

s.v.p. retour aan:
Technische Universiteit Delft
Faculteit STM
Procesintegratie & Procesregeling
Julianalaan 136
2628 BL Delft

30/08/94

FVO Nr.

3014

Fabrieksvoorontwerp
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Onderwerp

**PRODUKTIE
van
FOSGEEN**

Auteurs

Telefoon

M.W. Hermans
D. Roodenburg

015-565288
01806-15056

Datum opdracht: 09-02-1993
Datum verslag: 25-03-1994

TU Delft

Technische Universiteit Delft

Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde



PRODUKTIE
van
FOSGEEN
- Fabrieksvoorontwerp -



Maarten Hermans
Herculesweg 101
2624 VT Delft
015-565288

Dick Roodenburg
Klaproos 30
2992 VL Barendrecht
01806-15056

Dit fabrieksvoorontwerp is uitgevoerd in
het kader van het doctoraalgedeelte van de
studie Scheikundige Technologie aan de TU Delft.



Samenvatting

Er is een fabrieksvoorontwerp gemaakt van de produktiefaciliteiten voor het produceren van fosgeen in een hoeveelheid van ongeveer 30 kton per jaar. Belangrijk aandachtspunt hierbij was de veiligheid van het proces, aangezien fosgeen extreem giftig is.

Er is een continu proces ontworpen waarin chloor en koolmonoxide over een katalysator van actieve kool reageren tot fosgeen. De opbrengst van dit proces bestaat uit 29.88 kton fosgeen per jaar met een zuiverheid van 99.96 m%. Dit produkt wordt per pijpleiding afgeleverd aan de volgende fabriek, waar het fosgeen verder wordt verwerkt.

Volgens de uitgevoerde economische evaluatie is het gemaakte ontwerp zeer rendabel. De Internal Rate of Return bedraagt 112%.

Het ontwerp bevat nog enige onzekerheden. Wat de configuratie van de uiteindelijke fabriek betreft komen deze voort uit de beperkingen van het gebruikte proces-simulatie programma (ChemCAD). Ook zijn een aantal aannamen gedaan bij gebrek aan cijfermatige gegevens. Het betreft hier zuiverheden van grondstoffen, zuiverheid van het produkt, en de optredende kinetiek in de reactoren. De economische evaluatie van het ontwerp is vanwege deze onduidelijkheden erg schematisch gehouden.

Inhoudsopgave

1. INLEIDING	1
2. UITGANGSPUNTEN VOOR HET ONTWERP	2
2.1. Algemeen	2
2.2. Voedingsstromen	2
2.3. Produktstroom	3
2.4. Afvalstromen	4
2.5. Hulpstoffen	4
2.6. Vervuiling en Corrosie	4
2.7. Veiligheid	5
2.8. Flexibiliteit	7
2.9. Economie	7
2.10. Lokatie	8
3. PROCESBESCHRIJVING	9
3.1. Algemeen	9
3.2. Het Proces	9
3.2.1. Voedingssectie	10
3.2.2. Reactiesecties	11
3.2.3. Scheidingssectie	12
3.2.4. Afgassectie	13
3.2.5. Ethaancycclus	14
3.2.6. Waterhuishouding.	14
3.3. Procesregeling	15
3.4. Start-up en Shut-down	17
3.4.1. Start-up	17
3.4.2. Shut-down	18
4. DE REACTOR	20
4.1. Reacties	20
4.3. Kinetiek	20
4.3. Katalysator	21
4.4. Ontwerp	22
4.5. Condities	24

5. BESCHRIJVING APPARATUUR	25
5.1. Warmtewisselaars	25
5.1.1. Algemeen	25
5.1.2. Verdampers	25
5.1.3. Reboilers	26
5.1.4. Koelers	26
5.1.5. Condensors	27
5.1.6. Verwarmers	27
5.2. Venturi-menger	28
5.3. Reactoren	28
5.4. Vaten	28
5.5. Pompen en Compressoren	29
5.6. Torens	29
5.6.1. Destillatietorens	29
5.6.2. Loogtoren	29
6. MASSA- EN WARMTEBALANS	31
7. ECONOMIE	40
7.1. Investeringskosten	40
7.2. Loonkosten	42
7.3. Variabele kosten	43
7.4. Totale kosten	43
7.5. Opbrengsten	44
7.6. Netto winst	44
7.7. Rentabiliteit	44
8. DISCUSSIE	46
8.1. Thermodynamica	46
8.2. Mogelijke verbeteringen van het fabrieksvoorontwerp	46
8.3. Overige discussiepunten	48
9. CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN	49

10. SYMBOLENLIJST	50
10.1. Algemeen	50
10.2. Afkortingen in processchema	50
10.3. Economische symbolen	50
10.4. Stofnamen met eventuele synoniemen	51
11. LITERATUURLIJST	52
12. BIJLAGEN	55
Bijlage I: Processchema Fosgeenproductie	57
Bijlage II: Stroomoverzicht Fosgeenproces	63
Bijlage III: Apparatenoverzicht	77
Bijlage IV: Specificatiebladen Apparatuur	83
Bijlage V: Voorbeeldberekening Verticale Verdamer	109
Bijlage VI: Berekening Venturi Menger	117
Bijlage VII: Overzicht ketelwaterkringloop	119
Bijlage VIII: Berekening Reactoren	121
Bijlage IX: Overzicht Tabellen	129
Bijlage X: Overzicht Figuren	137

1. Inleiding

Het fabrieksvoorontwerp is uitgevoerd in het kader van het doctoraal gedeelte van de studie Scheikundige Technologie aan de TU Delft. Voor dit onderdeel van de studie is een voorontwerp gemaakt van een produktieproces voor fosgeen. Dit naar aanleiding van een bericht in *ECN (1991)*.

Fosgeen is een extreem toxisch gas en het behoort tot de meest giftige stoffen die door de mens gemaakt worden. Het gas heeft echter ook zeer gunstige eigenschappen, waardoor het in vele uiteenlopende chemische processen als tussenprodukt gebruikt wordt. Ondanks de zeer grote toxiciteit is het technisch zeer goed mogelijk de bijbehorende gevaren te beheersen; *Ullman's (1979)*.

Tegenwoordig is fosgeen voornamelijk bij de produktie van polyurethanen een belangrijke grondstof. Een kleiner deel van de wereldproduktie fosgeen wordt ook nog gebruikt voor de produktie van polycarbonaten en onkruidbestrijdingsmiddelen.

2. Uitgangspunten voor het Ontwerp

2.1. Algemeen

Van de totale wereldproductie fosgeen wordt volgens *Kirk-Othmer (1982)* 85% gebruikt voor de produktie van polyurethanen. Rond de 9% wordt gebruikt in de fabricage van onkruidbestrijdingsmiddelen en de overige 6% fosgeen wordt gebruikt voor de produktie van polycarbonaten.

Vanwege de zeer grote toxiciteit mag fosgeen in nagenoeg de gehele wereld niet vervoerd of opgeslagen worden. Het overgrote deel van de wereldproductie fosgeen is dan ook niet bestemd voor de handel, maar wordt direct gebruikt in verdere omzettingen.

2.2. Voedingsstromen

De voedingsstromen zoals die in het proces gebruikt worden bestaan uiteraard niet uit zuivere stoffen. In de aangeleverde stoffen zijn nog bijprodukten aanwezig van de betreffende produktieprocessen. Hiermee zal bij het ontwerpen van het proces rekening gehouden moeten worden. Typische samenstellingen van het aangeleverde chloor en koolmonoxide zijn te zien in Tabel 1.

Tabel 1: Samenstelling grondstoffen

Component	Koolmonoxide [massa-fractie]	Koolmonoxide [mol-fractie]	Chloor [massa-fractie]	Chloor ^{a)} [mol-fractie]
Koolmonoxide	0.93698	0.94000	-	-
Chloor	-	-	0.99960	0.99900
Stikstof	0.04985	0.05000	$0.39136 \cdot 10^{-3}$	$0.1 \cdot 10^{-2}$
Kooldioxide	0.012529	0.00800	-	-
Waterstof	$0.71743 \cdot 10^{-4}$	0.00100	-	-
Tetra	-	-	$0.10853 \cdot 10^{-4}$	$0.5 \cdot 10^{-5}$
Water	-	-	$0.12711 \cdot 10^{-5}$	$0.5 \cdot 10^{-5}$
Methaan	$0.57089 \cdot 10^{-3}$	0.00100	-	-

a) Volgens *Obrecht (1975)*

De koolmonoxide wordt per pijpleiding gasvormig aangeleverd en is afkomstig van een fabriek die deze stof produceert op basis van methaan. Het chloor dat afkomstig is van elektrolyse, wordt via een pijpleiding, per trein of tankauto vloeibaar aangeleverd en onder druk opgeslagen.

De druk en temperatuur waarop de koolmonoxide en het chloor aangeleverd respectievelijk opgeslagen worden, zijn gegeven in Tabel 2.

Tabel 2: Druk en temperatuur van de chloor- en koolmonoxide voeding

Stroom	Druk [bar]	Temperatuur [°C]	Dampfractie [-]
Koolmonoxide	2.0	20	1.0
Chloor	7.0	20	0.0

Als in het ontwerp van het proces rekening gehouden wordt met de verschillende - onder andere inerte - bestanddelen van de voedingsstromen, hoeven deze voedingsstromen niet vooraf gezuiverd te worden, alvorens zij verwerkt worden tot fosgeen. Ophoping van inerte bestanddelen in het systeem wordt voorkomen door het aanbrengen van een spui..

2.3. Produktstroom

De productiecapaciteit van de te ontwerpen fabriek is afgestemd op het verbruik van een gemiddelde producent van polyurethanen. De te produceren hoeveelheid fosgeen wordt vastgesteld op 30.000 ton fosgeen per jaar bij gemiddeld 8000 bedrijfsuren per jaar.

Omdat niet bekend is wat voor eisen de gemiddelde producent van polyurethanen aan de zuiverheid van het geleverde fosgeen stelt, wordt bij het ontwerp uitgegaan van een zuiverheid van 99,95%.

In geen enkele stroom die het proces verlaat mag zich chloor bevinden, dus zeker niet in de produktstroom. Om deze reden wordt er gewerkt met een overmaat koolmonoxide, zodat alle chloor omgezet kan worden. Als eis wordt gesteld dat minimaal 95% van het verse koolmonoxide omgezet wordt naar fosgeen.

2.4. Afvalstromen

In het fosgeenproces worden twee afvalstromen geproduceerd.

Eén bestaat uit een verdunde loogoplossing met daarin een hoeveelheid natriumchloride opgelost. Deze stroom kan naar de afvalwaterzuivering doorgestuurd worden ter neutralisatie.

De andere afvalstroom is gasvormig en bestaat uit een spui om ophoping van inerte stoffen in het systeem te voorkomen. Deze stroom bevat stoffen als stikstof, koolmonoxide en kooldioxide.

2.5. Hulpstoffen

In het proces worden ketelwater, stoom, loogoplossing en ethaan als hulpmiddelen gebruikt om fosgeen te kunnen produceren.

Ketelwater wordt gebruikt om diverse processtromen af te koelen dan wel op te warmen. Het ethaan vormt het koelmiddel waarmee de condensor van de fosgeentoren geopereerd wordt. De stoom wordt in de reboiler van de tetratoren gebruikt om voor de verdamping van het bodemprodukt te zorgen.

De loogoplossing dient om waterstofchloride, eventueel niet omgezet chloor en doorgeslagen fosgeen op te vangen en te neutraliseren.

2.6. Vervuiling en Corrosie

In het proces komen voornamelijk gasvormige stromen voor, bestaande uit relatief lichte componenten die met elkaar ook alleen gasvormige produkten vormen. Deze stoffen zullen de fabriek niet vervuilen. In het proces worden geen stoffen gevormd die neer kunnen slaan op het materiaal.

De katalysator in het proces is actieve kool. Door slijtage kan fijn stof van de katalysator meegesleurd worden en zich gaan ophopen in bijvoorbeeld de reboilers van de destillatietorens of neerslaan op wanden van leidingen en apparatuur. Het installeren van filters op de goede plaatsen kan echter verspreiding van het stof voorkomen.

De in het proces voorkomende stoffen zoals chloor, waterstofchloride en fosgeen zijn in droge toestand niet corrosief. Is er echter water aanwezig dan worden deze stoffen zeer

corrosief. De grens tussen droog en nat gas is door *Codes of Practice (1977)* gesteld op 100 ppm water. In het proces wordt geen water gevormd en de voedingsstromen bevatten volgens Tabel 1 niet meer dan 5 ppm water. Op basis van deze gegevens kan er vanuit gegaan worden dat in het proces geen watergehaltes boven de 100 ppm voorkomen. Het konstruktiemateriaal kan dan uit koolstofstaal bestaan.

2.7. Veiligheid

Bij de produktie van fosgeen komen een aantal extreem toxische stoffen voor. Het is noodzakelijk om de kans op een emissie naar de omgeving te minimaliseren. Bovendien gaat het om stoffen die zeer corrosief zijn in de aanwezigheid van water, zodat lekkage van water naar binnen ook voorkomen dient te worden. In het ontworpen proces wordt dit op verschillende manieren bewerkstelligd aan de hand van *GE Plastics (1989)* en *Codes of Practice (1977)*.

Processtromen die fosgeen bevatten mogen niet verpompt worden met apparatuur waarin draaiende onderdelen voorkomen met afdichtingen naar de omgeving. Er komen in het ontwerp dus geen pompen of compressoren voor in stromen die fosgeen bevatten. Dit is de reden waarom er gebruik wordt gemaakt van een venturi-menger om de recycle-stroom terug te voeren.

In het hele proces wordt er geen gebruik gemaakt van luchtkoelers, om in het geval van lekkages verspreiding van de toxische stoffen over een groot gebied te voorkomen.

In alle warmtewisselaars gaan de processtromen door de buizen. Processtromen worden nooit door de shell gevoerd. De warmtewisselaars zijn uitgevoerd als het fixed head type. Op deze wijze wordt de kans op lekkage - zowel van processtromen naar buiten als van water naar binnen - geminimaliseerd. In alle warmtewisselaars worden aan de shell-side pH-metingen verricht zodat lekkages van de processtroom naar het watersysteem zeer snel gedetecteerd kunnen worden.

Een verregaande warmte-integratie is hiermee helaas uitgesloten. Als alternatieve vorm van warmte-integratie wordt het opgewarmde koelwater van de reactor gebruikt om de processtromen op te warmen of te verdampen.

Gevolg van het gebruik van het fixed head type voor de warmtewisselaars is dat er extra eisen gesteld moeten worden aan de zuiverheid van het koelwater. Als koelwater wordt dan ook een hoeveelheid ketelwater gebruikt, die gerecirculeerd wordt. Hiermee wordt ook

de milieubelasting van eventueel vervuild koelwater geminimaliseerd.

De afgassectie moet in staat zijn, om in geval van nood, de volledige fosgeen productie te neutraliseren. Als extra beveiliging dient deze ook nog eens dubbel uitgevoerd te worden.

De procesregeling moet op een dusdanige wijze ingesteld zijn dat, als er in de reactiesecties iets mis dreigt te gaan, de voeding afgesloten wordt en de reactoren met stikstof doorspoeld worden.

In het proces worden stoffen gebruikt waarvan een eventuele emissie schadelijke gevolgen voor de omgeving kan hebben. De belangrijkste eigenschappen volgens de *Chemiekaarten* (1993) en *Gas Encyclopedia* (1976) zijn weergegeven in Tabel 3.

Tabel 3: Stofeigenschappen					
Grootheid	Koolmonoxide	Chloor	Fosgeen	Tetra	Ethaan
CAS-nummer	630-08-0	7782-50-5	75-44-5	56-23-5	74-84-0
Molekuulformule	CO	Cl ₂	COCl ₂	CCl ₄	C ₂ H ₆
Molekuulmassa [g/mol]	28	70.9	98.9	153.8	30.1
Kookpunt [°C]	-191.5	-34.1	8.2	77	-89
Smeltpunt [°C]	-205	-102	-118	-23	-183
Vlampunt [°C]	> -191.5				brandbaar
Ontstekingstemperatuur [°C]	605				515
Explosiegrenzen [vol% in lucht]	11-75				2.7-12.5
Dampspanning ^{a)} [bar]	58.8	6.8	1.6	0.12	38.5
Relatieve dampdichtheid ^{b)} [-]	0.97	2.5	3.4	5.3	1.04
Relatieve dichtheid verzadigd damp/lucht mengsel [-] ^{a)b)}				1.5	
Reukgrens [mg/m ³]		3.5	0.5-4		
MAC-waarde [mg/m ³]	29	3	0.4	12.6	
Plafondwaarde [mg/m ³]	3	3			
Oplosbaarheid in water [g/l] ^{a)}	niet	7.0	reactie	1.0	niet

a) bij 20 °C.

b) lucht = 1

Koolmonoxide is een kleur- en reukloos gas. Het is giftig en niet korrosief.

Chloor is een geelgroen gas met een kenmerkende geur. Het levert gevaar op in de vorm van chloor-ijzerbrand bij verwarming van stalen apparatuur. Met waterstof, acetyleen en ammoniak levert het een explosief mengsel dat ontstoken wordt door zonlicht. Vochtig chloor is zeer korrosief en is een sterk oxidatiemiddel. Bij kamertemperatuur in droge toestand is er geen sprake van aantasting van staal, koper of brons.

Fosgeen is een kleurloos gas met de geur van pas gemaaid gras. Fosgeen is extreem giftig. Het tast in vochtig milieu vele metalen aan. Het reageert heftig met ammoniak, oxidatiemiddelen en vele andere stoffen.

Tetra levert door het geringe geleidingsvermogen het een gevaar op van electrostatische ladingen. Het ontleedt bij verhitting onder vorming van waterstofchloride en bij contact met lichte metalen. Een aantal kunststoffen en rubberprodukten lost op in tetra.

Ethaan is een zeer brandbaar en explosief gas. Bovendien levert het door een gering geleidingsvermogen het gevaar van electrostatische ladingen.

2.8. Flexibiliteit

Het ontwerp van het fosgeen proces wordt ingepast tussen bestaande processen. De koolmonoxide wordt via een pijpleiding ontvangen en het geproduceerde fosgeen wordt per pijpleiding afgeleverd. Het ontwerp dient zodoende in staat te zijn eventuele schommelingen in de aanvoer van koolmonoxide en in de afname van fosgeen op te vangen.

De grootte van de productie moet afgestemd kunnen worden op schommelingen in de afname van fosgeen.

Vanwege het gevaar van een runaway reactie in de reactoren, moeten de procedures van de shut-down en de start-up relatief simpel zijn en snel uitgevoerd kunnen worden.

2.9. Economie

De prijzen van de verbruikte grond- en hulpstoffen voor de fosgeenproduktie zijn volgens *Chemical Marketing Reporter (1993)*, *Kirk-Othmer (1978)* en de *Grondstof en*

Produktprijzen FVO:

Tabel 4: Grondstofprijzen	
Grond- of hulpstof	Prijs [NLG/ ton]
Koolmonoxide	620
Chloor	410
Natronloog (45 m% oplossing)	620
Katalysator Actieve Kool (Norrit W20)	1570

De gebruikte utilities brengen de volgende kosten met zich mee:

Tabel 5: Prijzen utilities	
Soort	Prijs
Electriciteit	0.10 NLG/kWh
Stoom (10 bar 220 °C)	24.0 NLG/ton

2.10. Lokatie

Omdat fosgeen niet vervoerd of opgeslagen mag worden, is het noodzakelijk dat de fabriek op dezelfde lokatie gebouwd wordt als de fabriek die het fosgeen verder verwerkt.

Met betrekking tot chloor is de keuze van de lokatie niet belangrijk omdat dit zowel per pijpleiding, per trein of tankwagen kan worden aangeleverd.

Voor de keuze van de lokatie strekt de aanwezigheid of de mogelijkheid tot bouw van een koolmonoxide fabriek wel tot de aanbeveling.

Vanwege de grote toxiciteit van fosgeen is het noodzakelijk dat de fabriek buiten bewoonde gebieden geplaatst wordt.

3. Procesbeschrijving

3.1. Algemeen

De fosgeen bereiding vindt plaats door gasvormig chloor en gasvormig koolmonoxide over een katalysator met elkaar in contact te brengen volgens *Industrial Chemicals (1975)*. Het proces is op te delen in een aantal secties:

- een voedingssectie, bestaand uit 3 delen
- een reactiesectie, bestaand uit 2 delen
- een scheidingssectie, bestaand uit 2 delen
- een afgassectie

In het eerste en tweede deel van de voedingssectie wordt chloor vloeibaar aangeleverd, verdampt en op temperatuur en druk gebracht. Koolmonoxide wordt gasvormig aangeleverd en in de derde deel van de voedingssectie op de juiste druk en temperatuur gebracht en vervolgens gemengd met het chloor.

Dit mengsel wordt naar de reactiesectie geleid. Over de actieve kool in de reactoren vindt de volgende hoofdreactie plaats:



Na de reactoren wordt de ruwe fosgeenstroom naar de scheidingssectie geleid waar bijprodukten en andere bestanddelen verwijderd worden. Een gedeelte van de reststroom wordt gerecycled. Het andere deel wordt naar de afgassectie gevoerd.

In de afgassectie worden aanwezige schadelijke stoffen verwijderd of geneutraliseerd, voordat de reststroom via de schoorsteen de fabriek verlaat.

3.2. Het Proces

De volgende procesbeschrijving heeft betrekking op het proces zoals weergegeven in het processchema in Bijlage I. Gegevens van in het processchema voorkomende stromen zijn te vinden in het stroomoverzicht in Bijlage II.

3.2.1. Voedingssectie

In chlooropslagtank V1 is het chloor opgeslagen onder een druk van 7.0 bar en een temperatuur van 20°C. Een gedeelte van het vloeibare chloor wordt met pomp P1 verpompt van opslagtank V1 naar chloorverdamer H1. Hierbij wordt tevens de druk verhoogd van 7.0 naar 24.3 bar. De grootte van deze stroom bedraagt 608 kg/hr.

In chloorverdamer H1 wordt het chloor vrijwel volledig verdampt. Het chloor verlaat deze verdamer met een druk van 24.3 bar en een temperatuur van 75 °C. De verdamer wordt bedreven met ketelwater van 113°C, dat afkomstig is uit de koelmantel van de buisreactor R1. Hierbij koelt het ketelwater af tot 85°C. Het waterdebiet bedraagt 1293 kg/hr.

In de praktijk zal niet alle chloor volledig verdampt worden, zodat naverdamping noodzakelijk blijft. Daarom wordt de chloordamp met de nog aanwezige vloeistofdruppeltjes door de chloornaverdamper H2 geleid. Hierin wordt de chloorstroom verder opgewarmd naar een temperatuur van 85°C, waardoor ook de laatste aanwezige chloordruppeltjes volledig verdampt worden. Ook deze verdamer H2 wordt bedreven met ketelwater van 113°C, afkomstig uit de koelmantel van de buisreactor R1. Het water koelt hierbij af tot 95°C. Het waterdebiet bedraagt 55 kg/hr.

De chloorstroom wordt vervolgens door een venturi-menger M1 geleid waarbij de druk daalt van 24.3 naar 8.6 bar. De drukval in deze venturi-menger M1 zorgt voor een aanzuiging van de recycle stroom. Deze recycle stroom is een gedeelte van de topstroom van fosgeentoren T2. De druk hiervan bedraagt 4.9 bar en de temperatuur is -35°C. De grootte van deze recycle is 421 kg/hr.

De hoeveelheid chloor die door de venturi-menger M1 gestuurd wordt - en dus door de eerste voedingssectie - is afhankelijk van de benodigde drukval om de recycle stroom te kunnen aanzuigen.

Na de venturi-menger heeft de processtroom een grootte van 1029 kg/hr, een temperatuur van 3°C en een druk van 8.6 bar.

De rest van het voor de reactie benodigde chloor uit de tweede voedingssectie wordt na de venturi-menger M1 bijgemengd. Deze stroom bedraagt 2100 kg/hr. De druk bedraagt 8.6 bar en de temperatuur is 40°C.

Deze tweede chloorstroom met een druk van 7.0 bar en een temperatuur van 20°C, is afkomstig uit chlooropslagtank V1 en wordt met behulp van pomp P2 naar chloorverdamer H3 geleid. Hierbij wordt de druk verhoogd naar 8.7 bar.

In chloorverdamer H3 wordt de chloorstroom verdampt. Hierbij wordt de temperatuur

verhoogd tot 29°C bij een druk van 8.7 bar. Dit verdampen vindt plaats met behulp van 1476 kg/hr water van 113°C dat hierbij afkoelt tot 30°C.

In naverdamper H4 vindt verdere opwarming tot 40°C plaats waarbij de laatste restjes vloeibaar chloor verdampt worden. Deze naverdamping vindt eveneens plaats met water van 113°C. Hiervoor is een stroom nodig van 38 kg/hr water, die hierbij afkoelt tot 35°C. Deze chloorstroom wordt bij de chloorstroom met de recycle gevoegd.

Vervolgens wordt verse koolmonoxide bijgemengd. De koolmonoxide stroom is afkomstig uit een koolmonoxide fabriek. De koolmonoxide wordt aangeleverd met een temperatuur van 20°C en een druk van 2.0 bar. Met behulp van compressoren C1, C2 en C3 wordt de koolmonoxide in druk verhoogd tot 8.7 bar.

Om de temperatuurstijging die veroorzaakt wordt door het comprimeren van het gas te niet te doen en te voorkomen dat er een te groot temperatuursverschil over de afzonderlijke compressoren ontstaat, wordt tussen C1 en C2 gekoeld met behulp van warmtewisselaar H5 en tussen C2 en C3 met behulp van warmtewisselaar H6.

Zowel warmtewisselaar H5 als warmtewisselaar H6 werken op koelwater van 20°C dat wordt opgewarmd tot 40°C. Warmtewisselaar H5 verbruikt 831 kg/hr, terwijl warmtewisselaar H6 een verbruik van 944 kg/hr heeft.

De gehele processtroom heeft nu een omvang van 4309 kg/hr, een temperatuur van 46°C en een druk van 8.6 bar. Chloor en koolmonoxide zijn in deze stroom nu aanwezig in een molverhouding van 1 : 1.15.

3.2.2. Reactiesecties

De voedingsstroom komt nu het eerste deel van de reactiesectie binnen en wordt door warmtewisselaar H7 geleid. Hierbij wordt de stroom afgekoeld tot 40°C. Dit wordt gedaan met koelwater van 20°C, dat hierbij opwarmt tot 21°C. In H7 wordt 4283 kg/hr koelwater verbruikt.

Na het afkoelen van de stroom wordt deze de reactor R1 binnengevoerd. In de reactor R1 reageren het in de voeding aanwezige chloor en koolmonoxide tot fosgeen onder katalyse met actieve kool. De reactor R1 is uitgevoerd als een horizontale warmtewisselaar met de katalysator en de reactanten in de buizen. Met behulp van koelwater in de shell, dat in meestroom door de warmtewisselaar stroomt, wordt de reactiewarmte afgevoerd. Hierbij stijgt de temperatuur van de processtroom tot 114°C en de temperatuur van het koelwater van 20°C naar 113°C.

De conversie in de reactor R1 is niet volledig en bedraagt 97% van het chloor. Omdat chloor een ongewenste component is in het fosgeen, wordt gestreeft naar een 100% conversie van het chloor.

Vervolgens wordt de processtroom door warmtewisselaar H8 geleid waarbij de temperatuur daalt van 114°C naar 50°C. In de warmtewisselaar wordt gekoeld met koelwater van 20°C. De temperatuur hiervan stijgt naar 75°C. Het water debiet bedraagt 853 kg/hr. Vervolgens wordt de stroom naar de reactor R2 geleid.

