text{bed}} = 2.7 \text{ m}$$

$$\Delta P = 0.2 \text{ bar}$$

Met voor de warmtewisselaar

$$H_{\text{react}} = 7.8 \text{ m}$$

$$H_{\text{bed}} = 5.8 \text{ m}$$

$$D_{\text{bed}} = 7 \text{ m}$$

$$\Delta P = 0.2 \text{ bar}$$

Warmtebalans: 
$$Q = U * A * \Delta T_{LMTD} \quad (4.62)$$

Log. temperatuur verschil: 
$$\Delta T_{LMTD} = \frac{\Delta T_h - \Delta T_l}{\ln \frac{\Delta T_h}{\Delta T_l}} \quad (4.63)$$

Koelwater hoeveelheid:

$$\phi_m$$

Warmtebalans: 
$$Q = \phi_{m,water} * c_{p,water} * \Delta T_{water} \quad (4.64)$$

Tabel 4.7: Resultaten ontwerp koelmantel

warmteoverdrachtscoeff. water	$\alpha_{water} = 1200 \text{ W/m}^2 \text{ K}$
warmteoverdrachtscoeff. vuillaag	$\alpha_{vuil} = 2000 \text{ W/m}^2 \text{ K}$
warmtegeleidingscoeff. staal	$\lambda_{staal} = 50 \text{ W/m K}$
wanddikte	$\delta_{wand} = 3 \text{ mm}$
totale warmteoverdrachtscoeff.	$U = 198 \text{ W/m}^2 \text{ K}$
log. temp. verschil	$\Delta T_{LMTD} = 197 \text{ K}$
warmte	$Q = 6.4e6 \text{ J/s}$
oppervlakte	$A = 164$
massadebiet water	$\phi_{m,water} = 76 \text{ kg/s}$

Het grootste gedeelte kan via een koelmantel aan de buitenwand van het bed gekoeld worden. Deze wand heeft een oppervlakte van 128 m<sup>2</sup>. De rest wordt gekoeld met pijpen die in het bed hangen met een oppervlakte van 36 m<sup>2</sup>. Het nadeel hiervan is dat de pijpen het stroomsgedrag beïnvloeden en er een verhoogde drukval optreedt. De pijpen kunnen met een verschillende geometrie in het bed geplaatst worden. De bedhoogte toename door de pijpen kan verwaarloosd worden.

Bijvoorbeeld 75 pijpen met een lengte van 7 m en een diameter van 2 cm kunnen in het bed geplaatst worden. De watersnelheid bedraagt dan 0.9 m/s en het totale buisvolume bedraagt 0.2 m<sup>3</sup>.

4.1.4 De warmtewisselaar om de N<sub>2</sub> stroom af te koelen

In dit ontwerp wordt de N<sub>2</sub> stroom, afkomstig uit fluide bed warmtewisselaar en het filter, afgekoeld van 540 tot 400 K met behulp van lucht in een airfined bank warmtewisselaar. Deze warmtewisselaar heeft aan de luchtzijde vele vinnen zodat het warmteoverdragend oppervlakte groot is. Met behulp van een warmtebalans kan de hoeveelheid lucht bepaald worden. Aangenomen wordt dat lucht opwarmt van 25 tot 80°C.

Warmtebalans:

$$\phi_{m,stikstof} * c_{p,stikstof} * \Delta T_{stikstof} = \phi_{m,lucht} * c_{p,lucht} * \Delta T_{lucht} \quad (4.65)$$

Met:

$\phi_{m,stikstof} = 100 \text{ kg/s}$	$\Delta T_{lucht} = 55 \text{ K}$
$C_{p,stikstof} = 1050 \text{ J/kg K}$	$C_{p,lucht} = 1009 \text{ J/kg K}$
$\Delta T_{stikstof} = 140 \text{ K}$	$\rightarrow \phi_{m,lucht} = 264 \text{ kg/s}$

De warmtewisselaar wordt ontworpen met de volgende vergelijkingen uit lit.[2].

Warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de luchtzijde van de buis

Warmteoverdrachtscoëfficiënt: 
$$\alpha_{l,f} = \frac{\alpha_f}{E_f} * \frac{A_0}{A_f} \tag{4.66}$$

Nusselt relatie: 
$$Nu = 0.134 * Re^{0.681} * Pr^{0.33} * \left( \frac{p_f - t_f}{l_f} \right)^{0.2} * \left( \frac{p_f}{l_f} \right)^{0.1134} \tag{4.67}$$

Reynolds getal: 
$$Re = \frac{\rho_{lucht} * v_{lucht} * D}{\eta_{lucht}} \tag{4.68}$$

Prantl getal: 
$$Pr = \frac{\eta_{lucht} * c_{p_{lucht}}}{\lambda_{lucht}} \tag{4.69}$$

Nusselt getal: 
$$Nu = \frac{\alpha_f * D}{\lambda_{lucht}} \tag{4.70}$$

Gebruikt werden de volgende stofconstanten:

$\lambda_{lucht} = 0.0289 \text{ W/m K}$

$\eta_{lucht} = 19.3e-6 \text{ Pa s}$

$C_{p_{lucht}} = 1009 \text{ J/kg K}$

Tabel 4.8: Resultaten warmteoverdrachtscoëfficiënt gebaseerd op de vin oppervlakte

warmteoverdrachtscoëfficiënt vinzijde	$\alpha_f = 181 \text{ W/m}^2 \text{ K}$
oppervlakte verhouding kale buis en vin	$A_0/A_f = 1/15$
vin effectiviteit	$E_f = 0.95$
vin pitch	$p_f = 2 \text{ mm}$
vin hoogte	$l_f = 14 \text{ mm}$
vin dikte	$t_f = 0.3 \text{ mm}$
luchtsnelheid	$v_{lucht} = 15 \text{ m/s}$
diameter kale buis	$D = 3 \text{ mm}$
warmteoverdrachtscoëfficiënt luchtzijde	$\alpha_{l,f} = 13 \text{ W/m}^2 \text{ K}$

Bepaling warmte overdrachtscoëfficiënt aan binnenkant buis:

Nusselt relatie: 
$$Nu = 0.021 * Re^{0.8} * Pr^{0.33} \tag{4.71}$$

Nusselt getal: 
$$Nu = \frac{\alpha_{bk} * D}{\lambda_{stikstof}} \tag{4.72}$$

Gebruikt werden de volgende stofconstanten:

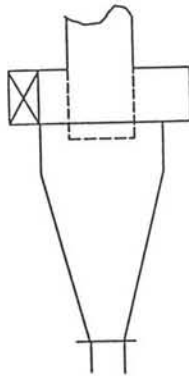
$\lambda_{stikstof} = 0.0405 \text{ W/m K}$

$\eta_{stikstof} = 2.1e-5 \text{ Pa s}$

$C_{p_{stikstof}} = 978 \text{ J/kg K}$

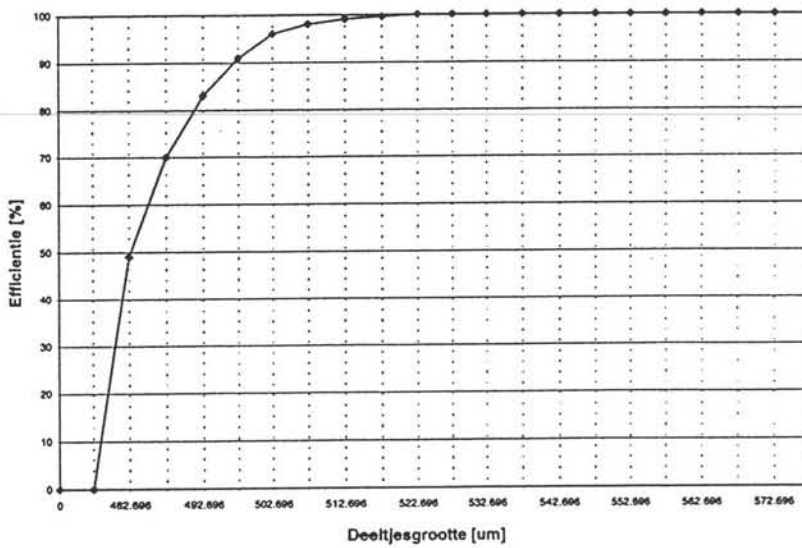
$\rho_{stikstof} = 3.3 \text{ kg/m}^3$

Figuur 4.3.1 De cycloon



Totale lengte van de cyclone	:	9.2 m
Lengte rechte stuk	:	3.45 m
Lengte schuine stuk	:	5.75 m
Diameter gasuitlaat	:	1.725 m
Diameter vaste stofuitlaat	:	0.8625 m
Oppervlakte (lengte * breedte) van inkomende stroom	:	1.488 m <sup>2</sup>
Uitstekel van gasuitlaatpijp in de cycloon	:	0.2875 m

Figuur 4.3.2 Efficiëntie-curve



Berekening totale oppervlakte

Warmtebalans: 
$$Q = U * A * \Delta T_{LMTD} \tag{4.73}$$

Totale warmteoverdrachtscoëfficiënt: 
$$U = \left( \left( \frac{1}{\alpha_{bk}} \right) + \left( \frac{1}{\alpha_{lf}} \right) + \left( \frac{\delta_{wand}}{\lambda} \right) \right)^{-1} \tag{4.74}$$

Tabel 4.9: Resultaten totale oppervlakte

warmteoverdrachtscoëfficiënt stikstofzijde	$\alpha_{bk} = 372 \text{ W/m}^2 \text{ K}$
luchtsnelheid	$v_{stikstof} = 20 \text{ m/s}$
diameter kale buis	$D = 3 \text{ mm}$
log temp verschil	$\Delta T_{LMTD} = 140 \text{ K}$
totale warmte overdrachtscoëff.	$U = 12 \text{ W/m}^2 \text{ K}$
totale warmte	$Q = 1.47 \text{e}7 \text{ J/kg K}$
benodigde oppervlakte	$A = 8750 \text{ m}^2$

### 4.2 Cycloon en Filters

De cycloon en het filter worden gebruikt om de vaste katalysatorstroom te scheiden van de produktstroom uit de riserreactor. In deze reactor treedt attritie op. Er moet dus behalve de grote katalysatordeeltjes ook stofdeeltjes worden afgevangen.

#### 4.2.1 De cycloon

De grote deeltjes uit de produktstroom worden afgevangen met de cycloon. De cycloon is zo ontworpen dat 100 % van deeltjes groter dan 500 µm worden afgevangen.

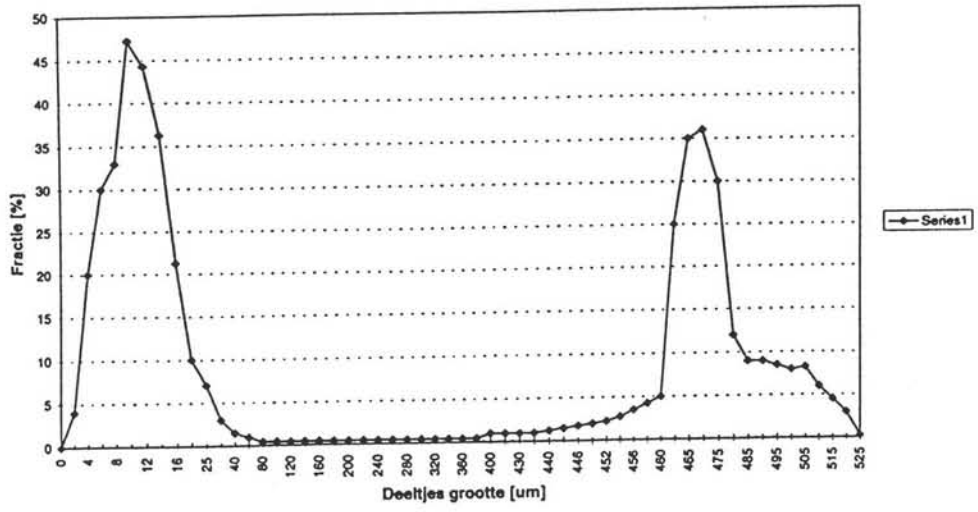
De grootte van de cycloon wordt met de volgende formule bepaald (lit.[2])

$$d_p = d_1 * \left( \left[ \frac{Dc_2}{Dc_1} \right]^3 * \frac{\phi_{v,1}}{\phi_{v,in}} * \frac{\Delta\rho_1}{\Delta\rho_2} * \frac{\eta_{gas}}{\eta_1} \right)^{1/2} \tag{4.75}$$

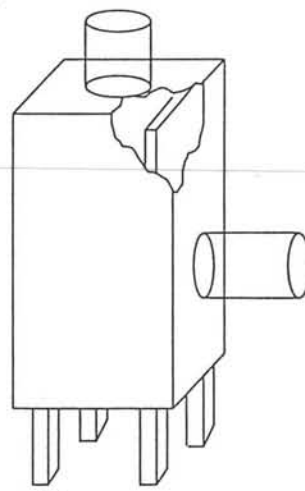
Met :

diameter van katalysatordeeltje	$d_p = 1000 \text{ e-}6 \text{ m}$
diameter standaard deeltje	$d_1 = 45 \text{ e-}6 \text{ m}$
diameter standaard cycloon	$Dc_1 = 203 \text{ e-}3 \text{ m}$
diameter ontworpen cycloon	$Dc_2 = 2.3 \text{ m}$
standaard volumestroom	$\phi_{v,1} = 0.186 \text{ m}^3/\text{s}$
volumestroom ingaande stroom	$\phi_{v,in} = 9.6 \text{ m}^3/\text{s}$
standaard $\Delta\rho$	$\Delta\rho_1 = 2000 \text{ kg/m}^3$
$\Delta\rho$ tussen gas en katalysator	$\Delta\rho_2 = 1325 \text{ kg/m}^3$
testgas viscositeit	$\eta_1 = 1.8 \text{e-}5 \text{ Ns/m}^2$

Figuur 4.3.3 Deeltjesgrootte verdeling na de cyclooon



Figuur4.4 Het filter



Met A = 480 m<sup>2</sup>

viscositeit produktgas

$$\eta_{\text{gas}} = 1.509 \times 10^{-5} \text{ Ns/m}^2$$

Voor een optimaal ontwerp van de cycloon zijn er bepaalde aspecten waar rekening mee dient gehouden te worden. De optimale snelheid van het inkomende gas is 15 m/s en moet minimaal liggen tussen 9 en 27 m/s. De scalingfactor ( $d_2/d_1$ ) mag niet te hoog worden, omdat dan de efficiëntiecurve (lit. [2]) naar rechts verschuift waardoor de deeltjes, die worden afgevangen te grote vormen aannemen. De drukval mag niet te hoge vormen aannemen. De drukval in de cycloon wordt berekend met de volgende formule :

$$\Delta P = \rho_f * \left[ u_1^2 * \left( 1 + 2 * \phi^2 * \frac{(2 * r_i)}{r_e} - 1 \right) + 2 * u_2^2 \right] \quad (4.76)$$

Met:

drukval in de cycloon	$\Delta P = 0.46 \text{ bar}$
dichtheid produktgas	$\rho_f = 5.02 \text{ kg/m}^3$
snelheid inlaat	$u_1 = 1.92 \text{ m/s}$
snelheid uitlaat	$u_2 = 1.17 \text{ m/s}$
factor uit lit. [2]	$\phi = 1$
straal waar stroom tangentiaal voortbeweegt	$r_i = 2.3 \text{ m}$
straal uitlaatpijp	$r_e = 1.725 \text{ m}$

Als men met de twee bovengenoemde aspecten rekening houdt is een goed ontwerp 4 cyclonen parallel met een diameter van 2.3 m. Bij dit ontwerp wordt 100 % van alle katalysator deeltjes groter dan 522  $\mu\text{m}$  afgevangen door de cycloon. (zie figuur 4.3.1) Deze waarde is in vergelijking met de standaard cycloon erg hoog. De katalysatordeeltjes die geregenereerd moeten worden kunnen ook niet klein zijn, omdat ze dan hun activiteit en selectiviteit verliezen. Er is gekozen voor 4 cyclonen parallel omdat 1 cycloon te grote afmetingen zou krijgen.

#### 4.2.2 Het filter bij de riserreactor

Deeltjes kleiner dan 522  $\mu\text{m}$  gaan gedeeltelijk of helemaal met de uitgaande gasstroom mee. Deze moeten afgevangen worden voordat ze de destillatietoren vervuilen. Voor de juiste keuze is de totale hoeveelheid deeltjes en de deeltjesgrootteverdeling erg belangrijk. Een schatting van de deeltjesgrootteverdeling is te zien in figuur 4.3.3. Deze verdeling is een schatting. Deze verdeling wordt veroorzaakt door attritie. Bij attritie worden de katalysatordeeltjes door botsingen vermorzeld. Bij iedere botsing worden er hele kleine deeltjes afgesplits en blijven er iets kleinere dan verse katalysator over. Per loop ontstaan dus hele kleine deeltjes en vrij grote deeltjes. De deeltjes groter dan 522  $\mu\text{m}$  worden afgevangen door de cycloon dus moet het filter deeltjes kleiner dan 522  $\mu\text{m}$  afvangen, met de bovengenoemde verdeling.

Voor deze afvanging kan men het beste gebruik maken van fabric filters met glasfiberpapier. Deze filters kunnen met een efficiëntie van 99 % deeltjes tot 1  $\mu\text{m}$  afvangen. De oppervlakte van het filter dat hier bij nodig is :



$$A = \frac{\phi_{v, gas}}{v_{g, max}} \quad (4.77)$$

Met:

oppervlakte filter

$$A = 480 \text{ m}^2$$

volume produktstroom

$$\phi_{v, produkt} = 9.6 \text{ m}^3/\text{s}$$

maximale gasselheid

$$v_{g, max} = 0.02 \text{ m/s}$$

De drukval bedraagt 100-1000 N/m<sup>2</sup> (lit. [2]) bij dit oppervlak bedraagt de drukval dan 0.5 tot 5 bar. Bij dit ontwerp is uitgegaan van een drukval van 2 bar. Dit omdat de begin druk niet zo hoog ligt.

#### 4.2.3 Filters bij de fluide bedden

De uitgaande gasstromen van de twee fluide bedden bevatten een kleine hoeveelheid stofdeeltjes die ontstaan zijn bij attritie in de bedden. Deze deeltjes zijn echter vrij klein (circa  $d_p < 30 \mu\text{m}$ ) zodat gekozen wordt deze deeltjes aftevangen met filters. De kans dat grotere deeltjes meegenomen zijn, is vrij klein daar de de beide fluidisatiesnelheden slechts een faktor 2 groter zijn dan de minimum fluidisatie snelheden en de disengaging height groot gekozen is.

Gekozen wordt in beide gevallen voor een fabric filter zodat deeltjes tot  $0.2 \mu\text{m}$  worden afgevangen. Voor de regenerator is een filter oppervlakte van  $177 \text{ m}^2$  nodig en de drukval bedraagt circa 0.2 bar. De fluidebedwarmtewisselaar heeft een filter met een oppervlakte van  $1322 \text{ m}^2$  en een drukval van circa 1.3 bar.

### 4.3 De Scheidingssectie

De produktstroom uit de riser-reactor wordt eerst d.m.v. een splitter in twee stromen van verschillende grootte gesplitst. De grootste stroom, 48.7 kg/s, wordt als recycle voor de reactor gebruikt. De kleinste stroom, 6.34 kg/s, gaat naar de scheidingssectie. Dit gas wordt eerst door een compressor op 21.4 bar gebracht en door twee in serie geschakelde warmtewisselaars tot 515 K afgekoeld. Vervolgens wordt het gas in een membraan-module ontdaan van het CO<sub>2</sub> en in de verschillende destillatie torens verder gezuiverd.

#### 4.3.1 Het membraan

De membraan-module bestaat uit twee in serie geschakelde membranen. De membranen zijn van het poreuze membraan type. Dit betekent dat de gassen door de poriën moeten diffunderen. De selectiviteit hangt sterk af van de grootte en de vorm van de molekulen. Gezien de grootte zal alleen CO<sub>2</sub>, met eventueel sporen H<sub>2</sub>O en formaldehyde, door het membraan diffunderen.

Voor deze scheiding is echter een groot drukverschil nodig. Het eerste membraan werkt met een drukverschil van 16 bar terwijl het tweede membraan bij een drukverschil van 20 bar bedreven wordt. Het oppervlak wordt berekend met formule (4.78) uit lit. [15]:

$$A_m = \left(\frac{Q}{k}\right) * \ln\left(\frac{x_{in}}{x_{uit}}\right) \quad (4.78)$$

Met:

membraan oppervlak	$A_m = 29.1/32.7 \text{ m}^2$
volumestroom	$Q = 0.396/0.387 \text{ m}^3/\text{s}$
stofoverdrachtscoëff.	$k = 0.02 \text{ m/s}$
molfractie ingang	$x_{in} = 0.087/0.020$
molfractie uitgang	$x_{uit} = 0.020/0.0037$

Aangenomen wordt dat de diffusie door de membraanporiën de limiterende stap is. Een goede schatting van de stofoverdrachtscoëfficiënt (k) in holle fibers (poreuze membraan) is dan 0.02 m/s. Aannamen die gemaakt zijn omtrend de selectiviteit zijn gebaseerd op waarden uit lit. [15].

Met een volumestroom voor het eerste membraan van 0.396 m<sup>3</sup>/s en voor het tweede membraan van 0.387 m<sup>3</sup>/s en een  $x_{in}/x_{uit}$  voor de twee membranen van respectievelijk 4.35 en 5.41 volgt uit de formule een oppervlak voor het eerste membraan van 29.1 m<sup>2</sup> en voor de tweede membraan van 32.7 m<sup>2</sup>.

#### 4.3.2 De destillatietorens

Voor de eerste stap wordt gebruik gemaakt van chemcad waarin de te scheiden stroom wordt ingevoerd en vervolgens een destillatiemethode wordt gekozen. Voor deze eerste stap wordt er gekozen voor de shortcut-methode.

Bij de shortcut-methode wordt gekozen voor de optie, Design case by Fenske-Underwood-Gilliland method, feed location by Fenske method. Voor het type condensor kan worden gekozen tussen een partiële- of een totale condensor. Verder dienen te worden ingevuld, druk in de toren, drukval over de toren, light key (lk) component, lk split fractie t.o.v. de top, heavy key (hk) component, hk split fractie t.o.v. de top en  $R/R_{min}$ . Dit wordt gedaan om een eerste schatting te verkrijgen van enkele parameters die nodig zijn voor een meer reële simulatie van de destillatie. Deze parameters zijn, het aantal evenwichtstrappen, de voedingstrap, de top- en bodemtemperatuur en de refluxverhouding.

