

ST44 rapport G-groep voorjaar '93
Lab. Apparatenbouw Procesindustrie
TU Delft, mei 1993

ST44 Chemische Fabriek
Meet en Regel, Massa en Energie Balans
Veiligheid, Milieu, Layout en Kosten
van een CO fabriek

G-groep:

Asheesh Doerdjan	WB
René van Eerten	WB
Marc van Gestel	WB
Ed Hanenberg	WB
Alexander Hilkhuijsen	WB
Jasper Kwakkelstein	WB
Arnold Tol	WB
Maarten Verhaar	WB
Ivo Ketelaars	ST
Patrick den Ridder	ST
Sjila Santegoeds	ST
Jeroen Stoffels	ST
John Zevenbergen	ST

Inhoudsopgave

Voorwoord

Samenvatting

1. Inleiding	1-1
2. Meet en Regeltechniek	2-1
2.1 Reforming en ontzwaveling	2-1
2.2 Brandstof systeem	2-3
2.3 Stoom generatie	2-4
2.4 Condensaat systeem	2-4
2.5 MEA-sectie	2-5
2.6 CO ₂ -compressie	2-6
2.7 Proces gas compressie en droging	2-7
2.8 Cold Box	2-11
2.9 Produkt compressie	2-12
3. Massa en Energie balans	3-1
3.1 Inleiding	3-1
3.2 Massabalans	3-1
3.3 Energiebalans	3-4
3.4 Conclusie	3-8
4. Veiligheid en Layout	4-1
4.1 Inleiding	4-1
4.2 Uitgangssituatie	4-1
4.2.1 Stoffen en Chemiekaarten	4-1
4.2.2 Procescondities	4-3
4.3 Risico's	4-4
4.4 Veiligheidsanalyse (DOW index)	4-5
4.5 Risico evaluatie	4-14
4.6 Lay-out	4-15
4.6.1 Inleiding	4-15
4.6.2 Randvoorwaarden aan layout	4-15
4.6.3 Leidingsystemen	4-17
4.6.4 uitwerking layout	4-18
4.6.5 conclusies	4-19
Literatuurlijst	4-20

5. Milieu aspecten	5-1
5.1 Inleiding	5-1
5.2 Vestigingscriteria	5-1
5.3 Gevaren en Hinder	5-1
5.4 Milieuverontreininging	5-2
5.5 Afvalstromen	5-3
6. Kostenschatting	6-1
6.1 Investment costs	6-1
6.2 operating costs	6-7
6.3 calculation of the investment cost	6-9
6.4 calculation of the operating cost	6-15
Literatuurlijst	6-18

Appendix

Voorwoord

Dit rapport is een vervolg op het eerder verschenen G-Groep verslag uit het voorjaar van 1993. De opdracht van dat verslag omvatte toen een schaalvergroting van 20 % van een bestaande koolmonoxyde plant. Dit rapport is het vervolg op de G-Groep in het kader van het college st 44, chemische fabriek. Behandeld worden achtereenvolgend: meet- en regeltechniek, massa en energiebalans, veiligheid en plant lay-out, milieuaspecten en kosten calculatie van de totale plant. Bij de behandeling van deze onderwerpen is gekeken naar de 20 % vergrote plant. De inhoud van het eerder genoemde G-Groep verslag wordt als bekend verondersteld. Er moet rekening gehouden worden dat dit rapport, evenals het G-Groep verslag, vertrouwelijk is.

Samenvatting

In het G-groepverslag over de capaciteitsvergroting van de CO-plant wordt ingegaan op de technische kant van het proces. In dit verslag worden behandeld de lay-out, veiligheid, massabalans, energieverbruik en het meet- en regeltechnische gedeelte.

Het hoofdstuk over meet en regeltechniek behandelt de toegepaste meet en regelkringen; hoe men een overzicht krijgt van de toestand van het proces en hoe daarin in te grijpen.

In het hoofdstuk over de massa- en energiebalans is met behulp van de massabalans de benodigde energie voor het proces berekend. De energie benodigd voor mixers, pompen, compressoren is berekend en de energie die in de vorm van verbrandingsgas aan de reformer wordt toegevoerd.

Voor de veiligheid wordt gekeken naar toxiciteit, explosie- en brandgevaar met behulp van de DOW Fire & Explosion Index. De lay-out is gebaseerd op technische, wettelijke en veiligheidsaspecten.

In het hoofdstuk over milieu worden de effecten van de plant op lucht, water en bodem behandeld. Ook worden de milieuaspecten van de afvalstromen bekeken en de mogelijkheden tot recycling hiervan.

Het hoofdstuk over de kosten laat de berekening zien van de investeringskosten, de kosten van grondstoffen en de operatie kosten.

1. Inleiding

In opdracht van GE Plastics te Bergen op Zoom is onderzocht naar de mogelijkheden voor het opvoeren van een koolmonoxyde plant met 20 %. Het geheel wordt beschreven in het G-Groep verslag van voorjaar 1993 onder de titel 'Capacity increase of a CO plant'. In dat verslag is slechts naar het proces technische gedeelte van de plant gekeken en is de kostprijs van koolmonoxyde per kilo bepaald.

Om meer inzicht te krijgen in het functioneren van de plant in de praktijk moet ook naar andere aspecten, buiten de proces technische, gekeken worden, te weten :

De Meet- en Regeltechniek:

Om het proces te besturen moet er op een aantal strategische punten meetapparatuur geplaatst worden. Met de gegevens uit deze meetapparatuur kan met behulp van regelapparatuur het proces gecontroleerd en gecorrigeerd worden.

De Veiligheid en de Plant Lay-out:

Dit zijn twee aspecten die nauw met elkaar verbonden zijn. Aan de ene kant wordt een plant ontworpen om zo veilig mogelijk te functioneren, maar mocht er dan een incident voorkomen, dan moet de lay out van de plant zo ontworpen zijn, dat de schade aan mens en apparatuur tot een minimum beperkt blijft.

De Massa en Energiebalans:

Door deze op te stellen krijg je een goed beeld van de stromen in de plant. Daardoor kun je bij de kostenberekening een post maken met de kosten van energie en grondstoffen.

De Milieuaspecten:

De roep om aandacht voor het milieu van de industrie wordt steeds luider. Doordat een plant aan de nodige regelgeving moet voldoen is het belangrijk om te kijken naar de uitstoot van allerlei stoffen.

De Kostencalculatie:

Het kostenplaatje is het uiteindelijke criterium om tot (ver)bouw van een plant te komen. Hieronder vallen niet alleen de totale investeringskosten, maar ook de dagelijkse kosten zoals energie, arbeid en onderhoud. Een goede schatting van de prijs per eenheid produkt (per kg.) is bepalend voor verdere beslissingen. Deze kostencalculatie is ook al opgenomen in het G-Groep verslag, maar is dermate belangrijk dat het ook in dit verslag hoort.

In dit verslag komen bovengenoemde aspecten aan bod en daaruit kan een uiteindelijke conclusie worden opgesteld met daarin de moeilijkheden, kosten en regels waarmee, bij bouw of opschaling van de CO plant, rekening gehouden moet worden.

HOOFDSTUK 2 MEET- EN REGELSYSTEMEN

2.1. Reforming en ontzwaveling

Het aardgas komt uit het net met een druk van 20 bar en een temperatuur van 15°C. Het gas wordt eerst gefilterd door aardgasfilter F-2101 (zie figuur 2.1, pagina 2-13). Als het drukverschil over dit filter, gemeten door PI-01, groter wordt dan 0.1 bar, dan moet het filter worden vervangen. Hierna stroomt het gas door een klep, welke de druk reduceert tot de gewenste waarde in de ontzwaveling sectie nl. 16.5 bar. De klep wordt geregeld door PIC-02, welke de druk na de klep meet.

In het ontzwavelings gedeelte reageert de zwavel met waterstof tot H₂S. De waterstof afkomstig uit de cold box, wordt in een bepaalde verhouding tot de aardgasstroom aan de aardgasstroom toegevoegd. De aardgasstroom wordt gemeten door FIC-03 en deze stuurt de klep van de recycle H₂ zodanig dat de verhouding H₂ : aardgas gelijk is aan 0.1. Zodoende wordt de juiste hoeveelheid waterstof geïmporteerd uit de cold box.

Vervolgens wordt de gasstroom opgewarmd tot ca. 400°C in de warmtewisselaar H-2104, welke gelegen is in de convectie zone van de reformer. De temperatuur van deze stroom wordt aangegeven door TI-04 en als deze temperatuur de 465°C schijnt te gaan overschrijden, wordt handmatig ingegrepen door een bypassklep ietsje te openen.

De TI-05 dient als check alvorens het gas nu de hydrodesulphurisation reactor (V-2101) ingaat, waarin de reactie van zwavel met waterstof plaatsvindt. In de reactor wordt de temperatuur gemeten door TI-06 en na de reactor door TI-07, waarbij allebei de opnemers een signaal geven als de temperatuur in de reactor teveel stijgt.

In de zinkoxide reactoren (V-2102A en V2102B) wordt het zwavelgehalte gereduceerd tot een voor de reformer toelaatbare waarde. Deze twee reactoren werken als volgt: is reactor A in bedrijf, dan wordt de katalysator van B geregenereerd. De sulphur analyzer meet het zwavel gehalte in het gas na de reactor en als dit gehalte groter wordt dan 0.25 ppm (wt), dan wordt overgeschakeld op reactor B. De druk en temperatuur in de reactoren worden bepaald door PI-08A/B resp. TI-09A/B. De temperatuur van het gas dat uit deze reactoren komt heeft een temperatuur van ongeveer 350°C en een druk van 15.7 bar.

De afgassen afkomstig uit de drie reactoren worden eerst afgekoeld tot 100°C in de 'flare gas cooler' (H-2120) alvorens te worden afgefakkeld.

In het geval dat er een plant upset is, wordt de gehele gasstroom uit de zinkoxide reactoren ook afgefakkeld, teneinde de ontzwavelings sectie draaiende te houden. Als er geen sprake is van een plant upset kan het gas gewoon naar de reformer toe. Er moet nu stoom worden toegevoegd om de reactie tot CO te doen plaatsvinden, waarbij een bepaald minimum vereist is om cokevorming te voorkomen. De hoeveelheid aardgas wordt gemeten door FIC-10 en aan de hand van deze hoeveelheid wordt de stoomtoevoerklep geregeld. De stoom heeft een temperatuur van 220°C en een druk van 22 bar.

Onder normale omstandigheden wordt alle CO₂ en tailgas in de leiding gestopt. Tijdens het opstarten wordt FIC-11 gebruikt om deze stroom te regelen.

Het gas heeft nu een temperatuur van ongeveer 203°C en wordt opgewarmd tot 475°C in de warmtewisselaar H-2103, welke zich in het convectie gedeelte van de reformer bevindt. Hierna wordt het gas verdeeld over 20 buizen die zich in het stralings gedeelte van de reformer bevinden. In deze buizen treedt de gewenste reactie op en er wordt o.a. CO gevormd. Aan het eind van elke buis wordt de temperatuur van het gas gemeten door TIC-13 (20 stuks dus) en aan het eind van het stralings gedeelte wordt de temperatuur van het afgas gemeten door TIC-12. TIC-12 en TIC-13 regelen de brandstoftoevoer naar de branders. Het procesgas moet nl. een temperatuur van 860°C halen anders wordt er minder CO gevormd. De TSHH-14 is een extra veiligheid welke alarmeert ingeval van een te hoge gastemperatuur.

De wandtemperatuur van de 20 buizen in de reformer mag nooit groter worden dan 923°C. De wandtemperatuur wordt met behulp van 'optical pyrometers' gecontroleerd door de operators. Het opstarten van de reformer moet niet te snel gebeuren, omdat de buizen anders een thermische shock kunnen oplopen.

Het procesgas uit de reformer met een temperatuur van 860°C en een druk van 10.2 bar wordt afgekoeld tot 300°C in de 'process gas boiler' (H-2107) met water uit de 'steam drum' (V-2103), waarbij er dus stoom wordt gegenereerd. TI-15 geeft deze temperatuur aan.

Vervolgens wordt een bepaalde hoeveelheid hogedruk stoom aan de stroom toegevoegd om de warmtecapaciteit te vergroten, speciaal voor de MEA-reboiler. Deze hoeveelheid wordt geregeld door FIC-116. Als dit gas de MEA-reboiler (H-2110) ingaat, mag de temperatuur niet groter zijn dan 180°C, omdat anders tengevolge van de hogere buiswandtemperatuur in de reboiler degradatie van de MEA oplossing plaatsvindt. Daarom wordt er vóór de MEA-reboiler een hoeveelheid quench water in de stroom gespoten in de quench (M-2102). Deze hoeveelheid wordt geregeld door de TIC-17: als de gastemperatuur groter wordt dan 180°C wordt er dus meer water gespoten. Vóór de reboiler wordt de temperatuur nog eens gemeten door TI-18. De bypass om de reboiler is nodig voor het opstarten.

Na de MEA-reboiler heeft het gas een temperatuur van 130°C en een groot gedeelte van de stoom in het gas is reeds gecondenseerd. Dit condensaat wordt in de 'hot condensate separator' (V2107) gescheiden van het gas. Dit gas wordt vervolgens in de 'process gas cooler' (H-2111/1) afgekoeld tot 40°C en het condensaat dat nu ontstaat wordt gescheiden in de 'cold condensate separator' (V-2108). Allebei de seperatoren zijn voorzien van een LC (LC-19 en LC-20) om te voorkomen dat er gas met het condensaat meestroomt. Het condensaat gaat naar de ontgasser (V-2104) en het gas met een druk van 9.5 bar en een temperatuur van 40°C, gemeten met TI-21, gaat naar de MEA absorber.

2.2. Brandstof systeem

In de reformeroven zijn er 36 branders bevestigd die de brandstof met zuurstof uit de lucht verbranden en zodoende reactiewarmte opleveren. De lucht wordt door één 'combustion air fan' (K-2101A of K-2101B) naar de branders geblazen. De luchtstroom wordt geregeld met de FIC-22 die dan samen met de drukregelaar PIC-23 werkt (zie figuur 2.2, pagina 2-14). De PIC-23 opent of sluit de 'inlet vanes' van de fan om zo een grotere of kleinere stroom te verkrijgen.

Om de afgassen af te voeren zijn er twee fans aanwezig, de 'flue gas fans' (K-2102A/B) die beide op 60% draaien. Aan de zuigzijde van deze fans is er een klep aanwezig (PCV-25). De druk in het fornuis wordt gemeten door PIC-24 en als deze druk te laag wordt, zal klep PCV-25 zich een beetje sluiten.

Als brandstof wordt tijdens het opstarten aardgas gebruikt en als de plant eenmaal draait wordt de waterstof uit de cold box gebruikt.

Het aardgas passeert eerst een filter (F-2102), welke deeltjes groter dan 5 micron uit de aardgasstroom haalt. Vervolgens gaat de stroom door de 'quick shut off valve', die wordt geregeld door het plant shut down systeem. De druk van het gas naar de branders wordt geregeld door de drukregelaar PIC-27. De FEY-28 registreert de hoeveelheid aardgas er naar de branders toe stroomt.

De waterstof uit de cold box passeert ook eerst een 'quick shut off valve' en de druk van het gas naar de branders wordt op dezelfde manier geregeld als de aardgasstroom, alleen hier met PIC-30 en de stroom wordt gemeten door FEY-31.

De HIC-29 controleert continu de drukken in de aardgas- en de waterstofleiding en zorgt ervoor dat als er bijvoorbeeld te weinig waterstof beschikbaar is als brandstof, de klep van de aardgas leiding open komt te staan. Als gedurende operatie men van plan is om over te schakelen op alleen aardgas, dan dient dit geleidelijk aan te gebeuren, omdat HIC-129 tijd nodig heeft om telkens een nieuw setpoint te bepalen.

Waterstof verbranden heeft een ander zuurstofbehoefte dan aardgas verbranden en dit wordt geregeld door de hoeveelheid lucht naar de branders voor waterstof te corrigeren met een factor.

Om de temperatuur in de reformer te regelen wordt de temperatuur aan de proces uitgang van de reformer gemeten door TIC-13 en de temperatuur aan de flue gas uitgang door TIC-112. Een van deze twee wordt geselecteerd om de temperatuur te regelen. Het signaal wordt dan naar de FY-26, de 'high en low relays' gestuurd zodat ingeval van:

- een dalende temperatuur de stroom lucht wordt vergroot en daarna de stroom brandstof.
- een stijgende temperatuur de brandstofstroom wordt verkleind en vervolgens de luchtstroom.

Zodoende wordt altijd een overmaat aan zuurstof gehandhaafd.

2.3. Stoom generatie

Stoom in deze plant wordt op twee manieren gegenereerd:

1. door middel van warmteoverdracht met de hete afgassen in de convectiezone van de reformer.
 - coil H-2102: 'flue gas shock boiler'.
 - coil H-2105A/B: 'flue gas boiler'.
2. door warmteoverdracht met het hete procesgas afkomstig uit de reformer. Dit gebeurt in de 'process gas boiler', H-2107.

Ontgast water van 26 bar en 104°C wordt eerst in de 'boiler feed water preheater' (H-2106) opgewarmd tot 180°C (zie figuur 2.3, pagina 2-15). Dit opgewarmde water gaat dan naar de 'steam drum'(V-2103). In de 'steam drum' worden stoom en water gescheiden en deze is voorzien van een LIC-34, welke de toevoer van water stopzet als het teveel water bevat. Verder zijn er een LSSL en een LSHH aangebracht, voor als het vloeistofniveau alarmerend laag resp. hoog wordt.

De stoom die uit de 'steam drum' wordt afgetapt, wordt gebruikt voor het reformen zelf en voor utility en export.

2.4. Condensaat systeem

Alle condensaat wordt naar de ontgasser V-2104 gevoerd (zie figuur 2.4, pagina 2-16). Procescondensaat welke CO₂ bevat wordt boven in het vat toegevoerd, omdat er in het bovenste gedeelte een gepakte kolom aanwezig is waarbij de CO₂ uit het condensaat wordt gestript met hoge druk stoom. Deze stoom is afkomstig uit de 'steam drum' en wordt onder het bed toegevoerd, waarbij de hoeveelheid afhankelijk is van de hoeveelheid condensaat. De PIC-037 regelt de druk in V-2104 (0.2 bar) en verder ook de klep die de stoomtoevoer bepaalt. De condensaatstromen afkomstig uit de 'regeneration gas heater' (H-2116) en de condensaatstroom uit de 'steam drum' (V-2103) leveren tijdens het flashen in de ontgasser ook stripstoom op.

Aan de bovenzijde wordt de stoom tezamen met de 'stripped off gasses' gevent.

Het verzamelde condensaat wordt aan de onderzijde verzameld en wordt gedeeltelijk d.m.v. de condensaatpomp N-2104/1 afgevoerd als proces condensaat en een ander gedeelte gaat naar de 'MEA sump'. De LIC-038 houdt het niveau van het condensaat in de ontgasser continu in de gaten en als dit niveau te laag wordt, wordt een van de twee kleppen welke door deze PIC wordt bedient gesloten. De keuze welke van de twee wordt manual bepaald.

De LSSL-039 stopt de pomp als het condensaatniveau veel te laag wordt en zodoende wordt de pomp beschermd. Na de pomp is er een reflux naar de ontgasser aanwezig, zodat er altijd een stroom door de pomp gehandhaafd blijft. Het procescondensaatstroom wordt gemeten door de FT-040 en wordt geëxporteerd naar de 'aeration/inhibitor tank' (V-2111)

en naar de 'water bath heater' (E-28) in de cold box.

2.5. MEA-sectie

Figuur 2.5, pagina 2-17, toont het meet- en regelschema van de MEA-sectie.

Aan de gasinlaat van de MEA-absorber bevinden zich een drukcontrole PIC-100 en klep PCV-101 die opengaat bij te hoge druk waarna het gas naar de flare afgevoerd wordt nadat ook klep PCV-102 is gesloten.

De bodem van de absorber is uitgerust met een niveaucontrole LIC-103 om de vloeistofhoogte te regelen met behulp van LCV-104. Ook een laag niveau schakelaar LSLL-105 bevindt zich onderin de kolom die LCV-106 sluit wanneer het vloeistof niveau te laag wordt.

De MEA-rijke oplossing wordt opgewarmd in warmtewisselaars H-2109 A/B tot 103 °C; dit wordt aangegeven door TI-107. Vervolgens stroomt de oplossing via klep LCV-104 naar de topsectie van de MEA-stripper V-2106. Deze laatstgenoemde klep is dicht bij de stripper geplaatst in verband met flash- en corrosie-problemen in de warmtewisselaars.

Het gas dat de stripper verlaat via de top heeft een temperatuur van 102 °C, gemeten door TI-108 en een druk van 1.7 bar, gemeten door PI-109.

De stripper is uitgerust met een LI-110 met hoog en laag alarm om het niveau in de stripper aan te geven, laag niveau schakelaar LSLL-111, die pomp N-2101A/B uitschakelt voor bescherming tegen drooglopen bij een te laag niveau in de stripper en TI-112, die de temperatuur van de bodemstroom aangeeft.

De temperatuur van in en uitgaande stromen van de reboiler worden gemeten door respectievelijk TI-116 en TI-117.

De schone MEA wordt, na warmteoverdracht, verpompt door N-2101A/B via FIC-113 en klep FCV-114 naar de MEA-absorber. Klep FCV-114 bepaalt in feite de hoeveelheid oplossing door het totale systeem.

De stroom schone MEA moet er voor zorgen dat het gas dat de top van de absorber verlaat een concentratie CO₂ heeft die kleiner is dan 50 ppm; dit wordt gemeten door AT-115. Een grotere stroom MEA, veroorzaakt door verder openen van klep FCV-114, betekent een lagere CO₂-concentratie in het topgas, maar vergroot tegelijkertijd de taak van de reboiler.

Het topgas wordt gekoeld waarbij het gedeeltelijk condenseert. Dit condensaat wordt verzameld samen met het condensaat uit de V-2113 en V-2114 in de V-2109, waarna het wordt verpompt naar de stripper als reflux.

De V-2109 is uitgerust met een LIC-118 met hoog en laag alarm, die de reflux controle klep FCV-119 regelt om zodoende het niveau constant te houden in de V-2109. Ook bevindt zich een LSLL-120 onder in de V-2109 om bij te laag vloeistof niveau de pompen uit te schakelen en daardoor te beschermen tegen drooglopen.

Van de stroom uit pomp N-2101A/B wordt een deel afgetakt. Een deel hiervan gaat via FI-121 naar de MEA-filter F-2103. Het andere deel, ook gecontroleerd door FI-122, komt vervolgens weer samen met het gefilterde deel. Het geheel stroomt vervolgens naar de "aeration/inhibitor injection tank" V-2111, via klep LCV-123. Deze klep wordt gesloten door de LIC-124, geplaatst op de V-2111, als het niveau te hoog wordt. Hetzelfde geldt voor stroom proces condensaat van de N-2104 die dan afgesloten wordt door de LCV-125. Als het niveau te laag wordt dan zal klep LCV-126 gedeeltelijk gesloten worden door LIC-125; LCV-123 en 124 worden dan verder geopend. Als het niveau te ver gedaald is zal LSLL-127 pomp N-2103 af laten slaan om hem te beschermen tegen drooglopen. De luchtstroom die toegevoegd wordt aan de V-2111 wordt gemeten door een FI-128.

Tenslotte is de "MEA-vent tank", V-2110 uitgerust met LI-129, met hoog en laag alarm.

2.6. CO₂-compressie

Het CO₂ gas stroomt naar compressor K-2103 met een temperatuur van 40°C, gemeten door TI-201 aan de uitgang van de V-2109 MEA stripper overhead receiver, 0.5 barg, gemeten door PIC-202, en een massastroom van 1100.5 kg/hr (design waarde), gemeten door FEV-203, weergegeven door FI-204 (zie figuur 2.6, pagina 2-18).

Het CO₂ gas wordt gemengd met een afgas stroom uit de cold box.

Het afgas afkomstig van de cold box, 246.7 kg/hr, wordt gemeten door FEV-205 met een temperatuur van 31°C en een druk van 1 barg. Een low temperature trip TSLL-207 is geïnstalleerd. Deze sluit FV-208, PV-209 en PV-210 af als de temperatuur van het afgas uit de cold box te laag is.

Het afgas wordt gemengd met CO₂ en gecontroleerd door FC-212. Het afgas mag geen CO bevatten, omdat CO via de Boudouard reactie (zie formule 1) koolstof neerslag in de reformer veroorzaakt.



Indien het afgas uit de cold box toch CO bevat, moet deze stroom ook voldoende CO₂ bevatten, daar CO₂ koolstof neerslag kan belemmeren. Daartoe wordt de fractie CO₂ in het afgas gemeten door FFY-213. Als de gemeten hoeveelheid CO₂ beneden een bepaalde waarde ligt, wordt FCV-214, na een alarm, automatisch gesloten. Het afgas wordt dan afgeblazen door PCV-215.

Het CO₂/afgas mengsel stroomt naar de compressor K-2103. Aan de zuigzijde van de compressor is een lage-druk beveiliging aangebracht (PSLL-216), welke de motor van de compressor uitschakelt als de zuigdruk te laag wordt.

Na de eerste compressie-trap verlaat het mengsel de compressor. Aan de uitgang is een hoge-temperatuur beveiliging (TSHH-217) aangebracht, welke de motor van de compressor uitschakelt als de uitgangstemperatuur na de eerste trap te hoog is.

Het gasmengsel stroomt naar de tussenkoeler H-2113, waar het gas van 3.6 barg en 138°C wordt gekoeld met koelwater tot 40°C. Ten gevolge van koeling ontstaat condensaat, dat van het gas wordt gescheiden in de knock out drum V-2113.

De knock out drum heeft een level controller LIC-218 welke ervoor zorgt dat het afgescheiden condensaat via LCV-219 terugstroomt naar de reflux drum V-2109.

LIC-218 heeft een hoog en een laag alarm en een high switch is geïnstalleerd op LG-221 om de motor van de compressor te laten stoppen als er vloeistof naar de compressor dreigt te stromen (zie figuur 2.7, pagina 2-19).

Het gas dat V-2113 verlaat, stroomt naar de tweede trap van de compressor.

Na de tweede compressie-trap verlaat het mengsel de compressor. Aan de uitgang is wederom een hoge-temperatuur beveiliging aangebracht (TSHH-222; zie figuur 2.7, pagina 2-19), welke de motor van de compressor uitschakelt als de uitgangstemperatuur na de tweede trap te hoog is.