De tweede reactor R2 is uitgevoerd als een adiabatische gepakt-bed reactor. Dit is mogelijk omdat in deze reactor slechts 3% van de totale conversie plaatsvindt. Zonder koeling stijgt de temperatuur in deze reactor tot 90°C, wat aanvaardbaar is met betrekking tot het ontstaan van bijprodukten.

3.2.3. Scheidingssectie

De processtroom wordt naar de scheidingssectie gevoerd en door warmtewisselaar H9 geleid. Hierbij wordt de stroom gedeeltelijk gecondenseerd tot een dampfractie van ongeveer 55%. Dit gebeurt met koelwater van 20°C dat hierbij in temperatuur stijgt tot 25°C. De waterstroom bedraagt ongeveer 35.5 ton/hr.

De fosgeenstroom wordt nu in destillatietoren T1 - de tetratoren - geleid. De toren bestaat uit 13 zeefplaatschotels. De voeding komt binnen op schotel 8. De druk in de kolom varieert tussen 4.9 bar in de top en 5.1 bar op de bodem. De temperatuur varieert van 51°C in de top tot 141°C in de bodem.

In deze toren wordt vrijwel alle tetra over de bodem verwijderd. De bodemstroom bestaat uit 12.4 kg/hr met 99.7 m% tetra en 0.3 m% fosgeen. De topstroom bestaat uit 4.3 ton/hr met een samenstelling van 88 m% fosgeen, 6 m% stikstof, 4 m% koolmonoxide en 2 m% kooldioxide.

De reflux in de toren bedraagt 7.3 ton/hr, wat neerkomt op een refluxratio van 1.7.

Om het topproduct te koelen tot 43°C wordt in de condensor 24.4 ton/hr koelwater van 20°C gebruikt dat daarbij in temperatuur stijgt tot 40°C. De reboiler verbruikt 1080 kg/hr stoom van 220°C dat hierbij in temperatuur daalt naar 179°C.

Vervolgens wordt het topproduct van de tetratoren geleid naar tussen-toren-condensor H12, waar 8.3 ton/hr koelwater van 20°C wordt gebruikt om de processtroom gedeeltelijk te condenseren. Het koelwater stijgt hierbij in temperatuur tot 40°C. De processtroom, die

een dampfractie van ongeveer 50% heeft, wordt naar het tweede deel van de scheidingssectie geleid en de fosgeentoren T2 ingevoerd. Dit is een destillatietoren met 9 zeefplaatschotels. De voeding komt binnen op schotel 4. De druk in de kolom varieert tussen 4.9 bar in de top en 5.0 bar op de bodem. De temperatuur varieert van 23°C in de top tot 58°C in de bodem.

In toren T2 wordt fosgeen gescheiden van alle andere componenten. De bodemstroom bestaat uit 3735 kg/hr fosgeen met een zuiverheid van 99.96 m%. De overige 0.04 m% bestaat uit waterstofchloride. De topstroom bestaat uit een stroom van 562 kg/hr met een samenstelling van 43 m% stikstof, 30 m% koolmonoxide, 12 m% kooldioxide, 9 m% fosgeen en 6 m% fosgeen.

De reflux in de fosgeentoren bedraagt 1.0 ton/hr, wat neerkomt op een refluxratio van 0.6. Om het topproduct te koelen tot -35°C wordt in de condensor 1.9 ton/hr ethaan als koelmiddel gebruikt dat hierbij in temperatuur stijgt van -70°C tot -65°C. Op deze ethaankoeling zal verderop in dit verslag nader worden ingegaan. De reboiler verbruikt 833 kg/hr water van 113°C dat hierbij in temperatuur daalt naar 65°C.

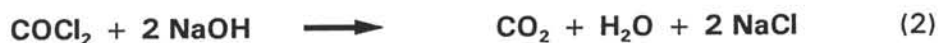
Het fosgeen dat via de bodem de destillatie toren verlaat kan eventueel nog gekoeld worden voordat het verder wordt verwerkt in een volgende fabriek.

De topstroom van de destillatie toren T2 wordt gedeeltelijk teruggevoerd als recycle en gedeeltelijk, na een afgaszuiveringsbehandeling afgevoerd als spui naar de atmosfeer. Ongeveer 421 kg/hr van het topproduct wordt als recycle teruggeleid, wat neerkomt op 75%. Deze stroom heeft een druk van 4.9 bar en moet in druk verhoogd worden tot 8.7 bar. Zoals eerder vermeld mogen in dit ontwerp geen pompen en compressoren worden gebruikt in verband met gevaar voor lekkage. Daarom wordt hier gebruik gemaakt van venturi-mixer M1. De chloorstroom door deze venturi-menger daalt in druk van 24.3 naar 8.7 bar. Hierdoor wordt een aanzuiging van de recylestroom verkregen, zodat deze in druk wordt verhoogd tot 8.7 bar (vergelijk de werking van een waterstraalpomp).

3.2.4. Afgassectie

Het gedeelte van de topstroom van de fosgeen toren T2 dat niet wordt gerecycled, wordt naar de afgassectie geleid. Na voorverwarmen tot 20°C in H16, met behulp van 17 kg/hr water van 113°C dat hierbij in temperatuur daalt tot 10°C, wordt het afgas loogkolom T3 ingeleid.

Hier wordt het afgas geneutraliseerd, waarbij de volgende reacties plaatsvinden:



De overige componenten in de afgasstroom, te weten kooldioxide, koolmonoxide en stikstof, passeren de bellenkolom zonder dat deze omgezet of opgelost worden. De gasstroom die de bellenkolom aan de bovenzijde verlaat heeft als samenstelling 48 m% stikstof, 34 m% koolmonoxide, 17 m% kooldioxide, en minder dan 1 m% water.

3.2.5. Ethaancyclus

Het ethaan dat in de condensor van tetratoren T1 wordt gebruikt wordt naar compressor C4 geleid, waar de druk van 2.4 tot 7.0 bar wordt verhoogd. Hierbij stijgt de temperatuur van -65°C naar 0°C. Vervolgens wordt in compressor C4 de druk verhoogd naar 20.0 bar en tenslotte wordt in compressor C5 de druk verhoogd tot 50.0 bar. De temperatuur stijgt hierbij respectievelijk tot 72°C en 138°C. Hierna wordt de ethaan in warmtewisselaar H11 in tegenstroom afgekoeld tot 25°C met koelwater van 20°C. Dit koelwater, met een debiet van 11.2 ton/hr, stijgt hierbij in temperatuur tot 40°C. Hierna gaat de stroom ethaan naar buffervat V5, waar de ethaan is opgeslagen onder 50 bar druk en een temperatuur van 25°C. De hoeveelheid ethaan die nodig is voor de condensor van tetratoren T1 wordt door smoorklep M2 geleid, waarbij de druk daalt van 50 naar 2.5 bar.

3.2.6. Waterhuishouding.

Zoals eerder vermeld is uit het oogpunt van veiligheid in deze fabriek geen verregaande warmteintegratie toegepast, in de zin dat processtromen opgewarmd of afgekoeld worden met andere processtromen. Alle warmteoverdracht vindt plaats naar of van water - met als uitzonderingen de cryogene condensor van de fosgeentoren T2 en de stoomreboiler van tetratoren T1. Om toch enigszins zuinig met warmte en energie om te springen wordt een groot deel van het koelwater van buisreactor R1 gebruikt om andere processtromen op te warmen. Omdat alle warmtewisselaars uit veiligheidsoverwegingen gebouwd zijn als het fixed head type wordt, om vervuiling aan de shell-side te voorkomen, ketelwater gebruikt.

Hier volgt een beknopt overzicht van in de fabriek gebruikte waterstromen:

In reactor R1 wordt een stroom koelwater van 22.5 ton/hr en een druk van ongeveer 2.9 bar opgewarmd van 20°C tot 113°C. Gedeeltes van deze stroom water worden gebruikt om de totale chloorstroom te verdampen in warmtewisselaars H1, H2, H3 en H4. Verder wordt een gedeelte van de stroom gebruikt als verwarmingsmiddel in de reboiler H15 van de fosgeentoren T2. Tevens wordt een gedeelte gebruikt om het afgas op te warmen in warmtewisselaar H16 voordat het de loogkolom in wordt geleid.

Het overschot aan warm water kan elders op de site gebruikt worden en de rest wordt naar een koeltoren geleid om hergebruikt te kunnen worden als koelwater. Een overzicht van het in de warmtewisselaars gebruikte ketelwater is gegeven in Bijlage VII.

3.3. Procesregeling

Alle in het systeem voorkomende regelaars zijn van het regelende en registrerende type. In het processchema is bij alle regelaars de letter R, die het registrerende karakter van een regelaar weergeeft, weggelaten.

Alle pompen in het proces zijn uitgerust met een drukregeling die een klep in de omloopleiding regelt, die bij elke pomp aanwezig is. Deze omloopleidingen met bijbehorende regelingen zijn in het processchema niet getekend.

Alle compressoren in het proces zijn uitgerust met een drukregeling die een klep in de omloopleiding regelt, die bij elke compressor aanwezig is. Deze omloopleidingen met bijbehorende regelingen zijn in het processchema niet getekend.

Koelers H5, H6, H7 en H8 en verwarmers H15 en H16 zijn uitgerust met een temperatuurregeling die een klep in de omloopleiding voor de processtroom regelt, die bij de warmtewisselaars aanwezig is. Hiervoor is gekozen omdat deze manier van regelen sneller en directer is dan het aansturen van de warm- of koud waterstroom.

Verdampers H1 en H3 en torencondensoren H10 en H14 zijn uitgerust met een drukregeling die repectievelijk de hoeveelheid warm water of koelmiddel aanstuurt die door de warmtewisselaars wordt geleid. Voor deze regeling is gekozen omdat de (te bereiken) druk hier belangrijker is dan de (te bereiken) temperatuur.

Naverdampers H2 en H4, tussen-condensors H9, H12 en H13 en reboilers H11 en H15 zijn uitgerust met een temperatuurregeling die repectievelijk de hoeveelheid warm water of koelmiddel aanstuurt die door de warmtewisselaars wordt geleid. Voor deze vorm van regeling is gekozen omdat het niet werkbaar is om een omloopleiding voor de processtroom aan sturen, als die processtroom (gedeeltelijk) verdampt of gecondenseerd moet worden.

Reactor R1 is uitgerust met meerdere meetpunten voor de temperatuur. Hiermee wordt de hoeveelheid koelwater aangestuurd die door shell-side van de reactor wordt geleid. Ook reactor R2 is uitgerust met meerdere meetpunten voor de temperatuur. Hiermee wordt bepaald of, en zo ja hoeveel koelwater door de koelmantel van de reactor wordt geleid.

Bij destillatietorens T1 en T2 wordt de reflux geregeld met een flowcontroler die de refluxstroom meet en vergelijkt met een setpoint en bijregelt.

In de bodems van T1 en T2 is een levelcontroller aangebracht die het niveau van de vloeistof in de bodem meet, en een klep regelt in de afvoerleiding van de bodem.

In de refluxdrums V3 en V4 zijn eveneens levelcontrollers aangebracht. Een teveel aan vloeistof in deze vaten wordt afgevoerd samen met het gasvormige topproduct.

De grootte van de recyclestroom wordt gemeten, vergeleken en aangepast door een flowcontroler.

Door venturi-menger M1 moet een bepaald debiet aan chloor gaan om voor voldoende aanzuiging van de recycle te zorgen. Een drukregeling na de venturi-menger stuurt middels een klep de hoeveelheid chloor aan die nodig is voor de vereiste drukval.

De hoeveelheid chloor die bijgemeng wordt na de venturi-menger wordt aangestuurd door een combinatie van flowcontrollers. Deze zijn aangebracht in de volgende stromen:

- de koolmonoxidestroom
- de chloorstroom door de venturimenger
- de recyclestroom

De combinatie van deze metingen geeft de hoeveelheid chloor die nog moet worden bijgemengd om tot een chloor/koolmonoxide mengsel van 1 : 1.15 te komen. Hierbij wordt er vanuit gegaan dat de verse koolmonoxide- en chloorstromen vaste, bekende percentages

koolmonoxide en chloor bevatten. De samenstelling van de recycle wordt regelmatig geanalyseerd, waarna de berekingen worden aangepast.

De smoorklep in de ethaancycclus wordt door middel van een drukregelaar aangestuurd.

Van de hoeveelheid loog die de loogtoren aan de onderzijde verlaat wordt een vaststaande hoeveelheid afgevoerd naar de waterzuivering. Deze hoeveelheid wordt aangestuurd door een flowcontroller.

Aan de hand van on-line pH-metingen in de stroom loog die de toren weer ingaat wordt een hoeveelheid vers loog toegevoegd.

Een aantal regelaars zijn uitgerust met alarmfuncties.

Het betreft hier de temperatuurregelaars op H7, R1, H8 en R2, die een alarm geven bij een te hoge waarde voor de gemeten temperatuur. Bij het uit de hand lopen van de temperatuur in de betreffende apparaten is er namelijk een kans op een thermal runaway.

De drukregelaars behorende bij H10 en H14 geven een alarm bij een te hoge of te lage waarde voor de gemeten druk. In beide gevallen zal de destillatietoren namelijk niet meer goed kunnen functioneren.

3.4. Start-up en Shut-down

3.4.1. Start-up

Het opstarten van de fabriek gaat in de volgende stappen:

- De voedingssectie, de reactiesectie en de scheidingssectie zijn gevuld met stikstof. De loogtoren T3 wordt doorstroomd met loog dat totaal wordt gerecycled.
- De afname van koolmonoxide van de betreffende producent start. Hierbij wordt de koolmonoxide op de juiste druk en temperatuur gebracht met behulp van de koolmonoxide-voedingssectie, te weten C1, H5, C2, H6, en C3. Tijdens de opstart van deze sectie wordt het koolmonoxide via een flashdrum teruggeleid naar koolmonoxide opslagvat V2.
- Als de koolmonoxide voedingssectie goed functioneert wordt de koolmonoxide door H7 en R1 geleid. De stromen worden eerst nog om R2 en de zuiveringssectie heen geleid en het effluent van R1 wordt via H8 en H16 naar T3 geleid.

- Ondertussen worden beide chloor-voedingssecties opgestart. Het chloor wordt hierbij met behulp van P1, H1, H2 en M1 en met behulp van P2, H3 en H4 op de juiste druk en temperatuur gebracht. Tijdens het opstarten van deze secties wordt het chloor via een flashdrum teruggeleid naar chlooropslagtank V1.
- Als de chloor-voedingssecties goed functioneren wordt het chloor door H7 en R1 geleid. R2 en de zuiveringssectie worden nog gebypassed en het effluent van R1 wordt via H8 en H16 naar T3 geleid.
- Als het druk- en temperatuurprofiel in R1 zich hebben ingesteld en een conversie wordt bereikt van tenminste 95 % wordt R2 bijgeschakeld. Tijdens de opstart wordt uit veiligheidsoverwegingen de koelmantel van R2 doorstroomd met koelwater. Na R2 wordt het reactor effluent via H16 naar T3 geleid, waar reactieproducten en onomgezette reactanten worden geneutraliseerd. Vanzelfsprekend wordt T3 met een grotere hoeveelheid loog doorstroomd dan tijdens steady-state operatie. Ook de toevoeging van vers loog en de afvoer van oud loog starten.
- Ondertussen zijn destillatietorens T1 en T2 afzonderlijk opgestart opgestart, beide onder totale reflux. Hiertoe zijn bodems en refluxdrums gevuld met mengels die representatief zijn voor normale operatie en zijn reboilers en condensers opgestart.
- Wanneer ook R2 steady-state condities heeft aangenomen wordt eerst T1 en daarna T2 in het proces opgenomen.
- Wanneer ook T1 en T2 steady-state draaien wordt de recycle in gebruik genomen.

3.4.2. Shut-down

- Eerst worden de reactoren uit bedrijf genomen. Dit gebeurt door de recycle af te sluiten, de chloorstromen via een flashvat terug te leiden naar V1. De koelmantel van R2 wordt doorstroomd met koelwater en de koolmonoxidestroom wordt terug geleid naar V2 via een flashvat.
- De reactoren R1 en R2 en tevens warmtewisselaars H7 en H8 worden doorspoeld met stikstof. Dit effluent wordt rechtstreeks naar T3 geleid.
- Ook warmtewisselaar H9, torens T1 en T2, condensers H10 en H14, refluxdrums V3 en V4, reboilers H11 en H15 en tussen toren condensor H12 worden doorspoeld met stikstof. Ook dit effluent wordt naar T3 geleid, waar alle schadelijke stoffen worden geneutraliseerd.
- Alle opwarmende warmtewisselaars en verdamper/reboilers worden uitgeschakeld.
- Chloorpompen P1 en P2 worden uitgeschakeld.
- Koolmonoxide compressoren C1, C2 en C3 worden uitgeschakeld, waarna ook

koelers H5 en H6 kunnen worden afgeschakeld. De afname van koolmonoxide van de producent wordt gestopt.

- Koelers H7 en H8 worden afgeschakeld als reactoren R1 en R2 volledig met stikstof zijn doorgespoeld.
- Ook alle andere koelende warmtewisselaars en condensors worden uitgeschakeld.
- Refluxdrums en bodems van de torens T1 en T2 worden gelegegd. De inhoud wordt in loogtoren T3 geneutraliseerd.
- Als alle apparatuur onder zuivere stikstof staat en andere stoffen niet meer aantoonbaar aanwezig zijn, wordt de stikstofdoorvoer gestaakt.
- Loogtoren T3 kan nu worden gelegegd.

4. De Reactor

4.1. Reacties

Met de volgende reacties wordt een overzicht gegeven van de reacties die verondersteld worden te verlopen in de reactoren:



De eerste reactie is de daadwerkelijke vorming van fosgeen uit chloor en koolmonoxide. Deze reactie vindt plaats vanaf een temperatuur van ongeveer 30°C en is erg exotherm met een warmteontwikkeling van $\Delta H_r = -1.08 \cdot 10^5$ [J/mol].

De tweede reactie is een zijreactie van koolmonoxide met chloor: de vorming van tetra en kooldioxide. Deze reactie kan ook beschouwd worden als de vorming - via reactie (1) - en weer directe ontleding van fosgeen. Deze reactie verloopt volgens *Longatte (1975)* alleen bij temperaturen groter dan 200°C in redelijke mate.

De derde reactie behelst eveneens de vorming van tetra. De kleine hoeveelheid methaan die in de voeding aanwezig is vormt samen met het chloor dat aanwezig is tetra en waterstofchloride.

De vierde reactie is de vorming van waterstofchloride. Dit ontstaat uit het in de voeding aanwezige waterstof en het aanwezige chloor.

4.3. Kinetiek

De reactie snelheid voor de vorming van fosgeen wordt gegeven door de volgende vergelijking volgens *Shapatina (1976)*. Zie ook *Potter (1951)* en *Weller (1956)*.

$$r = k * P_{CO} * \left(\frac{P_{Cl_2}}{A * P_{CO} + P_{COCl_2}} \right)^{\frac{1}{4}} \quad (7)$$

Hierin is: r = reactie snelheid [mol/gram/uur];
 k = reactie snelheidsconstante [mol/gram/uur/atm];
 P_i = partiële spanning van stof i [atm];
 A = constante [-].

Snelheidsconstante k wordt gegeven door:

$$\log(k) = \frac{-1875}{T} + 3.80 \quad (8)$$

Hierin is T = temperatuur [K].

Constante A wordt gegeven door:

$$\log(A) = \frac{-1900}{T} + 3.40 \quad (9)$$

Voor zijreactie 4 (de vorming van tetra uit koolmonoxide en chloor via fosgeen) wordt aangenomen dat 0.2 % van het gevormde fosgeen ontleedt tot tetra en kooldioxide. Deze benadering is wellicht aan de hoge kant. Hierbij wordt echter rekening gehouden met het optreden van een niet geheel evenwichtige temperatuursverdeling in de reactor. Door het optreden van zogenaamde hot-spots zou lokaal de temperatuur tot een zodanige waarde kunnen stijgen dat ontleding van fosgeen zou kunnen optreden. Treedt in de reactor een ideale warmtewisseling op dan zal de processtroom aan het uiteinde van de reactor ten hoogste een temperatuur bereiken van 114°C. In dat geval treedt er in het geheel geen ontleding van fosgeen naar tetra op.

Voor de zijreacties zijn geen kinetiek vergelijkingen voor handen. In het ontwerp wordt er echter van uitgegaan dat reacties 5 en 6 (respectievelijk de reactie van methaan tot tetra, en de reactie van waterstof tot waterstofchloride) zo snel verlopen dat alle methaan en alle waterstof zullen worden omgezet.

4.3. Katalysator

Als katalysator voor de vorming van fosgeen uit koolmonoxide en chloor wordt actieve kool gebruikt. Uit betrouwbare, doch niet nader te noemen bron, is bekend dat de verschillende verkrijgbare typen actieve kool elkaar in activiteit en selectiviteit zeer weinig ontlopen. Eén van de goedkoopste varianten bleek zelfs het meest geschikt voor deze toepassing. De levensduur van de katalysator bedraagt enkele jaren. De in het ontwerp gebruikte katalysator is van het type Norrit W20. Voor dit fabrieksvoorontwerp wordt uitgegaan van de volgende eigenschappen, zoals deze in Tabel 6 weergegeven zijn:

Tabel 6: Katalysator eigenschappen ^{a)}	
Kenmerken katalysator Norrit W20	Eenheid
Dichtheid	700 [kg/m ³]
Porositeit van gestort bed	0.50 [-]
Vorm van de deeltjes	bolvormig
Grootte van de deeltjes	0.5 - 1.0 [mm]
Inwendig actief oppervlak	1000-1200 [m ² /g]
a) Volgens Doubovetsky (1986) en Longatte (1975)	

4.4. Ontwerp

Bij het ontwerp van de reactorsectie moest aan verschillende eisen voldaan worden. In de eerste plaats moest de reactorsectie voldoende katalysator bevatten om de in de voedingsstroom aanwezige hoeveelheid chloor volledig te kunnen omzetten. Dit is noodzakelijk omdat de aanwezigheid van chloor in het produkt zeer ongewenst is. In het ontwerp is uitgegaan van een productie van 30 kton fosgeen per jaar, met 8000 productie uren per jaar. Noodzakelijk voor een goed functioneren van de reactorsectie is dat voldoende warmte kan worden afgevoerd, omdat de vorming van fosgeen bijzonder exotherm is. Gebeurt dit niet dan wordt in het gunstige geval een deel van het onstane fosgeen ontleed tot tetra en waterstofchloride. In het ongunstige geval zal een thermal runaway optreden, met de bijbehorende ernstige gevolgen.

Uiteraard moet het ontwerp van de reactorsectie wat afmetingen betreft binnen redelijke grenzen vallen. Bij dit ontwerp is uitgegaan van de gegevens in de patenten van Brundrit (1946), Graham (1950), Obrecht (1978), Sauer (1985), Doubovetsky (1986).

Gekozen is voor het gebruik van een buisreactor, waar de katalysator en de reactanten zich aan de buiszijde bevinden. Het geheel wordt gekoeld met koelwater dat zich aan de mantelzijde bevindt. Bij het doorrekenen van dit ontwerp bleek echter dat een conversie van 100% van het aanwezige chloor niet haalbaar is in de buisreactor, zonder dat deze bijzonder grote afmetingen krijgt. Er is daarom gekozen voor een omzetting van 97% chloor in de buisreactor, gevolgd door een conversie naar 100% in een gepakt bed reactor. In de reactorvoeding bevindt zich een overmaat van 15 m% koolmonoxide, volgens *Obrecht (1978)*, ten opzichte van het aanwezige chloor om de 100% chloorconversie mogelijk te maken.

Het uiteindelijke ontwerp van de reactorsectie komt neer op het volgende:

De buisreactor bestaat uit 995 buizen met een lengte van 3 meter, een binnendiameter van 34 millimeter en een wanddikte van 2 millimeter. De reactor zelf heeft een diameter van 1.65 meter. Het totaal volume van de reactor aan buiszijde bedraagt 2.71 m^3 en is gevuld met katalysator. Het totaal volume van de gehele reactor bedraagt 6.41 m^3 . De reactanten worden de reactor binnengeleid met een temperatuur van 40°C . Voor een veilig reactieverloop blijkt het dan het gunstigst om met ongeveer 22500 kg/hr water te koelen van 20°C dat in meestroom door de reactor wordt geleid. De reactanten stijgen dan in temperatuur tot 114°C , terwijl het koelwater zelf in temperatuur stijgt tot 113°C . De aanwezigheid van ongeveer 5 m% stikstof in het reactiemengsel werkt matigend op het optredende temperatuureffect in de reactor.

Na de buisreactor wordt het reactoreffluent afgekoeld tot 50°C in een warmtewisselaar. Op deze temperatuur worden de reactanten de gepakt bed reactor ingeleid. Deze reactor heeft een diameter van 3 meter en is 3 meter lang. De reactor heeft een volume van 21.2 m^3 en is volledig gevuld met katalysator. Om het reactievat zit een koelmantel, waardoor tijdens de start-up, de shut-down, en als de buisreactor niet goed functioneert, koelwater wordt geleid. De conversie van chloor naar fosgeen wordt hierin opgevoerd naar 100%, waarbij de temperatuur van het effluent stijgt tot 90°C .

De keuze voor deze configuratie, twee reactoren met in de eerste een conversie tot 97% en in de tweede een conversie van 100%, komt voort uit een trial-and-error methode die uitgevoerd is met de simulatie van de reactoren.

Zie Bijlage VIII voor de eigenlijke berekening van de reactoren met behulp van het computerprogramma RRSTIFF - speciaal voor het oplossen van stelsels van differentiaalvergelijkingen - en voor overzichten van het temperatuur- en conversieverloop.

4.5. Conditie

In de reactoren treedt een relatief grote drukval op. Deze wordt voornamelijk veroorzaakt door het feit dat de optredende reactie van het type "A + B → C" is. Hierdoor daalt het aantal aanwezige moleculen in de loop van de reactor ruwweg met een factor 1.6 (minder dan een factor 2 door de aanwezigheid van inerte stoffen). Dit uit zich in een forse drukval. Tevens wordt rekening gehouden met de drukval over de katalysator volgens *Perry's (1984)*. De druk daalt in de eerste reactor van 8.6 bar naar 5.2 bar. In de tweede reactor is de drukval minder groot (er reageert tenslotte ook minder), namelijk van 5.2 naar 5.1 bar. De condities van de in- en uitgaande stromen van de reactoren zijn samengevat in Tabel 7:

Tabel 7: Procescondities in de reactoren			
Reactor		Temperatuur [°C]	Druk [bar]
Buisreactor R1	inlaat	40.0	8.6
	uitlaat	114.0	5.2
Gepakt bed reactor R2	inlaat	50.0	5.2
	uitlaat	90.0	5.1

De drukval in de reactoren is nogal belangrijk, omdat deze feitelijk de druk bepaald van de voedingsstromen. Het eindproduct fosgeen moet tenslotte afgeleverd worden op 5 bar, terwijl het gebruik van pompen en compressoren in de fabriek niet mogelijk is.

5. Beschrijving Apparatuur

Alle in dit hoofdstuk behandelde apparatuur is terug te vinden in het overzicht van gebruikte apparaten in Bijlage III. De specificaties van de belangrijkste apparatuur zijn tevens terug te vinden in de specificatiebladen in Bijlage IV.

5.1. Warmtewisselaars

5.1.1. Algemeen

Bij de uitvoering worden al de processtromen vanwege de grote toxiciteit door de buizen geleid. In geen van de warmtewisselaars worden processtromen gebruikt om andere processtromen op te warmen of af te koelen. De warmteintegratie van de fabriek is dan ook gebaseerd op het hergebruik van het ketelwater.

