

Vakgroep Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

R.J. Jansen

R.J. van Bodegraven

onderwerp:

Cryogene scheiding van synthesesgas
in koolmonoxide en waterstof met
behulp van methaan absorptie

adres: Schoenmakerstraat 284
2628 WL Delft

Amsteldijk Zuid 106
1186 VH Amstelveen

opdrachtdatum: december 1989

verslagdatum: november 1990

Samenvatting

Dit fabrieksvoorontwerp beschrijft een cryogene scheidingsinstallatie voor de produktie van koolmonoxyde en waterstof uit synthese gas. Dit scheidingsproces is een onderdeel van een koolmonoxyde fabriek.

Er is gekozen voor een proces volgens Linde A.G. In dit proces wordt de basis gevormd door drie scheidingskolommen en een koelkringloop. De eerste kolom is een waskolom waarin koolmonoxyde in vloeibaar methaan geabsorbeerd wordt en waterstof het topprodukt is. In de tweede kolom wordt waterstof bij een lagere druk uit de bodemstroom van de absorptiekolom gestript door dampvormig koolmonoxyde. In de laatste kolom worden tenslotte methaan en koolmonoxyde bij een nog lagere druk destillatief van elkaar gescheiden. In de koelkringloop fungeert koolmonoxyde als koelmiddel. Naast deze kringloop draagt de expansie van het waterstof produkt ook bij tot het bereiken van de benodigde cryogene temperaturen.

De voeding van de ontworpen cryogene scheidingsunit bestaat uit gezuiverd synthesegas dat alleen koolmonoxyde, waterstof en methaan bevat.

De cryogene scheidingsunit is ontworpen voor een jaarlijkse koolmonoxyde produktie van 30 kton. De zuiverheid van het koolmonoxyde produkt bedraagt 99.4 mol% en van het bijprodukt waterstof 99 mol%. De zuiverheid van koolmonoxyde is hiermee groot genoeg voor de produktie van azijnzuur uit methanol.

De Return on Investment van de ontworpen cryogene scheidingsunit bedraagt 4.5 %. Deze hangt echter zeer sterk af van de synthese gas prijs. Bij de berekening van de Return on Investment is hiervoor de maximum prijs aangehouden. Een hogere Return on Investment moet derhalve haalbaar zijn, wanneer men er in slaagt goedkoper synthese gas te produceren. Dit moet mogelijk zijn wanneer de cryogene scheidingsunit en de synthesgas produktie worden geïntegreerd. Deze laatste bewering wordt ondersteund door uit de literatuur afkomstige economische beschouwingen van een koolmonoxyde fabriek als geheel, waaruit blijkt dat de capaciteit van de hier ontworpen installatie groot genoeg is om deze rendabel te laten zijn.

<u>Inhoudsopgave</u>	blz.
1 Inleiding	1
2 Uitgangspunten voor het ontwerp	
2.1 Externe gegevens	
2.1.1 Bedrijfsdagen en capaciteit	2
2.1.2 Grond- en hulpstoffen	2
2.2 Inherente gegevens	2
2.2.1 Milieu en veiligheid	3
2.2.2 Materiaalkeuze	3
2.2.3 Specificaties eindprodukt	3
3 Het proces	
3.1 Proceskeuze	4
3.2 Procesbeschrijving	5
3.2.1 Kolommen	5
3.2.2 Warmtewisselaars	6
3.2.3 Koolmonoxyde-kringloop	7
3.2.4 Opstarten	8
3.2.5 Procesregeling	8
4 Apparaatberekeningen	
4.1 Kolommen	10
4.1.1 Zeefplaten en theoretische schotelhoogte	10
4.1.2 Rendementen	14
4.1.3 Resultaten	15
4.2 Warmtewisselaars	15
4.2.1 Ontwerp procedure	16
4.2.2 Resultaten	17
4.3 Compressoren, expander en pomp	18
4.4 Vloeistof-damp scheider	20
5 Ecomische aspecten	
5.1 Model	23
5.2 Kosten	
5.2.1 Kosten afhankelijk van de productie	24
5.2.2 Kosten afhankelijk van de investering	24
5.2.3 Arbeidsafhankelijke kosten	26
5.2.4 Totale kosten	27
5.3 Winst	27
5.4 Return On Investment	27
6 Conclusies en aanbevelingen	29
7 Literatuurlijst	30

Bijlagen:

- I Processchema's: processen Linde 1, Linde 2 en Linde 3
- II Stroom- en componentenstaat
- III Massa- en warmtebalans
- IV Specificatie bladen
- V Chemiekaarten
- VI Beschrijving van het Spreadsheetprogramma "Warmtewisselaars" en resultaten van het ontwerp van de warmtewisselaars
- VII Grafische design data volgens Kays
- VIII Beschrijving van het Spreadsheetprogramma "Koolmonoxyde-kringloop"
- IX Listing Pascalprogramma "Kolomdimensionering"
- X Thermodynamica

1 Inleiding

Dit fabrieksvoorontwerp beschrijft een cryogene scheidingsinstallatie voor de produktie van koolmonoxyde en waterstof uit synthese gas, waarin de eerste stap bestaat uit een absorptie van koolmonoxyde in methaan.

Koolmonoxyde is een kleurloos, giftig gas (zie bijlage V) dat in de chemische industrie diverse toepassingen kent. In de vorm van een koolmonoxyde-waterstof mengsel wordt het volgens Wesselingh [1] gebruikt voor de produktie van methanol, bij de Oxo-synthese voor de produktie van aldehyden en alcoholen en volgens diverse auteurs [7 en 14] bij de Fischer-Tropisch synthese. Zuiver koolmonoxyde wordt onder andere toegepast bij de produktie van azijnzuur, fosgeen [10], acrylzuur en propionzuur [14].

Volgens Ullmann [14] bedroeg in 1967 de wereldproduktie van zuiver koolmonoxyde 90 kton/jaar. Deze produktie verdubbelde zich in de daarop volgende tien jaar.

Om met behulp van een cryogene scheidingsunit zuiver koolmonoxyde te kunnen produceren, moet men eerst beschikken over synthese gas. Bij de produktie van dit synthese gas kan van verschillende grondstoffen worden uit gegaan. Zware oliefracties en kolen kunnen via partiële oxydatie worden omgezet in synthesegas. Lichte koolwaterstoffen kunnen via steam-reforming worden omgezet. Indien de produktie van synthesegas katalytisch plaats vindt dan moet het gas vooraf ontzwaveld worden.

De voeding van de ontworpen cryogene scheidingsunit mag alleen koolmonoxyde, waterstof en methaan bevatten. Daarom moeten alle (na de reformer nog aanwezige) overige verbindingen verwijderd worden.

Wanneer de voeding van de reformer stikstof bevat, dan moet dit volgens Förg [13] vóór de vorming van het synthesegas verwijderd worden. Het kooldioxyde wordt volgens Kohl [3] verwijderd door absorptie in een alkalische vloeistof. Het bulkwater wordt na condensatie verwijderd. Volgens Kohl [3] worden restanten kooldioxyde, water en lichte koolwaterstoffen (behalve methaan) verwijderd met moleculaire zeven tot concentraties minder dan 1 ppm, om dichtvriezen van de cryogene installatie te voorkomen. Het geabsorbeerde kooldioxyde kan na desorptie gespuid worden. Om een hogere opbrengst te krijgen kan de kooldioxyde na desorptie ook teruggevoerd worden naar de reformer zoals door diverse auteurs [4,13,15 en 29] beschreven wordt. Volgens Wang e.a. [5] is het ook mogelijk om het geabsorbeerde kooldioxyde (na desorptie) met waterstof om te zetten tot een koolmonoxyde-rijke gasstroom via de omgekeerde watergas-shift reactie.

In de industrie zijn er voor de zuivering van koolmonoxyde twee cryogene scheidingsprocessen in gebruik, namelijk het door meerdere auteurs beschreven [8,9,14 en 17] partiële condensatieproces en een (eveneens door meerdere auteurs beschreven [7 t/m 17]) proces met een vloeibaar methaan absorptiestap. Het eerstgenoemde proces levert koolmonoxyde en waterstof met een zuiverheid van 96-98%. Met het laatstgenoemde proces zijn volgens Kirk Othmer [8] zuiverheden groter dan 99% haalbaar.

Dit voorontwerp beschrijft het proces volgens Linde A.G. [17].

90 kton/jaar
} cap. 1967

2 Uitgangspunten voor het ontwerp

2.1 Externe gegevens

2.1.1 Bedrijfsdagen en capaciteit

Volgens Förg [9] bedroeg het aantal bedrijfsdagen per jaar voor een koolmonoxyde fabriek 333,3 in het jaar 1972. Uitgaande van enige efficiency verbeteringen en verbeterde apparatuur, wordt het aantal bedrijfsdagen anno 1990 geschat op 340 per jaar.

De capaciteit bedraagt 30 kton koolmonoxyde per jaar.

2.1.2 Grond en hulpstoffen

Het synthesegas dat wordt gebruikt mag geen zware koolwaterstoffen, kooldioxyde en water meer bevatten (er is aangenomen dat bij een complete koolmonoxyde fabriek waterstofsulfide reeds voor de reformer uit het aardgas wordt verwijderd). Deze verbindingen zouden namelijk sublimeren in de eerste warmtewisselaar en dus tot verstopping aanleiding geven. Verder mag het synthesegas (bijna) geen stikstof bevatten, omdat de relatieve vluchtigheid van stikstof t.o.v. koolmonoxyde zeer gering is. Als gevolg hiervan zou stikstof in de koolmonoxyde produktstroom terecht komen en zou de gewenste zuiverheid van 99.3 % (zie § 2.2.3) niet haalbaar zijn. Een extra scheidingskolom, waarin stikstof en koolmonoxyde gescheiden worden, zou ten gevolge van het genoemde geringe verschil in relatieve vluchtigheid erg kostbaar zijn.

Naast koolmonoxyde en waterstof moet het voedingsgas van de cryogene scheidingsunit enige procenten methaan bevatten. Om ophoping van onzuiverheden te voorkomen, is volgens Kirk-Othmer [8] namelijk een spuistroom van methaan nodig. Bovendien bestaat een kleine fractie van de waterstofproduktstroom uit methaan, zodat ook via deze produktstroom methaan uit de kringloop verdwijnt.

Er is volgens opdracht gekozen voor synthesegas productie op basis van aardgas. De samenstelling van het synthesegas is, met behulp van het simulatieprogramma ASPEN PLUS berekend op basis van het thermodynamische evenwicht. Het aardgas bevat 80 mol% methaan, 15 mol% ethaan en 5 mol% propaan. Volgens een patent van Air Products [5] bedraagt de druk in de reformer 14 bar bij een temperatuur van 925 °C.

2.2 Inherente gegevens

In bijlage V vindt men een lijst van fysische constanten, explosiegrenzen en giftigheidsaspecten van de drie verbindingen waarmee gewerkt wordt.

2.2.1 Milieu en veiligheid

Zowel vanwege de veiligheid als vanwege het milieu (koolmonoxyde is erg giftig, brandgevaarlijk en explosiegevaarlijk, zie bijlage V) mag er geen koolmonoxyde in de buitenlucht terecht komen.

Men dient er dus voor te zorgen dat het stookgas (6.4 mol% koolmonoxyde) volledig wordt verbrand. Een katalytische naverbrander kan hier uitkomst bieden. Deze kan tevens bij de verbranding gevormde stikstofoxyden omzetten naar stikstof.

Daarnaast dient emissie van koolmonoxyde ten gevolge van een lekkage voorkomen te worden. Om een eventuele lekkage van koolmonoxyde te detecteren dienen er op strategische plaatsen koolmonoxyde-detectoren aanwezig te zijn.

Een specifiek aspect m.b.t. de veiligheid van cryogene installaties is het gevaar voor bevroeringsverschijnselen, wanneer personen in aanraking komen met cryogene fluïds of apparaten waar cryogene fluïds doorheen stromen. Voor een groot deel wordt dit gevaar reeds ondervangen doordat alle cryogene apparaten en leidingen zich in een cold box bevinden. Om lekkage te voorkomen is het ook van belang dat het materiaal waarvan de cryogene apparaten gemaakt worden, bestand is tegen deze lage temperaturen. Zie hiervoor § 2.2.2 over materiaalkeuze.

2.2.2 Materiaalkeuze

Bijna alle apparaten die gebruikt worden, dienen van een materiaal gemaakt te worden dat goed tegen lage temperaturen (ongeveer 90 K) bestand is. Volgens Perry [18] is commercieel puur aluminium erg geschikt voor toepassingen bij lage temperaturen (tot 23 K). Aluminium blijkt namelijk naarmate de temperatuur lager wordt steeds sterker te worden terwijl het niet - zoals vele andere metalen - bros wordt. Vanwege deze gunstige eigenschappen worden alle kolommen, pomp P11, vloeistofdamp scheider V5, expander M6 en pomp P11 in aluminium uitgevoerd. Een andere eigenschap van aluminium is de goede geleidbaarheid van warmte. Daarom worden ook de warmtewisselaars uitgevoerd in aluminium.

Volgens WEBCI prijzenboekje [27] worden compressoren standaard uitgevoerd in gietstaal. De compressoren opereren bij 'normale' temperaturen en koolmonoxyde is niet corrosief, dus is er geen reden om een speciale staalsoort te gebruiken. Er is dus gekozen voor gietstalen compressoren.

2.2.3 Specificaties eindproduct

Volgens Davis e.a. [10] dient koolmonoxyde dat gebruikt wordt voor de productie van azijnzuur (één van de belangrijkste toepassingen van koolmonoxyde) een minimale zuiverheid van 99.3 mol% te hebben. De minimale zuiverheid van het eindproduct koolmonoxyde is derhalve op 99.3 mol% gesteld.

3 Het proces

3.1 Proceskeuze

In de literatuur zijn drie flowschema's gevonden van de cryogene scheiding van koolmonoxyde en waterstof waarin de eerste stap bestaat uit een absorptie van koolmonoxyde in vloeibaar methaan. Al deze schema's zijn ontworpen door Linde A.G. Deze processen worden hierna respectievelijk 'proces Linde 1' (beschreven door diverse auteurs [8, 9 en 11]), 'proces Linde 2' (eveneens beschreven door diverse auteurs [13, 14 en 15]) en 'proces Linde 3' (zie literatuur [17]) genoemd. De flowschema's vindt men in bijlage I.

Afgezien van details is het voornaamste verschil tussen de eerste twee processen het volgende: Bij proces Linde 1 wordt de koolmonoxyde/waterstof/methaan-voedingsstroom (na koeling tot 90 K) in een vloeistof-gas scheider gevoerd, waarna de gasstroom uit de scheider wordt toegevoerd aan de methaan- absorptiekolom. Bij proces Linde 2 daarentegen wordt de koolmonoxyde/waterstof/methaan-voedingsstroom (na koeling tot 90 K) éérst in de methaan-absorptiekolom gevoerd en vervolgens aan een (bij een lagere druk dan de absorptiekolom opererend) vloeistof-gas scheider. *waarmee vloeistof?*

In eerste instantie bestond er geen speciale voorkeur voor proces Linde 1 of voor proces Linde 2 (proces Linde 3 werd pas later gevonden). Er werd gekozen voor proces Linde 1.

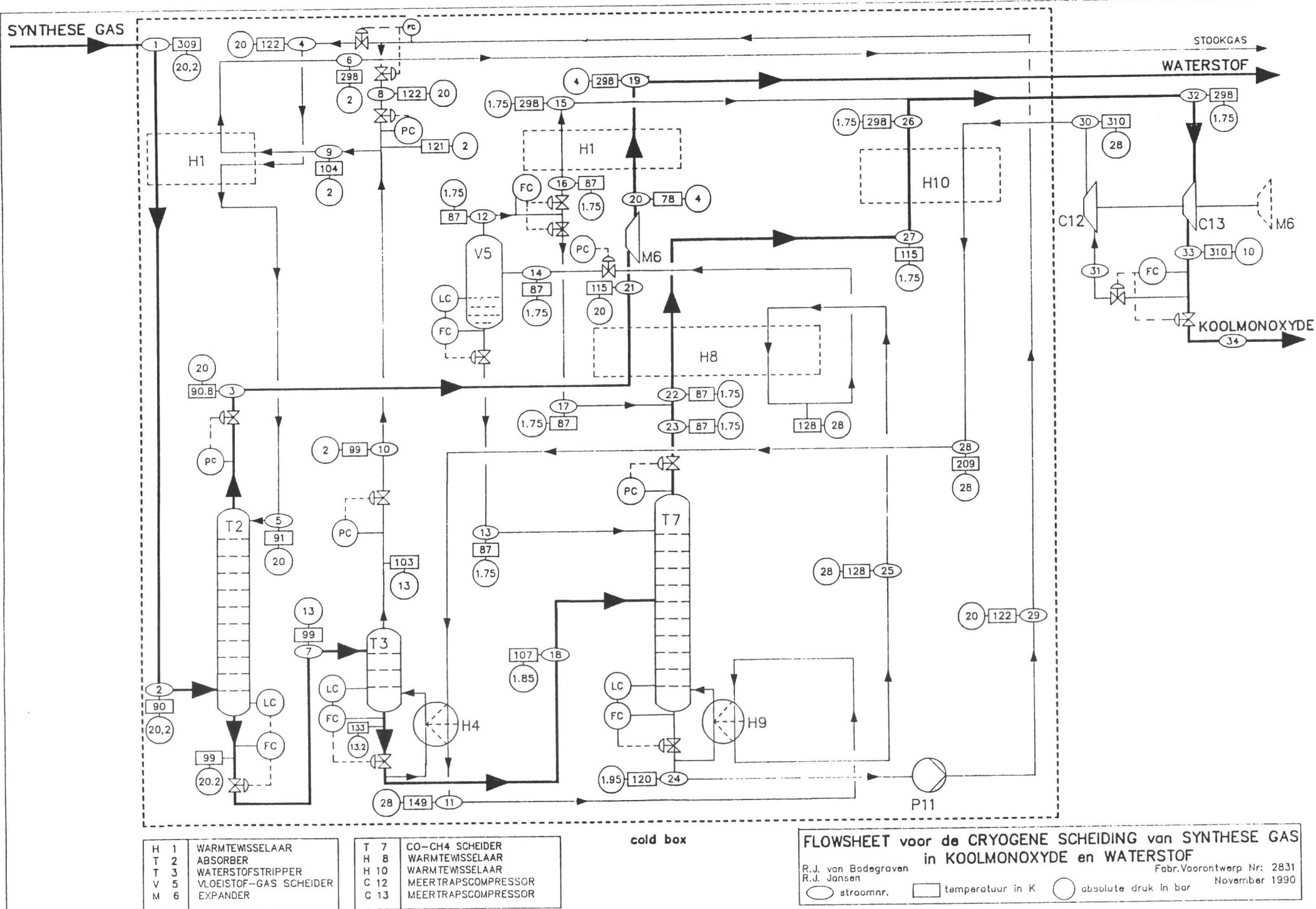
Uit computerberekeningen aan de methaan-absorptiekolom met behulp van het flowsheet simulatie computerprogramma ASPEN PLUS bleek dat de gewenste zuiverheid van het koolmonoxyde produkt (99.3 mol%, zie ook § 2.2.3) niet haalbaar was met dit proces (een koolmonoxyde zuiverheid van ongeveer 91 mol% zou maximaal haalbaar zijn), omdat er teveel waterstof in de bodemstroom van de methaan-absorptiekolom aanwezig was.

Proces Linde 2 bleek het op grond van soortgelijke computerberekeningen beter te doen, omdat in het twee genoemde expansievat bij lagere druk een deel van de opgeloste waterstof uit de methaan-koolmonoxyde stroom ontsnapte. De gewenste zuiverheid was echter met dit proces toch nog niet haalbaar (een koolmonoxyde zuiverheid van ongeveer 97 mol% zou maximaal haalbaar zijn).

Wellicht werden deze tegenvallende flowsheetsimulatie resultaten veroorzaakt door een niet juiste beschrijving van de thermodynamica. Dit bleek na het vergelijken van het gebruikte thermodynamische model (Redlich-Kwong-Soave) met vloeistof-damp-evenwichtsdata uit de Dechema reeks [4] echter niet het geval te zijn (zie bijlage X).

Proces Linde 3 (dat pas later werd gevonden) bleek het hierboven geschetste probleem op te lossen door tussen de absorptiekolom en de koolmonoxyde-methaan scheider een extra kolom te plaatsen waarin waterstof uit het methaan/koolmonoxyde-mengsel wordt gestript met behulp van gasvormig koolmonoxyde dat in een reboiler wordt verdampt. Er is derhalve gekozen voor het laatstgenoemde proces dat tevens het meest recente is (1984).

figuur 3.2.1: Flowsheet behorend bij de cryogene scheiding van synthese gas in koolmonoxyde in waterstof.



3.2 Procesbeschrijving

Het hieronder beschreven proces is dat volgens Linde A.G. [17]. Een flowsheet van het ontworpen proces vindt men in figuur 3.2.1. Het proces bestaat uit drie kolommen in serie, warmtewisselaars, een expander, een pomp en een kringloop waarin koolmonoxyde fungeert als koelmiddel. Het in de literatuur gevonden schema van dit proces bevat op veel plaatsen geen informatie omtrent de procescondities. In de koolmonoxyde kringloop was van (bijna) geen enkele stroom de temperatuur en molenstroom bekend. Hoe de temperaturen zijn bepaald wordt beschreven in § 3.2.2.

De voeding, gezuiverd synthesegas (zie § 2.2.3) wordt afgekoeld tot zijn condensatietemperatuur. De koolmonoxyde wordt in de eerste kolom in vloeibaar methaan geabsorbeerd. Als topproduct wordt waterstof verkregen met een zuiverheid van 99.0 %. Het bodemproduct wordt in de tweede kolom verder ontdaan van waterstof. De waterstofrijke stroom uit deze kolom wordt gebruikt als stookgas. Het koolmonoxyde-methaan mengsel wordt in de laatste kolom gescheiden. De vloeibare methaan wordt met een pomp op druk gebracht. Een deel van deze stroom wordt gespuid (zie § 2.1.2) en dient als stookgas. De rest wordt afgekoeld en dient als absorptiemiddel voor de absorptiekolom. Koolmonoxyde komt met een zuiverheid van 99.4 % over de top.

De lage temperatuur wordt bereikt door de expansie van het waterstofgas en door het Joule-Thomson effect (beschreven door Smith en van Ness [31]) dat optreedt bij de expansie van het koolmonoxyde en het geproduceerde stookgas. Warmteoverdracht vindt volgens Foo [12] plaats in zogenaamde "platefin" warmtewisselaars. Ook de reboilers H₃ en H₉ van respectievelijk de kolommen T3 en T7 zijn van dit type.