Het gasmengsel wordt in de laatste compressor koeling (H-2114) bij 14.0 barg gekoeld van 138°C naar 40°C door middel van koelwater. Vervolgens stroomt het gas weer naar een knock out drum (V-2114) om het tijdens koeling ontstane condensaat te scheiden. De knock out drum heeft een level controller LIC-223 welke ervoor zorgt dat het afgescheiden condensaat via LCV-224 terugstroomt naar de reflux drum V-2109.

LIC-223 heeft een hoog en een laag alarm en, evenals knock out drum V-2113, een hoog high switch is geïnstalleerd op LG-226 om de motor van de compressor te laten stoppen in geval van een hoog vloeistof niveau in knock out drum V-2114 (zie figuur 2.8, pagina 2-20).

Na V-2114 stroomt het mengsel naar het ontzwavelingsvat V-2115, waar het wordt ontdaan van restjes waterstofsulfide. Aan de ingang van V-2115 kan het gas of een deel ervan via een klep afgeblazen worden.

2.7. Proces gas compressie en droging

2.7.1. Proces gas compressie

Proces gas afkomstig van de MEA absorber V-2105 met minder dan 50 ppm (vol) CO₂ stroomt naar de knock out drum V-2116. Dit vat is geïnstalleerd om eventueel de van V-2105 meegekomen vloeistof te scheiden. De afgescheiden vloeistof wordt door de level controller LIC-227, welke is uitgerust met een hoog niveau en laag niveau alarm om te waarschuwen voor een te hoog of te laag niveau, via XCV-228 naar de MEA-sump gestuurd (zie figuur 2.9, pagina 2-21).

LG-230 is uitgerust met een switch die de motor van de compressoren K-2104A/B uitschakelt bij een hoog niveau; LSSL-232 sluit XCV-228 in de vloeistof uitgang van V-2116 om te voorkomen dat gas bij een te laag niveau terugstroomt naar de MEA-sump.

Aan de bovenkant van V-2116, waar het proces gas de knock out drum verlaat, is PIC-234 geïnstalleerd. Deze druk controller is een splitrage controller, dat wil zeggen dat hij zowel PCV-235 als PCV-236 bestuurt. Via PCV-236 wordt gas afgeblazen als de systeemdruk te hoog wordt. PCV-235 is een controle klep welke bij te lage druk het gas van V-2117 retourneert naar de zuigzijde van de compressoren K-2104A/B.

De volgende beschrijving is geldig voor de compressor K-2104A; voor compressor B geldt hetzelfde met uitzondering van de nummering van de verschillende apparaten en appendages.

Aan de uitgang van het filter aan de zuigzijde van de proces gas compressor, is de druk switch PSSL-237 geïnstalleerd (zie figuur 2.9, pagina 2-21), welke de motor van compressor K-2104A uitschakelt bij een te lage zuigdruk. Het proces gas stroomt vervolgens de compressor in, wordt gecompriëerd tot 27.8 barg en verlaat de compressor met een temperatuur van 146°C

Een alarm voor te hoge temperaturen, TI-239 en TI-241, en een high temperature trip 2-TSHH-243 en TSHH-245 zijn geïnstalleerd om de compressor te beschermen (zie figuur 2.9, pagina 2-21).

Via de koeler H-2115A, waar met behulp van koelwater het gas wordt gekoeld tot 35°C, stroomt het gas naar de knock out drum V-2117A, waar de tijdens koeling ontstane vloeistof wordt gescheiden van het gas.

Het condensaat wordt afgevoerd naar de MEA-sump door level controller LIC-246, welke is uitgerust met een hoog en een laag level alarm. De LG-249 is ook uitgerust met level switch; LSHH-250 stopt de compressor bij een te hoog vloeistof niveau in de knock out drum en LSL-251 sluit klep XCV-247 in de vloeistof uitgang van V-2117A bij een te laag vloeistof niveau om te voorkomen dat gas terug stroomt naar de MEA-sump (zie figuur 2.10, pagina 2-22).

2.7.2. Feed gas droging

Het proces gas dat V-2117A verlaat, stroomt naar de drogers V-2118A/B/C.

Aan de ingang van de drogers is een analyser AI-252 geïnstalleerd welke het CO₂ gehalte meet; de temperatuur wordt gemeten door een temperature indicator. Beide hebben een alarm voor een te hoog gehalte CO₂ en water aan de ingang van de drogers.

Een plant pressure control is geïnstalleerd welke ervoor zorgt dat het gas wordt afgeblazen in geval van een te hoge druk.

De drogers V-2118A/B/C zijn molecular sieve vaten voor het adsorberen van al het water en CO₂ tot 0.1 ppm (vol.) aan de uitgang. Het systeem is automatisch en heeft een analyser weergave van het dew-point en het CO₂ gehalte.

Het ene bed is in werking en neemt proces gas om al het CO₂ en water te adsorberen. Het gas uit dit bed gaat eerst naar een tweede bed, guard bed genaamd en tenslotte naar de cold box. Het derde bed wordt geregenereerd.

Wanneer van voeding wordt gewisseld, wordt het bed dat zojuist geadsorbeerd heeft geregenereerd, het guard bed wordt het adsorberende bed en het regenererende bed wordt het guard bed.

Regeneratie van het bed gaat als volgt met V-2118A als regeneratie bed, V-2118B als adsorptie bed en V-2118C in semi-parallel werking. Alle kleppen zijn gesloten behalve XCV-261, XCV-267, XCV-269, XCV-274, FCV-280A en XCV-291 (zie figuur 2.11, pagina 2-23).

2.7.2.1. Depressurization step

Het adsorberende bed wordt langzaam in druk verlaagd tot de druk van het regenererende bed (zie figuur 2.12, pagina 2-24).

- 1) Klep XCV-255 gaat open waardoor de verbinding met XCV-284 en FCV-282 onder druk komt te staan.
- 2) Door middel van flow control door FIC-282 wordt de druk van V-2118A verlaagd tot de systeemdruk van de H₂ stroom, welke naar de reformer stroomt als brandstof voor de branders. De druk van dit systeem wordt automatisch gecontroleerd door een pressure controller, welke ervoor zorgt dat in geval van te hoge druk gas wordt afgeblazen.
- 3) Het eind van deze stap wordt aangegeven door PSL-256, welke de volgende stap initieert.

2.7.2.2. Heating step

Een stromings loop van geregenereerd gas wordt ingesteld en de heating cyclus wordt gestart. De kleppen XCV-284, XCV-257 en XCV-288 worden geopend; XCV-291 en FCV-282 worden gesloten.

Het H₂ gas afkomstig van de cold box stroomt via XCV-288 naar de heater van het regeneratie gas H-2116.

PCV-287 gaat open zodat stoom het gas dat door H-2116 stroomt verhit wordt tot 200°C.

Het hete regeneratie gas stroomt door XCV-257 naar bed V-2118A om zodoende water en CO₂ uit te drijven en verlaat het bed via XCV-255.

Het gas stroomt dan via XCV-284 naar H-2117, waar het wordt gekoeld met koelwater tot 40°C voordat het knock out drum V-2119 instroomt. Hierin wordt het gecondenseerde water gescheiden. Het uit V-2119 stromende regeneratie gas dient als brandstof voor de branders van de reformer (zie figuur 2.13, pagina 2-25).

2.7.2.3. Cooling step

Het regeneratie bed wordt gekoeld. XV-289 wordt geopend en XV-288 wordt gesloten.

Het regeneratie gas gaat nu voorbij aan H-2116 en het koude gas koelt het bed langzaam af.

Tegelijkertijd wordt de semi-parallel werking van V-2118C uitgeschakeld en de droger wordt in serie geschakeld met V-2118B (zie figuur 2.14, pagina 2-26).

2.7.2.4. Purge step

Het regeneratie bed wordt gepurged.

- 1) XCV-291 wordt geopend.
- 2) XCV-289 wordt gesloten.
- 3) XCV-257 wordt gesloten.
- 4) XCV-258 wordt geopend.
- 5) FC-280 levert een kleine stroom door V-2118A om het bed van zijn laatste hoeveelheid regeneratie gas te ontdoen. Op deze manier wordt een kleine stroom

gerealiseerd die via XCV-255 en FIC-280 V-2118A verlaat. Dit gas wordt gevoegd bij de H₂ stroom welke naar de branders van de reformer stroomt.

Zie figuur 2.15, pagina 2-27

2.7.2.5. Repressurization step

Het geregenereerde bed wordt nu weer op druk gebracht.

- 1) XCV-255 wordt gesloten.
- 2) XCV-284 wordt gesloten.
- 3) FC-280 levert een kleine stroom gedroogd gas om V-2118A langzaam weer op druk te brengen.

Deze stap duurt totdat PSH-256 de ingestelde waarde heeft bereikt (zie figuur 2.16, pagina 2-28).

2.7.2.6. Semi-parallel operation

Deze stap is bedoeld om het bed af te koelen tot kamer temperatuur. De temperatuurverhoging is veroorzaakt door adsorptie van CO₂ tijdens de purge en de repressurization step.

- 1) XCV-253 wordt geopend. Het proces gas stroomt nu door V-2118A en FCV-280A in tegengestelde richting.

Deze situatie duurt totdat TI-279 circa 35°C heeft bereikt.

Zie figuur 2.17, pagina 2-29.

2.7.2.7. Guard step

V-2118A wordt nu het guard bed na V-2118C.

Voordat dit gebeurt wordt V-2118B tot regeneratie en V-2118C tot adsorptie aanzet.

- 1) XCV-269 wordt geopend.
- 2) XCV-270 wordt gesloten.
- 3) XCV-268 wordt gesloten.
- 4) XCV-261 wordt gesloten.

V-2118B volgt dezelfde regeneratie stappen als beschreven voor V-2118A (zie figuur 2.18, pagina 2-30).

Verder

- 5) XCV-259 wordt geopend.
- 6) XCV-258 wordt gesloten.
- 7) FCV-280A wordt gesloten.
- 8) XCV-253 wordt gesloten.
- 9) XCV-254 wordt geopend.
- 10) XCV-254 wordt geopend.
- 11) XCV-275 wordt gesloten.

Zie figuur 2.19, pagina 2-31

Figuur 2.20, pagina 2-32 toont een diagram met de verschillende stappen voor de drogers V-2118A/B/C.

2.8. Cold Box

Het gas dat uit de dryers komt is gereed bevat CO, CH₄, H₂ en N₂. In de cold box wordt dit mengsel gescheiden teneinde een zo zuiver mogelijk CO produkt te bewerkstelligen. In het eindprodukt zit er echter wel een aanzienlijke hoeveelheid N₂ welke niet door de cold box kan worden gescheiden.

Het gas dat de cold box ingaat wordt eerst gekoeld in de 'feed gas cooler' en wordt vervolgens verder afgekoeld in de reboiler E-22 van de 'CO/CH₄-splitter' (T-22) (zie figuur 2.21, pagina 2-33). De stroom wordt dan geleid naar de 'CO wash column', waar er aan de bovenzijde een CH₄-vrije vloeistof en aan de onderzijde een CH₄-rijke vloeistof uitkomt. Het bovenste gedeelte van deze kolom bestaat uit een netwerk van warmtewisselaars waarbij verschillende stromen warmte onttrekken aan de CH₄-vrije gas, zodat CO kan condenseren en gedeeltelijk de kolom uitstroomt. Het ander deel is nodig als reflux, zodat een methaan vrije vloeistof aan de bovenzijde gehaald wordt. Om de reflux te regelen is er op de negende trap van de kolom een methaanconcentratie analyzer (AE-308) geplaatst welke een signaal geeft om klep 309 te sluiten als deze concentratie te hoog wordt, omdat dan de reflux groter wordt.

De kolom is verder voorzien van een LIC-307, welke de klep bestuurt waardoorheen het bodemprodukt stroomt en zodoende voorkomt dat er gas meestroomt.

Het methaan vrije vloeistof stroomt dan naar de H₂ flash kolom (T-24), waar de H₂ eruit gekookt en zodoende gescheiden wordt van de CO. Recycle CO, welke door warmtewisselaar E-21 is gekoeld, wordt hierbij als stripgas gebruikt. De kolom is voorzien van een TIC-305, welke klep 310 bestuurd zodat de gewenste temperatuur gehandhaafd blijft. Ook bij deze kolom is net zoals bij alle ander kolommen in de cold box een LIC aanwezig welke ervoor zorgt dat de afvoerklep dichtgaat als het niveau in de kolom te laag wordt, zodat er geen gas meestroomt. Het gas dat aan de bovenzijde eruit komt bevat veel H₂ en vormt samen met de H₂-rijke stroom uit de bovenzijde van de 'feed flash column' (T-23) en de CH₄-rijke stroom uit de onderzijde van T-22 de tail gas.

Het gas dat aan de onderzijde van kolom T-24 stroomt wordt gesplitst en een deel wordt gebruikt om samengevoegd met de geëxpandeerde recycle CO stromen afkomstig uit de reboilers E-24 en E-22, warmte te onttrekken in de condensers E-25 en daarna E-2. Het ander deel onttrekt warmte in de 'reflux cooler' E-23L van kolom T-21. Daarna komen deze stromen samen en gaat de stroom naar kolom T-22, waar CO aan de bovenzijde en CH₄ aan de onderzijde verschijnt.

De methaan rijke vloeistof dat uit de onderzijde van kolom T-21 komt wordt geleid naar kolom T-23, waar H₂ uitgekookt wordt, waarbij recycle CO de warmte levert voor de reboiler E-24. Deze CO stroom wordt geregeld door klep 313 aan de hand van de gemeten temperatuur in de kolom door TIC-303.

Aan de onderzijde van kolom T-23 stroomt een vloeistof welke veel CH₄ en CO bevat en deze stroom wordt ook naar kolom T-22 geleid (eerst wordt een deel van deze stroom gebruikt om warmte te onttrekken in warmtewisselaar E-23L). De recycle CO stroom welke ook warmte levert voor de reboiler (E-22) van deze kolom wordt op dezelfde

manier als bij kolom T-23 geregeld door TIC 301 welke klep 312 bestuurt.

2.9. Produkt compressie

Het CO produkt afkomstig van de cold box, stroomt naar de compressoren K-2105B/C (zie figuur 2.22, pagina 2-34). De CO stroom wordt gemeten aan de uitgang van de cold box door FI-401 en zijn temperatuur door TI-403, welke een alarm heeft voor te lage temperaturen. De druk van de CO stroom wordt gemeten door PIC-312. PIC-312 is een split range controller welke ten eerste PCV312A regelt, een spillback valve van de CO compressor uitgang die in werking treedt in geval van een te lage zuigdruk, en ten tweede PCV312B welke het CO afblaast in geval van een te hoge zuigdruk.

Er zijn drie compressoren, te weten K-2105A/B en C. De K-2105A is ontworpen voor gebruik in CO-plant I. De K-2105C is de CO compressor voor CO-plant II en zal normaal gesproken in bedrijf zijn. De K-2105B is de reserve compressor voor beide bovengenoemde compressoren. Een beschrijving voor K-2105C wordt hieronder gegeven.

Aan de zuigzijde van K-2105C is pressure switch PSSL-404 geïnstalleerd, welke de motor van de compressor uitschakelt bij een te lage zuigdruk.

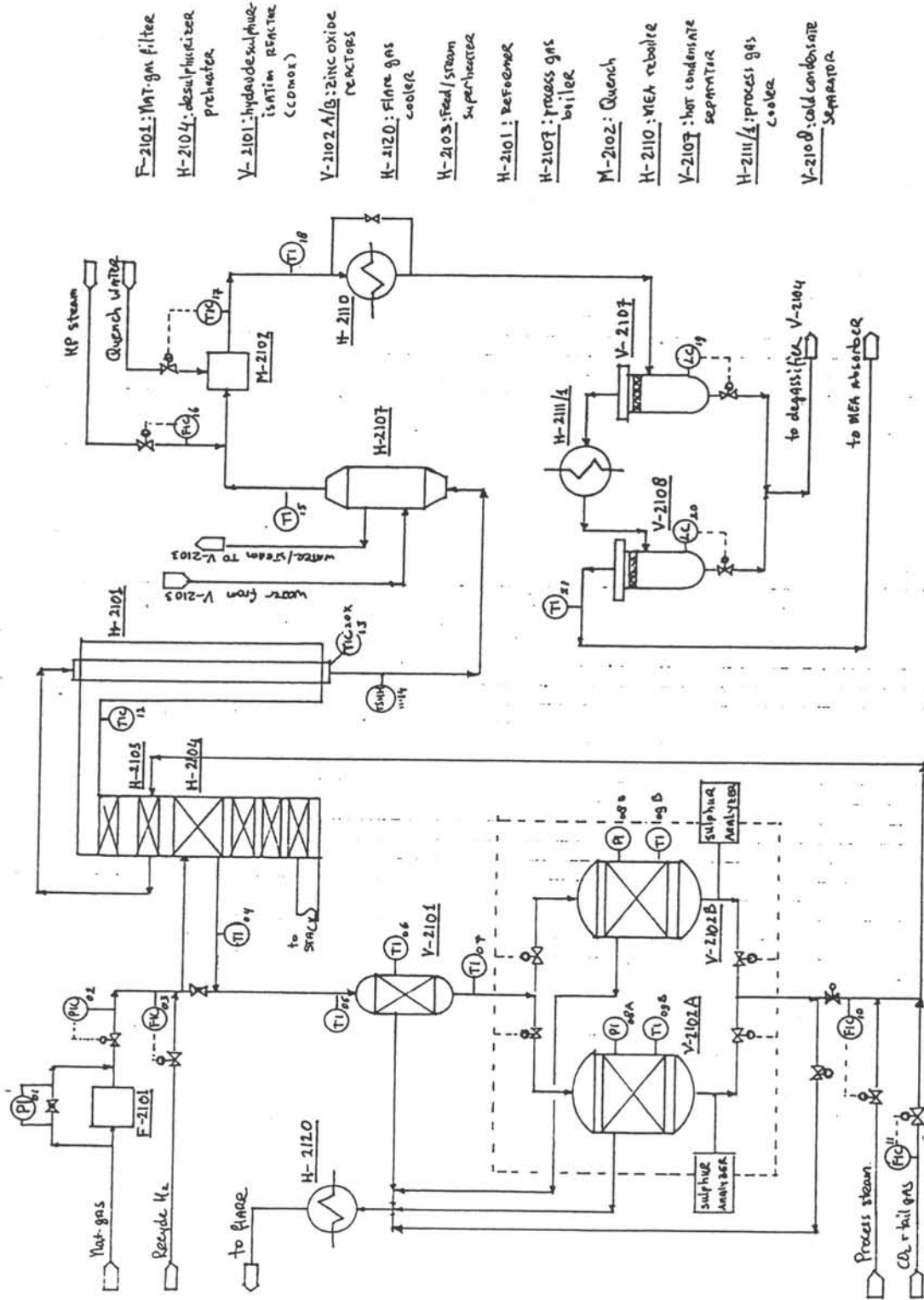
Na compressie verlaat het CO de compressor. Aan de uitgang van K-2105C is een temperature switch TSHH-405 geïnstalleerd. Het produkt gas stroomt via koeler H-2118C naar de tweede trap van de compressor.

Aan de uitgang van de tweede trap van K-2105C is wederom een temperature switch TSHH-406 geïnstalleerd. Deze schakelt, net als TSHH-405, de motor van de compressor uit bij een te hoge uitgangstemperatuur. Het produkt gas stroomt daarna naar de laatste koeler H-2119C.

Na H-2119C is PSHH-407 geïnstalleerd, welke de motor van de compressor uitschakelt bij te hoge druk, en TSHH-408, welke eveneens de motor van K-2105C uitschakelt bij te hoge temperatuur door storing in de aanvoer van het koelwater.

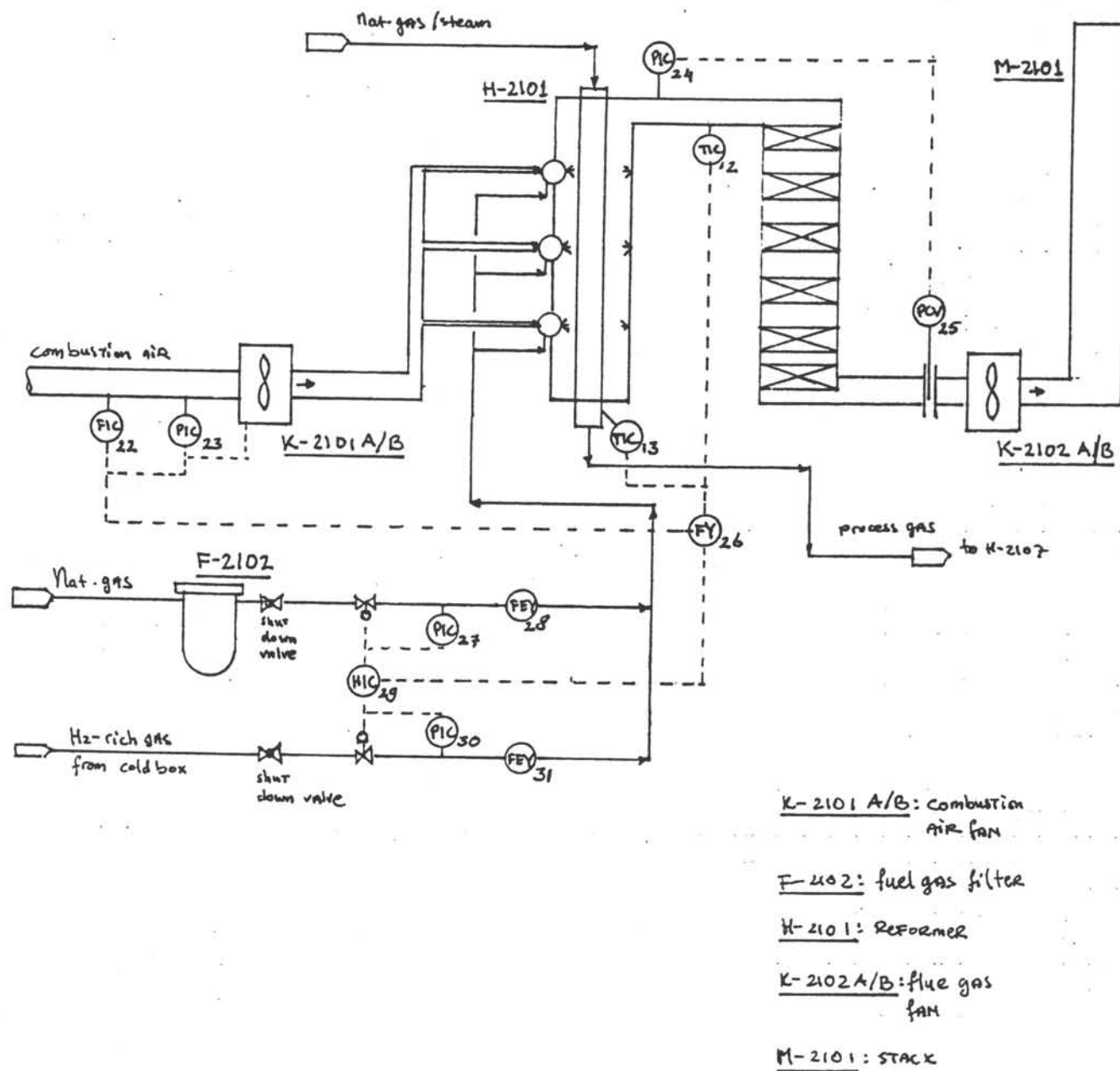
Tenslotte passeert het CO produkt nog de filters F-2108A/B.

Aan de produkt uitgang van de filters bevinden zich de analysers AI-409 en AI-410 geïnstalleerd, welke de spoorhoeveelheden H_2 en CH_4 meten, een flow totalizer FQI-411 en de pressure controller PIC-412.