*specifications?*

Wanneer de benodigde gegevens verzameld zijn kan er gestart worden met de tweede stap. De shortcut-methode wordt vervangen door de tower-methode welke een betere benadering van de werkelijkheid weergeeft. De tower-methode is een multi-schotel gas-vloeistof evenwichts model, welke destillatietorens tot maximaal 100 schotels kan simuleren.

De tower-methode biedt een scala aan mogelijkheden om specificaties te variëren. Dit maakt de methode zeer flexibel in het gebruik. Voor een opsomming van de verschillende mogelijkheden wordt er verwezen naar lit. [22].

De derde stap in de ontwerpfase is het dimensioneren van de torens. De dimensies van de torens worden bepaald door chemcad en zijn tevens met de hand nagerekend.

De stappen die werden gedaan worden hieronder aangegeven m.b.v. de gebruikte formules die afkomstig zijn uit lit. [11].

Als eerste werd de  $F_{LG}$  bepaald met formule (4.79) waarmee de  $C_G$  kan worden bepaald.

$$F_{LG} = \left( \frac{M_L}{M_G} \right) * \sqrt{\frac{\rho_G}{\rho_L}} \quad (4.79)$$

waarin zijn:

flowparameter	$F_{LG}$
massastroom vloeistof	$M_L$ [kg/s]
massastroom gas	$M_G$ [kg/s]
dichtheid gas	$\rho_G$ [kg/m <sup>3</sup> ]
dichtheid vloeistof	$\rho_L$ [kg/m <sup>3</sup> ]

De waarden voor  $M_L$ ,  $M_G$ ,  $\rho_G$  en  $\rho_L$  werden verkregen uit chemcad.

Nadat er aannames worden gemaakt zijn t.o.v. de soort schotel en de schotelhoogte kon er met behulp van de flowparameter en de figuur in lit. [11] bepaald worden wat de  $C_G$  is.

Met de  $C_G$  en formule (4.80) werd er bepaald wat de  $U_{G,max}$  is.

$$U_{G,max} = C_G * \sqrt{\left( \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right) * C_{ST}} \quad (4.80)$$

waarin zijn:

maximale gassnelheid (flooding)	$U_{G,max}$ [m/s]
flooding gas capaciteit	$C_G$ [m/s]
dichtheid vloeistof	$\rho_L$ [kg/m <sup>3</sup> ]
dichtheid gas	$\rho_G$ [kg/m <sup>3</sup> ]
correctiefactor oppervlakte spanning	$C_{ST}$ [--]

De  $C_{ST}$  werd apart bepaald met formule (4.81).

$$C_{ST} = \left( \frac{\sigma_{opp}}{0.02} \right)^{0.2} \quad (4.81)$$

waarin zijn:

correctiefactor oppervlakte spanning	$C_{ST}$ [--]
--------------------------------------	---------------

oppervlakte spanning

$\sigma_{opp}$  [dyne/cm]

De waarde voor  $\sigma_{opp}$  wordt wederom uit CHEMCAD verkregen.

Met de berekende  $U_{G,max}$  en  $C_{ST}$  wordt m.b.v. formule (4.82) de diameter van de kolom bepaald. Dit wordt gedaan voor zowel de top- als de bodemsectie. Dit wordt gedaan omdat de topsectie niet noodzakelijk dezelfde diameter heeft als de bodemsectie, wat veroorzaakt wordt door het verschil in de gas/vloeistof belasting van de top- en bodemsectie.

$$d_{col} = 1.1284 * \sqrt{\frac{M_G}{\rho_G \cdot 0.8 \cdot U_{G,max}}} \quad (4.82)$$

waarin zijn:

diameter kolom

$d_{col}$  [m]

massastroom gas

$M_G$  [kg/s]

dichtheid gas

$\rho_G$  [kg/m<sup>3</sup>]

maximale gassnelheid

$U_{G,max}$  [m/s]

Vervolgens werd de F-factor voor de verschillende secties bepaald met formule (4.83).

Met behulp van de F-factor en de figuur in lit.[11] worden de effectiviteit en de drukval per schotel bepaald.

$$F - factor = U_G * \sqrt{\rho_G} \quad (4.83)$$

waarin zijn:

stromings factor

F-factor [mkg<sup>0.5</sup>/sm<sup>1.5</sup>]

gassnelheid

$U_G$  [m/s]

dichtheid gas

$\rho_G$  [kg/m<sup>3</sup>]

Wanneer nu de effectiviteit van de afzonderlijke schotels bekend is wordt er berekend wat het reële aantal schotels zijn. Dit wordt gedaan aan de hand van formule (4.84).

$$N_{prak.} = \frac{N_{theor.}}{\eta_{eff.}} \quad (4.84)$$

waarin zijn:

praktisch aantal schotels

$N_{prak.}$  [--]

theoretisch aantal schotels

$N_{theor.}$  [--]

gemiddelde effectiviteit schotels

$\eta_{eff.}$  [--]

4.3.3 De dimensies van de internals.

De dimensies van de internals worden bepaald aan de hand van de kolom diameter zie lit.[2]. Nadat de kolom diameter berekend is, wordt het kolom oppervlakte bepaald met formule (4.85).

$$A_{col} = \frac{\pi}{4} * d_{col}^2 \tag{4.85}$$

waarin zijn:

oppervlakte kolom	$A_{col} [m^2]$
diameter kolom	$d_{col} [m]$

Voor het oppervlakte van de downcomer wordt aangenomen dat dit 12% is van de kolom oppervlakte,  $A_d = 0.12 * A_{col}$ .

Voor het netto oppervlak volgt hieruit,  $A_n = A_{col} - A_d$ .

Het actieve oppervlak van de schotel werd dan,  $A_a = A_{col} - 2 * A_d$ .

Vervolgens werd het oppervlak van de gaten bepaald aan de hand van de relatie,  $A_h = 0.1 * A_{col}$ .

Als laatste werd de lengte van de overloop rand, die er voor zorgt dat er een mooie vloeistof laag op de schotel blijft staan bepaald,  $L_w = 0.76 * d_{col}$ .

Zie voor uitwerkingen bijlage IV.3.

4.3.4 Condensoren van de torens.

De condensoren die hier gebruikt worden zijn alle drie van het type air-fin banken. deze air-fin banken bestaan uit banken van gevinde buizen waarover lucht wordt geblazen door ventilatoren die onder de banken zijn gemonteerd (forced draft)

Met formule (4.86) werd het benodigde oppervlak uitgerekend.

$$A_{cond} = \frac{Q}{U * \Delta T_m} \tag{4.86}$$

waarin zijn:

oppervlakte	$A_{cond} [m^2]$
capaciteit	$Q [W]$
gemiddeld temperatuurverschil	$\Delta T_m [K]$
totale warmteoverdr.coNff.	$U [w/m^2K]$

Het gemiddeld temperatuurverschil werd bepaald met formule (4.87) en (4.88) uit lit.[2] b

$$\Delta T_m = F_t * \Delta T_{lmtD} \tag{4.87}$$

waarin zijn:

gemiddeld temperatuur verschil	$\Delta T_m$ [K]
logaritmisches temperatuur verschil	$\Delta T_{lmtd}$ [K]
correctie factor	$F_t$ [K]

$$\Delta T_{lmtd} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}} \quad (4.88)$$

waarin zijn:

logaritmisches temperatuurverschil	$\Delta T_{lmtd}$ [--]
inlaat mantelzijde temperatuur	$T_1$ [K]
uitlaat mantelzijde temperatuur	$T_2$ [K]
inlaat buiszijde temperatuur	$t_1$ [K]
uitlaat buiszijde temperatuur	$t_2$ [K]

De waarden voor Q en U zijn bepaald met chemcad en de literatuur, zie lit. [2].

Voor uitwerkingen zie bijlage IV.3 .

#### 4.3.5 De reboilers van de torens

De reboilers van de destillatietorens zijn allen van het thermosyphon type. De design procedure die wordt gevolgd staat in lit. [2]

Met behulp van het temperatuurverschil, de gereduceerde temperatuur en fig. 12.59 in lit.[2] wordt de design warmteflux bepaald.

Voor het bepalen van het benodigde oppervlak van de reboiler wordt gebruik gemaakt van formule (4.89).

$$A_{req} = \frac{H_{load}}{H_{flux}} \quad (4.89)$$

waarin zijn:

benodigd oppervlak	$A_{req}$ [m <sup>2</sup> ]
warmte inhoud	$H_{load}$ [W]
warmteflux	$H_{flux}$ [W/m <sup>2</sup> ]

De waarde voor de warmte inhoud wordt uit chemcad gehaald. Voor uitwerkingen zie bijlage IV.3.

## Hoofdstuk 5

### *Massa- en Warmtebalansen van de stromen*

De verschillende specificaties van de stromen staan vermeld in bijlagen II en III. De ingaande stromen staan links van het procesblokschema en de uitgaande stromen staan rechts van het blokschema. De waarden zijn grotendeels verkregen met chemcad. Voor de warmtebalans is gebruik gemaakt van de enthalpieën die chemcad geeft. De massa- en warmtebalansen van de stromen met de katalysator zijn echter niet uit te rekenen met chemcad.

^

## **Hoofstuk 6**

### *Specificaties van de apparaten*

De apparaatspecificaties zijn te vinden in bijlage V.



## Hoofdstuk 7

### Procesregeling

Gedurende het proces dienen de verschillende stromen continu te worden geregeld. Een regelsysteem wordt gebruikt om:

1. de invloeden van buitenaf te onderdrukken.
2. verzekerd te zijn van de stabiliteit van het chemische proces.
3. het chemische proces te optimaliseren.

#### 7.1. Procesregeling van de verschillende secties

De verschillende regelaars staan verwerkt in de flowsheet (bijlage I).

Alle pompen, compressoren en expanders worden geregeld met drukregelaars met een smoorklep in de bypass.

##### 7.1.1. De voedingssectie

Er zijn drie verschillende voedingsstromen.

- Verse stroom katalysator
- Gasstroom lachgas ( $N_2O$ )
- Gasstroom propeen

De verse stroom katalysator wordt geregeld met een level controller die de bedhoogte in de regenerator regelt. Er bevindt zich een smoorklep in de voedingstroom.

De gasstromen worden op konstante temperatuur en druk gehouden met een temperatuur- en drukregelaar. De druk wordt geregeld met een pomp met een bypass en de temperatuur met een warmtewisselaar.

##### 7.1.2 De reactiesectie

Er zijn twee verschillende secties:

- regeneratiesectie
- riserreactor

De recyclestroom in de regeneratie sector wordt geregeld met een flowcontroller. Deze regelt de hoeveelheid gas die door de reactor dient te stromen om het bed te fluidiseren.

De temperaturen worden geregeld met een warmtewisselaar in de recyclestroom.

De voedingsstromen voor de riserreactor worden geregeld bij de mixer en de warmtewisselaar om de katalysator af te koelen. Bij de mixer worden de temperatuur, druk en flow van het gas geregeld. De temperatuur wordt geregeld met een warmtewisselaar in de eerste recyclestroom. De drukregeling is gekozen in de voedingstroom om dat deze stroom al een compressor/expander bevat. De flow wordt geregeld met een smoorklep in de recyclestroom.

De flow en de temperatuur van de katalysator worden geregeld met respectievelijk de stroom katalysator uit de warmtewisselaar en de stroom koel gas.

### 7.1.3 De scheidingssectie

De sectie bestaat uit drie torens die op dezelfde manier worden geregeld. Een levelcontroller onderaan de toren, met een smoorklep in de uitgaande vloeibare stroom regelt de vloeistofhoogte in de kolom. Een temperatuurcontroller onderaan in de toren met een smoorklep in de toevoer van het stoom van de reboiler regelt de temperatuur in de kolom. De vloeistofhoogte in de partiele condensor wordt geregeld met een levelcontroller en een smoorklep in de refluxstroom. De druk in de partiele condensor wordt geregeld met een smoorklep in de gasstroom uit de condensor. De derde toren heeft een totale condensor, hier wordt de vloeistofhoogte geregeld met een levelcontroller en een smoorklep in de refluxstroom en de produktieconcentratie met een controller en een smoorklep in de produktstroom.

## **7.2 Het opstarten van de fabriek**

Bij het opstarten van de fabriek worden eerst de fluçde bedden met behulp van voorverwarmd stikstof op temperatuur gebracht. Vervolgens wordt de regenerator met  $N_2O$  doorstroomd om de katalysator te beladen. De laatste stap in het opstarten is het starten van de riser met zuiver propeen. Dit heeft tot gevolg dat de scheidings sectie niet direct de goede voeding krijgt, wat leidt tot een produkt dat niet aan de specificaties voldoet. Dit produkt kan als brandstof verbruikt worden. Door de korte verblijftijden van de produktstromen zal de fabriek echter snel stationair zijn.

## Hoofdstuk 8

### Procesveiligheid

In de procesindustrie zal op alle mogelijke manieren getracht worden de veiligheid zo groot mogelijk te houden. Dit houdt in dat er veel gedaan wordt aan de evaluatie van risico's en preventie van ongelukken.

Van groot belang is het nemen van maatregelen die gedaan worden in de ontwerpfase van de fabriek om de risico's van het proces te minimaliseren. Dit kunnen zowel technische, goed opereren van de fabriek, als organisatorische maatregelen, goed management, zijn.

#### 8.1 Stofeigenschappen

Hieronder volgt een opsomming van de gevaarlijkste stoffen die in dit proces aanwezig zijn (zie ook bijlage IX).

##### 8.1.1. Propeenoxide

Propeenoxide heeft een zelfontbrandingstemperatuur van 430 °C. Daar de temperaturen in dit proces deze temperatuur niet bereiken is er geen gevaar op zelfontbranding.

De explosie gevoeligheid van propeenoxide is wel een gevaar in dit proces omdat het explosie gebied (UEL- LEL) loopt van 2.8%-37%. Dit gebied wordt toegankelijk bij lekkage naar de buiten lucht.

De aanwezigheid van open vuur, vonken is zeer gevaarlijk daar propeenoxide zeer brandgevaarlijk is.

##### 8.1.2 Stikstofdioxide

Stikstofdioxide zelf is niet brandbaar echter bevordert wel de brandbaarheid van andere stoffen. Dampen van stikstofdioxide zijn explosief in aanwezigheid van brandbare dampen. In dit proces is stikstofdioxide alleen aanwezig in de regeneratie-sectie waar geen brandbare dampen voorkomen. Zodat er geen gevaar is mede omdat de aanwezigheid in de rest van de fabriek nihil is.

##### 8.1.3 Propeen

De zelfontbrandingstemperatuur van propeen is 460 °C welke niet wordt bereikt in dit proces. Ook propeen is zeer brandgevaarlijk zodat ook hier geen open vuur of vonken aanwezig mogen zijn. Het explosie gebied van propeen is kleiner dan die van propeenoxide nl. 2.4% - 10.1%. Het gevaar blijft echter hetzelfde (zie propeenoxide).

##### 8.1.4 Formaldehyde

Formaldehyde is brandgevaarlijk en heeft een zelfontbrandingstemperatuur van 424 °C, deze temperatuur ligt boven de maximale temperatuur die wordt bereikt in deze fabriek.

Formaldehyde/lucht mengsels zijn explosief in het gebied 7.0% - 73.0% en boven een temperatuur van 60 °C dit geeft dus wederom het gevaar op explosies bij lekkages.

### 8.1.5 Acroleïne

De zelfontbrandingstemperatuur bedraagt 220 °C welke ook werkelijk wordt bereikt in dit proces dit heeft dus wel degelijk invloed op het proces. Tevens is acroleïne zeer brandgevaarlijk (zie propeenoxide) en explosief in aanwezigheid van lucht. Het explosie gebied bedraagt 2.8% - 31% (zie propeenoxide).

## 8.2 Toxiciteit

Bij dit proces komen verschillende giftige stoffen voor. Hieronder een tabel met de verschillende MAC-waarden en hun gevolgen bij aanraking.

Tabel 8.1: De verschillende MAC-waarden en gevolgen bij aanraking.

Naam	MAC-waarde (ppm)	Gevolg
Formaldehyde	1	Traanverwekkend, longoedeem, astma, kankerverwekkend
Acroleïne	0.1	Bijtend op ogen, longoedeem, ernstige gevallen dodelijk
Aceton	750	Bijtend op de ogen, werkt in op zenuwstelsel
Acetaldehyde	100	Irriteert op huid, longoedeem, hoge concentratie dodelijk, kankerverwekkend
Propeenoxide	100	Bijtend op ogen, hoge concentratie dodelijk, kankerverwekkend, schade erfelijke eigenschappen
Propeen	niet vastgesteld	Werkt op zenuwstelsel

Vrijwel alle stoffen werken bijtend op ogen, huid en ademhalingsorganen. Gevaarlijke concentraties van de meeste stoffen kunnen bij 20 °C vrij snel bereikt worden.

## 8.3 De Dow Fire and Explosion Index

Deze methode van risico-analyse is gebaseerd op twee factoren :

1. De materiaal factor, deze varieert van 0 (minimaal gevaar ) to 60 (maximaal gevaar).
2. De proces-gevaren factor, deze wordt onderverdeeld in algemene en speciale

proces gevaren.

De Dow F & E Index wordt bepaald door de materiaal factor van een bepaalde component te vermenigvuldigen met de proces gevaren factor (ook unit risico factor genoemd). De materiaal factor wordt berekend met de volgende formule:

$$MF = -\Delta H_c^o * \frac{4.3E - 4}{molwt} \quad (8.1)$$

Met de verschillende waarden van de heat of combustion worden de materiaal factoren uitgerekend. Deze waarden staan vermeld in tabel 8.2

Tabel 8.2: Materiaal factor van de meest gevaarlijkste stoffen.

Naam stof	$-\Delta H_c^o * E-6$ [kJ/kmol]	MF
formaldehyde	0.571	17.08
acroleine	1.459	11.19
aceton	1.821	13.48
acetaldehyde	1.193	11.64
propenoxide	1.423	10.53
propen	2.058	21.03

De special material hazards en de general material hazards worden verwaarloosd. Met de volgende gevaren voor de proces gevaren index wordt de F&E Index berekend met de volgende formule:

$$F\&E = \left\{ \left( MF * \left( \frac{100 + S.M.H.totaal}{100} \right) \right) * \left( \frac{100 + G.P.H.totaal}{100} \right) \right\} * \left( \frac{100 + S.P.H.totaal}{100} \right) \quad (8.2)$$

De F&E Index van de verschillende stoffen staan vermeldt in tabel 8.3. De S.M.H., G.P.H. en S.P.H. percentages staan vermeld in lit. [2]. De F&E Index is berekend voor zowel de eerste scheidingstoren als de reactor. Deze operation units zijn de grootste risico factoren.

Tabel 8.3: Fire & Exposion Index van de eerste scheidingstoren.

Naam stof	S.P.H.totaal	F&E Index
formaldehyde	55	34.75
acroleine	55	22.76
aceton	55	27.42
acetaldehyde	65	25.21
propenoxide	55	21.42
propen	55	42.78

De S.P.H.totaal zijn bepaald voor de eerste scheidingstoren (zie tabel 8.4). In deze toren is een druk van 20 bar. Deze hoge druk veroorzaakt de grootste risico factor.

Tabel 8.4: De S.P.H.totaal en de Fire & Exposition Index van de riserreactor.

Naam stof	S.P.H.totaal	F&E Index
formaldehyde	75	39.23
acroleine	90	27.90
aceton	75	30.96
acetaldehyde	85	28.26
propenoxide	100	27.64
propen	100	55.20

De risico's in de reactor zijn voornamelijk de hoge temperatuur en de moeilijk te controleren reactie. Propen is de grootste risicofactor in dit proces. De boven grens van het laag risicogebied ligt bij de factor 60. hier voldoet propen nog net aan. Het grootste risico van dit proces zit in de reactor sectie.

Aan de hand van de Fire & Explosion Index wordt bepaald welke maatregelen noodzakelijk zijn om de risico's en om de verliezen en of slachtoffers bij een eventueel ongeluk te beperken. De maatregelen die dienen te worden genomen staan vermeld in de Fire & Explosion index lit. [2].

De maatregelen die voor toepassing zijn op dit proces zijn:

- Watersproeiers:
  - unit gericht.
  - gebied om unit gericht.
- Instrumentatie:
  - temperatuur bestendig.
  - druk bestendig.
  - flowcontrollers.
- Interne explosie beveiliging.
- Een omdijkt basin om de reactorsectie en scheidingstoren.

Verder dienen alle controllers te worden voorzien van back-up instrumentatie zodat wanneer een controller uitvalt deze opgevangen kan worden.

Gaslekken kunnen snel worden gedetecteerd door gebruik te maken van alarmsystemen die gekoppeld zijn aan brandbaar-gas detectoren. Door deze te koppelen aan een automatisch veiligheidssysteem verkrijgt men een zeer betrouwbaar en snel beschermingssysteem tegen gaslekken.

Voor eventuele proces problemen dienen afvoerleidingen te bestaan ingeval van nood. Voor een gasstroom voldoet vaak een fakkel(flair).

Voor de vloeistoffase kan gebruik worden gemaakt van het basin rond de scheidingstoren.

#### 8.4 Hazard and Operational studies

Bij de Hazop methode worden potentiële veiligheid en procesuitvoeringsproblemen geïdentificeerd, zodat passende maatregelen genomen kunnen worden. Bij dit proces zijn de reactorsectie en de eerste destillatietoren het grootste risico. Van deze twee secties is dan ook een HAZOP gemaakt (zie bijlage VI).



## Hoofdstuk 9 Economie

### 9.1 Directe produktiekosten

De directe produktiekosten,  $K_D$ , zijn uitgaven voor grondstoffen, arbeid en materiaal, die direct toegerekend kunnen worden aan een specifieke kostenplaats. Deze kosten zijn onder te verdelen in drie verschillende kosten die met de productie samenhangen.