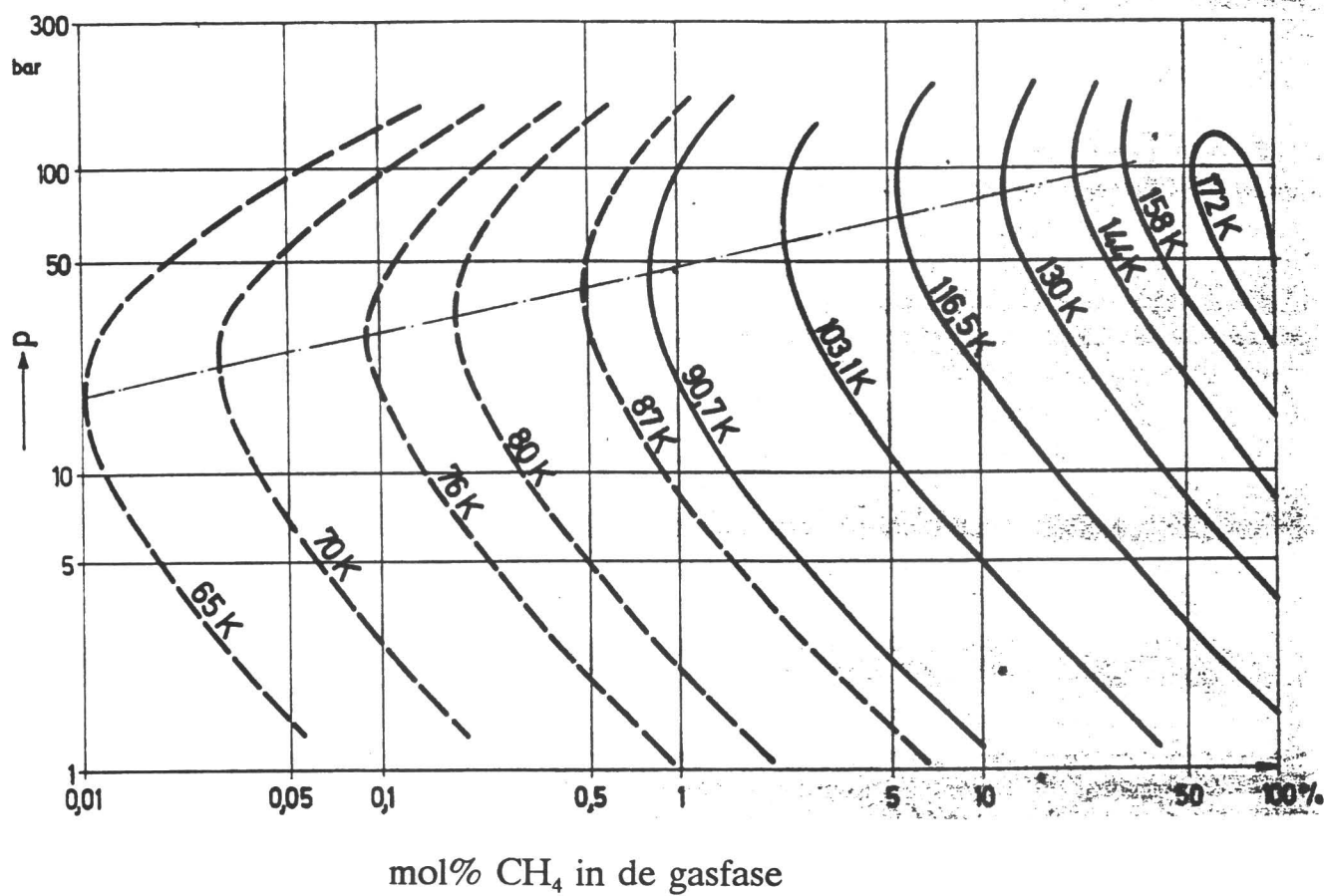
De scheidingsunit bevindt zich met uitzondering van de compressoren en de electromotor in een cold box.

3.2.1 Kolommen

De eerste kolom, T2 is een absorptiekolom met 25 reële schotels. De voeding komt volgens Linde A.G. [17] binnen op een temperatuur van 90 K. Vervolgens wordt de gasstroom door vloeibaar methaan gewassen. Op deze wijze wordt het koolmonoxyde in het vloeibare methaan geabsorbeerd. Het methaan gehalte in het waterstofproduct is afhankelijk van de druk en de temperatuur in de top van de kolom. Volgens Linde A.G. [17] bedraagt de druk in deze kolom 14 bar en wordt deze kolom gekoeld door de koelkringloop. Deze koeling vindt plaats om de absorptiewarmte van koolmonoxyde in methaan af te voeren. Het bleek niet mogelijk kolom T2 te simuleren bij een kolomdruk lager dan 20 bar en met een koeling van de kolom door de koelkringloop. Daarom is er in deze kolom voor een kolomdruk van 14 bar gekozen.

De temperatuur van het vloeibare methaan is zo laag mogelijk gekozen, omdat koolmonoxyde dan volgens Ullman [14] het best geabsorbeerd wordt. De laagst mogelijke temperatuur wordt bepaald door het smeltpunt van methaan (zie figuur 3.2.2). Uit deze figuur volgt dat voor de temperatuur van het absorptiemiddel 91 K gekozen moet worden. Uit figuur 3.2.2 volgt ook dat bij de gekozen condities 0.8 mol% methaan in het waterstofgas aanwezig is. Uit de simulatie blijkt dat dit 0.9 mol% is. Het gehalte koolmonoxyde in het waterstofproduct is minder dan 0.1 mol%. De absorptievloeistof stroom is zo klein mogelijk

figuur 3.2.2: Evenwichtsamenstelling van de gasfase van een waterstof-methaan mengsel [9].



gekozen om de afmetingen van de apparaten te beperken. Gekozen is voor 100 mol/s, omdat de kolom bij kleinere stromen niet te simuleren bleek. Het bodemproduct bevat nog een aanzienlijk deel waterstof ($\phi_{H_2}/(\phi_{CO} + \phi_{H_2}) = 6\%$). 7

In de tweede kolom T3 wordt waterstof bij een druk van 13 bar gestript uit het koolmonoxyde-methaan mengsel met behulp van gasvormig koolmonoxyde. De kolom heeft 4 reële schotels en de boiling-up ratio bedraagt 0.28. Er is gekozen voor deze combinatie van druk en boiling-up ratio, omdat tijdens de simulatie van kolom T3 met behulp van ASPEN PLUS bleek dat bij deze combinatie de maximaal haalbare zuiverheid van het koolmonoxyde product ($\phi_{CO}/(\phi_{CO} + \phi_{H_2})$ in de bodemstroom) zo groot mogelijk was bij een zo laag mogelijk verlies van koolmonoxyde. De voedingstemperatuur is afhankelijk van het drukverschil tussen de kolommen T2 en T3 en de temperatuur van de bodemstroom van T2 en ligt dus vast. De voeding komt op een temperatuur van 99 K binnen op de bovenste schotel van de kolom.

De druk van kolom T7 (31 reële schotels) wordt bepaald door zijn reboiler. De druk van de koolmonoxyde koelstroom die door de reboiler gaat bedraagt volgens Linde A.G. [17] 28 bar. In deze reboiler condenseert een deel van de koolmonoxyde. Met behulp van de Antoine vergelijking is een kooktemperatuur van 128 K berekend. Uit de simulatie van de kolom bleek dat er bij een druk onderin de kolom van 1.95 bar nog een redelijk temperatuurverschil tussen de twee stromen bestaat (de temperatuur op de onderste schotel is 120 K). De optimale combinatie van de boiling-up en de grootte van de reflux koolmonoxyde stroom (liefst zo klein mogelijk vanwege apparaat dimensies) is wederom met behulp van ASPEN PLUS bepaald. Voor kolom T7 bedraagt de optimale boiling-up ratio 0.25 bij een reflux stroom van 36.5 mol/s. De temperatuur van de voeding wordt bepaald door het drukverschil tussen de kolommen T3 en T7 en de temperatuur van de bodemstroom van kolom T3. Deze voedingstemperatuur is 108 K. weaver?

3.2.2 Warmtewisselaars

Zoals in § 3.2 reeds vermeld waren de temperaturen van de meeste stromen niet bekend. In eerste instantie zijn deze ontbrekende temperaturen zodanig geschat dat er geen temperatuur cross-over ontstond in de diverse warmtewisselaars. Verder ligt op die plaatsen waar koolmonoxyde condenseert de temperatuur vast. Vervolgens zijn de geschatte temperaturen bij het simuleren van de koelkringloop zodanig gewijzigd dat de totale warmtestroom die (door één of meerdere stromen) wordt afgestaan even groot is als de totale warmtestroom die (door één of meerdere stromen) wordt opgenomen. Bovendien liggen de grootten van de overgedragen warmtestromen in de reboilers vast volgens de uitkomsten van de simulaties van de kolommen T3 en T7. Om gericht te kunnen zoeken naar de juiste temperaturen is een hulp(computer)programma (zie bijlage VIII) geschreven, waarmee aan de hand van een aantal (nog niet correcte) simulatie resultaten de juiste temperaturen berekend konden worden.

H1 is een vijf-strooms platefin warmtewisselaar. In deze warmtewisselaar moet voedingsstroom 1 tot een temperatuur van 90 K en de vloeibare methaan stroom 4 tot een temperatuur van 91 K afgekoeld worden. De warmte wordt opgenomen door waterstofstroom 20, stookgas stroom 9 en koolmonoxyde kringloopstroom 16. Deze stromen

worden opgewarmd tot omgevingstemperatuur (298 K). Door de druk van de waterstof stroom en de molenstroom van de kringloop te variëren is er een warmtewisselaar ontworpen, waarbij de grootte van de totale overgedragen warmtestroom (heatduty) van de afkoelende stromen gelijk is aan de totale heatduty van de opwarmende stromen.

H8 is een drie-strooms platefin warmtewisselaar, die gebruikt wordt om een deel van de hoge druk koolmonoxyde in de kringloop te laten condenseren (het condensaat wordt gebruikt als reflux voor kolom T7). De warmte wordt opgenomen door het waterstofproduct bij hoge druk (20 bar) en door koolmonoxyde kringloop stroom 22. Het waterstof topproduct van absorptiekolom T2 heeft een temperatuur van 91 K en wordt opgewarmd tot 115 K. Koolmonoxyde stroom 22 bestaat voornamelijk uit het topproduct van kolom T7 dat van 87 K tot 115 K wordt opgewarmd.

In H10 wordt lage druk koolmonoxyde (stroom 27) van 115 K verder opgewarmd tot omgevingstemperatuur. H10 is een twee-strooms platefin warmtewisselaar, waarin de hoge druk koolmonoxyde van de kringloop (stroom 30) van 310 K tot 209 K wordt afgekoeld door stroom 27.

De hoge-druk koolmonoxyde wordt in reboiler H4 van kolom T3 verder gekoeld tot 149 K. Onderin kolom T3 is de temperatuur 135 K. In reboiler H9 condenseert een klein deel van de koolmonoxyde bij een temperatuur van 128 K. Onderin kolom T7 bedraagt de temperatuur 120 K. De reboilers zijn van het type platefin warmtewisselaar.

3.2.3 Koolmonoxyde kringloop

De koolmonoxyde kringloop zorgt (naast de expansie van de waterstof produktstroom) voor een belangrijk deel voor de lage temperaturen, die nodig zijn om waterstof, koolmonoxyde en methaan van elkaar te scheiden. De lage temperaturen in deze kringloop worden veroorzaakt door het Joule-Thomson effect. *Wen?*

De koolmonoxyde, gecomprimeerd tot 28 bar, wordt eerst afgekoeld door de opwarmende koolmonoxyde koelstromen 22 en 27. Dit vindt achtereenvolgens plaats in de warmtewisselaar H10, de reboilers H9 en H4 en warmtewisselaar H8. In H9 en H8 condenseert een deel van de koolmonoxyde. Via een smoorklep voor de vloeistof-damp scheider V5 expandeert het vloeistof-damp mengsel tot de kolomdruk van T7 (1.75 bar). In de vloeistof-damp scheider V5 splitst koolmonoxyde stroom 14 zich in vloeistofstroom 13 en gasstroom 12. Het vloeibare koolmonoxyde wordt gebruikt als reflux voor kolom T7. De dampstroom wordt in twee delen gesplitst. Het ene deel (stroom 16) wordt in H1 opgewarmd tot omgevingstemperatuur. Het andere deel (stroom 17) wordt met het topproduct van kolom T7 opgemengd. Deze stroom (stroom 22) koelt de hoge-druk kringloopstroom in H8 en H10 en wordt daarbij zelf opgewarmd tot omgevingstemperatuur. Hier worden de stromen 15 en 26 samengevoegd en gecomprimeerd tot 10 bar. Vervolgens wordt een deel van de koolmonoxyde koelstroom afgetapt als product. Deze koolmonoxyde produktstroom (36.9 mol/s) heeft een zuiverheid van 99.4 mol%. Het overige deel wordt tot 28 bar gecomprimeerd om vervolgens weer kou te kunnen produceren. De meertraps compressoren met tussenkoeling worden aangedreven door expander M6 en een elektromotor.

3.2.4 Opstarten

Volgens Davis en Martin [10] heeft een cryogene scheidingsunit, zoals degene die hier ontworpen is, slechts eens in de twee jaar een grote onderhoudsbeurt nodig. Bij deze onderhoudsbeurt staan de kolommen droog. Een koolmonoxyde fabriek, waar deze scheidingsunit deel van uitmaakt, draait echter niet twee jaar achtereen zonder onderhoud. Deze ligt (gemiddeld) 25 dagen per jaar stil (zie § 2.1.1). Tijdens deze jaarlijkse periode blijft er vloeistof in de kolommen staan. Om afkoelen van de koude vloeistof in de kolommen te voorkomen, zal de koelkringloop moeten blijven draaien. De koolmonoxyde koelstroom stroomt dan alleen via stroom 17 (niet zoals tijdens normaal bedrijf zowel via stroom 17 als via stroom 15).

Om de installatie na een periode waarin de kolommen geheel droog hebben gestaan weer binnen een aanvaardbare tijdsduur op te kunnen starten, is extra (ten opzichte van normaal bedrijf) compressor vermogen vereist. Hiertoe is compressor C12 zodanig gedimensioneerd dat deze een hogere einddruk kan halen dan (de tijdens normaal bedrijf benodigde) 28 bar. Er is gekozen voor een persdruk van 50 bar.

3.2.5 Procesregeling

Er is aangenomen dat de synthese gas voedingsstroom 'geregeld' binnen komt in de cold box. Dat wil zeggen dat veronderstelt wordt dat deze stroom een constante temperatuur, druk en samenstelling heeft en derhalve geen extra regeling behoeft. Om de kwaliteit van de produktstromen van een kolom constant te houden, wordt de kolomdruk en de grootte van de toevoerstroom ervan geregeld.

De kolomdrukken van T2, T3 en T7 worden geregeld (PC) in de topstromen van deze kolommen, omdat daar een constante druk het meest belangrijk is. De regelklep voor de kolomdruk in kolom T3 wordt tevens gebruikt als smoorklep om de druk te verlagen.

Bij de kolommen T2, T7 en T9 en de vloeistof-damp scheider V5 wordt de grootte van de bodemstroom geregeld (FC). Deze flowcontrollers staan in een meester-slaaf regeling met de niveau regelaars (LC) onderin de kolommen respectievelijk het vat. Deze laatstgenoemde regelaars moeten voorkomen dat de kolommen respectievelijk het vat droog komen te staan. De regelkleppen van de flowcontrollers van de kolommen T2 en T3 doen tevens dienst als smoorkleppen. Hierover wordt de druk verlaagd tot de kolomdrukken van respectievelijk T3 en T7.

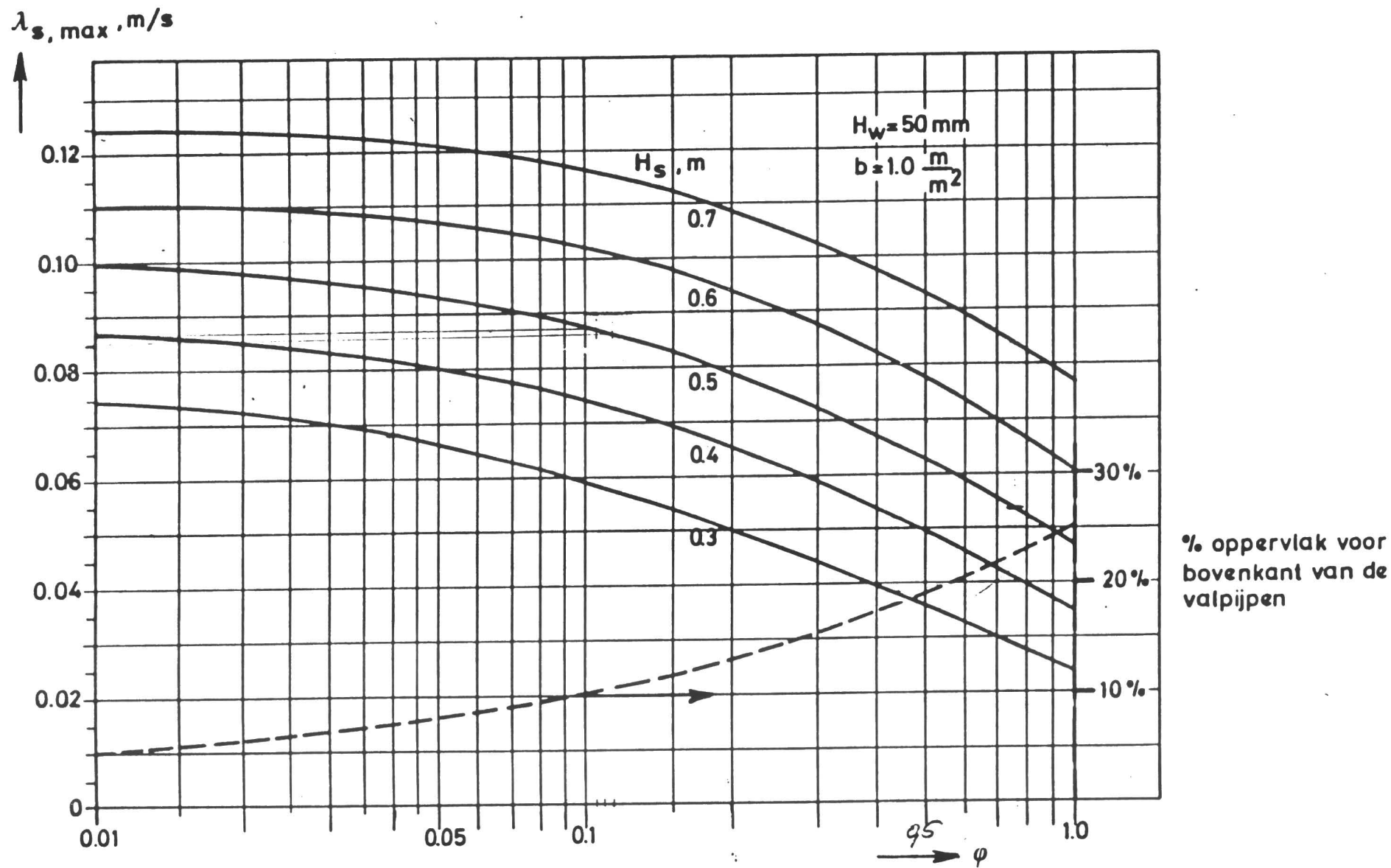
In de stromen 8 en 14 bevinden zich smoorkleppen waarmee de druk wordt verlaagd. Deze worden geregeld door een drukregelaar benedenstrooms van de regel(smoor)klep.

Verder zijn er verschillende stromen die worden opgesplitst in twee andere stromen (stroomnummers 12, 29 en 33). Bij deze stromen wordt steeds de grootte van de te splitsen stroom gemeten. Aan de hand van deze gemeten waarde worden vervolgens de regelkleppen in de gesplitste stromen aangestuurd.

Er is aangenomen dat de compressoren C12 en C13 en pomp P11 een interne regeling bezitten waarmee de einddruk wordt geregeld. Deze apparaten behoeven dus geen extra (externe) regeling.

Het is erg ingewikkeld om een compleet regelschema te ontwerpen voor de warmtewisselaars. Dit wordt veroorzaakt doordat (bijna) alle warmtewisselaars in serie zijn

geschakeld. Daardoor heeft elke verandering die door een regelaar wordt uitgevoerd om de ene warmtewisselaar te regelen invloed op de andere warmtewisselaar(s). Een complete regeling voor de warmtewisselaars is vanwege de bovengenoemde complexiteit hiervan en de beperkte tijd niet uitgevoerd. Omtrent de toe te passen regeling kan wel nu reeds het volgende gezegd worden: Om het hierboven geschetste probleem van de serieschakeling te omzeilen zal er waarschijnlijk gebruik gemaakt moeten worden van het (gedeeltelijk) bypassen van een of meer warmtewisselaars afhankelijk van de temperatuur en/of de grootte van een of meer stromen vóór de warmtewisselaar.



figuur 4.1.1: Maximale dampbelasting $L_{s,max}$ (floodinggrens) als functie van de dimensieloze flowparameter ϕ voor verschillende waarden van de theoretische schotelhoogte H_s . De figuur geldt voor $H_w = 50$ mm en $b = 1.0$. Ontleend aan Zuiderweg [20].

4 Apparaatberekeningen

De cold box van de cryogene scheidingsunit is bij dit fabrieksvoorontwerp niet ontworpen.

4.1 Kolommen T2,T3 en T7

Voor de praktische realisatie van de evenwichtstrappen in de kolommen T2, T3 en T7 heeft men de keuze tussen schotelkolommen en gepakte kolommen. Omdat schotelkolommen in het algemeen goedkoper zijn dan gepakte kolommen, is er voor het eerstgenoemde type gekozen.

Wat betreft de schotels in schotelkolommen heeft men de keuze tussen zeefplaten, klepschotels en klokjesschotels. Er is gekozen voor zeefplaten.

Voor het ontwerp van de schotelkolommen is gebruik gemaakt van de methode van Zuiderweg [20].

4.1.1 Zeefplaten en theoretische schotelhoogte

De schotelkolommen zijn zodanig ontworpen dat men binnen de volgende operatiegrenzen blijft:

- A. Er mag geen flooding door bedexpansie optreden.
- B. Er mag geen valpijpoeverstroming optreden.
- C. De vloeistofsnelheid in de valpijpen moet kleiner zijn dan 0.10 m/s om meesleuring van gasbellen in de valpijp te voorkomen.
- D. De zeefplaten mogen niet doorregenen.

Bij het ontwerp van een schotelkolom moet men een aantal variabelen kiezen, namelijk:

- 1. De lengte van de overlooprand naar de valpijp per m² totale kolomdoorsnede: b.
- 2. De hoogte van de overlooprand: H_w.
- 3. De diameter d van de perforaties in de zeefplaten of de steek s.

Volgens de Handleiding voor het maken van een fabrieksvoorontwerp [21] dient men d en s zo te kiezen dat d=5 mm en s = 13 tot 25 mm. De steek s en de perforatiediameter d zijn aan elkaar gerelateerd via de vrij ruimte F:

$$s = \sqrt{(0.907 \cdot d^2 / F)} \quad (4.1.1)$$

In de gevallen waarin - ten gevolge van een kleine vrije ruimte F - de steek s bij d=5mm groter zou worden dan 25 mm is gekozen voor een perforatiediameter d kleiner dan 5 mm, omdat het contact tussen gas en vloeistof slechter wordt bij een - grote steek.

Om de floodinggrens ten gevolge van bedexpansie (eis A) te bepalen werd gebruik gemaakt van figuur 4.1.1. Hierin is de maximale dampbelasting L_{s,max} (floodinggrens) uitgezet als functie van de dimensieloze flowparameter ϕ voor verschillende waarden

van de theoretische schotelhoogte H_s . Deze figuur geldt voor $H_w=50$ mm en $b=1.0$.
De flowparameter ϕ wordt als volgt berekend:

$$\phi = (\phi_{v,l}/\phi_{v,g}) \cdot \sqrt{(\rho_l/\rho_g)} \quad (4.1.2)$$

Het computerprogramma Aspen Plus berekent $\phi_{v,g}$, $\phi_{v,l}$, ρ_g en ρ_l voor alle schotels in de kolom. Er kan nu dus voor elke evenwichtstrap een waarde voor ϕ berekend worden. Met behulp van deze ϕ kan bij een gekozen H_s uit figuur 4.1.1 $\lambda_{s,max}$ bepaald worden. Tevens kan men uit deze figuur het percentage $A_{vp,perc}$ van de kolomdoorsnede (inclusief valpijpen), dat voor één valpijp gereserveerd dient te worden, aflezen.