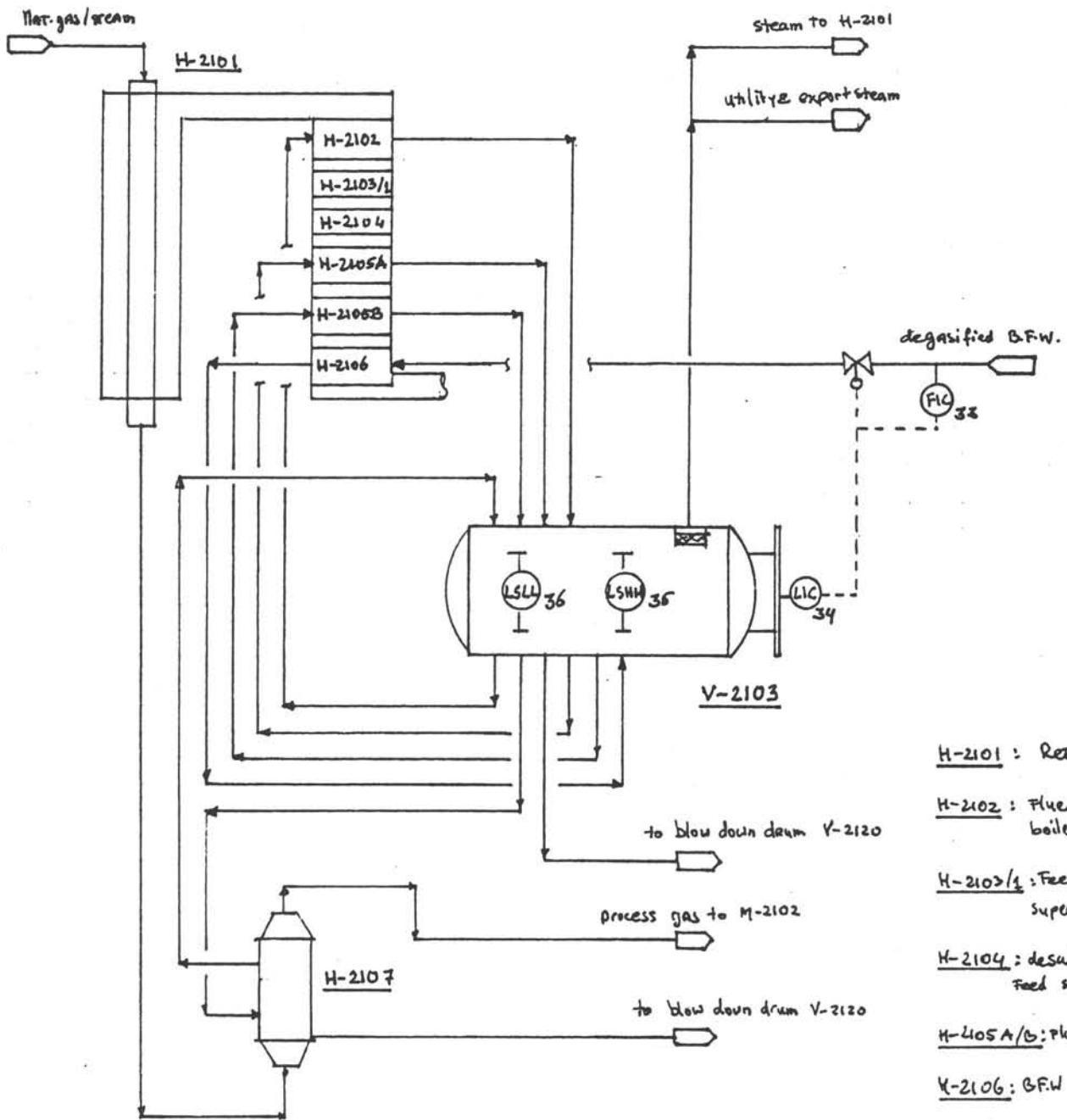


- F-2101: N₂-gas filter
- H-2104: desulfurizer preheater
- V-2101: hydride sulphurization reactor (COMOX)
- V-2102 A/B: zinc oxide reactors
- H-2120: flame gas cooler
- H-2103: feed/steam superheater
- H-2101: reformer
- H-2107: process gas boiler
- M-2102: Quench
- H-2110: MEA reboiler
- V-2107: hot condensate separator
- H-2111: process gas cooler
- V-2108: cold condensate separator

Figuur 2.1. Reforming en ontzwaveling

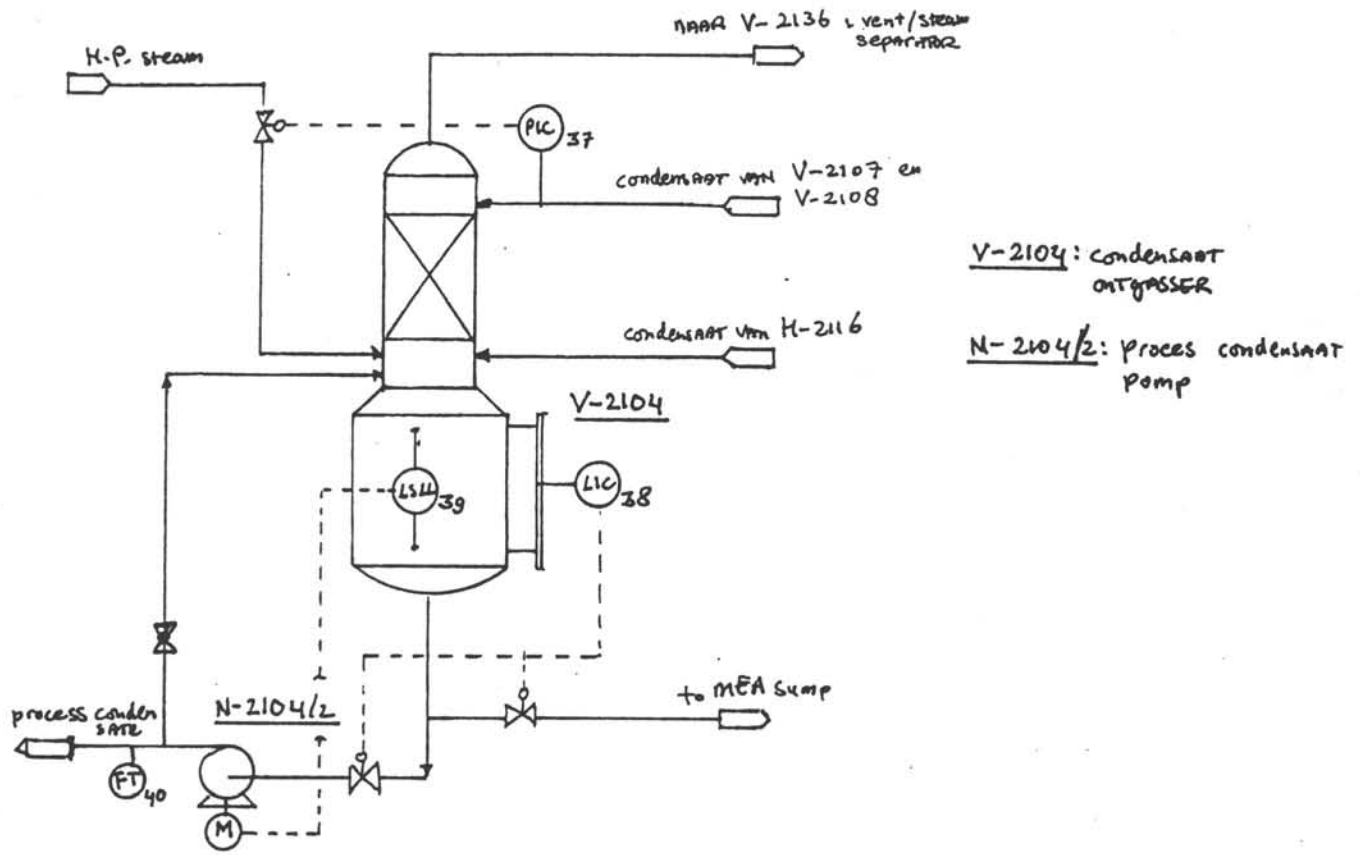


Figuur 2.2. Brandstofsysteem



- H-2101 : Refoermer
- H-2102 : Flue gas shock boiler
- H-2103/4 : Feed / steam superheater
- H-2104 : desulfurizer Feed superheater
- H-2105A/B : flue gas boiler
- H-2106 : B.F.W preheater
- H-2107 : process gas boiler
- V-2103 : steam drum

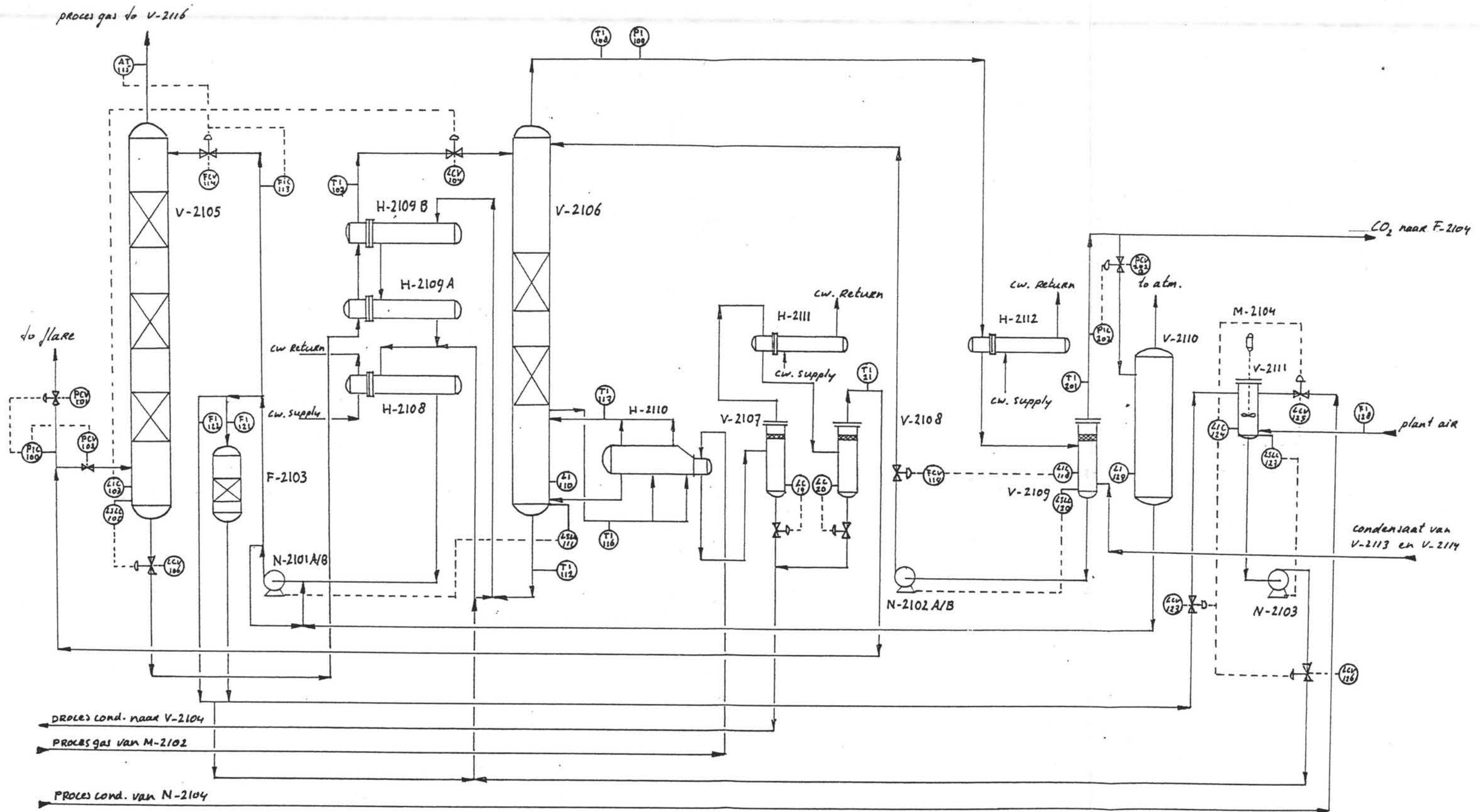
Figuur 2.3. Stoomgeneratie



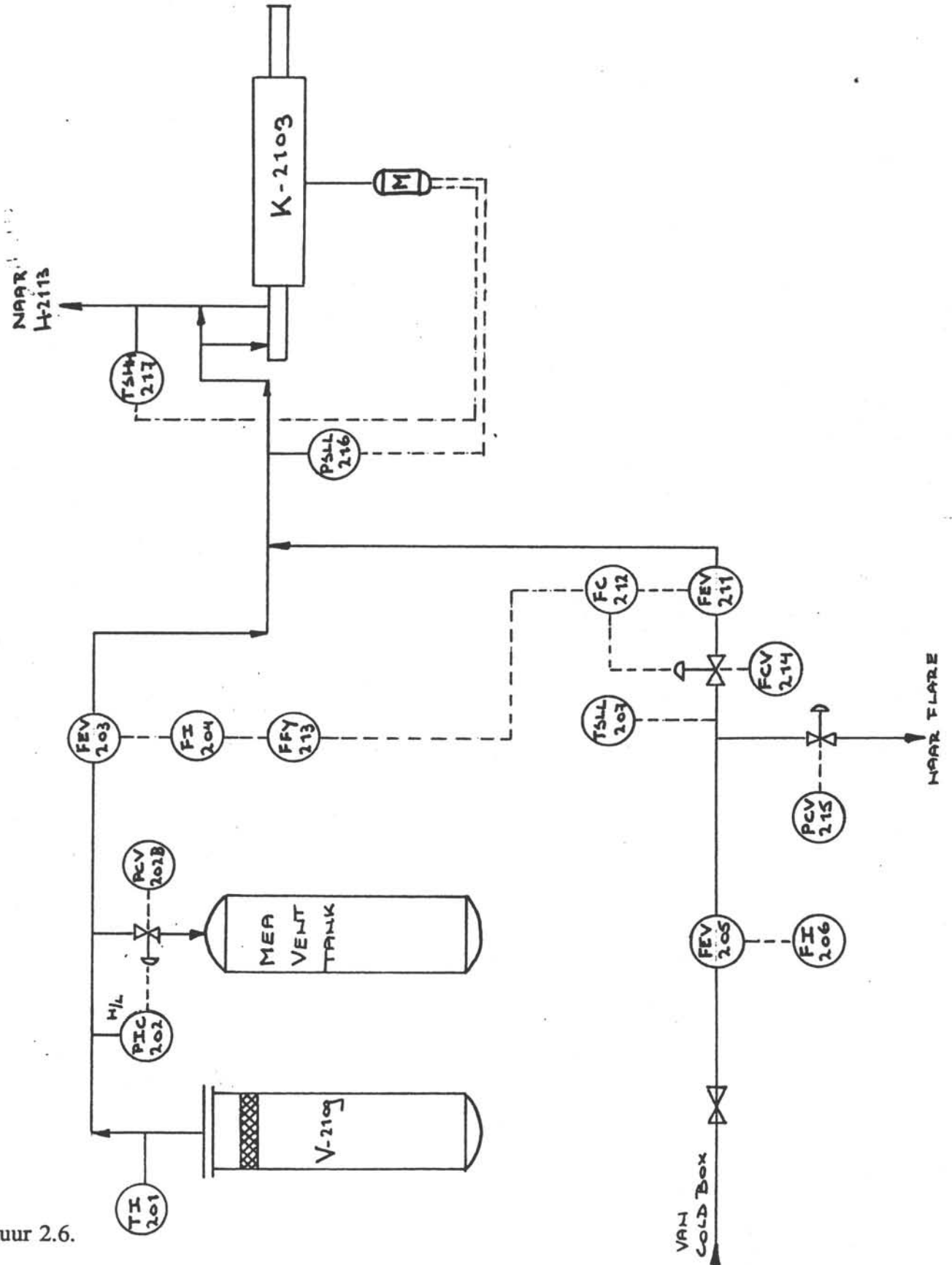
Figuur 2.4. Condensaat ontgasser

MEA SECTIE

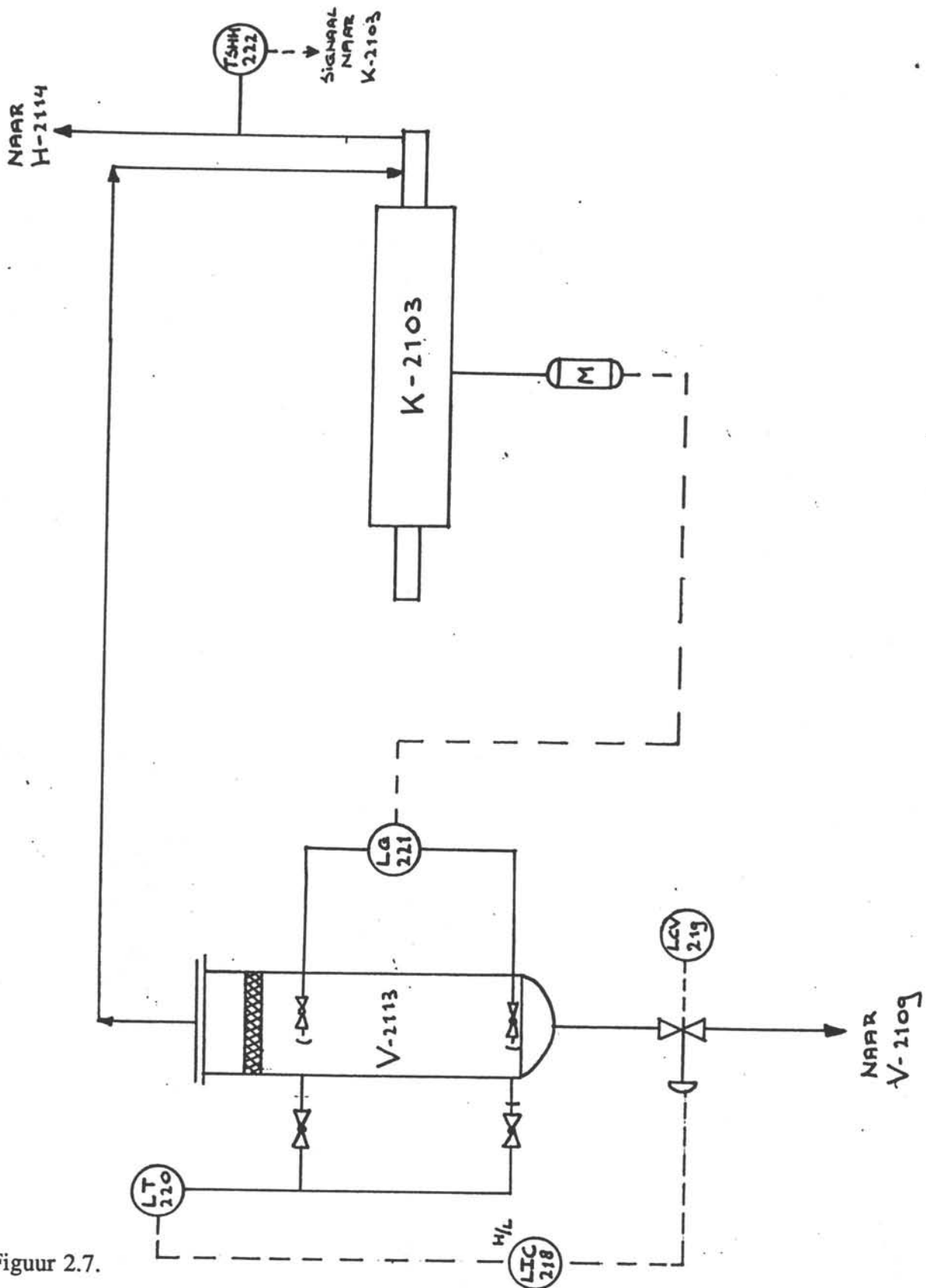
vertrouwelijk



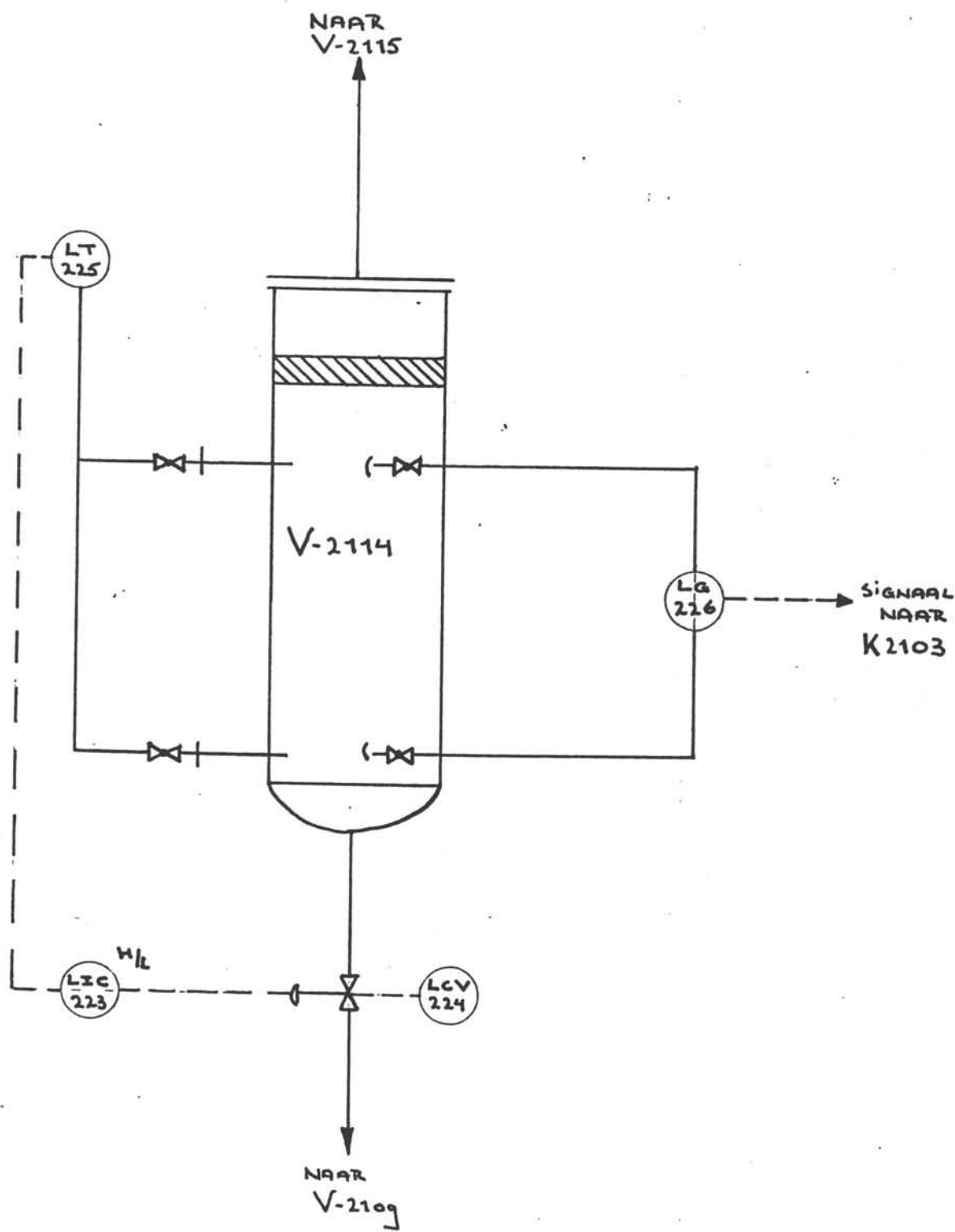
Figuur 2.5. MEA-sectie



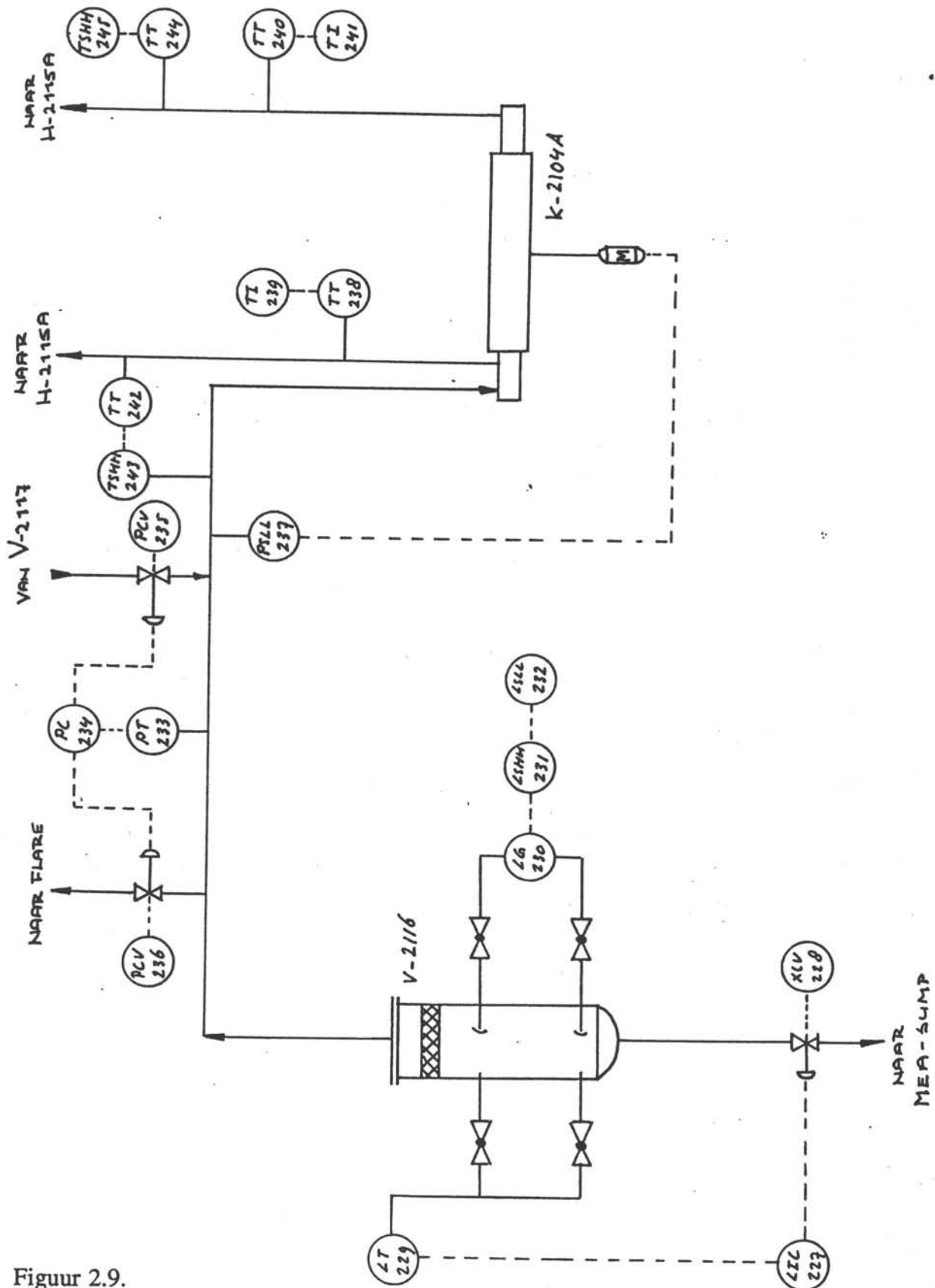
Figuur 2.6.



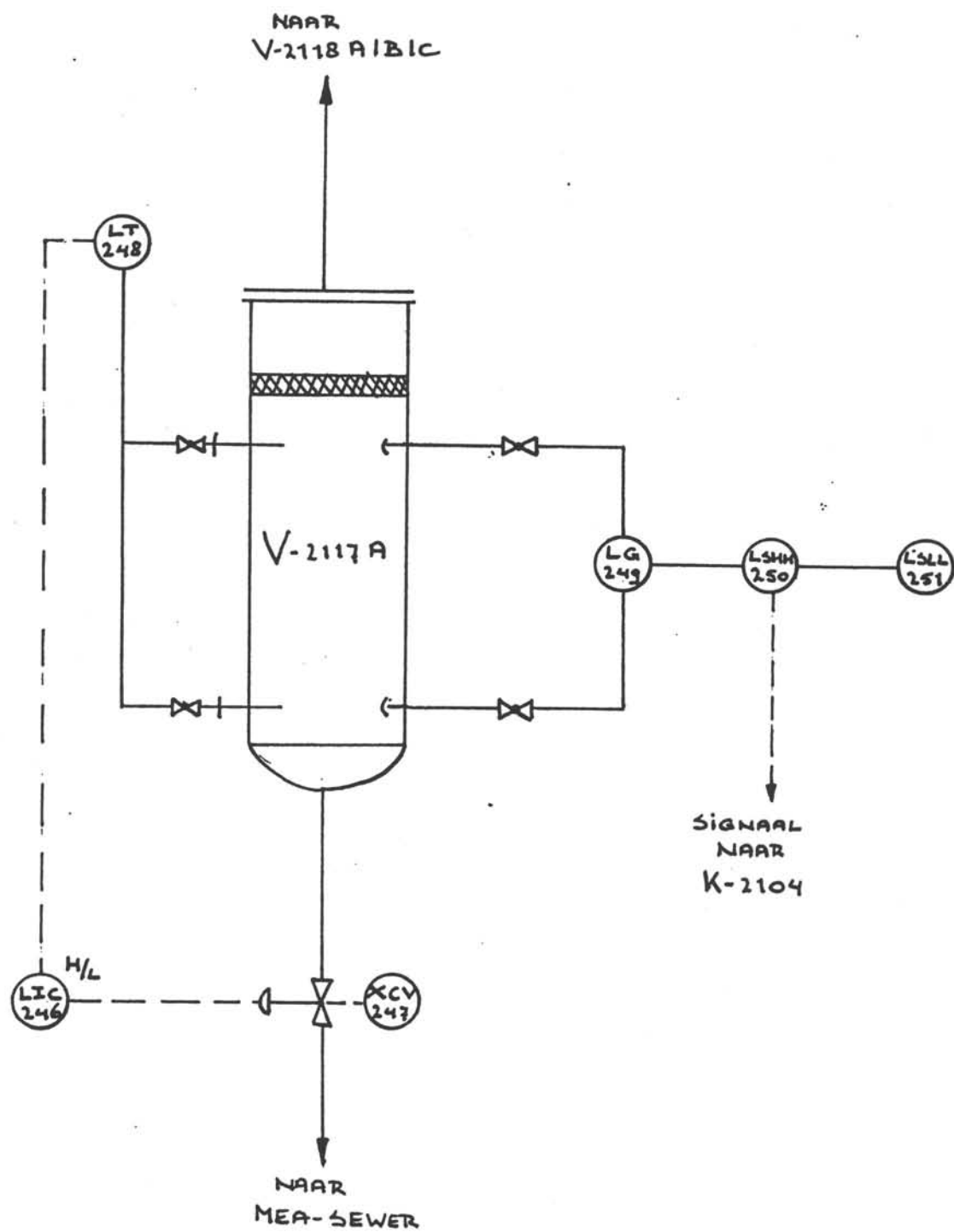
Figuur 2.7.