Dit zijn :

- $K_p$  = kosten die afhankelijk zijn van produktievolume
- $K_I$  = kosten die van de investering afhangen ( $0.13 \cdot I$ )
- $K_L$  = semivariabele kosten, zoals loon

Zij hangen samen volgens de formule:

$$K_T = 1.13 \cdot K_p + 2.6 \cdot K_L + 0.13 \cdot I \quad (9.1)$$

Dit model geeft de totale produktiekosten per jaar zonder rente en afschrijving.

#### 9.1.1 Produktievolume-afhankelijke kosten

De produktievolume-afhankelijke kosten bestaan onder andere uit grondstoffen, hulpstoffen (stoom, water), energie, koeling etc.. De prijzen en de hoeveelheden die bij dit proces worden gehanteerd staan vermeld in tabel 9.1 evenals de totale produktievolume-afhankelijke kosten

Tabel 9.1: De prijzen van de produktievolume-afhankelijke kosten

Naam stof	Kostprijs [\$/kg]	Hoeveelheid [kg/s]	Totale kosten[\$/s]
Propeen	0.27	0.9337	0.252
Lachgas	-	3.125	-
Stikstof	-	*	-
Stoom (HP)	0.00212	1.153	0.024
Stoom (LP)	0.00182	0.396	0.007
Koelwater	0.00006	77	0.0046
Katalysator	0.4**	0.0049***	0.00194 <i>0.094</i>
Electriciteit	0.079****	14367*****	0.32

\* Stikstofverbruik is verwaarloosbaar

\*\*Katalysator kostschatting werd gedaan met lit. [23] *20 \$/kg*

\*\*\* Schatting van het verlies aan katalysator door attritie bedraagt 140 ton per jaar.

\*\*\*\* \$/kWh

\*\*\*\*\*Totale hoeveelheid stroom nodig voor alle apparaten in kW.

Door de totale kosten op te tellen komen we aan de produktievolume-afhankelijke kosten. Deze bedragen bij dit proces 17.55 M US dollars per jaar.

\* geen prijs: waarom geen negatieve prijs i.v.m. verwerkingskosten  
 \* CO<sub>2</sub> prijs (penalty)



9.1.2 Semi-variabele kosten

Het grijze gebied tussen vaste en variabele kosten wordt aangeduid als semi-variabele kosten dit zijn kosten die over het algemeen niet lineair verlopen ten aanzien van productie en/of tijd. De belangrijkste zijn de loonkosten. De rest van de semi-variabele kosten worden niet meegenomen. De loonkosten worden berekend met de volgende formule [9.2]:

$$K_L = 32 * N_{proc} * C^{0.24} \tag{9.2}$$

Met  $N_{proc}$  = Aantal processtappen in dit proces  
 $C$  = Capaciteit van de fabriek

Met deze formule worden de loonkosten berekend in kiloguldens, terwijl de andere kosten en opbrengsten worden berekend in US\$. De factor 32 wordt dus 19.2, bij een US\$ koers van fl 1.65 voor een dollar. N bedraagt in dit proces 4, te weten reactie, regeneratie, compressie en destillatie. De capaciteit C is 25.9 kton/jr. De loonkosten totaal worden 0.168 M US\$/jr.

9.1.3 Investeringsafhankelijke kosten

Deze maken deel uit van de kosten, die vaak als vaste kosten worden omschreven. De meest belangrijke vaste kosten zijn:

- rente
- afschrijvingen

De rente en afschrijvingen worden in dit model toch opgenomen door de kapital charge te bepalen aan de hand van tabel in lit. [14]. Deze is bij een rentevoet van 6 % en een looptijd van 15 jaar 10.3 %. De factor 0.13 moet dan worden vervangen door 0.233. De investeringskosten zijn berekend op twee verschillende manieren. een gemiddelde waarde van deze twee berekeningen wordt in dit model gebruikt. Dit gemiddelde is 11.1 miljoen US\$/jr.

De nieuwe formule voor het berekenen van de totale produktiekosten is :

$$K_T = 1.13 * K_p + 2.6 * K_L + 0.233 * I \tag{9.3}$$

De totale produktiekosten voor dit proces bedragen nu 22.85 M US\$ per jaar.

**9.2 Investeringskosten**

Er zijn verschillende manieren om de investeringen van een fabriek te berekenen. De voorkeur bij dit voorontwerp gaan uit naar de Zevnik-buchanan en Taylor methode

9.2.2 Zevnik-Buchanan methode

De methode van Zevnik-Buchanan gaat ervan uit dat de investeringen een functie zijn van twee variabelen:

- procescapaciteit
- procescomplexiteit

Verder zijn er voor de schatting van de investeringen maar vier basisgegevens nodig:

- procescapaciteit
- aantal functionele eenheden (N) op het proces flow-diagram
- complexiteits factor ( $C_f$ )
- plant cost index ( $C_I$ )

Een functionele eenheid is een apparaat met bijbehorende randapparatuur, welke verondersteld wordt gemiddeld even duur te zijn en onafhankelijk van het proces. Wel dient er gecorrigeerd te worden voor druk en temperatuur deze correctie wordt gerepresenteerd door de complexiteits factor.

Een vereiste voor het gebruik van deze methode is dat er voldoende eenheden zijn omdat er gesproken wordt over een gemiddelde.

Voor de berekening van de complexiteits factor wordt er gebruik gemaakt van formule (9.4).

$$C_f = 2 * 10^{(F_{temp} + F_p + F_m)} \tag{9.4}$$

waarin zijn:

temperatuurfactor	$F_{temp}$
drukfactor	$F_p$
materiaal factor	$F_m$

De formule gebruikt om de  $F_{temp}$  factor te berekenen is:

$$F_{temp} = 0.018 * \left( \frac{T - 290}{100} \right) \quad \text{als } T > 290 \text{ K} \tag{9.5}$$

waarin T staat voor de temperatuur in K

De  $F_p$  en  $F_m$  worden bepaald aan de hand van de figuren in lit. [14].

Voor de  $F_{temp}$  volgt hieruit, met een temperatuur van 540 K, 0.045.

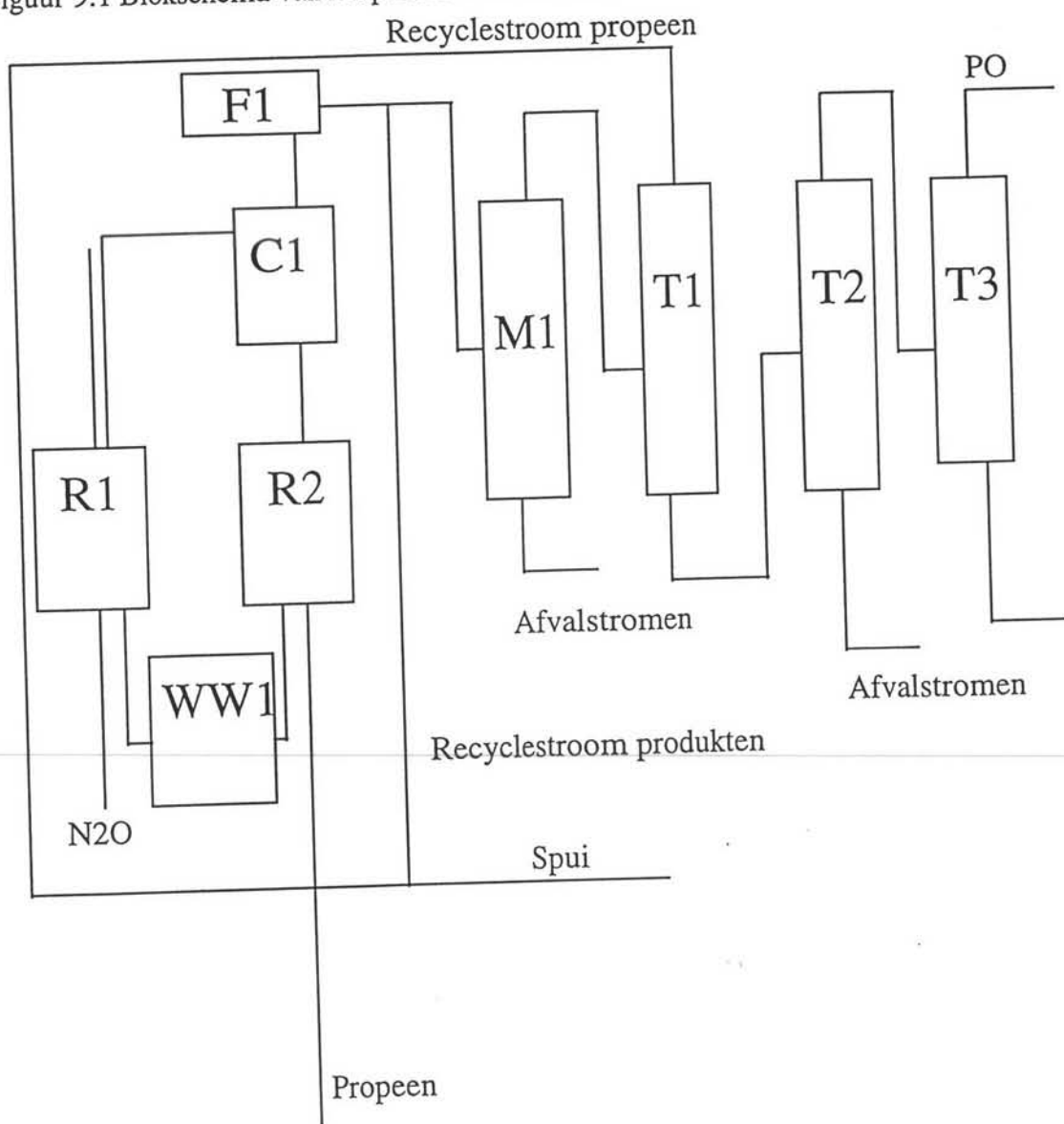
En voor de  $F_p$  en  $F_m$  respectievelijk 0.125 en 0.1.

Met behulp van deze waarden volgt dan voor de  $C_f$  een waarde van 3.724.

Vervolgens wordt aan de hand van de figuur uit lit.[14] en een degressiefactor m van 0.6 bepaald wat de  $I_E$ , investeringen per functionele eenheid, is.

De  $I_E$  voor dit proces is 0.55 M.US\$.

Figuur 9.1 Blokschema van het proces voor het berekenen van Si.



De totale investeringen worden dan bepaald aan de hand van formule (9.6).

$$I_B + I_H = N * I_E * 1.33 * \frac{C_I}{219} \quad (9.6)$$

waarin zijn:

investeringen in proceseenheden	$I_B$
investeringen in hulpapparatuur	$I_H$
aantal functionele eenheden	$N$
investeringen per functionele eenheid	$I_E$
Chemical Plant Cost Index (405)	$C_I$

$C_I$  wordt gevonden door III-53, in lit. [14], te extrapoleren naar 1995. Dit levert een  $C_I$  op van 405 in het jaar 1995.

Door nu de verschillende waarden van de parameters in te vullen volgt hieruit voor de totale investeringen,  $I_B + I_H$ , een bedrag van 10.71 M US\$.

10.71 M US\$ / 0.80 = 13 M US\$

### 9.2.2 Taylor methode

Met de methode van Taylor wordt niet alleen rekening gehouden met temperatuur, druk en materiaal keuze maar ook met de relatieve omzet van de processtap.

Met behulp van formule (9.7) wordt de  $I_B$  bepaald.

$$I_B = 93 * f * P^{0.39} * \frac{C_I}{300} \quad (9.7)$$

waarin :

costliness index	$f = \sum_1^N (1.3)^{S_i}$
capaciteit in kT/jaar	$P$
index uit EPE (400)	$C_I$

De investering wordt gevonden in kUS\$. De capaciteit is 25.9 kton/jr. De complexity scorescore,  $S_i$ , wordt berekend met tabel III-22 in lit.[14] en figuur 9.1 waar het proces in blokschema wordt beschreven. In tabel 9.2 staan de verschillende waarden voor de complexity factor,  $S_i$ , vermeld.

Tabel 9.2: De verschillende complexiteit factoren van dit proces.

	M of C	through-put [t/t <sub>produkt</sub> ]	T <sub>max</sub> [°C] P <sub>max</sub> [bar]	Reaction storage time [h]	Other	total score	Costliness index
recycle produkt	1	3	0	0	0	4	2.8
recycle propeen	1	3	0	0	0	4	2.8
recycle kat.	1	0	0	0	0	1	1.3
riser	1	4.5	0	0	0	5.5	4.2
regenerator	1	0	0	0	1	2	1.7
warmtew.	1	0	0	0	1	2	1.7
cycloon	1	0	0	0	0	1	1.3
filter	1	0	0	0	0	1	1.3
membraan	1	0	1.25	0	0	2.25	1.8
toren 1	1	3.25	1.25	0	0	5.5	4.2
toren 2	1	0.5	0	0	0	1.5	1.5
toren 3	1	0	0	0	0	1	1.3
Totaal							25.9

Met formule (9.7) worden de investeringen berekend en deze bedragen : 11.43 M US\$.

$$I_B = 0.64 I_{tot} \quad 187 \text{ M US\$}$$

### 9.3 Economische criteria

De rendabiliteit van een fabriek wordt niet alleen bepaald door procestechnologische aspecten, maar ook door economische criteria. Om de economische criteria te bepalen worden de volgende drie methoden gehanteerd :

- ROI ( Return of Investment)
- POT (Pay-Out-Time)
- IRR (Investor's Treu Rate of Return)

#### 9.3.1 Return of Investment

Het Return of Investment criteria wordt bekeken met de volgende formule :

$$ROI = \frac{\text{Minimum opbrengst} - \text{Produktiekosten}}{I_F + I_W} = K * (I_F + I_W) \quad (9.8)$$

De waarde van K wordt bepaald door de looptijd van deze fabriek. ROI bekijkt namelijk of je in de looptijd van de fabriek de totale investering zijn terugverdiend. Bij een looptijd van 15 jaar bedraagt de minimale waarde van K dus  $1/15 = 0.0667$ . De totale investeringen bedragen 11.1 M US\$, de produktiekosten per jaar bedragen 22.85 M US\$ en de opbrengst per jaar is 33.1 M US\$ (1278 US\$ per ton propeenoxide). De waarde van

K wordt met deze waarden berekend en is 0.92. Binnen 1.08 jaar zijn de totale investeringen dus terugverdiend.

### 9.3.2 Pay-Out Time

De POT staat voor het minimum aantal jaren, dat nodig is om de oorspronkelijke investeringen terug te verdienen. Bij deze methode worden het werkkapitaal en de restwaarde niet meegerekend, omdat ervan wordt uitgegaan dat ze aan het einde van de looptijd worden teruggekregen. De formule voor de POT is als volgt :

$$POT = \frac{VastKapitaal}{Exploitatieoverschot} \quad (9.9)$$

Het vast kapitaal bedraagt 80% van de investeringen. Het exploitatieoverschot wordt met de volgende formule berekend :

$$Exploitatieoverschot = Minimum \text{ opbrengst} - K_p - 2.6 * K_L \quad (9.10)$$

Met  $K_p = 17.55 \text{ M US\$/jr}$   
 $K_L = 0.168 \text{ M US\$/jr}$

De POT voor deze fabriek bedraagt dan 0.59 jaar. De fabriek is rendabel als de looptijd drie maal de POT bedraagt.

### 9.3.3 Investor's True Rate of Return

Bij de IRR worden de cash flow's van het projekt, inclusief de investeringen, over een looptijd van een fabriek omgerekend op de huidige waarde met een bepaald returnpercentage r. De r staat voor een percentage van de investeringen, dat per jaar wordt terugverdiend, en dusdanig gekozen, dat de som van de verdisconteerde cash-flow's (DFC's) over de looptijd groter of gelijk is aan nul. Bij een looptijd van 15 jaar is dit percentage 6.67%. De IRR wordt met de volgende formule berekend :

$$\sum_0^n C_F * D_i = 0 \quad (9.11)$$

Met:	
cash flow	$C_F \text{ [M US\$/jr]}$
discrete discount factor in het jaar i	$D_i \text{ [} 1/(1+r/100)^n \text{]}$
IRR	$r \text{ [%]}$
looptijd	$n \text{ [jaar]}$

De cashflow wordt gegeven door :

$$\text{cash flow} = \text{opbrengst} - K_T + \text{afschrijving} \quad (9.12)$$

Dit levert een IRR waarde van 0.69 (zie bijlage VIII).

#### 9.4 Economische evaluatie

De ROI is in dit ontwerp 0.92. Dit is zeer gunstig; de investeringen zijn zeer laag in verhouding met de winst. Dit biedt de mogelijkheid om ver beneden de huidige marktprijs nog rendabel propeenoxide te produceren.

De POT is door de lage investeringskosten zeer laag en bedraagt 0.59 jaar. Deze waarde is bijzonder aantrekkelijk want na circa 0.6 jaar zijn alle investeringen terugverdient.

De IRR waarde (0.69) heeft net als de ROI een zeer gunstige waarde.

Op grond van deze berekeningen kan geconcludeerd worden dat dit proces economisch zeer rendabel zou kunnen zijn. In de kostprijsberekeningen is er echter vanuit gegaan van een gratis N<sub>2</sub>O bron. De loonkosten schatting met behulp de Wessel-relatie vallen zeer laag uit en zullen in het Westen zeker hoger uitvallen.

## Hoofdstuk 10

### Conclusies en Aanbevelingen

#### 10.1 Conclusies

In dit ontwerp wordt 25.9 kton per jaar propeenoxide geproduceerd met een zuiverheid van 99.1%. Als oxidatie middel wordt  $N_2O$  gebruikt dat afkomstig is van het afgas van een adipinezuurfabriek met een capaciteit van circa 300 kton/jaar. 3% van het  $N_2O$  uit het afgas wordt niet afgebroken en belandt in de purge. Er worden geen verkoopbare bijproducten geproduceerd. Gekozen werd voor een FCC analoog proces.

Uit de economische evaluatie van dit proces blijkt dat het eventueel financieel mogelijk is met behulp van lachgas afkomstig uit een adipinezuurfabriek propeenoxide te produceren. Met het oplossen van het milieu probleem zou nog geld kunnen worden verdiend. In de berekeningen wordt echter uitgegaan van een gratis  $N_2O$  bron.

In dit proces wordt gebruik gemaakt van een katalysator die nog niet vervaardigd is. Daarom zijn alle berekeningen gebaseerd op schattingswaarden en dit betekent dat het ontwerp enige onzekerheden bevat.

#### 10.2 Aanbevelingen

De katalysator moet in de toekomst geproduceerd worden en metingen moeten verricht zodat een kinetisch model tot de beschikking komt. In de toekomst is het dan mogelijk een nauwkeuriger en betrouwbaarder ontwerp te maken.

Een nadeel van dit proces is dat grote hoeveelheden katalysator worden rondgepompt. Dit komt door de hoge verhouding van 500 g kat per g propeen. Gunstiger zou zijn een katalysator met een lagere katalysator/propeen verhouding.

De membranen die gebruikt zijn om  $CO_2$  van de produktstroom te scheiden moeten echter nog nauwkeurig onderzocht worden. Met behulp van pilot studies kan gecontroleerd worden of de schattingen reëel zijn.

De 3%  $N_2O$  dat niet wordt afgebroken en in de atmosfeer verdwijnt zou eventueel nog met een nieuwe katalysator verder afgebroken kunnen worden.