Om geen last te hebben van flooding door bedexpansie is gekozen voor een dampbelasting λ_s gelijk aan 80 % van de maximale waarde. Hiermee is dus aan eis A voldaan.

Uit de gevonden λ_s kan men de kolomdoorsnede A_{tot} (inclusief valpijpen) berekenen:

$$A_{tot} = (\phi_{v,g}/\lambda_s) \cdot \sqrt{(\rho_g/\rho_l)} \quad (4.1.3)$$

Uit de berekende A_{tot} volgt dan een kolomdiameter D_k die voldoet aan eis A.

Verder kunnen nu de superficiële gassnelheid U_g en de superficiële vloeistofsnelheid U_l berekend worden:

$$U_g = \phi_{v,g}/A_{act} \quad (4.1.4)$$

$$U_l = \phi_{v,l}/A_{act} \quad (4.1.5)$$

In de twee laatstgenoemde vergelijkingen vindt men het actieve oppervlak A_{act} . Dit is als volgt te berekenen:

$$A_{act} = A_{tot} - 2 \cdot A_{vp} \quad (4.1.6)$$

waarin: $A_{vp} = (A_{vp,perc}/100) \cdot A_{tot}$

Wanneer de vloeistofhoogte ΔH_{vp} in de valpijp voldoet aan de volgende vergelijking, dan heeft men geen last van valpijpproverstroming:

$$\Delta H_{vp} < 0.5 \cdot (H_s + H_w) \quad (4.1.7)$$

Voor ΔH_{vp} geldt:

$$\Delta H_{vp} = \Delta H + h_l + h_s \quad (4.1.8)$$

waarin: h_l = heldere vloeistofhoogte of holdup

ΔH = totaal schotel drukverlies in vloeistofhoogte

h_s = vloeistofhoogte t.g.v. uitstroomweerstand valpijp

Voor de holdup h_l geldt:

$$h_l = h_{l,ow} + h_{l,w} \quad (4.1.9)$$

Voor de term $h_{l,ow}$ geldt, afhankelijk van de waarde van ϕ/b :

$$h_{l,ow} = 0.48 * (U_l/b)^{2/3} \quad \{\text{als } \phi/b > 0.2\} \quad (4.1.10)$$

of:

$$h_{l,ow} = 0.26 * (\phi/b)^{-0.37} * (U_l/b)^{2/3} \quad \{\text{als } 0.01 < \phi/b < 0.2\} \quad (4.1.11)$$

De tweede term in vergelijking (4.1.9) volgt uit de onderstaande vergelijkingen (4.1.12) en (4.1.13).

$$\epsilon_{l,w} = h_{l,w}/H_w \quad (4.1.12)$$

$$1/\epsilon_{l,w} - 1 = 0.33 * \left\{ \frac{U_g}{F * \sqrt{(g * s)}} * \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_l} \left(\frac{d}{s} \right)^2} \right\}^{5/4} \quad (4.1.13)$$

Voor het totale schotel drukverlies in vloeistofhoogte ΔH geldt:

$$\Delta H = \Delta H_p + h_l \quad (4.1.14)$$

Hierin is ΔH_p het drukverlies in de perforaties. Voor ΔH_p geldt:

$$\Delta H_p = 1/(2 * g) * ((U_g/F)/C_{d1})^2 \quad (4.1.15)$$

waarin: C_{d1} = doorstroomcoëfficiënt
= 0.67 voor vlakke zeefplaten

Voor de vloeistofhoogte t.g.v. de uitstroomweerstand van de valpijp h_s geldt de volgende formule:

$$h_s = (1/2g) * (U_{l,sp}/C_{d2})^2 \quad (4.1.16)$$

waarin: C_{d2} = doorstroomcoëfficiënt
 ≈ 0.55

Hierin is $U_{l,sp}$ de vloeistofsnelheid in de uitlaatspleet. Het is eenvoudig in te zien dat hiervoor geldt:

$$U_{l,sp} = \phi_{v,l}/(B * H_{l,w}) \quad (4.1.17)$$

waarin: B = lengte van de overlooprand
= $b * A_{tot}$

Met behulp van de vergelijkingen (4.1.8) t/m (4.1.17) kan men nu dus ΔH_{vp} berekenen en vervolgens m.b.v. vergelijking (4.1.7) controleren of er valpijpoverstroming (eis B) optreedt.

Om meesleuring van gasbellen in de valpijpen te voorkomen (eis C), moet de vloeistofsnelheid in de valpijpen $U_{l,vp}$ kleiner zijn dan 0.10 m/s. Voor $U_{l,vp}$ geldt:

$$U_{l,vp} = \phi_{v,l}/A_{vp} \quad (4.1.18)$$

Volgens Zuiderweg [20] geldt voor de doorregengrens:

$$P_{doorr.gr.} = 31 + 0.062 \cdot h_l \cdot \rho_l \cdot g \quad (4.1.19)$$

Voor de stuwdruk in de perforaties $P_{stuw,perf}$ geldt:

$$P_{stuw,perf} = 0.50 \cdot \rho_g \cdot (U_g/F)^2 \quad (4.1.20)$$

Wanneer $P_{stuw,perf}$ groter is dan $P_{doorr.gr.}$ dan treedt er geen doorregenen (eis D) op. Er is gewerkt met een veiligheidsmarge van 10 %. Er moet dus voldaan worden aan de volgende vergelijking:

$$P_{stuw,perf} > 1.1 \cdot P_{doorr.gr.} \quad (4.1.21)$$

Indien niet aan één van de eisen B t/m D wordt voldaan (aan eis A wordt altijd voldaan), dan moet het voorlopige ontwerp als volgt gewijzigd worden:

Allereerst wordt F zodanig gewijzigd dat er nog net geen doorregenen optreedt. Bij deze maximale waarde van F is de drukval per zeefplaat (en daarmee ook de kans op valpijppoverstroming bij een constante theoretische schotelhoogte) minimaal.

Wanneer bij deze theoretische schotelhoogte H_s nog valpijppoverstroming optreedt, dan dient men H_s groter te kiezen.

Indien niet aan eis C voldaan wordt, dan moet het valpijppoppervlak vergroot worden. Omdat het door de valpijpen in te nemen percentage van het oppervlak reeds bij eis A is vastgelegd, komt dit overeen met het vergroten van de kolomdiameter.

Wanneer men een kolomdiameter D_k heeft gevonden waarmee aan eis C wordt voldaan, dan moet er tenslotte gecontroleerd worden of bij deze nieuwe D_k de theoretische schotelhoogte H_s wellicht kleiner gekozen kan worden.

Met behulp van de hiervoor beschreven ontwerpmethode vindt men een ontwerp dat aan de gestelde eisen voldoet en waarbij drukval, theoretische schotelhoogte en kolomdiameter minimaal zijn.

De berekeningen zijn uitgevoerd met behulp van een voor dit doel in PASCAL geschreven computerprogramma. Een listing van dit programma vindt men in bijlage IX.

In principe heeft de flowparameter ϕ voor elke evenwichtstrap een andere waarde. Om niet onnodig veel berekeningen te hoeven maken kan men vaak een (gedeelte van een) kolom dimensioneren op een gemiddelde ϕ over (dat gedeelte van) die kolom.

Voor alle kolommen is steeds eerst voor elke evenwichtstrap de flowparameter uitgerekend. Het bleek nu mogelijk om kolom T2 te dimensioneren op de gemiddelde ϕ over de gehele kolom.

Derhalve werd voor deze kolom over de hele lengte van de kolom dezelfde diameter gevonden. Kolom T7 is gedimensioneerd op de gemiddelde waarden van ϕ in de absorptiesectie en in de stripsectie. Uit de resultaten van de berekeningen blijkt dat de minimale diameter van de kolom in de absorptiesectie 85 cm bedraagt en die in de strippingsectie 60 cm. Om de constructie van de kolom eenvoudig te houden is er

echter voor gekozen voor een kolom met een uniforme diameter van 85 cm over de gehele lengte van de kolom. De zeefplaten zijn nu dus niet gelijk in de beide kolomsecties. Bij kolom T3 bleek het niet mogelijk te zijn om met een gemiddelde ϕ te rekenen. Hierbij zijn derhalve de drie zeefplaten apart gedimensioneerd. Ook hier werden dus per zeefplaat verschillende diameters gevonden. Evenals bij kolom T7 is ook hier gekozen voor een kolom die overal dezelfde diameter heeft, maar met verschillende zeefplaten.

4.1.2 Rendementen

Wegens het ontbreken van literatuurgegevens omtrent de gemiddelde schotelrendementen van cryogeen werkende kolommen, is er gebruik gemaakt van gemiddelde schotelrendementen die berekend zijn met behulp van de Murphree-rendementen. De genoemde rendementen zijn berekend volgens de methode van Zuiderweg [20].

Om een Murphree-efficiency te kunnen berekenen heeft men - naast de reeds bij 4.1.1 benodigde - nog de volgende gegevens nodig:

- * de verdelingscoëfficiënt K in de kolom
- * de viscositeit η_l van het vloeistofmengsel in de kolom
- * de oppervlaktespanning σ van het vloeistofmengsel in de kolom

Het computerprogramma Aspen Plus berekent K , η_l en σ voor alle schotels in de kolom. Voor kolom T2 zijn deze waarden gemiddeld over de kolom. Voor kolom T3 zijn de waarden voor elke trap afzonderlijk genomen en voor kolom T7 zijn gemiddelden in de stripsectie en de rectificatiesectie genomen.

Allereerst wordt de strippingfactor berekend. Deze is gedefinieerd als:

$$S = K^* \phi_{\text{mol},l} / \phi_{\text{mol},g} \quad (4.1.22)$$

Het grensvlak a tussen vloeistof en gas is (per m^2 schoteloppervlak) gelijk aan:

$$a = 11.5^* \left[\frac{U_g^* \sqrt{\rho_g^*} U_l^* \sqrt{\rho_l}}{b^* \sigma} \right]^{0.6} \quad (4.1.23)$$

Voor de stofoverdrachtscoëfficiënt K_l aan de vloeistofzijde geldt de volgende semi-empirische relatie:

$$K_l = 2.6 \cdot 10^{-5} / \eta_l^{0.25} \quad (4.1.24)$$

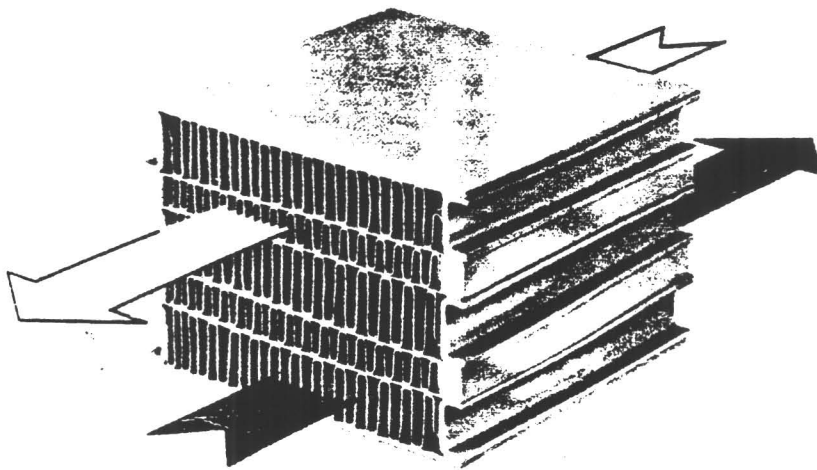
De stofoverdrachtscoëfficiënt K_g aan de gaszijde is te schatten m.b.v. de volgende relatie:

$$K_g = 0.13 / \rho_g \quad (4.1.25)$$

Voor de overall stofoverdrachtscoëfficiënt K_{og} aan de gaszijde geldt nu:

$$1/K_{og} = 1/K_g + m/K_l \quad (4.1.26)$$

figuur 4.2.1: Doorsnede van een platefin warmtewisselaar.



waarin: $m = \text{verdelingscoëfficiënt}$
 $= K \cdot \rho_g \cdot M_{w,l} / (\rho_l \cdot M_{w,g})$

Met behulp van de berekende waarden van K_{og} en a kan men vervolgens het plaatselijke rendement $E_{p,og}$ aan de gaszijde uitrekenen:

$$E_{p,og} = 1 - \exp(-K_{og} \cdot a / U_g) \quad (4.1.27)$$

In het geval van propstroming vindt men dan voor het overall rendement $E_{m,og}$ aan de gaszijde (Murphree-rendement):

$$E_{m,og} = (1/S) \cdot [\exp(S \cdot E_{p,og}) - 1] \quad (4.1.28)$$

Uit het Murphree-rendement en de reeds berekende stripping factor wordt tenslotte het gemiddelde schotelrendement E_o berekend:

$$E_o = \log[1 + E_{m,og} \cdot (S - 1)] / \log(S) \quad (4.1.29)$$

4.1.3 Resultaten

De belangrijkste resultaten van de hierboven beschreven berekeningen betreffende de zeefplaten en de theoretische schotelhoogten uitgevoerd voor de kolommen T2, T3 en T7 vindt men in de specificatiebladen van de kolommen (bijlage IV).

De resultaten van de berekeningen betreffende de gemiddelde rendementen van de drie kolommen staan in tabel 4.1.1 vermeld.

Tabel 4.1.1 Gemiddelde rendementen van de scheidingskolommen T2, T3 en T9.

	T2	T7		T3		
	gehele kolom	boven voeding	onder voeding	trap 1	trap 2	trap 3
E_o	0.81	0.57	0.78	1.0	1.0	0.96

Uit tabel 4.1.1 en de regels in de Handleiding voor het maken van een fabrieksvoorontwerp [21] volgen nu de uiteindelijke kolomdiameters. De dimensies van de drie kolommen vindt men in de specificatiebladen.

4.2 Warmtewisselaars.

Warmtewisselaars die het meest in cryogene scheidingsprocessen voor gassen gebruikt worden zijn volgens Foo [12] plate-fin warmtewisselaars van aluminium. Deze warmtewisselaars zijn opgebouwd uit lagen bestaande uit een gerimpelde fin die zich tussen twee vlakke platen bevindt (zie figuur 4.2.1). Ten gevolge van wezenlijke verschillen in dichtheid tussen lage en hoge druk gassen, kunnen de oppervlakken aan weersijden aangepast worden door een verschillende geometrie (andere fin's,

plaatafstand etc.) te kiezen. De maximale ontwerp druk voor de "plate-fin" warmtewisselaar is 52.7 bar [18]. In deze warmtewisselaars kunnen wel zeven stromen hun warmte uitwisselen.

4.2.1 Ontwerp procedure

Bij gebrek aan een ontwerp procedure voor plate-fin warmte wisselaars, is er voor het ontwerp van de warmtewisselaars gekozen voor een iteratieve methode. Deze methode gaat uit van experimentele data van een reeks "plate-fin" warmtewisselaars. Met behulp van een spreadsheet programma (zie bijlage VIII) is er voor elke stroom door een warmtewisselaar een configuratie gezocht, waarbij de warmteoverdrachtscoëfficiënten ongeveer gelijke en zo groot mogelijke waarden hebben. *waarom?*

Voor het bepalen van de warmteoverdrachtscoëfficiënten is gebruik gemaakt van vergelijkingen, experimentele data en grafieken volgens Kays [23].

De warmteoverdrachtscoëfficiënt van stroom 1 h_1 is het product van het kengetal van Stanton St_1 , de massastroom G_1 en de soortelijke warmte $c_{p,1}$: *St is gewicht van -*

$$h_1 = St_1 * G_1 * c_{p,1} \quad (4.2.1)$$

Het kengetal van Stanton is afhankelijk van de geometrie van het warmte-wisselend oppervlak en van het kengetal van Reynolds Re . Het kengetal van Stanton is bepaald uit grafieken (bijlage VII), waarin het product $St \cdot Pr^{2/3}$ (Pr is kengetal van Prandtl) is uitgezet tegen Re . Het kengetal van Reynolds is een functie van hydraulische straal $r_{h,1}$, de massastroom G_1 en de dynamische viscositeit η_1 :

$$Re = \frac{4 r_{h,1} G_1}{\eta_1} \quad (4.2.2)$$

De massastroom G_1 is de massastroom ϕ_1 per vrij-doorstromend dwarsoppervlak $A_{c,1}$:

$$G_1 = \phi_1 / A_{c,1} \quad (4.2.3)$$

$$A_{c,1} = \sigma_1 * A_{fr,1} \quad (4.2.4)$$

$$\sigma_1 = \alpha_1 * r_{h,1} \quad (4.2.5)$$

$$\alpha_1 = \frac{b_1 * \beta_1}{b_1 + b_2 + 2a} \quad (4.2.6)$$

waarin: $A_{fr,1}$ = totale dwarsoppervlak van de warmtewisselaar voor stroom 1
 σ_1 = verhouding van het vrij-doorstromend dwarsoppervlak en het totale dwarsoppervlak
 α_1 = verhouding van het warmtewisselend oppervlak aan kant 1 en het totale volume van de warmtewisselaar

- β_1 = warmte-wisselend oppervlak per volume tussen de platen van die kant
 b_1, b_2 = plaat afstand
 a = dikte van de platen

De overall-warmteoverdrachtscoëfficiënt U_1 kan berekend worden met vergelijking (4.2.11). Hiervoor is de temperatuur-efficiency η_o , berekend met vergelijking (4.2.10), nodig.

$$\eta_{f,1} = \tanh(m_1 l_1) / m_1 l_1 \quad (4.2.7)$$

$$m_1 = \sqrt{(2 \cdot h_1 / k \cdot \delta)} \quad (4.2.8)$$

$$l_1 = b_1 / 2 \quad (4.2.9)$$

$$\eta_o = 1 - A_f / A (1 - \eta_f) \quad (4.2.10)$$

$$U_1 = (1 / (\eta_{o,1} h_1) + A_1 a / A_w k + \alpha_1 / (\alpha_2 \eta_{o,2} h_2))^{-1} \quad (4.2.11)$$

- waarin: $\eta_{f,1}$ = fin efficiency
 m_1 = fin efficiency parameter
 l_1 = fin lengte van plaat tot midden plaat afstand
 k = warmte geleidingscoëfficiënt
 δ_1 = fin dikte
 $A_{f,1}$ = fin oppervlak
 A_w = gemiddelde wand oppervlak

De middelste term van vergelijking (4.2.11) is volgens Kays [23] verwaarloosbaar.

De drukval ΔP kan berekend worden met vergelijking (4.2.12). Dit is een vereenvoudigde vergelijking waarin de drukval over de in- en uitgang van de warmtewisselaar niet zijn meegenomen. De wrijvingscoëfficiënt f_1 is afkomstig uit dezelfde grafieken waaruit het Stanton kengetal is afgeleid (zie bijlage VII).

$$\Delta P^1 = \frac{1}{2} \cdot G_1^2 \cdot v_1 \cdot [(1 + \sigma^2)(v_2 / v_1 - 1) + f^* A / A_c \cdot v_m / v_1] \quad (4.2.12)$$

- waarin: v_1, v_2 = specifiek volume van resp. stroom 1 en 2
 v_m = $\frac{1}{2}(v_1 + v_2)$

4.2.2 Resultaten

Tijdens het zoeken naar een geschikte geometrie voor de warmtewisselaar, waarbij het volume zo klein mogelijk is, bleek dat de grootte van het Reynolds kengetal limiterend was. Extrapoleren naar veel grotere waarden van het Reynolds kengetal zou tot een te grote afwijking van de realiteit kunnen leiden.

In tabel 4.2.1 staat per warmtewisselaar, het totale warmtewisselend oppervlak. Voor een uitgebreider overzicht van de berekening van het totale warmtewisselend oppervlak wordt verwezen naar bijlage VI.

tabel 4.2.1: Het totale warmtewisselend oppervlak van de reboilers H4 en H9 en de warmtewisselaars H8 en H10 bepaald volgens Kays [23].

	Totale warmte uitwisselend oppervlak [m ²]
H4	83.7
H8	150.4
H9	125.4
H10	174.3

In de bovenstaande tabel staat warmtewisselaar H1 niet vermeld. De reden hiervoor is dat op grond van de simulatie van de cryogene scheidingstrap, het niet mogelijk is een warmtewisselaar te ontwerpen voor H1. Het probleem is dat de vloeibare methaan stroom (stroom 4) relatief veel warmte kwijt moet bij lage temperaturen (tussen 91 en 122 K). Stroom 16 uit de koolmonoxyde kringloop en waterstofstroom 20 kunnen deze warmte bij die temperaturen niet allemaal opnemen. Om dit te verhelpen kan methaanstroom 4 verkleind worden, zodat de stromen 16 en 20 bij de lage temperaturen minder warmte hoeven op te nemen. Dit heeft wel tot gevolg dat er andere maatregelen genomen moeten worden om de warmtebalans weer kloppend te krijgen. Het verkleinen van stroom 4 moet mogelijk zijn, wanneer de absorptiewarmte in kolom T2 wordt afgevoerd via de koolmonoxyde kringloop (zie § 3.2).

Het probleem is niet opgelost omdat hiervoor de gehele scheidingstrap, zowel de kolommen als de koolmonoxyde kringloop, opnieuw doorgerekend moet worden. In verband met de tijd was dit niet mogelijk.

4.3 Compressoren, expander en pomp

Volgens van der Berg e.a. [6] zijn turbocompressoren bij drukken tot ongeveer 325 bar economisch het meest voordelig. Volgens Smith en van Ness [31] bedraagt het totaalrendement van één compressietrap ongeveer 75 %. Het simulatieprogramma ASPEN PLUS rekent standaard met een rendement per trap van 72 %. Deze standaard waarde verschilt niet significant van die volgens Smith en van Ness. Er is derhalve een traprendement van 72 % aangehouden. Het genoemde simulatie programma berekende de benodigde vermogens voor C12 en C13 alsmede de warmten die na elke trap in de tussenkoeling moeten worden afgevoerd. Bij deze laatste berekening is gesteld dat het gas na elke compressie trap moet worden afgekoeld tot 310 K. Dit is 10 graden hoger dan de temperatuur van het opgewarmde koelwater (zie verderop in deze paragraaf). Van den Bergh [30] beveelt om constructieve redenen een maximum aantal van 4 waaiers per trap aan.

De maximale compressieverhouding voor lucht bedraagt volgens van den Bergh [30] 1.4. Omdat koolmonoxyde vrijwel dezelfde molmassa als lucht heeft mag deze waarde ook voor koolmonoxyde worden gebruikt. Omdat voor beide compressoren de compressieverhouding groter is dan de genoemde waarde van 1.4, zullen beide compressoren uitgevoerd moeten worden als meertrapscompressor met tussenkoeling. De tussen- en nakoelers van de compressoren zijn watergekoelde tube-shell type

warmtewisselaar met gas door de pijpen.