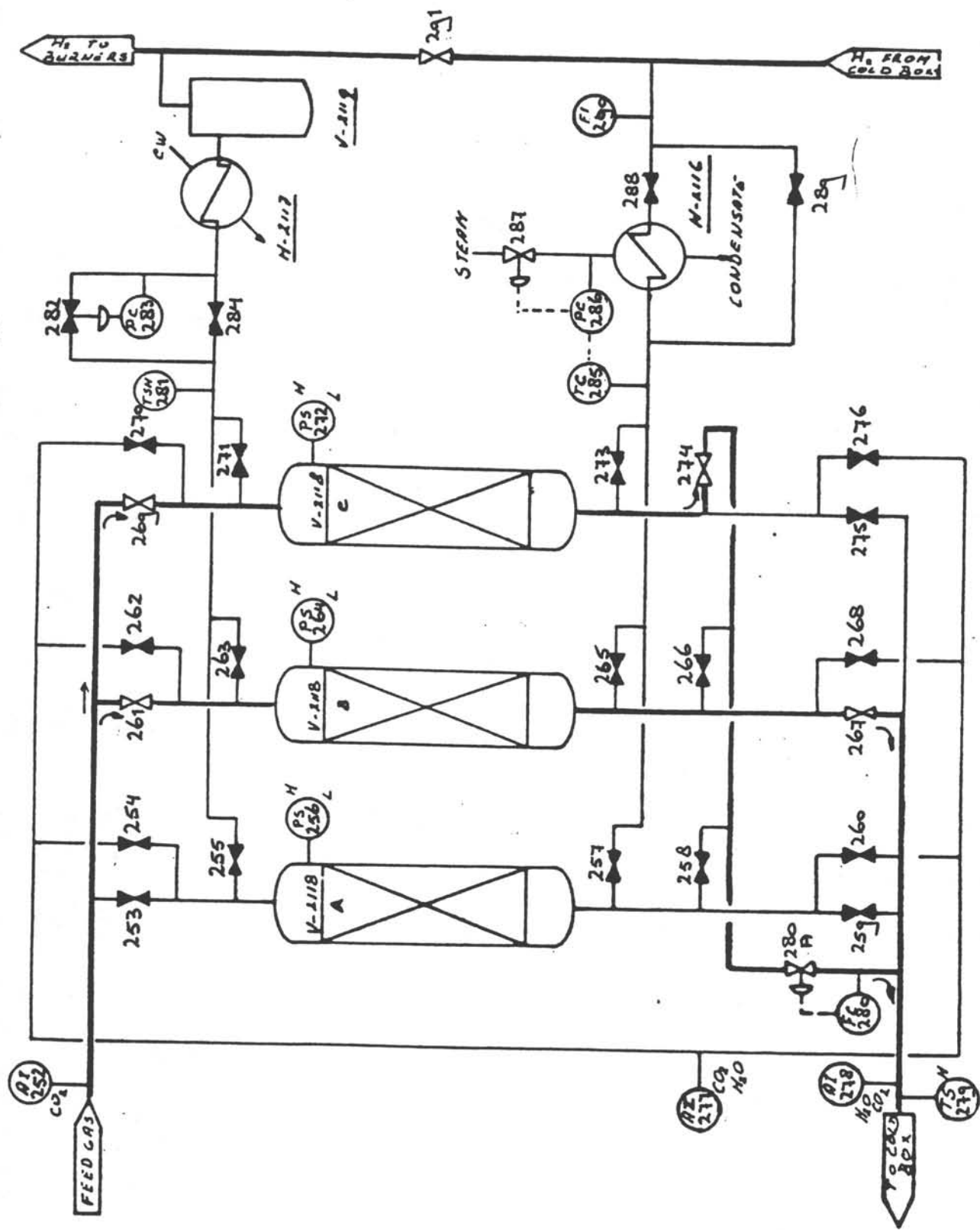
Figuur 2.8.



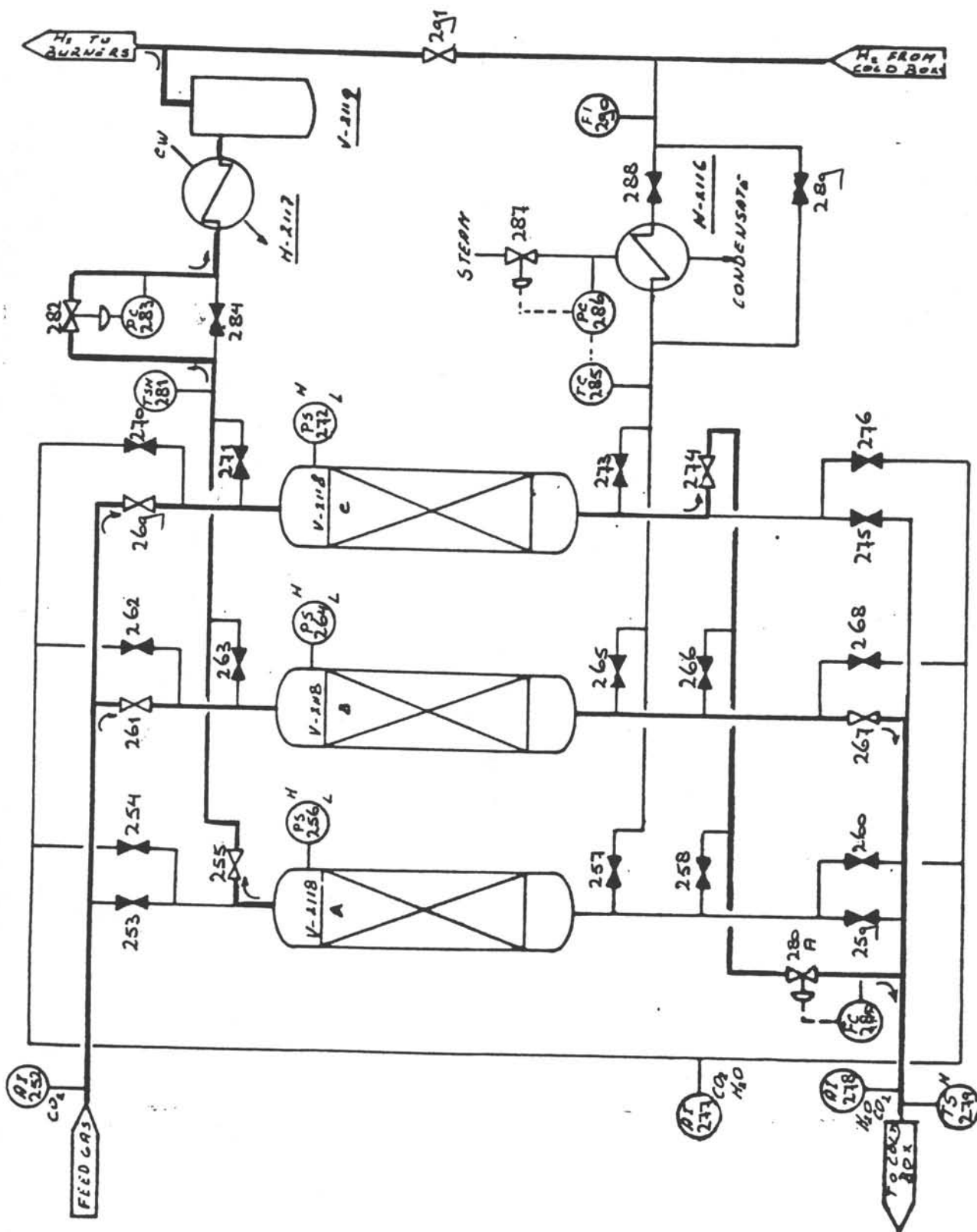
Figuur 2.9.



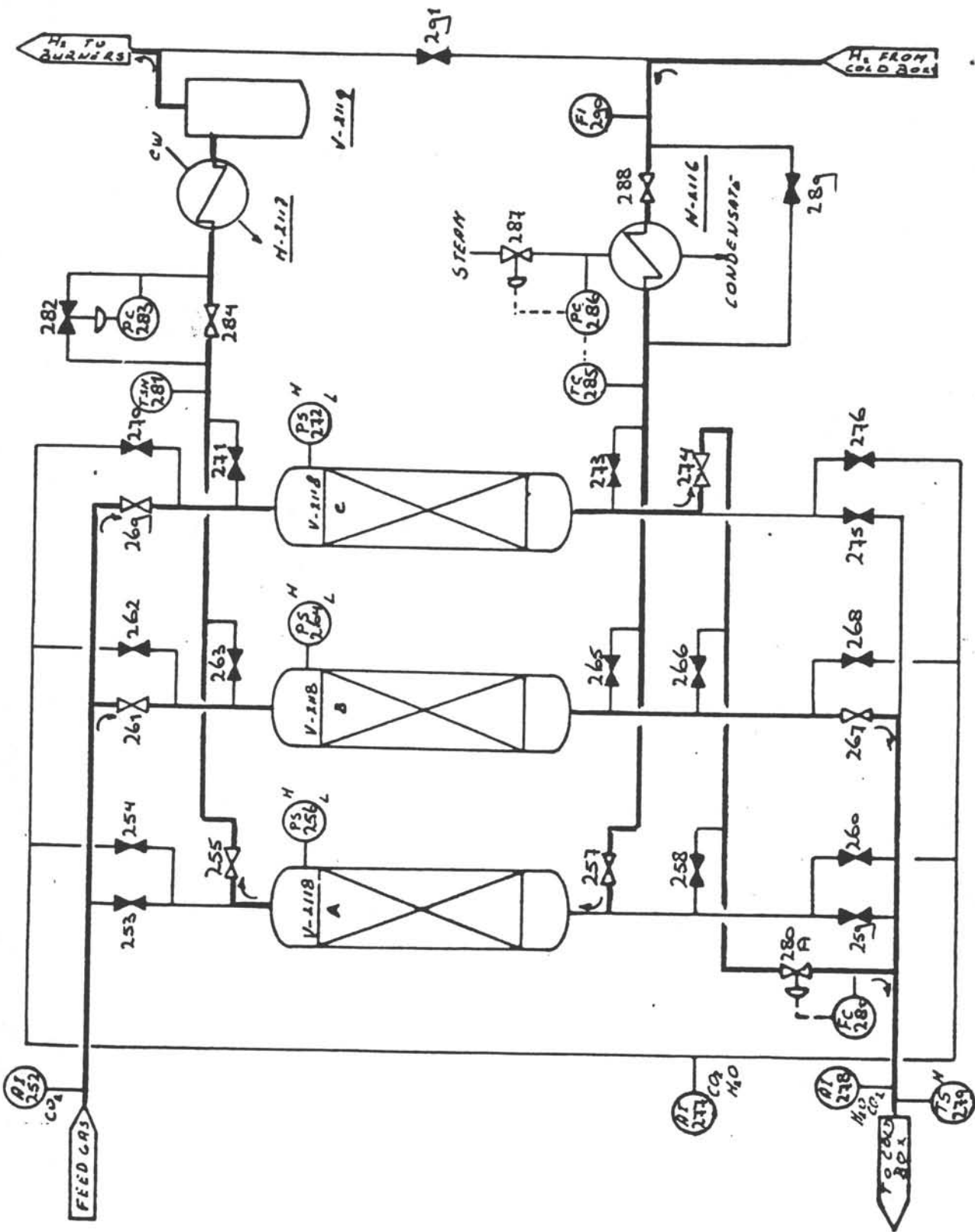
Figuur 2.10.