De processtromen die chloor en fosgeen bevatten zijn in aanwezigheid van water zeer corrosief. De kans op lekkage van koel of verwarmingswater naar deze processtromen dient daarom geminimaliseerd te worden. Dit wordt bereikt door de warmtewisselaars uit te voeren als het fixed-head type. Dit is tevens een beveiliging tegen lekkage naar de omgeving. Een tweede beveiliging tegen lekkage van water naar het systeem is het feit dat de druk van de processtromen altijd hoger is dan de druk in het watersysteem.

Omdat de warmtewisselaars als fixed-head uitgevoerd worden, worden er extra eisen aan het koelwater gesteld. Vervuiling dient voorkomen te worden en als koel- en verwarmingswater wordt dan ook ketelwater gebruikt.

5.1.2. Verdampers

De hoge en lage druk chloorverdampers H1 en H3 en de chloor naverdampers H2 en H4 zijn uitgevoerd als verticale warmtewisselaars, waarbij de chloorstroom in de buizen verdampt wordt.

Verdamping vindt plaats door warmte-uitwisseling met het opgewarmde water afkomstig uit de reactor R1.

De warmtewisselaars zijn van het type fixed-head met een enkele pass aan zowel de buis als de shell zijde. Aan de hand van een geschatte totale warmte-overdrachtscoëfficiënt U werd met behulp van ChemCAD het benodigde uitwisselingsoppervlak bepaald. Vervolgens zijn de verdampers gedimensioneerd en is de echte U berekend volgens de procedure die

hiervoor gegeven is in *Coulson & Richardson (1991)*. Een voorbeeld-berekening is te vinden in Bijlage V.

De verdampers H1 en H3 werden ontworpen om de gehele stroom vloeibaar chloor te verdampen. De naverdampers H2 en H4 zijn ontworpen met als uitgangspunt dat na H1 en H3 ongeveer 0.1 m% van het chloor niet verdampt zal zijn. In deze naverdampers wordt, om de laatste restjes chloor te verdampen, de temperatuur tot 10°C boven het kookpunt opgevoerd.

5.1.3. Reboilers

De reboilers H11 en H15 zijn uitgevoerd als verticale thermosyphon reboilers. De te verdampen processtroom wordt door de buizen geleid.

De reboiler van de tetratoren T1 wordt geopereerd met stoom, terwijl de warme stroom in de reboiler van fosgeentoren T2 een deel van het warme water uit de reactor R1 is.

De warmteoverdrachtscoëfficiënten werden geschat aan de hand van *Coulson & Richardson (1991)* en het uitwisselend oppervlak werd berekend met behulp van ChemCAD. Verdere dimensionering werd gedaan aan de hand van de procedure zoals hiervoor beschreven in *Coulson & Richardson (1991)*.

5.1.4. Koelers

De tussenkoelers H5 en H6 en de koelers van de reactorvoeding H7 en H8 worden uitgevoerd als horizontale warmtewisselaars. De processtromen worden door de buizen geleid. Deze worden gekoeld met koelwater dat door de shell stroomt.

De warmteoverdrachtscoëfficiënten werden geschat aan de hand van *Coulson & Richardson (1991)* en het uitwisselend oppervlak werd berekend met behulp van ChemCAD. Verdere dimensionering werd gedaan aan de hand van de procedure zoals hiervoor beschreven in *Coulson & Richardson (1991)*.

De koelers H5 en H6 worden geplaatst om te voorkomen dat de voedingstroom koolmonoxide door de compressie te veel in temperatuur stijgt en er een te groot temperatuursverschil over de afzonderlijke compressoren ontstaat.

De koelers H7 en H8 worden gebruikt om de voeding van de reactoren R1 en R2 op de juiste temperatuur te brengen voor de reactie.

5.1.5. Condensors

De condensors H9, H10, H12, H13 en H14 zijn uitgevoerd als verticale warmtewisselaars. De condensatie vindt plaats in de buizen, waarbij de condensatie bewerkstelligd wordt door warmte uitwisseling met koelwater. Alleen de condensor H14 van fosgeentoren T2 wordt bedreven met ethaan.

De warmteoverdrachtscoëfficiënten werden geschat aan de hand van *Coulson & Richardson (1991)* en het uitwisselend oppervlak werd berekend met behulp van ChemCAD. Verdere dimensionering werd gedaan aan de hand van de procedure zoals hiervoor beschreven in *Coulson & Richardson (1991)*.

De condensors H9 en H12 zijn geplaatst om de voedingen van respectievelijk destillatietorens T1 en T2 op het kookpunt te brengen, waarbij de dampfractie ongeveer 50% bedraagt. De voedingen zullen dan evenwichtig over de top en de bodemsectie van de torens verdeeld worden.

De condensors H10 en H14 zorgen voor de reflux van respectievelijk destillatietorens T1 en T2.

De condensor H13 is opgenomen in de koelcyclus behorende bij de condensor H14 van fosgeentoren T2.

5.1.6. Verwarmers

De verwarmers H16 is uitgevoerd als een horizontale warmtewisselaar waarbij de processtroom door de buizen geleid wordt. De processtroom is zo koud dat deze opgewarmd kan worden met koelwater.

De warmteoverdrachtscoëfficiënten werden geschat aan de hand van *Coulson & Richardson (1991)* en het uitwisselend oppervlak werd berekend met behulp van ChemCAD. Verdere dimensionering werd gedaan aan de hand van de procedure zoals hiervoor beschreven in *Coulson & Richardson (1991)*.

De verwarmers H16 wordt geplaatst om te voorkomen dat er een gedeeltelijke bevroering zal optreden van de oplossing in de loogtoren T3.

5.2. Venturi-menger

De venturi-menger M1 is een apparaat waarin met behulp van een stroom met hoge druk een stroom met een lagere druk aangezogen wordt. Deze wordt geplaatst als alternatief voor een compressor volgens *Obrecht (1978)*. De venturi-menger heeft geen draaiende onderdelen, waardoor de kans op lekkage naar de omgeving geminimaliseerd wordt. De berekening is uitgevoerd volgens *Perry's (1984)* en is weergegeven in Bijlage VI.

5.3. Reactoren

De reactor R1 is uitgevoerd als een horizontale warmtewisselaar, waarbij de reacties plaatsvinden in de buizen. De buizen zijn gevuld met actieve kool als katalysator. De reactor R1 wordt gekoeld met koelwater. In de reactor R1 worden chloor en koolmonoxide voor 97% naar fosgeen omgezet.

Om te zorgen dat alle chloor volledig naar fosgeen wordt omgezet, zonder dat daar een extreem grote en dure buisreactor voor nodig is, wordt een chloorconversie van 100% naar fosgeen bewerkstelligd in de gepakt bed reactor R2.

Het ontwerp van de reactoren is beschreven in hoofdstuk 4. De berekeningen aan beide reactoren zijn uitgevoerd in RRSTIFF (een computerprogramma om meerdere - desnoods stijve - differentiaalvergelijkingen op te lossen) en Mercury (een computerprogramma om lineaire vergelijkingen in op te lossen) en zijn te vinden in Bijlage VIII. De resultaten van deze berekeningen zijn gecombineerd met ChemCAD, een simulatie programma voor chemische processen.

5.4. Vaten

De chlooropslagtank V1 is ontworpen op de opslagcapaciteit van een weekvoorraad chloor. Het buffervat V2 voor de koolmonoxide aanvoer is ontworpen om fluctuaties in de koolmonoxide druk op te vangen. Vat V2 is berekend op een buffercapaciteit om het wegvallen van de koolmonoxidedruk voor 15 minuten op te vangen.

De reflux vaten V3 en V4 van de destillatietorens T1 en T2 zijn ontworpen op een verblijftijd van 10 minuten en een gemiddeld vloeistofniveau van 25 %.

Het vat V5 in de ethaan cyclus is ontworpen om alle in de cyclus aanwezige ethaan in geval van een bedrijfsstop te kunnen bevatten.

In de watercyclus wordt ongeveer 100 ton/hr ketelwater gebruikt. Het vat V6 is ontworpen om alle in de watercyclus aanwezige water in geval van een bedrijfsstop te kunnen bevatten. Hierbij is een gemiddelde verblijftijd van een uur verondersteld voor het water in de watercyclus. Bij normale bedrijfsomstandigheden is de tank V6 voor 50% gevuld, zodat al het ketelwater uit de cyclus hier nog bij kan. In totaal is er dus 200 ton ketelwater in gebruik.

5.5. Pompen en Compressoren

Pompen en compressoren zijn niet ontworpen of doorgerekend. Het theoretisch vermogen van deze apparaten wordt uitgelezen uit de processimulatie in ChemCAD. Bij een gedetailleerd ontwerp of een daadwerkelijke bouw van de fabriek zullen, aan de hand van de benodigde debieten en opvoerhoogten, de vereiste pompen besteld worden bij een gerenomeerde fabrikant.

5.6. Torens

5.6.1. Destillatietorens

De destillatieprofielen van de kolommen T1 en T2 zijn berekend met behulp van ChemCAD. Op basis van deze profielen zijn, eveneens met ChemCAD, de basisafmetingen van de kolommen berekend. Hierbij is uitgegaan is van een schoteleffectiviteit van 80%. Tevens is er vanuit gegaan dat er geen flooding, weeping of entrainment voor mag komen. De in Bijlage IV gegeven kolomdiameters, schotelafstanden en soort schotels zijn doorgerekend met behulp van ChemCAD en *Olujić (1991)*.

5.6.2. Loogtoren

Bij het ontwerp van de loogtoren is rekening gehouden met verschillende eisen waaraan voldaan moest worden.

Bij normaal bedrijf moet de loogtoren een 5 m% loogoplossing bevatten. Tevens moet accumulatie van zout worden voorkomen. Om een volledige omzetting te waarborgen moet de verblijftijd van het afgas ongeveer 10 seconden bedragen. Bovendien kan er bij normaal bedrijf vanuit worden gegaan dat het warmte-effect te verwaarlozen is en dat de loogtoren

isotherm geopereerd wordt volgens *Kern (1950)*, *Sherwood (1955)*, *Manogue (1960)*, *Bottenbruch (1966)*, *De Long (1967)*, *Danckwerts (1970)* en *Kistner (1978)*.

De loogtoren moet zoveel loog bevatten dat het complete reactoreffluent, zonder dat deze de scheidingssectie heeft gepasseerd, in één keer kan worden geneutraliseerd.

6. Massa- en Warmtebalans

In de massa- en warmtebalans komen termen voor die reactiewarmten en mengwarmten voorstellen. In de balans worden deze expliciet toegevoegd. In werkelijkheid gebeurt dit uiteraard niet.

Neem als voorbeeld de adiabatisch reactor R2. De enthalpie van de ingaande stroom moet hier gelijk zijn aan de enthalpie van de uitgaande stroom. Dit is echter niet het geval bij de enthalpieën zoals ChemCAD deze berekent. Het verschil tussen in- en uitgaande stroom, zoals door ChemCAD berekend, wordt door ons opgevoerd als reactiewarmte. Dit gebeurt om de warmtebalans op het oog kloppend te houden en moeizame en verwarrende correcties te voorkomen.

Op eenzelfde wijze is de reactiewarmte van loogtoren T3 tot stand gekomen. Tevens zijn op deze wijze de mengwarmten ontstaan bij het bijeenvoegen van respectievelijk stroom 6 en 11 en stroom 11 en 18.

Bij het optellen van de totale in- en uitgaande enthalpiestromen, zoals die vermeld staan aan het eind van de massa- en warmtebalans, zijn de reactiewarmten van R2 en T3 en de mengwarmten niet meegerekend.

De reactiewarmte zoals vermeld bij R1 is wel meegenomen, omdat deze reactor doorgerekend is in RRSTIFF en er hoe dan ook inconsequenties optreden bij het overbrengen van data tussen ChemCAD en RRSTIFF en vice versa. De bij R1 vermelde reactiewarmte moet dan ook beschouwd worden als een (handmatig) berekende correctie factor voor (om)rekenfouten tussen ChemCAD en RRSTIFF.

De optredende fout in de enthalpiebalans is ons inziens een gevolg van het gebrekkig functioneren van het thermodynamische model in ChemCAD.

De massa- en warmte-balans is weergegeven op de volgende bladzijden.

MASSA- EN
WARMTE-
BALANS.

[illegible]

- 33 -

VERVOLG

IN		Voor- waarts				Retour	UIT	
M	Q	M				M	M	Q
		Q				Q		
1180.18	235.22		12	C1	W			
	20.92							
		1180.18	13	H5	60			
		256.14						
834.31	-292.78		60		61		834.31	-273.45
		1180.18	14	C2	W			
		236.81						
	21.75			H6	63			
		1180.18	15					
		258.56		C3	64			
947.74	-332.50		63				947.74	-310.52
		1180.18	16	C3	W			
		236.58						
	19.11			H6	17			
		1180.18	17					
		255.69		C1	11			
	-0.14		11					
		4309.09	18	C1	18			
		546.94						
				C1	18			
				C1	18			

[illegible]

VERVOLG

IN		Voor- waarts				Retour	UIT	
M	Q	M				M	M	Q
		Q				Q		
		11613.56						
		912.42						
		13543.12						
		273.99						
20811.00	-7305.00						20811.00	-6822.38
		11613.56						
		430.80						
		4296.72						
		371.72						
1106.60	468.80						1106.60	-180.44
8379.56	-2941.70						8379.56	-2747.56

FVO 3014

[illegible]

[illegible]

- 39 -

7. Economie

Om na te gaan of het fosgeen proces rendabel is, is onderstaande economische evaluatie uitgevoerd.

Alle methoden die gebruikt worden zijn afkomstig uit het dictaat *De chemische fabriek, Deel II: Cost engineering en Economische aspecten (1991)*.

7.1. Investeringskosten

Allereerst zijn de totale investeringskosten berekend. Deze kosten zijn opgebouwd uit:

I_B	=	Investering in proceseenheden
I_H	=	Investering in hulpapparatuur
I_L	=	Investering in niet tastbare zaken (bv. licenties)
I_W	=	Investering in werkkapitaal

De investering in proceseenheden is berekend volgens de methode van Zevnik-Buchanan. Deze investering wordt gegeven door de volgende vergelijking:

$$I_B = 0.1 \cdot N \cdot C_f \cdot p^m \cdot C_I \quad (10)$$

met hierin:	I_B	=	Investering in proceseenheden [k\$]
	N	=	Aantal functionele proceseenheden [-]
	C_f	=	Complexity-factor (≥ 2) [-]
	p	=	Productiecapaciteit (≥ 4.5) [kton/jaar]
	m	=	Degressie-coëfficiënt ($m = 0.6$ als $p > 4.5$) [-]
	C_I	=	C.E.-Plant Cost Index

Het proces is opgebouwd uit 8 functionele proceseenheden, zoals beschreven in hoofdstuk 3.1. Opgemerkt dient te worden dat de berekeningen afhankelijk zijn van het aantal gekozen functionele proceseenheden en dat juist de indeling van het proces in eenheden discutabel is.

De genoemde complexity-factor wordt gegeven door de volgende vergelijking:

$$C_i = 2 \cdot 10^{(F_t + F_p + F_m)} \quad (11)$$

met hierin: F_t = temperatuurfactor
 F_p = drukfactor
 F_m = materiaalfactor

Deze coëfficiënten worden afgelezen uit de bijbehorende Figuren 1-3 in Bijlage X.

Afgelezen worden:

F_t = 0.02
 F_p = 0.14
 F_m = 0.1 voor roestvrijstaal (400 serie)

Hieruit volgt dat (11) geeft $C_i = 3.64$.

De productie van de fabriek bedraagt 3735.1 kilogram per uur, wat gelijk is aan 29.88 kton fosgeen per jaar.

De C.E.-Plant Cost Index C_i heeft voor 1994 een waarde van ongeveer 435. Dit is bepaald door extrapolatie van de bijbehorende Tabel 1 in Bijlage IX.

Voor de investering in proceseenheden I_B wordt een bedrag van 9.73 M\$ berekend. Met de actuele dollarkoers van 1.94 gulden per dollar (23 februari 1994) komt dit overeen met 18.88 MNLG.

Voor de bepaling van de totale investeringkosten wordt volgens Figuur 4 in Bijlage X gebruik gemaakt van de volgende verhouding tussen de diverse investeringsgrootheden:

$$I_B : I_H : I_L : I_W = 64 : 16 : 14 : 6$$

Hiermee wordt gevonden:

I_B	=	18.88	MNLG
I_H	=	4.72	MNLG
I_L	=	4.13	MNLG
I_W	=	1.77	MNLG
I_T	=	29.5	MNLG

I_T geeft hier de totale benodigde investering weer.

7.2. Loonkosten

De productiviteit P wordt berekend met behulp van de Wesselrelatie. Zie de onderstaande vergelijking:

$$P = k \cdot \frac{N}{c^{0.76}} \quad (12)$$

Hierin is:

P	=	Productiviteit [manuren/ton produkt]
k	=	Procesfactor [-]
c	=	Capaciteit [kton/jaar]

De factor k bedroeg 1.7 voor een continu proces in 1986. Met een efficiëntie toename van 6% per jaar wordt voor 1994 een waarde van 1.04 voor k gevonden. De capaciteit bedraagt 89.64 ton per dag. Het aantal functionele proceseenheden wordt nog steeds door N weergegeven. Met deze gevens wordt een productiviteit $P = 0.27$ manuren per ton product gevonden.

De totale loonsom L in kNLG wordt berekend met de volgende vergelijking, waarbij in coëfficiënt a een correctie wordt aangebracht voor de hogere loonkosten in 1994.

$$L = a \cdot N \cdot p^{0.24} \quad (13)$$

Voor 1986 heeft a een waarde van 32 op basis van 350 kNLG per functieplaats. Met een loonstijging van 4% per jaar geeft dit voor a een waarde van 43.8. De produktie in kton

per jaar wordt nog steeds door p weergegeven. De totale loonsom L bedraagt dan 792 kNLG per jaar.

7.3. Variabele kosten

De variabele kosten K_p zijn opgebouwd uit grondstof- en energiekosten. In Tabel 8 zijn de kosten weergegeven op basis van de meest recente gegevens.

Tabel 8: Grondstof- en utiliteitskosten			
Grondstof of utiliteit	Jaarverbruik	Prijs	Prijs per ton produkt
Koolmonoxide	9.44 kton	620 NLG/ton	196 NLG
Chloor	21.7 kton	410 NLG/ton	297 NLG
Electra	$8.25 \cdot 10^5$ kWh	0.10 NLG/kWh	3 NLG
Stoom	8.65 kton	24.0 NLG/ton	7 NLG
Loog (45m% opl.)	1.00 kton	620 NLG/ton	21 NLG
Totale variabele kosten K_p			524 NLG

Uit deze gegevens volgt dus voor K_p een waarde van 524 NLG per ton produkt.

7.4. Totale kosten

Voor de berekening van de totale jaarlijkste kosten K_t is gebruik gemaakt van het "Beste model" waarvan de coëfficiënten weergegeven zijn in Tabel 2 in Bijlage IX. Zie de volgende vergelijking:

$$K_t = 1.13 \cdot K_p \cdot p + 2.6 \cdot L + 0.13 \cdot I_t \quad (14)$$

Hieruit volgt voor de totale kosten $K_t = 23,6$ MNLG/jaar.

7.5. Opbrengsten

Uit het proces komen twee verkoopbare stromen: de produktstroom fosgeen en de stroom bijprodukt tetra. De prijzen voor de produkten zijn weergegeven in de volgende Tabel 9:

Tabel 9: Produktprijzen en -opbrengsten.			
Produkt	Jaarproduktie	Prijs	Opbrengst
Fosgeen	29.88 kton	2.61 kNLG/ton	78.0 MNLG
Tetra	99.2 ton	1.54 kNLG/ton	152 kNLG

De totale opbrengst Q_t bedraagt dus 78.2 MNLG per jaar.

7.6. Netto winst

De berekening van de nettowinst op jaarbasis is weergegeven in onderstaand overzicht:

Totale opbrengst	=	Q_t	78.2 MNLG
Totale kosten	=	K_t	23.6 MNLG
Bruto winst	=	I_{bruto}	54.6 MNLG
Afschrijving (= 10% van $I_B + I_H$)	=	I_{af}	2.4 MNLG
Belastbaar inkomen	=	I_β	52.2 MNLG
Inkomensbelasting (50%)	=	β	26.1 MNLG
Netto winst	=	I_{netto}	26.1 MNLG

7.7. Rentabiliteit

Een maat voor de rentabiliteit van een proces is de internal rate of return (IRR). De IRR dient hoger te zijn dan de rentestand om een proces rendabel te laten zijn. Voor het gemak wordt vastgesteld dat de IRR groter moet zijn dan 10%. De IRR wordt berekend door het oplossen van de volgende vergelijking:

$$\sum_{i=0}^{10} \frac{C_{F,i}}{(1 + IRR)^i} = 0 \quad (15)$$

Met hierin: $C_{F,i}$ = De cashflow in het jaar i .
 i = De looptijd van de fabriek vastgesteld op 10 jaar

De restwaarde van de fabriek is vastgesteld op 0 NLG.

De jaarlijkse cashflow $C_{F,i}$ is af te lezen in de volgende Tabel 10:

Tabel 10: De jaarlijkse cashflow		
Jaar i	Opbouw $C_{F,i}$	Bedrag [MNLG]
0	$I_B + I_H + I_W$	-25.4
1-9	$I_{af} + I_{netto}$	28.5
10	$I_W + I_{af} + I_{netto}$	30.3

Uit berekening van de IRR volgt een waarde van 1,12 dit is dus gelijk aan 112%. Hiermee is het proces dus zeer rendabel.

8. Discussie

8.1. Thermodynamica

Het fabrieksvoorontwerp zoals het in de vorige hoofdstukken beschreven is, is gebaseerd op een simulatie van het proces in ChemCAD. Hierbij wordt er dus stilzwijgend vanuit gegaan dat deze simulatie juist is. Dat deze simulatie inderdaad foutloos is en zonder meer gebruikt kan worden staat echter niet vast.

De basis van elke simulatie is het gebruikte thermodynamica model. In deze simulatie is gebruik gemaakt van het thermodynamica model van Soave-Redlich-Kwong, het zogenaamde SRK-model. Dit is van de beschikbare opties het meest geschikte model om een systeem met anorganische stoffen te beschrijven. Geen enkel algemeen beschikbaar model is echter in staat om een systeem met anorganische stoffen als stikstof en waterstof goed te beschrijven.

Voorals het gaat om de oplosbaarheid van dit soort stoffen in andere vloeistoffen en om vloeistof-damp evenwichten, treden grote afwijkingen met de werkelijkheid op. De temperaturen die nodig zijn om dit soort stromen gedeeltelijk te condenseren moeten dan ook met de nodige argwaan bekeken worden. In de simulatie van het fosgeenproces moeten vooral bij het functioneren van de condensoren van de destillatietorens grote vraagtekens gezet worden.

Ook het optreden van afwijkingen in de enthalpiebalans moet ons inziens toegeschreven worden aan het niet goed functioneren van het thermodynamische model.

8.2. Mogelijke verbeteringen van het fabrieksvoorontwerp

In dit hoofdstuk zullen mogelijke wijzigingen van het ontwerp, zoals dat in de voorafgaande hoofdstukken is gepresenteerd, worden besproken.

Er worden wijzigingen voorgesteld die doorgevoerd zouden zijn als niet tegen de beperkingen van de gebruikte programmatuur - ChemCAD - was aangelopen.

Ook zijn er wijzigingen mogelijk die bedacht zijn in een dusdanig laat stadium van het ontwerp, dat het ondoenlijk was deze door te voeren.

De belangrijkste en grootste verbetering is waarschijnlijk mogelijk bij het condensorgedeelte van tetratoren T1.

De condensor van de tetratoren T1 zou eigenlijk partieel moeten condenseren, waarbij

alleen dat gedeelte van de topstroom vloeibaar gemaakt wordt dat condenseert bij een temperatuur van ongeveer 10 à 20 °C.

Het gasvormige deel van het topproduct zal voornamelijk - waarschijnlijk alleen maar - koolmonoxide, kooldioxide en stikstof bevatten. Dit kan gedeeltelijk worden gebruikt als recycle en gedeeltelijk worden afgefakkeld, uiteraard na loogtoren T3 gepasseerd te zijn. Het vloeibare topproduct kan gedeeltelijk worden teruggestuurd als reflux en gedeeltelijk doorgestuurd worden voor verdere opwerking.

Als echter gekeken wordt naar de samenstelling van de refluxstroom zoals die in de huidige simulatie van V3 naar T1 stroomt (99.85 m% fosgeen) is het wellicht zelfs mogelijk dat verdere opwerking helemaal overbodig is als de condensor optimaal bedreven wordt. In dat geval zou de hele fosgeentoren T2 inclusief H12, H14, V4, H15 en de ethaancycclus bestaand uit C4, C5, C6, H13 en V5, in het geheel niet gebouwd hoeven worden.

In de praktijk is het mogelijk de verdere opwerking van het fosgeen te doen plaatsvinden in één of meerdere flash-vaten in plaats van in een destillatietoren. Bekend is dat dit in de praktijk zeer goed werkt, maar in het simulatieprogramma ChemCAD was dit niet realiseerbaar.

Ook als de tweede destillatietoren toch nodig mocht blijven, kan in ieder geval bezuinigd worden op de bouw van één warmtewisselaar. Dit omdat H10 en H12 in de praktijk altijd gecombineerd zullen worden tot één apparaat. In het simulatieprogramma ChemCAD was dit echter niet realiseerbaar.

Indien de tweede destillatietoren inderdaad nodig blijft en er inderdaad een temperatuur van ongeveer -35°C nodig is om de scheiding te bewerkstelligen, is er waarschijnlijk een geschikter koelmiddel te vinden dan het ethaan dat nu wordt gebruikt. Gedacht kan hierbij worden aan bepaalde freonen. Hierdoor zullen waarschijnlijk de in de cyclus benodigde drukken een stuk lager uitvallen.

Een andere verbetering betreft het beter afstemmen van de gebruikte hoeveelheden koelwater in combinatie met de optredende temperatuursstijgingen. In H9 bijvoorbeeld stijgt de watertemperatuur maar 5°C. Een grotere temperatuursstijging zou waarschijnlijk geen problemen opleveren, maar zou wel bezuinigen op de gebruikte hoeveelheid koelwater. De dimensies van de warmtewisselaar zouden wel een probleem op kunnen leveren, want als er minder koelwater gebruikt wordt gaan de stroomgroottes door de shell en de buizen erg van elkaar afwijken.

Als slotopmerking dient vermeld te worden dat indien opnieuw begonnen zou worden met

een fabrieksvoorontwerp, dit gesimuleerd zou worden in Aspen Plus in plaats van in ChemCAD. Dit vanwege het grotere scala aan mogelijkheden om destillatietorens - met name het condensorgedeelte - te simuleren en de mogelijkheid om bellenkolommen en absorptietorens te modelleren.

8.3. Overige discussiepunten

Bij het maken van dit ontwerp zijn diverse aannamen gedaan die arbitrair zijn.

Zo is bijvoorbeeld een keuze gemaakt voor de grondstoffen zoals deze nu gebruikt worden. Het is echter ook mogelijk om grondstoffen te gebruiken die door middel van een ander procedé gemaakt zijn. Deze grondstoffen zullen dan andere bestanddelen bevatten, die mogelijk gevolgen hebben voor het ontwerp van het proces.

Omdat er voor fosgeen geen markt is zijn gegevens omtrend zuiverheden en prijzen nauwelijks voor handen. In het ontwerp is uitgegaan van een zo hoge zuiverheid dat het geproduceerde fosgeen in vrijwel ieder mogelijke opvolgende verwerkingsstap te gebruiken is.