## Hoofdstuk 11

### Symbolenlijst

A	oppervlakte	$m^2$
$A_a$	actief oppervlak schotel	$m^2$
$A_{bed}$	oppervlakte bed	$m^2$
$A_{col}$	oppervlakte kolom	$m^2$
$A_{cond}$	oppervlakte condensor	$m^2$
$A_d$	oppervlakte downcomer	$m^2$
$A_m$	membraan oppervlak	$m^2$
$A_n$	netto oppervlak	$m^2$
$A_{req}$	benodigd oppervlak	$m^2$
$A_r$	getal van Archimedes	-
C	cappaciteit	kton/jaar
$C_D$	drag coëfficiënt	-
$C_D^*$	drag coëfficiënt in bed	-
$C_f$	complexiteit-factor	-
$C_F$	cashflow	MUS\$/jaar
$C_G$	flooding gas capaciteit	m/s
$C_i$	plantcost-index	-
$C_I$	index uit EPE (400)	-
$C_k$	konstante	-
$C_p$	soortelijke warmte	J/kg K
$C_{ST}$	correctiefactor oppervlaktespanning	-
$D_{bed}$	diameter gefluïdiseerd bed	m
$D_{c1}$	diameter stand. cycloon	m
$D_{c2}$	diameter ontw. cycloon	m
$d_{col}$	diameter kolom	m
$D_i$	discrete discount-factor in jaar I	-
$d_1$	diameter stand. deeltje	m
$d_p$	diameter kat. deeltje	m
$D_r$	diameter riser	m
f	costliness-index	-
F-Factor	stromingsfactor	-
$F_{LG}$	flowparameter	-
$F_m$	materiaal-factor	-
$F_p$	druk-factor	-
$F_{temp}$	temperatuur-factor	-
$F_t$	correctiefactor	-
g	valversnelling	$m/s^2$
G.P.H.	general process hazards	-
H	bedhoogte	m
$H_{flux}$	warmte flux	$W/m^2$
$h_{g,p}$	warmteoverdrachtscoëff. gas deeltje	$W/m^2K$

$H_{load}$	warmte inhoud	W
$H_{mf}$	hoogte bed bij minimale fluxdisatie	m
$I_B$	investeringen in proces eenheden	US\$
$I_E$	investeringen per functionele unit	US\$
$I_F + I_W$	totale investeringskosten	US\$
$I_H$	investeringen in hulp apparatuur	US\$
$k$	stofoverdrachtscoëff.	m/s
$K_i$	investeringsafhankelijke kosten	US\$
$K_l$	semi-variabele kosten	US\$
$K_p$	productieafhankelijke kosten	US\$
$L$	hoogte riser	m
$l$	vrije weglengte molekulen	m
$l_0$	gemiddelde vrije weglengte mol.	m
$L_w$	lengte overlooprand	m
$m$	massa	kg
$MF$	materiaal factor	-
$M_G$	massastroom gas	kg/s
$M_L$	massastroom vloeistof	kg/s
$N_{proc}$	aantal proces stappen	-
$N$	konstante	-
$n$	looptijd	jaar
$n$	n-factor	-
$N_{prak}$	praktisch aantal schotels	-
$N_{theor}$	theoretisch aantal schotels	-
$Nu_{g,p}$	Nusseltgetal voor enkel deeltje	-
$P$	druk	Bar
$Pr$	Prantl getal	-
$Q$	warmte capaciteit	W
$Q_{reactie}$	reactie warmte	J/s
$R$	gaskonstante	J/kgK
$Re_p$	Reynoldsgetal deeltje	-
$Si$	complexiteits-factor	-
S.M.H.	special material hazards	-
S.P.H.	special process hazards	-
$T$	temperatuur	K
$t$	tijd	s
$T_1$	temp inlaat mantelzijde	K
$T_2$	temp uitlaat mantelzijde	K
$t_1$	temp inlaat tubezijde	K
$t_2$	temp uitlaat tubezijde	K
$T_{susp}$	bedtemperatuur	K
$T_w$	wandtemperatuur	K
$U$	totale warmteoverdrachtscoëfficiënt	W/m <sup>2</sup> K
$u_{mf}$	minimale fluxdisatie snelheid	m/s
$V_{bed}$	bed volume	m <sup>3</sup>

$v_g$	gassnelheid	m/s
$v_{g,max}$	maximale gassnelheid	m/s
$V_{mf}$	bedvolume bij minimale fluçdisatie	m <sup>3</sup>
$v_s$	snelheid katalysator	m/s
$x_{in}$	molfractie CO <sub>2</sub> in ingaande stroom	-
$x_{uit}$	molfractie CO <sub>2</sub> in uitgaande stroom	-
$y$	indringdiepte	cm
$Z$	konstante	-
$\alpha_{gas}$	warmteoverdracht door gasconvectie	W/m <sup>2</sup> K
$\alpha_{i,f}$	warmteoverdrachtscoNfficiNnt	W/m <sup>2</sup> K
$\alpha_p$	warmteoverdracht door convectie deeltjes	W/m <sup>2</sup> K
$\alpha_r$	warmteoverdracht door straling	W/m <sup>2</sup> K
$\alpha_{tot}$	totale warmteoverdracht wand deeltje	W/m <sup>2</sup> K
$\Delta H$	reactiewarmte	kJ/mol
$\Delta H_c$	verbrandingswarmte	kJ/kmol
$\Delta P$	drukverschil	Bar
$\Delta\Delta_1$	stand. dichtheidsverschil	kg/m <sup>3</sup>
$\Delta\Delta_2$	werkelijk dichtheidsverschil	kg/m <sup>3</sup>
$\Delta T$	temperatuursverschil	K
$\Delta T_h$	hoog temp verschil	K
$\Delta T_l$	laag temp verschil	K
$\Delta T_m$	gecorrigeerd gem. log. temp. verschil	K
$\Delta T_{lmtd}$	gem. log. temp. verschil	K
$\Delta T_w$	temp. verschil met wand	K
$\epsilon$	bedporositeit'	-
$\epsilon_{bed}$	bedporositeit	-
$\epsilon_{mf}$	bedporositeit bij minimale fluçdisatie	-
$\epsilon_{susp}$	porositeit suspensie	-
$\epsilon_w$	porositeit bij wand	-
$\lambda_{gas}$	warmtegeleidingscoNfficiNnt gas	W/m K
$\eta_{eff}$	gemiddelde effectiviteit schotels	-
$\eta_{gas}$	viscositeit gas	Pa s
$\eta_l$	test gas viscositeit	Pa s
$\pi$	onmeetbaar getal (3.1415927)	-
$\Delta_g$	dichtheid gas	kg/m <sup>3</sup>
$\Delta_s$	dichtheid kat	kg/m <sup>3</sup>
$\sigma$	konstante van Boltzmann	W/m <sup>2</sup> K <sup>4</sup>
$\sigma_{opp}$	oppervlakte spanning	dyne/cm
$\theta$	temperatuursverschil	K
$\tau$	tijdsconstante	s
$\tau_g$	verblijftijd gas	s
$\tau_{kat}$	verblijftijd kat deeltjes	s

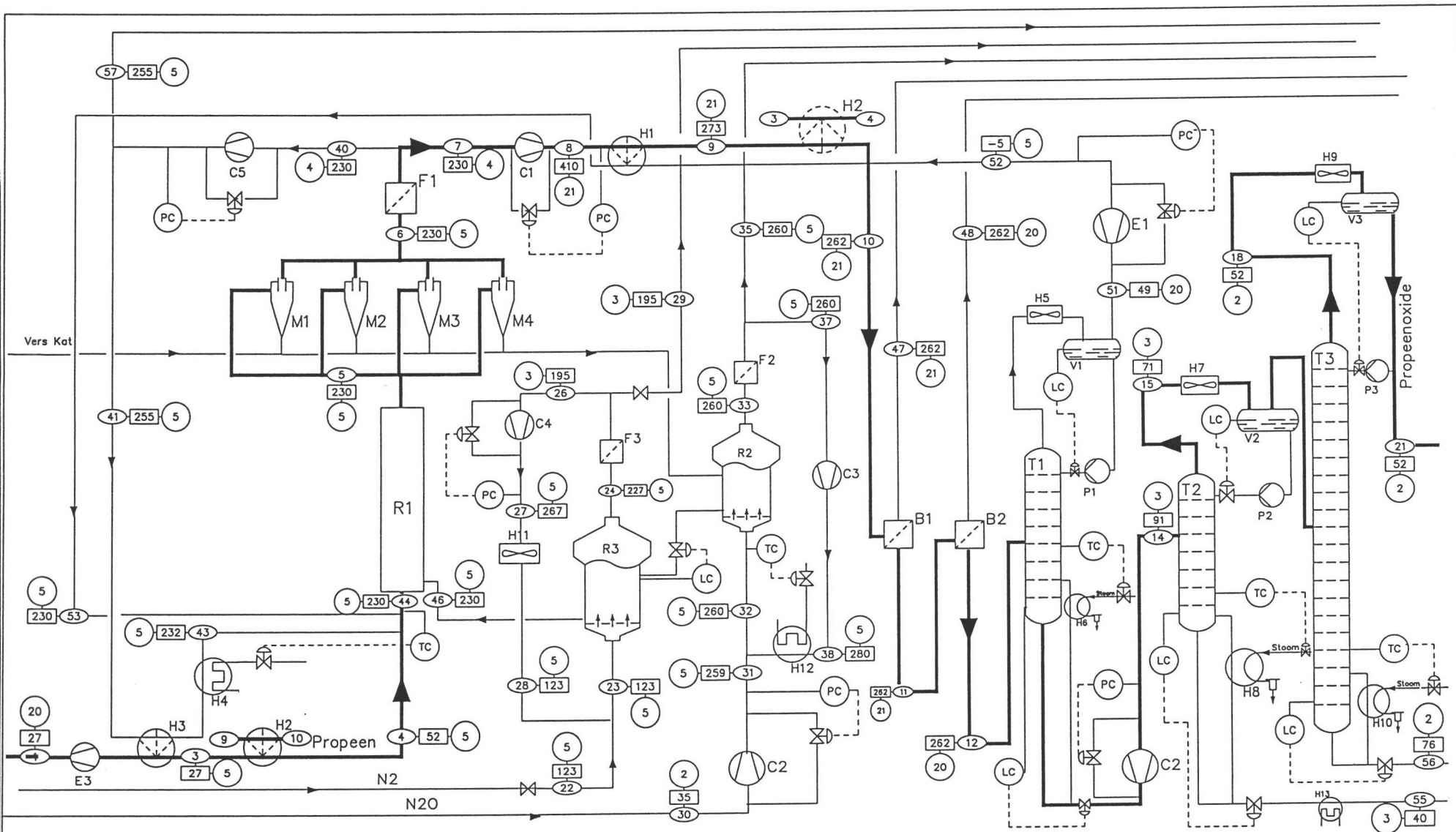
---

$\phi_m$	massadebiet	kg/s
$\phi_v$	volumedebiet	m <sup>3</sup> /s
$\phi_{v,1}$	stand. volume stroom	m <sup>3</sup> /s
$\Theta$	bolfactor	-

## Hoofdstuk 11

### Literatuurlijst

- [1] Kirk Otmer, *Encyclopedia of Chemical Engineering Vol 1*, John Wiley & Sons, 1994.
- [2] Coulson J.M. & Richardson J.F., *Chemical Engineering Vol 6*, Pergamon Press, New York 1993.
- [3] Schoenfelder H., Werther J., Hinderer J. en Keil F., *A.I.Ch.E. Symposium Series*, 19??, **90**, 92.
- [4] Reimer R.A., Slaten C.S., Seapan M., Lower M.W. en Tomlinson P.E., *Envir. Prog*, 1994, **13**, 134.
- [5] Geenen P.V., Boss H.J. en Pott G.T., *J. Catal.*, 1982, **77**, 499.
- [6] van der Meulen M. en Swets A., *Chemisch Magazine Vol. 11*, Ten Hagen & Stam, Den Haag 1995
- [7] Behzad J., *Hydrocarbon Processing*, 1991, **mei**, 93
- [8] Stephanopoulos G., *Chemical Process Control*, Printice Hall, New Jersey 1984
- [9] Montfoort A.G., *De Chemische Fabriek deel II, Cost Engineerring en Economische Aspecten*, Intern rapport van de TU Delft, Delft 1991
- [10] *Chemiekaarten gegevens voor veilig werken met chemicaliën*, 9<sup>e</sup> ed. uitg. NIA, VNCI, Samsom HD, Tjeen Wilnink, Alphen a/d Rijn.
- [11] Olujic Z., *Distillation Principles and Design*, College Diktaat Scheidingsprocessen II, TU Delft 1994.
- [12] Perry R.H. en Green D., *Perry's Chemical Engineering Handbook*, 5<sup>th</sup> ed. McGraw-Hill, New York 1984
- [13] Scarlett B., *Diktaat Deeltjestechology*, TU Delft 1994.
- [14] Grievink J., Luteijn C.P. en Thijs- Krijnen M.E.A.M., *Handleiding Chemische Fabriek*, TU Delft 1994.
- [15] Feron P.H.M., Jansen A.E. en Klaassen R., *Energy Convers. Mgmt.*, 1992, **33**, 421.
- [16] Spillman R.W., *Chem. Eng. Proc.*, jan 1989, 41.
- [17] Howard J.R., *Fluidized Bed Technology : Principles and Applications*, Adam Hilgher, Bristol 1989.
- [18] Geldart D., *Gas Fluidization Technology*, John Wiley & Sons, 1986.
- [19] Reh L., *Diktaat Wärmetausch in der Verfahrenstechnik*, ETH Zürich.
- [20] Ketta J., *Encyclopedia of Chemical Processing and Design*, Marcel Dekker, 1993, **27**, 88.
- [21] Gmehling J., Onken U. en Arlt W., *Vapor-Liquid Equilibrium Data Collection, I*, parts 3 + 4, Dechema, 1979.
- [22] CHEMCAD III, *Process Flowsheet Simulator, 1, 2*, Chemstations inc., Houston.
- [23] Moulijn J.A., Xiaoding X., Kapteijn F. en Langeveld A.D., *Katalyse en Katalysatoren*, TU Delft 1995.



R1	RISERREACTOR
R2	FLUIDE BED REACTOR
R3	FLUIDE BED REACTOR
M1	CYCLOON
M2	CYCLOON
M3	CYCLOON
M4	CYCLOON
F1	AIR BANK FILTER
F2	AIR BANK FILTER
F3	AIR BANK FILTER

E1	EXPANDER
E2	EXPANDER
E3	EXPANDER
C1	COMPRESSOR
C2	COMPRESSOR
C3	COMPRESSOR
C4	COMPRESSOR
C5	COMPRESSOR
B1	MEMBRAAN
B2	MEMBRAAN

P1	POMP
P2	POMP
P3	POMP
H1	WARMTEWISSELAAR
H2	WARMTEWISSELAAR
H3	WARMTEWISSELAAR
H4	KOELER
H5	AIR FIN BANK
H6	REBOILER
H7	AIR FIN BANK

H8	REBOILER
H9	AIR FIN BANK
H10	REBOILER
H11	AIR FIN BANK
H12	KOELER
V1	PART CONDENSOR
V2	PART CONDENSOR
V3	TOT CONDENSOR

Productie van propeenoxide uit propeen m.b.v. lachgas

J.T. Beukers      B.T. Ham  
H. Reinink        S. Visser

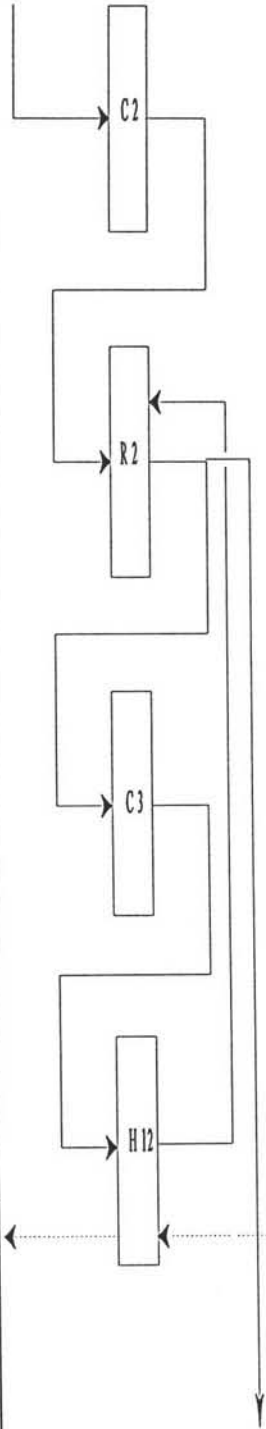
FVO 3159

00    t   

stroom nr    t in celcius    druk in atm

MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

IN		Voor- waarts
M	Q	M
		Q
7.74	-676.5	
		7.74
		1017.6
478.1	kat	
		4.5
		-3187.7
		4.5
		-3073.4
1.1	92.1	



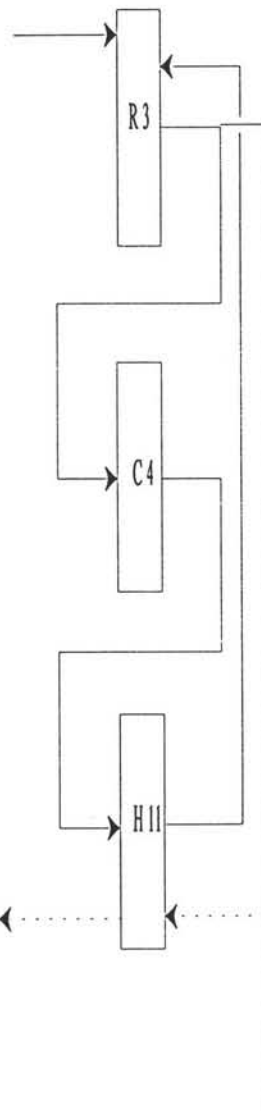
Retour	UIT	
M	M	Q
Q		
4.5		
-3167.7		
	1.1	186.4
	6.7	-4715.1
	467	kat+
		3944.3





MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

IN		Voor- waarts
M	Q	M Q
468.1	Kat.	
		100
		17706
	Qcomp= 7699	
		100
		25405
231	5801.8	



Retour	UIT	
M Q	M	Q
100		
10573		
	231	20633.8
	468.1	Kat.+ -7133

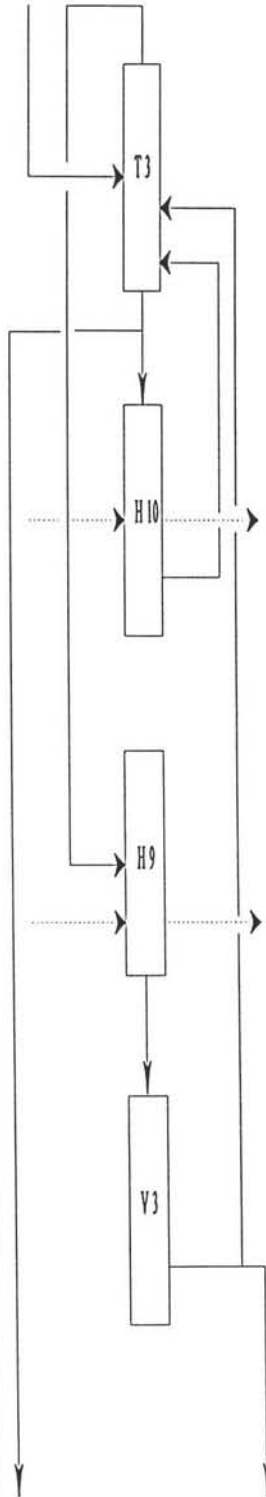






MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

IN		Voor- waarts
M	Q	M
		Q
0.97	-1522.4	
		3.0
		-6049.9
		1.6
		-4132.7
0.42	1107.6	
92.0	2310.1	
		3.0
		-7071.3

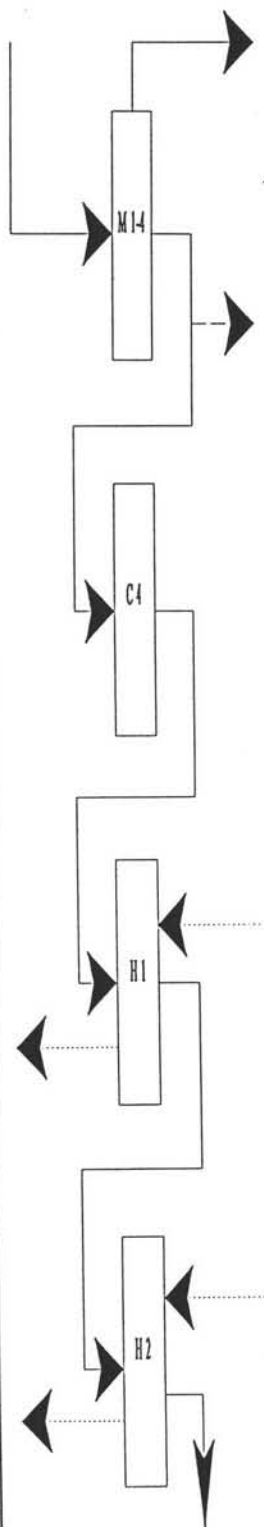


Retour	UIT	
M	M	Q
Q		
1.6		
-3204.3		
	0.41	201.3
	92.0	3697.5
2.1		
-5240.5		
	0.91	-1830.5
	0.07	-169.7



MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

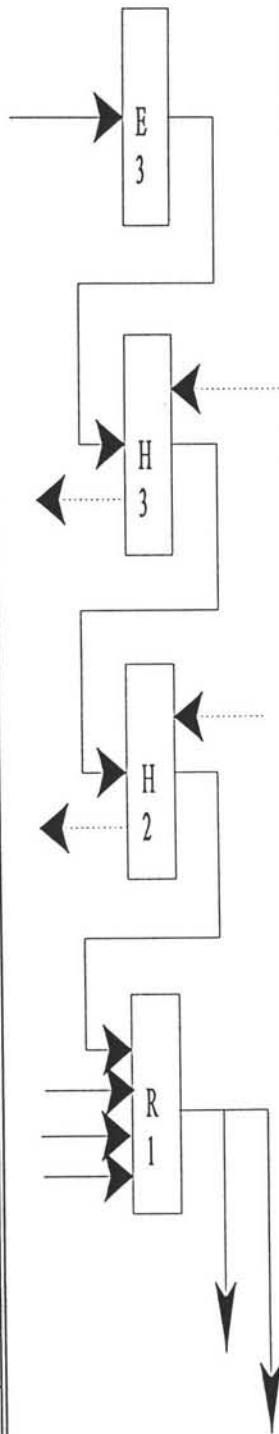
IN		Voor- waarts
M	Q	M
		Q
46.38+	-38568+	
kat	kat	
		8.23
		-6842.6
		8.23
		-3861.4
6.21	2210.4	
		8.23
		-6555.3
0.94	422.3	



Retour	UIT	
M	M	Q
Q		
	kat	kat
	38.15	-31725
	6.21	4905.3
	0.94	627.6
	8.23	-6760.6

MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

IN		Voor- waarts
M	Q	M
		Q
0.94	92.0	
38.15	-29850	
8.23	-3861.4	
38.15	-31727	
0.94	627.6	
kat		

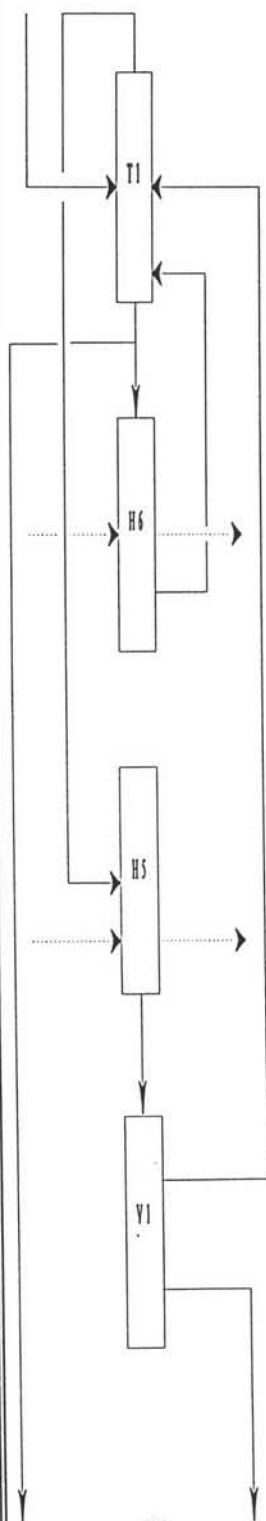


Retour	UIT	
M	M	Q
Q		
0.94		
88.6		
	38.15	-30183
0.94		
422.3		
	8.23	-6760.6
0.94		
627.6		
	46.38+ka	-
	t	38568+k
		at



MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

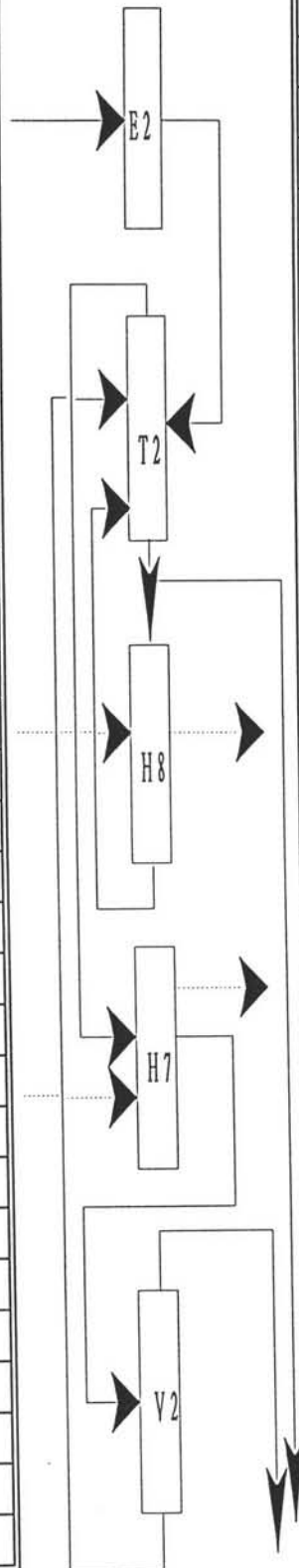
IN		Voor- waarts
M	Q	M
		Q
7.50	-341.6	
		1.85
		-9372
0.48	1330	
		21.4
		8300.7
283	7109	
		21.4
		4036.7



Retour	UIT	
M	M	Q
Q		
1.85		
-8402		
	0.48	360
15.2		
1627.9		
	283	11373
	1.29	-6533.8
	6.21	2408.8

MASSA- EN  
WARMTE-  
BALANS.