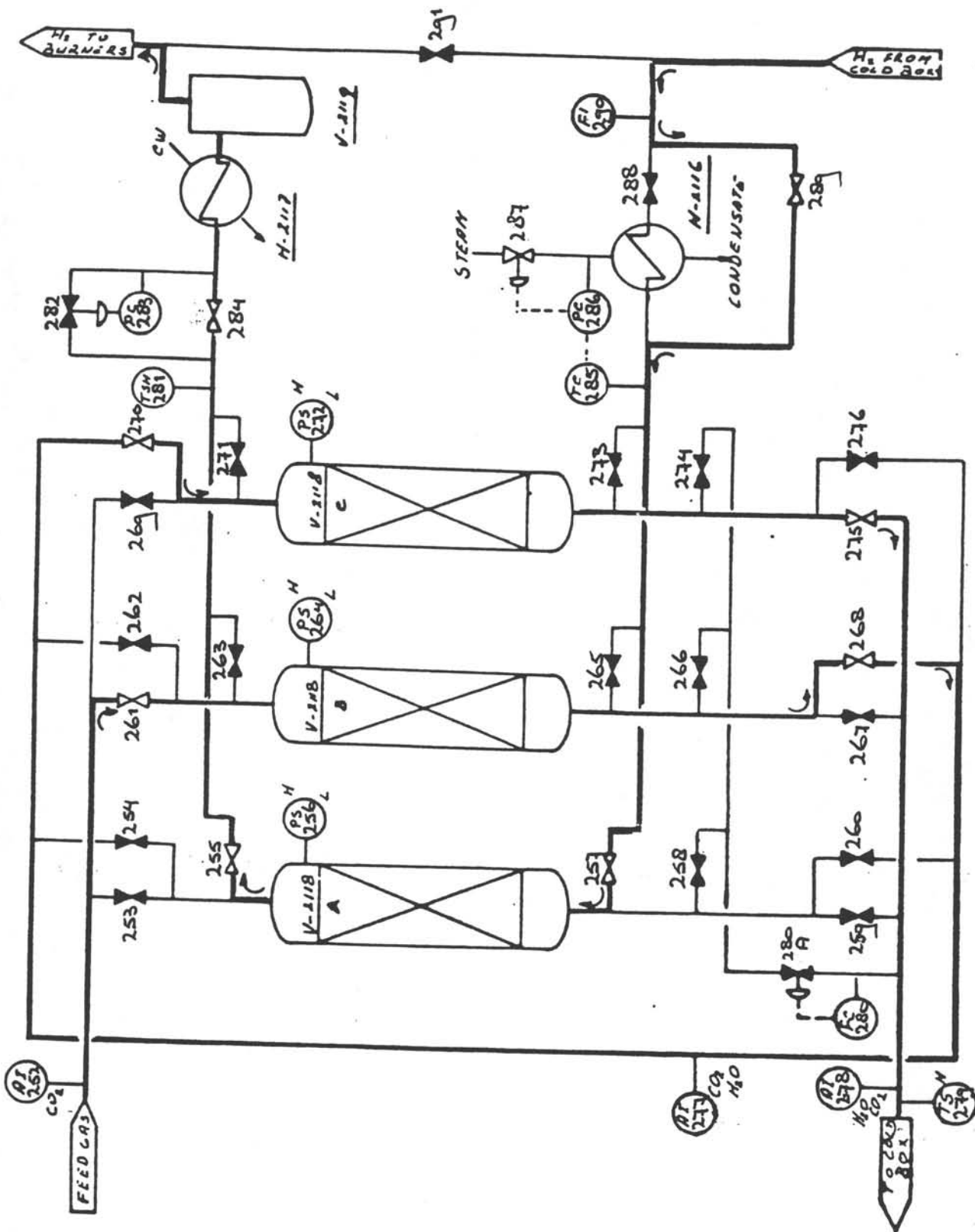
Figuur 2.11. Feed gas droging



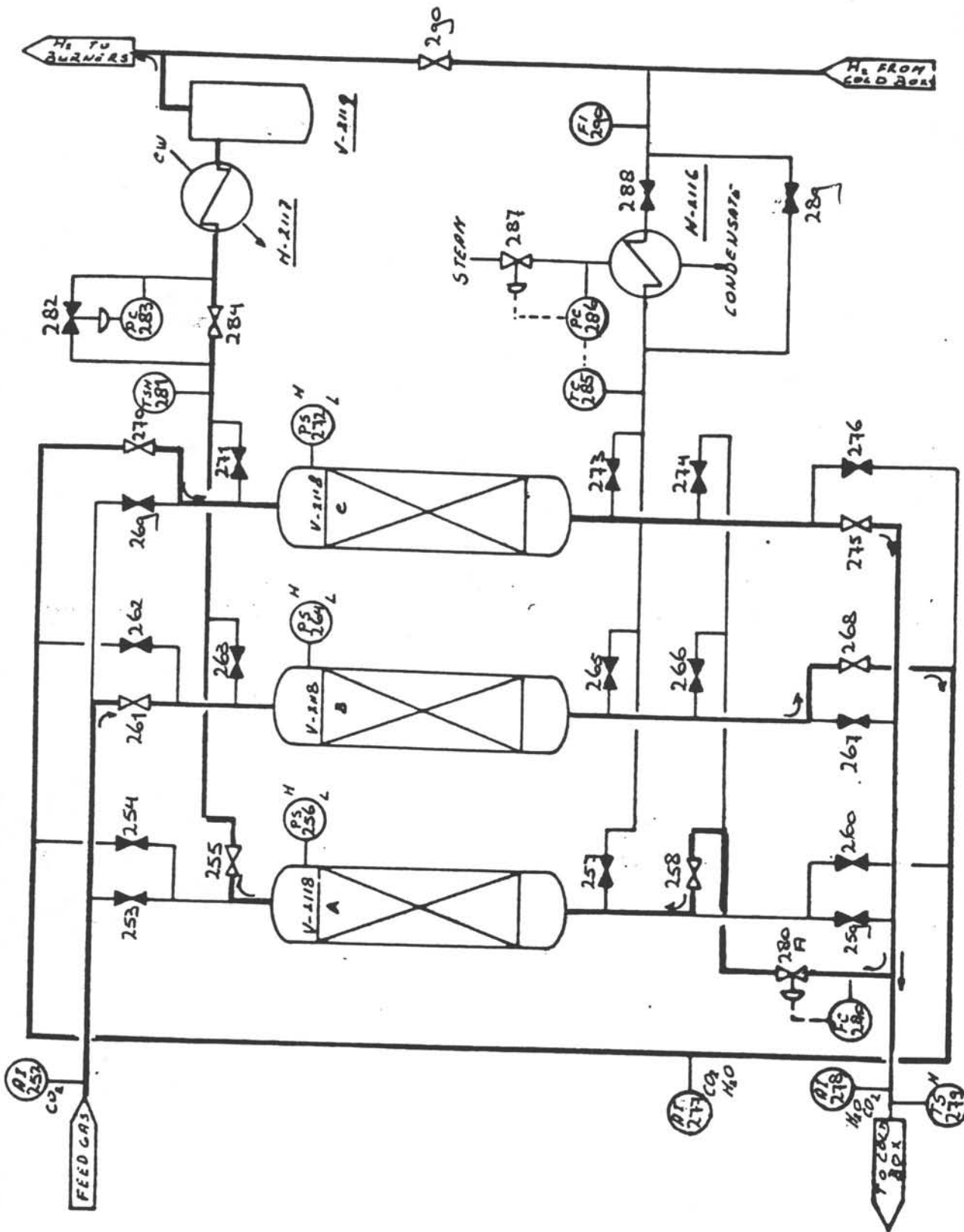
Figuur 2.12. Depressurization step



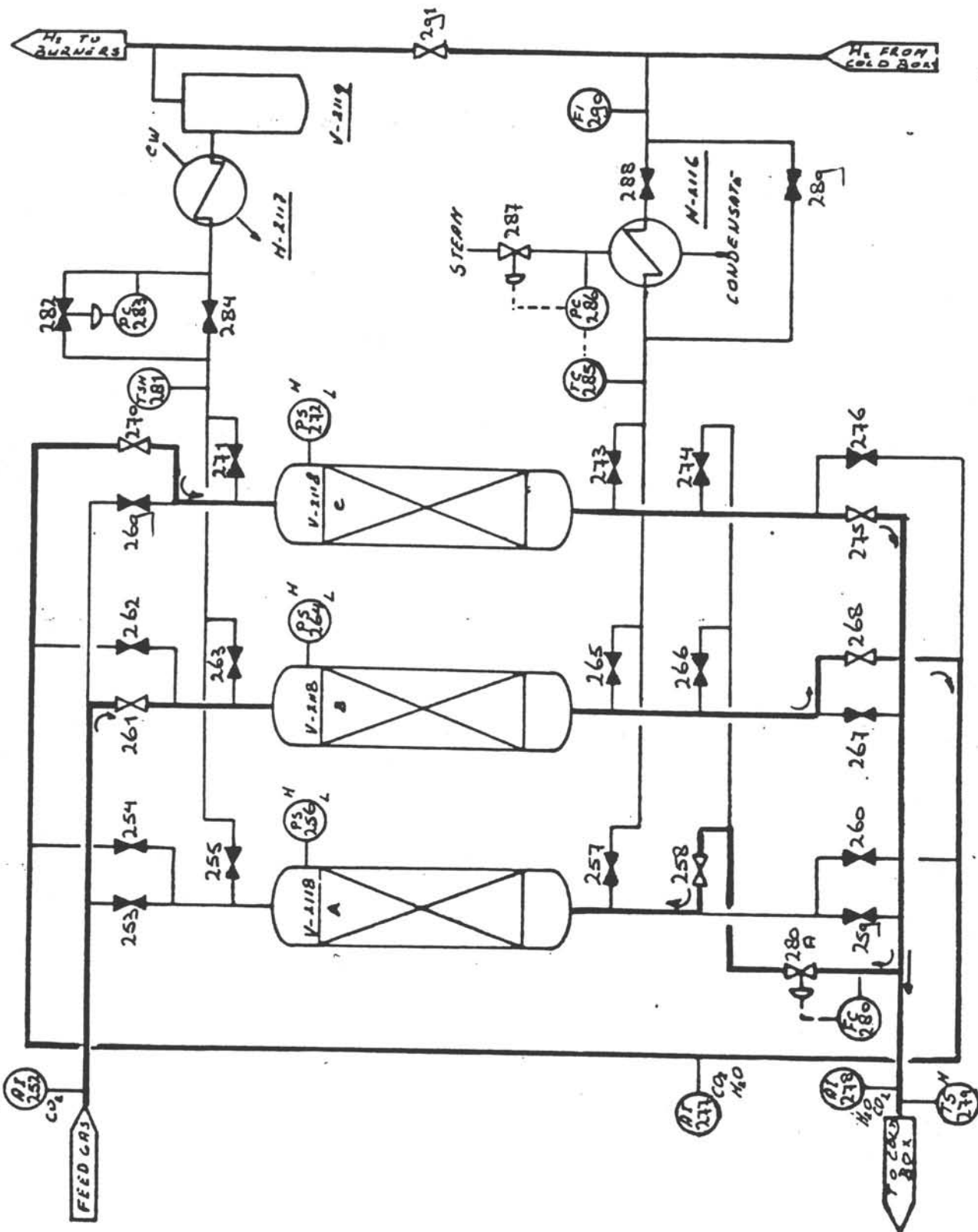
Figuur 2.13. Heating step



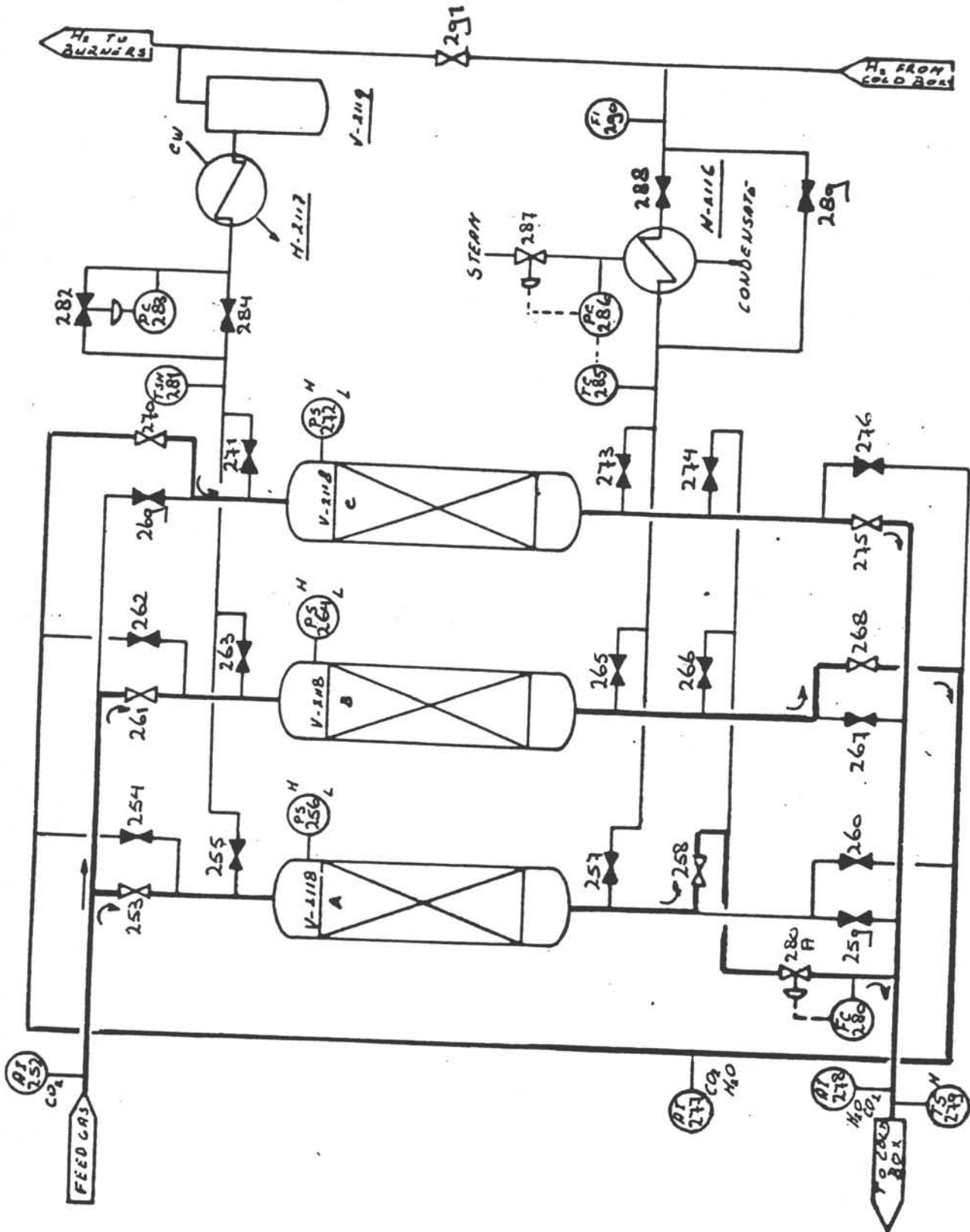
Figuur 2.14. Cooling step



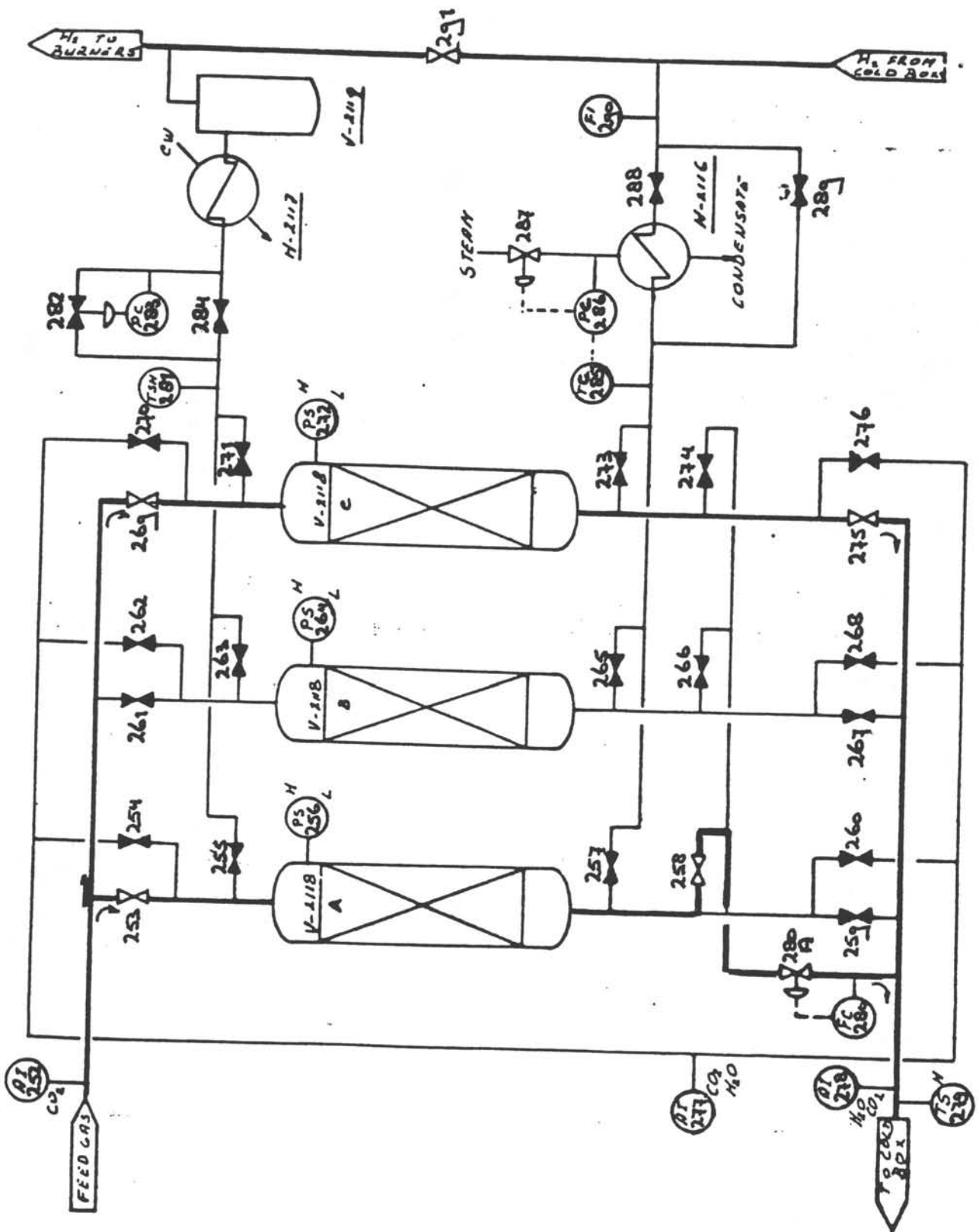
Figuur 2.15. Purge step



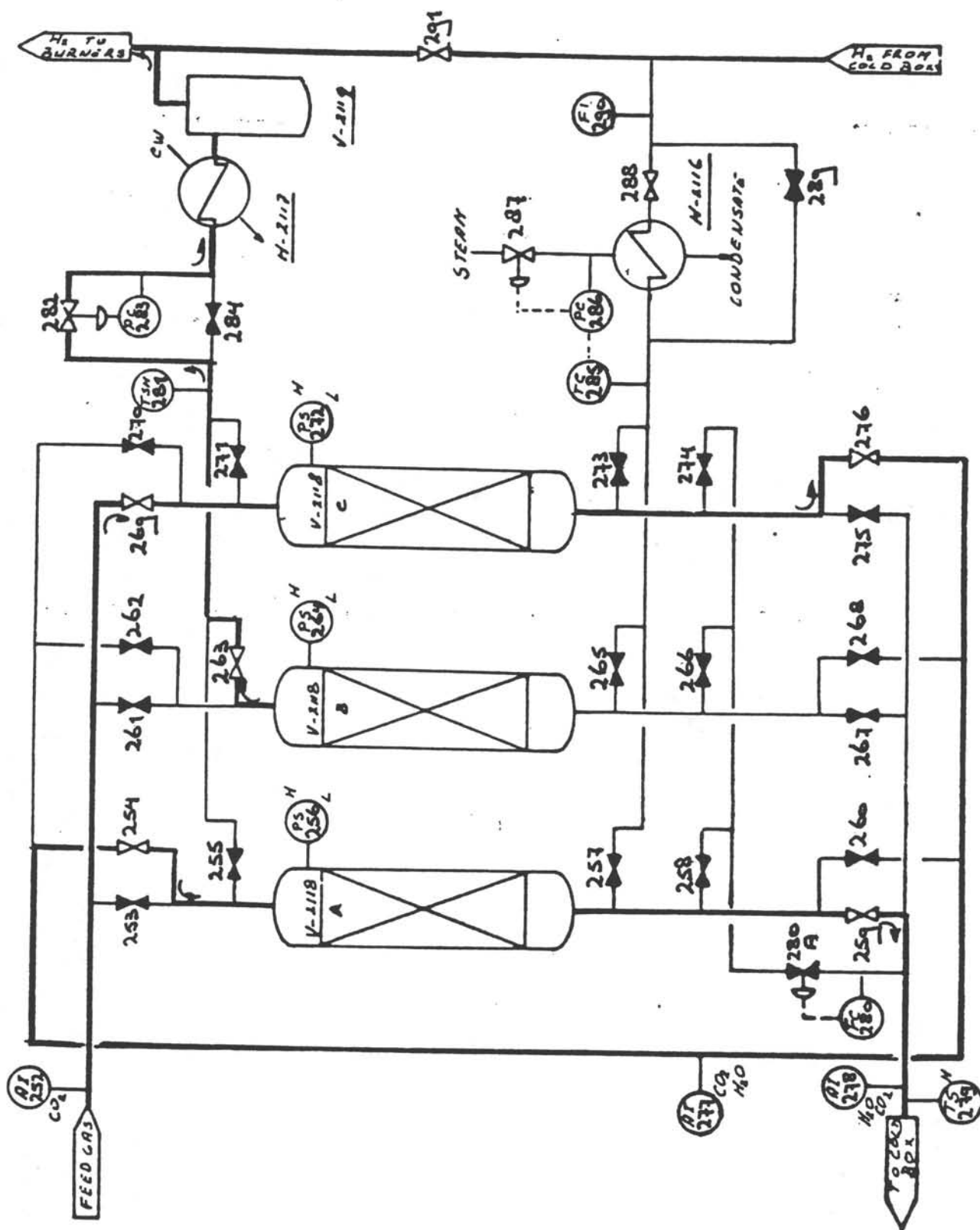
Figuur 2.16. Repressurization step



Figuur 2.17. Semi-parallel operation

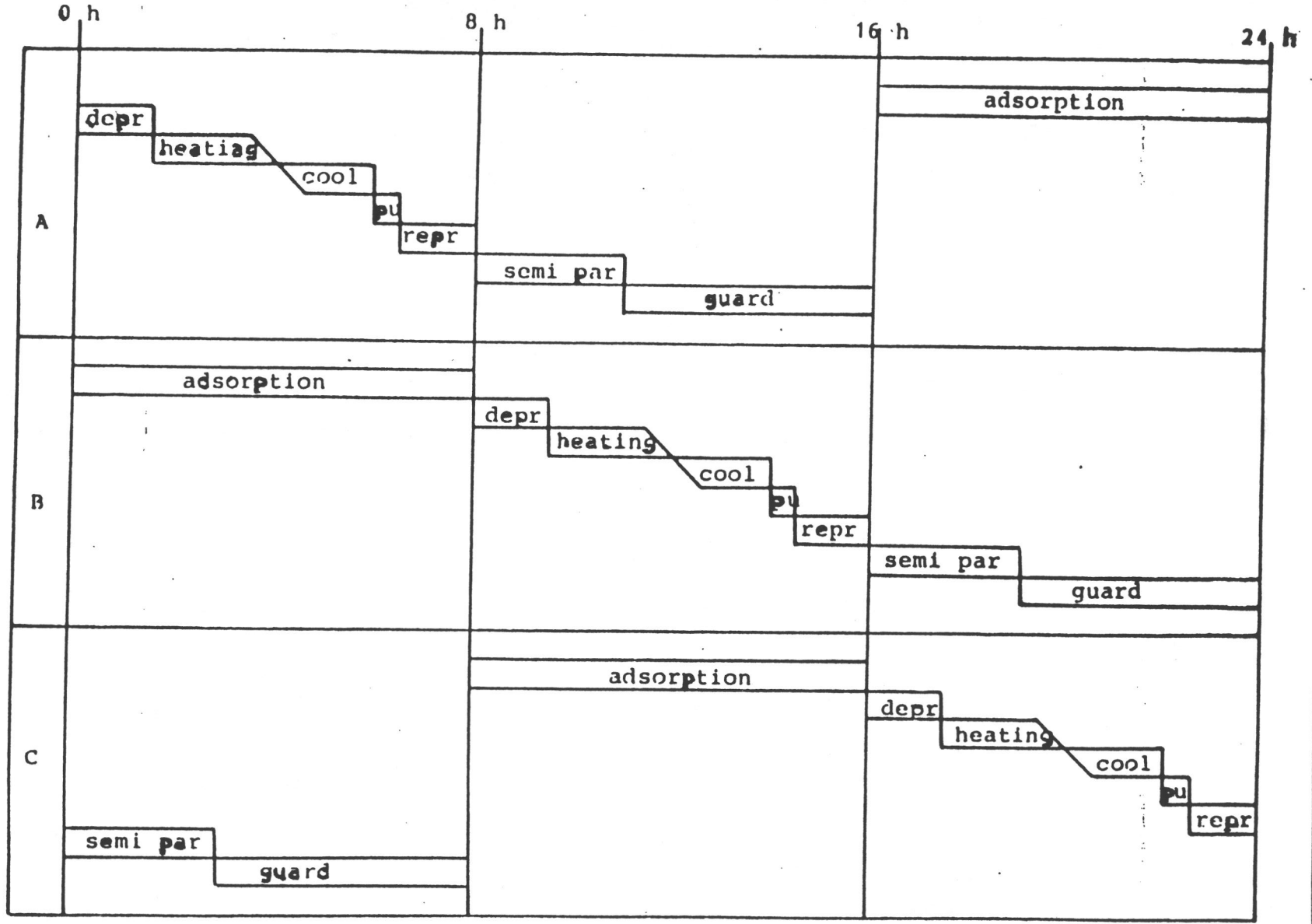


Figuur 2.18. Guard step

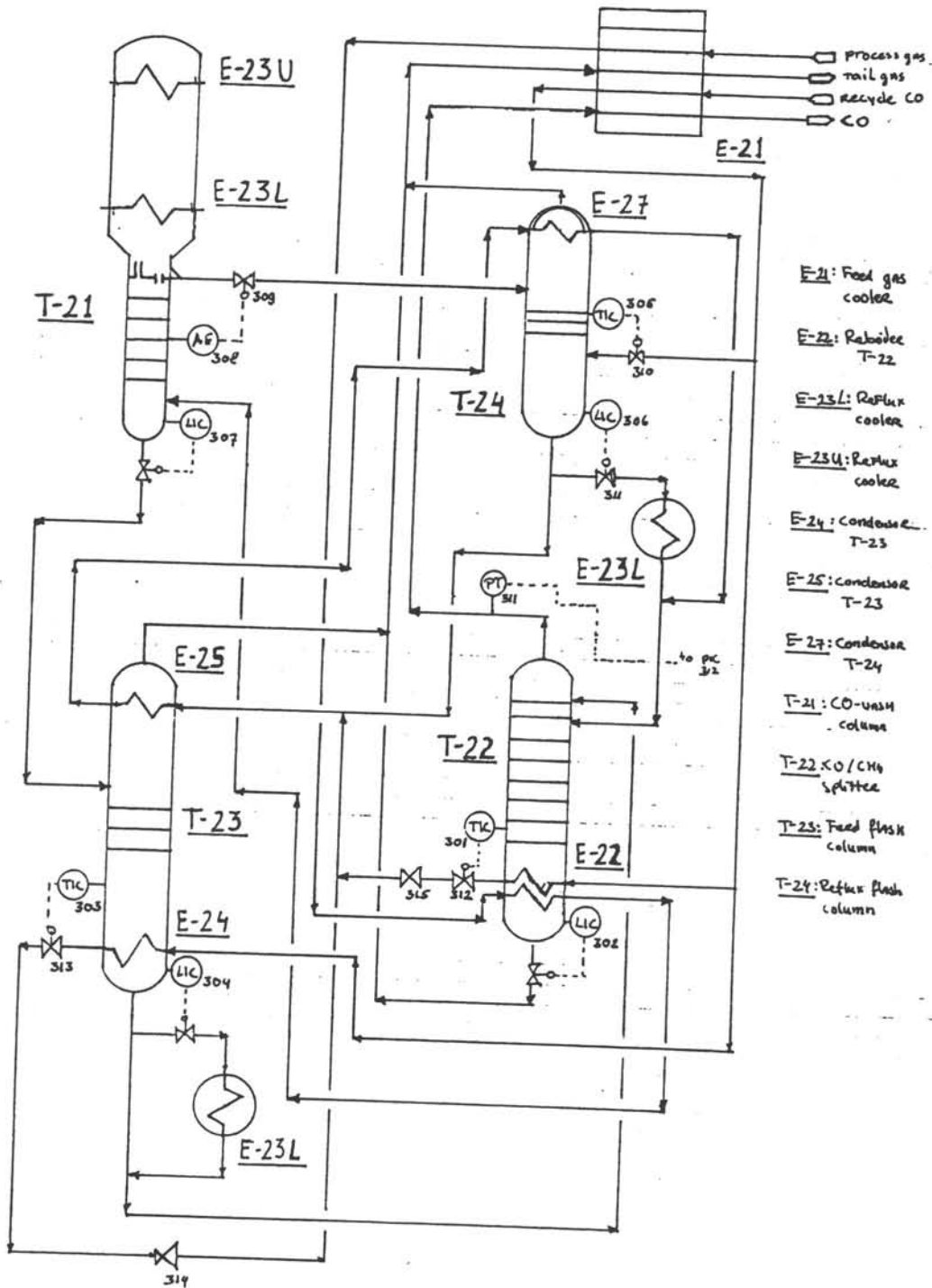


Figuur 2.19. Guard step

CYCLE SEQUENCE CHART

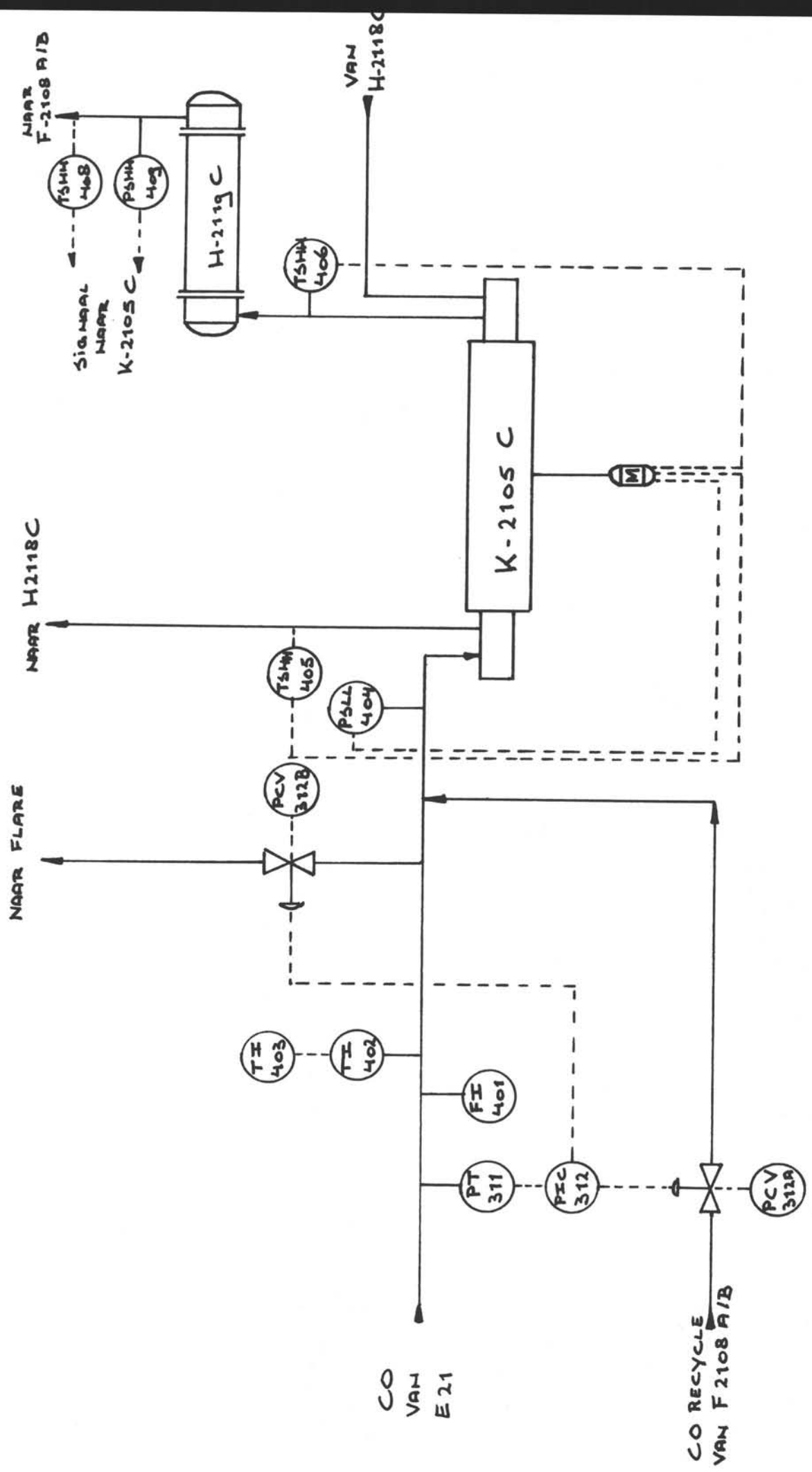


Figuur 2.20. Volgorde diagram droog-sectie



- E-21: Feed gas cooler
- E-22: Reboiler T-22
- E-23L: Reflex cooler
- E-23U: Reflex cooler
- E-24: Condenser T-23
- E-25: condenser T-23
- E-27: Condenser T-24
- T-21: CO-wash column
- T-22: XO/CH₄ splitter
- T-23: Feed flash column
- T-24: Reflex flash column

Figuur 2.21. Cold Box



Figuur 2.22. Produkt compressie

3. Massa en Energiebalans

3.1 Inleiding

In dit hoofdstuk zullen de energie en massabalans besproken worden. Er is gekozen voor bepaling van het energieverbruik van de belangrijkste apparaten in de plant. Bij de berekeningen is uitgegaan van de CO-plant met 20% capaciteitsvergroting door middel van een pre-reformer en een voeding met extra CO₂. Berekend zijn het energieverbruik van de pompen en compressoren, de warmte balans van de reformer en de productie van stoom in de warmtewisselaars achter de reformer.

3.2 Massabalans

In tabel 3.1 staan de componenten van de feed van de plant aangegeven. Bij deze feed wordt na de pre-reformer nog 14 kmol/h CO₂ toegevoegd. In tabel 3.2 zijn de massastromen zoals gesimuleerd met Aspen voor de plant met pre-reformer en extra CO₂ in de voeding weergegeven.

tabel 3.1 voedingsgas van de plant:

Componenten	kmol/h
CO ₂	14.608
N ₂	7.178
CH ₄	40.709
C ₂ H ₆	1.426
C ₃ H ₈	0.185
C ₄ H ₁₀	0.069
C ₅ H ₁₂	0.019
C ₆ H ₁₄	0.025
Totale stroom	64.221

tabel 3.2

Stroomnummer	Massa stroom (kg/hr)
1	10021.0
2	10021.0
3	10021.0
4	10021.0
5	10021.0
6	10021.0
7	10021.0
A	12284.0
B	12284.0
C	12284.0
D	12284.0
E	18426.0
F	18426.0
G	79846.0
H	79846
BIN	10021.0
146	1388.0
147	1388.0
150	108.9
201	923.4
140	330.6
142	938.0
143	1388.0
144	450.0

202	14.6
202b	938.0
203	938.0
204	1482.4
204b	2870.3
205	2410.0
206	5389.2
207	5389.2
208	5389.2
208b	5389.2
208c	7289.2
209	7839.2
209b	7839.2
210	3769.7
210b	3769.7
211	3769.7
212	2523.3
213	4332.0
213b	4332.0
214	58.1
215	1219.4
215b	1161.3
216	1498.1
216b	1498.1
216c	1498.1
216d	1498.1
216e	1498.1
216f	1498.1

218	2519.5
218b	2519.5
218c	2519.5
219	2500.7
220	2477.1
224	2015.9
24a	2015.9
224b	2015.9
224c	2015.9
224d	2015.9
225	329.5
226	1686.3
227	336.8
228	454.1
251	5400.0
251b	5400.0
253	550.0
260	1900.0
264	4069.6
266	4069.6
268	13.7
269	2.0
270	18.8
281	19708.0
281a	19751.0
281b	19751.0
281c	19751.0
282	20954.0

282b	20954.0
284	15.7
285	3128.3
L10	57.5
L11	652.2
L13	129.5
L2	2477.1
L22	454.1
L28	1411.6
L29	149.8
L3	2477.1
L30	611.5
L31	57.5
L33	1261.8
L35	329.5
L36	51.4
L37	51.4
L38	179.9
L39	98.2
L4	454.1
L40	98.2
L41	179.9
L42	179.9
L43	51.4
L44	883.5
L46	883.5
L47	129.5
L48	336.8

L49	2015.9
L6	1411.6
L7	149.8
L8	1261.8
L9	611.5
LB	2838.9
LC	2804.0
LD	2384.8
LE	2350.0
LF	5188.9
LG	1773.4
LIQ	122840.0
MEA-SUMP	3.8
OUT	23.5
STM	5398.8
STMFD	122840.0

Energiebalans

Voor het opstellen van de energiebalans, zijn m.b.v. de tekeningen 200-FP-40 t/m 200-FP-45 berekeningen gemaakt, aan pompen, compressoren, ventilatoren, turbines en mixers. Voor het totale rendement wordt telkens het isentropisch rendement maal het mechanisch rendement genomen. Voor de pomp is $\eta_{tot,p}=0.8$, voor het totale compressor c.q. turbine rendement is steeds $\eta_{tot,c}=\eta_{tot,t}=0.7$ aangehouden. Voor κ is steeds 1.4 aangenomen. Het pompvermogen kan met formule 3.1 berekend worden.

$$P_p = \frac{\phi_m (P_2 - P_1)}{\eta_{tot,p} \rho} \quad (3.1)$$

De compressoren zijn met formule 3.2 en de turbines met formule 3.3 bepaald.

$$P_c = - \frac{\phi_m \kappa R T_1}{(\kappa - 1) \eta_{tot,c}} \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1 \right) \quad (3.2)$$

$$P_t = - \frac{\dot{\phi}_m \kappa R T_1 \eta_{tot,t}}{(\kappa - 1)} \left(\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{\kappa-1}{\kappa}} - 1 \right) \quad (3.3)$$

Het resultaat van de berekeningen is verwerkt in tabel 3.3.

Tabel 3.3 overzicht elektrische stromen.

beschrijving	Vermogen (kW)	opmerkingen
K-2101A/B	-24.1	
K-2102A/B	-34.8	
N-2104	-1.5	
N-2101A/B	-10.9	
N-2102A/B	-0.02	
N-2103	-0.01	
M-2104	-0.84	C&R(10.11)
K-2104A/B	-344.8	
K-2105B/C	-181.3	
K-2103	-353.0	
Totaal	-951.3	
Coldbox	33.7	opbrengst

Per uur wordt er aan H_2 : 120.3 kmol/h \approx 60 kg/h verbrand.

Er is 951.3 kW aan electriciteit nodig, hetgeen overeenkomt met 22831.2 kWh per dag. Door expansie in de expansiemachines van de Coldbox wordt middels een generator 33.7 kW, dus 808.8 kWh per dag opgewekt. Er is dus 917.6 kW nodig in de plant.

Voordat de warmtestromen van de reformer met pre-reformer berekend konden worden, moesten eerst de warmte stromen van de reformer met design waarden bekeken worden. Dit om een indicatie van de overmaat zuurstof nodig voor de verbranding te krijgen.