Er wordt vanuit gegaan dat het geproduceerde tetra verkoopbaar is. Dit ondanks het feit dat het 0.3% fosgeen bevat. Hierdoor bestaat de mogelijkheid dat de tetra niet verkoopbaar is, maar dat er zelfs betaald moet worden om het verder te laten verwerken. Met het gebruikte economische model zou dit zeer weinig invloed hebben op de retabiliteit.

Verder zijn bij gebrek aan gegevens omtrend de kinetiek van de bijreacties aannamen gemaakt over het verloop van deze reacties. Of deze aannamen in de praktijk stand houden is niet te zeggen.

De uitgevoerde economische evaluatie is zeer schematisch en weinig diepgaand. Een uitvoeriger evaluatie ligt echter niet voor de hand omdat het procesontwerp nog te veel zaken bevat die nog kunnen veranderen.

9. Conclusies en Aanbevelingen

De produktie van fosgeen, door middel van de reactie van chloor met koolmonoxide over actieve kool, kan worden uitgevoerd volgens het proces zoals het beschreven is in dit verslag. Een processchema hiervan is weergegeven in Bijlage I.

Het gemaakte ontwerp levert 29.88 kton vloeibaar fosgeen per jaar met een zuiverheid van 99.96 m%.

Volgens de sumiere economische evaluatie is het proces zoals het is ontworpen, zeer rendabel. De netto winst heeft een waarde van 26.1 MNLG per jaar bij een rentabiliteit van 112%. Het feit dat het proces zo rendabel is, is waarschijnlijk te danken aan het feit dat de fosgeenprijs zo hoog is. Bovendien zijn de investeringskosten voor de fabriek met 29.5 MNLG vrij laag.

Indien het ontwerp verder uitgewerkt wordt of er sprake zal zijn van daadwerkelijke bouw van een fosgeenfabriek, is het aan te raden de condensor van de tetratoren T2 en andere in de discussie opgemerkte punten nader te bestuderen.

Ook is gebleken dat ChemCAD sterk in zijn mogelijkheden beperkt is bij het simuleren van een proces. Waarschijnlijk is Aspen Plus een geschikter pakket om een proces in te simuleren.

10. Symbolenlijst

Voor alle symbolen gelden normaal gesproken de hier vermelde eenheden tenzij uitdrukkelijk anders is vermeld.

10.1. Algemeen

A	=	constante vergelijking 7	[-]
k	=	reactiesnelheidsconstante	[mol/gram·uur·atm]
m%	=	gewichtsperscentage	[-]
mol%	=	molperscentage	[-]
p	=	absolute druk	[bar]
P _i	=	partiaalspanning van stof i	[atm]
r	=	reactiesnelheid	[mol/gram·uur]
T	=	temperatuur	[°C]
v%	=	volumeperscentage	[-]
ΔH _r	=	reactiewarmte	[J/mol]

10.2. Afkortingen in processchema

C	=	compressor
H	=	warmtewisselaar/verdampers/condensor
M	=	overige apparaat
P	=	pomp
R	=	reactor
T	=	toren
V	=	vat
FC	=	stroom grootte-regelaar
LC	=	niveauregelaar
PC	=	drukregelaar
TC	=	temperatuurregelaar

10.3. Economische symbolen

a	=	correctiefactor loonkosten	[-]
c	=	capaciteit	[kton/jaar]
C _f	=	complexity-factor	[-]
C _{F,i}	=	cashflow in het jaar i	[MNLG]
C _i	=	C.E.-Plant Cost Index	[-]
F _m	=	materiaalfactor	[-]
F _p	=	drukfactor	[-]
F _t	=	temperatuurfactor	[-]
i	=	looptijd van de fabriek	[jaar]

I_{af}	=	jaarlijkse afschrijving	[MNLG]
I_B	=	investering in proceseenheden	[MNLG]
I_{bruto}	=	bruto winst	[MNLG]
I_H	=	investering in hulpapparatuur	[MNLG]
I_L	=	investering in niet tastbare zaken	[MNLG]
I_{netto}	=	netto winst	[MNLG]
I_t	=	totale investering	[MNLG]
I_w	=	investering in werkkapitaal	[MNLG]
I_β	=	belastbaar inkomen	[MNLG]
IRR	=	internal rate of return	[-]
k	=	procesfactor	[-]
K_p	=	variabele kosten	[NLG/ton produkt]
K_t	=	totale kosten	[MNLG/jaar]
L	=	totale loonsom	[kNLG]
m	=	degressie-coëfficiënt	[-]
N	=	aantal functionele proceseenheden	[-]
NLG	=	nederlandse guldens	[NLG]
p	=	productiecapaciteit	[kton/jaar]
P	=	productiviteit	[manuren/ton produkt]
Q_t	=	totale opbrengst	[MNLG]
\$	=	amerikaanse dollars	[\$]
β	=	inkomensbelasting	[-]

10.4. Stofnamen met eventuele synoniemen

chloor	
ethaan	
fosgeen	
ketelwater	= ontkalkt water
kooldioxide	
koolmonoxide	= kolendamp
loog	= natriumhydroxide (in oplossing)
methaan	
natriumchloride	= (keuken)zout
stikstof	
tetra	= tetrachloorkoolstof
water	
waterstof	
waterstofchloride	= zoutzuur (in oplossing)

11. Literatuurlijst

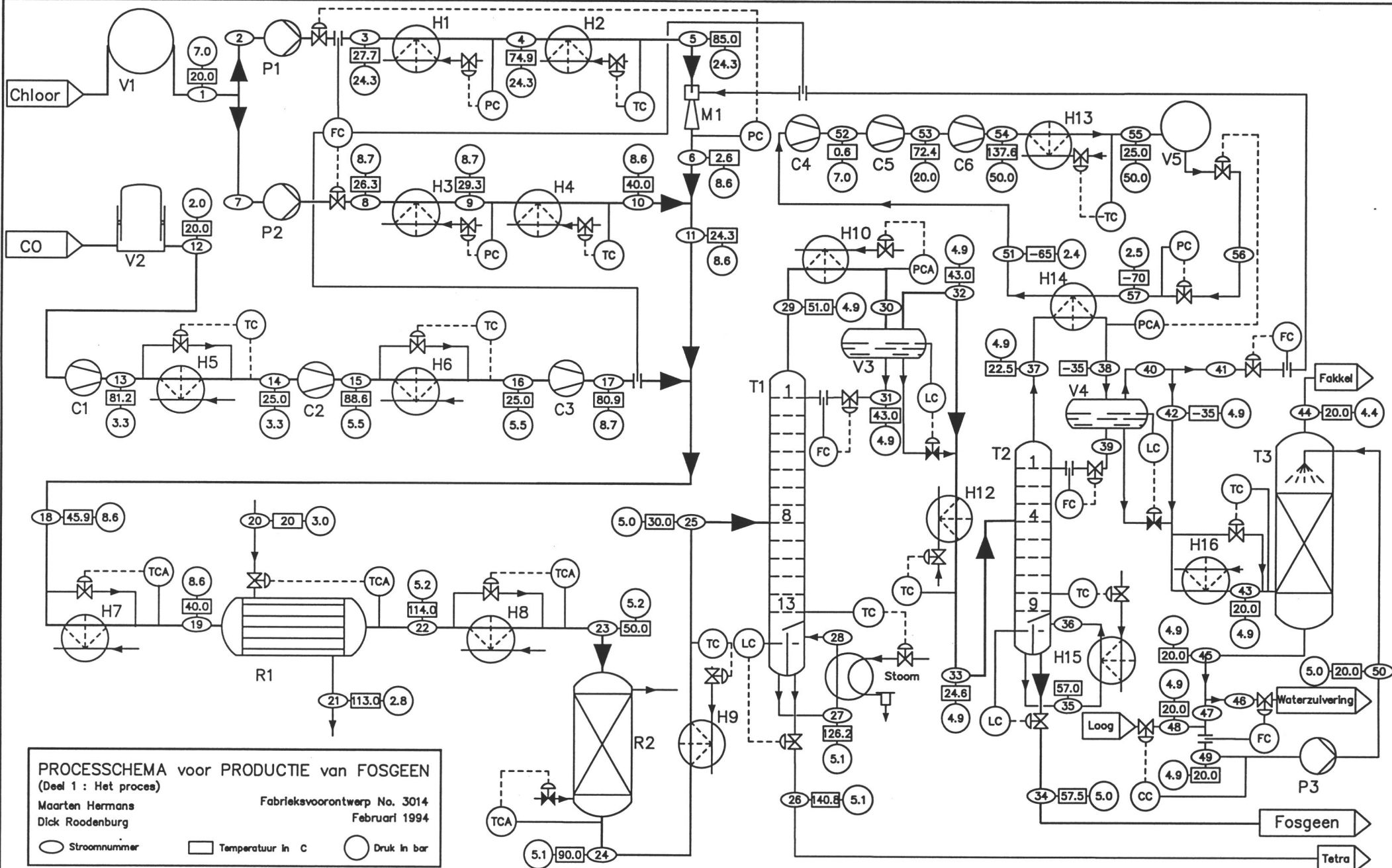
- BOTTENBRUCH L., e.a., Bayer AG, "Process for Removing Elemental Chlorine from Crude Phosgene with a Phenol", US 3230253, 18-01-1966.
- BRUNDRIE D., Imperial Chemical Industries Ltd., "Improvements in or relating to the Manufacture of Phosgene", UK 583477, 19-12-1946.
- CHEMIEKAARTEN, 9e ed. (93/94), Uitgave van: NIA, VNCI & Samson H.D. Tjeenk Willink, Alphen aan de Rijn (1993).
- CODES OF PRACTICE for Chemicals with Major Hazards, "Phosgene", Organics and Mond Divisions of ICI Ltd., London (1977).
- DANCKWERTS P.V., "Gas-liquid reactions", McGraw-Hill, New York (1970), 141-151.
- DE LONG R.C., e.a., Allied Chemical Corporation, "Removal of Chlorine from Liquid Phosgene with Activated Carbon", US 3331873, 18-07-1967.
- DOUBOVETZKY S., e.a., Société Toulousaine de Produits Chimiques "Tolochimie", "Werkwijze voor het bereiden van fosgeen", NL 163486, 12-07-1986.
- ECN European Chemical News, "Ibis to generate own phosgene", 13 may 1991, 29.
- GAS ENCYCLOPEDIA, l'Air Liquide, Elsevier, Amsterdam (1976), 197-203.
- GE PLASTICS EUROPE, Extern Veiligheids Rapport, Bergen op Zoom, maart 1989.
- GRAHAM J.M. JR., Monsanto Chemical Company, "Verfahren zur Herstellung von Phogen", DT 853587, 26-07-1950.
- INDUSTRIAL CHEMICALS (Faith, Keyes & Clark's-), Lowenheim F.A., Moran M.K., 4th ed., John Wiley & Sons, New York (1975), 624-27.
- KERN D.Q., "Process Heat Transfer", McGraw-Hill, New York (1950), 435-39.
- KIRK-OTHMER, Encyclopedia of Chemical Technology, "Phosgene", Hardy E.E., 3rd ed., John Wiley & Sons, New York (1982), Vol 17 82 416-25.
- KISTNER S., e.a., "A Caustic Scrubber System for the Control of Phosgene Emissions: Design, Testing and Performance", J. Air Pollut. Control Assoc., 28(7) (1978) 673-6.
- LONGATTE J.M., e.a., Société Nationale des Poudres et Explosifs, "Improved Method of Manufacturing Phosgene", US 3417871, 11-08-1975.
- MANOGUE W.H., Pigford R.L., "The Kinetics of the Absorption of Phosgene into Water and Aqueous Solutions", Am. Inst. Chem. Eng. J., 6(3) 494-500, 1960.

- OBRECHT R.P., Stauffer Chemical Company, "Phosgene Manufacture", EP 0 003 530 A1, 22-08-1979, US878032, 15-02-1978.
- OLUJIC Ž., "Fundamentals of Multicomponent Distillation", Laboratory for Process Equipment, TU Delft (1991).
- PERRY'S Chemical Engineers' Handbook, Perry R.H. and Chilton C.H., 5th ed., McGraw-Hill (1973), 6-30/32.
- PERRY'S Chemical Engineers' Handbook, Perry R.H. and Green D., 6th ed., McGraw-Hill (1984), 5-53/4.
- POTTER C., Baron S., "Kinetics of the Catalytic Formation of Phosgene", Chem. Eng. Progr., 47(9) 473-80, 1951.
- SAUER H., e.a., Bayer AG, "Verfahren zur Herstellung von Phosgen unter gleichzeitiger Erzeugung von Dampf", EP 0 134 506 A2, 20-03-1985.
- SHAPATINA E.N., e.a., "Kinetics of Catalytic Synthesis of Phosgene", translated from: Kinetika i Kataliz, 17(3) 644-52, 1976.
- SHERWOOD T.K., Wei J.C., "Ion Diffusion in Mass Transfer Between Phases", Am. Inst. Chem. Eng. J., 1(4) 522-27, 1955.
- ULLMANN'S Encyclopedia of Industrial Chemistry, "Phosgen", Müller von Blumencron H.O., Gelbke H.P., 4th ed., Weinheim, Basel (1979), 18 275-82.
- WELLER S.O.L., "Analysis of Kinetic Data for Heterogeneous Reactions", Am. Inst. Chem. Eng. J., 2(1) 59-62, 1956.

12. Bijlagen

Bijlage I:	Processchema Fosgeenproductie	57
Bijlage II:	Stroomoverzicht	63
Bijlage III:	Apparatenoverzicht	77
Bijlage IV:	Specificatiebladen	83
Bijlage V:	Verdamperberekening	109
Bijlage VI:	Berekening Venturi-menger	117
Bijlage VII:	Overzicht Ketelwaterkringloop	119
Bijlage VIII:	Berekening Reactoren	121
Bijlage IX:	Overzicht Tabellen	129
Bijlage X:	Overzicht Figuren	137

Bijlage I: Processchema Fosgeenproduktie



C1 Compressor CO	H1 Verdamp(er) Chloor	H7 Voorkoeler Reactor	H13 Condensor Ethaan	P1 Pomp Chloor	R1 Buisreactor	T1 Schotelkolom Tetra	V1 Opslagvat Chloor
C2 Compressor CO	H2 Naverdamp(er) Chloor	H8 Tussenkoeler Reactoren	H14 Condensor T2	P2 Pomp Chloor	R2 Bedreactor	T2 Schotelkolom Fosgeen	V2 Buffervat CO
C3 Compressor CO	H3 Verdamp(er) Chloor	H9 Condensor T1 voeding	H15 Reboiler T2	P3 Pomp loog	M1 Venturmenger	T3 Afgaswasser	V3 Refluxvat T1
C4 Compressor Ethaan	H4 Naverdamp(er) Chloor	H10 Condensor T1	H16 Voorverwarmer T3 voeding				V4 Refluxvat T2
C5 Compressor Ethaan	H5 Tussenkoeler CO	H11 Reboiler T1					V5 Opslagvat Ethaan
C6 Compressor Ethaan	H6 Tussenkoeler CO	H12 Condensor T2 voeding					



Bijlage II: Stroomoverzicht Fosgeenproces

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

Stroomnummer Fabriek		51	52	53	54	55	56	57	58	59	60
Grootheid	Eenheid										
Temperatuur	C	-65.00	0.60	72.36	137.64	25.00	25.00	-69.95	20.00	20.00	20.00
Druk	bar	2.45	7.00	20.00	50.00	49.95	49.95	2.50	3.00	3.00	3.00
Enthalpie	MJ/hr	1 028.00	1 198.00	1 413.00	1 620.00	711.50	711.50	711.50	-133 900.00	-133 900.00	-1 050.00
Massafractie Damp	-	1.00	1.00	1.00	1.00	0.00	0.00	0.66	0.00	0.00	0.00
Massaastroom	kg/hr	1 912.80	1 912.80	1 912.80	1 912.80	1 912.80	1 912.80	1 912.80	105 940.00	105 939.99	831.13
Massafractie Component											
Koolmonoxide		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Chloor		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Fosgeen		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Stikstof		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Kooldioxide		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Waterstof		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Tetra		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Waterstofchloride		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Water		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	1.00000	1.00000	1.00000
Methaan		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Natriumhydroxide		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Natriumchloride		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Ethaan		1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	1.00000	0.00000	0.00000	0.00000

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Stroomoverzicht

[illegible]

Bijlage III: Apparatenoverzicht

Apparatenlijst reactoren, kolommen en vaten

APPARAAT NO.	V1	V2	R1	R2	T1	V3	T2
Benaming	Chlooropslagvat	Koolmonoxide buffervat	Buisreactor	Gepakt bed reactor	Tetra destillatietoren	Refluxvat tetratoren	Fosgeen destillatietoren
Druk [bar]	7.0	2.0	8.6 - 5.2	5.2 - 5.1	4.9 - 5.1	4.9	4.9-5.0
Temperatuur [°C]	20	20	40 - 114	50 - 90	51 - 141	43	23 - 58
Inhoud [m ³]	700	130	2.7 - 6.4	21.2	4.4	5.3	0.8
Diameter [m]	11.0	7.5	1.65	3.0	0.65	1.5	0.30
Hoogte/lengte [m]	-	6.0	3.0	3.0	13.3	3.0	10.9
Gemiddelde verblijftijd [hr]	169	0.25	0.009	0.07	0.03	0.018	0.006
Type Schotels					Zeefplaten		Zeefplaten
Aantal Schotels					13		9
Katalysator			Aktieve kool	Aktieve kool			

APPARAAT NO.	V4	V5	T3	V6
Benaming	Refluxvat	Buffervat	Loogtoren	Ketelwater opslagtank
Type	Fosgeentoren	Ethaan		
Druk [bar]	4.9	50.0	4.0 - 4.5	3.0
Temperatuur [°C]	-35	25	20	20
Inhoud [m ³]	0.5	0.3	8.6	220
Diameter [m]	0.8	0.85	1.35	7.5
Hoogte/lengte [m]	1.0	-	6.0	5.0
Gemiddelde verblijftijd [hr]	0.006	0.05	0.47	2.1

Apparatenlijst warmtewisselaars

APPARAAT NO.	H1	H2	H3	H4	H5	H6	H7
Benaming Type	Chloorverdamper hoge druk	Chloor naverdamper hoge druk	Chloor verdamper lage druk	Chloor naverdamper lage druk	1e Tussenkoeler koolmonoxide	2e tussenkoeler koolmonoxide	Voorkoeler reactor
Druk [bar]	24.3	24.3	8.7	8.6	3.3	5.5	8.6
LMTD [°C]	47.0	23.8	25.7	26.3	17.1	19.1	22.3
Capaciteit [kW]	554.6	15.1	1865.8	45.5	19.3	21.9	5.0
Oppervlak [m ²]	11.8	0.6	72.6	1.7	4.5	5.1	1.1

APPARAAT NO.	H8	H9	H10	H11	H12	H13	H14
Benaming Type	Tussenkoeler reactoren	Condensor voeding tetratoren	Condensor tetra toren	Reboiler tetratoren	Condensor voeding fosgeentoren	Condensor ethaan koelcyclus	Condensor fosgeentoren
Druk [bar]	5.2	5.0	4.9	5.1	4.9	50.0	2.5
LMTD [°C]	34.3	29.3	15.6	58.1	4.0	56.0	31.2
Capaciteit [kW]	52.5	206.6	566.9	635.1	194.3	90.7	260.1
Oppervlak [m ²]	6.8	11.8	60.7	27.4	86.6	3.2	10.

Apparatenlijst warmtewisselaars

APPARAAT NO.	H15	H16
Benaming Type	Reboiler fosgeentoren	Verwarmer afgas
Druk [bar]	5.0	4.9
LMTD [°C]	23.5	11.9
Capaciteit [kW]	46.2	2.1
Oppervlak [m ²]	1.9	0.7

Apparatenlijst pompen en compressoren

APPARAAT NO.	P1	M1	P2	C1	C2	C3	C4
Benaming Type	Chloorpomp hoge druk	Venturi menger/pomp	Chloorpomp lage druk	1e Koolmonoxide compressor	2e Koolmonoxide compressor	3e Koolmonoxide compressor	1e ethaan compressor
Druk [bar]	7.0 - 24.3	24.3/4.9 - 8.6	7.0 - 8.7	2.0 - 3.3	3.3 - 5.5	5.5 - 8.7	2.4 - 7.0
Temperatuur [°C]	20 - 27.7	85/-35 - 24.3	20.0 - 26.3	20.0 - 81.2	25.0 - 88.6	25.0 - 80.9	-65 - 0.6

APPARAAT NO.	C5	C6	P3	P4
Benaming Type	2e ethaan compressor	3e ethaan compressor	Loogpomp	Pomp in watercyclus
Druk [bar]	7.0 - 20.0	20.0 - 50.0	4.9	3.0
Temperatuur [°C]	0.6 - 72.4	72.4 - 137.6	20.0	20.0

Bijlage IV: Specificatiebladen Apparatuur

Hieronder volgt een overzicht van de dimensies van de gebruikte apparatuur.

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloorverdamper H1 hoge druk		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - eendenseer - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	554.6	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	11.8	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritisch temperatuursverschil (LMTD):	47.0	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	167	[-]
Buitendiameter buizen	0.015	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.30	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	1292.8	608.0
Massastroom te		
-verdampen [kg/s]		607.4
- eendenseeren [kg/s]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.218	0.801
Verdampingswarmte [kJ/kg]		197.6
Temperatuur IN [°C]	112.8	27.7
Temperatuur UIT [°C]	85.0	74.9
Druk [bar]	2.63	24.3
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloornaverdamper H2 hoge druk		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - eendenser - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	15.1	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	0.64	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	23.8	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	9	[-]
Buitendiameter buizen	0.015	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shell diameter	0.10	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	55.0	608.0
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]		0.6
-eendenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.223	0.648
Verdampingswarmte [kJ/kg]		197.6
Temperatuur IN [°C]	112.8	74.9
Temperatuur UIT [°C]	95.0	85.0
Druk [bar]	2.625	24.3
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloorverdamper H3 lage druk		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - eendenseer - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	1865.8	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	72.6	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	25.7	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	3	[m]
Aantal buizen	514	[-]
Buitendiameter buizen	0.015	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Sheldiameter	0.50	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	1476.2	2099.7
Massastroom te		
- verdampen [kg/hr]		2097.6
- eendenseeren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.207	0.723
Verdampingswarmte [kJ/kg]		238.4
Temperatuur IN [°C]	112.8	26.2
Temperatuur UIT [°C]	30.0	29.3
Druk [bar]	2.625	8.7
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloornaverdamper lage druk H4		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	45.5	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	1.73	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	26.3	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	8	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.15	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	38.4	2099.7
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]		2.1
- condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.207	0.532
Verdampingswarmte [kJ/kg]		238.4
Temperatuur IN [°C]	112.8	29.3
Temperatuur UIT [°C]	35.0	40.0
Druk [bar]	2.625	8.7
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94
Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloorverdamper H3 lage druk		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	1865.8	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	72.6	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	25.7	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	3	[m]
Aantal buizen	514	[-]
Buitendiameter buizen	0.015	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shell diameter	0.50	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	1476.2	2099.7
Massastroom te		
- verdampen [kg/hr]		2097.6
- condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.207	0.723
Verdampingswarmte [kJ/kg]		238.4
Temperatuur IN [°C]	112.8	26.2
Temperatuur UIT [°C]	30.0	29.3
Druk [bar]	2.625	8.7
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloornaverdamper lage druk H4		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	45.5	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	1.73	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	26.3	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	8	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.15	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	38.4	2099.7
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]		2.1
- condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.207	0.532
Verdampingswarmte [kJ/kg]		238.4
Temperatuur IN [°C]	112.8	29.3
Temperatuur UIT [°C]	35.0	40.0
Druk [bar]	2.625	8.7
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloorverdamper H3 lage druk		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	1865.8	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	72.6	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	25.7	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	3	[m]
Aantal buizen	514	[-]
Buitendiameter buizen	0.015	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shell diameter	0.50	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	1476.2	2099.7
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]		2097.6
-condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.207	0.723
Verdampingswarmte [kJ/kg]		238.4
Temperatuur IN [°C]	112.8	26.2
Temperatuur UIT [°C]	30.0	29.3
Druk [bar]	2.625	8.7
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Chloornaverdamper lage druk H4		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - eendenser - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	45.5	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	1.73	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m.K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	26.3	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passags mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	8	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.15	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Chloor
Massastroom [kg/hr]	38.4	2099.7
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]		2.1
-eendenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.207	0.532
Verdampingswarmte [kJ/kg]		238.4
Temperatuur IN [°C]	112.8	29.3
Temperatuur UIT [°C]	35.0	40.0
Druk [bar]	2.625	8.7
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: 1° interstage koeler H5		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	19.3	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	4.53	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	250	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	17.1	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	39	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.25	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Koolmonoxide
Massastroom [kg/hr]	834.3	1180.2
Massastroom te verdampen [kg/hr]		
condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.177	1.047
Verdampingswarmte [kJ/kg]		
Temperatuur IN [°C]	20.0	81.2
Temperatuur UIT [°C]	40.0	25.0
Druk [bar]	3.0	3.3
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: 2 ^e interstage koeler H6		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamp	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	21.9	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	5.1	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	225	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	19.1	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	44	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.25	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Koolmonoxide
Massastroom [kg/hr]	834.3	1180.2
Massastroom te verdampen [kg/hr]		
condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.178	1.052
Verdampingswarmte [kJ/kg]		
Temperatuur IN [°C]	20.0	88.6
Temperatuur UIT [°C]	40.0	25.0
Druk [bar]	3.0	5.5
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94
 Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Voorkoeler 1* reactor H7		Aantal in serie: 1
		Aantal parallel: 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamp	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	5.0	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	1.11	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	200	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	22.3	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	0.75	[m]
Aantal buizen	19	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.20	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Procesgas
Massastroom [kg/hr]	4635.6	4309.1
Massastroom te verdampen [kg/hr]		
condenseren [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.177	0.708
Verdampingswarmte [kJ/kg]		
Temperatuur IN [°C]	20.0	45.9
Temperatuur UIT [°C]	21.0	40.0
Druk [bar]	3.0	8.6
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Tussenkoeler reactoren H8		Aantal in serie: 1 Aantal parallel : 1	
Algemene eigenschappen			
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamp		
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar		
Positie:	- horizontaal - verticaal		
Capaciteit:	52.5		[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	6.8		[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	225		[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	34.3		[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1		
Aantal passages mantelzijde:	1		
Lengte buizen	1.5		[m]
Aantal buizen	58		[-]
Buitendiameter buizen	0.025		[m]
Wanddikte	0.0025		[m]
Shell diameter	0.30		[m]
Pitch	triangular		[-]
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Ketelwater	Ruw Fosgeen
Massastroom	[kg/hr]	854.0	4309.1
Massastroom te			
verdampen	[kg/hr]		
condenseren	[kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg/°C]	4.184	0.712
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		
Temperatuur IN	[°C]	20.0	114.0
Temperatuur UIT	[°C]	75.0	50.0
Druk	[bar]	2.875	5.2
Materiaal		Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procesttechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Condensor H9 voor Tetratoren		Aantal in serie: 1 Aantal parallel : 1	
Algemene eigenschappen			
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper		
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar		
Positie:	- horizontaal - verticaal		
Capaciteit:	206.6	[kW]	
Warmtewisselend oppervlak:	11.8	[m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	600	[W/m ² K]	
Logaritisch temperatuursverschil (LMTD):	29.3	[°C]	
Aantal passages pijpzijde:	1		
Aantal passages mantelzijde:	1		
Lengte buizen	3	[m]	
Aantal buizen	50	[-]	
Buitendiameter buizen	0.025	[m]	
Wanddikte	0.0025	[m]	
Shelldiameter	0.30	[m]	
Pitch	triangular	[-]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum		Ketelwater	Ruw Fosgeen
Massastroom	[kg/hr]	36079.9	4309.1
Massastroom te			
-verdampen	[kg/hr]		1890.8
-condenseren	[kg/hr]		0.811
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg/°C]	4.177	317.3
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		90.0
Temperatuur IN	[°C]	20.0	30.0
Temperatuur UIT	[°C]	25.0	5.0
Druk	[bar]	2.875	
Materiaal		Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Condensor H10 van Tetratoren		Aantal in serie: 1 Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepel - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	566.9	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	60.7	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	600	W/m ² K]
Logaritmisches temperatuurverschil (LMTD):	15.6	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	3	[m]
Aantal buizen	258	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shell diameter	0.60	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Condensaat
Massastroom [kg/hr]	24466.2	12041.0
Massastroom te verdampen [kg/hr]		
-condenseren [kg/hr]		6899.5
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.177	0.805
Verdampingswarmte [kJ/kg]		260.9
Temperatuur IN [°C]	20.0	51.5
Temperatuur UIT [°C]	40.0	40.6
Druk [bar]	2.875	4.9
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Reboiler H11 van Tetratoren		Aantal in serie: 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	635.1	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	27.4	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	400	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	58.1	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	3	[m]
Aantal buizen	117	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.40	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Stoom	Boil-up
Massastroom [kg/hr]	1081.8	13254.0
Massastroom te		13254.0
-verdampen [kg/hr]		
-condenseren [kg/hr]	1081.8	
Gemiddelde soortelijkwarmte [kJ/kg/°C]	3.375	0.757
Verdampingswarmte [kJ/kg]	2033.6	173.5
Temperatuur IN [°C]	220.0	138.0
Temperatuur UIT [°C]	179.0	140.7
Druk [bar]	10.0	5.1
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Condensor H12 tussen torens		Aantal in serie: 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdampers	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	194.3	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	86.6	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	225	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	4.0	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	58	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shelldiameter	0.30	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Ruw Fosgeen
Massastroom [kg/hr]	8379.6	4296.7
Massastroom te -verdampen [kg/hr]		2148.4
-condenseren [kg/hr]		0.819
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.178	325.8
Verdampingswarmte [kJ/kg]		43.0
Temperatuur IN [°C]	20.0	24.6
Temperatuur UIT [°C]	40.0	4.9
Druk [bar]	3.0	
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Condensor H13 Ethaan cyclus		Aantal in serie: 1 Aantal parallel : 1	
Algemene eigenschappen			
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdampert		
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar		
Positie:	- horizontaal - verticaal		
Capaciteit:	90.7	[kW]	
Warmtewisselend oppervlak:	3.2	[m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	500	[W/m ² K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	56.0	[°C]	
Aantal passages pijpzijde:	1		
Aantal passages mantelzijde:	1		
Lengte buizen	1.5	[m]	
Aantal buizen	28	[-]	
Buitendiameter buizen	0.025	[m]	
Wanddikte	0.0025	[m]	
Shelldiameter	0.25	[m]	
Pitch	triangular	[-]	
Bedrijfscondities			
	Mantelzijde	Pijpzijde	
Soort fluïdum	Ethaan	Ketelwater	
Massastroom [kg/hr]	1972.5	11184.6	
Massastroom te verdampen [kg/hr]			
condenseren [kg/hr]	1972.5		
Gemiddelde soortelijkwarmte [kJ/kg/°C]	4.384	4.178	
Verdampingswarmte [kJ/kg]	456.4		
Temperatuur IN [°C]	137.6	20.0	
Temperatuur UIT [°C]	25.0	40.0	
Druk [bar]	3.0	3.0	
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal	