Het benodigde aantal trappen N van de meertrapscompressor volgt uit de de gewenste einddruk P_{eind} , de begindruk P_{begin} en de maximale compressieverhouding per trap van 1.4:

$$P_{\text{eind}}/P_{\text{begin}} = 1.4^N \quad (4.3.1)$$

Met behulp van bovenstaande formule vindt men voor compressor C13 7 trappen (tot ongeveer 10 bar). Voor C12 zou men in een stationaire situatie met 3 trappen kunnen volstaan (tot 28 bar). Tijdens het opstarten (zie § 3.2.4) heeft men echter extra compressor vermogen nodig. Er is gekozen voor een einddruk van C12 van 50 bar. Daardoor wordt het aantal vereiste trappen gelijk aan 5. In de stationaire situatie draait de compressor derhalve dusdanig dat de compressieverhouding per trap slechts 1.22 is. De compressoren worden gemaakt van gietstaal (zie § 2.2.2).

De expander M6 wordt uitgevoerd in aluminium (zie § 2.2.2). De expander M6 wordt op dezelfde as geplaatst als de compressoren C12 en C13. De vermogens van C12, C13 en M6 bedragen:

C12: 460 kW
C13: 606 kW
M6 : -84 kW +

Extra benodigd vermogen: 982 kW

Uit het bovenstaande sommetje volgt dat er op dezelfde as dus nog een motor geplaatst moet worden met een vermogen van 982 kW. Er is gekozen voor een electromotor.

Wat betreft de hoeveelheid koelwater die nodig is om C12 en C13 te koelen het volgende:

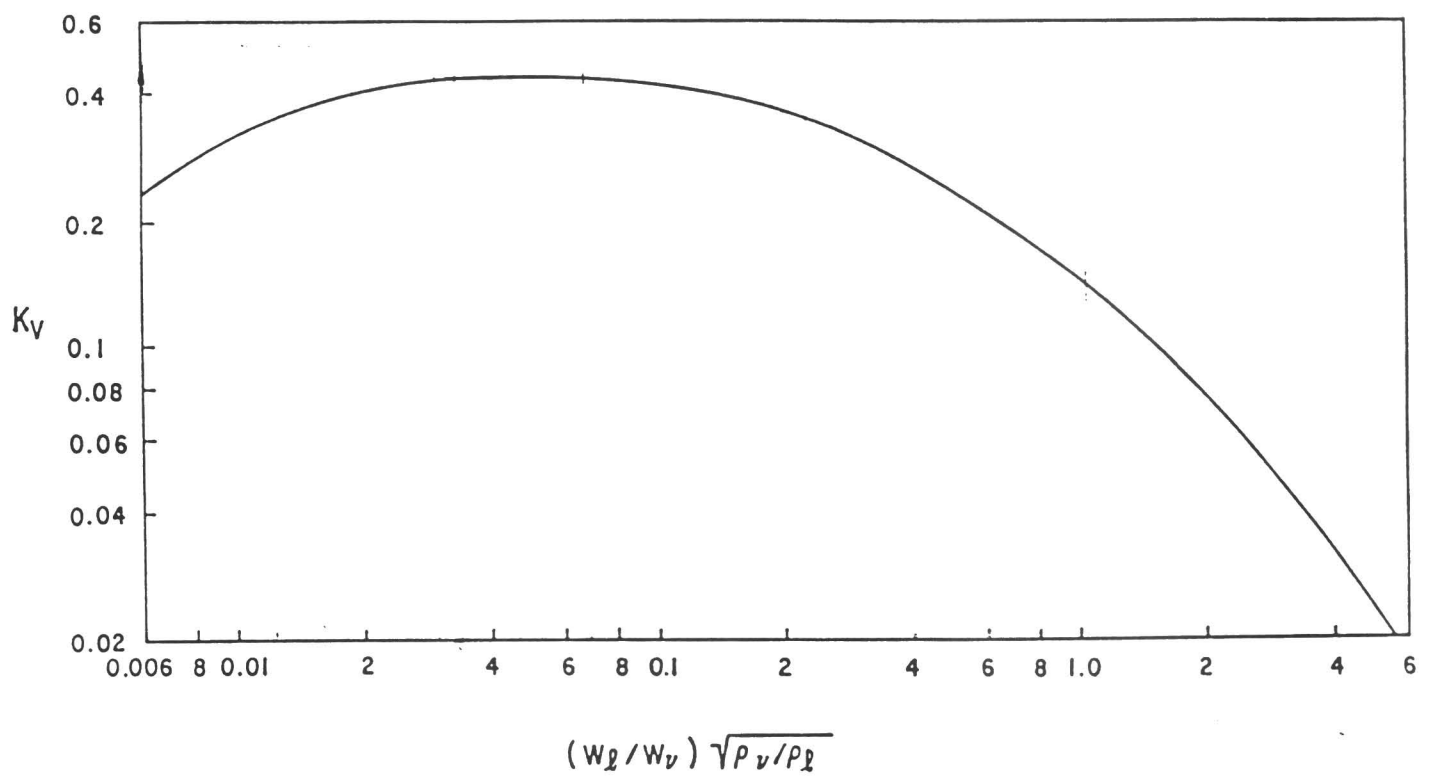
De totale hoeveelheid bij de tussenkoeling van C12 en C13 af te voeren warmte volgt uit de ASPEN PLUS simulaties. Voor de stationaire situatie en voor het opstarten bedragen de genoemde warmten:

Tabel 4.3.1. De af te voeren warmten in de compressoren C12 en C13.

	af te voeren warmte [kw]	
	stationair	opstarten
C12	245	443
C13	606	606

Voor de ingaande temperatuur van het koelwater wordt in overeenstemming met de Hanleiding voor het maken van een Fabrieksvoorontwerp [21] een temperatuur van 20 °C genomen. Volgens Meerman e.a. [32] mag men het koelwater slechts 7 graden in temperatuur verhogen. Voor de warmtecapaciteit van water geldt: $C_p = 4.2$ kJ/(mol.K). Er is nu eenvoudig uit te rekenen dat de volgende hoeveelheden koelwater nodig zijn:

figuur 4.4.1: De ontwerp dampsnelheidsfactor K_v als functie van de vloeistof-damp scheidingsfactor S . Ontleend aan Evans [24].



Tabel 4.3.2. De benodigde hoeveelheden koelwater in de compressoren C12 en C13.

	benodigd koelwater [kg/s]	
	stationair	opstarten
C12	8.3	15.1
C13	20.6	20.6

Volgens van den Bergh [30] worden centrifugaalpompem veelvuldig toegepast in de procesindustrie. Pomp P11 wordt ook uitgevoerd als een centrifugaalpomp. Deze wordt gemaakt van aluminium (zie § 2.2.2). Het benodigde vernogen van deze pomp volgt uit de uitgevoerde simulaties van de scheidingsunit met behulp van ASPEN PLUS en bedraagt 15.7 kW.

4.4 vloeistof-damp scheider V5

De vloeistof-damp scheider heeft twee functies. De eerste functie ervan is uiteraard het scheiden van vloeistof en damp. Daarnaast dient V5 ook eventuele schommelingen in de grootte van de hoeveelheid vloeistof die V5 binnen komt zodanig op te vangen dat T7 een constante reflux stroom heeft. Om dit laatste doel te kunnen verwezelijken moet de vloeistof in V5 een redelijke verblijftijd hebben. Hoe groot deze verblijftijd moet zijn, hangt af van de snelheid waarmee mens en apparatuur reageren op een verandering van de massastroom vloeistof die V5 binnen komt en de mate van regeling van V5.

Bij het ontwerp van de gas/vloeistofscheider V5 is gebruik gemaakt van een ontwerpmethodede volgens Evans [24].

Allereerst wordt de vloeistof-damp scheidingsfactor S berekend uit het uitgaande vloeistofdebiat $\phi_{m,l}$, het uitgaande dampdebiat $\phi_{m,v}$, de dampdichtheid ρ_v en de vloeistofdichtheid ρ_l :

$$S = (\phi_{m,l}/\phi_{m,v}) \cdot \sqrt{(\rho_v/\rho_l)} \quad (4.4.1)$$

Uit de flowsheetsimulatie volgt:

$$\begin{aligned} \phi_{m,l} &= 1.01 \text{ kg/s} \\ \phi_{m,v} &= 2.92 \text{ kg/s} \\ \rho_l &= 765.48 \text{ kg/m}^3 \\ \rho_v &= 7.15 \text{ kg/m}^3 \end{aligned}$$

Invullen in laatstgenoemde vergelijking geeft:

$$S = 0.0334$$

Met behulp van de uit Evans [24] overgenomen figuur 4.4.1 vindt men de ontwerp dampsnelheidsfactor K_v :

$$\begin{aligned} K_v &= 0.43 \text{ ft/s} \\ &= 0.131 \text{ m/s} \end{aligned}$$

Voor de maximale ontwerp damp snelheid geldt:

$$U_{v,\max} = K_v \cdot \sqrt{((\rho_l - \rho_v)/\rho_v)} \quad (4.4.2)$$

dus:

$$U_{v,\max} = 1.35 \text{ m/s}$$

De minimale dwarsdoorsnede van het vat $A_{\min}$ wordt bepaald door het dampdebiet $\phi_{v,v}$:

$$A_{\min} = \phi_{v,v} / U_{v,\max} \quad (4.4.3)$$

In de uitdraai van de flowsheet simulatie vindt men:

$$\phi_{v,v} = 0.408 \text{ m}^3/\text{s}$$

Hieruit volgt:

$$A_{\min} = 0.3022 \text{ m}^2$$

Voor de minimale diameter D van het vat (afgerond op gehele veelvouden van 5 cm) vindt men dus:

$$D = 65 \text{ cm}$$

Volgens Evans heeft men bij normaal bedrijf (redelijke controle door het bedienend personeel en een redelijke regeling) een vloeistof verblijftijd τ_l van 5 min nodig om mogelijke fluctuaties in de vloeistof-damp toevoer stroom het hoofd te bieden en dus een stationaire reflux stroom te krijgen.

Voor het vloeistofvolume in het vat geldt:

$$V_l = \phi_{v,l} \cdot \tau_l$$

In de uitdraai van de flowsheet simulatie vindt men:

$$\phi_{v,l} = 0.00132 \text{ m}^3/\text{s}$$

Voor V_l vindt men dus:

$$V_l = 0.396 \text{ m}^3$$

Hieruit volgt voor de vloeistofhoogte H_l :

$$H_l = 1.19 \text{ m}$$

Volgens Evans bevindt de nozzle zich minmaal 18 inch boven het vloeistofniveau H_1 en dient de hoogte/diameterverhouding (H/D) van het vat 3 tot 5 te zijn. Gekozen is voor $H/D = 4$. Men vindt nu tenslotte het volgende ontwerp:

$$H = 2.6 \text{ m (afgerond op 10 cm)}$$

$$D = 0.65 \text{ m}$$

$$\text{nozzle-hoogte} = 1.65 \text{ m}$$

5 Economische aspecten

5.1 Model

De totale kosten zijn berekend met behulp van een vereenvoudigd model zoals beschreven in het dictaat Chemische Fabriek [25]. Volgens dit model zijn de totale kosten onder te verdelen in de produktie afhankelijke kosten K_p , de investeringsafhankelijke kosten K_i' en de loonsafhankelijke kosten K_L' :

$$K_T = K_p + K_i' + K_L' \quad (5.1.1)$$

Voor K_p geldt volgens het genoemde dictaat:

$$K_p = a * k_p * P \quad (5.1.2)$$

waarin: k_p = som van de gewogen grondstof- en hulpstofkosten per ton produkt
 P = jaarlijkse produktie in tonnen
 a = faktor ter correctie van niet berekende produktie afhankelijke kosten

De kosten die afhankelijk zijn van de investering I kan men beschouwen als een fraktie f (capital charge) van I :

$$K_i' = f * I \quad (5.1.3)$$

De loonsafhankelijke kosten worden voorgesteld door het produkt van een constante d en de direkte produktieloosom L :

$$K_L' = d * L \quad (5.1.4)$$

Het model ziet er nu dus als volgt uit:

$$K_T = a * k_p * P + f * I + d * L \quad (5.1.5)$$

Voor de factoren a , f en d vindt men in het eerdergenoemde dictaat verschillende in de literatuur gevonden waarden. Er is hier gekozen voor de waarden volgens Jelen, omdat de waarden voor a en d volgens Jelen bijna gelijk zijn aan die volgens het "Beste Model" (zie Montfoort [25]) terwijl Jelen - in tegenstelling tot het "Beste Model" - in de factor f ook rente en afschrijving verdisconteerd heeft. De factoren volgens Jelen zijn:

$a = 1.12$
 $f = 0.294$
 $d = 2.34$

Tabel 5.2.1 De kostprijzen en de benodigde hoeveelheden van grondstoffen en hulpstoffen.

*: De hier vermelde prijs is die volgens van den Aarsen en van Swaaij [26].

**: De prijzen van electriciteit en koelwater zijn die volgens de Hand-leiding bij het maken van een Fabrieksvoorontwerp [21].

i	q_i	v_i
synthese gas	1.31 ton/ton CO	330* fl/ton
elektriciteit	266 kWh/ton CO	0.12** fl/kWh
koelwater	28.3 ton/ton CO	0.05** fl/ton

Tabel 5.2.2 Constanten ter bepaling van de Lang-faktor volgens Holland.

*: de hier vermelde tekst is letterlijk overgenomen uit het dictaat Chemische Fabriek [25].

	conditie*	waarde
f_1	fluid processing	0.45
f_2	complex automatic control	0.10
f_3	outdoor units	0.12
f_4	new site	0.25
f_5	separated units	0.10
f_6	complex plant	0.43
f_7	small plant	0.10
f_8	firm process	0.15

5.2 Kosten

5.2.1 Kosten afhankelijk van de productie

Zoals reeds vermeld geldt voor de productieafhankelijke kosten K_p :

$$K_p = a * k_p * P \quad (5.1.2)$$

Voor k_p geldt:

$$k_p = \sum v_i * q_i \quad (5.2.1)$$

waarin: v_i = kosten per ton grond- of hulpstof i
 q_i = hoeveelheid i die per ton produkt nodig is

Volgens van den Aarsen en van Swaaij [26] bedraagt de prijs voor synthesesgas minimaal 230 fl/ton en maximaal 330 fl/ton. Omdat de voeding voor de cryogene scheidingsunit aan strenge kwaliteitseisen moet voldoen (zie § 2.1.2), wordt hier de maximale prijs genomen. Er wordt jaarlijks 39.7 kton synthesesgas verbruikt.

Voor het electriciteits- en het koelwaterverbruik wordt verwezen naar § 4.3.

In tabel 5.2.1 vindt men de kostprijzen en de benodigde hoeveelheden van grondstoffen en hulpstoffen vermeld. Hierin is electriciteit ook beschouwd als een hulpstof.

Voor k_p vindt men dus:

$$\begin{aligned} k_p &= 1.31 * 330 + 266 * 0.12 + 28.3 * 0.05 \\ &= 466 \text{ fl/ton koolmonoxyde} \end{aligned}$$

De productie P bedraagt 30.2 kton/jr. Voor de productie afhankelijke kosten vindt men dus:

$$\begin{aligned} K_p &= 1.12 * 466 * 30.2 \text{ kfl/jr} \\ &= 15.8 \text{ Mfl/jr} \end{aligned}$$

5.2.2 Kosten afhankelijk van de investering

Voor de investeringsafhankelijke kosten K_I' geldt:

$$K_I' = f * I \quad (5.2.2)$$

Volgens Montfoort [25] kan men stellen dat de totale investering I is opgebouwd uit investeringen in apparatuur I_F (fixed capital), werkkapitaal I_W en investeringen in niet-tastbare zaken zoals bijvoorbeeld licenties I_L :

$$I = I_F + I_W + I_L \quad (5.2.3)$$

Bij de berekening van I zal de term I_L niet meegenomen worden.

Het werkkapitaal I_W is ongeveer gelijk aan 20 % van de productie afhankelijke kosten

Tabel 5.2.3 Schattingen van de prijzen van de apparaten.

* : Alle hier vermelde apparaten zijn van aluminium.

** : De vermelde capaciteit geldt aan de zuigzijde van de compressor.

*** : De vermelde capaciteit geldt aan de perszijde van de turbine.

apparaat specificatie	prijs [kfl]
kolom T2 * H = 12.5 m; D = 0.5 m	94
kolom T3 * H = 1.9 m; D = 0.8 m	24
kolom T7 * H = 12.3 m; D = 0.85 m	114
gas/vloeistofscheider V5 * H = 2.6 m; D = 0.65 m	28
compressor C13 materiaal: gietstaal P _{in} : 1.75 bar; P _{uit} : 10.3 bar capaciteit: 9072 m ³ /hr ** vermogen: 606 kW	490
compressor C12 materiaal: gietstaal P _{in} : 10.3 bar; P _{uit} : 50 bar capaciteit: 1230 m ³ /hr ** vermogen : 460 kW (in stat. situatie: 273 kW)	1260
turbine M6 * P _{in} : 20 bar; P _{uit} : 7 bar capaciteit: 386 m ³ /hr *** geleverde vermogen: 84 kW	226
electromotor op as C12, C13 en M6 vermogen: 982 kW (in stat situatie: 795 kW)	110
pomp P11 * opvoerhoogte: 12.5 m (T2) capaciteit: 15 m ³ /hr benodigd motorvermogen: 1.8 kW	4.3
warmtewisselaar H1 * uitwisselend opp: ca. 550 m ²	5.4
reboiler H4 * uitwisselend opp: 83.7 m ²	0.8
warmtewisselaar H8 * uitwisselend opp: 150.4 m ²	1.5
reboiler H9 * uitwisselend opp: 125.4 m ²	1.2
warmtewisselaar H10 * uitwisselend opp: 174.3 m ²	1.7 +
TOTALE INVESTERING IN APPARATUUR	2361

K_p. Bij het berekenen van I_F is gebruik gemaakt van de faktor methode volgens Holland. Volgens deze methode vindt men I_F door de investering in apparatuur I_{apparatuur} te vermenigvuldigen met een Lang-faktor L_f:

$$I_F = L_f * I_{\text{apparatuur}} \quad (5.2.4)$$

Volgens Holland geldt voor de Lang-faktor L_f:

$$L_f = \phi_1 * \phi_2 * \phi_3 \quad (5.2.5)$$

Hierin is $\phi_1 = 1.47$ voor een gas/vloeistofproces. Voor ϕ_2 en ϕ_3 gelden de volgende relaties:

$$\phi_2 = 1 + f_1 + f_2 + f_3 + f_4 + f_5 \quad (5.2.6)$$

$$\phi_3 = 1 + f_6 + f_7 + f_8 \quad (5.2.7)$$

De waarden voor de constanten f₁ t/m f₈ zijn gekozen aan de hand van een tabel in het dictaat Chemische Fabriek [25]. De gekozen waarden staan vermeld in tabel 5.2.2 De Lang-faktor L_f wordt dus:

$$\begin{aligned} L_f &= 1.47 * 2.02 * 1.68 \\ &= 4.99 \end{aligned}$$

De kosten van alle apparaten behalve die van de warmtewisselaars zijn geschat door inter- en extrapolatie van apparaatprijzen uit het WEBCI-prijzenboekje [27]. Bij de bepaling van de kosten van de aluminium apparaten is aangenomen dat de wanddiktes van de desbetreffende apparaten uitgevoerd in aluminium gelijk is aan die wanneer de apparaten zijn uitgevoerd in staal.

WEBCI prijzenboekje [27] geeft uitsluitend prijzen voor compressoren met een persdruk van 3.5 bar. Om de prijzen van de compressoren C12 en C13 alsmede de expander M6 (= omgekeerde compressor) te berekenen zijn de prijzen uit WEBCI omgerekend naar de gewenste persdruk. Hierbij is een degressie-exponent van 0.75 gebruikt (zie Montfoort [25]). Voor de electromotor is een degressie-exponent van 1 gebruikt.

Perry [18] geeft als richtwaarde voor de prijzen van platen warmtewisselaars 0.65 - 3 \$/ft² (totaal uitwisselend oppervlak) in het jaar 1977. Hier is uitgegaan van de hoogste prijs. Omgerekend naar een prijs in guldens per m² (totaal uitwisselend oppervlak) in 1990 geeft dit: 9.75 fl/m². Het benodigde uitwisselende oppervlak van de warmtewisselaars vindt men in § 4.2.2.

De berekende investeringen per apparaat vindt men in tabel 5.2.3

Uit tabel 5.2.3 volgt voor de totale investering in apparatuur I_{apparatuur}:

$$I_{\text{apparatuur}} = 2.361 \text{ Mf}$$

Voor de totale investering I vindt men derhalve:

$$\begin{aligned} I &= 4.99 * 2.361 + 0.20 * 15.8 \\ &= 14.9 \text{ Mfl/jr} \end{aligned}$$

De investeringsafhankelijke kosten worden nu dus:

$$K_1' = 0.294 * 14.9 \text{ (I)} \\ = 4.4 \text{ Mf}$$

het werk kost minder dan een capaciteitskosten!

4.2.3 Arbeidsafhankelijke kosten

Voor de arbeidsafhankelijke (of loonsafhankelijke) kosten geldt volgens Jelen (zie Montfoort [25]) dat deze gelijk zijn aan de loonkostensom L vermenigvuldigd met een constante d:

$$K_1' = d * L \quad (5.1.4)$$

Om de loonkostensom L te kunnen berekenen, moet eerst het aantal manuren per ton produkt berekend worden. Hiervoor is gebruik gemaakt van de Wesselrelatie (zie Montfoort [25]) die:

$$MU = k * N / (\text{capaciteit/dag})^{0.76} \quad (5.2.8)$$

waarin: MU = manuren per ton produkt

k = constante = 1.7 (voor continu proces in 1986)

N = aantal stappen of sekties

In laatstgenoemde formule dient men de dagelijkse capaciteit in de eenheid ton/dag op te geven. Het aantal sekties N is gelijk aan 1, omdat het één cryogene scheidingsunit betreft. De capaciteit per dag bedraagt 88.6 ton koolmonoxyde/dag. Voor het aantal manuren per ton koolmonoxyde vindt men nu:

De waarde k=1.7 is de constante die gebruikt wordt voor een unit.

$$MU = 0.0563$$

Voor het benodigde aantal mensen M vindt men in geval van een continu ploegen-dienst volgens Montfoort [25]:

$$M = MU * (\text{capaciteit/dag}) * 5/24 \\ = 1 \quad (5.2.9)$$

Dit laatste resultaat is niet irreëel wanneer men in plaats van M = 1 persoon leest: M = 5 personen die zich elk voor 20% van hun werktijd bezig houden met de hier ontworpen cryogene scheidingsunit. Het zal in de praktijk namelijk zo zijn dat vanuit één controlekamer meerdere mensen een complete koolmonoxyde fabriek in de gaten houden die uit meer units bestaat dan alleen de cryogene scheidingsunit.

Volgens Montfoort [25] waren de loonkosten per functieplaats (komt overeen met 5 personen) in 1986: 350 kfl/jr. Voor de totale loonkostensom (één persoon) in 1990 (gecorrigeerd volgens de loonindex uit WEBCI prijzenboekje [27]: voor 1990 geschat op 205 %, voor 1986 is deze 185 %) vindt men:

$$L = (205/185) * (350/5) \\ = 76 \text{ kfl/jr}$$

en voor de loonsafhankelijke kosten:

$$\begin{aligned} K_1' &= 2.34 \cdot 76 \\ &= 178 \text{ kfl/jr} \end{aligned}$$

5.2.4 totale kosten

Met de resultaten uit 5.2.1 t/m 5.2.3 worden de totale kosten K_T berekend:

$$\begin{aligned} K_T &= 15.8 + 4.4 + 0.178 \\ &= 20.4 \text{ Mfl/jr.} \end{aligned}$$

5.3 Winst

Volgens Montfoort [25] bedroeg de prijs voor waterstof in 1988 1800 fl/ton. Er wordt aan waterstof geproduceerd: 6.4 kton/jr.