IN		Voor- waarts
M	Q	M
		Q
1.29	-6533.8	
		1.29
		-6555.2
		0.37
		-5675.5
0.39	1081	
		2.3
		-3597.6
41.0	1029.9	
		2.3
		-4216.4



Retour	UIT	
M	M	Q
Q		
	0.39	292.5
0.37		
-4887		
	41.0	1647.8
1.33		
-2694.0		
	0.32	-4853.3
	0.97	-1522.4

Stroom No.	1	2	3	4	44	5
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	3.5468	4.2763
H <sub>2</sub> O	0	0	0	0	1.4743	1.7925
O (atom.ox.)	0	0	0	0	1.0792	
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Proppeen	0.9364	0.9364	0.9364	0.9364	35.7988	34.8650
Proppeenoxide	0	0	0	0	4.1850	5.0872
Acetaldehyde	0	0	0	0	0.0046	0.0055
Acroleïne	0	0	0	0	0.2825	0.3434
Formaldehyde	0	0	0	0	0.0031	0.0038
Aceton	0	0	0	0	0.0060	0.0073
Totaal	0.9364	0.9364	0.9364	0.9364	46.3811	46.3811

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	91.9673	88.6024	422.301	627.565	-21632	-38568

Stroom No.	6	7	8	9	10	11
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	4.2763	0.7587	0.7587	0.7587	0.7587	0.1593
H <sub>2</sub> O	1.7925	0.3180	0.3180	0.3180	0.3180	0.3180
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Proppeen	34.8650	6.1857	6.1857	6.1857	6.1857	6.1857
Proppeenoxide	5.0872	0.9026	0.9026	0.9026	0.9026	0.9026
Acetaldehyde	0.0055	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010	0.0010
Acroleïne	0.3434	0.0609	0.0609	0.0609	0.0609	0.0609
Formaldehyde	0.0038	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007	0.0007
Aceton	0.0073	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013	0.0013
Totaal	46.3811	8.2289	8.2289	8.2289	8.2289	7.6295

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	-38568	-6842.6	-3861.4	-6555.3	-6760.6	-1495.2

Stroom No.	12	13	14	15	16	17
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0	0			0
N <sub>2</sub> O	0	0	0			0
N <sub>2</sub>	0	0	0			0
CO <sub>2</sub>	0.0296	0	0			0
H <sub>2</sub> O	0.3180	0.3180	0.3180			0.0032
O <sub>2</sub>	0	0	0			0
Propeen	6.1857	0.0062	0.0062			0.0062
Propeenoxide	0.9026	0.9017	0.9017			0.9008
Acetaldehyde	0.0010	0.0010	0.0010			0.0010
Acroleïne	0.0609	0.0609	0.0609			0.0609
Formaldehyde	0.0007	0.0007	0.0007			0
Aceton	0.0013	0.0013	0.0013			0.0013
Totaal	7.4998	5.3530	5.3530			4.2112

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	-341.569	-6533.8	-6555.2			-1522.4

Stroom No.	18	19	20	21	22	23
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>				0		0
N <sub>2</sub> O				0		0
N <sub>2</sub>				0		100
CO <sub>2</sub>				0		0
H <sub>2</sub> O				0		0
O <sub>2</sub>				0		0
Propeen				0.0045		0
Propeenoxide				0.9018		0
Acetaldehyde				0.0007		0
Acroleïne				0.0006		0
Formaldehyde				0		0
Aceton				0		0
Totaal				0.9077		100

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal				-1830.5		10573

Stroom No.	24	25	26	27	28	29 (purge)
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	100	100	100	100	100	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
H <sub>2</sub> O	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0
Propeen	0	0	0	0	0	0
Propeenoxide	0	0	0	0	0	0
Acetaldehyde	0	0	0	0	0	0
Acroleïne	0	0	0	0	0	0
Formaldehyde	0	0	0	0	0	0
Aceton	0	0	0	0	0	0
Totaal	100	100	100	100	100	0

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	21109	17706	17706	25405	10573	

Stroom No.	30	31	32	33	34	35
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0.0734	0.0734	0.1230	0.1230	0.1230	0.0734
N <sub>2</sub> O	3.06	3.06	7.3774	0.1561	0.1561	0.0932
N <sub>2</sub>	3.6399	3.6399	3.123	9.2658	9.2658	5.5283
CO <sub>2</sub>	0.6019	0.6019	1.0089	1.0089	1.0089	0.6019
H <sub>2</sub> O	0.0821	0.0821	0.1377	0.1377	0.1377	0.0821
O (atom.ox.)	0	0	0	0	0	0
O <sub>2</sub>	0.2772	0.2772	0.4646	0.4646	0.4646	0.2772
Propeen	0	0	0	0	0	0
Propeenoxide	0	0	0	0	0	0
Acetaldehyde	0	0	0	0	0	0
Acroleïne	0	0	0	0	0	0
Formaldehyde	0	0	0	0	0	0
Aceton	0	0	0	0	0	0
Totaal	7.7345	7.7345	12.2345	11.1561	11.1561	4.5

6.65

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	-676.519	10176	-2153.0	-7849.0	-7902.8	-4715.1

Stroom No.	36	37	38	39	40	41
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0.0496	0.0496	0.0496	0	0
N <sub>2</sub> O	0	0.0630	0.0630	0.0630	0	0
N <sub>2</sub>	0	3.7375	3.7375	3.7375	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0.4069	0.4069	0.4069	3.5176	3.5176
H <sub>2</sub> O	0	0.0555	0.0555	0.0555	1.4745	1.4745
O (atom.ox.)	1.0792					
O <sub>2</sub>	0	0.1874	0.1874	0.1874	0	0
Propeen	0	0	0	0	28.6793	28.6793
Propeenoxide	0	0	0	0	4.1847	4.1847
Acetaldehyde	0	0	0	0	0.0046	0.0046
Acroleïne	0	0	0	0	0.2825	0.2825
Formaldehyde	0	0	0	0	0.0031	0.0031
Aceton	0	0	0	0	0.0060	0.0060
Totaal	1.0792	4.5	4.5	4.5	38.1522	38.1522

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	-3715.2	-3187.7	-3111.5	-3166.7	-31725	-29850

Stroom No.	42	43	46	47
componenten	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0	0	0
N <sub>2</sub> O	0	0	0	0
N <sub>2</sub>	0	0	0	0
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0.5994
H <sub>2</sub> O	0.3180	1.4745	0	0
O (atom.ox.)			1.0792	
O <sub>2</sub>	0	0	0	0
Propeen	0.0062	28.6793	0	0
Propeenoxide	0.9017	4.1847	0	0
Acetaldehyde	0.0010	0.0046	0	0
Acroleïne	0.0609	0.2825	0	0
Formaldehyde	0.0007	0.0031	0	0
Aceton	0.0013	0.0060	0	0
Totaal	1.2898	38.1522	0	0

Stroom No.				
componenten	Q	Q	Q	Q
Totaal	-6555.2	-31727	20559.9	-5245.9

Stroom No.	48	49	50	51	52	53
componenten	M	M	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0			0	0	0
N <sub>2</sub> O	0			0	0	0
N <sub>2</sub>	0			0	0	0
CO <sub>x</sub>	0.1297			0.0296	0.0296	0.0296
H <sub>2</sub> O	0			0	0	0
O <sub>2</sub>	0			0	0	0
Propeen	0			6.1795	6.1795	6.1795
Propeenoxide	0			0.0009	0.0009	0.0009
Acetaldehyde	0			0	0	0
Acroleïne	0			0	0	0
Formaldehyde	0			0	0	0
Aceton	0			0	0	0
Totaal	0.1297			6.2101	6.2101	6.2101

Stroom No.						
componenten	Q	Q	Q	Q	Q	Q
Totaal	-1135.2			2408.8	2210.4	4905.3

Stroom No.	54	55	56	57(purge)
componenten	M	M	M	M
NO <sub>x</sub>	0	0	0	
N <sub>2</sub> O	0	0	0	
N <sub>2</sub>	0	0	0.09	
CO <sub>x</sub>	0	0	0	
H <sub>2</sub> O	0.3149	0.3149	0.0032	
O <sub>2</sub>	0	0	0	
Propeen	0	0	0	
Propeenoxide	0.0009	0.0009	0.0009	
Acetaldehyde	0	0	0	
Acroleïne	0	0	0.0603	
Formaldehyde	0.0007	0.0007	0	
Aceton	0	0	0.0013	
Totaal	0.3164	0.3164	0.0657	

Stroom No.				
componenten	Q	Q	Q	Q
Totaal	-4853.3	-4853.3	-169.730	

### IV.1 Redenen om de roterende monoliet niet te gebruiken in dit fvo

Het grootste probleem is de warmtehuishouding van de monoliet. Dit is onder te verdelen in twee grote problemen :

- de verschillende temperaturen voor de regeneratie en de reactie
- de afvoer van de warmte die geproduceerd wordt in de monoliet.

Het eerste probleem is eigenlijk een gevolg van het tweede probleem.

Om de hoeveelheid warmte, die moet worden afgevoerd, te berekenen hebben we de volgende aannamen gedaan :

- steady state door de monoliet
- ideale plugflow

Met deze aanname's kun je de temperatuurstijging van het gas danwel de monoliet uitrekenen met de formule :

$$\Delta_r H = c_p * \phi_m * \Delta T \quad (IV.1)$$

met voor de reactiesectie

$\Delta_r H_r = -8294 \text{ kJ/s}$	$= 26. \text{ mol/s} * 319 \text{ kJ/mol} = 8294$
$c_p = 83 \text{ J/mol K}$	
$\Phi_m = 0.0261 \text{ kmol/s}$	

Dit geeft een  $\Delta T$  van het gas van bijna 4000 graden.

Met voor de regeneratiesectie

$\Delta_r H = -11399 \text{ kJ/s}$
$c_p = 34 \text{ J/mol K}$
$\phi_m = 0.071 \text{ kmol/s}$

Dit geeft een  $\Delta T$  van het gas van bijna 4700 graden.

Dit is dus de afvoer van warmte als alleen het gas zou worden opgewarmd, dit is in de praktijk natuurlijk niet het geval, er wordt ook warmte opgenomen door de monoliet.

Wanneer nu alle warmte wordt opgenomen door de monoliet wordt de temperatuurstijging m.b.v. bovenstaande formule berekend.

Met voor de reactiesectie

$\Delta_r H_r = -8294 \text{ kJ/s}$	}	wat is dit? vaste stof $c_p$ ?
$c_p = 112 \text{ J/molK}$		
$\phi_m = 5.384 \text{ kmol/s}$		

Dit geeft een  $\Delta T$  van het monoliet van bijna 14 graden.

Voor de regeneratiesectie

$\Delta_r H = -11399 \text{ kJ/s}$
$c_p = 112 \text{ J/molK}$
$\Phi_m = 5.384 \text{ kmol/s}$

Dit geeft een  $\Delta T$  van het monoliet van bijna 19 graden.



Om nu een schatting van de hoeveelheid  $N_2$  te maken benodigd om de warmte af te voeren wordt er aangenomen dat de  $\Delta T$  van het gas maximaal  $30\text{ }^\circ\text{C}$  is.

Uit de boven staande formule volgt dan dat er  $200\ 000\ \text{m}^3/\text{s}$  nodig is.

Een bijkomend probleem is om de reactor op een uniforme temperatuur te houden wanneer er gebruik wordt gemaakt van een koelmantel in en om de monoliet. Het probleem is dat wanneer de wand temperatuur op  $250\text{ }^\circ\text{C}$  wordt gehouden de temperatuur in het midden van de monoliet veel te hoog wordt zodat daar alles verbrand.

Wordt echter in het midden een temperatuur van  $250\text{ }^\circ\text{C}$  aangehouden dan wordt de wandtemperatuur zo laag dat er in de buitenstelagen van de monoliet geen reactie plaats vindt.

### Bijlage IV.2: Bepaling Disengaging Height

Een bepaalde hoogte boven het fluide bed moet gekozen worden zodat deeltjes die door gasbubbels uit het bed worden geworpen terug kunnen vallen in het bed. Deze hoogte wordt de disengaging height genoemd. De fluidisatiesnelheid is in beide fluide bedden slechts een faktor 2 hoger als de minimum fluidisatiesnelheid dus dat betekent dat deze hoogte niet zo hoog hoeft te zijn.

Door een eenvoudige krachtenbalans op een uitgeslingerd deeltje kan ongeveer worden geschat wat de disengaging height is en welke deeltjes met de gas stroom meegenomen worden uit de reactor.

Met behulp van een correlatie uit lit.[12] kan de disengaging height ook worden geschat.

Berekening deeltjes die meegenomen met de gasstroom uit de reactor:

$$F_D \geq F_g \quad (\text{IV.2})$$

$$C_D * \frac{\pi}{4} * d_p^2 * \frac{\rho_{gas} * u_s^2}{2} \geq \frac{\pi}{6} * d_p^3 * (\rho_{kat} - \rho_{gas}) * g \quad (\text{IV.3})$$

Berekening disengaging height van een uitgeslingerd deeltje:

→ krachtenbalans:  $F_{res} = F_g - F_D$  (IV.4)

→ versnelling:  $F_{res} = m*a = \frac{\pi}{6} * d_p^3 * a$  (IV.5)

→ hoogte:  $h = u_0 * t - \frac{1}{2} * a * t^2$  (IV.6)

→ tijd bij max hoogte:  $u_0 - a * t = 0$  (IV.7)

Hoogte schatting met behulp van lit.[12]:

$$\frac{C}{F} = \left( \frac{d_p}{d_{pc}} \right)^{SI} \quad (IV.8)$$

$$SI = 0.3 * \left( \frac{u^2}{g * z} \right)^{-0.594} \quad (IV.9)$$

- massa fractie van deeltjes grootte dp dat in het bed blijft C
- massa fractie van deeltjes groote dp meegenomen met gas (entrained) F
- deeltjes grootte gelijk aan het deeltje waarvan de snelheid gelijk is aan de gassnelheid dpc
- sharpness index SI
- disengaging height z

**Regenerator:**

Tabel IV.1: Waarden voor de berekening van de regenerator

drag coefficient	$C_n = 0.47$
deeltjes snelheid	$u_s = 0.62 \text{ m/s}$
deeltjesgrootte meegenomen met gas	$d_n \leq 31 \mu\text{m}$
hoogte bepaling met krachten balans	$h = 3 \text{ cm}$
massa fraktie verhouding	$C/F = 99$
deeltjes grootte	$d_{nc} = 31 \mu\text{m}$
hoogte bepaling met lit. correlatie	$z = 0.50 \text{ m}$ bij $d_n = 1 \text{ mm}$
hoogte bepaling met lit. correlatie	$z = 0.70 \text{ m}$ bij $d_n = 0.5 \text{ mm}$

Gekozen wordt voor een disengaging height van 1.5 m zodat zeker is dat alle grootte deeltjes in de reaktor blijven.

**Fluide bed warmtewisselaar**

Tabel IV.2: Waarden voor de berekening van de fluide bed warmtewisselaar

drag coefficient	$C_n = 0.47$
deeltjes snelheid	$u_s = 0.69 \text{ m/s}$
deeltjesgrootte meegenomen met gas	$d_n \leq 39 \mu\text{m}$
hoogte bepaling met krachten balans	$h = 3 \text{ cm}$
massa fraktie verhouding	$C/F = 99$
deeltjes grootte	$d_{nc} = 39 \mu\text{m}$
hoogte bepaling met lit. correlatie	$z = 0.67 \text{ m}$ bij $d_n = 1 \text{ mm}$
hoogte bepaling met lit. correlatie	$z = 1 \text{ m}$ bij $d_n = 0.5 \text{ mm}$

Gekozen wordt voor een disengaging height van 2 meter.

IV.3 De Destillatietorens

TOREN 1					
Rectificatie sectie			Stripping sectie		
	Top	Bodem	Top	Bodem	
Ml [kg/s]	14.704	11.67	3.503	3.301	
Mg [kg/s]	20.96	17.927	2.213	2.011	
Ro,g [kg/m3]	42.235	36.958	35.384	31.908	
Ro,l [kg/m3]	459.319	471.178	495.463	621.746	
Flg	0.212727	0.182316	0.423016	0.371858	
aannname tray-spacing 0.4 [m]					
surf.tens.	0.004	0.004	0.003	0.006	
Cst	0.72478	0.72478	0.684255	0.786003	
Cg	0.06	0.06	0.045	0.048	
Ug,max	0.136657	0.149059	0.111031	0.162212	
Dc	2.404147	2.275824	0.946855	0.786382	
Column area	4.539542	4.067872	0.704137	0.485687	
Downcom. area	0.544745	0.488145	0.084496	0.058282	
Net area	3.994797	3.579727	0.61964	0.427405	
Active area	3.450052	3.091583	0.535144	0.369122	
Hole area	0.345005	0.309158	0.053514	0.036912	
Ug [m/s]	0.109322	0.119243	0.088821	0.129765	
F-factor	0.710465	0.724913	0.528349	0.733003	
Tray eff.	0.6	0.6	0.58	0.71	0.6225
dp/N [Pa]	127.53	127.53	127.53	206.01	588.6
dP/N [mm H2O]	13	13	13	21	60
aantal trap.	9	15			
DeltaP tot.	1324.35	[Pa]			
Hoogte toren	11.2	[m]			
weir length	1.851193	[m]			
	0.729079	[m]			
aantal gaten	12202.07	top			
aantal gaten	1892.686	bodem			
REBOILER TYPE : THERMOSYPHON					
Vap.rate	7236	[kg/h]			
Boil.point	438.6	[K]			
Mol.weight	37.4	[kg/Kmol]			
Tc	526.44	[K]			
Latent heat	2.74E+04	[KJ/Kmol]			
sat. steam	480	[K]			

Delta T	41.4	[K]			
Tr	0.833143	[-]			
Heat flux	5.60E+04	[W/m2]	fig.12.59		
Heat load	1472.567	[KW]			
Area req.	26.29584	[m2]			
aanname:					
Di [m]	2.50E-02	# passes	1	K1	0.215
Do [m]	3.00E-02	square p.		n1	2.207
L [m]	3.66	Pt	1.25Do		
Area 1 tube	0.344947	[m2]			
# tubes	76.23162				
Db	428.9418	[mm]			
shell clear.	7	[mm]			
shell Di	442.9418	[mm]			
outlet pipe diameter	0.03742	[m2]			
pipe diam.	0.218277	[m]			
CONDENSOR TYPE: AIR-FIN			finned-tubes		
Pijpzijde					
Tin	321.7	[K]			
Tuit	321.7	[K]			
Druk	20	[bar]			
Fluidum	propyleen				
massastr.	21.42	[kg/s]			
condens.	15.17	[kg/s]			
Cp	67.6	[kJ/kmol/K]			
deltaH	281.6	[kJ/kg]			
materiaal					
Mantelzijde					
Tin	298	[K]			
Tuit	303	[K]			
Druk	1	[bar]			
Fluidum	lucht				
massastr.	283.4583	[kg/s]			
condens.	0				
Cp	3.0142	[kJ/kg/K]			
deltaH		[kJ/kg]			
materiaal					
capaciteit	4.27E+06	[J/s]			
oppervlak	423.8095	[m2]			
U	450	[W/m2/K]			
LTMD	22.4	[-]			
# Tubeside	1				
# mantelside	1				
Ft	1				
LMTD gecor.	22.4				

TOREN 2					
Rectificatie sectie			Stripping sectie		
	Top	Bodem	Top	Bodem	
MI [kg/s]	1.17	0.987	1.698	0.682	
Mg [kg/s]	2.144	1.961	1.382	0.366	
Ro,g [kg/m3]	6.076	5.694	5.661	1.689	
Ro,l [kg/m3]	764.077	767.426	784.812	926.163	
Flg	0.048663	0.043354	0.10435	0.079575	
aanneam tray-spacing 0.6 [m]					
surf.tens.	0.016	0.016	0.019	0.051	
Cst	0.956352	0.956352	0.989794	1.205891	
Cg	0.11	0.11	0.1	0.1	
Ug,max	1.174997	1.216755	1.161205	2.821243	
Dc	0.691358	0.671192	0.578457	0.349642	
Column area	0.375402	0.353821	0.262804	0.096015	
Downcom. area	0.045048	0.042458	0.031536	0.011522	
Net area	0.330354	0.311362	0.231268	0.084493	
Active area	0.285305	0.268904	0.199731	0.072971	
Hole area	0.028531	0.02689	0.019973	0.007297	
Ug [m/s]	0.939963	0.973368	0.92893	2.256911	
F-factor	2.316965	2.32266	2.210189	2.933117	
Tray eff.	0.67	0.67	0.7	0.55	0.6475
dp/N [Pa]	441.45	451.26	412.02	588.6	1893.33
dP/N [mm H2O]	45	46	42	60	
aantal trap.	9	14			
delta P tot.	4259.993	[Pa]			
	0.0426	[bar]			
Hoogte toren	13.2	[m]			
weir length	0.532346	[m]			
	0.445412	[m]			
aantal gaten	1009.062	top			
aantal gaten	706.4047	bodem			
REBOILER TYPE : THERMOSYPHON					
Vap.rate	1296	[kg/h]			
Boil.point	407	[K]			
Mol.weight	18.0668	[kg/Kmol]			
Tc	646.4	[K]			
Latent heat	3.91E+04	[KJ/Kmol]			
sat. steam	450	[K]			