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Condensor H14 Fosgeen toren		Aantal in serie: 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamer	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	260.1	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	10.4	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	800	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	31.2	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	3.0	[m]
Aantal buizen	45	[-]
Buitendiameter buizen	0.025	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shell diameter	0.30	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ethaan	Condensaat
Massastroom [kg/hr]	1972.5	1542.5
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]	673.6	
-condenseren [kg/hr]		570.7
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	1.685	0.893
Verdampingswarmte [kJ/kg]	456.4	13.0
Temperatuur IN [°C]	-70.0	22.5
Temperatuur UIT [°C]	-65.0	-36.7
Druk [bar]	2.5	4.9
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02/94

Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Reboiler H15 Fosgeen toren		Aantal in serie: 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - eendenser - verdamper	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit:	46.2	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	1.9	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	1000	[W/m ² K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	23.5	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Lengte buizen	1.5	[m]
Aantal buizen	28	[-]
Buitendiameter buizen	0.015	[m]
Wanddikte	0.0025	[m]
Shell diameter	0.15	[m]
Pitch	triangular	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Boil-up
Massastroom [kg/hr]	827.2	4471.3
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]		746.7
-eendensen [kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg/°C]	4.220	0.874
Verdampingswarmte [kJ/kg]		221.0
Temperatuur IN [°C]	112.8	57.5
Temperatuur UIT [°C]	65.0	57.6
Druk [bar]	2.675	5.0
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 14/02-94

Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: Afgasverwarmer H16		Aantal in serie: 1 Aantal parallel : 1	
Algemene eigenschappen			
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamp		
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar		
Positie:	- horizontaal - verticaal		
Capaciteit:	2.1	[kW]	
Warmtewisselend oppervlak:	0.7	[m ²]	
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	250	[W/m ² .K]	
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	11.9	[°C]	
Aantal passages pijpzijde:	1	[-]	
Aantal passages mantelzijde:	1	[-]	
Lengte buizen	0.75	[m]	
Aantal buizen	13	[-]	
Buitendiameter buizen	0.025	[m]	
Wanddikte	0.0025	[m]	
Shell diameter	0.15	[m]	
Pitch	triangular	[-]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum		Ketelwater	Afgas
Massastroom	[kg/hr]	17.4	140.4
Massastroom te			
-verdampen	[kg/hr]		
- condenseren	[kg/hr]		
Gemiddelde soortelijke warmte	[kJ/kg/°C]	4.220	0.973
Verdampingswarmte	[kJ/kg]		
Temperatuur IN	[°C]	112.8	-35.0
Temperatuur UIT	[°C]	10.0	20.0
Druk	[bar]	2.675	4.9
Materiaal		Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 18/2/94
 Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER ALGEMEEN

APPARAATNUMMER : Buisreactor R1					
Algemene eigenschappen					
Functie :		- reactievat			
Type :		- buisreactor; katalysator en reactanten aan buiszijde; koelwater aan mantelzijde;			
Diameter reactor:		1.65	[m]		
Lengte reactor:		3.0	[m]		
Materiaal reactor :		Roestvrij Staal			
Koeling:		- koelwater			
Bedrijfscondities					
		Voeding		Product	
Temp.	[°C]	40.00		114.00	
Druk	[bar]	8.612		5.214	
Dichtheid	[kg/m ³]	15.71		12.73	
Massastroom	[kg/hr]	4309.09		4309.09	
		mol%	wt%	mol%	wt%
<u>Samenstelling:</u>					
Koolmonoxide		0.471	0.286	0.127	0.047
Chloor		0.409	0.628	0.020	0.018
Fosgeen		0.004	0.009	0.657	0.853
Stikstof		0.092	0.056	0.151	0.056
Kooldioxide		0.016	0.015	0.026	0.015
Tetra		0.000	0.000	0.001	0.003
Waterstofchloride		0.008	0.006	0.017	0.008

SPECIFICATIEBLADEN

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 17/02/94

Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR / REACTOR

APPARAATNUMMER: Buisreactor R1		Aantal serie : 1
		Aantal parallel : 1
Algemene eigenschappen		
Type :	- warmtewisselaar - koeler - condenseer - verdamer	
Uitvoering:	- met vaste pijpplaten - floating head - haarepeld - dubbelepijp - platenwarmtewisselaar	
Positie:	- horizontaal - verticaal	
Capaciteit :	-1069.44 à -1145.19	[kW]
Warmtewisselend oppervlak:	318.84	[m ²]
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt:	350	[W/m ² .K]
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD):	n.v.t.	[°C]
Aantal passages pijpzijde:	1	
Aantal passages mantelzijde:	1	
Aantal buizen	995	[-]
Buitendiameter buizen	0.038	[m]
Wanddikte	0.002	[m]
Shelldiameter	1.65	[m]
Pitch	0.0475	[-]
Bedrijfscondities		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluïdum	Ketelwater	Reactiemengsel
Massastroom [kg/hr]	22529.65	4309.09
Massastroom te		
-verdampen [kg/hr]	-	-
-condenseren [kg/hr]	-	-
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg°C]	0.708 - 0.723	4.117-4.236
Verdampingswarmte [kJ/ kg]	n.v.t.	n.v.t.
Temperatuur IN [°C]	40.0	20.0
Temperatuur UIT [°C]	114.0	112.8
Druk [bar]	8.612 - 5.214	3-2.75
Materiaal	Roestvrij staal	Roestvrij staal

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 18/2/94
 Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER REACTOR

APPARAATNUMMER : Gepakte bedreactor R2					
Algemene eigenschappen					
Functie :		- Reactievat			
Type :		- Gepakt			
Diameter toren:		3.0		[m]	
Hoogte toren:		3.0		[m]	
Materiaal toren :		- Roestvrij Staal			
Verwarming:		- Geen			
Bedrijfscondities					
		Voeding (top)		Product (bodem)	
Temp.	[°C]	50.00		89.97	
Druk	[bar]	5.16		5.06	
Dichtheid	[kg/m ³]	15.44		13.54	
Massastroom	[kg/hr]	4309.09		4309.09	
		mol%	wt%	mol%	wt%
<u>Samenstelling:</u>					
Koolmonoxide		0.127	0.047	0.109	0.039
Chloor		0.020	0.018	0.000	0.000
Fosgeen		0.657	0.853	0.690	0.879
Stikstof		0.151	0.056	0.154	0.056
Kooldioxide		0.026	0.015	0.027	0.015
Tetra		0.001	0.003	0.001	0.003
Waterstofchloride		0.017	0.008	0.017	0.008

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 16/2/94
Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : Tetratoren T1									
Algemene eigenschappen									
Functie :	- destillatie / extractie / absorptie / _____								
Type toren:	- gepakt / schotel / spreeier / _____								
Type schotel:	- klekje / zeefplaat / valve / _____								
Aantal schotels									
- theoretisch:	10								
- praktisch:	13 (effectiviteit 80%)								
Schotelafstand (HETS) :	0.6096								[m]
Materiaal schotel :	- roestvrij staal								
Diameter toren:	0.65								[m]
Hoogte toren:	13.3								[m]
Materiaal toren :	- roestvrij staal								
Verwarming:	- geen / open stoom / reboiler / _____								
Bedrijfscondities									
	Voeding		Top		Bodem		Reflux		
Temp. [°C]	30.00		43.05		140.99		43.05		
Druk [bar]	5.01		4.92		5.11		4.92		
Dichtheid [kg/m³]	28.21		15.34		1336.23		1313.65		
Massastroom [kg/hr]	4309.09		4296.73		12.36		7316.84		
	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	
<u>Samenstelling</u>									
Koolmonoxide	0.109	0.039	0.110	0.040	0.000	0.000	0.001	0.000	
Fosgeen	0.690	0.879	0.691	0.881	0.004	0.003	0.996	0.998	
Stikstof	0.154	0.056	0.154	0.056	0.000	0.000	0.001	0.000	
Kooldioxide	0.027	0.015	0.027	0.015	0.000	0.000	0.001	0.001	
Tetra	0.001	0.003	0.000	0.000	0.995	0.997	0.000	0.000	
Waterstofchloride	0.017	0.008	0.017	0.008	0.000	0.000	0.002	0.001	
Ontwerp									
Aantal klekjes / zeefgaten / ____: 1260					Type pakking:				
Actief schoteloppervlak : 0.255 [m²]					Materiaal:				
Lengte overlooprand : 49.07 [cm]					pakking:				
Diameter valpijp / gat / ____: 6.35 [mm]					Afmetingen				
					pakking				
					- inhoud: [m³]				
					- lengte: [m]				
					- breedte: [m]				
					- hoogte: [m]				

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procesttechnologie

Datum: 17/2/94
Ontwerpers:
Maarten Hermans
Dick Roodenburg

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : Fosgeentoren T2									
Algemene eigenschappen									
Functie :		- destillatie / extractie / absorptie / _____							
Type toren:		- gepakt / schotel / eproeier / _____							
Type schotel:		- schotel 1 t/m 3: zeefplaat; schotel 4 t/m 9: valve							
Aantal schotels									
- theoretisch:		7							
- praktisch:		9 (effectiviteit 80%)							
Schotelafstand (HETS) :		0.6096		[m]					
Materiaal schotel :		roestvrij staal							
Diameter toren:		0.30		[m]					
Hoogte toren:		10.88		[m]					
Materiaal toren :		roestvrij staal							
Verwarming:		- geen / open-stoom / reboiler / _____							
Bedrijfscondities									
		Voeding		Top		Bodem		Reflux	
Temp.	[°C]	24.61		-35.00		57.43		-35.00	
Druk	[bar]	4.92		4.87		5.00		4.86	
Dichtheid	[kg/m³]	31.30		7.954		1276.60		1480.27	
Massastroom	[kg/hr]	4296.72		561.62		3735.10		961.03	
		mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%
<u>Samenstelling</u>									
Koolmonoxide		0.110	0.040	0.345	0.303	0.000	0.000	0.001	0.000
Fosgeen		0.691	0.881	0.030	0.092	1.000	1.000	0.953	0.981
Stikstof		0.154	0.056	0.486	0.427	0.000	0.000	0.002	0.000
Kooldioxide		0.027	0.015	0.085	0.117	0.000	0.000	0.013	0.006
Waterstofchloride		0.017	0.008	0.054	0.062	0.000	0.000	0.031	0.012
Ontwerp									
Aantal zeefgaten: 250; aantal valves: 5 à 6						Type pakking:			
Actief schoteloppervlak : 0.042 [m²]						Materiaal:			
Lengte overlooprand : 20.83 [cm]						pakking:			
Diameter valpijp / gat / _____: 6.35 [mm]						Afmetingen			
						pakking			
						- inhoud: [m³]			
						- lengte: [m]			
						- breedte: [m]			
						- hoogte: [m]			

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : Loogtoren T3								
Algemene eigenschappen								
Functie :	- destillatie / extractie / absorptie / _____							
Type toren:	- gepakt / echotel / sproeier / bellenkolom							
Type schotel:	- klokje / zeefplaat / valve / _____							
Aantal schotels								
- theoretisch:	n.v.t.							
- praktisch:	n.v.t.							
Schotelafstand (HETS)	n.v.t. [m]							
Materiaal schotel :	n.v.t.							
Diameter toren:	1.35 [m]							
Hoogte toren:	6.0 [m]							
Materiaal toren :	Roestvrij staal							
Verwarming:	- geen / open stoom / reboiler / _____							
Bedrijfscondities								
	Voeding		Top		Bodem		Absorptie-middel	
Temp. [°C]	20.00		20.00		20.00		19.94	
Druk [bar]	4.87		4.00		4.50		4.87	
Dichtheid [kg/m ³]	6.41		4.93		1055.73		1055.48	
Massastroom [kg/s]	140.41		124.56		19366.46		19350.53	
	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%	mol%	wt%
<u>Samenstelling:</u>								
Koolmonoxide	0.345	0.303	0.365	0.341	0.000	0.000	0.000	0.000
Fosgeen	0.030	0.092	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Stikstof	0.486	0.427	0.514	0.481	0.000	0.000	0.000	0.000
Kooldioxide	0.085	0.117	0.121	0.178	0.000	0.000	0.000	0.000
Waterstofchloride	0.054	0.062	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Water	0.000	0.000	0.000	0.000	0.953	0.887	0.953	0.887
Natriumhydroxide	0.000	0.000	0.000	0.000	0.030	0.062	0.031	0.063
Natriumchloride	0.000	0.000	0.000	0.000	0.017	0.051	0.016	0.049

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Datum: 18/2/94
 Ontwerpers:
 Maarten Hermans
 Dick Roodenburg

APPARATENLIJST DIVERSEN

APPARAAT NO.	Venturi Menger/Compressor M1		
Algemeen			
Stroom	Aanzuig stroom chloor	Recycle stroom	Totaal stroom
Capaciteit [kg/hr]	601.2	421.2	1022.4
Absolute druk [bar]	24.3	4.9	8.7
Temp. [°C]	40.0	-35	22.0
Specifiek			
Oppervlakte ratio [-]	7		
Leiding/nozzle ratio [-]	7		
Materiaal	Roestvrij staal		

Bijlage V: Voorbeeldberekening Verticale Verdamper

In het onderstaande is de geometrie van de verticale chloorverdamer H1 bepaald aan de hand van een, met behulp van *Coulson & Richardson (1991)*, geschatte overall warmteoverdrachtscoëfficiënt U . Het warmtewisselend oppervlak A en het logaritmische temperatuurverschil LMTD zijn berekend met behulp van ChemCAD.

Aan de hand van de hiervoor in *Coulson & Richardson (1991)* gegeven procedures zijn de verschillende warmteoverdrachtscoëfficiënten voor de verticale verdamper bepaald. Met deze coëfficiënten en de geometrie van de verdamper, zoals die bepaald is aan de hand van de geschatte U , kan een reëelere waarde van U berekend worden. Vervolgens kan dan een realistischere geometrie bepaald worden. De uit *Coulson & Richardson (1991)* gebruikte tabellen en figuren zijn te vinden als Tabel 3-7 en Figuur 5-9 in respectievelijk Bijlage IX en Bijlage X.

In dit geval was de schatting dicht genoeg in de buurt van de berekende waarde en hoefde de bovenstaande iteratie niet uitgevoerd te worden.

===== Problem: A:\VERDH1.EKA =====

$$Q = U * A * \Delta T_{ln} \quad \{ \text{Warmteoverdracht [W]} \}$$

{ ===== Geometrie ===== }

U	=	1000	{ Warmteoverdrachtcoëff. [W/m ² /K] }
ΔT_{ln}	=	47.0	{ LMTD; ChemCAD }
A	=	11.8	{ Oppervlak; ChemCAD }
L	=	1.5	{ Lengte [m] }
d_i	=	0.01	{ Interne diameter buis [m] }
d_o	=	0.015	{ Externe diameter buis [m] }
pitch	=	$1.25 * d_o$	{ Triangular }
N_t	=	$A / (\pi * d_o * L)$	{ Berekend aantal buizen [-] }
D_b	=	$d_o * (N_t / K_1)^{(1/n_1)}$	{ Berekende diameter bundel [m] }
K_1	=	0.319 { 1 pass }	{ Coefficient Triangular Pitch; C & R }
n_1	=	2.142	{ Coefficient Triangular Pitch; C & R }

Ds = Db + 0.012 { Diameter shell fixed Head [m]; C&R }
 Clearance = (Ds - Db)/2 { Ruimte tussen shell en bundle [m] }

{ = = = = = Snelheden = = = = = }

FlowCl = 0.437/3600 { Chloorstroom totaal [m3/s] }
 FlowClBuis = FlowCl/Nt { Chloorstroom per buis [m3/s] }
 FlowWater = 1.430/3600 { Waterstroom [m3/s] }
 SpeedClBuis = FlowClBuis/($\pi/4 * di^2$) { Snelheid Chloor per buis [m/s] }
 SpeedWater = FlowWater/As { Snelheid water in shell [m/s] }
 As = (pitch - do)/pitch * Ds * Ds/5 { Doorstroomoppervlak shell [m2] }

===== Solution =====

Variables:

Q = +554600.000000000
 U = +1000.0000000000000
 A = +11.800000000000000
 DeltaTln = +47.000000000000000
 L = +1.5000000000000000
 di = +0.01000000000000000
 do = +0.01500000000000000
 pitch = +0.01875000000000000
 Nt = +166.93585142083
 Db = +0.27883875357341
 K1 = +0.31900000000000000
 n1 = +2.1420000000000000
 Ds = +0.29083875357341
 Clearance = +0.00600000000000000
 FlowCl = +0.0001213888888888889
 FlowClBuis = +7.2715889280654E-07
 FlowWater = +0.0003972222222222222
 SpeedClBuis = +0.0092584745762712
 SpeedWater = +0.117400243009019
 As = +0.0033834872232054

In de onderstaande Mercury file is aan de hand van de boven berekende geometrie de echte totale warmteoverdrachtscoëfficiënt U_o volgens *Coulson & Richardson (1991)* bepaald.

===== Problem: A:\UH1.EKA =====

$$1/U_o = 1/h_s + 1/h_{sd} + d_o \cdot \ln(d_o/d_i) / (2 \cdot k_w) + d_o/d_i \cdot 1/h_{cbd} + d_o/d_i \cdot 1/h_{cb}$$

d_o	=	0.015	
d_i	=	0.01	
k_w	=	45	{ Geleidingscoëfficiënt wand [W/m ² /K] }
h_s	=	30742	{ W.overdr.coëff. shell side [W/m ² /K] }
h_{sd}	=	4000	{ Vervuilingscoëff. shell side [W/m ² /K] }
h_{cb}	=	4147	{ W.overdr.coëff. tube side [W/m ² /K] }
h_{cbd}	=	8000	{ Vervuilingscoëff. tube side [W/m ² /K] }

===== Solution =====

Variables:

U_o	=	+ 1111.95920949898
h_s	=	+ 30742.000000000000
h_{sd}	=	+ 4000.000000000000
d_o	=	+ 0.0150000000000000
d_i	=	+ 0.0100000000000000
k_w	=	+ 45.00000000000000
h_{cbd}	=	+ 8000.000000000000
h_{cb}	=	+ 4147.000000000000

Deze berekende $U_o = 1111$ [W/m²/K] ligt dicht genoeg bij de geschatte $U = 1000$ [W/m²/K]. Iteratie is overbodig

In de onderstaande file is de gemiddelde warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de buiskant - hcb - bepaald volgens *Coulson & Richardson (1991)*. Deze coëfficiënt bestaat in een verticale verdamper uit twee onderdelen; de convective boiling component hfc en de nucleate boiling component hnb.

===== Problem: A:\UHCBH1.EKA =====

```

do          = 0.015
di          = 0.01
kw          = 45
hcb         = h_fc + h_nb
Ds          = 0.29
pitch       = 0.01875
FlowWater   = 0.000397
h_fc        = hfc*fc { Convective boiling coeff. [W/m2/K] }
fc          = 7.5 { Correctiefactor }
hfc         = kf/di*jh*ReBuis*PrBuis^(1/3) { Gedw. convectie coeff. [W/m2/K] }
ReBuis      = SpeedCl*di*RhoCIVlSt/MuCIVlSt { Reynoldsgetal in buis }
SpeedCl     = 0.00926
PrBuis      = CpCl*MuCIVlSt/kf { Prandtl getal in buis }
CpCl        = 1.18e3 { Soortelijke warmte chloor [J/kg/K] }
kf          = 0.1339 { Warmtegeleidingscoëfficiënt [W/m/K] }
jh          = 7e-2 { Warmteoverdrachtsfactor }
1/Xtt       = (x/(1-x))^0.9*(RhoCIVlSt/RhoCIDamp)^0.5
              *(MuCIDamp/MuCIVlSt)^0.1 { Lockhart-Martinelli parameter }
x           = 0.05 { Massa fractie damp }
RhoCIVlSt   = 1391.67 { Dichtheid vloeibaar chloor [kg/m3] }
RhoCIDamp   = 77.59 { Dichtheid chloordamp [kg/m3] }
MuCIDamp    = 0.0000171 { Dynamische viscositeit chloordamp [Pa·s] }
MuCIVlSt    = 0.000303 { Dynamische viscositeit vloeibaar chloor [Pa·s] }
h_nb        = hnb*fs { Nucleate boiling coeff. [W/m2/K] }
hnb         = 0.104*(Pc)^0.69*(q)^0.7*(1.8*(P/Pc)^0.17 + 4*(P/Pc)^1.2 + 10(P/
              Pc)^10)
P           = 24.32 { Drup [bar] }
Pc          = 77.17 { Kritische druk [bar] }
q           = hnb*(Tw-Ts) { Warmte flux [W/m2] }
Tw          = 80 { Wandtemperatuur [°C] }

```

Ts	=	74.88	{ Veradigingstemperatuur [°C] }
qc	=	$3.67e4 * Pc * (P/Pc)^{0.35} * (1-(P/Pc))^{0.9}$	{ Max. warmte flux [W/m2] }
fs	=	0.14	{ Onderdrukkingsfactor }
ReBuisVlst	=	$(1-x) * SpeedCl * RhoCIVlst / MuCIVlst$	{ Reynoldsgetal in buis }
Coefficient	=	ReBuisVlst * fc	

===== Solution =====

Variables:

do	=	+0.015000000000000000
di	=	+0.010000000000000000
kw	=	+45.0000000000000000
hcb	=	+4147.9209390022015
h_fc	=	+4147.8768796168
h_nb	=	+0.044059385438990011
Ds	=	+0.290000000000000000
pitch	=	+0.018750000000000000
FlowWater	=	+0.0003970000000000000
hfc	=	+553.05025061557
fc	=	+7.500000000000000000
kf	=	+0.133900000000000000
jh	=	+0.070000000000000000
ReBuis	=	+425.30904950495
PrBuis	=	+2.67020164301718
SpeedCl	=	+0.009260000000000000
RhoCIVlst	=	+1391.67000000000000
MuCIVlst	=	+0.0003030000000000000
CpCl	=	+1180.00000000000000
Xtt	=	+4.4551018383130
x	=	+0.050000000000000000
RhoCIDamp	=	+77.59000000000000
MuCIDamp	=	+1.7100000000000000E-05
hnb	=	+0.31470989599278582
fs	=	+0.140000000000000000
Pc	=	+77.17000000000000

VERDAMPERBEREKENING

q	=	+0.0183232043345335
P	=	+24.32000000000000
Tw	=	+80.00000000000000
Ts	=	+74.88000000000000
qc	=	+1344719.43398988
ReBuisVlst	=	+40404.3597029703
Coefficient	=	+303032.697772277

In de onderstaande Mercury file wordt de warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de shell kant - hs - berekend.

===== Problem: A:\UHS1.EKA =====

```
do      = 0.015
di      = 0.01
kw      = 45
hs      = kf/de*(jh*ReShell*PrShell^(1/3))
As      = (pitch-do)/pitch*Ds*Ds/5
Ds      = 0.29
pitch   = 0.01875
FlowWater = 0.000397
SpeedWater = FlowWater/As
de      = 1.1/do*(pitch^2-0.917*do^2)
ReShell = SpeedWater*de*RhoWater/MuWater { Reynolds aan de shell kant }
PrShell = Cp*MuWater/kf { Prandtl aan de shell kant }
kf      = 0.6811 { Warmtegeleidingscoëfficiënt [W/m/K] }
Cp      = 4.2448e3 { Soortelijke warmte water [J/kg/K] }
RhoWater = 904.15 { Dichtheid water [kg/m3] }
MuWater = 0.000245 { Dynamische viscositeit [Pa·s] }
MuWaterWand = 0.000245 { Dynamische viscositeit aan de wand [Pa·s] }
jh      = 9e-2
```

===== Solution =====

Variables:

```
do      = +0.015000000000000000
di      = +0.010000000000000000
kw      = +45.0000000000000000
hs      = +30742.07118542
kf      = +0.6811000000000000
de      = +0.010650750000000000
jh      = +0.090000000000000000
ReShell = +4638.623381012
PrShell = +1.52690647482014
As      = +0.003364000000000000
```

VERDAMPERBEREKENING

pitch	=	+0.018750000000000000
Ds	=	+0.290000000000000000
FlowWater	=	+0.000397000000000000
SpeedWater	=	+0.118014268727705
RhoWater	=	+904.150000000000
MuWater	=	+0.000245000000000000
Cp	=	+4244.800000000000
MuWaterWand	=	+0.000245000000000000

Bijlage VI: Berekening Venturi Menger

Het ontwerp van de venturi menger M1 is gebaseerd op de procedure zoals die hiervoor gegeven is in *Perry's (1973)*. Het ontwerp is volledig gebaseerd op Figuur 10 in Bijlage X. Een overzicht van de te gebruiken stromen is weergegeven in Tabel VI.1.