Voor de prijs van koolmonoxyde geeft het P.E.P. Yearbook International uit 1988 [28] de volgende waarde: 0.00438 \$/scf. Omgerekend naar fl/ton geeft dit voor de prijs van koolmonoxyde: 274 fl/ton. Er wordt 30.2 kton koolmonoxyde/jr geproduceerd.

Het stookgas bestaat uit methaan, waterstof en koolmonoxyde in de verhouding 82.1 massa% : 4.1 massa% : 13.8 massa%. Er is aangenomen dat dit stookgas (per GJ aan energieopbrengst bij verbranding en per ton gas) evenveel opbrengt als aardgas (per GJ energieopbrengst bij verbranding en per ton gas). Aardgas levert volgens de Hand-leiding voor het maken van een Fabrieksvoorontwerp [21] 6.32 fl/GJ op. De stook-waarde van het stookgas bedraagt 42.6 GJ/ton. De opbrengst van het stookgas wordt derhalve geschat op 269 fl/ton. Er wordt jaarlijks 3.2 kton stookgas geproduceerd.

De totale opbrengst aan waterstof, koolmonoxyde en stookgas wordt dus:

$$\begin{aligned} \text{Opbrengst} &= 30.2 \cdot 274 + 6.4 \cdot 1800 + 3.2 \cdot 269 \text{ kfl/jr} \\ &= 20.7 \text{ Mfl/jr.} \end{aligned}$$

De winst wordt gevonden door de opbrengst te verminderen met de totale produk-tiekosten K_T :

$$\begin{aligned} \text{Winst} &= 20.7 - 20.4 \\ &= 0.3 \text{ Mfl/jr} \end{aligned}$$

5.4 Return On Investment

Om de Return On Investment (ROI) te kunnen berekenen wordt gebruik gemaakt van de volgende formule:

$$\text{ROI} = \text{Winst} / (I_F + I_W) \cdot 100\% \quad (5.4.1)$$

Men berekent met de laatstgenoemde formule de ROI vóór belastingaftrek. De winst, I_F en I_W zijn reeds berekend:

$$\begin{aligned} \text{Winst} &= 0.3 \text{ Mfl/jr} \\ I_F &= 4.99 \cdot 2.361 = 11.8 \text{ Mfl/jr} \\ I_w &= 0.20 \cdot 15.8 = 3.2 \text{ Mfl/jr} \end{aligned}$$

Voor de Return On Investment vindt men dus:

$$\begin{aligned} \text{ROI} &= 0.3 / (11.8 + 3.2) \cdot 100\% \\ &= 4.5 \% \end{aligned}$$

De hier gevonden Return On Investment van 4.5 % is aan de lage kant. Toch mag men uit dit resultaat niet zomaar de conclusie trekken dat het niet rendabel is om dit deelproces te bedrijven. Uit bovenstaande kostenberekening blijkt namelijk dat de ROI zeer sterk afhankelijk is van zowel de prijs van het synthese gas als van de opbrengst van koolmonoxyde en van waterstof. Bij een synthese gas prijs van bijvoorbeeld 230 fl/ton (dit is de minimumprijs volgens van den Aarsen en van Swaaij [26]) bedraagt - bij gelijkblijvende koolmonoxyde en waterstof prijs - de ROI 32 %

Meestal zal men niet de hier ontworpen scheidingsunit apart bouwen, maar deze integreren in een fabriek waar men reeds een steamreformer heeft staan. Dan kan men wellicht het synthese gas zo goedkoop produceren dat de ROI groot genoeg wordt om de scheidingsunit rendabel te laten zijn.

Wat betreft het totale proces inclusief de reformer e.d. beweert Förg dat fabrieken met een productiecapaciteit groter dan 50 kmol/h koolmonoxyde rendabel zijn. De hier besproken scheidingsunit heeft een capaciteit die ruim boven deze waarde ligt (133 kmol/h).

6 Conclusies en aanbevelingen

De behaalde zuiverheid van het koolmonoxyde produkt bedraagt 99.4 mol% De vereiste zuiverheid bedroeg 99.3 mol%, zodat aan de gestelde eisen is voldaan. De Return on Investment (ROI) van de ontworpen cryogene scheidingsinstallatie bedraagt 4.5 % Hieruit kan echter niet zomaar de conclusie getrokken worden dat het niet rendabel is om dit deelproces te bedrijven. De ROI is namelijk zeer sterk afhankelijk is van zowel de prijs van het synthese gas als van de opbrengst van koolmonoxyde en van waterstof (zie § 5.4). Wellicht kan men bij integratie van de ontworpen cryogene scheidingsunit in een fabriek, waar men reeds een steamreformer heeft staan, het synthese gas zo goedkoop produceren dat de ROI groot genoeg wordt om de scheidingsunit rendabel te laten zijn. Tevens beweert Förg [13] de hier ontworpen scheidingsunit, wanneer deze geïntegreerd is in een koolmonoxyde fabriek, een capaciteit heeft die hoog genoeg is om de installatie rendabel te laten zijn.

Op grond van de simulatie van de cryogene scheidingsunit met behulp van het computerprogramma ASPEN PLUS bleek het niet mogelijk te zijn om warmtewisselaar H1 te ontwerpen. De vloeibare methaan stroom 4 moet relatief veel warmte kwijt in bij lage temperaturen. Koolmonoxyde stroom 16 in de koelkringloop en waterstofstroom 20 kunnen deze warmte bij die lage temperaturen niet allemaal opnemen. Om dit probleem te verhelpen kan bijvoorbeeld de methaanstroom verkleind worden, zodat de stromen 16 en 20 in het bovengenoemde lage temperatuurgebied minder warmte hoeven op te nemen. Het verkleinen van stroom 4 moet mogelijk zijn, wanneer de absorptiewarmte in kolom T2 wordt afgevoerd via de koolmonoxyde-kringloop (zie § 3.2). Hierdoor verandert de gehele warmtebalans en de massabalans. Wellicht kunnen de berekeningen, die noodzakelijk zijn om de warmtebalans dan weer kloppend te krijgen, in een ander fabrieksvoorontwerp worden uitgewerkt. Wanneer het afvoeren van de absorptiewarmte in een eventueel toekomstig fabrieksvoorontwerp wordt bekeken, dan kan wellicht ook de kolomdruk van kolom T2 lager worden gekozen, zodat de kolomdruk in deze kolom dicht bij de druk in de reformer komt. Nu was dat om simulatietechnische redenen niet mogelijk (zie § 3.2.1).

Alvorens men het hier ontworpen proces werkelijk zal kunnen bouwen, zal er een compleet regelschema ontworpen moeten worden. Van dit deelproces is de regeling van de koolmonoxyde koelkringloop gecompliceerd, omdat veel van de warmtewisselaars in serie staan met elkaar. Om het hierboven geschetste probleem van de serieschakeling te omzeilen zal er waarschijnlijk gebruik gemaakt moeten worden van het (gedeeltelijk) bypassen van een of meer warmtewisselaars afhankelijk van de temperatuur en/of de grootte van een of meer stromen vóór de warmtewisselaar.

Wat betreft een toekomstig ontwerp van de cold box kan nu reeds het volgende worden opgemerkt: De cold box zal vertikaal geconstrueerd moeten worden, waarbij de apparaten waarin de temperatuur het laagst is op de grond staan. Alle leidingen worden bovendien apart geïsoleerd door een buis eromheen te plaatsen en deze vacuüm te zuigen. Verder dient de cold box gevuld te zijn met een droog inert gas om sublimatie van waterdamp in de box te voorkomen.

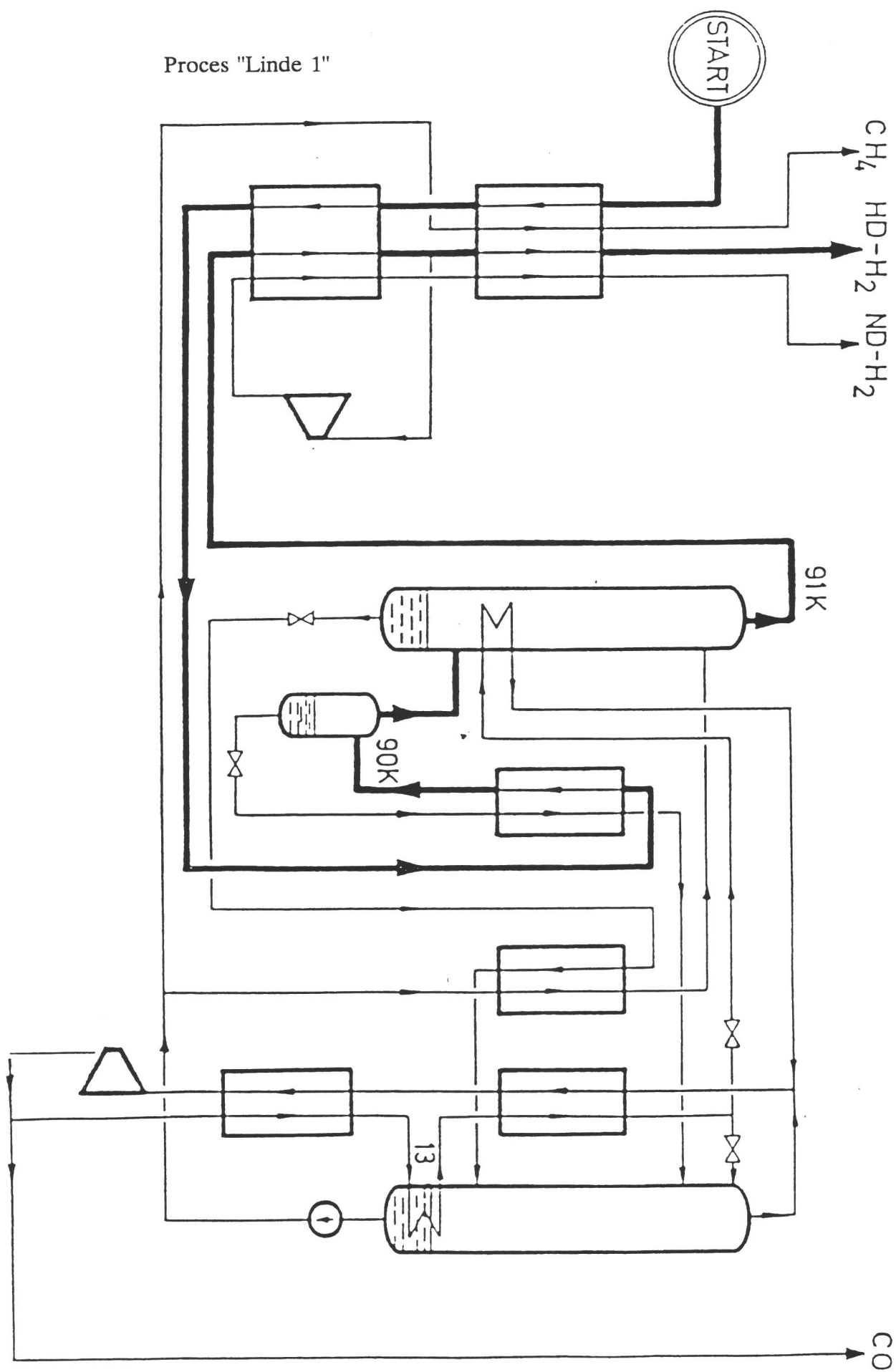
Verder is het interessant om een gehele koolmonoxyde fabriek te ontwerpen. Er wordt sterk aanbevolen om dan uit te gaan van het proces volgens Air Products [5], omdat dit proces een kooldioxyde recycle bevat en vrij recent is.

7 Literatuurlijst

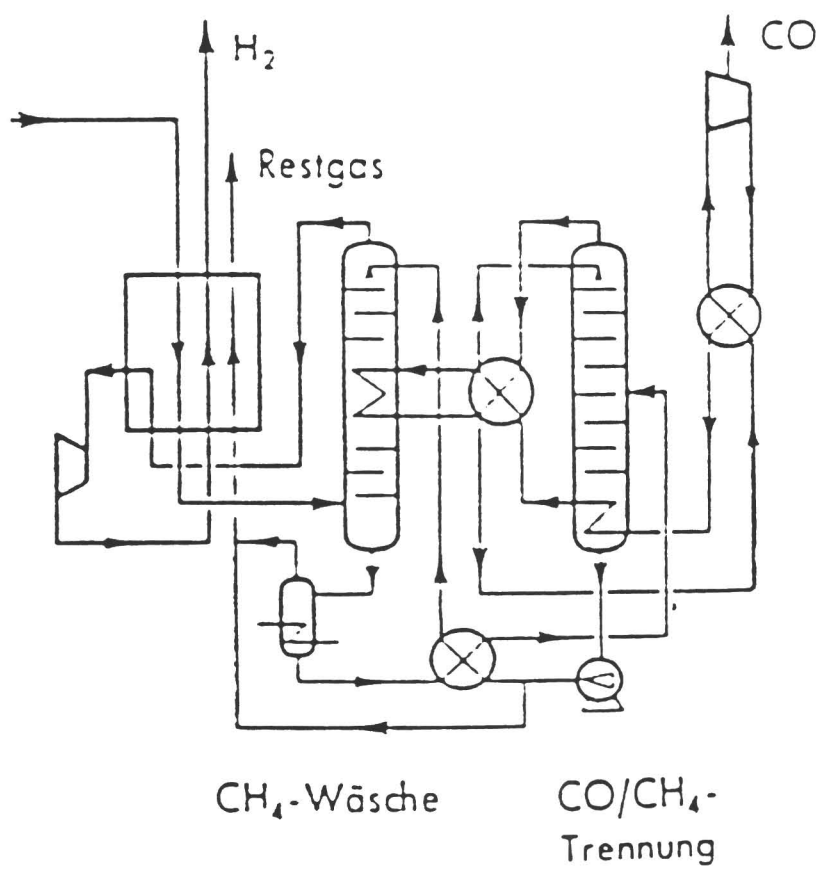
- [1] J.A. Wesselingh e.a., van aardgas tot methanol, Delftse Uitgevers Maatschappij, Delft (1987), 10-11.
- [2] M. Streich, Cryogenic N₂ Removal from Naturalgas, Hydrocarbon Process., **1970**, 49, 86-88.
- [3] A.L. Kohl en F.C. Riesenfeld, Gas purification, 2nd ed., Gulf Publishing Company, Houston (1974).
- [4] S. Broekhuis, C. Koppert en K.M.A. Pronk, Azijnzuur bereiding uit methanol en koolmonoxyde. Bereiding van koolmonoxyde uit aardgas, FVO 2258, laboratorium voor Chemische Technologie, Delft (1970).
- [5] Wang en Shioou-I (Air Products and Chemicals inc.), E.P. Appl. 0291857 A2, 11 mei 1988.
- [6] P.J. van der Berg en W.A. de Jong, Introduction to Chemical Process Technology, Delft University Press, Delft (1987), 40-41.
- [7] Kirk Othmer, Encyclopedia of chemical technology, 3rd ed., 2, John Wiley & Sons, New York (1981), 641
- [8] Kirk Othmer, Encyclopedia of chemical technology, 3rd ed., 4, John Wiley & Sons, New York, (1981), 785-787.
- [9] W. FÖrg, Linde Report on Science & Technology, 15 **1970**, 20-22.
- [10] J.S. Davis en J.R. Martin, Chem. Eng. Prog., **76** **1980** (2), 72-79.
- [11] Karl Winnacker en Leopold Küchler, Chemische Technologie, Carl Hanser Verlag, München, 2 (1970), 497-498.
- [11] D. Werner, Chem.-Ing.-Tech., **53** **1981**, 73.
- [12] K.W. Foo en I. Shortland, Hydrocarbon Process., 55 (1976) (5), 151.
- [13] W. Förg, GWF Gas Wasser fach Gas/Erdgas, **113** (1972), 538-540.
- [14] Ullmans Encyklopädie der technische Chemie, 4^e auflage, Verlag Chemie Weinheim, New York, 14 (1977), 587-590.
- [15] Chemical and Process Engineering, **1972** (3), 5.
- [16] Ullmans Encyklopädie der technische Chemie, 4^e auflage, Verlag Chemie Weinheim, New York, 3 (1977), 245-251.
- [17] Linde Ber. Tech. Wiss., **55** **1984**, 38-42.
- [18] R.H. Perry en D. Green, Perry's Chemical Engineers' Handbook, 50th ed, McGraw-Hill Book Company, New York (1984).
- [19] H. Knapp, R. Döring, L.Oellrich, U. Plöcker en J.M. Prausnitz, Vapor-liquid equilibria for mixtures of low boiling substances, Dechema, Frankfurt (1982).
- [20] F.J. Zuiderweg, Fysische scheidingsmethoden i21/st77, deel 2 Apparaten, Faculteit der Werktuigbouw en Maritieme Techniek, Delft (1988)
- [21] A.G. Montfoort, F.A. Meyer en A. van den Ham, Handleiding voor het maken van een fabrieksvoorontwerp, Faculteit der Scheikundige Technologie, Delft (1987)
- [22] G. Walker, Industrial Heat Exchangers, A basic Guid, Hemisphere Publishing Corporation, Washington (1982)
- [23] W.M. Kays en A.L. London, Compact heat exchangers, 2^e druk, McGraw-Hill Book Company, New York (1964).
- [24] F.L. Evans, Equipment design handbook for refineries and chemical plants, 2^e druk, Gulf Publishing Company, Houston, (1980) 2, 153-155.

- [25] A.G. Montfoort, De chemische fabriek st44, deel 2 Cost engineering en Economische aspecten, Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde, Delft (1988).
- [26] F.G. van den Aarsen en W.P.M. van Swaaij, Voorstudie toepassing Shell olievergassingsprocede tbv verwerking van HKW-houdend afval, Nesraad B.V., Weerselo (1989).
- [27] Webci Wubo prijzenboekje, 13^e editie, Nederlandse stichting voor kostentechniek, Leidsendam , mei 1988.
- [28] T. McMillian Ed., PEP Yearbook International, volume 2, West Germany, SRI International, Menlo Park (1988), 2-12.
- [29] U.S. Patent 3,943,236, 9 Maart 1976.
- [30] W.J.B. van den Bergh, college dictaat st42/i20 Apparaten voor de procesindustrie, deel3, Faculteit der Werkbouwkunde en Maritieme Techniek, Delft (1987).
- [31] J.M. Smith en H.C. van Ness, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 3rd ed, McGraw-Hill Book Company, Auckland (1975).
- [32] P.G. Meerman, S.M. Lemkowitz en P. Bos, Industriële hygiëne st38, Faculteit der Scheikundige Technologie, Delft (1984) IV-28.

Proces "Linde 1"



Proces "Linde 2"



Apparaatsroom	1		2		3		4		5	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
koolmonoxyde	1.036		1.036		0.002		0.008		0.008	
waterstof	0.206		0.206		0.201					
methaan	0.109		0.109		0.014		1.599		1.599	
Totaal:	1.351	-4558.0	1.351	-5637.5	0.217	-640.1	1.607	-8911.8	1.607	-9091.7

Apparaatstroom	6		7		8		9		10	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
koolmonoxyde	0.015		1.042				0.015		0.014	
waterstof	0.004		0.005				0.004		0.004	
methaan	0.089		1.694		0.087		0.089		0.002	
Totaal:	0.108	-474.3	2.741	-14088	0.087	-486.8	0.108	-566.6	0.020	-79.9

M in kg/s

Stroom / Componenten staat

Apparaatstroom	11		12		13		14		15	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
koolmonoxyde	3.930		2.919		1.011		3.930		2.613	
waterstof	0.002		0.002				0.002		0.001	
methaan										
Totaal:	3.932	-16259	2.921	-12185	1.011	-44301	3.932	-16616	2.614	-10322

Apparaatsroom	16		17		18		19		20	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M'	Q	M	Q
koolmonoxyde	2.613		0.306		1.04		0.002		0.002	
waterstof	0.001						0.201		0.201	
methaan					1.69		0.014		0.014	
Totaal:	2.614	-10909	0.306	-1276.5	2.73	-13729	0.217	-74.6	0.217	-663.4

M in kg/s

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	31		32		33		34			
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
koolmonoxyde	3.930		4.958		4.958		1.028			
waterstof	0.002		0.002		0.002					
methaan										
Totaal:	3.932	-15522	4.960	-19583	4.960	-19584	1.028	-4061.4		

[illegible]

M in kg/s

Stroom/Componenten staat



TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T2.		Fabrieksnummer : 2831			
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :					
Functie..... : / / absorptie /*					
Type toren..... : / schotel / /*					
Type schotel..... : / zeefplaat / /*					
Aantal schotels..... : theoretisch : 20					
Aantal schotels..... : praktisch : 25					
Schotelaafstand / HETS : 0.50 m		Materiaal schotel : Aluminium			
Diameter toren..... : 0.50 m		Hoogte toren : 12.5 m.			
Materiaal toren : Aluminium					
Verwarming..... : geen / / /*					
BEDRIJFSKONDITIONES :					
	Voeding	Top	Bodem	 /absorp- tie middel	Extraktie middel/...
Temperatuur..... K	90	90.8	99	91	
Druk..... bar	20.2	20	20.2	20	
Dichtheid..... kg/m ³	32.2	5.82	518	454	
Massastroom..... kg/s	1.35	0.218	2.74	1.61	
Samenstelling in mol %					
CO	25.3	0.1	25.6	0.3	
H ₂	70.0	99.0	1.6	0.0	
CH ₄	4.7	0.9	72.8	99.7	
ONTWERP :					
Aantal / zeefgaten /** : 435				Type pakking..... :	
Aktief schoteloppervlak..... : 0.109 m ²				Materiaal pakking :	
Lengte overlooprand..... : 19.6 mm				Afmetingen pakking :	
Diameter 200 - gat / : 5 mm					
Verdere gegevens op schets vermelden					

*doorstrepen wat niet van toepassing is. IV-1

**indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit vermelden!

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : 13.

Fabrieksnummer : 2831

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie..... : destillatie / ~~.....~~ / ~~.....~~ /*

Type toren..... : ~~.....~~ / schotel / ~~.....~~ /*

Type schotel..... : ~~.....~~ / zeefplaat / ~~.....~~ /*

Aantal schotels..... : theoretisch : 3

Aantal schotels..... : praktisch : 4

Schotelafstand / HETS : 0.50 m Materiaal schotel : Aluminium

Diameter toren..... : 0.80 m Hoogte toren : 2 m.