	TOREN 3				
	Rectificatie sectie		Stripping sectie		
	Top	Bodem	Top	Bodem	
MI [kg/s]	2.053	2.031	1.984	1.571	
Mg [kg/s]	2.961	2.939	1.919	1.505	
Ro,g [kg/m3]	4.47	4.59	4.599	3.983	
Ro,l [kg/m3]	782.172	780.376	780.295	781.415	
Flg	0.052415	0.052999	0.079372	0.074525	
aannname tray-spacing 0.6 [m]					
surf.tens.	0.018	0.017	0.017	0.017	
Cst	0.979148	0.968019	0.968019	0.968019	
Cg	0.11	0.11	0.105	0.105	
Ug,max	1.420673	1.384335	1.32004	1.420035	
Dc	0.861463	0.858007	0.709301	0.650776	
Column area	0.582858	0.578192	0.39514	0.332624	
Downcom. area	0.069943	0.069383	0.047417	0.039915	
Net area	0.512915	0.508809	0.347723	0.292709	
Active area	0.442972	0.439426	0.300306	0.252794	
Hole area	0.044297	0.043943	0.030031	0.025279	
Ug [m/s]	1.136496	1.107427	1.055993	1.135986	
F-factor	2.402823	2.372583	2.264607	2.267139	
Tray eff.	0.62	0.62	0.68	0.68	0.65
dp/N [Pa]	313.92	313.92	313.92	313.92	1255.68
dP/N [mm H2O]	32	32	32	32	
aantal trap.	42	65			
Delta P tot.	13184.64				
Hoogte toren	40.8	[m]			
weir length	0.663326	[m]			
	0.546161	[m]			
aantal gaten	1566.695	top			
aantal gaten	1062.116	bodem			
REBOILER TYPE : THERMOSYPHON					
Vap.rate	5400	[kg/h]			
Boil.point	349	[K]			
Mol.weight	50.92	[kg/Kmol]			
Tc	512.61	[K]			
Latent heat	2.98E+04	[KJ/Kmol]			
sat. steam	390	[K]			



Delta T	41	[K]			
Tr	0.680829	[-]			
Heat flux	4.20E+04	[W/m2]	fig.12.59		
Heat load	876.9639	[KW]			
Area req.	20.88009	[m2]			
aaname:					
Di [m]	2.50E-02	# passes	1	K1	0.215
Do [m]	3.00E-02	square p.		n1	2.207
L [m]	2.44	Pt	1.25Do		
Area 1 tube	0.191637	[m2]			
# tubes	108.9565				
Db	504.293	[mm]			
shell clear.	7	[mm]			
shell Di	518.293				
outlet pipe					
diameter	0.053484	[m2]			
pipe diam.	0.260956	[m]			
	CONDENSOR TYPE: AIR-FIN		finned-tubes		
Pijpzijde					
Tin	328	[K]			
Tuit	328	[K]			
Druk	2	[bar]			
Fluidum	propeenoxide				
massastr.	3	[kg/s]			
condens.	2.1	[kg/s]			
Cp	127.7	[kJ/kmol/K]			
deltaH	462	[kJ/kg]			
materiaal					
Mantelzijde					
Tin	298	[K]			
Tuit	303	[K]			
Druk	1	[bar]			
Fluidum	lucht				
massastr.	50.02481	[kg/s]			
condens.	0				
Cp	1.0075	[kJ/kg/K]			
deltaH		[kJ/kg]			
materiaal					
capaciteit	1.39E+06	[J/s]			
oppervlak	112	[m2]			
U	450	[W/m2/K]			
LTMD	27.5	[-]			
# Tubeside	1				
# mantelside	1				
Ft	1				
LMTD gecor.	22.4				



Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerpers:

S.Visser  
B.T.Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H1		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	: - <u>warmtewisselaar</u> - koeler - condensor - verdamper		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - <u>floating head</u> - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:2661	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:235	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:50	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:226	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:226	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		<b>Mantelzijde</b>	<b>Pijpzijde</b>
Soort fluïdum		Propeen recycle eerste toren	produkten
Massastroom [kg/s]		6.3	8.2
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]		1.83	2.37
Verdampingswarmte [kJ/kg]			
Temperatuur IN [°C]		-5.1	410
Temperatuur UIT [°C]		230	273
Druk [bar]		5	20.4
Materiaal		Carbon steel	Stainless steel

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerpers:

S. Visser  
B. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H2		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	: - <u>warmtewisselaar</u> - koeler - condensor - verdamper		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - <u>floating head</u> - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:206	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:23.9	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:50	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:172	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:172	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		<b>Mantelzijde</b>	<b>Pijpzijde</b>
Soort fluïdum		propeen voeding	Producten
Massastroom [kg/s]		0.936	8.2
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]		1.75	2.17
Verdampingswarmte [kJ/kg]			
Temperatuur IN [°C]		26.9	273
Temperatuur UIT [°C]		151.9	262
Druk [bar]		5.25	20.4
Materiaal		Carbon steel	Stianless steel

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechologie

Datum: 12/12/1995

Ontwerpers:

S. Visser

B. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H3		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	: - <u>warmtewisselaar</u> - koeler - condensor - verdamper		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - <u>floating head</u> - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:336	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:27.9	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:50	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:241	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:241	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		<b>Mantelzijde</b>	<b>Pijpzijde</b>
Soort fluïdum		propeen/produkt	voeding proppeen
Massastroom [kg/s]		38.2	0.936
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			0.766
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]		2.15	2.11
Verdampingswarmte [kJ/kg]			294.6
Temperatuur IN [°C]		255	-3.7
Temperatuur UIT [°C]		251	26.8
Druk [bar]		5	5.25
Materiaal		Stainless steel	Stainless steel

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerpers:

S. Visser  
B.T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H4		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	:	- warmtewisselaar - koeler - condensor - <u>verdamer</u>	
Uitvoering	:	- met vaste pijpplaten - <u>floating head</u> - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar	
Positie	:	- <u>horizontaal</u> - verticaal	
Capaciteit	:1541	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:64.3	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:100	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisches temperatuursverschil (LMTD)	:241	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:241	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		<b>Mantelzijde</b>	<b>Pijpzijde</b>
Soort fluïdum		propeen recycle	water
Massastroom [kg/s]		38.2	0.58
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			0.58
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]		2.1	4.19
Verdampingswarmte [kJ/kg]			2025
Temperatuur IN [°C]		251	20
Temperatuur UIT [°C]		232	164
Druk [bar]		20	7
Materiaal		Stainless Steel	Stainless Steel

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechologie

Datum:12/12/1995  
Ontwerpers:

S.Visser  
B.T.Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H5		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	:	- warmtewisselaar - koeler <u>- condensor (lucht)</u> - verdamper	
Uitvoering	:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld <u>finned tubes</u> - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar	
Positie	:	<u>- horizontaal</u> - verticaal	
Capaciteit	:4270	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:424	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:450	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:22.4	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:22.4	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		<b>Mantelzijde</b>	<b>Pijpzijde</b>
Soort fluïdum		lucht	propeen
Massastroom [kg/s]		283	21.4
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			15.2
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]		3.01	67.6
Verdampingswarmte [kJ/kg]			281.6
Temperatuur IN [°C]		25	49
Temperatuur UIT [°C]		30	49
Druk [bar]		1	20
Materiaal			

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerpers:

S. Visser  
B. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H6		Aantal serie	:	1
		Aantal parallel	:	1
<b>Algemene eigenschappen</b>				
Type	:	- warmtewisselaar - koeler - condensor - <u>verdamer</u>		
Uitvoering	:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld <u>thermopsiphon</u> - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	:	- <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:778	[kW]		(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:20.5	[m <sup>2</sup> ]		(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	[W/m <sup>2</sup> .K]		(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:43.0	[°C]		
Aantal passages pijpzijde	:1			
Aantal passages mantelzijde	:1			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1			
Gecorrigeerde LMTD	:43.0	[°C]		
<b>Bedrijfscondities</b>				
		Mantelzijde		Pijpzijde
Soort fluidum		stoom		PO, Water, Acrol.
Massastroom	[kg/s]			
Massastroom te				
- verdampen	[kg/s]			1.85
- condenseren	[kg/s]	0.48		
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]			
Verdampingswarmte	[kJ/kg]	2020		504
Temperatuur IN	[°C]	177		134
Temperatuur UIT	[°C]	177		134
Druk	[bar]	9.3		3
Materiaal				

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerpers:

S. Visser  
E. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H7		Aantal serie	:	1
		Aantal parallel	:	1
<b>Algemene eigenschappen</b>				
Type	: - warmtewisselaar - koeler - <u>condensor</u> (lucht) - verdamper			
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld <u>finned tubes</u> - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar			
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal			
Capaciteit	: 613	[kW]	(berekend)	
Warmtewisselend oppervlak	: 31	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	: 450	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	: 44.1	[°C]		
Aantal passages pijpzijde	: 1			
Aantal passages mantelzijde	: 1			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	: 1			
Gecorrigeerde LMTD	: 44.1	[°C]		
<b>Bedrijfscondities</b>				
		Mantelzijde		Pijpzijde
Soort fluïdum		lucht		Propeenoxide Acroleïne 2.3
Massastroom	[kg/s]	41		
Massastroom te				
- verdampen	[kg/s]			
- condenseren	[kg/s]			1.3
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	3.01		79.6
Verdampingswarmte	[kJ/kg]			475
Temperatuur IN	[°C]	25		71
Temperatuur UIT	[°C]	30		71
Druk	[bar]	1		3
Materiaal				

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995

Ontwerpers:

S.Visser

B.T.Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H8		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	: - warmtewisselaar - koeler - condensor - <u>verdamer</u>		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld <u>thermopsiphon</u> - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:778	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:20.5	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:43.0	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:43.0	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum		stoom	Water
Massastroom [kg/s]			
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			0.37
- condenseren [kg/s]		0.39	
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]			
Verdampingswarmte [kJ/kg]		2027	2123
Temperatuur IN [°C]		177	134
Temperatuur UIT [°C]		177	134
Druk [bar]		9.3	3
Materiaal			



Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerpers:

S. Visser  
B. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H9		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	: - warmtewisselaar - koeler - <u>condensor</u> (lucht) - verdamper		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld <u>finned tubes</u> - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:1390	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:78.5	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:450	[W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:27.5	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:27.5	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		<b>Mantelzijde</b>	<b>Pijpzijde</b>
Soort fluïdum		lucht	Propeenoxide
Massastroom [kg/s]		64.4	3.0
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			3.0
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]		3.01	127.7
Verdampingswarmte [kJ/kg]			462
Temperatuur IN [°C]		25	55
Temperatuur UIT [°C]		30	55
Druk [bar]		1	2
Materiaal			

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
 Ontwerpers:

S. Visser  
 B. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H10		Aantal serie	:	1
		Aantal parallel	:	1
<b>Algemene eigenschappen</b>				
Type	: - warmtewisselaar - koeler - condensor - <u>verdamer</u>			
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld <u>thermopsiphon</u> - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar			
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal			
Capaciteit	: 877	[kW]		(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	: 20.9	[m <sup>2</sup> ]		(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	[W/m <sup>2</sup> .K]		(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	: 41.0	[°C]		
Aantal passages pijpzijde	: 1			
Aantal passages mantelzijde	: 1			
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	: 1			
Gecorrigeerde LMTD	: 41.0	[°C]		
<b>Bedrijfscondities</b>				
		Mantelzijde		Pijpzijde
Soort fluïdum		stoom		Acroleïne
Massastroom [kg/s]				
Massastroom te				
- verdampen [kg/s]				1.6
- condenseren [kg/s]		0.41		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]				
Verdampingswarmte [kJ/kg]		2214		585
Temperatuur IN [°C]		117		76
Temperatuur UIT [°C]		117		76
Druk [bar]		1.8		3
Materiaal				

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerper:

Harco Reinink

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER:H11		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	: - warmtewisselaar - <u>koeler</u> (lucht) - condensor - verdamper		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten <u>finned tubes</u> - floating head - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - <u>horizontaal</u> - verticaal		
Capaciteit	:14700	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:8750	[m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:12	[W/m <sup>2</sup> .K]	(berekend)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:140	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	:1		
Aantal passages mantelzijde	:1		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:1		
Gecorrigeerde LMTD	:140	[°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum		lucht	stikstof
Massastroom	[kg/s]	231	100
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	1.0	1.05
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		
Temperatuur IN	[°C]	25	540
Temperatuur UIT	[°C]	80	400
Druk	[bar]	1	5
Materiaal		aluminium	

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 12/12/1995  
Ontwerper:

Harco Reinink

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H12		Aantal serie :	1
		Aantal parallel :	1
<b>Algemene eigenschappen</b>			
Type	:	- warmtewisselaar - <u>koeler (water)</u> - condensor - verdamper	
Uitvoering	:	- met vaste pijpplaten - <u>floating head</u> - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar	
Positie	:	- <u>horizontaal</u> - verticaal	
Capaciteit	:	91 [kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	:	3.8 [m <sup>2</sup> ]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	:	100 [W/m <sup>2</sup> .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	:	239 [°C]	
Aantal passages pijpzijde	:	1	
Aantal passages mantelzijde	:	1	
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	:	1	
Gecorrigeerde LMTD	:	239 [°C]	
<b>Bedrijfscondities</b>			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		recycle N <sub>2</sub> O	water
Massastroom	[kg/s]	4.5	1.1
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg.°C]	1.068	
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		4.186
Temperatuur IN	[°C]	279	
Temperatuur UIT	[°C]	260	20
Druk	[bar]		40
Materiaal		5 steel	3 stainless steel

Apparatenlijst voor reaktoren

APPARAAT NO.	R1	R2	R3
Benaming : Type :	Riser Reaktor	Regenerator Fluide Bed	Warmtewissel. Fluide Bed
Capaciteit : gasdeb. [m <sup>3</sup> /s] kat. [kg/s]	8.6 467	3.5 467	26 467
Abs./Eff. <sup>1</sup> druk [bar]:	5	5	5
Temp. [°C]:	227	260	227
Bedhoogte [m]: Hoogte [m] : Diameter [m] :	28.1 0.95	3.4 4.9 2.7	5.8 7.8 7.0
Constructie- materialen	Stainless Steel	Carbon Steel	Carbon Steel
Overig : Bedporositeit verblijftijd kat [s] drukval [bar]:	0.95 3 0.2	0.57 24 0.2	0.58 270 0.3

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 11/12/1995

Ontwerpers:  
S. Visser  
B. T. Ham

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : T1__									
<b>Algemene eigenschappen</b>									
Functie		= - destillatie / extractie / absorptie / _____							
Type toren		= - gepakt / schotel / sproeier / _____							
Type schotel		= - klokje / zeefplaat / valve / _____							
Aantal schotels									
- theoretisch		=9							
- praktisch		=15							
- Voedingschotel (pract)		=7							
Schotelafstand (HETS)		=0.4 [m] -----				Materiaal schotel : S.S.			
Diameter toren		=2.4/0.95 [m] -----				Hoogte toren		:11.2 [m]	
Materiaal toren		=Stainless Steel							
Verwarming		= - geen / open stoom / reboiler / _____							
<b>Bedrijfscondities</b>									
	Voeding		Top		Bodem		Reflux-/ Absorptie- middel		Extrac- tie- middel
Temp. [°C]	:261		:49		:165		:49		:
Druk [bar]	:20		:20		:20		:20		:
Dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ]	:19.4		:43.8		:641		:43.8		:
Massastroom [kg/s]	:7.5		:6.2		:1.29		:18.8		:
	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	
<b>Samenstelling</b>									
Formaldehyde	0.01	0.01	0	0	0.05	0.05	0	0	
CO <sub>2</sub>	0.37	0.37	0.47	0.47	0	0	0.47	0.47	
Water	9.66	9.66	0	0	24.7	24.7	0	0	
Acroleine	0.59	0.59	0	0	4.72	4.72	0	0	
Aceton	0.01	0.01	0	0	0.10	0.10	0	0	
Propenoxide	8.50	8.50	0.01	0.01	69.9	69.9	0.01	0.01	
Propen	80.8	80.8	99.5	99.5	0.48	0.48	99.5	99.5	
Acetaldehyde	0.01	0.01	0	0	0.08	0.08	0	0	
<b>Ontwerp</b>									
Aantal klokjes / zeefgaten / _____ :12202/1893					Type pakking : Materiaal pakking :				
Actief schoteloppervlak :3.5/0.5 [m]					Afmetingen pakking				
Lengte overlooprand :1900/700 [mm]					- inhoud : [m <sup>3</sup> ]				
Diameter valpijp / gat / _____ :6 [mm]					- lengte : [m]				
					- breedte : [m]				
					- hoogte : [m]				

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechologie

Datum: 11/12/1995  
Ontwerpers:  
S. Visser  
B. T. Ham

**SPECIFICATIEFORMULIER TORENS**

APPARAATNUMMER : T2 _____									
<b>Algemene eigenschappen</b>									
Functie		= - destillatie / extractie / absorptie / _____							
Type toren		= - gepakt / schotel / sproeier / _____							
Type schotel		= - klokje / zeefplaat / valve / _____							
Aantal schotels									
- theoretisch		=9							
- praktisch		=14							
- Voedingschotel (pract)		=7							
Schotelafstand (HETS)		=0.6		[m]		-----		Materiaal schotel :Stainless Steel	
Diameter toren		=0.69/0.57		[m]		-----		Hoogte toren :13.2 [m]	
Materiaal toren		=Stainless Steel							
Verwarming		= - geen / open stoom / reboiler / _____							
<b>Bedrijfscondities</b>									
	Voeding		Top		Bodem		Reflux-/ Absorptie- middel		Extrac- tie- middel
Temp. [°C]	:91.4		:71.3		:133.8		:71.3		:
Druk [bar]	:3.5		:3		:3		:3		:
Dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ]	:15.8		:6.41		:15.9		:6.41		:
Massastroom [kg/s]	:1.29		:0.97		:0.32		:1.28		:
	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	
<b>Samenstelling</b>									
Formaldehyde	0.05	0.05	0	0	0.21	0.21	0	0	
CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	0	
Water	24.7	24.7	0.33	0.33	99.5	99.5	0.33	0.33	
Acroleine	4.70	4.70	6.26	6.26	0	0	6.26	6.26	
Aceton	0.01	0.01	0.13	0.13	0	0	0.13	0.13	
Propeenoxide	69.9	69.9	92.5	92.5	0.28	0.28	92.5	92.5	
Propeen	0.48	0.48	0.64	0.64	0	0	0.64	0.64	
Acetaldehyde	0.01	0.01	0.01	0.01	0	0	0.01	0.01	
<b>Ontwerp</b>									
Aantal klokjes / zeefgaten / _____** :1009/706					Type pakking : Materiaal pakking :				
Actief schoteloppervlak :0.28/0.20 [m]					Afmetingen pakking				
Lengte overlooprand :532/445 [mm]					- inhoud : [m <sup>3</sup> ]				
Diameter valpijp / gat / _____ :6 [mm]					- lengte : [m]				
					- breedte : [m]				
					- hoogte : [m]				

Technische Universiteit Delft  
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 11/12/1995

Ontwerpers:  
S. Visser  
B. T. Ham

**SPECIFICATIEFORMULIER TORENS**

APPARAATNUMMER : T3 _____									
<b>Algemene eigenschappen</b>									
Functie		= - destillatie / extractie / absorptie / _____							
Type toren		= - gepakt / schotel / sproeier / _____							
Type schotel		= - klokje / zeefplaat / valve / _____							
Aantal schotels									
- theoretisch		=42							
- praktisch		=65							
- Voedingschotel (pract)		=32							
Schotelafstand (HETS)		=0.6		[m]		----- Materiaal schotel : Carbon Steel			
Diameter toren		=0.86/0.71		[m]		----- Hoogte toren		:40.8 [m]	
Materiaal toren		=Carbon Steel							
Verwarming		= - geen / open stoom / reboiler / _____							
<b>Bedrijfscondities</b>									
	Voeding		Top		Bodem		Reflux-/ Absorptie-middel		Extrac-tie-middel
Temp. [°C]	:71.3		:51.8		:75.8		:51.8		:
Druk [bar]	:3.0		:2.0		:2.16		:2.0		:
Dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ]	:6.40		:783		:695		:783		:
Massastroom [kg/s]	:0.973		:0.908		:0.065		:2.10		:
Samenstelling	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	
	Formaldehyde	0	0	0	0	0	0	0	
	CO <sub>2</sub>	0	0	0	0	0	0	0	
	Water	0.33	0.33	0	0	4.84	4.84	0	0
	Acroleine	6.26	6.26	0.07	0.07	91.8	91.8	0.07	0.07
	Aceton	0.13	0.13	0	0	1.95	1.95	0	0
	Propeenoxide	92.5	92.5	99.1	99.1	1.37	1.37	99.1	99.1
	Propeen	0.64	0.64	0.68	0.68	0	0	0.68	0.68
Acetaldehyde	0.01	0.01	0.11	0.11	0	0	0.11	0.11	
<b>Ontwerp</b>									
Aantal klokjes / zeefgaten / _____ :1567/1062					Type pakking : Materiaal pakking :				
Actief schoteloppervlak :0.44/0.3 [m]					Afmetingen pakking				
Lengte overlooprand :663/546 [mm]					- inhoud : [m <sup>3</sup> ]				
Diameter valpijp / gat / _____ :6 [mm]					- lengte : [m]				
					- breedte : [m]				
					- hoogte : [m]				



**Apparatenlijst voor pompen, blowers en compressoren**

APPARAAT NO.	C1	C2	C3	C4	C5
Benaming : Type :	compressor	compressor	compressor	compressor	compressor
Te verpompen medium :	produkten	afgas (N <sub>2</sub> O) adipine	recycle afgas reg.	recycle N, fluide bed	rec. produktriser
Capaciteit : [t/d]/[kg/s] <sup>2</sup>	8.23	7.73	4.5	100	38
Dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ] :	4/15	3.05	3.1/3.2	2.5/3.1	4.0/4.9
Zuig-/persdruk (abs./eff.) [bar] :	4/21.4	1/5	4.6/5.0	3.4/5.0	4.0/5.1
Temp. In/Uit [°C] :	230/411	31/260	255/279	195/267	230/255
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	1490 2981	847 1694	57 114	5774 7699	938 1875
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Speciale constructiematerialen	Stainless Steel				Stainless Steel
Overig :					

Apparatenlijst voor pompen, blowers en compressoren

APPARAAT NO.	E1	E2	E3
Benaming : Type :	expander	expander	expander
Te verpompen medium :	recycle prop.	Water/PO	propeen feed
Capaciteit : [t/d]/[kg/s] <sup>3</sup>	6.21	1.3	0.94
Dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ] :	43/11	641/15.8	500/55
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.) [bar] :	20/5	20/3.5	20/5.25
Temp. In/Uit [°C] :	49/-5	165/91	27/-3.7
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	-399 -199	-42.8 -21.4	-6.7 -3.4
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1
Speciale constructie- materialen	Stainless Steel	Stainless Steel	Stainless Steel
Overig :			

Apparatenlijst voor pompen, blowers en compressoren

FVO Nr. 3159

APPARAAT NO.	P1	P2	P3
Benaming : Type :	pomp centrifugaal	Pomp centrifugaal	Pomp centrifugaal
Te verpompen medium :	propeen	PO/Acr.	PO
Capaciteit : [t/d]/[kg/s] <sup>4</sup>	0.041	0.0017	0.0027
Dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ] :	459	764	782
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.) [bar] :	20/20.5	3/3.5	2/2.5
Temp. In/Uit            [°C] :	98.6/98.6	71.4/71.4	51.9/51.9
Vermogen [kW] - theorie : - praktisch :	2.1 4.1	0.084 0.17	0.13 0.27
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1
Speciale constructie- materialen			
Overig :			

Tabel VI.1: HAZOP-analyse van riserreactor.