Tabel VI.1.: Stoomoverzicht venturi menger				
Stroom	Temperatuur [°C]	Druk [bar]	Massastroom W [kg·hr ⁻¹]	Molmassa [g·mol ⁻¹]
Chloor (5)	40.0	24.3 ^{a)}	2707.8 ^{a)}	70.9
Recycle (41)	-35.0	4.9	421.2	31.9
Totaal (6)	21.9	8.7	3129.0	60.9

a) Deze waarden zijn berekend.

De uitgaande en gewenste druk is bekend. Deze stroom (6) moet komen op 8.7 bar. Dit geeft een verhouding van $P_{03}/P_{0b} = 8.7/4.9 = 1.8$.

Een onbekende in het ontwerp is de druk van de chloorstroom P_{0a} die de recycle aan moet gaan zuigen. Bij een $P_{03}/P_{0b} = 1.8$ is het kleinste verschil in druk tussen de recycle en de chloorstroom $P_{0b}/P_{0a} = 0.2$. De druk van de ingaande chloorstroom dient dus 5 maal zo hoog te zijn als de druk van de recycle. De chloordruk dient dus ongeveer 24.3 bar te zijn. Hierbij volgt ook uit de figuur dat de optimale verhouding tussen de oppervlakken van de nozzle, waar de chloor door binnenkomt en de afvoer van de totaalstroom een factor $A_2/A_1 = 7$ heeft.

Bij deze oppervlakte ratio is dan in de zelfde figuur de verhouding van de massastromen op te zoeken. Deze is $w_b/w_a = 0.9$. Deze factor dient nog wel gecorrigeerd te worden voor verschillen in molgewicht en temperatuur van de twee stromen. Dit gebeurt volgens:

$$\frac{w}{w_a} = \frac{w_b}{w_a} \sqrt{\left(\frac{T_{0a} M_b}{T_{0b} M_a} \right)}$$

met	w	=	massastroom chloor [kg·hr ⁻¹]
	w _a	=	massastroom chloor ongecorrigeerd [kg·hr ⁻¹]
	w _b	=	massastroom recycle [kg·hr ⁻¹]
	T _{0x}	=	ingaande temperatuur stroom x [°C]
	M _x	=	molmassa ingaande stroom x [g·mol ⁻¹]

De waarde van de benodigde massastroom chloor wordt $w = 2707.8 \text{ kg·hr}^{-1}$.

Bijlage VII: Overzicht ketelwaterkringloop

In het onderstaande wordt een overzicht gegeven van de groottes van de ketelwaterstromen die door de verschillende warmtewisselaars, condensors, verdamper etc. gevoerd worden. Hierbij wordt in het overzicht onderscheid gemaakt tussen de ketelwaterstromen die opgewarmd worden en de stromen die afgekoeld worden.

In Tabel VII.1. is een overzicht gegeven van de temperaturen en de groottes van de verschillende stromen zoals die door de warmtewisselaars gaan. De stromen in deze tabel zijn afkomstig uit de reactor R1 en worden gebruikt om een processtroom op te warmen of te verdampen.

Tabel VII.1.: Stroomoverzicht verwarmers en verdamper

Apparaat	Omschrijving	Debiet water	Temperatuur na
		[kg/hr]	warmtewisselaar [°C]
H1	Chloorverdamper	1293	85
H2	Chloornaverdamper	55	95
H3	Chloorverdamper	1476	30
H4	Chloornaverdamper	38	35
H15	Reboiler van Fosgeentoren T2	833	65
H16	Afgasverwarmer	17	10
	Totaal	3706	

In de warmtewisselaars H5, H6, H7, H8, H9, H10, H12 en in de buisreactor R1 wordt koelwater van 20°C gebruikt dat afkomstig is uit opslagtank V6.

In onderstaande tabel is een overzicht te vinden van de grootte en temperatuur van alle koelwaterstromen.

Tabel VII.2.: Stroomoverzicht koelers en condensors

Apparaat	Omschrijving	Debiet water	Temperatuur na de
		[kg/hr]	warmtewisselaar [°C]
H5	1 ^o interstage koeler tussen C1 en C2	831	40
H6	2de interstage koeler tussen C2 en C3	944	40
H7	Voorkoeler voor R1	4283	21
H8	Tussen-reactor- koeler tussen R1 en R2	853	75
H9	Condensor voor Tetratoren T1	35530	25
H10	Condensor van Tetratoren T1	24373	40
H12	Condensor tussen Tetratoren T1 en Fosgeentoren T2	8348	40
H13	Condensor Ethaancyclus	11185	40
R1	Buisreactor R1	22519	113
Totaal		97681	

Bijlage VIII: Berekening Reactoren

Reactor R1. Gekoelde buisreactor. Omzetting ca.97%.

DIFFERENTIAL EQUATION(S):

$$\begin{aligned}
 d(TS)/d(Z) &= (1/Tr) * (-U * (4/D) * (0.25 * \pi * D^2 * L) * (Tr * TS - Tr * Tw) - \\
 &\quad Ra * (-dHrCOCl2 - CPint) * (0.25 * \pi * D^2 * L)) / (FICl20 * (CPCl2 + CPCO) * (1 - KSI) + \\
 &\quad (FICO0 - FICl20) * CPCO + FICl20 * CPCOCl2 * KSI + FIN20 * CPN2) \\
 d(TW)/d(Z) &= (1/Tr) * (U * (4/D) * (0.25 * \pi * D^2 * L) * (Tr * TS - Tr * TW)) / (CPw * FIW) \\
 d(KSI)/d(Z) &= -Ra * (0.25 * \pi * D^2 * L) / FICl20 \\
 FICO0 &= (FLOWstof/3600) * FracCO0/buis \\
 FICl20 &= (FLOWstof/3600) * FracCl20/buis \\
 FIN20 &= (FLOWstof/3600) * FracN20/buis \\
 FITOT0 &= FICl20 + FICO0 + FIN20 \\
 FIEIND &= FICl20 + FIN20 + (FICO0 - FICl20) \\
 EPS &= (Fleind - Fltot0) / Fltot0 \\
 CPINT &= -2.971e1 * (Ts * Tr - Tr) - 1.1511e-1 * 0.5 * ((Ts * Tr)^2 - Tr^2) - 1.266e-4 * (1/3) * ((Ts * Tr)^3 - \\
 &\quad Tr^3) + \\
 &\quad 4.795e-8 * 0.25 * ((Ts * Tr)^4 - Tr^4) \\
 CPCOCl2 &= 2.809e1 + 1.361e-1 * Ts * Tr - 1.374e-4 * (Ts * Tr)^2 + 5.070e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPCO &= 3.087e1 - 1.285e-2 * Ts * Tr + 2.789e-5 * (Ts * Tr)^2 - 1.272e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPCL2 &= 2.693e1 + 3.384e-2 * Ts * Tr - 3.869e-5 * (Ts * Tr)^2 + 4.795e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPN2 &= 3.115e1 - 1.357e-2 * Ts * Tr + 2.680e-5 * (Ts * Tr)^2 - 1.168e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPW &= 3.224e1 + 1.924e-3 * Ts * Tr + 1.005e-5 * (Ts * Tr)^2 - 3.596e-9 * (Ts * Tr)^3 \\
 FIW &= FLOWwatr / (3600 * buis) \\
 P &= 8.612 - 3.500 * ksi \\
 RA &= -(1/3600) * Rhokat * (1 - void) * 10^(-1875 / (Ts * Tr) + 3.8) * (FICO0 / Fltot0 * (1 - KSI)) / (1 + Ep \\
 &\quad s * KSI) * P * ((FICl20 / Fltot0 * (1 - KSI)) / (1 + Eps * KSI)) / (10^(-1900 / (Ts * Tr) + 3.4) * (FICO0 / \\
 &\quad Fltot0 * \\
 &\quad (1 - KSI) / (1 + Eps * KSI)) + (FICl20 / Fltot0 * KSI / (1 + Eps * KSI)))^0.25 \\
 DELTAT &= (Ts - Tw) * 298
 \end{aligned}$$

INITIAL BOUNDARY:

Z: 0.000000000000000E+0000
 TS: 1.050335600000000E+0000
 TW: 9.832215000000000E-0001
 KSI: 0.000000000000000E+0000

FINAL BOUNDARY:

Z: 1.000000000000000E+0000

BEREKENING REACTOREN

CONSTANT(S):

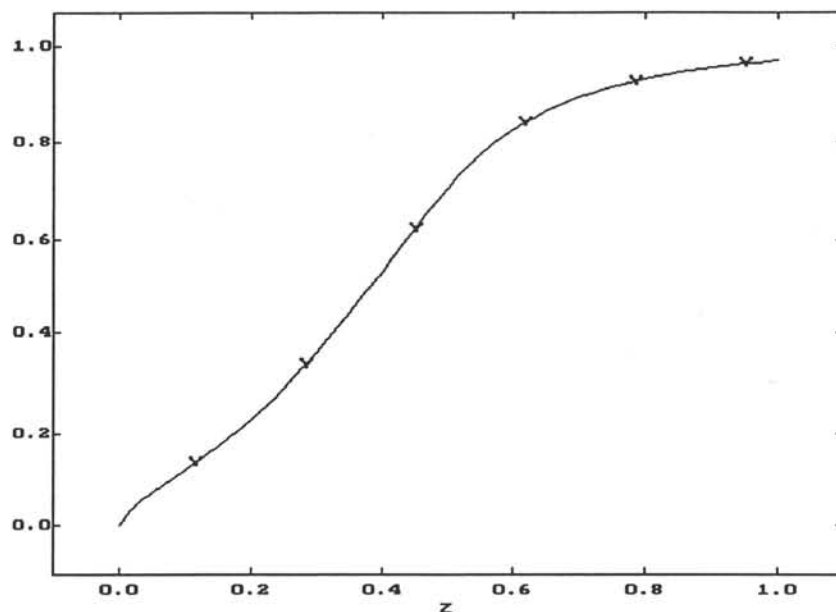
TR: 2.980000000000000E+0002
U: 3.500000000000000E+0002
D: 3.400000000000000E-0002
L: 3.000000000000000E+0000
DHRCOCL2: -1.080000000000000E+0005
FLOWSTOF: 9.349700000000000E+0004
FRACCOO: 4.709400000000000E-0001
BUIS: 9.950000000000000E+0002
FRACCL20: 4.082800000000000E-0001
FRACN20: 1.207800000000000E-0001
FLOWWATR: 1.250000000000000E+0006
RHOKAT: 7.000000000000000E+0005
VOID: 5.000000000000000E-0001

TOLERATED ERRORS:

Absolute: 1.000000000000000E-0012
Relative: 1.000000000000000E-0010

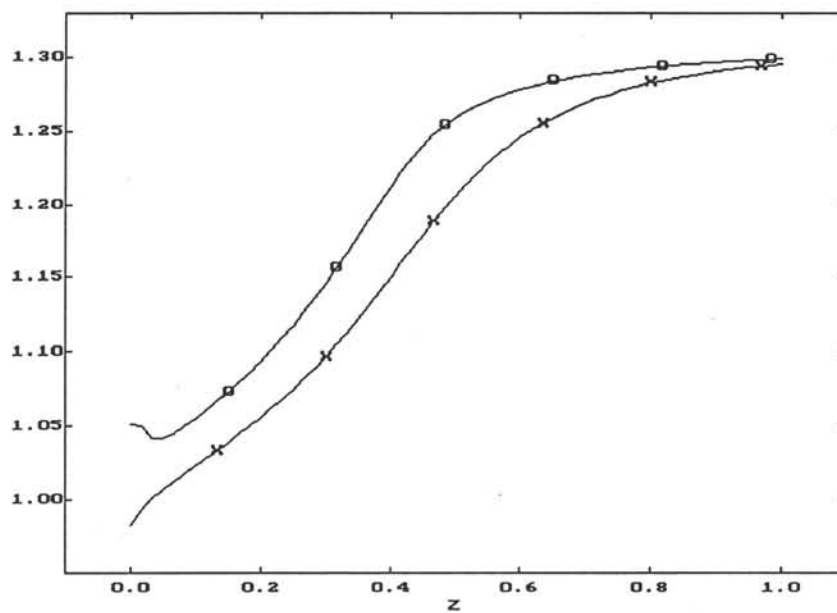
Z	TS	TW	KSI
0.00000000000E+0000	1.0503356000E+0000	9.8322150000E-0001	0.00000000000E+0000
1.00000000000E-0001	1.0548228518E+0000	1.0225580784E+0000	1.1957343581E-0001
2.00000000000E-0001	1.0934351717E+0000	1.0554834811E+0000	2.2655135246E-0001
3.00000000000E-0001	1.1457894993E+0000	1.0964620706E+0000	3.5962732487E-0001
4.00000000000E-0001	1.2118617867E+0000	1.1496733478E+0000	5.3040269011E-0001
5.00000000000E-0001	1.2595221013E+0000	1.2063621362E+0000	7.0605762106E-0001
6.00000000000E-0001	1.2780529723E+0000	1.2460173564E+0000	8.2534734300E-0001
7.00000000000E-0001	1.2873141307E+0000	1.2690316337E+0000	8.9412644527E-0001
8.00000000000E-0001	1.2928252710E+0000	1.2822240099E+0000	9.3354387728E-0001
9.00000000000E-0001	1.2963182813E+0000	1.2899764055E+0000	9.5674000118E-0001
1.00000000000E+0000	1.2986127770E+0000	1.2946864922E+0000	9.7086032704E-0001

Legend:

 γ KSI

Figuur VIII.1.: Conversie ksi van chloor naar fosgeen in reactor R1 als functie van de dimensieloze lengte Z .

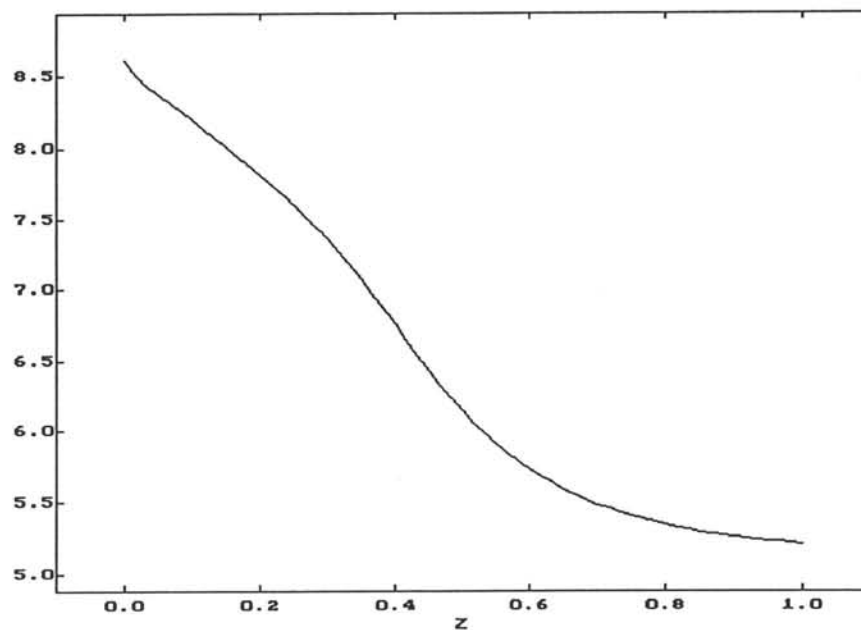
Legend:

 $\square$ TS $\times$ TW

Figuur VIII.2.: Dimensieloze temperatuurstijging van koelwater T_w en procesgas T_s als functie van de dimensieloze lengte Z .

Legend:

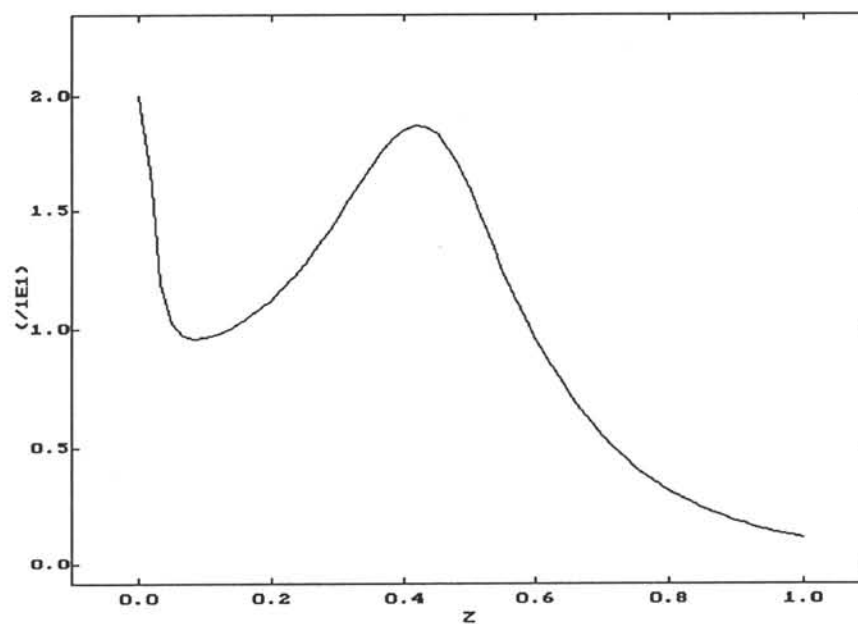
P



Figuur VIII.3.: Druk P in reactor R1 als functie van dimensioneloze lengte Z.

Legend:

DELTA T



Figuur VIII.4.: Temperatuurverschil DeltaT tussen procesgas en koelwater als functie van de dimensioneloze lengte Z.

Reactor R2. Adiabatische gepakt bed reactormodel. Omzetting volledig.

DIFFERENTIAL EQUATION(S):

$$\begin{aligned}
 d(TS)/d(Z) &= (1/Tr) * (-U * (4/D) * (0.25 * \pi * D^2 * L) * (Tr * TS - Tr * Tw) - \\
 &\quad Ra * (-dHrCOC12 - CPint) * (0.25 * \pi * D^2 * L)) / (FIC120 * (CPC12 + CPCO) * (1 - KSI) + \\
 &\quad (FICO0 - FIC120) * CPCO + FIC120 * CPCOC12 * KSI + FIN20 * CPN2) \\
 d(TW)/d(Z) &= (1/Tr) * (U * (4/D) * (0.25 * \pi * D^2 * L) * (Tr * TS - Tr * TW) / (CPw * Flw)) \\
 d(KSI)/d(Z) &= -Ra * (0.25 * \pi * D^2 * L) / FIC120 \\
 FICO0 &= (FLOWstof/3600) * FracCO0/buis \\
 FIC120 &= (FLOWstof/3600) * FracCI20/buis \\
 FIN20 &= (FLOWstof/3600) * FracN20/buis \\
 FITOT0 &= FIC120 + FICO0 + FIN20 \\
 FIEIND &= FIC120 + FIN20 + (FICO0 - FIC120) \\
 EPS &= (Fleind - Fltot0) / Fltot0 \\
 CPINT &= -2.971e1 * (Ts * Tr - Tr) - 1.1511e-1 * 0.5 * ((Ts * Tr)^2 - Tr^2) - 1.266e-4 * (1/3) * ((Ts * Tr)^3 - \\
 &\quad Tr^3) + \\
 &\quad 4.795e-8 * 0.25 * ((Ts * Tr)^4 - Tr^4) \\
 CPCOCL2 &= 2.809e1 + 1.361e-1 * Ts * Tr - 1.374e-4 * (Ts * Tr)^2 + 5.070e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPCO &= 3.087e1 - 1.285e-2 * Ts * Tr + 2.789e-5 * (Ts * Tr)^2 - 1.272e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPCL2 &= 2.693e1 + 3.384e-2 * Ts * Tr - 3.869e-5 * (Ts * Tr)^2 + 4.795e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPN2 &= 3.115e1 - 1.357e-2 * Ts * Tr + 2.680e-5 * (Ts * Tr)^2 - 1.168e-8 * (Ts * Tr)^3 \\
 CPW &= 3.224e1 + 1.924e-3 * Ts * Tr + 1.005e-5 * (Ts * Tr)^2 - 3.596e-9 * (Ts * Tr)^3 \\
 FIW &= FLOWwatr / (3600 * buis) \\
 P &= 8.529 - 3.466 * ksi \\
 RA &= -(1/3600) * Rhokat * (1 - void) * 10^(-1875 / (Ts * Tr) + 3.8) * (FICO0 / Fltot0 * (1 - KSI) / (1 + Eps * KSI)) * P * ((FIC120 / Fltot0 * (1 - KSI) / (1 + Eps * KSI)) / (10^(-1900 / (Ts * Tr) + 3.4) * (FICO0 / \\
 &\quad Fltot0 * \\
 &\quad (1 - KSI) / (1 + Eps * KSI)) + (FIC120 / Fltot0 * KSI / (1 + Eps * KSI))))^0.25
 \end{aligned}$$

INITIAL BOUNDARY:

Z: 0.000000000000000E+0000
 TS: 1.083892600000000E+0000
 TW: 1.083892600000000E+0000
 KSI: 9.708600000000000E-0001

FINAL BOUNDARY:

Z: 1.000000000000000E+0000

CONSTANT(S):

TR: 2.980000000000000E+0002
 U: 0.000000000000000E+0000
 D: 3.000000000000000E+0000

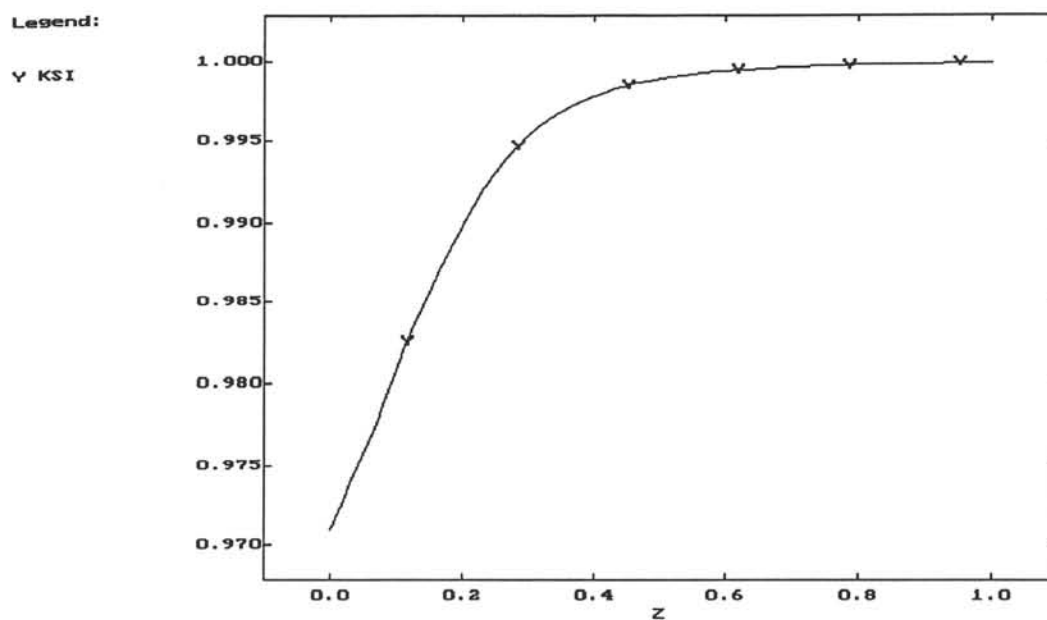
BEREKENING REACTOREN

L: 3.000000000000000E+0000
 DHRCOCL2: -1.080000000000000E+0005
 FLOWSTOF: 9.349700000000000E+0004
 FRACCOO: 4.709400000000000E-0001
 BUIS: 1.000000000000000E+0000
 FRACCL20: 4.082800000000000E-0001
 FRACN20: 1.207800000000000E-0001
 FLOWWATR: 1.000000000000000E+0006
 RHOKAT: 7.000000000000000E+0005
 VOID: 5.000000000000000E-0001

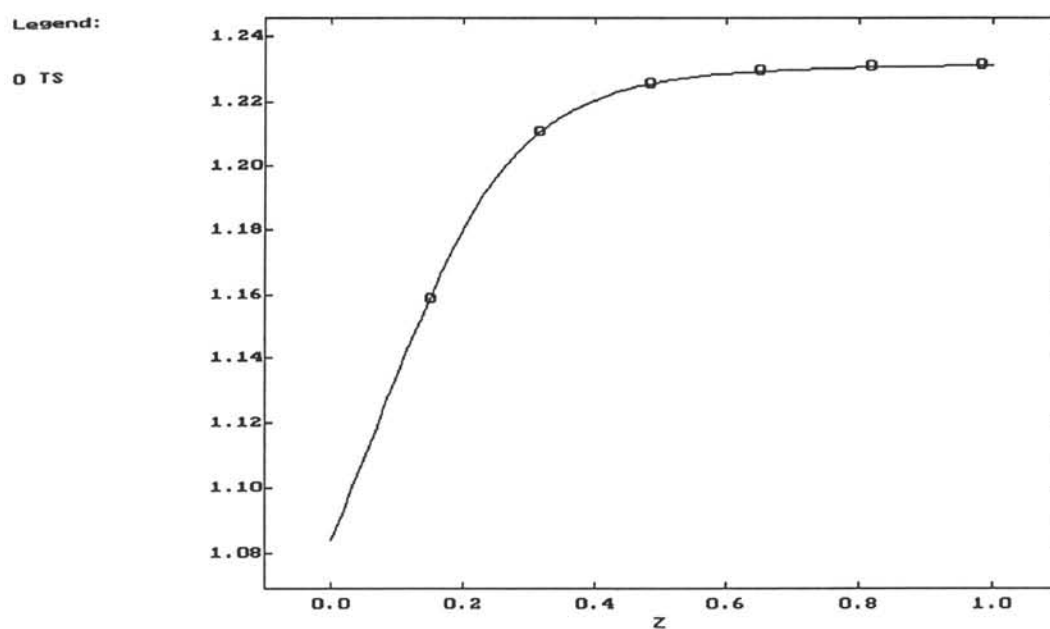
TOLERATED ERRORS:

Absolute: 1.000000000000000E-0012
 Relative: 1.000000000000000E-0010

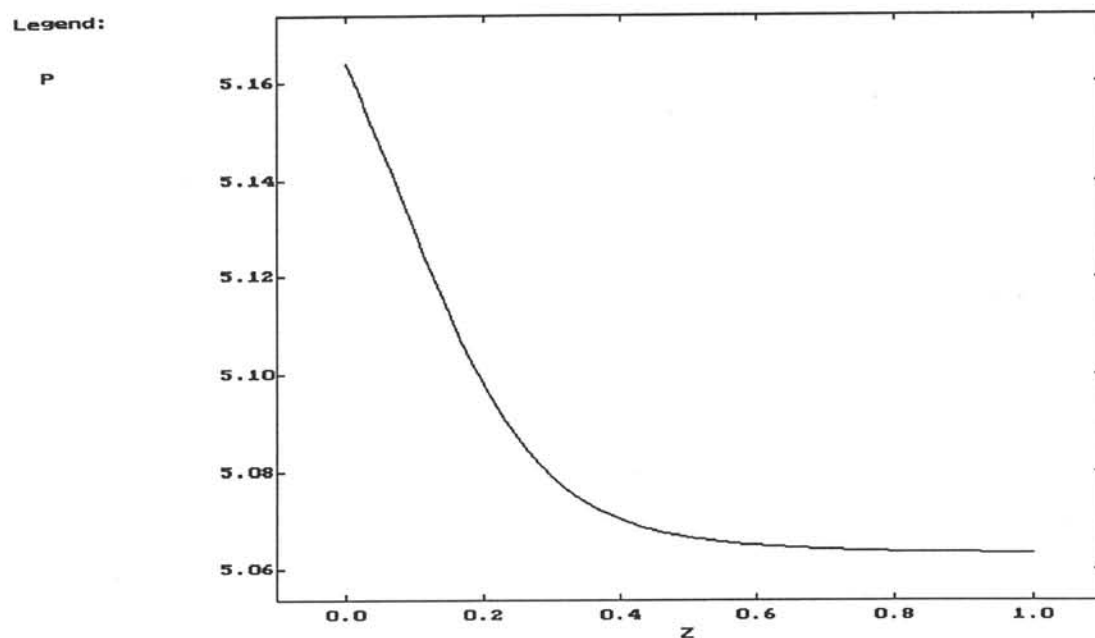
Z	TS	TW	KSI
0.0000000000E+0000	1.0838926000E+0000	1.0838926000E+0000	9.7086000000E-0001
1.0000000000E-0001	1.1343365913E+0000	1.0838926000E+0000	9.8080761007E-0001
2.0000000000E-0001	1.1800863613E+0000	1.0838926000E+0000	9.8983580172E-0001
3.0000000000E-0001	1.2079847453E+0000	1.0838926000E+0000	9.9534179354E-0001
4.0000000000E-0001	1.2207529956E+0000	1.0838926000E+0000	9.9786145097E-0001
5.0000000000E-0001	1.2262252540E+0000	1.0838926000E+0000	9.9894124022E-0001
6.0000000000E-0001	1.2286988428E+0000	1.0838926000E+0000	9.9942930808E-0001
7.0000000000E-0001	1.2299118247E+0000	1.0838926000E+0000	9.9966863809E-0001
8.0000000000E-0001	1.2305545104E+0000	1.0838926000E+0000	9.9979544310E-0001
9.0000000000E-0001	1.2309184014E+0000	1.0838926000E+0000	9.9986724011E-0001
1.0000000000E+0000	1.2311362064E+0000	1.0838926000E+0000	9.9991021366E-0001



Figuur VIII.5.: Conversie ksi van chloor naar fosgeen als functie van dimensieloze lengte Z .