Materiaal toren : Aluminium

Verwarming..... : ~~.....~~ / ~~.....~~ / reboiler /*

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorp- tie middel	Extrakt- middel/...
Temperatuur..... K	99	103	133		
Druk..... bar	13	13	13.2		
Dichtheid..... kg/m ³	463.2	11.5	430.4		
Massastroom..... kg/s	2.74	0.02	2.72		
Samenstelling in mol %					
CO	25.6	18.3	25.8		
H ₂	1.6	78.3	0.1		
CH ₄	72.8	3.4	74.1		

ONTWERP :

Aantal ~~.....~~ / zeefgaten /** : 628

Aktief schoteloppervlak..... : 0,25/3 m²

Lengte overlooprand..... : 50,3 mm

Diameter ~~Reef~~ - gat : 1/2/5/5 ** mm

Type pakking..... :

Materiaal pakking :

Afmetingen pakking :

Verdere gegevens op schets vermelden

*doorstrepen wat niet van toepassing is. IV-2

**indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit vermelden!

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.7.		Fabrieksnummer :			
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :					
Functie..... : destillatie / / /* Type toren..... : / schotel / /* Type schotel..... : / zeefplaat / /* Aantal schotels..... : theoretisch : 20 Aantal schotels..... : praktisch : 31 (Voeding op trap 17) Schotelaafstand / HETS : 0.30/0.40 m. Materiaal schotel : Aluminium Diameter toren..... : 0.85 m. Hoogte toren : 10.8 m. Materiaal toren : Aluminium Verwarming..... : / reboiler /*					
BEDRIJFSKONDITIONES :					
	Voeding	Top	Bodem	Reflux/ 	Extraktie middel/...
Temperatuur..... K	107	87	120	87	
Druk..... bar	1.85	1.75	1.95	1.75	
Dichtheid..... kg/m ³	15.5	7.2	404.5	765.5	
Massastroom..... kg/s	2.73	2.04	1.70	1.02	
Samenstelling in mol % 					
CO	26	99.4	0.3	100	
H ₂	0.1	0.1	0	0	
CH ₄	73.9	0.5	99.7	0	
ONTWERP :					
Aantal / zeefgaten : **	3326 / 1107			Type pakking..... :	
Aktief schoteloppervlak... : **	0.487 / 0.364 m ²			Materiaal pakking :	
Lengte overlooprand..... :	0.567 mm			Afmetingen pakking :	
Diameter 22 gat / :	5 mm				
Verdere gegevens op schets vermelden					

*doorstrepen wat niet van toepassing is. IV-3

**indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit vermelden!

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2831
 Datum: 23 november 1990
 Ontworpen door: R.J. Jansen en
 R.J. van Bodegraven

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H4		Aantalstromen: 2	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :			
Functie : reboiler van kolom T3			
Type : platefin warmtewisselaar			
Materiaal : aluminium			
Totale warmtewisselend oppervlak ... : 83.7 m ²			
Stroomnummer IN	28	kolom T3	
Capaciteit kW	-312	312	
Warmteoverdrachtscoëfficiënt W/m ² K	197	959	
Warmtewisselend oppervlak m ²	43.8	38.9	
Drukval kPa	0.16	10	
GEOMETRIE :			
Plaatafstand cm	12.2	2.5	
Aantal fins per inch. inch ⁻¹	11.11	46.45	
Warmtewisselend oppervlak per volume* m ² /m ³	1023.6	4371.7	
BEDRIJFSCONDITIONES :			
Soort fluïdum	gas	gas/vl.	
Massastroom kg/s	3.93	0.932	
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kgK	1.39	3.40	
Temperatuur IN K	209.2	134.6	
Temperatuur UIT K	149.0	134.6	
Druk bar	28.0	13.0	

* Het volume is hier het volume tussen de platen waar de desbetreffende stroom doorheen stroomt.

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H8		Aantalstromen: 3	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :			
Functie : warmtewisselaar om stroom 25 te laten condenseren en de stromen 3 en 22 op te warmen			
Type : platefin warmtewisselaar			
Materiaal : aluminium			
Totale warmtewisselend oppervlak ... : 150.4			
Stroomnummer IN	25	22	3
Capaciteit kW	-131	72	60
Warmteoverdrachtscoëfficiënt W/m ² K	246	73.8	144
Warmtewisselend oppervlak m ²	72.0	45.4	33.0
Drukval kPa	0.11	0.18	0.004
GEOMETRIE :			
Plaatafstand cm	1.2/1.9	1.905	1.905
Aantal fins per inch.inch ⁻¹	5.3/3.01	3.97	3.97
Warmtewisselend opp. per volume** ... m ² /m ³	617/323	391.7	391.7
BEDRIJFSCONDITIES :			
Soort fluïdum	gas/vl.	gas	gas
Massastroom kg/s	3.93	2.35	0.218
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kgK	5.48	1.09	11.5
Temperatuur IN K	127.7	86.4	90.8
Temperatuur UIT K	127.6	115.0	115.0
Druk bar	28.0	1.75	20.0

* Deze waarden gelden respectievelijk voor de warmte uitwisseling met de stromen 22 en 3.

** Het volume is hier het volume tussen de platen waar de desbetreffende stroom doorheen stroomt.

Technische Universiteit Delft
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2831
Datum: 23 november 1990
Ontworpen door: R.J. Jansen en
R.J. van Bodegraven

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H9		Aantalstromen: 2	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :			
Functie : reboiler van kolom T7			
Type : platefin warmtewisselaar			
Materiaal : aluminium			
Totale warmtewisselend oppervlak ... : 125.4 m ²			
Stroomnummer IN	11	kolom T7	
Capaciteit	-226	226	
Warmteoverdrachtscoëfficiënt	254	791	
Warmtewisselend oppervlak	66.4	59.0	
Drukval	0.45	7.4	
GEOMETRIE :			
Plaatafstand	12.2	2.5	
Aantal fins per inch.	11.11	46.45	
Warmtewisselend oppervlak per volume*	1023.6	4371.7	
BEDRIJFSCONDITIONES :			
Soort fluïdum	gas/vl.	gas/vl.	
Massastroom	3.93	0.449	
Gemiddelde soortelijke warmte	3.27	3.00	
Temperatuur IN	149.0	120.1	
Temperatuur UIT	127.7	120.1	
Druk	28.0	1.95	

* Het volume is hier het volume tussen de platen waar de desbetreffende stroom doorheen stroomt.

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2831
 Datum: 23 november 1990
 Ontworpen door: R.J. Jansen en
 R.J. van Bodegraven

WARMTEWISSELAARSPECIFICATIEBLAD

Apparaatnummer : H10		Aantalstromen: 2	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :			
Functie : warmtewisselaar om stroom 27 op te warmen en stroom 30 af te koelen			
Type : platefin warmtewisselaar			
Materiaal : aluminium			
Totale warmtewisselend oppervlak ... : 174.3 m ²			
Stroomnummer IN		27	30
Capaciteit	kW	-453	453
Warmteoverdrachtscoëfficiënt	W/m ² K	197	201
Warmtewisselend oppervlak	m ²	98.8	75.4
Drukval	kPa	2.0	6.2
GEOMETRIE :			
Plaatafstand	cm	5.2	2.5
Aantal fins per inch.	inch ⁻¹	25.79	46.45
Warmtewisselend oppervlak per volume*	m ² /m ³	2807.1	4371.7
BEDRIJFSCONDITIONS :			
Soort fluïdum		gas	gas
Massastroom	kg/s	3.93	2.35
Gemiddelde soortelijke warmte	kJ/kgK	1.16	1.06
Temperatuur IN	K	310.0	115.0
Temperatuur UIT	K	209.2	298.0
Druk	bar	28.0	1.75

* Het volume is hier het volume tussen de platen waar de desbetreffende stroom doorheen stroomt.

Apparatenlijst voor pompen, expanders, kompressoren

Apparaat No:	C 13	C 12	M 6	P 11	
Benaming, type	Meertraps Compressor met tussenkoeling	Meertraps compressor met tussenkoeling	Expander	Centrifugaal pomp	
te verpompen medium	koolmonoxyde	koolmonoxyde	-waterstof	methaan	
** Capaciteit in kg/s kg/s*	4.96	3.93	0.218	1.40	
** Dichtheid in kg/m ³	1.97	11.5	4.51	407.5	
Zuig-/persdruk in bar(abs rel)	1.75 / 10	10 / 28	20 / 4	1.95 / 20	
temp. in K K in / uit	298 / 310	310 / 310	115 / 78	120 / 122	
Vermogen in kW prakt. / prakt.	606	273 (hydens start-up) 460	- 84	15.7	
te gebruiken mat.	Gietstaal	Gietstaal	Aluminium	Aluminium	
aantal serie/parallel	1	1	1	1	
Benodigd koelwater in kg/s	20.6	8.3	NVT	NVT	

** : geldt steeds voor de ingaande stroom.

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V5				
Benaming, type	Vloeistof- damp scheider				
Abs. druk * druk in bar	1.75				
temp. in °C	86.8				
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m Vloeistofhoogte (m)	0.863 0.65 2.6 1.65				
Vulling: * schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm	NVT				
Speciaal te ge- bruiken mat.	Aluminium				
aantal serie/parallel	1				

* aangeven wat bedoeld wordt

Bijlage V: Chemie kaarten

CAS-nr: [630-08-0]

CO

KOOLMONOXIDE (drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN	BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt °C - 191 Smeltpunt °C - 205 Vlampunt °C brandbaar gas Zelfontbrandingstemperatuur °C 605 Relatieve dampdichtheid (lucht = 1) 0,97 Dampspanning in bar bij 20 °C 58,8 Oplosbaarheid in water niet Explosiegrenzen, volume% in lucht 12-75 Minimum ontstekingsenergie in mJ 0,1 Relatieve molecuulmassa 28,0	KLEURLOOS EN REUKLOOS SAMENGEPERST GAS Het gas mengt zich goed met lucht, merkeloze vorming van explosieve mengsels. MAC-waarde in ppm 50 MAC-waarde in mg/m³ 55 Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing. Een voor de gezondheid schadelijke concentratie in de lucht kan bij vrijkomen van dit gas zeer snel worden bereikt. Directe gevolgen: De stof werkt op het bloed. Bloedschijvingen kunnen optreden. In ernstige gevallen kans op stroommassen van ademhaling, hartritme, hart- en vaatstelsel, bewusteloosheid, toevallen, dodelijke afloop. De stof werkt op het zenuwstelsel. Hersenbeschadigingen kunnen optreden.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHEIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP
Brand: zeer brandgevaarlijk.	geen open vuur, geen vonken en niet roken.	toevoer afsluiten, indien niet mogelijk en geen gevaar voor omgeving, laten uitbranden, anders blussen met poeder, halonen, koolzuur.
Explosie: gas met lucht explosief.	gesloten apparatuur, ventilatie, explosie veilige elektrische apparatuur en verlichting, vonkarm gereedschap.	bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water, brand bestrijden van beschutte plaats.
Inademen: hoofdpijn, duizeligheid, bewusteloosheid.	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, beademing, zuurstof toedienen en onmiddellijk naar ziekenhuis vervoeren.
OPRUIMING	OPSLAG	ETIKETTERING / NFPA
omgeving ontruimen, deskundige waarschuwen, ventilatie, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker).	brandveilig, koel.	
OPMERKINGEN		
Zie voor inertisering van explosieve gas, damp/luchtmengsels pag. 962 van Chemiekaarten 4e editie. Reukloos, dus gemakkelijk overschrijding van de MAC-waarde, zonder dat dit waargenomen wordt. Bij vergiftiging door koolmonoxide is specifieke eerste hulp noodzakelijk. De benodigde middelen met gebruiksaanwijzing moeten ter beschikking staan. In PUBLIKATIEBLAD P 67 van de Arbeidsinspectie worden uitvoerige instructies gegeven voor het veilig werken met koolmonoxide. Aan te bevelen is om vooraf van de inhoud van dit blad kennis te nemen en het daarna steeds bij de hand te houden. Koolmonoxide ontstaat bij onvolledige verbranding van bijvoorbeeld kolen, olie, hout. Opname in een ziekenhuis is altijd noodzakelijk wanneer verschijnselen optreden.		
Transport Emergency Card TEC(R)-20G05		VN-nummer: 1016

1333-74-0

H₂

WATERSTOF

(drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Smeltpunt °C	-253	KLEURLOOS REUKLOOS SAMENGEPERST GAS	
Kookpunt °C	brandbaar gas	Het gas is lichter dan lucht. Vormt met chloor zgn. chloorknalgas dat o.a. door UV licht ontstoken kan worden. Reageert heftig met acetyleen, distikstofoxide, stikstofoxide, fluor met kans op brand en explosie. Vormt met zuurstof of lucht het zgn. knalgas.	
Relatieve dichtheid (lucht = 1)	0,07	MAC-waarde niet vastgesteld	
Oplosbaarheid in water	niet	Wijze van opname: Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van de lucht verstikkend werken.	
Ontstekinggrenzen, volume% in lucht	4-76		
Minimum ontstekingsenergie in mJ	0,01		
Relatieve molecuulmassa	2,0		
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHEIJNSELEN		PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP
Brand zeer brandgevaarlijk.		geen open vuur, geen vonken en niet roken.	toevoer afsluiten, indien niet mogelijk en geen gevaar voor omgeving, laten uitbranden, anders blussen met poeder, halonen, koolzuur.
Explosief: gas met lucht explosief.		gesloten apparatuur, ventilatie, explosie veilige elektrische apparatuur en verlichting, vonkarm handgereedschap.	bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water.
Effecten: ademnood, hoofdpijn, duizeligheid, bewusteloosheid.		ventilatie.	frisse lucht, rust, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren.
OPRUIMING		OPSLAG	ETIKETTERING / NFPA
ventilatie.		brandveilig indien binnen een gebouw, ventilatie langs het plafond.	
OPMERKINGEN			
Bij krachtig uitstromen van waterstof uit gasfles of in geval van gaslek kan in de lucht zelfontbranding optreden. Bij hoge concentraties in de lucht, b.v. in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. Waterstof aantonen met geschikte explosiemeter. De gewone explosiemeter niet gebruiken. Bij opslag ventilatie op het hoogste punt.			
Transport Emergency Card TEC(R)-20G04		VN-nummer: 1049	

CAS-nr: [74-82-8]
aardgas

CH₄

METHAAN

(drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS		
Kookpunt °C	− 162	KLEURLOOS REUKLOOS SAMENGEPERST GAS Het gas is lichter dan lucht.		
Smeltpunt °C	− 182			
Vlampunt °C	brandbaar gas	MAC-waarde		niet vastgesteld
Zelfontbrandingstemperatuur °C	537	Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing. Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van de lucht verstikkend werken.		
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	0,6			
Oplosbaarheid in water	niet			
Explosiegrenzen, volume% in lucht	5-16			
Minimum ontstekingsenergie in mJ	0,28			
Relatieve molecuulmassa	16			
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN		PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: zeer brandgevaarlijk.			toevoer afsluiten, indien niet mogelijk en geen gevaar voor omgeving, laten uitbranden, anders blussen met poeder, halonen, koolzuur	
Explosie: gas met lucht explosief.		gesloten apparatuur, ventilatie, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting, aarden, vonkarm gereedschap.	bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water, brand bestrijden vanuit beschutte plaats.	
Inademen: ademnood, hoofdpijn, sufheid, bewusteloosheid, 1)		ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren.	
Ogen:		gelaatsscherm.		
OPRUIMING		OPSLAG	ETIKETTERING / NFPA	
ventilatie, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker).		brandveilig, koel, ventilatie.		
OPMERKINGEN				
1) Bij hoge concentraties in de lucht, b.v. in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. De maatregelen op deze kaart gelden ook voor aardgas (drukhouder). Na het werk afsluiter dichtdraaien; slangen en leidingen regelmatig controleren; aansluitingen afzepen. Deze maatregelen zijn van toepassing in alle gevallen waarbij gas kan vrijstromen en bij opslag. Drukhouder met speciale appendages toepassen.				
Transport Emergency Card TEC(R)-20G04				
VN-nummer: 1971				

Bijlage VI: Warmtewisselaars.

Met behulp van het spreadsheetprogramma van Symphony zijn de overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt U en de drukval ΔP te berekend. Het programma gebruikt hiervoor de vergelijkingen 4.2.1 t/m 4.2.12. Het programma kan alleen U en ΔP berekenen van een warmtewisselaar, waarin twee stromen warmte uitwisselen. Bij meerdere stromen moet de warmtewisselaar opgedeeld worden in meerdere, denkbeeldige twee-strooms warmtewisselaars. Bij drie stromen wordt één stroom gesplitst, die dan met de twee andere stromen warmte kan uitwisselen. Er zijn dan twee denkbeeldige warmtewisselaars ontstaan, die zo ontworpen moeten worden dat de dimensies ervan overeenkomen. Bij het ontwerpen van de warmtewisselaar kan er per stroom een bepaalde geometrie (zie tabel VI.1) gekozen worden. De temperatuur, druk, stofeigenschappen en op te nemen en af te stane warmte (heatduty's) van de stromen staan in tabel VI.2. De warmtewisselaar H_{10} en de reboilers H_4 en H_9 hebben twee stromen. Warmtewisselaar H_8 heeft 3 stromen. Er is één afkoelende stroom 25, die in twee stromen (in de molverhouding 71.9/60.5) gesplitst wordt. Warmtewisselaar H_1 is niet ontworpen (zie §4.2.2). Tabel VI.3 t/m VI.6 geeft een overzicht van de berekende waarden.

Tabel VI.1: Ontwerp data voor verschillende oppervlaktes. Een warmtewisselaar van het type 14.77 heeft een oppervlak dat 14.77 fins per inch heeft. Het achtervoegsel T staat voor "triangular". De passages zijn dan driehoekig in plaats van rechthoekig. Een type beginnend met een * wil zeggen dat deze een louvre-fin oppervlak heeft [23].

Type	b [ft]	beta [ft ² /ft ³]	4*rh [ft]	delta [inch.]	Af/A [-]
2.0	0.0625	76.1	0.0474	0.032	0.606
3.01	0.0625	98.3	0.0355	0.032	0.706
3.97	0.0625	119.4	0.0282	0.032	0.766
5.3	0.0392	188.0	0.0202	0.006	0.719
6.2	0.0337	204.0	0.0182	0.010	0.728
9.03	0.0686	244.0	0.0152	0.008	0.888
11.1	0.0208	367.0	0.0101	0.006	0.756
11.11	0.0400	312.0	0.0115	0.008	0.854
14.77	0.0275	420.0	0.0085	0.006	0.844
15.08	0.0348	414.0	0.0088	0.006	0.870
19.86	0.0208	561.0	0.0062	0.006	0.849
10.27T	0.0453	289.9	0.0126	0.010	0.863
11.94T	0.0207	393.0	0.0094	0.006	0.769
12.00T	0.0208	392.7	0.0094	0.006	0.773
16.96T	0.0213	607.8	0.0057	0.006	0.861
25.79T	0.0170	855.6	0.0038	0.006	0.884
30.33T	0.0287	812.5	0.0040	0.006	0.928
46.45T	0.0083	1332.5	0.0026	0.002	0.837
*-6.06	0.0208	256.0	0.0146	0.006	0.640
*-8.7	0.0208	307.0	0.0120	0.006	0.705
*-11.1	0.0208	367.0	0.0101	0.006	0.756

Tabel VI.2: Temperatuur, druk, stofeigenschappen en duty's van de stromen.

stroom	P [bar]	T [K]	m [kg/s]	eta [Ns/m ²]	Pr ^{2/3} [-]	Cp [J/kgK]	duty [kW]	stromen in-uit
H10_c	28.00	259.59	3.9315	1.57e-05	0.8263	1155.61	-452.50	30-28
H10_h	1.75	206.50	2.3454	1.22e-05	0.7996	1062.61	452.78	27-26
H8_c	28.00	127.63	3.9315	2.05e-05	2.0824	5478.04	-131.01	25-14
H8_h1	1.75	100.92	2.3454	6.47e-06	0.8106	1092.17	71.91	22-27
H8_h2	20.00	102.92	0.2175	3.92e-06	0.7719	11527.11	60.47	3-21
H1_c1	20.20	199.00	1.3502	1.40e-05	0.7884	3080.00	-1079.50	1- 2
H1_c2	20.00	106.49	1.6078	1.22e-04	1.3390	3638.46	-179.97	4- 5
H1_h1	4.00	187.90	0.2175	5.44e-06	0.6430	11929.34	588.75	20-19
H1_h2	2.00	200.87	0.1083	4.00e-05	0.8474	2302.21	92.36	9- 6
H1_h3	1.75	192.40	2.6147	1.13e-05	0.8009	1082.20	587.00	16-15
H4_c	28.00	179.11	3.9315	1.22e-05	0.8528	1388.24	-311.78	28-11
H4_h	13.04	134.59	0.9320	5.00e-05	1.0000	3400.00	311.78	kolom T3
H9_c	28.00	138.37	3.9315	1.29e-05	1.5043	3272.83	-225.63	11-25
H9_h	1.95	120.14	0.4485	5.30e-05	1.0000	3000.00	225.63	kolom T7

Tabel VI.3: ontwerp data (SI-eenheden) en resultaten van het ontwerp van reboiler H₄.

H4_c: 11.11		H4_h: 46.45T						
b [m]	beta [m ² /m ³]	rh [m]	delta [m]	Af/A [-]	L1 [m]	L2 [m]	L3 [m]	
0.0122	1023.6	8.79e-04	2.03e-04	0.854	0.350	0.350	0.439	
0.0025	4371.7	2.01e-04	5.08e-05	0.837	0.350	0.350	0.439	

alfa [m ² /m ³]	sigma [-]	G [kg/s.m ²]	factor [1/m]	Re [-]		
813.53	0.71	44.90	0.0100	12982	N_tabel	f_tabel
723.55	0.15	52.21	0.0113	841	0.0027	0.0071
					0.0054	0.0210

h [W/m ² .K]	eta_f [-]	eta_o [-]	U [W/m ² .K]	Opp. [m ²]		
197.36	1.00	1.00	160.00	43.75	q	deltaP
958.58	1.00	1.00	179.89	38.91	[kW]	[Pa]
					311.63	158.57
					311.63	9964.83

Tabel VI.4: Ontwerp data (SI-eenheden) en resultaten van het ontwerp van warmtewisselaar H₈.

H8_c: 5.3		H8_h1: 3.97					
b [m]	beta [m ² /m ³]	rh [m]	delta [m]	Af/A [-]	L1 [m]	L2 [m]	L3 [m]
0.0119 0.0191	616.8 391.7	1.54e-03 2.15e-03	1.52e-04 8.12e-04	0.719 0.766	0.450 0.450	0.450 0.450	0.950 0.950

alfa [m ² /m ³]	sigma [-]	G [kg/s.m ²]	factor [1/m]	Re [-]
233.16 236.10	0.36 0.51	29.56 22.83	0.0212 0.0209	8858 30350

N_tabel	f_tabel
0.0038 0.0024	0.0078 0.0060

h [W/m ² .K]	eta_f [-]	eta_o [-]	U [W/m ² .K]	Opp. [m ²]
295.49 73.82	1.00 1.00	1.00 1.00	59.61 58.87	44.85 45.42

q [kW]	deltaP [Pa]
71.42 71.42	195.16 178.60

H8_c: 5.3		H8_h2: 3.97					
b [m]	beta [m ² /m ³]	rh [m]	delta [m]	Af/A [-]	L1 [m]	L2 [m]	L3 [m]
0.0191 0.0191	322.5 391.7	2.70e-03 2.15e-03	8.12e-04 8.12e-04	0.706 0.766	0.450 0.450	0.400 0.400	0.950 0.950

alfa [m ² /m ³]	sigma [-]	G [kg/s.m ²]	factor [1/m]	Re [-]
158.71 192.78	0.43 0.41	23.15 2.92	0.0350 0.0288	12202 6401

N_tabel	f_tabel
0.0031 0.0033	0.0071 0.0080

h [W/m ² .K]	eta_f [-]	eta_o [-]	U [W/m ² .K]	Opp. [m ²]
185.74 143.74	1.00 1.00	1.00 1.00	89.93 74.04	27.14 32.97

q [kW]	deltaP [Pa]
60.31 60.31	21.52 3.54

Tabel VI.5: Ontwerp data (SI-eenheden) en resultaten van het ontwerp van reboiler H_9 .