Sleutelwoord	Verstoring	Oorzaak	Gevolg	Actie
GEEN	gasvoeding	flowcontroller werkt niet	geen reactie, druk in reactor daalt	flowcontroller herstellen
		lek in leiding van de voeding	explosie gevaar door propeen uitstroom, geen reactie, druk in reactor daalt	stoppen voeding recyclegas spuien, alarm-centrale inschakelen, lek dichteten of nieuwe leiding
		geen aanvoer	geen reactie, druk daalt in reactor	proces stoppen, aanvoer propeen herstellen
GEEN	vaste stof voeding	compressor werkt niet	geen reactie, druk in reactor daalt	proces stoppen compressor herstellen
		leiding verstopt	fluïdebed loopt vol, geen reactie	proces stoppen voeding stoppen, recyclegas spuien, leiding ontstoppen
		levelcontroller fluïdebed werkt niet goed	geen reactie, fluïdebed loopt vol	proces stoppen voeding stoppen, recyclegas spuien, levelcontroller herstellen
		lek in leiding	geen reactie	proces stoppen voeding stoppen, recyclegas spuien, leiding repareren
GEEN	koelwater	pomp werkt niet goed	temperatuur in reactor stijgt	pomp repareren
		geen koelwater voorradig	temperatuur in reactor stijgt	voorraad koelwater aanvullen
		pijp geblokkeerd	temperatuur in reactor stijgt	pijp schoonmaken
MEER	gasvoeding	flowcontroller werkt niet goed	lagere conversie, temperatuur daalt, selectiviteit daalt	flowcontroller herstellen

MEER	druk	leiding verstopt	conversie en selectiviteit veranderen	proces stoppen leiding ontstoppen
		pomp werkt niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	proces stoppen pomp repareren
		compressor werkt niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	proces stoppen compressor repareren
		druk controller functioneert niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	druk controller herstellen
	vaste stof voeding	flowcontroller functioneert niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	flowcontroller repareren
	temperatuur	temperatuur controller werkt niet goed	conversie stijgt	temperatuur controller repareren
warmtewisselaar werkt niet goed		conversie stijgt	warmtewisselaar herstellen	
TERUG	stroom	flowcontroller werkt niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	flowcontroller repareren, terugstroom klep installeren
		drukcontroller werkt niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	drukcontroller repareren terugstroom klep installeren
		uitstroom opening verstopt	conversie en selectiviteit veranderen	proces stoppen opening vrij- maken
MINDER	gasvoeding	flowcontroller werkt niet goed	conversie en selectiviteit veranderen	flowcontroller repareren
	druk	lek in toevoer leiding of reactor	conversie en selectiviteit veranderen	proces stoppen lek dichten
	temperatuur	temperatuur-controller werkt niet goed	conversie daalt, selectiviteit verandert	temperatuur controller herstellen
EVENALS	lucht aanwezig in reactor		verbranding van produkten explosie gevaar	proces stoppen beveiligings- systeem in werking stellen, alarmcentrale inschakelen, reactor repareren

Tabel VI.2: HAZOP-analyse van de eerste destillatietoren.

Sleutelwoord	Verstoring	Oorzaak	Gevolg	Actie
MEER	temperatuur	stoomtoevoer naar de reboiler te hoog	minder goede scheiding	stoomtoevoer naar reboiler controleren
	druk	verstopping van de leidingen	minder goede scheiding	druk controleren, alarmcentrale inschakelen, leidingen schoonmaken
		compressor voor destillatietoren werkt niet goed	minder goede scheiding	druk controleren, alarmcentrale inschakelen, compressor herstellen
MINDER	temperatuur	stoom toevoer in reboiler te laag	minder goede scheiding	stoom toevoer naar reboiler controleren en herstellen
		kooldioxide concentratie in toren hoger	minder goede scheiding	membraan controleren en herstellen
	voeding	lekkage, verstopping van de leiding	geen juiste produktie	proces stoppen, voeding stoppen, leidingen schoonmaken of vervangen
	druk	compressor voor toren werkt niet goed	minder goede scheiding	compressor controleren en in orde maken
		lekkage in toren	minder goede scheiding	proces stoppen, alarmcentrale inlichten, voeding stoppen, lek dichten
TERUG	stroom		er stroomt vloeistof terug	terugstroomklep inbouwen

De fysische eigenschappen van de componenten

naam	Kookpunt °C bij P atm.	Molgewicht (g/mol)	Smeltpunt (°C)	Cp bij 500 K (j/mol.k)	dichtheid (kg/m <sup>3</sup> )	Structuurformule
kooldioxide	-78.5	44.01	-56.6	38.31	1.79	$O=C=O$
water	100	18.02	0	75.40	996.7	$H_2O$
acrolie	52.5-53.5	56.06	-87.7	121.8	833.2	$\overset{\cdot}{C}=\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}=O$
propeen	-47.8	42.08	-185.2	64.23	1.72	$\overset{\cdot}{C}=\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}$
propaan	-44.5	44.09	-189.9	73.77	1.81	$\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}$
formaldehyde	-21	30.03	-92.0	35.74	1.22	$\overset{\cdot}{C}=O$
ethanal	20.8	44.05	-124.6	55.82	1.82	$\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}=O$
aceton	56.2	58.08	-59.35	126.3	784.5	$\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}$
luchgas	-88.5	44.01	-90.8	38.41	1.78	$N=O-N$
stikstof	-194.8	28.0	-210	29.18	1.13	$N \equiv N$
propeen-oxide	35	58.08	-112	121.4	822.1	$\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}-\overset{\cdot}{C}$

VIII.1 Berekeningen IRR

$$I_T = 11.1 \text{ M US\$}$$

$$C_{f0} = I_T$$

$$C_{f1..f15} = \text{opbrengst} - K_T + \text{afschrijvingen}$$

$$C_{f16} = \text{restwaarde} + I_W$$

$$\text{opbrengst} = 33.1 \text{ M US\$}$$

$$K_T = 22.85 \text{ M US\$}$$

$$\text{afschrijvingen} = 0.888 \text{ M US\$}$$

$$\text{restwaarde} = 10\% \text{ van } I_F$$

$$I_F = 0.8 * I_T$$

$$I_W = 0.06 * I_T$$

$$C_{f0} + \sum_{j=1}^{15} C_{f1..f15} * \exp(-r * j) + C_{f16} * \exp(-16 * r) = 0$$

Door op de bovenstaande formule een iteratief proces t.o.v. r los te laten in MATHCAD werd er een r gevonden van 0.96.

De IRR wordt dan,  $r * 100\%$ , 69%.



CAS-nummer: [10024-97-2]  
 distikstofoxide  
 stikstofoxyduul

N<sub>2</sub>O

**LACHGAS**  
 (drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	-89	<b>KLEURLOOS ONDER DRUK TOT VLOEISTOF VERDICHT GAS MET TYPERENDE GEUR</b> Het gas is zwaarder dan lucht. Bij verhitting boven 650 °C in aanwezigheid van lucht ontstaan giftige gassen ( <i>stikstofdioxide</i> , zie aldaar). Boven 300 °C is de stof een sterk oxidatiemiddel. Met ammoniak, koolmonoxide, waterstof, zwavelwaterstof, fosfine en vele andere brandbare dampen of gasen kunnen explosieve gasmengsels gevormd worden.	
Smeltpunt, °C	-91		
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8		
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,5		
Dampspanning, bar bij 20 °C	51		
Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 20 °C	0,12		
Relatieve molecuulmassa	44,0	MAC-waarde	80 ppm      152 mg/m <sup>3</sup>
Brutoformule: N <sub>2</sub> O		Wijze van opname / Inademingsrisico: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan bij vrijkomen van dit gas zeer snel worden bereikt. Directe gevolgen: De stof werkt op het zenuwstelsel.	
DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar, doch bevordert brand van andere stoffen.	geen open vuur, geen vonken en niet roken.	bij brand in directe omgeving: alle blusstoffen toegestaan.	
Explosie: mengsels van lachgas met ammoniak, koolmonoxide, waterstof, zwavelwaterstof, fosfine en vele andere brandbare dampen zijn explosief.		bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water.	
Inademen: hoofdpijn, slaperigheid, bewusteloosheid.	ruimtelijke afzuiging, plaatselijke afzuiging, ademhalingsbescherming (filtertype NO).	frisse lucht, rust, en arts waarschuwen.	
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING	
Opruimen gemorst produkt: Deskundige waarschuwen! Draag verse luchtkap/persluchtmasker. Gevaarzone ontruimen. Extra ventilatie. Etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels. Opslag: brandveilig, indien binnen een gebouw, gescheiden van brandbare stoffen en reductiemiddelen, koel.		Afleveringsetiket: vraag leverancier          BAGA: D 4 KCA : VI	
OPMERKINGEN			
De MAC-waarde is een wettelijke grenswaarde. Bij hoge concentraties in de lucht, bijvoorbeeld in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. Oplosbaarheid in water bij 0 °C; 130 g/100 ml. Wordt gebruikt als narcose gas. Lekkende drukhouder met lek naar boven draaien anders ontsnapt vloeibaar lachgas.			
Transport Emergency Card TEC(R)-20G16		GEVI: 25; UN-nummer: 1070	

CAS-nummer: [75-07-0]  
 acetaldehyd  
 acetaldehyde  
 ethanal

CH<sub>3</sub>CHO

**ACEETALDEHYDE**

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	21	<b>KLEURLOZE VLOEISTOF MET TYPERENDE GEUR</b>	
Smeltpunt, °C	-123	De damp is zwaarder dan lucht en verspreidt zich over de grond met kans op ontsteking op afstand. De stof kan vermoedelijk peroxiden vormen. De stof kan heftig polymeriseren onder invloed van loog. De stof kan auto-oxideren en daardoor het explosieve acetaldehyde monoperacetaat vormen. De stof is een sterk reductiemiddel en reageert heftig met oxidatiemiddelen. Reageert heftig met diverse organische verbindingen, halogenen, anorganische zuren en logen en aminen.	
Vlampunt, °C	-40	MAC-waarde 100 ppm 180 mg/m <sup>3</sup>	
Zellontbrandingstemperatuur, °C	140	<b>Wijze van opname / Inademingsrisico:</b> De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing van de damp en door inslikken. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan door verdamping van deze stof bij 20 °C zeer snel worden bereikt. <b>Directe gevolgen:</b> De stof werkt irriterend op de huid. De damp van de stof werkt bijtend op de ogen en de ademhalingsorganen. Inademing van zeer fijne partikeldeeltjes kan longoedeem veroorzaken (zie Opmerkingen). De stof kan inwerken op het centraal zenuwstelsel, met als gevolg verlaging van het bewustzijn. Blootstelling kan bij hoge concentraties de dood tot gevolg hebben. Na blootstelling onder medische observatie stellen. <b>Gevolgen bij langdurige, herhaaldelijke blootstelling:</b> Herhaaldelijk of langdurig contact met de huid kan dermatitis veroorzaken. Er zijn aanwijzingen dat acetaldehyde kankerwekkend is voor de mens. Kan schade toebrengen aan de erfelijke eigenschappen.	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8		
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,5		
Relatieve dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht = 1)	1,5		
Dampspanning, mbar bij 20 °C	990		
Oplosbaarheid in water	volledig		
Explosiegrenzen, volume% in lucht	4-57		
Soortelijke geleiding, pS/m	1,2 x 10 <sup>8</sup>	<b>Brutoformule:</b> C <sub>2</sub> H <sub>4</sub> O	
Relatieve molecuulmassa	44,1	<b>DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN</b>	
Log P octanol/water	0,4	<b>PREVENTIE</b>	
		<b>BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP</b>	
<b>Brand: zeer brandgevaarlijk.</b>		geen open vuur, geen vonken en niet roken, geen contact met hete oppervlakken (stoomleidingen).	
<b>Explosie: damp met lucht explosief.</b>		gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting, bij vullen, aftappen of verwerken geen perslucht toepassen, vonk-arm handgereedschap.	
		<b>VORMING VAN NEVEL VOORKOMEN! STRENGE HYGIENE!</b>	
<b>Inademen: bijtend, keelpijn en hoesten, branderig gevoel, kortademigheid, ademnood, verwarving, sufheid, bewusteloosheid.</b>		ruimtelijke afzuiging, plaatselijke afzuiging, ademhalingsbescherming (filter-type AX).	
<b>Huid: roodheid en pijn.</b>		handschoenen (butylrubber), beschermende kleding.	
<b>Ogen: bijtend, slecht zien.</b>		zuurbrijl.	
<b>Inslikken: bijtend, buikkramp, branderig gevoel, misselijkheid, braken, duizeligheid, sufheid.</b>		mond laten spoelen, GEEN braken opwekken, twee glazen water laten drinken, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren.	
<b>OPRUIMING / OPSLAG</b>		<b>ETIKETTERING</b>	
Oprulmen gemorst produkt: Deskundige waarschuwen! Draag handschoenen, laarzen en verse luchtkap/persluchtmasker. Bij meer dan 50 liter gevaarzone ontruimen. Explosiegevaar. Extra ventilatie. Gemorst produkt indammen en afdekken, vervolgens zorgvuldig opnemen in inert absorptiemiddel (geen zaagsel) of onschadelijk maken met 10% natriumbisulfietoplossing (pas op voor reactie). Minimaal enige uren laten staan. Reactieprodukt verwijderen met water. Spoelwater afvoeren naar riool. Vaten etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels. Opslag: brandveilig, gescheiden van oxidatiemiddelen, organische verbindingen, halogenen, anorganische zuren en logen, aminen, koel, alleen indien gestabiliseerd.		<b>Afleveringsetiket:</b>   Zeer licht ontvlambaar      Schadelijk R: 12-36/37-40 S: (2)-16-33-36/37 BAGA: D 6 KCA : III 	
<b>OPMERKINGEN</b>			
Laat arts NVIC bellen (030-2 74 88 88) voor aanwijzingen over verdere behandeling. De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning; rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Vanwege brandgevaar verontreinigde kleding uitspoelen met veel water. Zie ook PUBLICATIE RA 6/92 van de Arbeidsinspectie. Pas een stevige gebruiksverpakking toe; plaats kwetsbare gebruiksverpakking in een stevige houder.			
Transport Emergency Card TEC(R)-620		GEVI: 33; UN-nummer: 1089	

Bestelcode C-0051



Chemiekaarten elfde editie 1996

3

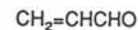
CAS-nummer: [67-64-1]  
dimethylketon  
propanon-2






ACETON

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	56	<b>KLEURLOZE VLOEISTOF MET TYPERENDE GEUR.</b>	
Smeltpunt, °C	-95	De damp is zwaarder dan lucht en verspreidt zich over de grond met kans op ontsteking op afstand.	
Vlampunt, °C	-19	Bij vullen, aftappen of verwerken geen perslucht als drijfgas toepassen. Reageert heftig met oxidatiemiddelen onder vorming van een explosief peroxide. Reageert heftig met chloroform in basisch milieu met kans op brand en explosie. Tast vele kunststoffen aan.	
Zelfontbrandingstemperatuur, °C	540	MAC-waarde	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8	750 ppm	1780 mg/m <sup>3</sup>
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	2,0	Wijze van opname / Inademingsrisico: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan door verdamping van deze stof bij ca. 20°C vrij snel worden bereikt; bij vernevelen nog sneller.	
Relatieve dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht = 1)	1,2	Directe gevolgen: De stof werkt irriterend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. De vloeistof ontvet de huid. De stof werkt op het zenuwstelsel.	
Dampspanning, mbar bij 20 °C	233		
Oplosbaarheid in water	volledig		
Explosiegrenzen, volume% in lucht	2,3-13		
Minimum ontstekingsenergie, mJ	1,15		
Soortelijke geleiding, pS/m	4,9 x 10 <sup>5</sup>		
Relatieve molecuulmassa	58,1		
Log P octanol/water	-0,2		
Brutoformule: C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O			
DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP	
Brand: zeer brandgevaarlijk.	geen open vuur, geen vonken en niet roken.	poeder, alcoholbestendig schuim, zeer veel water, koolzuur, (halonen).	
Explosie: damp met lucht explosief, kans op explosie bij reactie met sterke oxidatiemiddelen, ook bij chloroform in basisch milieu.	gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting.	bij brand: tanks/vaten koel houden door sproeien met water.	
Inademen: keelpijn, hoesten, hoofdpijn, duizeligheid, suftheid.	ruimtelijke afzuiging, plaatselijke afzuiging, ademhalingsbescherming (filtertype AX).	frisse lucht, rust, en arts waarschuwen.	
Huid: roodheid, pijn.	handschoenen (butylrubber).	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of douchen.	
Ogen: roodheid, pijn.	veiligheidsbril.	eerst langdurig spoelen met veel water (contactlenzen verwijderen mits makkelijk mogelijk), dan naar arts brengen.	
Inslikken: keelpijn, hoofdpijn, duizeligheid, suftheid.		mond laten spoelen, en arts waarschuwen of naar ziekenhuis vervoeren.	
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING	
<p>Opruimen gemorst produkt: Draag handschoenen, laarzen en verse luchtkap/persluchtmasker. Bij meer dan 50 liter gevarezone ontruimen. Explosiegevaar. Extra ventilatie. Gemorst produkt indammen en afdekken, vervolgens zorgvuldig opzuigen (explosieveilige stofzuiger) en eventueel hergebruiken. Restant opnemen in inert absorptiemiddel en dit zorgvuldig verzamelen en opslaan in vaten (hermetisch afsluiten). Eventuele laatste resten verwijderen met water. Spoelwater afvoeren naar riool. Vaten etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels. Opslag: brandveilig, gescheiden van oxidatiemiddelen.</p>		<p>Afleveringsetiket:</p>  <p>Licht ontvlambaar</p> <p>R: 11 S: (2-)9-16-23-33</p> <p>BAGA: D 6 KCA : III</p> <p>NFPA:</p> 	
OPMERKINGEN			
Gebruik van alcoholische dranken versterkt de schadelijke werking.			
Transport Emergency Card TEC(R)-30		GEVI: 33; UN-nummer: 1090	

CAS-nummer: [107-02-8]  
 acrylaldehyde  
 allylaldehyde  
 2-propenal



ACROLEÏNE

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	53	<b>KLEURLOZE VLOEISTOF, MET STEKENDE GEUR</b>	
Smeltpunt, °C	-88	De damp is zwaarder dan lucht en verspreidt zich over de grond met kans op ontsteking op afstand. De stof kan vermoedelijk peroxiden vormen. De stof kan gemakkelijk polymeriseren. Bij vullen, aftappen of verwerken geen perslucht als drijfgas toepassen. De stof is een sterk reductiemiddel en reageert heftig met oxidatiemiddelen, zuren en basen. Reageert heftig met vele stoffen met kans op brand en explosie. Tast zink en cadmium aan.	
Vlampunt, °C	-26	MAC-waarde	0,1 ppm      0,25 mg/m <sup>3</sup>
Zelfontbrandingstemperatuur, °C	220	<b>Wijze van opname / Inademingsrisico:</b> De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan door verdamping van deze stof bij 20°C zeer snel worden bereikt.	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8	<b>Directe gevolgen:</b> De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van damp en/of nevel kan ademnood veroorzaken (longoedeem). In ernstige gevallen kans op dodelijke afloop.	
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,9		
Relatieve dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht = 1)	1,27		
Dampspanning, mbar bij 20 °C	293		
Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 20 °C	20,6		
Explosiegrenzen, volume% in lucht	2,8-31		
Minimum ontstekingsenergie, mJ	0,13		
Soortelijke geleiding, pS/m	1,55 x 10 <sup>7</sup>		
Relatieve molecuulmassa	56,1		
Brutoformule: C <sub>3</sub> H <sub>4</sub> O			
DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP	
<b>Brand:</b> zeer brandgevaarlijk.	geen open vuur, geen vonken en niet roken.	poeder, A.F.F.F., schuim, koolzuur, (halonen).	
<b>Explosie:</b> damp met lucht explosief.	gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting, vonk-arm gereedschap, niet stoten of wrijven.	bij brand: tanks/vaten koel houden door spuiten met water.	
	<b>STRENGE HYGIËNE</b>	<b>IN ALLE GEVALLEN ARTS WAARSCHUWEN</b>	
<b>Inademen:</b> <i>bijtend</i> , keelpijn, hoesten, kortademigheid, ademnood.	ruimtelijke afzuiging, plaatselijke afzuiging, ademhalingsbescherming (filtertype AX).	frisse lucht, rust, halfzittende houding, en naar ziekenhuis vervoeren.	
<b>Huid:</b> <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, brandwonden.	handschoenen (butylrubber), beschermende kleding.	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of douchen, en naar arts verwijzen.	
<b>Ogen:</b> <i>bijtend</i> , roodheid, pijn, slecht zien.	gelaatsscherm, of oogbescherming in combinatie met ademhalingsbescherming.	eerst langdurig spoelen met veel water (contactlenzen verwijderen mits makkelijk mogelijk), dan naar arts brengen.	
<b>Inslikken:</b> <i>bijtend</i> , keelpijn, buikpijn, diarree.		mond laten spoelen, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren.	
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING	
<p>Opruimen gemorst produkt: Deskundige waarschuwen! Bekijk voorschrift volgens P 109. Draag chemiepak uitrusting en verse luchtkap/persluchtmasker. Gevarezone ontruimen. Explosiegevaar. Extra ventilatie. Gemorst produkt onschadelijk maken met 10% natriumbisulfietoplossing (pas op voor reactie). Minimaal enige uren laten staan. <i>Reactieprodukt</i> opnemen in inert absorptiemiddel (geen zaagsel) en dit zorgvuldig verzamelen en opslaan in vaten (niet hermetisch afsluiten). <i>Eventuele laatste resten</i> verwijderen met water. <i>Spoelwater</i> afvoeren naar riool. Vaten etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels. Opslag: brandveilig, gescheiden van oxidatiemiddelen, zuren en basen, alleen indien gestabiliseerd.</p>		<p>Afleveringsetiket:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around;"> <div style="text-align: center;">                       Licht ontvlambaar                 </div> <div style="text-align: center;">                       Zeer vergiftig                 </div> </div> <p style="text-align: right;">NFPA:</p> <div style="text-align: center;">  </div> <p>R: 11-25-26-34                      S: (1/2-)3/9/14-26-36/37/39-38-45</p> <p>BAGA: D 6                      KCA : VI</p>	
OPMERKINGEN			
<p>De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning; rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. De geur waarschuwt onvoldoende bij overschrijding van de MAC-waarde. De sterk prikkelende werking geeft een waarschuwing bij concentraties die nog niet acuut gevaarlijk zijn (tranende ogen). Vóór destillatie controleren op peroxide; bij positieve reactie dit onschadelijk maken. In PUBLIKATIEBLAD P 109 van de Arbeidsinspectie worden uitvoerige instructies gegeven voor het veilig werken met acroleïne. Pas een stevige gebruikverpakking toe; plaats kwetsbare gebruikverpakking in een stevige houder.</p>			
Transport Emergency Card TEC(R)-118		GEVI: 336; UN-nummer: 1092	