Figuur VIII.6.: Dimensieloze temperatuurstijging T_s als functie van dimensieloze lengte Z .



Figuur VIII.7.: Druk P in reactor R2 als functie van dimensieloze lengte Z.

Bijlage IX: Overzicht Tabellen

Jaar	M & S instal- led equipment index 1926 = 100 (Process ind.)	Chem. Eng. Plant Cost Index (USA) 1957/59=100	PE Composite Plant Constr. Cost (UK) Jan. 1970 en Jan. 1980 en 1985 = 100 genomen	Preisindex (W.Dtsl.) 1962 = 100 *sinds 1980 is 1976 = 100 geno- men.	Encost voor Nederland Jan. 1975= 100
1950	167	73,9	41,7	53,5	
1951	178	80,4	48,8	63,7	
1952	179	81,3	53,5	72,7	
1953	181	84,7	52,6	74,3	
1954	184	86,1	54,1	74,3	
1955	189	88,3	59,4	77,0	
1956	206	93,9	62,5	80,7	
1957	224	98,5	64,4	84,5	
1958	228	99,7	65,7	88,2	
1959	232	101,8	67,5	88,8	
1960	237	102,0	68,2	91,4	
1961	236	101,5	69,7	95,5	
1962	237	102,0	70,9	100,0	
1963	238	102,3	72,0	101,1	
1964	241	103,2	74,3	104,6	
1965	244	104,0	77,0	108,7	
1966	252	107,2	81,6	111,1	
1967	263	109,7	83,0	107,8	
1968	273	113,7	80,0	102,8	
1969	285	119,0	92,7	110,1	
1970	303	125,7	105 *	125,7	51
1971	321	132,2	115	135,5	60
1972	332	137,2	125	140,0	67
1973	344	144,1	138	146,6	70
1974	398	165,4	168	158,3	78
1975	444	182,4	218	166,8	104 *
1976	472	192,1	281	175,8	111
1977	505	204,1	310	185,4	114
1978	545	218,8	338	191,6	122
1979	599	238,7	363	200,8	118
1980	660	261,2	108 *	125,3 *	124
1981	721	297,0	119	132,9	131
1982	746	314	128	140,5	142
1983	761	316,9	140	144,4	154
1984	780	322,7	150	147,2	154
1985	790	325,3	105 *	150,4	157
1986	798	318,4	110	154,0	159
1987	814	323,8	115	159,6	163
1988	852	342,5	125	164,7	165
1989	895	355,4	135	170,9	?
1990	915	357,6	?	?	?

Tabel 1: C.E.-Plant Cost Index

Enige in de literatuur voorkomende totale kostenmodellen, exclusief rente en afschrijving. Dit is in de *gevallen wel inbegrepen.

Zie voor de grootte van dit verschil IV-2.2.5.

$$K_T = aK_{PI} + dL + fI$$

Auteur :	a	d	f
Clarke	1,0	2,3	0,1
Aries	1,33	2,43	0,106
Peters	1,138	2,83	0,17
Holland/Watson	1,033	2,58	0,096
Wells	1,0	1,25	0,13
Bridgewater ¹⁾	1,2	2,54	0,17
Isard*	1,0	1,93	0,194
Jelen*	1,12	2,34	0,294
"Beste model"	1,13	2,6	0,13

¹⁾ Bridgewater, I.Ch.Eng. Symposium Series 45

Tabel 2: Het "Beste Model"

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	350-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapours	30-100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000-1500
Organic vapours	Water	700-1000
Organics (some non-condensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-900
Air-cooled exchangers		
Process fluid		U ($W/m^2 \cdot ^\circ C$)
Water		300-450
Light organics		300-700
Heavy organics		50-150
Gases, 5-10 bar		50-100
10-30 bar		100-300
Condensing hydrocarbons		300-600
Immersed coils		
Coil	Pool	
<i>Natural circulation</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	500-1000
Steam	Light oils	200-300
Steam	Heavy oils	70-150
Aqueous solutions	Water	200-500
Light oils	Water	100-150
<i>Agitated</i>		
Steam	Dilute aqueous solutions	800-1500
Steam	Light oils	300-500
Steam	Heavy oils	200-400
Aqueous solutions	Water	400-700
Light oils	Water	200-300
Jacketed vessels		
Jacket	Vessel	
Steam	Dil. aqueous soln.	500-700
Steam	Light organics	250-500
Water	Dil. aqueous soln.	200-500
Water	Light organics	200-300

Tabel 3: Typische warmteoverdrachtscoëfficiënten

Fluid	Coefficient ($W/m^2 \text{ } ^\circ C$)
River water	3000–12,000
Sea water	1000–3000
Cooling water (towers)	3000–6000
Towns water (soft)	3000–5000
Towns water (hard)	1000–2000
Steam condensate	1500–5000
Steam (oil free)	4000–10,000
Steam (oil traces)	2000–5000
Refrigerated brine	3000–5000
Air and industrial gases	5000–10,000
Flue gases	2000–5000
Organic vapours	5000
Organic liquids	5000
Light hydrocarbons	5000
Heavy hydrocarbons	2000
Boiling organics	2500
Condensing organics	5000
Heat transfer fluids	5000
Aqueous salt solutions	3000–5000

Tabel 4: Vervuilingcoëfficiënten

Outside diameter (mm)	Wall thickness (mm)				
16	1.2	1.6	2.0	—	—
20	—	1.6	2.0	2.6	—
25	—	1.6	2.0	2.6	3.2
30	—	1.6	2.0	2.6	3.2
38	—	—	2.0	2.6	3.2
50	—	—	2.0	2.6	3.2

Tabel 5: Standaard afmetingen voor stalen pijpen

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675
Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643

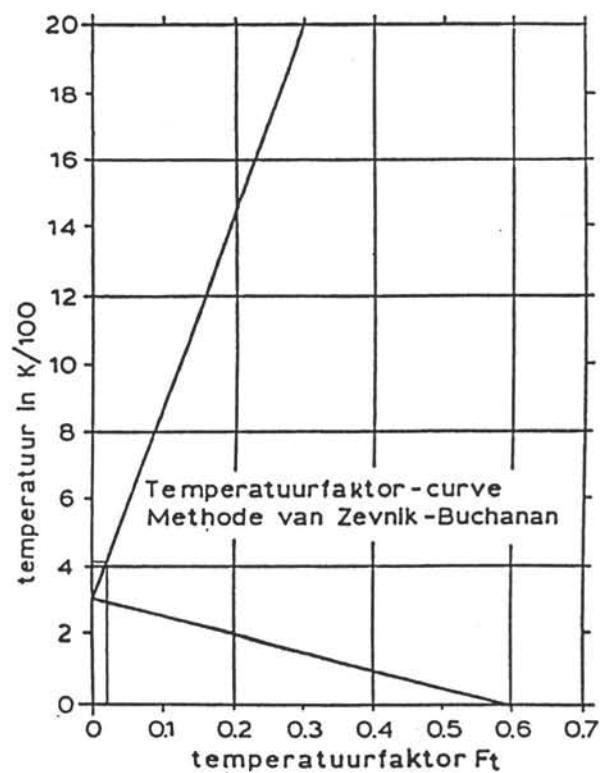
Tabel 6: Konstanten voor dimensionering van warmtewisselaars

Metal	Temperature ($^{\circ}\text{C}$)	k_w (W/m $^{\circ}\text{C}$)
Aluminium	0	202
	100	206
Brass (70Cu, 30Zn)	0	97
	100	104
	400	116
Copper	0	388
	100	378
Nickel	0	62
	212	59
Cupro-nickel (10 per cent Ni)	0-100	45
Monel	0-100	30
Stainless steel (18/8)	0-100	16
Steel	0	45
	100	45
	600	36
Titanium	0-100	16

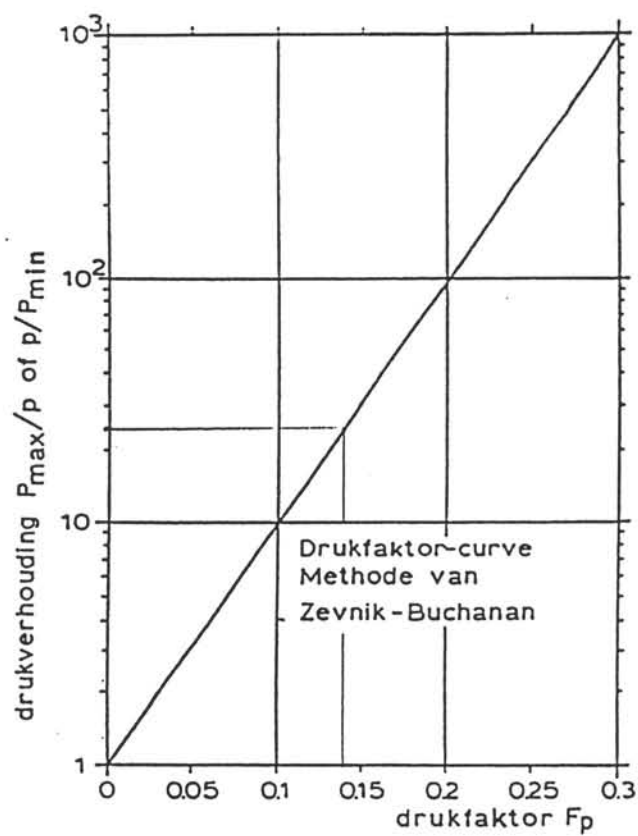
Tabel 7: Geleidbaarheid van metalen

OVERZICHT TABELLEN

Bijlage X: Overzicht Figuren

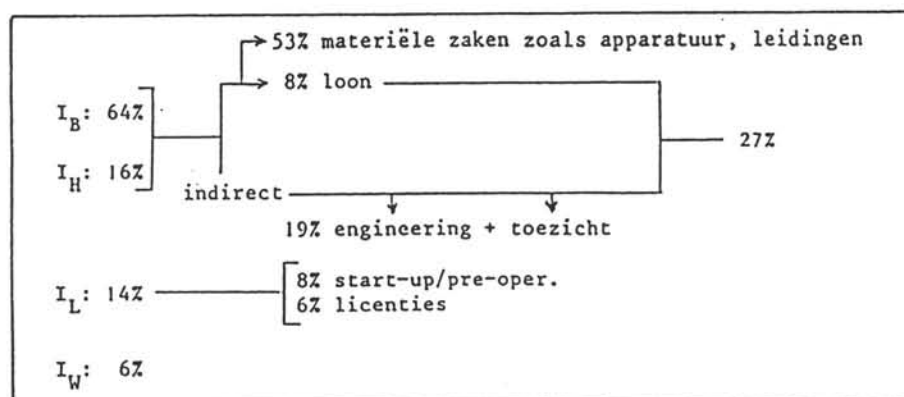


Figuur 1: Temperatuurfactor F_t

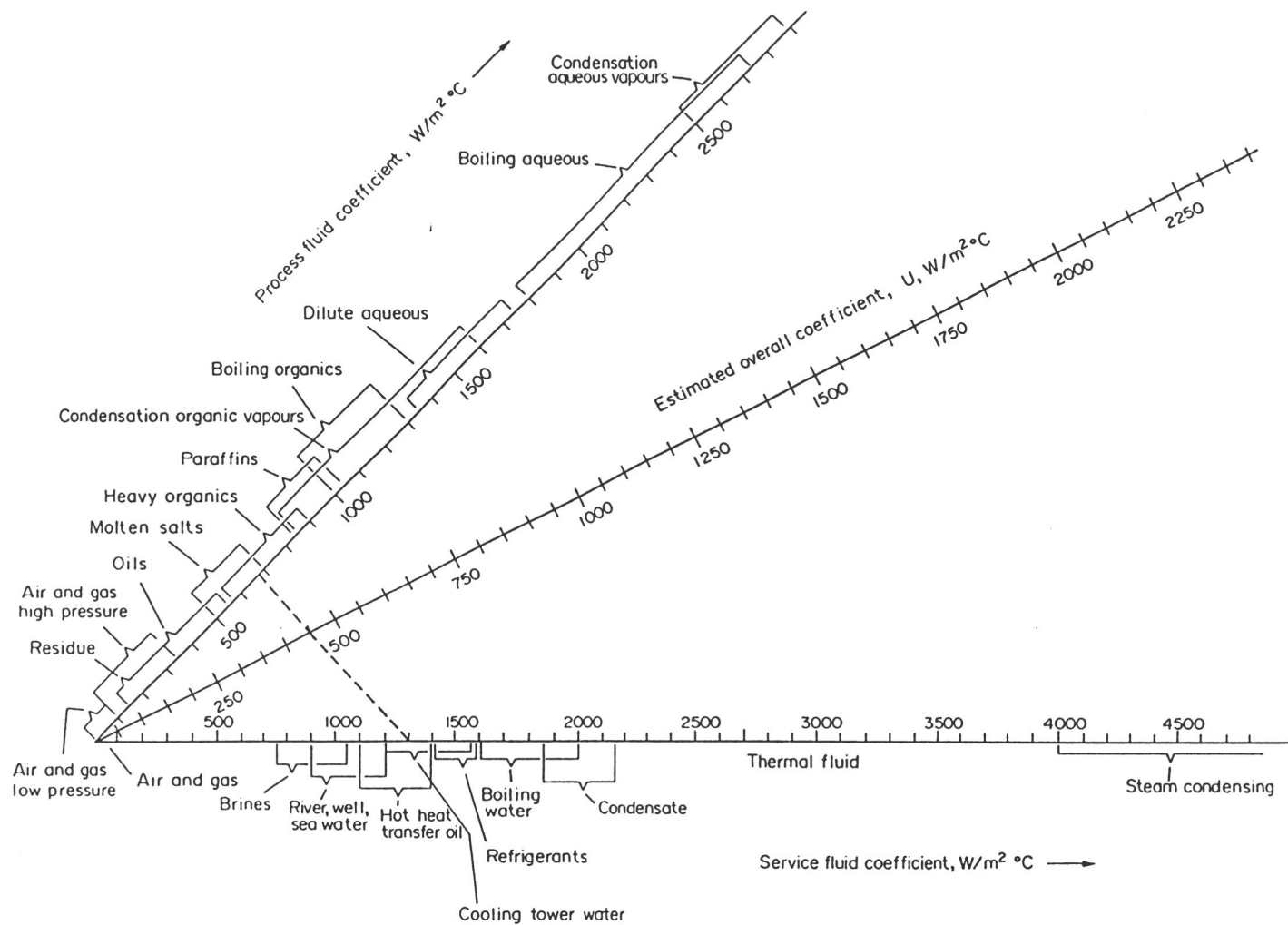


Figuur 2: Drukfactor F_p

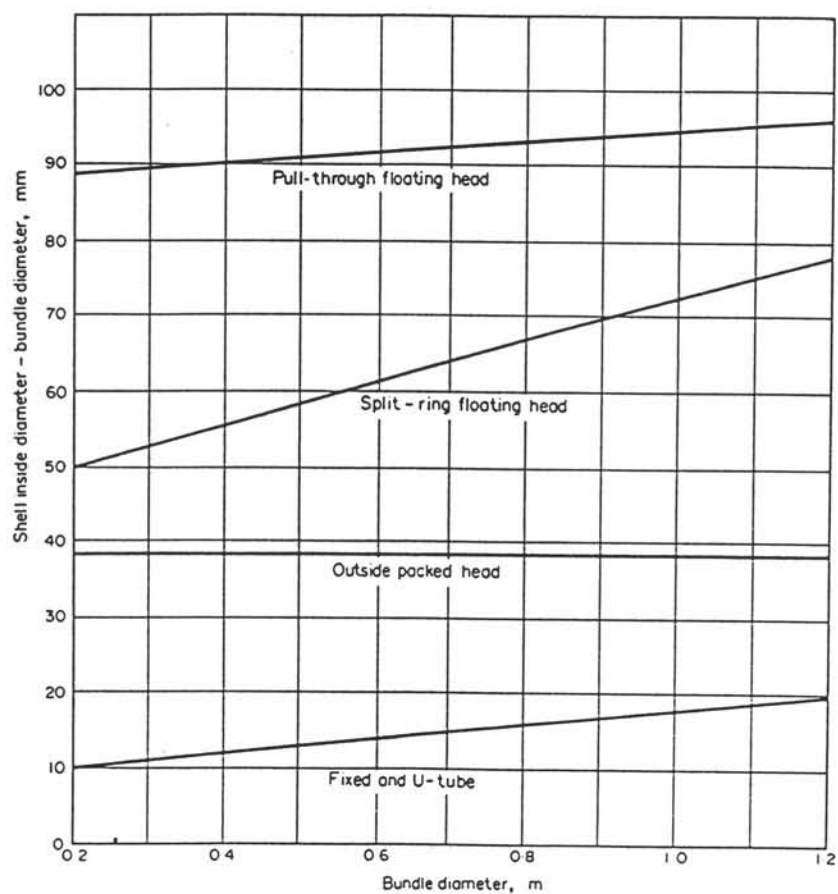
F_m	CONSTRUCTION MATERIAL :	10^{F_m}
0	Cast iron, carbon steel, wood	1
0,1	Aluminium, copper, brass, stainless steel (400 series)	1,26
0,2	Monel, nickel, inconel stainless steel (300 series)	1,58
0,3	Hastelloy, etc.	2,0
0,4	Precious metals	2,5

Figuur 3: Materiaal Factoren F_m 

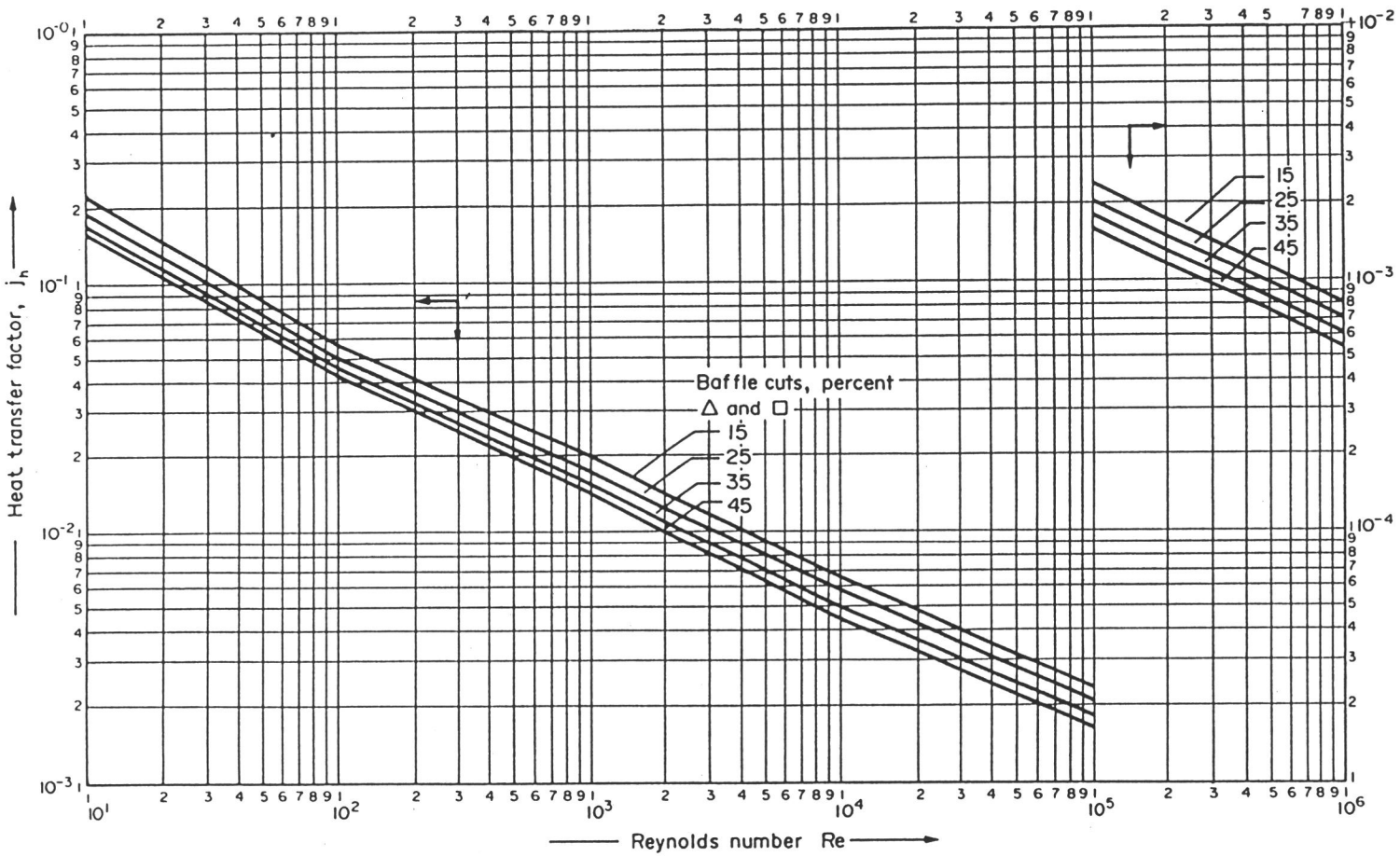
Figuur 4: Investeringsopbouw van een Nederlandse chemische fabriek



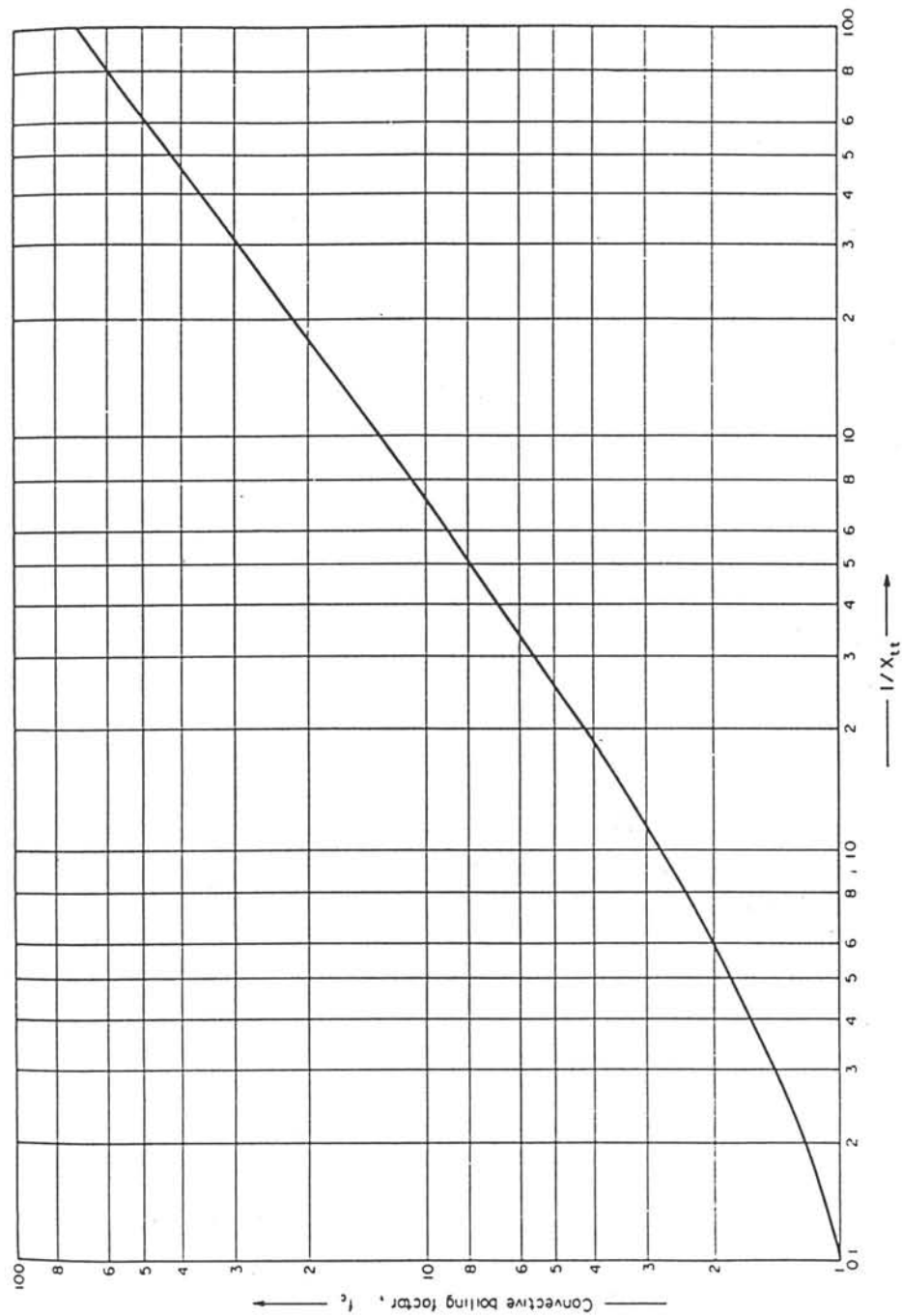
Figuur 5: Overall coëfficiënten



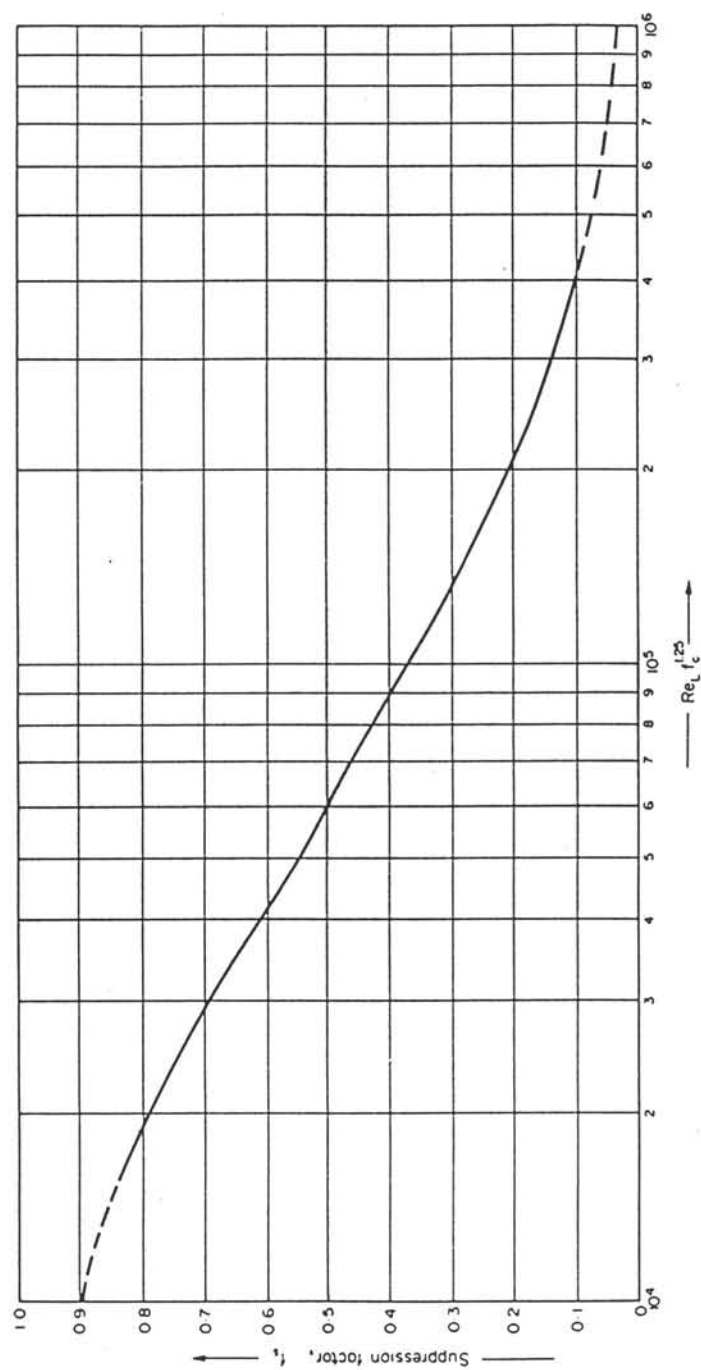
Figuur 6: Vrije ruimte tussen shell en bundle