H9 c: 11.11		H9 h: 46.45T					
b [m]	beta [m ² /m ³]	rh [m]	delta [m]	Af/A [-]	L1 [m]	L2 [m]	L3 [m]
0.0122 0.0025	1023.6 4371.7	8.79e-04 2.01e-04	2.03e-04 5.08e-05	0.854 0.837	0.350 0.350	0.350 0.350	0.666 0.666

alfa [m ² /m ³]	sigma [-]	G [kg/s.m ²]	factor [1/m]	Re [-]
813.53 723.55	0.71 0.15	44.90 25.12	0.0100 0.0113	12262 382

h [W/m ² .K]	eta_f [-]	eta_o [-]	U [W/m ² .K]	Opp. [m ²]
254.00 791.43	1.00 1.00	1.00 1.00	186.29 209.45	66.37 59.03

N_tabel	f_tabel
0.0026 0.0105	0.0072 0.0460

q [kW]	deltaP [Pa]
225.40 225.40	450.16 7389.96

Tabel VI.6: Ontwerp data (SI-eenheden) en resultaten van het ontwerp van warmtewisselaar H_{10} .

H10 c: 25.79T		H10 h: 46.45T					
b [m]	beta [m ² /m ³]	rh [m]	delta [m]	Af/A [-]	L1 [m]	L2 [m]	L3 [m]
0.0052 0.0025	2807.1 4371.7	2.87e-04 2.01e-04	1.52e-04 5.08e-05	0.884 0.837	0.380 0.380	0.380 0.380	0.392 0.392

alfa [m ² /m ³]	sigma [-]	G [kg/s.m ²]	factor [1/m]	Re [-]
1746.08 1332.47	0.50 0.27	54.26 60.53	0.0040 0.0052	3977 4006

h [W/m ² .K]	eta_f [-]	eta_o [-]	U [W/m ² .K]	Opp. [m ²]
197.32 201.09	1.00 1.00	1.00 1.00	86.29 113.08	98.84 75.42

N_tabel	f_tabel
0.0026 0.0025	0.0080 0.0105

q [kW]	deltaP [Pa]
452.79 452.79	1969.63 6244.79

Bijlage VII: Grafische design data volgens Kays [23]

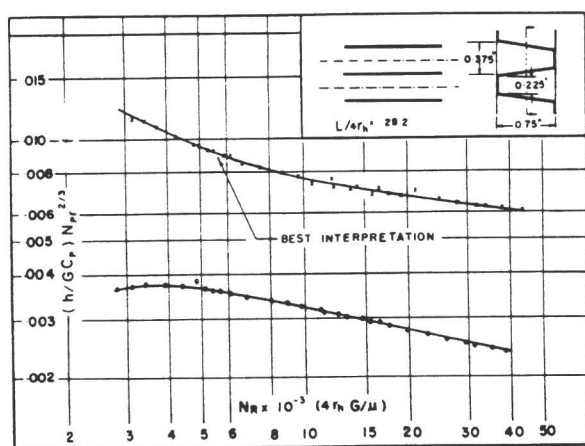


fig. VII.1: platefin opervlak 3.01

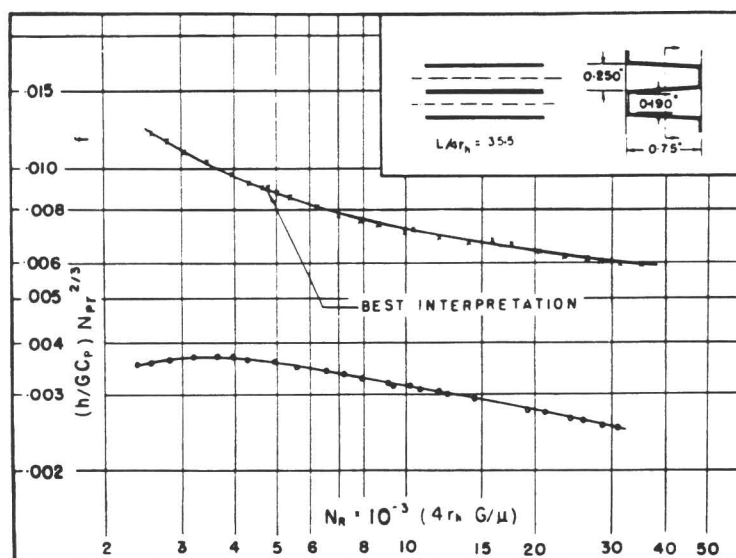


fig. VII.2: platefin opervlak 3.97

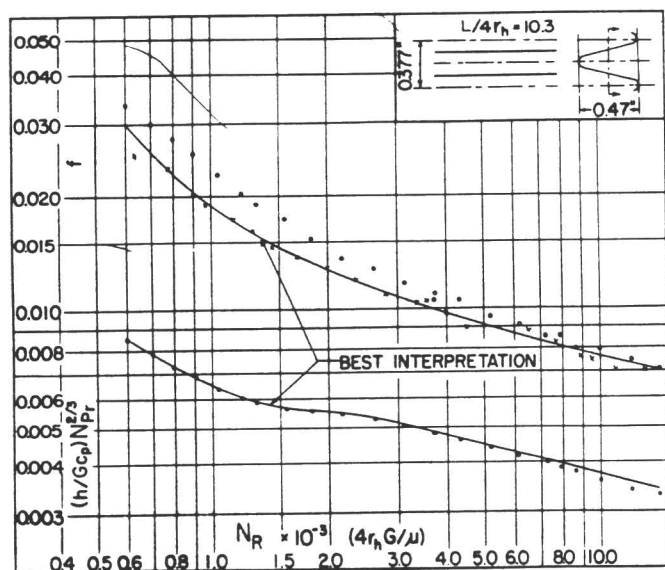


fig. VII.3: platefin opervlak 5.3

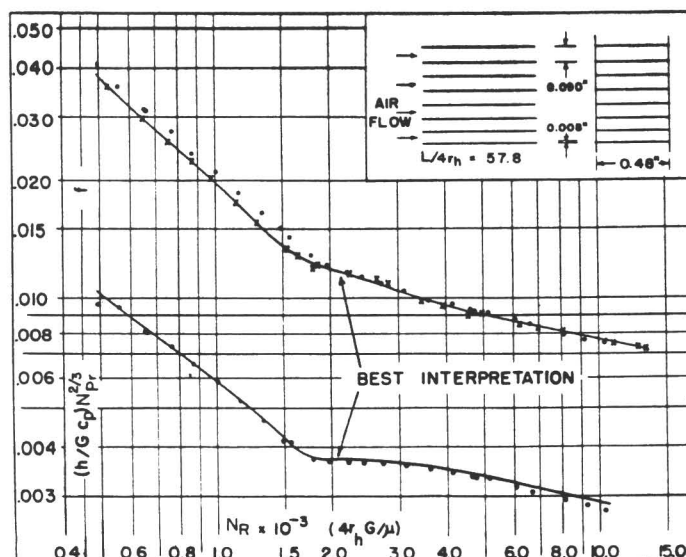


fig. VII.4: platefin opervlak 11.11

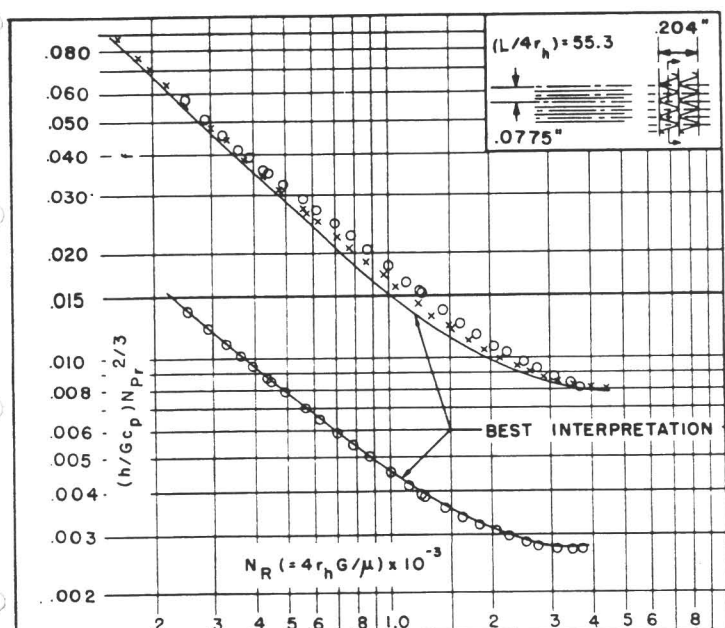


fig. VII.5: platefin opervlak 25.79T

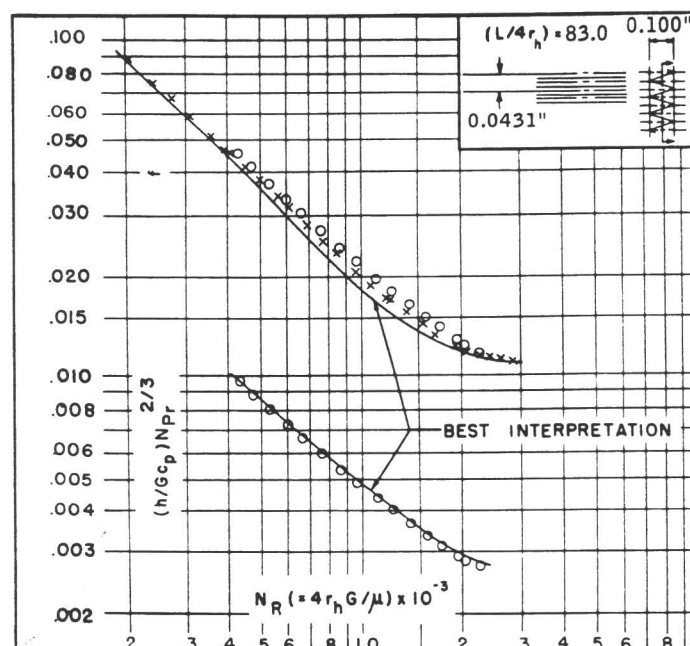


fig. VII.6: platefin opervlak 46.45T

Bijlage VIII:

Beschrijving van het Spreadsheetprogramma "Koolmonoxyde kringloop"

Uit de simulatie van kolom T7 volgt dat stroom 13 36.5 mol/s moet worden. Bij het doorrekenen met ASPEN PLUS van de koolmonoxyde koelkringloop met kolom T7 is deze waarde bij bepaalde condities gevonden. Het probleem was dat de warmtebalansen over de warmtewisselaars niet klopten. Om dit op te lossen is er met het spreadsheetprogramma van Symphony een programma ontwikkeld. Met de resultaten van het programma kan er met ASPEN PLUS gericht naar een oplossing worden gezocht.

Het programma lost een stelsel van drie lineaire vergelijkingen op. Deze vergelijkingen zijn afgeleid van de warmtebalansen over de warmtewisselaars H1, H8 en H10. Er zijn zes onbekenden, namelijk de massastromen van de stromen 16 en 17, de temperatuur van de stromen 1, 27 en 28 en de overgedragen warmte (heatduty) van H8_c. Door de temperaturen te kiezen liggen de massastromen en de heatduty vast.

Een eis waaraan de oplossing moet voldoen is dat de massastroom van stroom 13 36.5 mol/s is. Bij een simulatie van de koelkringloop met behulp van ASPEN PLUS bleek dat er 1545 kW warmte wordt afgestaan van de koolmonoxyde koelstroom vanaf compressor C12 tot aan het buffervat V5. Per mol koolmonoxyde is de warmte 7.8 kJ. Om aan de bovengestelde eis te voldoen moet de som van de berekende duty's van H4, H8, H9 en H10 per mol koolmonoxyde dus gelijk zijn aan 7.8 kJ. Een andere eis, waaraan de oplossing moet voldoen, is dat het temperatuurverschil tussen twee stromen in één warmtewisselaar minimaal 2 K is om een redelijke warmteoverdracht te krijgen. Bovendien mag er geen temperatuur cross-over plaatsvinden.

Het programma berekent dus de massastromen en de duty van H8_c bij de gekozen temperaturen.

Bijlage IX: Listing Pascalprogramma "Kolomdimensionering"

```

PROGRAM KolomDimensionering (INPUT,OUTPUT);

USES CRT,DOS;

CONST N=3; {aantal trappen}
      Cd1=0.67; {weerstandscoefficient v/e porie}
      Cd2=0.55; {weerstandscoefficient v/d valpijp(onderkant)}
      g=9.81; {m/s2}

VAR    Nhalf                                     : INTEGER;
      Hulp,dPkolom,Bhulp,Avphulp,Avpperc,hulp5,bklein : REAL;
      PhiTot,Phi,FvLIQUIDTot,FvLIQUID,s,
      FvGASTot,FvGAS,RhoLIQUIDTot,RhoLIQUID,
      RhoGASTot,RhoGAS,Lsmax,percVP,Ls,Ugs,
      ATot,Dkolom,Rkolom,B,Avp,Aact,Ulvp,Ug,Ul,l,PercAvpControle,
      Avpcontrole,h1,Hw,dH,dPzp,hlow,hlw,Ulsp,hs,dHvp,
      Hschotel,dhperf,Psi,Pstat,Pstuw,Doorregengrens,
      Hulp1,Hulp2,Epslw,h11,Bcontr,Dperf,Nperf,F      : ARRAY[1..N] OF REAL;
      Naam                                             : STRING[20];
      Invoerf                                         : TEXT;
      VPowerstroming,Doorregenen,Bgoed,
      opnieuw,opnieuw2                               : BOOLEAN;

PROCEDURE WachtEven;
VAR    ch2 : CHAR;
BEGIN
  gotoxy(1,25);
  write('DRUK OP EEN WILLEKEURIGE TOETS OM VERDER TE GAAN');
  ch2 := 'Q';
  REPEAT
    ch2:=readkey;
  UNTIL ch2 <> 'Q';
END;

FUNCTION xPowery(x,y:real) : real;
BEGIN
  xPowery := EXP(y*LN(x));
END;

PROCEDURE Invoer;
VAR i,j: INTEGER;
    ch,ch0 : CHAR;
BEGIN
  naam:=''; opnieuw:=TRUE;
  write('Wilt u een INPUT-file van schijf lezen ? (J/N) : ');
  ch:=readkey; ClrScr;
  IF (ch='J') OR (ch='j') THEN
  BEGIN
    opnieuw:=FALSE; Opnieuw2:=FALSE;
    assign(invoerf,'B:\kolom2.inp');
    reset(InvoerF); ClrScr;
    FOR i:=1 TO N DO read(InvoerF,FvLIQUID[i]);
    FOR i:=1 TO N DO read(InvoerF,FvGAS[i]);
    FOR i:=1 TO N DO read(InvoerF,RhoLIQUID[i]);
    FOR i:=1 TO N DO read(InvoerF,RhoGAS[i]);
  
```

```

FOR i:=1 TO N DO
  BEGIN
    writeln('FvLIQUID[' ,i:2,'] = ',FvLIQUID[i],
            '      FvGAS[' ,i:2,'] = ',FvGAS[i]);
  END; wachteven; ClrScr;
FOR i:=1 TO N DO
  BEGIN
    writeln('RhoLIQUID[' ,i:2,'] = ',RhoLIQUID[i],
            '      RhoGAS[' ,i:2,'] = ',RhoGAS[i]);
  END; writeln;
write('Wilt u deze INPUT-file gebruiken ? (J/N) : ');
ch:=readkey; ClrScr;
IF (ch='N') OR (ch='n') THEN opnieuw:=TRUE;
END;
IF (opnieuw2=TRUE) OR (opnieuw=TRUE) THEN
  BEGIN
    FOR i:=1 TO N DO
      BEGIN
        write('FvLIQUID[' ,i:2,'] = ');
        read(FvLIQUID[i]);
      END;
    FOR i:=1 TO N DO
      BEGIN
        write('FvGAS[' ,i:2,'] = ');
        read(FvGAS[i]);
      END;
    FOR i:=1 TO N DO
      BEGIN
        write('RhoLIQUID[' ,i:2,'] = ');
        read(RhoLIQUID[i]);
      END;
    FOR i:=1 TO N DO
      BEGIN
        write('RhoGAS[' ,i:2,'] = ');
        read(RhoGAS[i]);
      END;
    END;
  END;
END;

PROCEDURE SchrijfNaarFile;
VAR i,j :INTEGER;
ch      :CHAR;
BEGIN
  IF (opnieuw2=TRUE) OR (opnieuw=TRUE) THEN
    BEGIN
      assign(invoerf,'B:\kolom2.inp');
      rewrite(invoerf);
      FOR j:=1 TO 4 DO
        FOR i:=1 TO N DO
          BEGIN
            CASE j OF
              1: BEGIN
                  writeln(InvoerF,FvLIQUID[i]);
                END;
              2: BEGIN
                  writeln(InvoerF,FvGAS[i]);
                END;
            END;
          END;
        END;
      END;
    END;
  END;

```

```

3: BEGIN
    writeln(InvoerF,RhoLIQUID[i]);
END;
4: BEGIN
    writeln(InvoerF,RhoGAS[i]);
END;
END; {CASE}
END;
Close(Invoerf);
END;
END;

PROCEDURE Flowparameter;
VAR i:INTEGER;
BEGIN
    FOR i:=1 TO N DO
        BEGIN
            Phi[i]:=(FvLIQUID[i]/FvGAS[i])*sqrt(RhoLIQUID[i]/RhoGAS[i]);
        END;
    END;
END;

PROCEDURE Uitvoer;
VAR i,j : INTEGER;
BEGIN
    ClrScr;
    writeln('FLOWPARAMETER Phi PER STAGE');
    writeln('StageNr      Phi');
    writeln('-----');
    FOR i:=1 TO N DO
        BEGIN
            write(' ',i:2,'      ',Phi[i]:7:5,' ');
        END;
        wachteven;
    END;
END;

PROCEDURE Berekeningen;
VAR i :INTEGER;
BEGIN
    ClrScr;
    FOR i:=1 TO N DO
        BEGIN
            writeln('trap ',i:1,' :');
            writeln('-----'); writeln;
            Ls[i]:=0.80*Lsmax[i];
            Ugs[i]:=Ls[i]*sqrt(RhoLIQUID[i]/RhoGAS[i]);
            Atot[i]:=FvGAS[i]/Ugs[i];
            Dkolom[i]:=sqrt(4*Atot[i]/pi);
            Dkolom[1]:=0.80;
            Dkolom[2]:=0.80;
            Dkolom[3]:=0.80;
            Rkolom[i]:=Dkolom[i]/2;
            Atot[i]:=sqr(Dkolom[i])*(pi/4);
            Ls[i]:=(FvGAS[i]/Atot[i])*sqrt(RhoGAS[i]/RhoLIQUID[i]);
            IF Ls[i] > (0.81*Lsmax[i]) THEN
                writeln('Flooding t.g.v. bedexpansie');
            B[i]:=bklein*Atot[i];
            Avp[i]:=(percvp[i]/100)*Atot[i];
            Aact[i]:=Atot[i]-2*Avp[i];
        END;
    END;
END;

```

	{=====}
	{ BEREKENING VAN DE }
	{ MINIMAAL BENODIGDE }
	{ KOLOMDIAMETER I.V.M. }
	{ FLOODING T.G.V. }
	{ BEDEXANSIE }
	{=====}
	{ HANDMATIG INGESTELDE }
	{ KOLOMDIAMETER ANDERS }
	{ DAN DE MINIMALE }
	{=====}
	{ LENGTE OVERLOOPRAND }
	{ OPP. PER VALPIJP }
	{ ACTIEF OPP. }

```

Ulvp[i]:=FvLIQUID[i]/Avp[i];
IF Ulvp[i]>0.10 THEN
writeln('U1(valpijp) is te groot,nl: ',
Ulvp[i]:6:4,' [m/sec]')
ELSE writeln('U1(valpijp) = ',Ulvp[i]:6:4);
Ug[i]:=FvGAS[i]/Aact[i];
U1[i]:=FvLIQUID[i]/Aact[i];
s[i]:=sqrt(0.907*sqr(Dperf[i])/F[i]);
s[1]:=21.5e-3;
s[2]:=21.5e-3;
s[3]:=21.5e-3;
F[i]:=0.907*sqr(Dperf[i]/s[i]);
Nperf[i]:=F[i]*Aact[i]*4/(pi*sqr(Dperf[i]));

hulp1[i]:=sqr(Dperf[i]/s[i])*
sqrt(RhoGAS[i]/RhoLIQUID[i])*
Ug[i]/(F[i]*sqrt(g*s[i]));
hulp2[i]:=1 + 0.33*xPOWERY(hulp1[i],1.25);
Epslw[i]:=1/hulp2[i]; hlw[i]:=Hw[i]*Epslw[i];
Psi[i]:=Phi[i]/bklein;
IF Psi[i]>0.2 THEN
hlow[i]:=0.48*xPOWERY((U1[i]/bklein),0.667)
ELSE IF ((Psi[i]>0.01) AND (Psi[i]<0.2)) THEN
hlow[i]:=0.26*xPOWERY(Psi[i],-0.37)*
xPOWERY((U1[i]/bklein),0.667) ELSE
writeln('PSI VALT BUITEN NORMALE GEBIED !');
hl[i]:=hlw[i]+hlow[i];
dHperf[i]:=(RhoGAS[i]/(2*g*RhoLIQUID[i]))*
sqr((Ug[i]/(F[i]*Cd1)));
dH[i]:=dHperf[i] + hl[i];
dPzp[i]:=dH[i]*RhoLIQUID[i]*g;
U1sp[i]:=FvLIQUID[i]/(B[i]*hlw[i]);
hs[i]:=1/(2*g)*sqr(U1sp[i]/Cd2);
dHvp[i]:=dH[i] + hl[i] + hs[i];
Vpoverstroming:=FALSE;
IF (dHvp[i] > (0.50*(Hschotel[i]+Hw[i]))) THEN
BEGIN
Vpoverstroming:=TRUE;
writeln('De valpijpen stromen over !');
END ELSE writeln('De valpijpen stromen NIET over');
Pstat[i]:=hl[i]*RhoLIQUID[i]*g;
Pstuw[i]:=0.50*RhoGAS[i]*sqr((Ug[i]/F[i]));
Doorregengrens[i]:=31+0.062*Pstat[i]; Doorregenen:=FALSE;
IF Pstuw[i]<1.10*Doorregengrens[i] THEN
BEGIN
Doorregenen:=TRUE;
writeln('De zeefplaten regenen door !');
END ELSE writeln('De zeefplaten regenen NIET door');
writeln;
END;
dPkolom:=(dPzp[1]+dPzp[2]+dPzp[3])/1e5;
wachteven;
END;

{=====}
{ CONTROLE OF VLOEISTOF- }
{ SNELHEID IN DE VALPIJP }
{ NIET GROTER IS DAN }
{ 0.10 M/SEC. }
{=====}
{ STEEK BEREKEND A.H.V. }
{ PERF.DIAMETER EN F }
{=====}
{ HANDMATIG INGESTELDE S }
{ WAARUIT F BEREKEND WORDT }
{=====}
{ AANTAL PERFORATIES }
{=====}
{ TUSSEN- }
{ BEREKENINGEN }
{ OM }
{ DE }
{ DRUKVAL }
{ PER ZEEFPLAAT }
{ TE }
{ KUNNEN }
{ BEREKENEN }
{=====}
{=====}
{=====}
{ CONTROLE }
{ OP }
{ VALPIJP- }
{ OVER- }
{ STROMING }
{=====}
{ CONTROLE }
{ OP }
{ DOOR- }
{ REGENEN }
{=====}

{ TOTALE DRUKVAL KOLOM }

```



```

PROCEDURE Uitvoer2;
VAR i:INTEGER;
BEGIN
  FOR i:=1 TO N DO
    BEGIN
      ClrScr;
      writeln('  TRAP ',i:1,' :'); writeln;
      writeln('  Grootheid      [eenheid]      waarde');
      writeln('  -----');
      writeln('  Diameter zeefgaten  [m]      :      ',Dperf[i]:7:5);
      writeln('  Schotelafstand      [m]      :      ',Hschotel[i]:7:5);
      writeln('  Totaal opp.          [m2]     :      ',Atot[i]:7:5);
      writeln('  % Valpijp opp        [%]      :      ',percvp[i]:7:5);
      writeln('  Kolom diameter       [m]      :      ',Dkolom[i]:7:5);
      writeln('  Lengte overl.randB   [m]      :      ',B[i]:7:5);
      writeln('  Aactief opp.         [m2]     :      ',Aact[i]:7:5);
      writeln('  Steek                [m]      :      ',s[i]:7:5);
      writeln('  Aantal zeefgaten     [-]      :      ',Nperf[i]:8:5);
      writeln('  Vrije ruimte (F)     [-]      :      ',F[i]:7:5);
      writeln('  Drukval (per plaat) [Pa]      :      ',dPzp[i]:9:5);
      wachteven;
    END;
    gotoxy(1,17); ClrEol;
    writeln('  Drukval (kolom)      [bar]:      ',dPkolom:7:5);
    wachteven;
  END;

  BEGIN
    lsmax[1]:=0.02; Hschotel[1]:=0.40;
    lsmax[2]:=0.02; Hschotel[2]:=0.50;
    lsmax[3]:=0.02; Hschotel[3]:=0.50;
    bklein:=1.0;
    percvp[1]:=25;   percvp[2]:=25;   percvp[3]:=25;
    Dperf[1]:=1e-3;  Dperf[2]:=2e-3;  Dperf[3]:=5e-3;
    F[1]:=0.002;     F[2]:=0.008;     F[3]:=0.05;
    Hw[1]:=0.050;    Hw[2]:=0.050;    Hw[3]:=0.050;
    ClrScr;
    Invoer;
    SchrijfNaarFile;
    FlowParameter;
    Uitvoer;
    Berekeningen;
    Uitvoer2;
  END.