De optredende warmtestromen zijn:

1. De warmte die door het verbrandings gas geleverd wordt. Van het te verbranden gas zijn de samenstelling en de hoeveelheden bekend. Om de warmte te berekenen die door het verbrandingsgas afgegeven wordt is er van uitgegaan dat het gas met een temperatuur van 25 °C de branders binnen komt en dat het gas de reformer met een temperatuur van 1000 °C verlaat alvorens naar de warmtewisselaars te gaan. Het gas verlaat de warmtewisselaars met een temperatuur van 150 °C. Om de warmte geleverd door het verbrandingsgas te berekenen zijn dus de volgende stromen nodig:
 - Q_{opwarm} , het verbrandingsgas opwarmen van 25 °C naar 1000 °C
 - $Q_{verbr.}$, standaard verbrandings enthalpie
 - $Q_{afkoel.}$, het verbrandde gas afkoelen van 1000 °C naar 150 °C
2. - $Q_{ref.}$ De warmte nodig in de reformer.
Deze is bepaald door de actuele waarde (4,32 MW) met 3% te verlagen. $Q_{ref.} = 0.97 * 4.32$
3. - $Q_{verlies}$ Het warmteverlies naar de omgeving is gesteld op 5% van de verbrandings warmte.
4. - $Q_{ww.}$ De warmtestromen door de warmtewisselaars H2102 tot en met H2106. Deze zijn bekend uit de gegevens van K.T.I.

Om de warmtebalans over het fornuis kloppend te maken hebben we een variabele over; de overmaat zuurstof die aan het verbrandingsgas wordt toegevoegd. Dit alles uitgerekend met een computer programma gebaseerd op warmte berekeningen uit 'Introduction to chemical engineering thermodynamics', (Smith en Van Ness) zie appendix 3 en de totale warmtebalans te weten;

$$Q_{ref.} + Q_{ww.} + Q_{opwarm} + Q_{verbr.} + Q_{afkoel.} + Q_{verlies} = 0$$

levert na iteratie een overmaat zuurstof van 16% op. De resultaten zijn:

-	$Q_{ref.}$	=	4.2 MW
-	$Q_{ww.}$	=	2.9 MW
-	Q_{opwarm}	=	4.0 MW
-	$Q_{verbr.}$	=	- 8.2 MW
-	$Q_{afkoel.}$	=	- 3.3 MW
-	$Q_{verlies}$	=	0.4 MW

Nu de overmaat zuurstof bekend is kunnen we naar de warmte balans over het fornuis in de nieuwe situatie met pre-reformer gaan kijken.

1. In de nieuwe situatie met pre-reformer levert stroom no.140 het verbrandingsgas en geeft de volgende Q's :
 - Q_{opwarm} = 4 MW
 - $Q_{\text{verbr.}}$ = -8.3 MW
 - $Q_{\text{afkoel.}}$ = -3.3 MW

2. - $Q_{\text{ref.}}$ Omdat de pre-reformer adiabatisch is bestaat de totale $Q_{\text{ref.}}$ uit de Q van de reformer zelf plus de Q van de extra geplaatste warmtewisselaar na de pre-reformer. Om deze waarde te berekenen zijn we van de Aspen waarde van een reformer met extra CO_2 uitgegaan. Omdat er aangenomen is dat de reacties aan het einde van de reformer hun temperatuur benadering halen, verschilt deze waarde (alleen extra CO_2) niet veel in vergelijking met die van de fabriek met extra CO_2 en pre-reformer, door het feit dat er bij de reformervoeding met extra CO_2 en pre-reformer een kleinere hoeveelheid stoom wordt toegevoegd. Aangezien er 25 kmol per uur minder stoom wordt toegevoegd kan de $Q_{\text{ref.}}$ in de situatie met extra CO_2 en een pre-reformer uitgerekend worden.
 $Q_{\text{ref.}}$ (met pre-reformer en CO_2) = $Q_{\text{ref.}}$ (alleen CO_2) - opwarmen van 25 kmol stoom.
 Dit levert voor $Q_{\text{ref.}}$ met extra CO_2 en pre-reformer een waarde van $4.4 - 0.1 = 4.3$ MW

3. - Q_{verlies} Het warmte verlies naar de omgeving is weer op 5% van de verbrandingswarmte gesteld.
 $Q_{\text{verlies}} = 0.4$ MW

4. - $Q_{\text{ww.}}$ Aangezien de overmaat zuurstof reeds bepaald is, is de stoom produktie nu de variabele in de warmte balans geworden. Van de warmte wisselaars H 2104 en H 2103 die dienen om de voeding van de reformer op te warmen zijn de resultaten bekend van de simulatie met extra CO_2 zonder pre-reformer. Daarom moet van warmtewisselaar H 2103 nog de warmte van de 25 kmol stoom, die er in de situatie met pre-reformer minder gebruikt wordt, worden afgetrokken. Aspen geeft :
 - H 2104 = 0.5 MW
 - H 2103 = 0.9 MW na aftrek van de warmte van de stoom :
 - H 2103 = 0.8 MW

$$Q_{\text{ref.}} + Q_{\text{ww.}} + Q_{\text{opwarm}} + Q_{\text{verbr.}} + Q_{\text{afkoel.}} + Q_{\text{verlies}} = 0$$

In deze warmtebalans is $Q_{\text{ww.}}$ de variabele factor. $Q_{\text{ww.}}$ bestaat uit de warmte toegevoerd aan H 2103 en H2104, deze zijn hierboven bepaald, en de warmte nodig voor stoomproductie (H 2102, H 2105, H 2106). De warmte balans levert, aangezien alle andere Q's reeds bepaald zijn, voor $Q_{\text{ww.}}$ een waarde van 2.9 MW. Hiervan is 1.3 MW nodig voor H 2103 en H 2104. Er blijft voor stoomproductie dus 1.6 MW over. In de plant volgens de design waarden leverde 1.9 MW een stoomproductie van 300 kmol/h op. Van deze 300 kmol/h stoom werd er 150 kmol/h in de plant zelf gebruikt en was er dus 150 kmol/h over voor ander gebruik. In de plant met pre-reformer en extra CO_2 hebben we dus een stoomproductie van $1.6 / 1.9 * 300 = 252$ kmol/h. De plant heeft nu echter geen 150 kmol/h nodig, maar 125 kmol/h. Van de stoomproductie is er in de nieuwe situatie dus $252 - 125 = 127$ kmol/h voor ander gebruik aanwezig.

Conclusie

In de plant wordt door de belangrijkste apparaten een totaal van 917.6 kW aan elektrisch vermogen verbruikt. Er wordt 120 kmol/h H_2 verbrand, dat 127 kmol/h stoom voor ander gebruik levert.

Voor de in tabel 4.1 gegeven stoffen zijn in de bijlage van dit hoofdstuk de chemiekaarten opgenomen.

Feedgas (aardgas)

De hoofdcomponent van aardgas is methaan. Deze stof is zeer brandgevaarlijk en vormt met lucht een explosief mengsel. Door een hoge concentratie in de lucht kan zuurstofgebrek ontstaan, met kans op bewusteloosheid.

Reformergas (Outlet)

Het reformergas bestaat voor ongeveer 10% uit koolmonoxyde, 5% uit kooldioxyde en 30% uit waterstof.

Koolmonoxyde (CO) is zeer brandgevaarlijk, mengt goed met lucht en vormt dan een explosie mengsel. Het maximaal aanvaardbare concentratie in lucht is 55 mg/m^3 . Het gas kan door inademing opgenomen worden in het lichaam. Hierdoor kunnen bloedafwijkingen optreden. In het ernstige gevallen geeft dit stoornissen van de ademhaling en hartritme. Daarnaast kan dit leiden tot aantasting van het hart- en vaatstelsel, tot bewusteloosheid en mogelijk zelfs overlijden.

Kooldioxyde (CO₂) heeft een maximaal aanvaardbare concentratie van 9000 mg/m^3 . Het kan als het uit de procesinstallatie ontsnapt, door verdringing van de lucht, verstikkend werken. Bij snel uitstromen van kooldioxyde uit een drukhouder ontstaat statische electriciteit en kan initiërend werken voor het reeds aanwezige explosieve mengsel. Een hoge concentratie in lucht, bijvoorbeeld in een slecht geventileerde ruimte, geeft kans op bewusteloosheid. Bij een concentratie boven de 10% kan dit een dodelijke afloop tot gevolg hebben.

Waterstof (H₂) is zeer brandgevaarlijk en kan met lucht een explosief mengsel vormen. Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van lucht verstikkend werken.

Afgas

Het afgas bestaat voornamelijk uit N₂ en H₂O en hebben verder geen vastgestelde MAC-waarde.

Monoethanolamine (MEA)

MEA is een sterke base, reageert heftig met zuren en is erg corrosief, onder andere ten opzichte van aluminium en zink. MEA is brandbaar en mengt zich goed met lucht tot een explosief mengsel. De stof reageert boven de 60 °C met aluminium onder vorming van waterstof. De MAC-waarde is 8 mg/m^3 . Deze stof werkt irriterend op de ogen, de huid en de ademhalings organen en kan bij hoge concentraties aanleiding geven tot bewustzijnsverlaging.

4.2.2 Procescondities

In ons proces hebben we te maken met hoge druk (maximaal 28.5 bar) en hoge temperatuur (maximaal 1005 °C) condities. Het effect van de gebruikte stoffen op de gezondheid (zoals hierboven al globaal is aangegeven) wordt in bijlage 4 uitgebreid besproken. De door menselijk falen veroorzaakte ongelukken worden hier niet behandeld.

Overdruk is een van de meest serieuze gevaren in een chemische plant. Om de druk in de vaten goed onder controle te houden kan men gebruik maken van valves, die bij een te hoge druk via een drukmetercontrollers worden geopend. Dit kan zowel direct als indirect worden toegepast. Tevens dienen vaten en pijpen een gewenste dikte te hebben om deze eventuele overdruk te weerstaan.

In de droog sectie hebben de uitgaande stromen (218 - 220) drukken van circa 28 bar en bevatten ongeveer 40% CO. Deze hoge concentratie aan CO is zeer giftig. Op de plant moeten met behulp van nauwkeurige CO-detectoren op lekkages worden gecontroleerd.

Te hoge temperatuur kan aanzienlijke schade toebrengen aan de procesinstallatie. Hoge temperaturen kunnen ontstaan door loss of control van de reactoren of warmtewisselaars of extern van op vuur. Om de temperatuur onder controle te houden kan men gebruik maken van een hoge temperatuur alarm en interlocks voor een shut down van de reactorvoeding of verwarmingssystemen. Ook kan een noodkoelsysteem na een eventuele shut down de reactoren koelen.

In de reformer sectie heeft de uitgaande stroom van de burner (1) een temperatuur van ongeveer 1000 °C bij een nagenoeg atmosferische druk. Bij deze temperatuur is het van groot belang dat de materialen bestand zijn tegen deze condities. Verder geven de hoge temperatuur gasstromen geen gevaar. De hoogste temperatuur van de MEA stromen is 118 °C (Zelfontbrandingstemperatuur en vlampunt van zuiver MEA resp. 410 °C en 85 °C) en levert in oplossing nauwelijks gevaar op.

4.3 RISICO'S

De risico's op de CO plant bestaat uit een drietal typen risico's :

1. gevaar voor toxiciteit
2. brandgevaar
3. explosiegevaar

daarnaast zijn er ook de risico's die voorkomen bij de productie :

- lichamelijk letsel door hete oppervlakte, mechanische processen en elektrische schokken.
- materiële schade door verkeerd ontwerp, constructie of materiaalkeuze.

In deze paragraaf worden alleen de eerste drie risico's op de CO plant nader bekeken.

1. Toxiciteit

De risico op een toxische vergiftiging zijn recht evenredig met de volgende factoren:

- het soort stof / materiaal
- de intensiteit van de blootstelling
- de duur van de blootstelling

Voor de mate van toxiciteit zijn er in de praktijk verschillende maatstaven ontwikkeld. Twee hiervan zijn de MAC-waarde en de LD₅₀-waarde. De MAC-waarde (tabel 4.2) is de maximale concentratie (in ppm) in de lucht waarbij een persoon kan werken, 5 dagen per week en 8 uur per dag, zonder letsel op te lopen. Dit is uiteraard een discutabele waarde. De LD₅₀-waarde geeft een dosis aan, waarbij 50 procent van de geteste proefdieren overlijdt. De waarde wordt aangegeven in hoeveelheid per kg lichaamsgewicht.

Tabel 4.2 : MAC waarde van stoffen in CO plant

	MAC-waarde
CO	50 ppm (55 mg/m ³)
CO ₂	5000 ppm (9000 mg/m ³)
CH ₄	niet vastgesteld.
N ₂	niet vastgesteld.
H ₂	niet vastgesteld.
MEA (ethanolamine)	3 ppm (8 mg/m ³)

2. brandgevaar

Het gevaar dat ontstaat door de brandbare materialen waarmee gewerkt wordt, hangt af van een aantal factoren :

1. vlampunt, de laagste temperatuur waarbij een open vlam leidt tot ontbranding.
2. de zelfontbranding temperatuur van het materiaal.
3. brandbaarheids grenzen : de laagste en hoogste concentraties, waartussen een stof in de lucht een vlam kan voortplanten.
4. de energie die vrijkomt bij verbranding.

3. explosie gevaar

Een maat voor de explosiviteit van een stof zijn de explosie grenzen. Deze waarde geeft aan bij welke concentratie in lucht stof een explosief mengsel vormt, het mengsel kan dan met een kleine ontsteking opgeblazen worden. Voor de explosiegrenzen zie de chemiekaarten in appendix 4.1.

4.4 Veiligheidsanalyse

De veiligheidsstudie van een plant bestaat vaak uit een aantal analyses die elk een bepaald vlak (of soms overlappende vlakken) belichten. Hieronder worden twee verschillende type analyses besproken en daarbij ook hun toepasbaarheid op de plant.

Een van de analyses is de HAZOP (HAZard and OPerability study). Dit is een systematische analyse op operationeel vlak van de plant. Met deze analyse probeert men potentiële gevaren, die kunnen optreden door eventuele afwijkingen van procesontwerpcondities, te lokaliseren om zo tot een veilig systeem te komen. Omdat de omvang van deze analyse nogal groot is en veel van de onderdelen van deze analyse behandeld worden in het meet en regel hoofdstuk zal hier verder niet op ingegaan worden.

Een andere analyse is de risicoanalyse waarbij gekeken wordt welke delen van het proces, en in welke mate, risico's met zich brengen. Een voorbeeld van zo'n risicoanalyse is de DOW Fire and Explosion Index (FEI). Deze wordt gebruikt om een chemisch proces te schalen met een cijfer waarmee de risico's en de te nemen maatregelen aangegeven kunnen worden. De plant wordt opgedeeld in van elkaar losstaande eenheden die elk gewaardeerd worden. De berekening van de index is gebaseerd op de "material factor". Dit is een getal van 0 tot 60 dat de hoeveelheid energie, dat vrijkomt bij verbranding of explosie, weergeeft. De factor wordt berekend uit de verbrandingswarmte ΔH_c^0 (bij 25^o C en in KJ/Kmol) met formule 4.1.

$$MF = - \Delta H^{\circ}c \times \frac{4.3 \times 10^{-4}}{\text{mol gewicht}} \quad (4.1)$$

In tabel 4.3 zijn de stoffen en de daarbij behorende material factoren weergegeven die in het proces de meeste risico's met zich meebrengen.

Tabel 4.3 Material Factor

Component	ΔH_c^0 (KJ/Kmol)	mol wt	MF
Waterstof (H ₂)	-241600	2.016	51.6
Koolstofmonoxide (CO)	-393509	28.011	6.04
Methaan (CH ₄)	-876709	16.043	21.6
Ethaan (C ₂ H ₆)	-1511818	30.070	21.6
Propaan (C ₃ H ₈)	-2146927	44.097	21.0
Monoethanolamine (MEA)	-1542368	61.084	10.9

De material factor voor de verschillende secties wordt berekend door de massafracties van de componenten in de hoofdstromen te bepalen en deze als weegfactor te gebruiken. Zo krijgt men een gemiddelde material factor voor elke sectie. Daarbij wordt wel rekening gehouden met de nadelige eigenschappen van elke component afzonderlijk. Deze material factor wordt dan verhoogd met een percentage die van toepassing is op de verschillende bedrijfscondities in de sectie.

De plant is opgedeeld in 5 secties waaronder de reformer-, de CO₂ removal-, de CO₂ compressie-, de droog- en de coldbox met procesgas compressiesectie. Een extra analyse is gemaakt van de absorber en stripper (de CO₂ removalsectie) omdat op deze plaats, zij het in verdunde vorm, het agressieve monoethanolamine voorkomt. De waarde van de index is echter gebaseerd op de geconcentreerde vorm omdat het tenslotte zo tot het proces wordt toegevoegd.

De resultaten van de analyses van de secties en de daarbij gevolgde redentatie zijn hieronder uiteengezet (tabel 4.4 t/m 4.9).

Tabel 4.4 De index van de reformer sectie

FIRE AND EXPLOSION INDEX CALCULATION SHEET		UNIT: <i>Reformer</i>
1. MATERIAL FACTOR FOR: <i>Processgas (CH₄, CO, H₂)</i>		<i>18,95</i>
2. SPECIAL MATERIAL HAZARDS		
A. OXIDISING MATERIALS	0-20	
B. REACTS WITH WATER TO PRODUCE A COMBUSTIBLE GAS	0-30	
C. SUBJECT TO SPONTANEOUS HEATING	30	
D. SUBJECT TO RAPID SPONTANEOUS POLYMERISATION	50-75	
E. SUBJECT TO EXPLOSIVE DECOMPOSITION	125	
F. SUBJECT TO DETONATION	150	
G. OTHER	0-150	<i>30</i>
ADD PERCENTAGES A-G FOR SPECIAL MATERIAL HAZARD (S.M.H) TOTAL		<i>30</i>
((100 + S.M.H. TOTAL)/100) × (MATERIAL FACTOR) = SUB-TOTAL No. 2		<i>24,6</i>
3. GENERAL PROCESS HAZARDS		
A. HANDLING AND PHYSICAL CHANGES ONLY	0-50	
B. CONTINUOUS REACTIONS	25-50	<i>30</i>
C. BATCH REACTIONS	25-60	
D. MULTIPLICITY OF REACTIONS IN SAME EQUIPMENT	0-50	
ADD PERCENTAGES A-D FOR GENERAL PROCESS (G.P.H.) TOTAL		<i>30</i>
((100 + G.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 2) = SUB-TOTAL No. 3		<i>32,0</i>
4. SPECIAL PROCESS HAZARDS		
A. LOW PRESSURE (BELOW 1 BAR)	0-100	
B. OPERATION IN OR NEAR EXPLOSION RANGE	0-150	
C. LOW TEMPERATURE: 1. (CARBON STEELS 10 to -30°C)	15	<i>50</i>
2. (BELOW -30°C)	25	
D. HIGH TEMPERATURE (USE ONE ONLY)		
1. (ABOVE FLASH POINT)	10-20	
2. (ABOVE BOILING POINT)	25	
3. (ABOVE AUTOIGNITION POINT)	35	<i>35</i>
E. HIGH PRESSURE:		
1. (15-200 BAR)	30	
2. (ABOVE 200 BAR)	60	
F. PROCESSES OR REACTIONS DIFFICULT TO CONTROL	50-100	
G. DUST OR MIST HAZARD	30-60	
H. GREATER THAN AVERAGE EXPLOSION HAZARD	60-100	<i>60</i>
I. LARGE QUANTITIES OF COMBUSTIBLE LIQUIDS (USE ONE ONLY)		
1. 10-25 m ³	40-55	
2. 25-75 m ³	55-75	
3. 75-200 m ³	75-100	
4. ABOVE 200 m ³	100+	
J. OTHER	0-20	<i>20</i>
ADD PERCENTAGES A-J FOR SPECIAL PROCESS (S.P.H.) TOTAL		<i>165</i>
((100 + S.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 3) = FIRE & EXPLOSION INDEX		<i>84,8</i>

- ad 1. De material factor is gebaseerd op het gewogen gemiddelde van de massafracties van de gevaar opleverende componenten in de stroom. Deze is bepaald voor de in- en uitgaande stroom en zijn respectievelijk 18.95 en 13.89. Hier is voor de meest ongunstigste gekozen dus 18.95.
- ad 2. Waterstof kan heftig reageren met stikstofoxide met kans op brand of explosies. Hoewel stikstof in principe niet voorkomt is er toch kans dat dit in de reformer ontstaat vanwege de aanwezigheid van N₂ (G. 30 %).
- ad 3. In de reformer vinden continue reacties plaats en omdat een aantal van deze reacties exotherm zijn is er een verhoogd risico (B. 30 %).
- ad 4. Omdat een aantal componenten, zoals CO en H₂, ruime explosiegrenzen hebben (B. 50 %) en grote fracties boven hun "autoignition" punt werken (D. 35 %), is er een extra kans op explosie gevaar (H. 60 %). Daarbij komt nog dat lekkage snel tot

een explosieve wolk zou leiden en het CO₂ bij heftig uitstromen vonk vorming tot gevolg heeft. Door de dichtgepakte layout zou dit ook nog eens een extra gevaar kunnen opleveren voor omliggende apparaten (J. 10%).

Tabel 4.5 De index van de CO₂ removal sectie.

FIRE AND EXPLOSION INDEX CALCULATION SHEET		UNIT: CO ₂ removal	
1. MATERIAL FACTOR FOR: Procesgas (CH ₄ , CO, H ₂)			13,89
2. SPECIAL MATERIAL HAZARDS		% FACTOR SUGGESTED	% FACTOR USED
A. OXIDISING MATERIALS		0-20	
B. REACTS WITH WATER TO PRODUCE A COMBUSTIBLE GAS		0-30	
C. SUBJECT TO SPONTANEOUS HEATING		30	
D. SUBJECT TO RAPID SPONTANEOUS POLYMERISATION		50-75	
E. SUBJECT TO EXPLOSIVE DECOMPOSITION		125	
F. SUBJECT TO DETONATION		150	
G. OTHER		0-150	30
ADD PERCENTAGES A-G FOR SPECIAL MATERIAL HAZARD (S.M.H) TOTAL			30
((100 + S.M.H. TOTAL)/100) × (MATERIAL FACTOR) = SUB-TOTAL No. 2			18,0
3. GENERAL PROCESS HAZARDS			
A. HANDLING AND PHYSICAL CHANGES ONLY		0-50	20
B. CONTINUOUS REACTIONS		25-50	
C. BATCH REACTIONS		25-60	
D. MULTIPLICITY OF REACTIONS IN SAME EQUIPMENT		0-50	
ADD PERCENTAGES A-D FOR GENERAL PROCESS (G.P.H) TOTAL			20
((100 + G.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 2) = SUB-TOTAL No. 3			21,6
4. SPECIAL PROCESS HAZARDS			
A. LOW PRESSURE (BELOW 1 BAR)		0-100	
B. OPERATION IN OR NEAR EXPLOSION RANGE		0-150	50
C. LOW TEMPERATURE: 1. (CARBON STEELS 10 to -30°C)		15	
2. (BELOW -30°C)		25	
D. HIGH TEMPERATURE (USE ONE ONLY)			
1. (ABOVE FLASH POINT)		10-20	10
2. (ABOVE BOILING POINT)		25	
3. (ABOVE AUTOIGNITION POINT)		35	
E. HIGH PRESSURE: 1. (15-200 BAR)		30	
2. (ABOVE 200 BAR)		60	
F. PROCESSES OR REACTIONS DIFFICULT TO CONTROL		50-100	
G. DUST OR MIST HAZARD		30-60	
H. GREATER THAN AVERAGE EXPLOSION HAZARD		60-100	60
I. LARGE QUANTITIES OF COMBUSTIBLE LIQUIDS (USE ONE ONLY)			
1. 10-25 m ³		40-55	
2. 25-75 m ³		55-75	
3. 75-200 m ³		75-100	
4. ABOVE 200 m ³		100+	
J. OTHER		0-20	
ADD PERCENTAGES A-J FOR SPECIAL PROCESS (S.P.H) TOTAL			120
((100 + S.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 3) = FIRE & EXPLOSION INDEX			47,7

- ad 1. Voor de material factor is de factor genomen gewogen met de samenstelling van de stroom zoals die uit de reformer komt.
- ad 2. H₂ reageert heftig met stikstofdioxide en vanwege de aanwezigheid van MEA redelijke kans op contact met stikstofverbindingen (G. 30 %).
- ad 3. Geen chemische reactie dus enkel gevaar bij handeling van het procesgas (A.20%).
- ad 4. Het procesgas heeft een aantal componenten die ruime explosie grenzen hebben, zoals H₂ en CO (B. 50 %). En omdat het gas (D. 10 %) redelijk veel CO₂ bevat bestaat ook hier het gevaar dat bij heftig uitstromen statische elektriciteit kan optreden met als gevolg een vonk die het gas kan ontsteken (H. 60 %).

Tabel 4.6 De index van de absorber/stripper.