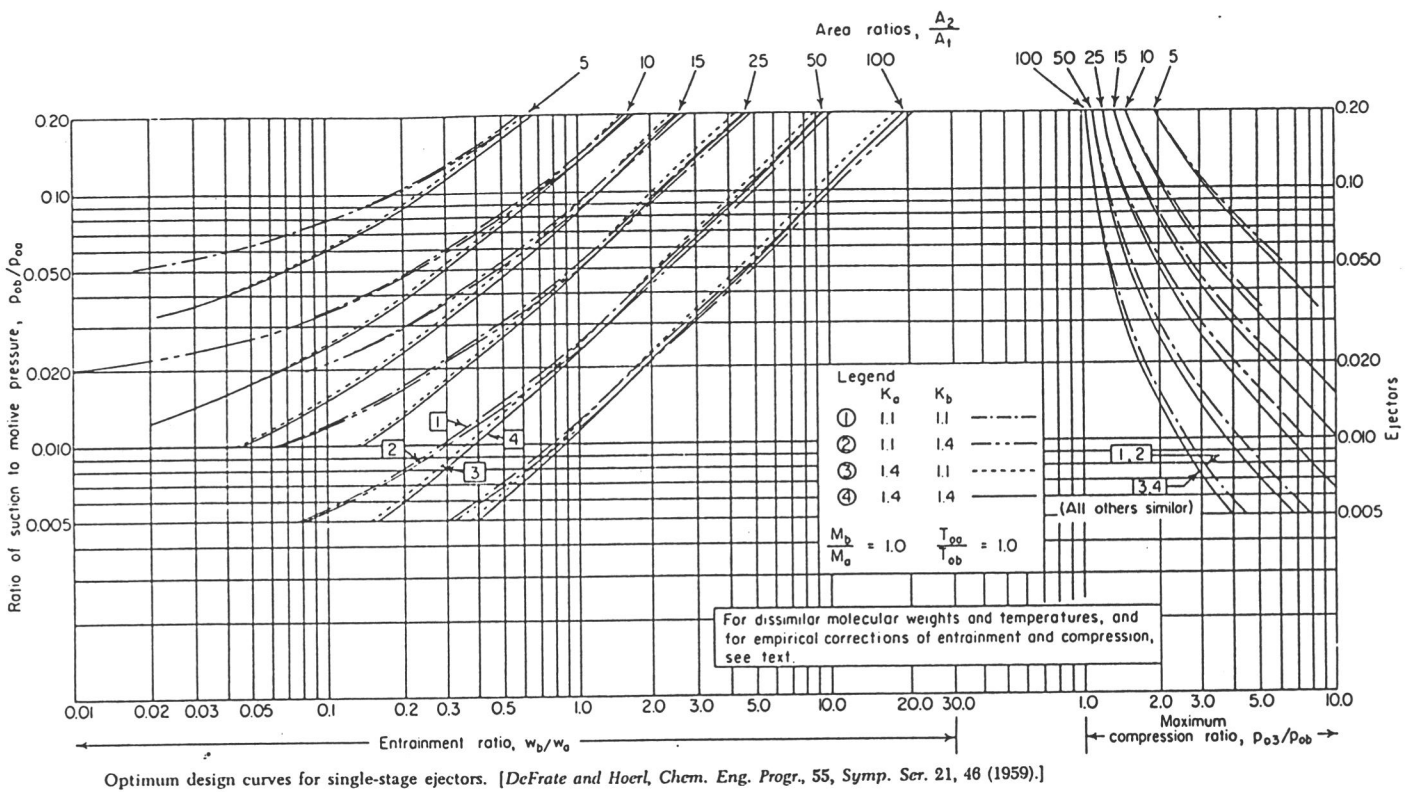
Figuur 7: Warmte-overdracht factoren (shell side)



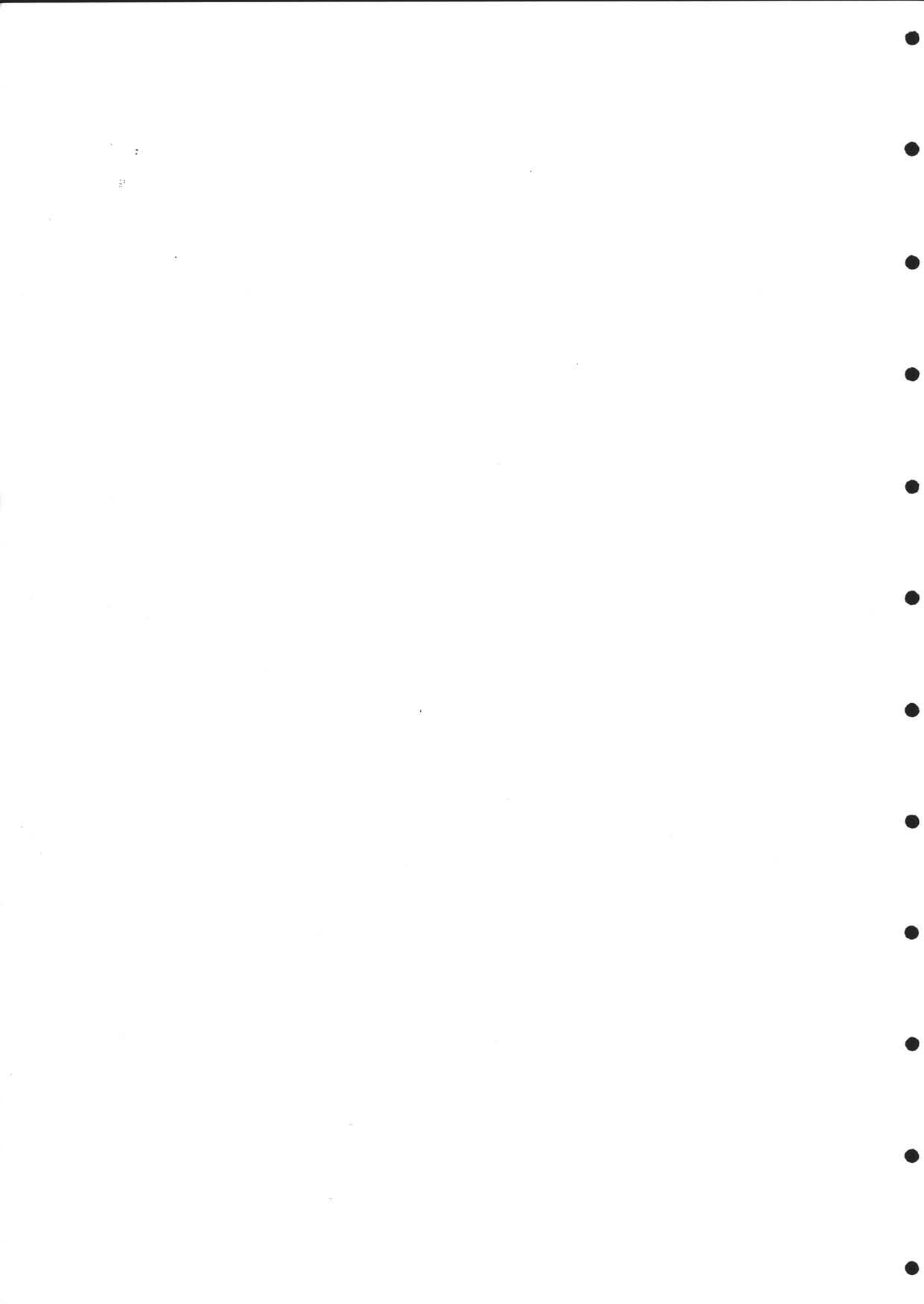
Figuur 8: Convective boiling enhancement factor

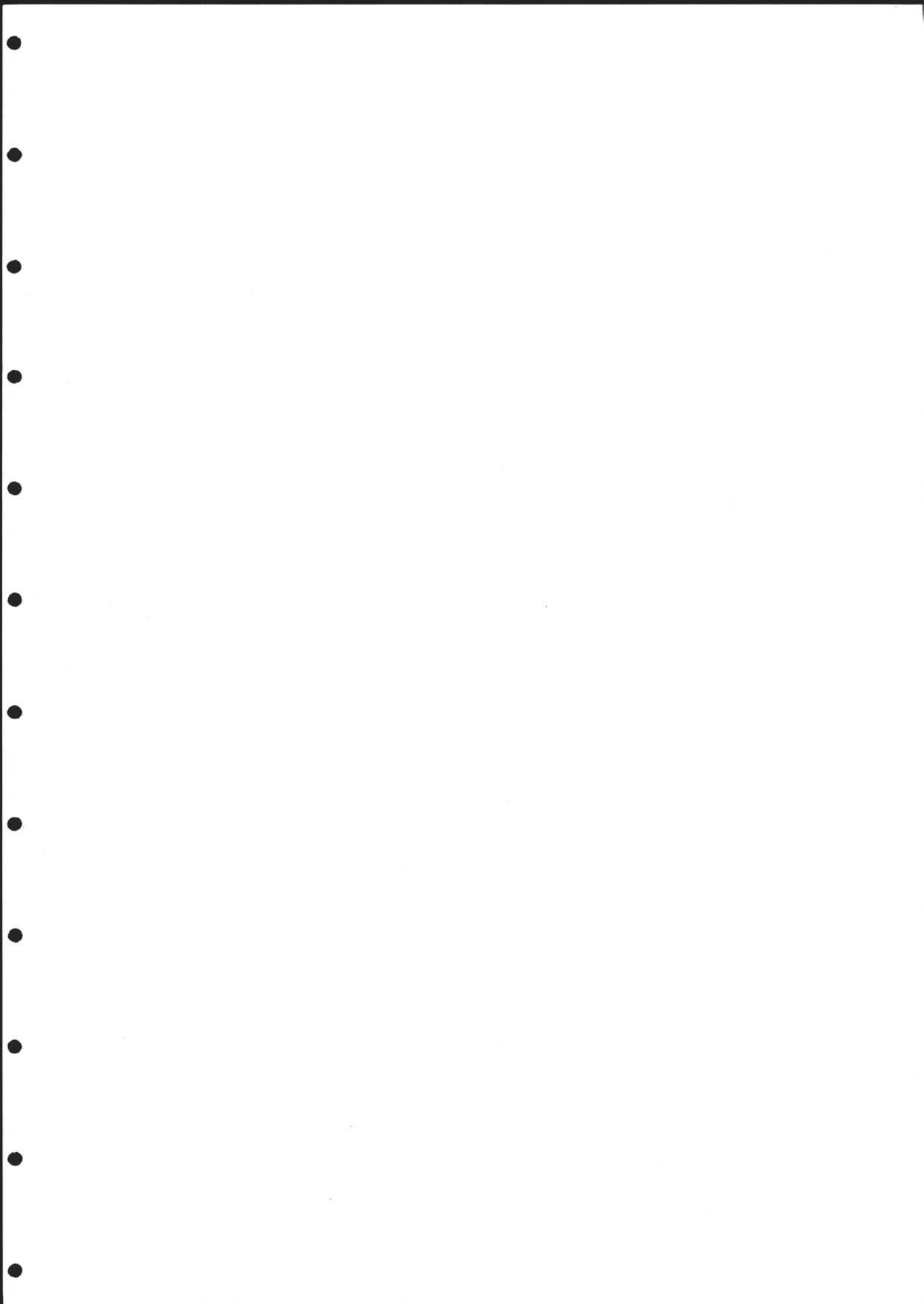


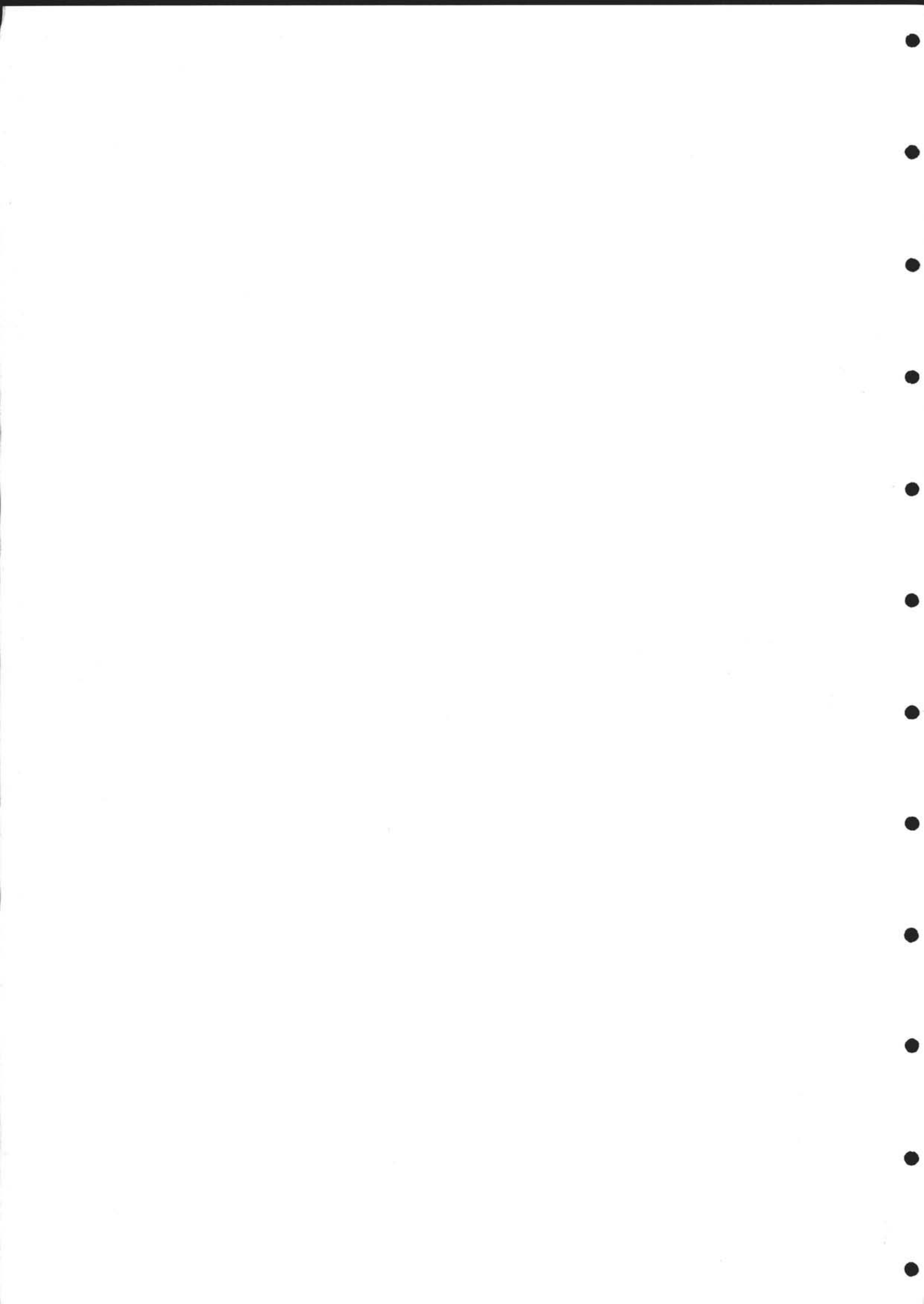
Figuur 9: Nucleate boiling suppression factor

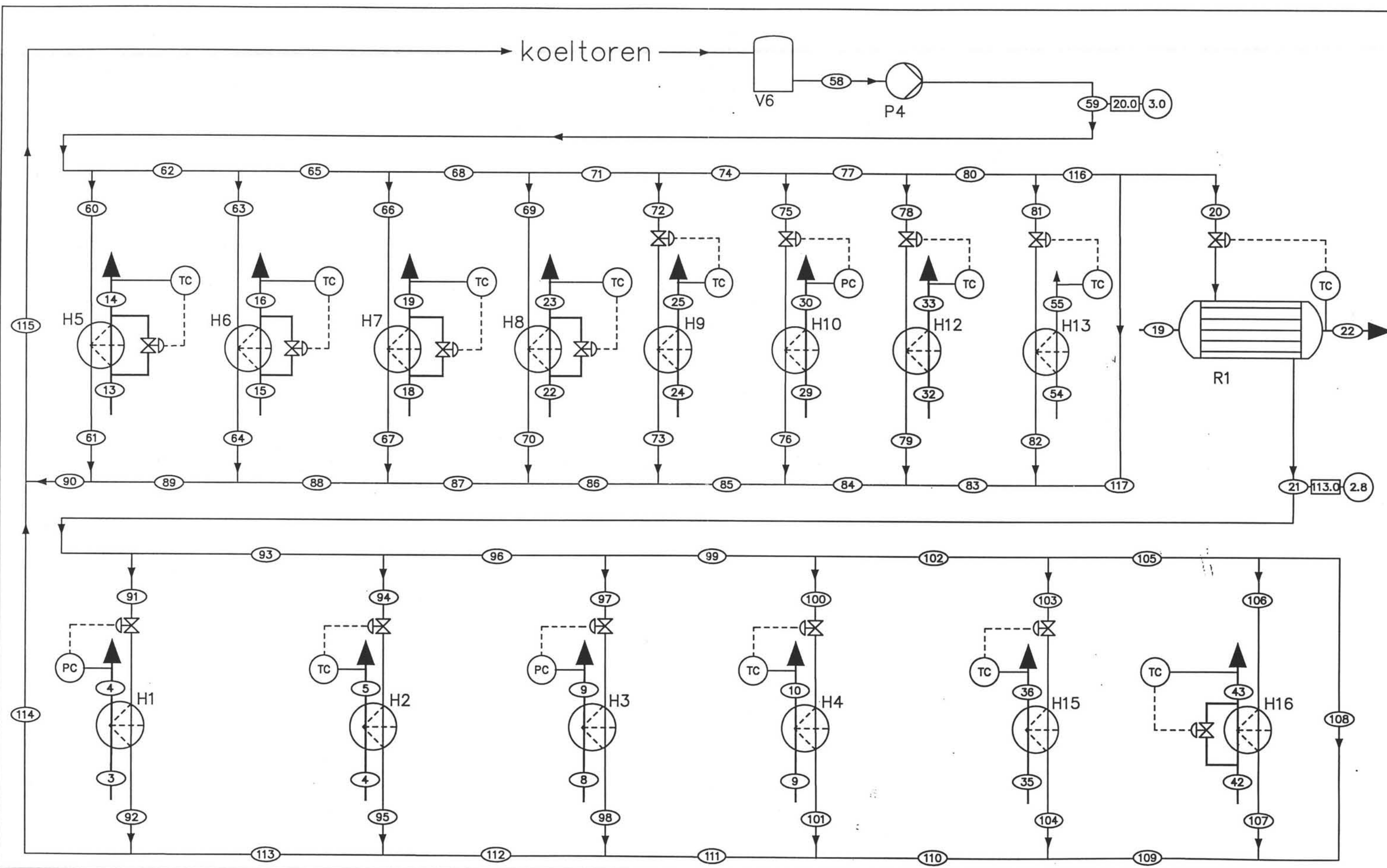


Figuur 10: Optimum design curves for single stage ejectors





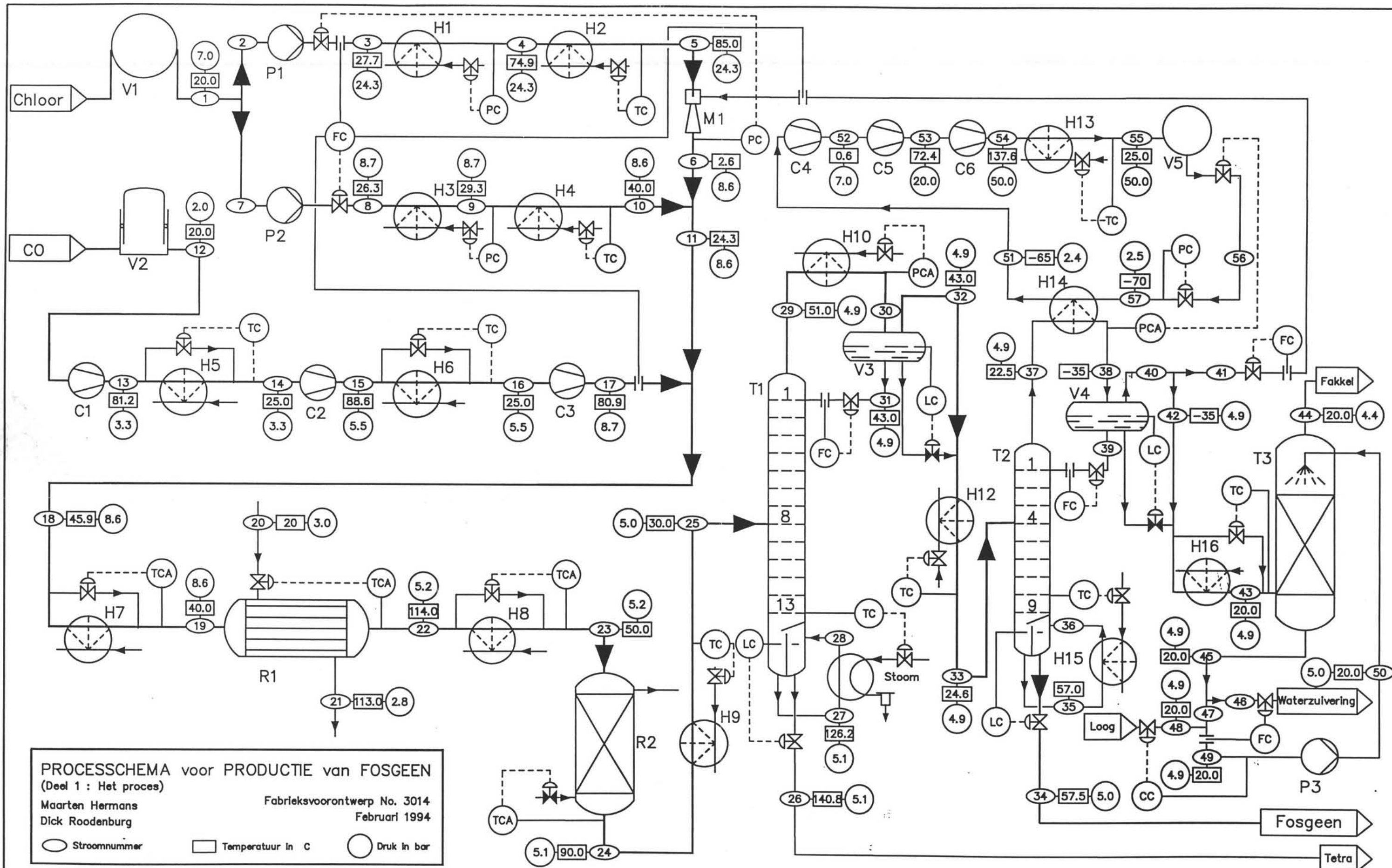




- | | | |
|-----------------------|---------------------------|------------------------------|
| H1 Verdamper Chloor | H7 Voorkoeler Reactor | H13 Condensor Ethaan |
| H2 Naverdamper Chloor | H8 Tussenkoeler Reactoren | H14 Condensor T2 |
| H3 Verdamper Chloor | H9 Condensor T1 voeding | H15 Reboiler T2 |
| H4 Naverdamper Chloor | H10 Condensor T1 | H16 Voorverwarmer T3 voeding |
| H5 Tussenkoeler CO | H11 Reboiler T1 | |
| H6 Tussenkoeler CO | H12 Condensor T2 voeding | |

PROCESSCHEMA voor PRODUCTIE van FOSGEEN
 (Deel 2: De waterhuishouding)
 Moarten Hermans
 Dick Roodenburg
 Fabrieksvoorontwerp No. 3014
 Februari 1994

○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ● Druk in bar



C1 Compressor CO	H1 Verdamer Chloor	H7 Voorcoeler Reactor	H13 Condensor Ethaan	P1 Pomp Chloor	R1 Buisreactor	T1 Schotelkolom Tetra	V1 Opslagvat Chloor
C2 Compressor CO	H2 Naverdamer Chloor	H8 Tussenkoeler Reactoren	H14 Condensor T2	P2 Pomp Chloor	R2 Bedreactor	T2 Schotelkolom Fosgeen	V2 Buffervat CO
C3 Compressor CO	H3 Verdamer Chloor	H9 Condensor T1 voeding	H15 Reboiler T2	P3 Pomp loog	M1 Venturimenger	T3 Afgaswasser	V3 Refluxvat T1
C4 Compressor Ethaan	H4 Naverdamer Chloor	H10 Condensor T1	H16 Voorverwarmer T3 voeding				V4 Refluxvat T2
C5 Compressor Ethaan	H5 Tussenkoeler CO	H11 Reboiler T1					V5 Opslagvat Ethaan
C6 Compressor Ethaan	H6 Tussenkoeler CO	H12 Condensor T2 voeding					