```

Bijlage X: Keuze thermodynamisch model

Voor het doorrekenen van de gehele cryogene scheidingsunit is gebruik gemaakt van het flowsheetsimulatieprogramma ASPEN PLUS. In ASPEN PLUS kan een keuze gemaakt worden uit verschillende thermodynamische modellen.

Na twijfels omtrent de juistheid van het gekozen thermodynamische model volgens Redlich-Kwong-Soave (zie §3.1), is er een vloeistof-damp evenwichtsdiagram gemaakt van het ternaire systeem H_2 - CH_4 - CO . Dit diagram is gemaakt met data (27.58 bar en 108.13 K), afkomstig van knapp e.a. [19]. Met ASPEN PLUS is met verschillende modellen berekend wat de vloeistof-damp samenstelling zou zijn van de voeding van de cryogene sectie ($H_2=70$ mol%, $CH_4=5$ mol%, $CO=25$ mol% en bij dezelfde temperatuur en druk).

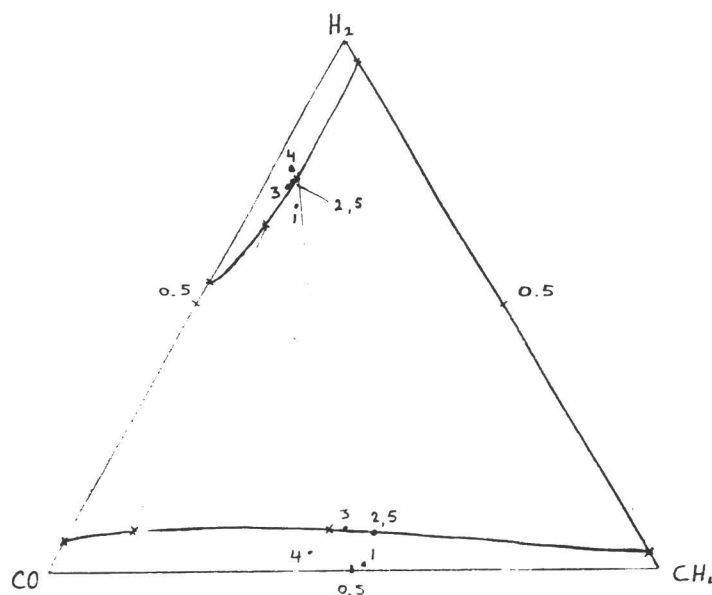
De berekende samenstellingen staan in tabel X.1 vermeld. Uit het diagram (fig. X.1) volgt dat de thermodynamische modellen van Redlich-Kwong-Soave, Peng-Robinson en Redlich-Kwong-ASPEN overeenkomen met de data uit de literatuur.

Om de cryogene scheidingsunit door te rekenen is gekozen voor het model van Redlich-Kwong-Soave.

Tabel X.1: Berekende vloeistof-damp samenstellingen van de voeding ($H_2=70$ mol%, $CH_4=5$ mol% en $CO=25$ mol%) van de cryogene sectie in mol-percentage bij $T=108.13$ K en $p=27.58$ bar.

	vloeistof			damp		
	H_2	CH_4	CO	H_2	CH_4	CO
1 Grayson-Streed	0.4	53.4	46.2	70.0	4.6	25.3
2 Redlich-Kwong-Soave	3.2	47.1	49.8	73.2	2.6	24.2
3 Peng-Robinson	4.2	46.5	49.3	72.7	2.9	24.3
4 BWR-Lee-Starling*	1.8	42.4	55.8	74.5	2.2	23.3
5 Redlich-Kwong-ASPEN	3.1	47.1	49.8	73.2	2.6	24.2

* BWR staat voor Benedict-Webb-Rubin.



Figuur X.1: Vloeistof-damp evenwicht van het ternaire systeem H_2 - CH_4 - CO bij $T=108.13$ K en $p=27.58$ bar.

Errata

bij FVO 2831; door R.J. Jansen en R.J. van Bodegraven.

9^e regel v.o. van de samenvatting: 4.5%. moet worden 1.3%.

blz.	regel	was:	moet worden:
1	7 ^e v.o.	koolmonoxyde	de koolmonoxyde rijke gasstroom
2	16 ^e v.b.	prokduktstroom	produktstroom
3	13 ^e v.b.	pomp P11, (vervalt)	
4	14 ^e v.b.	vervolgens aan	vervolgens de bodemstroom aan
4	13 ^e v.o.	twee (vervalt)	
4	6 ^e v.o.	uit de Dechema reeks [4]	van Knapp e.a. [19]
5	17 ^e v.b.	99.4 %	99.7 %
5	8 ^e v.o.	14 bar	20 bar
6	14 ^e v.b.	(31 reëele schotels)	(24 reëele schotels)
8	20 ^e v.b.	wordt de kolomdruk en	worden de kolomdruk en
8	25 ^e v.b.	kolommen T2, T7 en T9	kolommen T2, T3 en T7
10	14 ^e v.o.	overlooprand naar de	overlooprand van de
11	6 ^e v.o.	$\Delta H_{vp} = \Delta H + h_l + h_s$	$\Delta H_{vp} = \Delta H + h_l + h_s$
11	1 ^e v.o.		(toevoegen) waarin: $h_{l,w}$ = vloeistofhoogte boven overlooprand $h_{l,ow}$ = vloeistofhoogte beneden overlooprand
12	12 ^e v.b.	$\Delta H_p = 1/(2g) * ((U_g/F)/C_{dl})^2$	$\Delta H_p = 1/(2g) * (\rho_g/\rho_l) * ((U_g/F)/C_{dl})^2$
12	12 ^e v.o.	waarin: C_{d2} = doorstroomcoëfficiën = 0.55	waarin: C_{d2} = doorstroomcoëfficiën = 0.55 g = valversnelling = 9.8 m/s ²
12	8 ^e v.o.	$U_{l,sp} = \phi_{v,l} / (B * H_{l,w})$	$U_{l,sp} = \phi_{v,l} / (B * h_{l,w})$
14	11 ^e v.o.	$S = K * \phi_{mol,l} / \phi_{mol,g}$	$S = K * \phi_{mol,g} / \phi_{mol,l}$
15	2 ^e v.b.		(toevoegen) waarin: $M_{w,l}$ = gem. molmassa vloeistoffase $M_{w,g}$ = gem. molmassa gasfase
16	1 ^e v.b.	voor de "plate-fin"	voor een plate-fin
17	2 ^e v.b.	die kant	kant 1
17	11 ^e v.o.	$\Delta P_1 = \frac{1}{2} * G_1^2 * v_1 * [(1 + \sigma^2) (v_2/v_1 - 1) + f_1 * A/A_c * v_m/v_1]$	$\Delta P_1 = \frac{1}{2} * G_1^2 * v_1 * [(1 + \sigma^2) (v_2/v_1 - 1) + f_1 * A/A_c * v_m/v_1]$
18	6 ^e v.o.	compressieverhouding	compressieverhouding per trap
20	8 ^e v.b.	vernogen	vermogen
24	3 ^e v.o.	$I = I_f + I_w + I_L$	$I = I_f + I_w + I_L$
26	2 ^e v.b.	$K_l' = 0.294 * 14.9 (I)$	$K_l' = 0.294 * 14.9$
26	4 ^e v.b.	4.2.3	5.2.3
29	4 ^e v.b.	bedraagt 4.5%	bedraagt 1.3%.
29	15 ^e v.b.	warmte kwijt in bij lage	warmte kwijt bij lage

Errata Kolom-rendementen

Vergelijking 4.1.22 is niet correct overgenomen uit Zuiderweg [20].

Vergelijking 4.1.22 moet zijn:

$$S = K \cdot \phi_{\text{mol},g} / \phi_{\text{mol},l}$$

Omdat het ook mogelijk is de strippingfactor S op een andere manier te berekenen, namelijk

$$S = m \cdot U_g / U_l \quad (\text{voor } m \text{ zie: blz. 15 bovenaan})$$

is de strippingfactor niet bij alle uitgevoerde efficiency-berekeningen verkeerd berekend. In de volgende gevallen is S verkeerd berekend:

* Kolom T2

* Kolom T7, gedeelte BOVEN de voedingstrap

Het opnieuw berekenen van de strippingfactoren (vgl 4.1.22) voor deze gevallen geeft het volgende resultaat:

* kolom T2: S wordt: 0.3814 (was 0.3766)

* kolom T7, boven voeding: S wordt: 4.4972 (was 0.8990)

Hieruit blijkt dat S voor kolom T2 slechts heel weinig verandert. Wanneer met de nieuwe S wordt verder gerekend, dan blijkt zelfs dat voor kolom T2 de waarde van E_0 (afgerond op 2 significante cijfers) NIET verandert.

Het kolomontwerp van kolom T2 verandert dus NIET.

Voor kolom T7 boven de voedingstrap wordt WEL een nieuwe efficiency gevonden. De correcte waarde van E_0 wordt:

E_0 (kolom T7, boven voeding) wordt: 1.0

Hierdoor verandert de hoogte van het gedeelte van de kolom boven de voeding.

Op het bijgevoegde torenspecificatieblad vindt men het verbeterde ontwerp van kolom T7.

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.7.		Fabrieksnummer : 2831			
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :					
Functie..... : destillatie / extractie / absorptie /*					
Type toren..... : gastoren / schotel / spalt /*					
Type schotel..... : schotel / zeefplaat / zeef /*					
Aantal schotels..... : theoretisch : 20					
Aantal schotels..... : praktisch : 24 (voeding op trap 10)					
Schotelafstand / HETS : 0.30 / 0.40 m.		Materiaal schotel : Aluminium			
Diameter toren..... : 0.85 m		Hoogte toren : 8.7 m			
Materiaal toren : Aluminium					
Verwarming..... : gasmotor / elektrisch / reboiler /*					
BEDRIJFSKONDITIONES :					
	Voeding	Top	Bodem	Reflux/ absorptie	Extraktie middel/...
Temperatuur..... K	107	87	120	87	
Druk..... bar	1.85	1.75	1.95	1.75	
Dichtheid..... kg/m ³	15.5	7.2	407.5	765.5	
Massastroom..... kg/s	2.73	2.04	1.70	1.01	
Samenstelling in mol % gastoren					
CO	26	99.7	0.3	100	
H ₂	0.1	0.3	0	0	
CH ₄	73.9	0	99.7	0	
ONTWERP :					
Aantal schotels / zeefgaten** : 3326 / 1107			Type pakking..... :		
Aktief schoteloppervlak... : 0.487 / 0.364 m ²			Materiaal pakking :		
Lengte overlooprand... : 0.567 mm			Afmetingen pakking :		
Diameter zeef - gat : 5 mm					
Verdere gegevens op schets vermelden					

*doorstrepen wat niet van toepassing is. IV-3

** indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit vermelden!

Errata Economische aspecten

Op blz. 25, 8e regel van onderaf staat: 9.75 fl/m^2 . Deze waarde is niet correct en berust op een omrekenfout (van $\$/\text{ft}^2$ naar fl/m^2).

De juiste waarde is: 106.9 fl/m^2 .

Als gevolg van bovengenoemde fout verandert een deel van de economische berekening. Verder heeft de nieuwe berekening van de kolom-efficiency van kolom T7 ook invloed op de de economische berekening (de kolom wordt kleiner). De volgende grootheden veranderen:

* In tabel 5.2.3:

Hoogte kolom T7 wordt: 8.7 m.

Prijs kolom T7	wordt: 81	kfl.
Prijs warmtewisselaar H1	wordt: 59	kfl.
Prijs reboiler H4	wordt: 8.9	kfl.
Prijs warmtewisselaar H8	wordt: 16	kfl.
Prijs reboiler H9	wordt: 13	kfl.
Prijs warmtewisselaar H10	wordt: 19	kfl.

Totale investering in apparatuur wordt: 2433 kfl.

* blz. 25 4e regel van onderaf t/m blz. 26 3e regel van bovenaf:

$I_{\text{apparatuur}}$ wordt: 2.433 Mfl

I wordt: $4.99 \cdot 2.433 + 0.20 \cdot 15.8 = 15.3 \text{ Mfl/jr.}$

K_1' wordt: $0.294 \cdot 15.3 = 4.5 \text{ Mfl}$

* blz. 27, § 5.2.4:

K_T wordt: $15.8 + 4.5 + 0.178 = 20.5 \text{ Mfl/jr.}$

* blz. 27, 8e regel van onderaf:

Winst wordt: $20.7 - 20.5 = 0.2 \text{ Mfl/jr.}$

* blz. 28, 1e t/m 6e regel:

Winst wordt: 0.2 Mfl/jr.

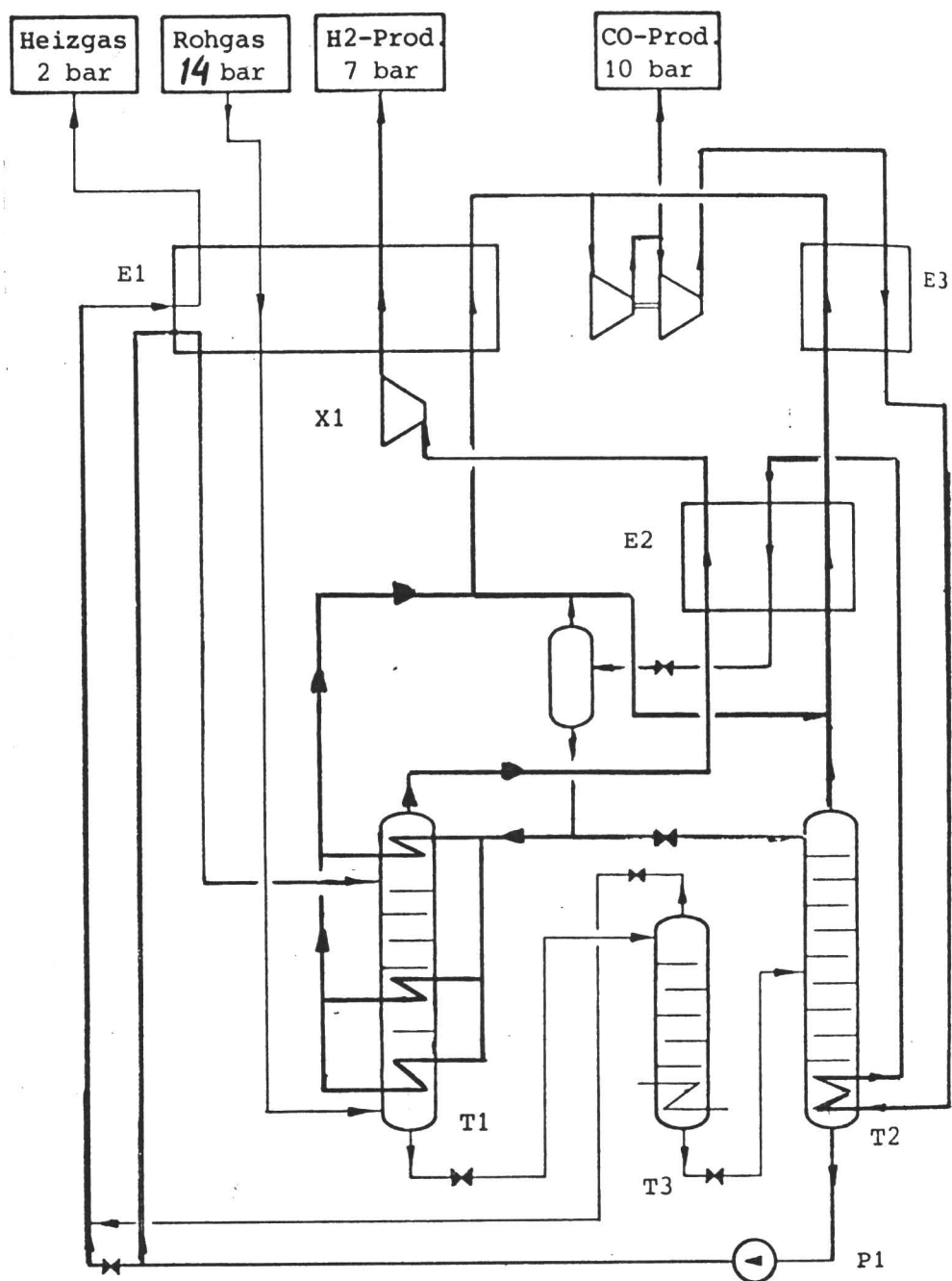
I_F wordt: $4.99 \cdot 2.433 = 12.1 \text{ Mfl/jr.}$

ROI wordt: $0.2 / (12.1 + 3.2) \cdot 100\% = 1.3 \%$

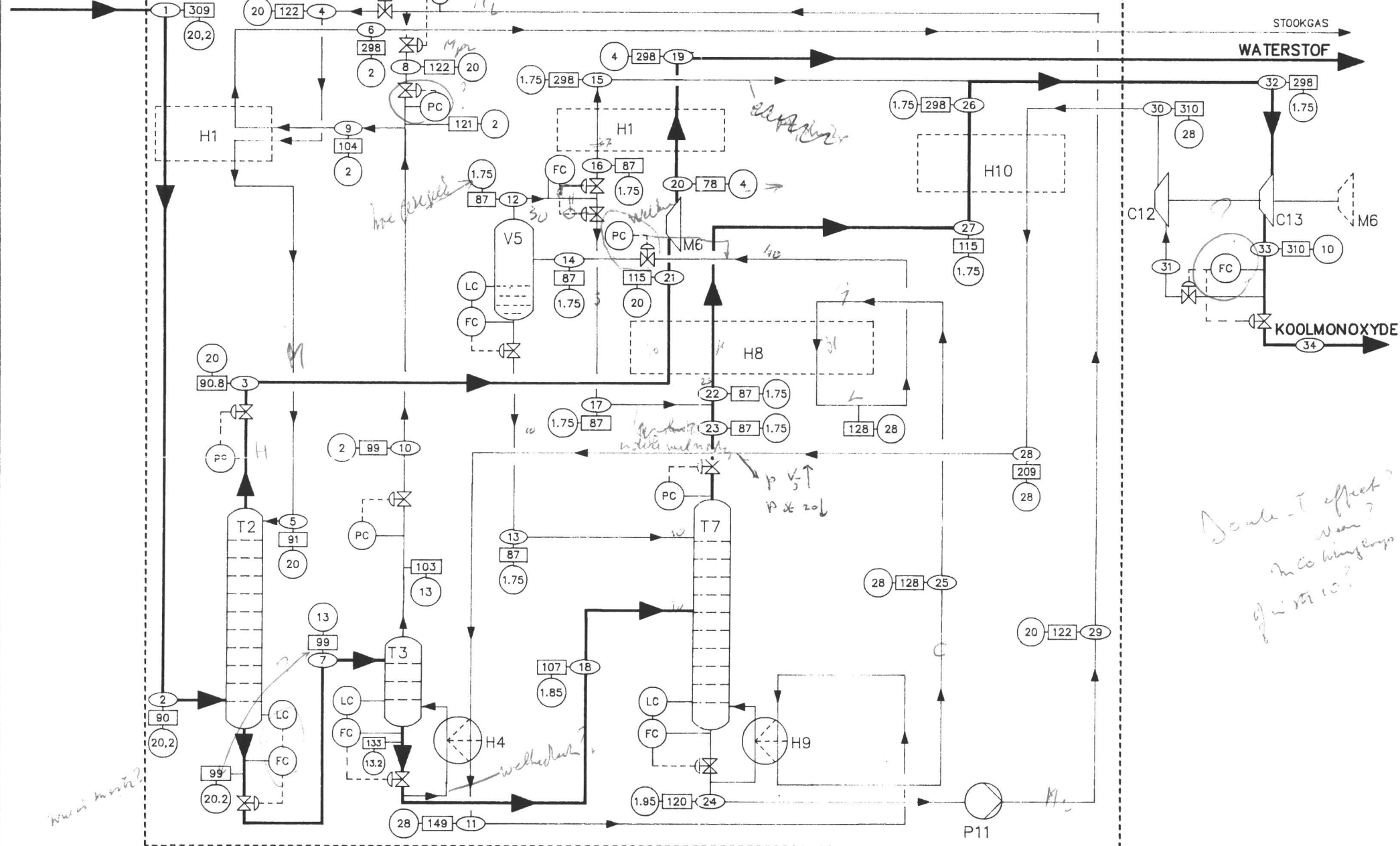
* blz. 28, 7e en 13e regel van bovenaf:

7e regel: 4.5 % wordt: 1.3 %

Proces "Linde 3"



SYNTHE GAS



H 1	WARMTEWISSELAAR
T 2	ABSORBER
T 3	WATERSTOFSTRIPPER
V 5	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER
M 6	EXPANDER

T 7	CO-CH ₄ SCHEIDER
H 8	WARMTEWISSELAAR
H 10	WARMTEWISSELAAR
C 12	MEERTRAPSCOMPRESSOR
C 13	MEERTRAPSCOMPRESSOR

cold box

FLOWSHEET voor de CRYOGENE SCHEIDING van SYNTHESE GAS in KOOLMONOXYDE en WATERSTOF

R.J. van Bodegraven
R.J. Jansen

Fabr.Voorontwerp Nr: 2831

stroomnr.

temperatuur in K

absolute druk in bar

November 1990

*Double-T effect?
van
in CO-lijngang
g-10?*