FIRE AND EXPLOSION INDEX CALCULATION SHEET		UNIT: Absorber/Stripper	
1. MATERIAL FACTOR FOR: Monoethanolamine			10,9
2. SPECIAL MATERIAL HAZARDS		% FACTOR SUGGESTED	% FACTOR USED
A. OXIDISING MATERIALS		0-20	20
B. REACTS WITH WATER TO PRODUCE A COMBUSTIBLE GAS		0-30	
C. SUBJECT TO SPONTANEOUS HEATING		30	
D. SUBJECT TO RAPID SPONTANEOUS POLYMERISATION		50-75	
E. SUBJECT TO EXPLOSIVE DECOMPOSITION		125	
F. SUBJECT TO DETONATION		150	
G. OTHER		0-150	
ADD PERCENTAGES A-G FOR SPECIAL MATERIAL HAZARD (S.M.H) TOTAL			70
((100 + S.M.H. TOTAL)/100) × (MATERIAL FACTOR) = SUB-TOTAL No. 2			18,5
3. GENERAL PROCESS HAZARDS			
A. HANDLING AND PHYSICAL CHANGES ONLY		0-30	30
B. CONTINUOUS REACTIONS		25-50	
C. BATCH REACTIONS		25-60	
D. MULTIPLICITY OF REACTIONS IN SAME EQUIPMENT		0-50	
ADD PERCENTAGES A-D FOR GENERAL PROCESS (G.P.H) TOTAL			30
((100 + G.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 2) = SUB-TOTAL No. 3			24,0
4. SPECIAL PROCESS HAZARDS			
A. LOW PRESSURE (BELOW 1 BAR)		0-100	60
B. OPERATION IN OR NEAR EXPLOSION RANGE		0-150	
C. LOW TEMPERATURE: 1. (CARBON STEELS 10 to -30°C)		15	
	2. (BELOW -30°C)	25	
D. HIGH TEMPERATURE (USE ONE ONLY)	1. (ABOVE FLASH POINT)	10-20	
	2. (ABOVE BOILING POINT)	25	
	3. (ABOVE AUTOIGNITION POINT)	35	
E. HIGH PRESSURE:	1. (15-200 BAR)	30	
	2. (ABOVE 200 BAR)	60	
F. PROCESSES OR REACTIONS DIFFICULT TO CONTROL		50-100	
G. DUST OR MIST HAZARD		30-60	
H. GREATER THAN AVERAGE EXPLOSION HAZARD		60-100	
I. LARGE QUANTITIES OF COMBUSTIBLE LIQUIDS (USE ONE ONLY)	1. 10-25 m ³	40-55	
	2. 25-75 m ³	55-75	
	3. 75-200 m ³	75-100	
	4. ABOVE 200 m ³	100+	
J. OTHER		0-20	
ADD PERCENTAGES A-J FOR SPECIAL PROCESS (S.P.H) TOTAL			60
((100 + S.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 3) = FIRE & EXPLOSION INDEX			38,4

- ad 1. Hoewel MEA niet in geconcentreerde vorm voorkomt wordt voor de material factor toch 10.9 gekozen. Dit omdat MEA waarschijnlijk wel in zijn geconcentreerde vorm wordt toegevoegd aan het proces.
- ad 2. MEA is zeer reactief met oxidatiemiddelen (A. 20 %) en kan daarbij het explosieve waterstof ontwikkelen (G. 50 %).
- ad 3. MEA is irriterend (sterke base) en hoewel het verdunt levert het toch gevaar op bij de handeling van de stof (A. 30 %).
- ad 4. Vanwege de aanwezigheid van waterstof verhoogde kans op explosies (H. 60 %).

Tabel 4.7 De index van de CO₂ compressiesectie.

FIRE AND EXPLOSION INDEX CALCULATION SHEET		UNIT: CO ₂ compressie	
1. MATERIAL FACTOR FOR: CO ₂ rich gas (+ CO, CH ₄)			4,0
2. SPECIAL MATERIAL HAZARDS		% FACTOR SUGGESTED	% FACTOR USED
A. OXIDISING MATERIALS		0-20	
B. REACTS WITH WATER TO PRODUCE A COMBUSTIBLE GAS		0-30	
C. SUBJECT TO SPONTANEOUS HEATING		30	
D. SUBJECT TO RAPID SPONTANEOUS POLYMERISATION		50-75	
E. SUBJECT TO EXPLOSIVE DECOMPOSITION		125	
F. SUBJECT TO DETONATION		150	
G. OTHER		0-150	20
ADD PERCENTAGES A-G FOR SPECIAL MATERIAL HAZARD (S.M.H.)		TOTAL	20
((100 + S.M.H. TOTAL)/100) × (MATERIAL FACTOR) = SUB-TOTAL No. 2			4,0
3. GENERAL PROCESS HAZARDS			
A. HANDLING AND PHYSICAL CHANGES ONLY		0-50	10
B. CONTINUOUS REACTIONS		25-50	
C. BATCH REACTIONS		25-60	
D. MULTIPLICITY OF REACTIONS IN SAME EQUIPMENT		0-50	
ADD PERCENTAGES A-D FOR GENERAL PROCESS (G.P.H.)		TOTAL	10
((100 + G.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 2)			5,3
4. SPECIAL PROCESS HAZARDS			
A. LOW PRESSURE (BELOW 1 BAR)		0-100	
B. OPERATION IN OR NEAR EXPLOSION RANGE		0-150	
C. LOW TEMPERATURE: 1. (CARBON STEELS 10 to -30°C)		15	10
2. (BELOW -30°C)		25	
D. HIGH TEMPERATURE (USE ONE ONLY)			
1. (ABOVE FLASH POINT)		10-20	
2. (ABOVE BOILING POINT)		25	25
3. (ABOVE AUTOIGNITION POINT)		35	
E. HIGH PRESSURE:			
1. (15-200 BAR)		30	30
2. (ABOVE 200 BAR)		60	
F. PROCESSES OR REACTIONS DIFFICULT TO CONTROL		50-100	
G. DUST OR MIST HAZARD		30-60	
H. GREATER THAN AVERAGE EXPLOSION HAZARD		60-100	
I. LARGE QUANTITIES OF COMBUSTIBLE LIQUIDS (USE ONE ONLY)			
1. 10-25 m ³		40-55	
2. 25-75 m ³		55-75	
3. 75-200 m ³		75-100	
4. ABOVE 200 m ³		100+	
J. OTHER		0-20	10
ADD PERCENTAGES A-J FOR SPECIAL PROCESS (S.P.H.)		TOTAL	75
((100 + S.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 3) = FIRE & EXPLOSION INDEX			9,3

- ad 1. De material factor, wederom gebaseerd op het gewogen gemiddelde van de gevaarlijke stoffen in de hoofdstroom, is hier 4.0.
- ad 2. Omdat er zeer veel CO₂ aanwezig is er een kans op ontsteking (G. 20 %).
- ad 3. De concentratie van H₂, CO en CH₄ is niet erg groot en vormt daarom niet zo'n groot gevaar (A. 10 %).
- ad 4. De grote aanwezigheid van CO₂ remt verbranding en explosies af maar omdat er ook kans op vonk vorming optreedt onder B. 10 %. De toestand van de stoffen bevindt zich boven het kookpunt (D. 25 %) en er wordt gewerkt onder hoge druk (E. 30 %). Omdat de apparaten dicht op andere apparaten in de plant staan is voor J. 10 % gekozen.

Tabel 4.8 De index van de droogsectie.

FIRE AND EXPLOSION INDEX CALCULATION SHEET		UNIT: <i>Droogsectie</i>	
1. MATERIAL FACTOR FOR: <i>Procesgas (CO, CH₄, H₂)</i>			<i>13,95</i>
2. SPECIAL MATERIAL HAZARDS		% FACTOR SUGGESTED	% FACTOR USED
A. OXIDISING MATERIALS		0-20	
B. REACTS WITH WATER TO PRODUCE A COMBUSTIBLE GAS		0-30	
C. SUBJECT TO SPONTANEOUS HEATING		30	
D. SUBJECT TO RAPID SPONTANEOUS POLYMERISATION		50-75	
E. SUBJECT TO EXPLOSIVE DECOMPOSITION		125	
F. SUBJECT TO DETONATION		150	
G. OTHER		0-150	<i>10</i>
ADD PERCENTAGES A-G FOR SPECIAL MATERIAL HAZARD (S.M.H) TOTAL			<i>10</i>
((100 + S.M.H. TOTAL)/100) × (MATERIAL FACTOR) = SUB-TOTAL No. 2			<i>15,35</i>
3. GENERAL PROCESS HAZARDS			
A. HANDLING AND PHYSICAL CHANGES ONLY		0-50	<i>30</i>
B. CONTINUOUS REACTIONS		25-50	
C. BATCH REACTIONS		25-60	
D. MULTIPLICITY OF REACTIONS IN SAME EQUIPMENT		0-50	
ADD PERCENTAGES A-D FOR GENERAL PROCESS (G.P.H.) TOTAL			<i>30</i>
((100 + G.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 2) = SUB-TOTAL No. 3			<i>19,95</i>
4. SPECIAL PROCESS HAZARDS			
A. LOW PRESSURE (BELOW 1 BAR)		0-100	
B. OPERATION IN OR NEAR EXPLOSION RANGE		0-150	
C. LOW TEMPERATURE: 1. (CARBON STEELS 10 to -30°C)		15	
2. (BELOW -30°C)		25	
D. HIGH TEMPERATURE (USE ONE ONLY)			
1. (ABOVE FLASH POINT)		10-20	
2. (ABOVE BOILING POINT)		25	
3. (ABOVE AUTOIGNITION POINT)		35	<i>25</i>
E. HIGH PRESSURE:			
1. (15-200 BAR)		30	
2. (ABOVE 200 BAR)		60	
F. PROCESSES OR REACTIONS DIFFICULT TO CONTROL		50-100	
G. DUST OR MIST HAZARD		30-60	
H. GREATER THAN AVERAGE EXPLOSION HAZARD		60-100	<i>60</i>
I. LARGE QUANTITIES OF COMBUSTIBLE LIQUIDS (USE ONE ONLY)			
1. 10-25 m ³		40-55	
2. 25-75 m ³		55-75	
3. 75-200 m ³		75-100	
4. ABOVE 200 m ³		100+	
J. OTHER		0-20	<i>10</i>
ADD PERCENTAGES A-J FOR SPECIAL PROCESS (S.P.H.) TOTAL			<i>125</i>
((100 + S.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 3) = FIRE & EXPLOSION INDEX			<i>44,9</i>

- ad 1. In de droogsectie stromen twee belangrijke stromen langs elkaar namelijk het H₂ rijke gas en het procesgas. Omdat het H₂ rijke gas alleen daar is om de drogers te regenereren en de stroom niet erg groot is zullen we alleen naar de processtroom kijken (MF is 13.95).
- ad 2. G. is 10 % wederom vanwege het H₂ dat heftig kan reageren met bepaalde stikstof verbindingen.
- ad 3. Gevaar vanwege de compressie waarbij hoge temperaturen kunnen ontstaan en waar bewegende delen instabiliteit in het gas kunnen veroorzaken (A. 30%).
- ad 4. Wederom door de ruime explosie grenzen van een aantal componenten, B. is 30 %. Daarbij komt nog dat al deze componenten zich boven hun kookpunt bevinden (D. 25%) en dat het gas zich, bij lekkage, snel verspreidt (H. 60%). Omdat dit ook een gevaar oplevert voor andere apparaten is voor J. 10 % gekozen.

Tabel 4.9 De index van de coldbox en de procesgascompressie.

FIRE AND EXPLOSION INDEX CALCULATION SHEET		UNIT: Coldbox en Procesgas Comp	
1. MATERIAL FACTOR FOR: Procesgas (CO, CH ₄ , H ₂)			13,95
2. SPECIAL MATERIAL HAZARDS		% FACTOR SUGGESTED	% FACTOR USED
A. OXIDISING MATERIALS		0-20	
B. REACTS WITH WATER TO PRODUCE A COMBUSTIBLE GAS		0-30	
C. SUBJECT TO SPONTANEOUS HEATING		30	
D. SUBJECT TO RAPID SPONTANEOUS POLYMERISATION		50-75	
E. SUBJECT TO EXPLOSIVE DECOMPOSITION		125	
F. SUBJECT TO DETONATION		150	
G. OTHER		0-150	10
ADD PERCENTAGES A-G FOR SPECIAL MATERIAL HAZARD (S.M.H)		TOTAL	10
((100 + S.M.H. TOTAL)/100) × (MATERIAL FACTOR) = SUB-TOTAL No. 2			15,35
3. GENERAL PROCESS HAZARDS			
A. HANDLING AND PHYSICAL CHANGES ONLY		0-50	40
B. CONTINUOUS REACTIONS		25-50	
C. BATCH REACTIONS		25-60	
D. MULTIPLICITY OF REACTIONS IN SAME EQUIPMENT		0-50	
ADD PERCENTAGES A-D FOR GENERAL PROCESS (G.P.H)		TOTAL	40
((100 + G.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 2) = SUB-TOTAL No. 3			21,5
4. SPECIAL PROCESS HAZARDS			
A. LOW PRESSURE (BELOW 1 BAR)		0-100	
B. OPERATION IN OR NEAR EXPLOSION RANGE		0-150	30
C. LOW TEMPERATURE: 1. (CARBON STEELS 10 to -30°C)		15	
2. (BELOW -30°C)		25	25
D. HIGH TEMPERATURE (USE ONE ONLY)			
1. (ABOVE FLASH POINT)		10-20	
2. (ABOVE BOILING POINT)		25	25
3. (ABOVE AUTOIGNITION POINT)		35	
E. HIGH PRESSURE:			
1. (15-200 BAR)		30	
2. (ABOVE 200 BAR)		60	
F. PROCESSES OR REACTIONS DIFFICULT TO CONTROL		50-100	
G. DUST OR MIST HAZARD		30-60	
H. GREATER THAN AVERAGE EXPLOSION HAZARD		60-100	60
I. LARGE QUANTITIES OF COMBUSTIBLE LIQUIDS (USE ONE ONLY)			
1. 10-25 m ³		40-55	
2. 25-75 m ³		55-75	
3. 75-200 m ³		75-100	
4. ABOVE 200 m ³		100+	
J. OTHER		0-20	10
ADD PERCENTAGES A-J FOR SPECIAL PROCESS (S.P.H)		TOTAL	150
((100 + S.P.H. TOTAL)/100) × (SUB-TOTAL No. 3) = FIRE & EXPLOSION INDEX			53,7

- ad 1. We hanteren hier dezelfde MF als in de droogsectie namelijk 13.95.
- ad 2. Omdat ook hier weer waterstof aanwezig is, is G. 10%.
- ad 3. Vanwege de compressie en het cryogene gedeelte is er extra gevaar bij handeling van het procesgas (A. 40 %).
- ad 4. Omdat een aantal componenten ruime explosiegrenzen hebben (B. 30 %) en de componenten bij de compressie boven hun kookpunt verkeren (D. 25 %) is er een extra gevaar voor explosies (H. 60 %). Daarbij komt nog dat een gedeelte van de scheiding plaatsvindt bij extreem lage temperaturen (C. 25 %). Zeker in dit gedeelte levert dit een verhoogt risico op voor de opeengepakte apparaten (J. 10 %).

De uitkomsten van de indexwaarden liggen tussen MILD (0-20) en HEAVY (75-90), zie tabel 4.10. De aanpassingen weergegeven in tabel 4.11 zijn dan ook soms vereist. Zie voor de concrete aanpassingen de betreffende paragraaf.

Tabel 4.10 Indeling naar graad van risico.

Degree of hazard	Fire and explosion index range
Mild	0-20
Light	20-40
Moderate	40-60
Moderately heavy	60-75
Heavy	75-90
Extreme	> 90

Tabel 4.11 Maatregelen naar uitkomst van de index.

	<i>Legend</i>					
	Feature Optional	1				
	Feature Suggested	2				
	Feature Recommended	3				
	Feature Required	4				
	Fire and Explosion Index					
	0-20	20-40	40-60	60-75	75-90	> 90
Fireproofing	1	2	2	3	4	4
Water spray						
(a) directional	1	2	3	3	4	4
(b) area	1	2	3	3	4	4
(c) curtain	1	1	2	2	2	4
Special instrumentation						
(a) temperature	1	2	3	3	4	4
(b) pressure	1	2	3	3	3	4
(c) flow control	1	2	3	4	4	4
Dump, blowdown spill control	1	1	2	3	3	4
Internal explosion protection	1	2	3	3	4	4
Combustible gas monitors						
(a) signal alarm	1	1	2	3	3	4
(b) actuate equipment	1	1	2	2	3	4
Remote operation	1	1	2	3	3	4
Dykeing	1	4	4	4	4	4
Blast and barrier walls separation	1	1	2	3	4	4

4.5 Risico evaluatie

Na aanleiding van de in de voorgaande paragrafen behandelde onderwerpen op het gebied van veiligheid en risico's wordt in deze paragraaf een beeld gegeven van te nemen maatregelen. Daarbij kunnen we uitgaan van drie verschillende soorten maatregelen:

1. Maatregelen die standaard zijn voor alle chemische processen, ongeacht de DOW index.
2. Maatregelen die volgens de DOW index minimaal nodig zijn voor dit type proces.
3. Overige maatregelen speciaal voor deze CO plant.

sub 1 : De basis veiligheid en brandvoorkomende maatregelen:

- * Er moet voldoende water aanwezig zijn voor eventueel bluswerk: aangezien de plant aan het water ligt is dit geen probleem.
- * Het ontwerp van de plant moet met de nodige veiligheidsfactoren gebeuren, conform de (inter)nationale richtlijnen. (bv. stoomwezen of Britisch Standard)
- * Het materiaal van de plant moet zo gekozen worden dat het bestand is tegen de proces druk en temperatuur.
- * Er moeten voldoende overdruk kleppen aanwezig zijn die bij te hoge druk open gaan en het procesgas richting de flare sturen.
- * Voor essentiële apparaten moet er een back-up installatie geplaatst worden.
- * Alle elektrische apparaten moeten geaard zijn.
- * Hete oppervlakten dienen afgedekt te worden ter beveiliging van het personeel.
- * In geval van een incident dient de afwatering groot genoeg te zijn, zodat vervuild bluswater goed kan worden afgevoerd.
- * Gevaarlijke apparaten dienen zo ver mogelijk van de controle kamer te worden geplaatst.
- * Elektriciteitskabels voor het regelsysteem moeten zo min mogelijk over de proces-apparatuur en over wegen worden aangelegd.

sub 2 : maatregelen afhankelijk van de DOW index.

De maatregelen in deze alinea zijn afhankelijk van de hoogte van de DOW Fire & Explosion index. Een tabel is opgesteld met een indicatie van minimum maatregelen die bij een bepaalde DOW index horen. Deze tabel moet toegepast worden samen met ervaringen verkregen van soortgelijke processen. Natuurlijk moet in het geval van twijfel over de toe te passen maatregelen, altijd voor het wel toepassen van een maatregel gekozen worden. In paragraaf 4.4 staan in tabel 4.11 de te nemen maatregelen.

sub 3 : Maatregelen speciaal voor deze CO plant:

- * Ter bescherming van de bodem hoeven er geen speciale maatregelen genomen te worden, de bodem is alleen voor de ondersteuning en er zijn geen lozingen op de bodem. Echter voor de giftige MEA oplossing moet er een betonnen bak onder de MEA installatie komen ter bescherming van de bodem bij eventuele lekkages.
- * Ook voor het koelwater hoeven er geen milieu beschermende maatregelen genomen te worden: het koelwater wordt gekoeld voordat het op de rivier geloosd wordt.
- * Maatregelen voor de werknemers en de omwonende ten aanzien van het geluid of horizonvervuiling hoeven niet genomen te worden omdat de omgeving van de plant al een industrieel karakter heeft.
- * Voor de veiligheid van het personeel moeten er voldoende 'snuffelpalen' staan die de concentratie CO in de lucht meten.
- * Op de plant moeten veiligheid douches en oogwas installaties voorkomen.
- * Om de controlekamer te beschermen tegen indringend gas, kan een lichte overdruk in de controlekamer worden aangebracht.
- * Om explosies te voorkomen moeten ontstekingsbronnen afgeschermd worden:
 - niet vonkende elektrische apparaten moeten geïnstalleerd worden.
 - het stromen van gas kan statische elektriciteit veroorzaken, daarom moeten apparaten en leidingen geaard worden.
 - de flare moet zo ver mogelijk van de CO plant staan.
- * Het design van de plant moet zo gebeuren, dat mocht er zich een explosie voordoet, dat die explosie zo veilig mogelijk verloopt. De luchtdruk moet dan weggunnen door zogenaamde explosiekleppen.

4.6 Plant layout

4.6.1 Inleiding

In dit hoofdstuk wordt een mogelijkheid aangedragen voor de layout van CO-plant II; hierbij wordt niet uitgegaan van de op de site beschikbare ruimte. Deze layout zal op een aantal punten worden doorgelicht.

4.6.2 Randvoorwaarden aan layout

Bij het opstellen van de plant layout moet met een aantal aspecten rekening gehouden worden; deze zijn op te delen in de volgende hoofdgroepen

1. Proces eisen
2. Technische aspecten
3. Veiligheid
4. Wettelijke voorschriften
5. Economische aspecten
6. Mogelijkheid tot uitbreiding

Proces eisen

Hiertoe worden die zaken gerekend die door de gebruikte procesvoering worden gedicteerd. Aangezien in de plant uitsluitend wordt gewerkt met vloeistoffen en gassen, die dus makkelijk verpompbaar zijn, hoeft met dergelijke eisen geen rekening te worden gehouden.

Technische aspecten

Dit zijn eisen die worden gesteld ten aanzien van de aanleg, het periodieke onderhoud en reparaties aan de verschillende apparaten. Het spreekt voor zich dat apparaten die veel onderhoud behoeven of een grotere kans hebben tijdens productie uit te vallen als beste bereikbaar moeten zijn. Ook kleppen, monsternamenpunten en instrumenten (bijvoorbeeld lokale druk- en flowmeters) moeten goed te bedienen c.q. af te lezen zijn.

Om enige mate van overzicht en compactheid te behouden wordt de plant opgedeeld in secties; apparaten die samen een bepaalde functie verzorgen worden bijeen geplaatst. In deze plant zijn dat:

- reformersectie met stoomgeneratie
- CO₂-verwijdering
- procesgas-compressie en -droging
- CO₂-compressie en -recycle
- productgas-opwerking (Coldbox)
- CO-compressie

Hierbij moet worden opgemerkt dat in het geval van calamiteiten elke sectie aansluiting moet hebben op de fakkelsinstallatie van de site.

Veiligheid

Apparaten en stoffen die in deze context speciale aandacht behoeven worden in meer detail besproken in paragraaf 4.4 en 4.5. Voor de layout is van belang dat apparaten met een verhoogd risico zoveel mogelijk geïsoleerd moeten worden opgesteld.

Wettelijke voorschriften

De relevante wetten zijn ARBO-wet, hinderwet, wet op lucht-, water- en bodemverontreiniging en de wet chemische afvalstoffen. Met deze wetten moet rekening gehouden worden bij het plaatsen en opereren van de apparaten; ook moet voldoende aandacht worden besteed aan de afvalstromen en het verwerken hiervan en de risico's bij een eventuele lekkage. Meer informatie over deze voorschriften is te vinden in paragraaf 4.4 en in hoofdstuk 6.

Economische aspecten

Dit zijn de kosten die worden gemaakt bij het bouwen van de plant met inachtneming van de bovenstaande zaken; het spreekt voor zich dat deze kosten zo laag mogelijk moeten zijn. Een van de mogelijke besparingen is het kiezen van de layout die het minste pijp- en constructiemateriaal verbruikt. In een dergelijk geval staan de apparaten net zo dicht bij elkaar dat ze nog wel bereikbaar zijn.

Fabrieksexpansie

De opstelling van de verschillende apparaten en leidingen moet zodanig zijn dat er voldoende ruimte overblijft voor een eventuele uitbreiding, hetgeen zou betekenen dat er extra apparaten en leidingen bijkomen. Ook de leidingen moeten op enige overcapaciteit worden ontworpen om een toekomstige capaciteitsverhoging aan te kunnen.

4.6.3 Leidingsystemen

De kosten van het leidingsysteem van een plant bedragen 20 - 30 % van de totale kosten van de realisatie van de plant; het mag duidelijk zijn dat dit enige aandacht rechtvaardigt. Onder het leidingsysteem vallen de volgende typen leidingen:

- produkt- en procesleidingen
- utility-leidingen (leidingen voor stoom, koelwater en lucht)
- riolering
- electriciteits- en meetleidingen

Produkt- en procesleidingen

Bij het aanleggen van deze leidingen moet, zoals reeds vermeld, rekening worden gehouden met capaciteitsverhoging. Verder moeten de afsluiters op goed bereikbare plaatsen worden aangebracht en moet er worden gerekend op expansie bij het verhogen van de temperatuur; dit kan worden opgevangen door het aanbrengen van zgn. expansiebochten.

Utility-leidingen

Op de CO-plant wordt in de reformersectie stoom opgewekt (22 bar), die grotendeels in dezelfde sectie wordt gebruikt. In de meeste koelers wordt koelwater gebruikt, maar er zijn ook enkele luchtkoelers aanwezig. De afsluiters in deze leidingen moeten ook goed bereikbaar zijn en de leidingen voor het koelwater moeten zo worden ontworpen dat ook in het geval van verregaande vervuiling op de koelers er nog voldoende water kan worden aan- en afgevoerd.

Riolering

Het opgewarmde koelwater wordt samengevoegd in een rioleringsstelsel en naar de koeltoren geleid waarna het wordt geloosd. Ook moet er een rioleringsstelsel aanwezig zijn om in het geval van brand het, vaak vervuilde, bluswater op te vangen en af te voeren naar een reservoir. Uiteraard moet er ook een voorziening zijn voor het afvoeren van regenwater, ook bij extreem zware regenval.

Electriciteits- en meetleidingen

Deze leidingen moeten zo ver mogelijk van de apparaten verwijderd blijven en zo min mogelijk wegen kruisen. Ook moeten ze enigszins beschermd worden tegen invloeden van buitenaf, ook in het geval van calamiteiten.

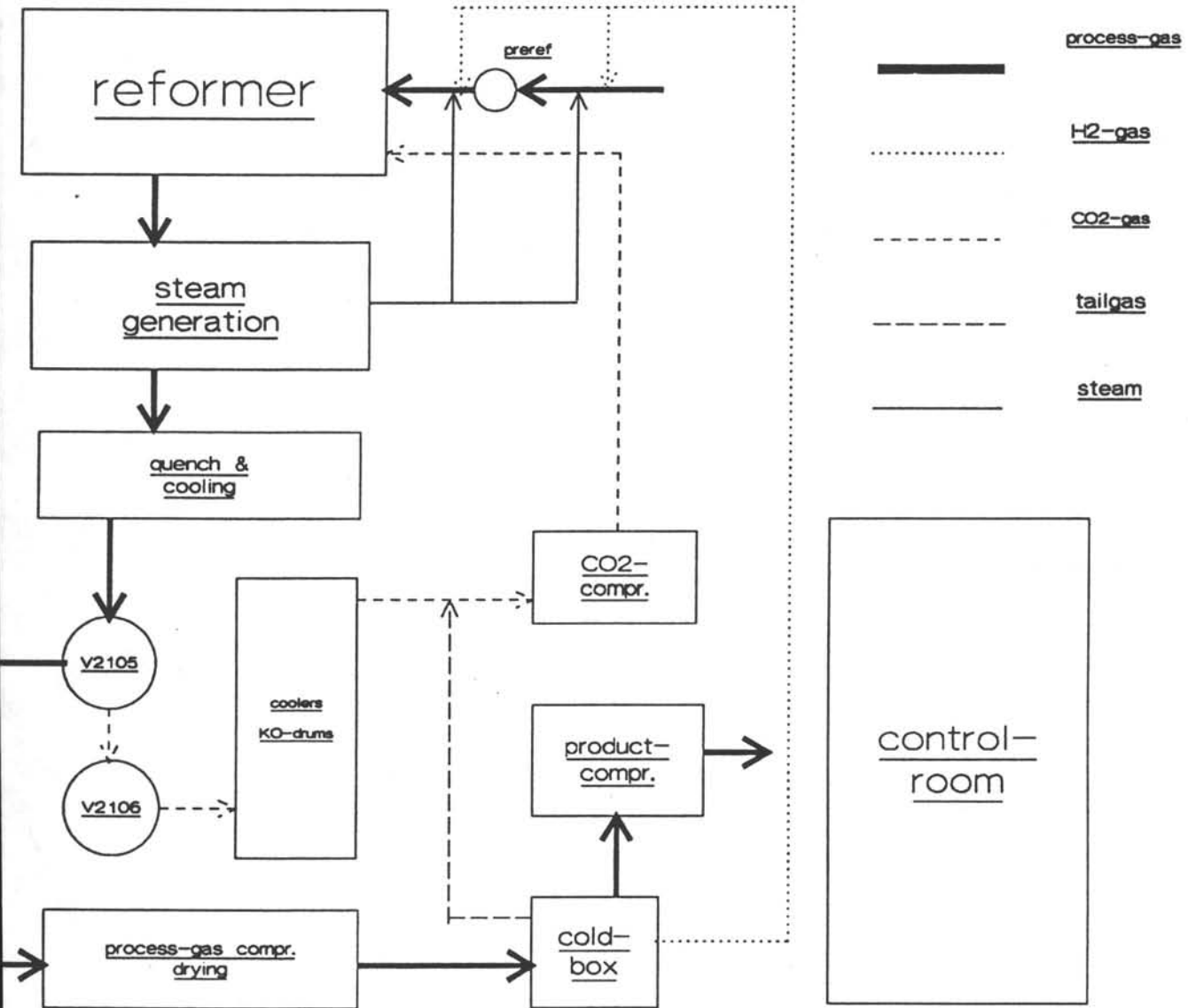
4.6.4 Uitwerking layout

Als bij elke layout zijn er ook hier vele mogelijkheden; in eerste instantie is geen rekening gehouden met de beschikbare ruimte. Hierbij wordt als opmerking geplaatst dat het in geval van gebrek hieraan mogelijk is bepaalde apparaten boven elkaar te plaatsen, bijvoorbeeld de compressor boven de bijbehorende koelers en knock-out vaten. In de layout zijn de reformer en de beide kolommen met MEA uit veiligheidsoverwegingen zoveel mogelijk geïsoleerd opgesteld. De voorgestelde layout is weergegeven in figuur 4.6.1.