CAS-nummer: [50-00-0]  
formaline  
methanal

H<sub>2</sub>C

**FORMALDEHYDE** (37% oplossing in water met 10% methanol)

FYSISCH EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS		
Kookpunt, °C	96	<b>KLEURLOZE OPLOSSING VAN FORMALDEHYDE IN WATER, MET STEKENDE GEUR</b>		
Smeltpunt, °C	-15	De damp mengt zich goed met lucht. De stof kan vermoedelijk peroxiden vormen. De stof kan polymeriseren, afhankelijk van het methanolgehalte. De stof ontleedt bij verhitting of verbranding onder vorming van <i>mierezuur</i> (zie aldaar). De stof is een sterk reductiemiddel en reageert heftig met oxidatiemiddelen en diverse organische verbindingen. Reageert met zoutzuur onder vorming van het zeer giftige <i>bis(chloormethyl)ether</i> (zie aldaar).		
Vlampunt, °C	60	MAC-waarde	1 ppm	1,5 mg/m <sup>3</sup>
Zelfontbrandingstemperatuur, °C	424	MAC TGG-15 min.	2 ppm	3 mg/m <sup>3</sup>
Relatieve dichtheid (water = 1)	1,1	<b>Wijze van opname / Inademingsrisico:</b> De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing van de damp, door inademing van de aerosol, door de huid en door inslikken. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan door verdamping van deze stof bij ca. 20°C vrij snel worden bereikt; bij vernevelen nog sneller. <b>Directe gevolgen:</b> Traan verwekkend. De stof werkt irriterend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van zeer fijne druppeltjes en damp kan longoedeem veroorzaken (zie Opmerkingen). Inademing van de damp kan astma veroorzaken (zie Opmerkingen). <b>Gevolgen bij langdurige, herhaaldelijke blootstelling:</b> Herhaaldelijk of langdurig contact met de huid kan dermatitis veroorzaken. Herhaaldelijk of langdurig contact kan overgevoeligheid veroorzaken. Kans op aandoening van de longen bij herhaaldelijke of langdurige blootstelling aan de damp. Er zijn aanwijzingen dat formaldehyde kankerverwekkend is voor de mens.		
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,04			
Relatieve dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht = 1)	1,00			
Dampspanning, mbar bij 20 °C	ca. 2			
Oplosbaarheid in water	volledig			
Explosiegrenzen, volume% in lucht	zie opm.			
Relatieve molecuulmassa	30,0			
Log P octanol/water	0			
Brutoformule:	CH <sub>2</sub> O			
DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP		
Brand: brandbaar.	geen open vuur en niet roken.	poeder, alcoholbestendig schuim, sproeistraal water, koolzuur, (halonen).		
Explosie: boven 60 °C: damp met lucht explosief.	boven 60 °C gesloten apparaat, ventilatie.	bij brand: tanks/vaten koel houden door sproeien met water.		
	<b>VORMING VAN NEVEL VOORKOMEN! STRENGE HYGIENE!</b>			
Inademen: keelpijn en hoesten, branderig gevoel, hoesten, hoofdpijn, sufheid, kortademigheid, ademnood en hartkloppingen.	ruimtelijke of plaatselijke afzuiging, ademhalingsbescherming (filtertype B).	frisse lucht, rust, halfzittende houding, zonodig beademen, arts raadplegen en zonodig naar ziekenhuis vervoeren.		
Huid: <i>wordt opgenomen!</i> roodheid en pijn, jeuk, blaren.	handschoenen (butylrubber, PVC), beschermende kleding.	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of douchen en naar arts verwijzen.		
Ogen: tranen, roodheid, pijn, slecht zien.	gelaatsscherm.	eerst langdurig spoelen met veel water (contactlenzen verwijderen mits makkelijk mogelijk), dan naar arts brengen.		
Inslikken: <i>bijtend</i> , branderig gevoel, buikpijn, misselijkheid, braken, diarree.	niet eten, drinken of roken tijdens het werk.	mond laten spoelen. GEEN braken opwekken, twee glazen water laten drinken en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren.		
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING		
Oprulmen gemorst produkt: Draag chemicaliën-pak uitrusting en verse luchtkap/persluchtmasker. Extra ventilatie. Gemorst produkt indammen en zorgvuldig opzuigen en eventueel hergebruiken. Restant opnemen in inert absorptiemiddel (geen zaagsel) of onschadelijk maken met 10% natriumbisulfitoplossing (pas op voor reactie). Minimaal enige uren laten staan. <i>Reactieproduct</i> verwijderen met water. <i>Spoelwater</i> afvoeren naar riool. Vaten etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels. Opslag: gescheiden van oxidatiemiddelen en zoutzuur, koel, ventilatie langs de vloer.		<b>Afleveringsetiket:</b> Vergiftig NFPA: R: 23/24/25-34-40-43 S: (1/2-)26-36/37-45-51 Nota B+D BAGA: D 6 KCA : III 		
OPMERKINGEN				
Voor gezondheidsrisico's van methanol: zie desbetreffende kaart. Iemand die overgevoeligheidsverschijnselen heeft gekregen door blootstelling aan formaldehyde, dient in de toekomst blootstelling aan deze stof te vermijden. De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning; rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Laat arts NVIC bellen (030-274 88 88) voor aanwijzingen over verdere behandeling. Technische kwaliteiten bevatten meestal methanol als inhibitor. Vlampunt en zelfontbrandingstemperatuur zijn afhankelijk van het methanolgehalte. Vlampunt methanolvrij produkt: 80 °C; 10% methanol: 60 °C; 15% methanol: 50 °C. De explosiegrenzen voor methanolvrij formaldehyde zij 7-73. Minimum opslag temperatuur in verband met polymerisatie: 1 % methanol: 21 °C; 7% methanol: 16 °C; 15% methanol: 5 °C. Zie ook PUBLICATIE RA 3/87 van de Arbeidsinspectie. Pas een stevige gebruiksverpakking toe; plaats kwetsbare gebruiksverpakking in een stevige houder.				
Transport Emergency Card TEC(R)-80		GEVI: 80; UN-nummer: 2209		

CAS-nummer: [124-38-9]  
koolzuurgas

**KOOLDIOXIDE**  
(drukhouders)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	-79	<b>KLEURLOOS EN REUKLOOS ONDER DRUK TOT VLOEISTOF VERDICHT GAS</b>	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8	De damp is zwaarder dan lucht en kan zich op laaggelegen plaatsen ophopen met aldaar ka-	
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,5	zuurstofgebrek (bewusteloosheid). Bij snel uitstromen van kooldioxide uit drukkouders ontstaat	
Dampspanning, bar bij 20 °C	57,6	tische elektriciteit waardoor een (reeds aanwezig) explosief mengsel kan worden ontstoken. V-	
Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 25 °C	0,16	stromende vloeistof verdicht zich tot <i>droogijs</i> (zie aldaar). Reageert bij hogere temperatuur :	
Relatieve molecuulmassa	44,0	met ammoniak en diverse aminen.	
Brutoformule: CO <sub>2</sub>		MAC-waarde	5000 ppm 9000 mg/m <sup>3</sup>
Wijze van opname / Inademingsrisico: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door deming. Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van de lucht verstikkend werken. Directe gevolgen: Door snel verdampen kan de vloeistof bevrozing veroorzaken. Inademing de stof kan ademnood veroorzaken. In ernstige gevallen kans op bewusteloosheid.			
DIRECTE GEVAREN/SYMPTOMEN		PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HUL
Brand: niet brandbaar.			bij brand in directe omgeving: alle blusstoe-gesttaan.
Explosie:			bij brand: drukkouders koel houden door spu-met water.
Inademen: diep ademen, transpireren, adem-nood, hoofdpijn, duizeligheid.		ventilatie, ruimtelijke afzuiging, plaatselijke af-zuiging, onder geen beding filtermaskers.	frisse lucht, rust, zonodig beademing, en waarschuwen, of naar ziekenhuis vervoeren.
Huid: bij bevrozing: roodheid, pijn, ernstige brandwonden.		koude-isolerende handschoenen.	bij bevrozing: GEEN kleding uittrekken, spoelen met veel water of douchen, en waarschuwen.
Ogen: bij bevrozing: roodheid, pijn, slecht zien.		zoubril.	eerst langdurig spoelen met veel water (cont-lenzen verwijderen mits makkelijk mogelijk), naar arts brengen.
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING	
Opruimen gemorst produkt: Deskundige waarschuwen! Draag handschoenen en laarzen (koude-isolerend) en verse luchtkap/persluchtmasker. Bij meer dan 50 liter gevarezone ontruimen. Extra ventilatie. Etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels. Opslag: brandveilig indien binnen een gebouw, koel.		Afliveringsetiket: vraag leverancier	
KCA : VI			
OPMERKINGEN			
Bij hoge concentraties in de lucht, bijvoorbeeld in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. Boven 10 kooldioxide in de lucht: bewusteloosheid en dodelijke afloop; kooldioxide komt vrij bij vele gistingprocessen (in gistingskelders) en is een belang-bestanddeel van rookgas. In PUBLIKATIEBLAD P 134-5 van de Arbeidsinspectie worden uitvoerige instructies gegeven voor het veilig werken met kooldioxide. Zie ook PUBLIKATIEBLAD P 153 van de Arbeidsinspectie: "Veiligheid in ruimten bewaakt door automatische kooldioxide brandblusinstallaties".			
Transport Emergency Card TEC(R)-11		GEVI: 20; UN-nummer: 101.	

646

Bestelcode C-0377


Chemiekaarten elfde editie 1996



CAS-nummer: [115-07-1]  
methylethyleen  
propyleen



**PROPEEN**  
(drukhouder)

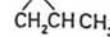
FYSISCH EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	-48	<b>KLEURLOOS ONDER DRUK TOT VLOEISTOF VERDICHT GAS</b>	
Smeltpunt, °C	-185	Het gas is zwaarder dan lucht en verspreidt zich over de grond met kans op ontsteking op afstand en kan zich op laaggelegen plaatsen ophopen met aldaar kans op zuurstofgebrek (bewusteloosheid). De stof kan peroxiden vormen en daardoor polymeriseren. Ten gevolge van het geringe geleidingsvermogen van de vloeistof kunnen elektrostatische ladingen worden opgewekt bij stroming, beweging enz. Reageert heftig met oxidatiemiddelen en vele andere verbindingen met kans op brand en explosie.	
Vlampunt, °C	-108	MAC-waarde	
Zelfontbrandingstemperatuur, °C	460	niet vastgesteld	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,5	Wijze van opname / Inademingsrisico: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan bij vrijkomen van dit gas zeer snel worden bereikt. Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van de lucht verstikkend werken. Directe gevolgen: Door snel verdampen kan de vloeistof bevrozing veroorzaken. De stof werkt op het zenuwstelsel.	
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,5	Brutoformule: $C_3H_6$	
Dampspanning, bar bij 20 °C	10		
Oplosbaarheid in water	niet		
Explosiegrenzen, volume% in lucht	2,0-11,1		
Minimum ontstekingsenergie, mJ	0,28		
Relatieve molecuulmassa	42,1		
DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN		PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP
Brand: zeer brandgevaarlijk.		geen open vuur, geen vonken en niet roken.	toevoer afsluiten, indien niet mogelijk en geen gevaar voor omgeving, laten uitbranden, anders blussen met poeder, koolzuur, (halonen).
Explosie: gas met lucht explosief.		gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting, aarden, vonkarm handgereedschap.	bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water.
Inademen: hoofdpijn, duizeligheid, sufheid, bewusteloosheid.		ruimtelijke afzuiging, plaatselijke afzuiging, onder geen beding filtermaskers.	frisse lucht, rust, en zo nodig arts waarschuwen.
Huid: bevrozing: roodheid, pijn, blaarvorming.		koude-isolerende handschoenen.	bij bevrozing: GEEN kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of douchen, en arts waarschuwen.
Ogen: bij bevrozing: roodheid, pijn, slecht zien.		gelaatsscherm.	eerst langdurig spoelen met veel water (contactlenzen verwijderen mits makkelijk mogelijk), dan naar arts brengen.
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING	
Opruimen gemorst produkt: Deskundige waarschuwen! Draag handschoenen en laarzen (koude-isolerend) en verse luchtkap/persluchtmasker. Gevaarzone ontruimen. Explosiegevaar. Extra ventilatie. Etiketieren en afvoeren volgens BAGAKCA regels. Opslag: brandveilig, gescheiden van oxidatiemiddelen, koel.		Afleveringsetiket:  Zeer licht ontvlambaar R: 12 S: (2)-9-16-33 BAGAKCA : D 5 KCA : VI NFPA: 	
OPMERKINGEN			
Bij hoge concentraties in de lucht, bijvoorbeeld in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. Voor destillatie controleren op peroxide; bij positieve reactie dit onschadelijk maken. Zie voor inertisering van explosieve gas, damp/luchtmengsels het Chemiekaartenboek, hoofdstuk 'Tabellen en formules'. Lekkende drukhouder met lek naar boven draaien anders ontsnapt vloeibaar propaan.			
Transport Emergency Card TEC(R)-137		GEVI: 23; UN-nummer: 1077	

Bestelcode C-0194

Chemiekaarten elfde editie 1996

899

CAS-nummer: [75-56-9]  
 1,2-epoxypropaan  
 methyloxiraan  
 propylenoxide



**PROPYLEENOXIDE**

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	34	<b>ZEER VLUCHTIGE KLEURLOZE VLOEISTOF MET TYPERENDE GEUR</b>	
Smeltpunt, °C	-112	De damp is zwaarder dan lucht en verspreidt zich over de grond met kans op ontsteking op afstand. De stof kan vermoedelijk peroxiden vormen en daardoor polymeriseren. De stof kan heftig polymeriseren onder invloed van basen, zuren, aminen en metaalzouten <i>met kans op brand en explosie</i> . Ten gevolge van het geringe geleidingsvermogen van de vloeistof kunnen elektrostatische ladingen worden opgewekt bij stroming, beweging etc. Reageert heftig met oxidatiemiddelen, anorganische zuren en basen, epoxyhars, chloor en ammoniak <i>met kans op brand en explosie</i> .	
Vlampunt, °C	-37	MAC-waarde	100 ppm      240 mg/m <sup>3</sup>
Zelfontbrandingstemperatuur, °C	430	Wijze van opname / Inademingsrisico: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing van de damp, door inademing van de aerosol en door inslikken. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht kan door verdamping van deze stof bij ca. 20 °C vrij snel worden bereikt; bij vernevelen nog sneller.	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8	Directe gevolgen: De stof werkt bijtend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. Inademing van zeer fijne aerosoldeeltjes kan longoedeem veroorzaken (zie Opmerkingen). De stof kan inwerken op het centraal zenuwstelsel, met als gevolg verlagings van het bewustzijn. Blootstelling kan bij hoge concentraties de dood tot gevolg hebben. Na blootstelling onder medische observatie stellen. Gevolgen bij langdurige, herhaaldelijke blootstelling: Herhaaldelijk of langdurig contact met de huid kan dermatitis veroorzaken. De stof wordt beschouwd als kankerwekkend voor de mens. Kan schade toebrengen aan de erfelijke eigenschappen.	
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	2,0	Brutoformule: C <sub>3</sub> H <sub>6</sub> O	
Relatieve dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht = 1)	1,6		
Dampspanning, mbar bij 20 °C	590		
Oplosbaarheid in water, g/100 ml	41		
Explosiegrenzen, volume% in lucht	1,9-39		
Minimum ontstekingsenergie, mJ	0,13		
Relatieve molecuulmassa	58,1		
Log P octanol/water (berekend)	0,3		
DIRECTE GEVAREN / SYMPTOMEN		PREVENTIE	BLUSSTOFFEN / EERSTE HULP
<b>Brand:</b> zeer brandgevaarlijk.		geen open vuur, geen vonken en niet roken.	poeder, alcoholbestendig schuim, zeer veel water, koolzuur, (halonen).
<b>Explosie:</b> damp met lucht explosief.		gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting, (zie Opm.)	bij brand: tanks/vaten koel houden door spuiten met water.
		<b>ALLE CONTACT VERMIJDEN!</b>	<b>IN ALLE GEVALLEN ARTS WAARSCHUWEN!</b>
<b>Inademen:</b> <i>bijtend</i> , hoesten, kortademigheid, hoofdpijn, misselijkheid, slaperigheid, ademnood.		gesloten systeem en ruimtelijke afzuiging (geen recirculatie!).	frisse lucht, rust, half zittende houding, zo nodig beademen en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren.
<b>Huid:</b> <i>bijtend</i> , roodheid en pijn, brandwonden.		handschoenen (speciaal materiaal, vraag leverancier), beschermende kleding.	bij verbranding aan de huid vastgeplakte kleding NIET lostrekken, eerst spoelen met veel water, dan pas kleding uittrekken, daarna weer spoelen en naar arts verwijzen.
<b>Ogen:</b> <i>bijtend</i> , roodheid en pijn, slecht zien, ernstige brandwonden.		gelaatsscherm, of oogbescherming in combinatie met adembescherming.	eerst langdurig spoelen met veel water (contactlenzen verwijderen mits makkelijk mogelijk), dan naar arts brengen.
<b>Inslikken:</b> <i>bijtend</i> , buikkrimp, sufheid, misselijkheid, braken, diarree.			mond laten spoelen, GEEN braken opwekken, twee glazen water laten drinken, en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren.
OPRUIMING / OPSLAG		ETIKETTERING	
<p>Opruimen gemorst produkt: Deskundige waarschuwen! Draag chemicaliën-pak uitrusting en verse luchtkap/persluchtmasker. Bij meer dan 50 liter gevarezone ontruimen. Explosiegevaar. Extra ventilatie. Gaswolk bestrijden met watergordijn. <i>Neerslag en gemorst produkt</i> indammen en afdekken, vervolgens opnemen in inert absorptiemiddel en dit zorgvuldig verzamelen en opslaan in vaten (niet hermetisch afsluiten). <i>Eventuele laatste resten</i> verwijderen met water. <i>Spoelwater</i> afvoeren naar riool.</p> <p>Vaten etiketteren en afvoeren volgens BAGA/KCA regels.</p> <p>Opslag: brandveilig, gescheiden van oxidatiemiddelen, sterke zuren, sterke basen, epoxyhars, chloor en ammoniak, koel.</p>		<p>Afleveringsetiket:</p> <div style="display: flex; justify-content: space-around;"> <div style="text-align: center;">                   Zeer licht ontvlambaar             </div> <div style="text-align: center;">                   Vergiftig             </div> </div> <p>R: 45-12-20/21/22-36/37/38                  S: 53-45                  Nota E</p> <p>BAGA: D 6                  KCA : VI</p> <div style="text-align: right;"> <p>NFPA:</p> </div>	
OPMERKINGEN			
<p>De verschijnselen van longoedeem openbaren zich veelal pas na enkele uren en worden versterkt door lichamelijke inspanning; rust en opname in een ziekenhuis is daarom noodzakelijk. Laat arts NVIC bellen (030-2 74 88 88) voor aanwijzingen over verdere behandeling. Eerste-hulp door EHBO'er voordat arts arriveert: zuurstof toedienen aan het slachtoffer.</p> <p>Vóór destillatie controleren op peroxide; bij positieve reactie dit onschadelijk maken. Het vlampunt van een 1-procentige oplossing in water is 20 °C. De geur waarschuwt onvoldoende bij overschrijding van de MAC waarde. Uitgebreide registratie verplicht volgens Besluit Kankerwerkende stoffen en processen (Stb.91, 1994).</p> <p>Pas een stevige gebruiksverpakking toe; plaats kwetsbare gebruiksverpakking in een stevige houder.</p> <p>Preventie/explosie (vervolg): voorkom opbouw van elektrostatische lading, o.a. door aarden, bij vullen, aftappen of verwerken geen perslucht toepassen, vonk-arm handgereedschap.</p>			
Transport Emergency Card TEC(R)-158		GEVI: 33; UN-nummer: 1280	