De voorgestelde layout vertoont veel gelijkenis met de bestaande layout, waar ook de reformer en de MEA kolommen ver uit elkaar zijn geplaatst.

4.6.5 Conclusies

Er zijn veel oplossingen mogelijk voor de layout, één ervan is weergegeven in figuur 4.6.1. Deze komt grofweg overeen met de bestaande layout.



Figuur 4.6.1 Layout

4.7 Literatuurlijst

- [1] **Monfoort, A.G.**, De chemische fabriek deel 1B, Faculteit der Chemische Technologie en der Materiaalkunde, 1990.
- [2] **Coulson & Richardson**, Chemical engineering, volume 6, BPCC Wheatons Ltd Exeter, 1983.
- [3] **G-groep verslag**, Capacity increase of a CO-plant, Lab. Apparatenbouw voor de Procesindustrie, TU Delft, 1993.

5 MILIEU-ASPECTEN

5.1 Inleiding

Het milieu is tegenwoordig van groot belang. Zo zijn er door de overheid een aantal wetten uitgevaardigd die ervoor moeten zorgen dat de op omgeving zo min mogelijk wordt belast bij een zo groot mogelijk profijt van produktie en werkgelegenheid. Ook spelen besluiten op EG-niveau een steeds grotere rol.

Bij belasting van de omgeving gaat het om blootstelling van de werknemers en emissies naar de omgeving zoals geluid, stank en afvalstoffen. De belangrijkste (emissie) normen vindt men in:

- Hinderwet
- Wet Algemene Bepalingen Milieuhygiëne
- Wet op de luchtverontreiniging
- Wet verontreiniging oppervlakte wateren
- Wet Chemische Afvalstoffen
- Wet Afvalstoffen

5.2 Vestigingscriteria

De vestigingsplaats van de CO-plant is zo gekozen dat deze zich vlak bij de fabriek bevindt waar het CO als grondstof wordt gebruikt, zodat het CO-transport zo kort mogelijk is. Ook voor de aanvoer van grondstoffen is deze plaats gunstig, een haven voor vervoer over water en een spoorlijn voor vervoer met de trein. In de directe nabijheid van de plant bevindt zich geen grote bevolkingsconcentratie, zodat deze niet meteen wordt blootgesteld aan emissies bij ongelukken of calamiteiten.

5.3 Gevaren en hinder

Een direct gevaar voor de omgeving treedt pas op bij brand, explosie en gaslekkage. De kans op dit soort calamiteiten is echter gering. Op het terrein is een brandweer aanwezig die optreedt bij brand en op centrale punten bevinden zich douches voor noodgevallen. Geluidshinder en stankoverlast komen op de plant (bijna) niet voor.

5.4 Milieuverontreiniging

Lucht

Ten opzicht van de bestaande belasting van de omgeving door uitstoot van gassen verandert er slechts weinig. De afgas stromen verlaten de installaties door de bestaande schoorstenen, die voldoen aan de daarvoor gestelde eisen. Het afgas uit het fornuis bestaat voornamelijk uit N_2 (260.8 kmol/h) en H_2O (122.8 kmol/h) en is niet verontreinigend voor de lucht. Bij de MEA-vent-tank wordt CO_2 gespuut, maar deze stroom is zo klein (± 60 kg/h) dat ook dit afgas verwaarloosd mag worden. Van enige verhoging van de belasting van het milieu bij normale proces condities met betrekking tot de lucht is dus geen sprake.

Wanneer de geproduceerde CO door een storing niet aan de PPO plant geleverd kan worden, wordt in verband met opstart tijden de CO plant niet stopgezet, maar wordt de CO naar een flare gestuurd. De stroom die naar de flare gestuurd wordt, bestaat uit CO met een N_2 -verontreiniging. Mits de vlamtemperatuur onder de 1500 °C wordt gehouden, ontstaat CO_2 en is er geen gevaar voor NO_x vorming.

Geur

De grondstoffen en produkten zijn reukloos. Er is dus geen sprake van stankoverlast.

Water

Het koelwater dat op de plant gebruikt wordt komt niet in contact met andere stoffen en hoeft daarom alleen afgekoeld worden voordat het wordt geloosd.

Bodem

De bodem wordt gebruikt als ondersteuning voor het hele fabriekscomplex. Aangezien er wordt gewerkt met MEA stromen moeten er voorzorgsmaatregelen worden genomen zodat er geen gevaarlijke stoffen in de bodem terecht kunnen komen. Rond alle apparaten dienen lekbakken aanwezig te zijn die via afvalwaterzuivering geleegd kunnen worden.

4 MODELLING THE PROCESS

This chapter discusses the modelling of the current process in order to simulate and maximize the total output of the plant. It does not have the intention to specify all variables within the separate simulation blocks but only to specify which simulation blocks are used and why they are used. First of all the reformer section will be discussed. After that, the CO₂ removal, the drying and the cryogenic separation section (coldbox) respectively. The numbers of the different streams are kept the same as the numbers on the flowsheets as much as possible. The simulation software package used is ASPEN PLUS by ASPEN TECHNOLOGY. The experiences with ASPEN PLUS as a simulation program itself are not discussed in this chapter (see chapter 12). The possibilities of ASPEN PLUS and the various functions of the blocks are described in chapter 12.

4.1 Reformer section

The reformer is a reactor with several equilibrium reactions. Aspen has seven options to simulate the reformer. The stoichiometric reactor (RSTOIC), the yield reactor (RYIELD), the equilibrium reactor (REQUIL), the equilibrium reactor with Gibbs energy minimization (RGIBBS), the continuous stirred tank reactor (RCSTR), the plug flow reactor (RPLUG) and the batch reactor (RBATCH). Because the reactions are equilibrium reactions, only two reactors remain. The REQUIL and the RGIBBS. All other reactors mainly work with reaction kinetics or the stoichiometry and the extent of reaction. RPLUG seems to be a good alternative because of its temperature specification for the entire reactor length, but the combination with equilibrium reactions is not possible.

After comparing REQUIL and RGIBBS with each other RGIBBS appeared to be the best choice. It does not have flash calculations nested inside a chemical equilibrium loop like the REQUIL (the reformer has just one phase beside the catalyst, so a flash is not needed) and the equilibrium calculations are more accurate than that of the REQUIL because it uses the Gibbs energy minimization procedure, whereas the REQUIL uses the normal Gibbs energy procedure. RGIBBS has the possibility to find the distribution of specified products by comparing the minimum Gibbs free energy while satisfying the atom balances.

To complete the reformer section the heat exchangers (H2102, H2103, H2104, H2105A/B and H2106), where the flue gas is cooled and the feedstream is heated, are modelled in Aspen as HEATX blocks. The other important parts of flowsheet 200-FP-40 (appendix 2) are also modelled in Aspen, like the desulphuriser (V2101 and V2102A/B), the process gas boiler (H2107), the quench (M2102) and the steam drum (V2103). Because the amount of sulphur is very little and mainly the temperature and the pressure change in the desulphuriser this part is entered as a HEATX block. The process gas boiler cools the product stream of the reformer and vaporizes a water stream and is thereby also modelled as a HEATX block. A MIXER block is used for the quench (water is mixed with a process stream) and for the steam drum a FLASH2 unit is used because a mixture of water and steam flows into the drum and the water and steam separate in the drum.

For a total view of the modelled equipment and flows in this section see appendix 4.



5.5 Afvalstromen

Bij de verschillende processtappen komen de volgende afvalstromen vrij:

- koelwater
- CO₂
- N₂ (evt. NO_x)
- katalysator (om de 5 jaar)

Deze stromen moeten verwerkt of gerecycled worden.

Koelwater

Het koelwater wordt eerst gekoeld in de koeltoren voordat het wordt geloosd. De temperatuur is daardoor niet te hoog voor lozing. Het water komt niet in contact met chemische stoffen, wel moet men uitkijken voor lekkages in de MEA-sectie.

Kooldioxide

Grotendeels wordt CO₂ gerecycled echter een kleine stroom verdwijnt via de MEA-vent-tank de lucht in. Dit is slechts een zo kleine hoeveelheid dat daarvoor geen maatregelen genomen hoeven worden. Ook de CO₂ stroom die uit het fornuis komt overschrijft de MAC-waarde (9000 mg/m³) niet.

Stikstof

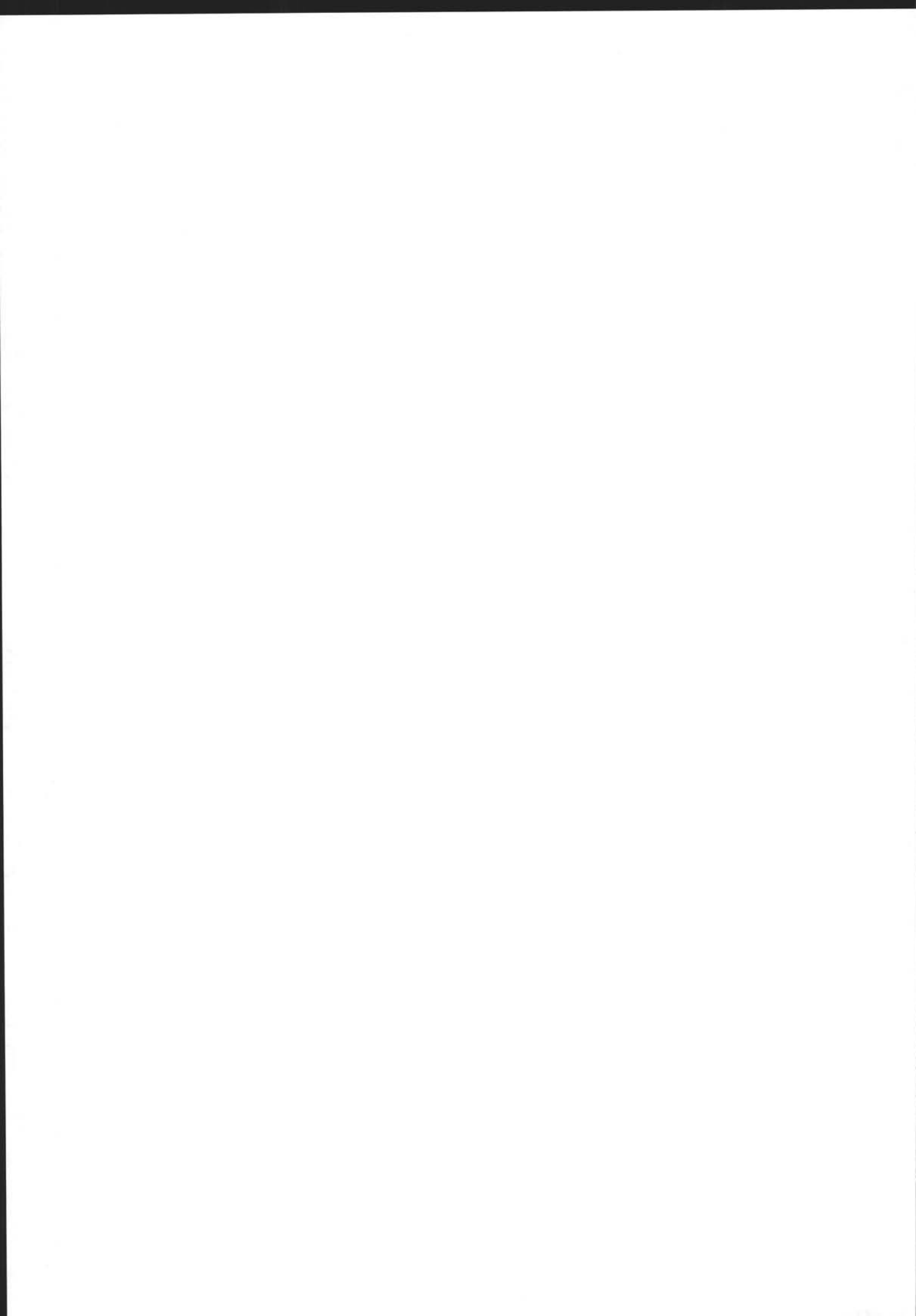
Een grote stroom N₂ wordt uitgestoten bij de reformer. De temperatuur in de reformer geeft geen aanleiding tot NO_x vorming (pas rond de 1500 °C wordt er NO_x gevormd). Stikstof zelf is inert en verontreinigt de lucht niet.

Katalysator

Aangenomen mag worden dat de katalysator na de periode van 5 jaar in de reformer, terug gaat naar de fabrikant die verder zorg draagt voor een goede verwerking. Deze verwerking kan bestaan uit het opwerken van de katalysator voor hergebruik of het ontleden in nog waardevolle elementen en afval, dat natuurlijk alsnog verantwoord verwerkt moet worden.







6. KOSTENSCHATTING

6.1. Investment cost

There are several methods to determine the investment cost. An more accurate method needs more detailed information than a method that is not so accurate. The following methods in order of accuracy can be used:

- sales method (first indication)
- scale up method (to determine the influence of capacity)
- 'step' method (to compare different pathways), Zevnik-Buckanan, Wilson, Taylor, etc.
- 'factor' method (a global absolute determination), Lang, Holland, Miller, Guthrie, etc.
- office type (a more detailed absolute method)
- detailed method

The factor method is used here to compare new possibilities for the CO plant (improvements) with the already existing plant and to determine the investment cost. The method requires only the available information about the process equipment, furthermore it is relatively easy and quick to use.

6.1.1. The factor method

The investment cost of a plant, determined with the factor method, is based on the purchase costs of the most important pieces of equipment of the process, these are:

- furnaces
- pressure vessels
- columns
- heat exchangers
- compressors
- pumps

To determine the purchase costs of these pieces of equipment the equations of Dr. Ž. Olujić (Lit.6.1) are used; for comparison the prices from Webci (Lit.6.2) are used.

The purchase cost equipment (PCE) is multiplied with two factors, the f_a factor, to determine the Physical Plant Cost (PPC), and the f_b factor, to estimate the Fixed Capital (FC). Thus:

$$PPC = f_a * PCE$$

$$FC = f_b * PPC$$

The f_a and the f_b factor can be found in Table 6.1 (Lit.6.3). For the CO plant no storage facilities are needed, and, as the process streams are all fluids, the f_a factor equals 3.25 and f_b equals 1.45. To determine the total investment cost the working capital (5 to 30% of the fixed capital) must be added to the fixed capital.

Table 6.1. Typical factors for the estimation of project fixed capital cost

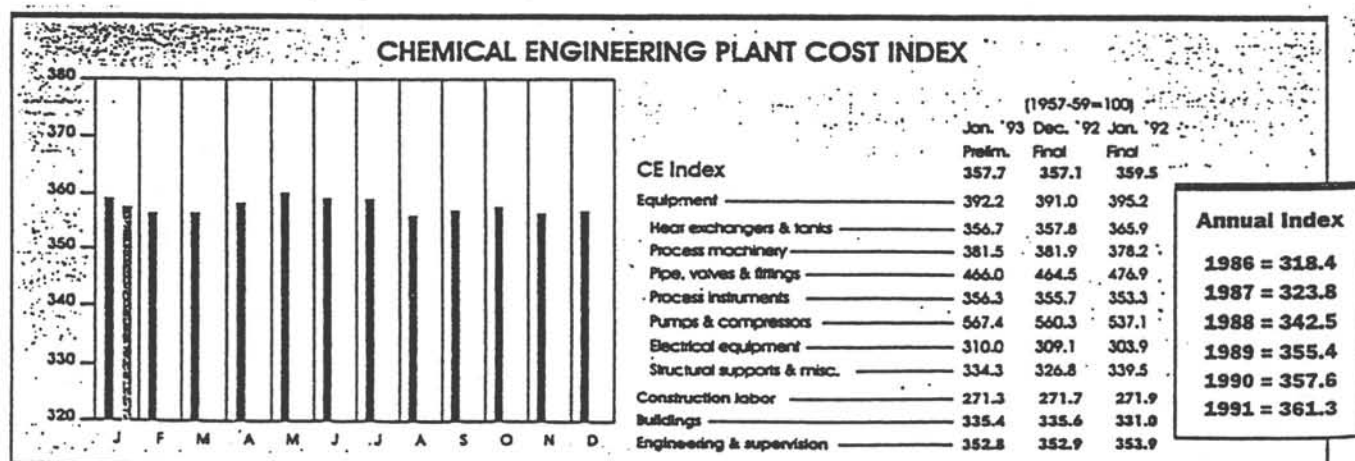
Item	Process type		
	Fluids	Fluids-solids	Solids
1. MAJOR EQUIPMENT, TOTAL PURCHASE COST			
PCE	PCE	PCE	PCE
f_1 Equipment erection	0.4	0.45	0.50
f_2 Piping	0.70	0.45	0.20
f_3 Instrumentation	0.20	0.15	0.10
f_4 Electrical	0.10	0.10	0.10
f_5 Buildings, process	0.15	0.10	0.05
f_6 Utilities	0.50	0.45	0.25
f_7 Storages	0.15	0.20	0.25
f_8 Site development	0.05	0.05	0.05
f_9 Ancillary buildings	0.15	0.20	0.30
2. TOTAL PHYSICAL PLANT COST (PPC)			
PPC = PCE (1 + f_1 ... + f_9)			
= PCE x	3.40	3.15	2.80
f_{10} Design and Engineering	0.30	0.25	0.20
f_{11} Contractor's fee	0.05	0.05	0.05
f_{12} Contingency	0.10	0.10	0.10
FIXED CAPITAL = PPC (1 + f_{10} + f_{11} + f_{12})			
= PPC x	1.45	1.40	1.35

* Omitted for minor extensions or additions to existing sites.

6.1.2. The purchase cost of the equipment

The purchase cost estimation by Dr. Ž. Olujić is given in US dollars (\$). The correlations use an I factor to correct for the annual inflation. This index I can be found in the Chemical Engineering Plant Cost Index of the Journal 'Chemical Engineering' (see Table 6.2).

Table 6.2. The chemical engineering plant cost index.



For the different pieces of equipment the following I values were found (December 1992):

Table 6.3. The I values of different pieces of equipment

Type of equipment	CE index
Furnace	357.8
Pressure vessel	357.8
Column	357.8
Internals	357.8
Packing	391.0
Heat exchanger	357.8
Compressor and pump	560.3
Driver	381.9

6.1.2.1. The furnace

The correlation developed for furnaces includes both the furnaces for heating the process fluids and the cracking and the reforming furnaces:

$$C_{fu} = C_{fu0} * F_m * F_p * F_t * (I/336.2) \tag{6.1}$$

Here C_{fu0} (US \$) is the base cost (mid 1985), F_m (-) the material of construction factor, F_p (-) the design pressure cost factor, F_t (-) the Chemical Engineering Plant Cost Index and 336.2 the CEPC index for this type of equipment in 1985. The corresponding cost factors can be found in the following table, and the base cost is correlated against the heat transfer duty ($3000 < Q(kW) < 150000$):

$$C_{fu0} = \exp (5.639 + 0.85 * \ln Q) \tag{6.2}$$

Table 6.4. Cost factors of furnaces

Material of construction	F_m	Design pressure (bar)	F_p	Type of furnace	F_t
Carbon steel	1	10	1	Heater	1
Alloy steel	1.36	50	1.1	Pyrolysis	1.1
Stainless steel	1.6	100	1.25	Reformer	1.5

6.1.2.2. The pressure vessel

Pressure vessels are columns, drums, tanks and reactor shells. The cost of a pressure vessel is calculated from:

$$C_{pv} = C_{pvo} * F_m * F_p * (l/336.2) \tag{6.3}$$

The correlation for the base cost is:

$$C_{pvo} = (a + b * l) * d^{1.1} \tag{6.4}$$

where l (m) is the length or height of the vessel and d (m) the corresponding internal diameter. The values of the coefficients a and b are given in Table 6.5.

Table 6.5. Vessel coefficients.

Vertical vessels	a	b	Horizontal vessels	a	b
1.5 < l(m) < 5	1500	1100	1.5 < l(m) < 6	890	705
5 < l(m) < 90	1294	1141	6 < l(m) < 25	512	768

Table 6.6. Cost factors for material of construction and design pressure

Material of construction	F _m	Pressure (bar)	F _p
Carbon steel (CS)	1	1 - 5	1
CS, SS-lined	2.3	5 - 10	1.1
Stainless steel (SS)	3.7	10 - 20	1.2
CS, Monel-lined	3.9	20 - 30	1.4
Monel	6.4	30 - 40	1.6

6.1.2.3. The column

The shells of columns may be considered as vertical pressure vessels, therefore correlation (6.3) can be used for prediction of the corresponding price. In addition the cost of column internals has to be estimated. Hence, the correlation for the cost of a distillation, absorption or desorption column is:

$$C_{co} = C_{pv,vert} + C_{int} \tag{6.5}$$

where index 'vert' denotes vertical pressure vessel and index 'int' the cost of column internals which differs for tray and packed columns.

6.1.2.3.1. Correlations for cost of trays

The cost of trays may be estimated by:

$$C_{int} = N_{tr} * C_{tr} * F_m * F_{nt} * F_{tt} * (I/336.2) \tag{6.6}$$

where N_{tr} (-) is the number of trays in the column, F_{nt} (-) cost factor for the number of trays and F_{tt} (-) cost factor for the tray type. C_{tr} (US \$) is the base cost for a valve tray of carbon steel, which may be estimated for columns with internal diameters d (m) from 0.3 to 4 m by:

$$C_{tr} = 58.7 + 88.4*d + 52.9*d^2 \tag{6.7}$$

Values of characteristic cost factors are given in Table 6.7.

Table 6.7. Characteristic cost factors of trays.

Tray type	F_{tt}	Material of construction	F_m	Number of trays	F_{nt}
Sieve	1	CS	1	20	1
Valve	1.45	SS	1.7	10	1.5
Bubble cap	2.90			7	2
Grid	0.90			4	2.5
				1	3

6.1.2.3.2. Cost of packings

The prices for random packings obtained in 1990 are ± 5000 f/m³ or ± 2940 \$/m³ (1 \$ = f1.7) for pall rings (stainless steel) with a diameter of 50 mm. For distributors the prices are ± 6000 f/m³ or ± 3530 \$/m³. For cost updating the given prices must be multiplied with (I/393), where I is the CE index of packings (I=391).

6.1.2.4. The heat exchanger (shell and tube)

The cost of a shell and tube heat exchanger is calculated from:

$$C_{he} = C_{heo} * F_p * F_t * (I/336.2) \tag{6.8}$$

C_{heo} (US \$) is the base cost, which is given as a function of the transfer area A (m²).

$$C_{heo} = \exp (a + b*\ln A) \tag{6.9}$$

The values of coefficients a and b as well as the values of corresponding cost factors are given in Tables 6.8 and 6.9.

Table 6.8. The coefficients of shell and tube heat exchangers.

Material of construction Shell/Tube		a	b
CS/CS	10 < A(m ²) < 900	7.085	0.656
CS/Brass	10 < A(m ²) < 900	6.980	0.7133
CS/SS	10 < A(m ²) < 900	6.587	0.9955
SS/SS	10 < A(m ²) < 60	7.439	0.8861
SS/SS	60 < A(m ²) < 900	8.6063	0.601

Table 6.9. The cost factors of shell and tube heat exchangers.

Design pressure (bar)	F _p	Type of heat exchanger	F _t
1 - 10	1	Kettle reboiler	1.4
10 - 20	1.1	Floating head	1
20 - 30	1.25	U-tube	0.85
30 - 50	1.3	Fixed tube	0.8
50 - 70	1.5		

6.1.2.5. The compressor

The cost of gas transporting equipment does not include a driver, whose cost must be estimated separately. The correlation includes the cost of the base device and a material of construction cost factor:

$$C_{com} = C_{como} * F_m * (I/418.3) \tag{6.10}$$

where the base cost C_{como} is correlated against the power consumption (kW):

$$C_{como} = [\exp (a + b*\ln P)] * 0.6 \tag{6.11}$$

The values of the coefficients corresponding to the common compressor types and the cost factors for the material of construction are given in Table 6.10.

Table 6.10. Coefficients and cost factors of the compressor.

Type of compressor	a	b	Type of compressor	F _m		
				CS	SS	Ni-alloys
Axial, centrifugal, reciprocating (30 < P < 10000)	6.628	0.968	Axial	1	5.8	14.1
			Centrifugal	1	4.5	10.5
			Reciprocating	1	5	12
Rotary (30 < P < 1000)	7.817	0.618	Rotary	1	4	9

6.1.2.5.1. The driver (electric motor)

For standard electric motors the following correlation may be used:

$$C_{em} = C_{emo} * F_t * F_{red} * (I/331.2) \quad (6.12)$$

where F_{red} is a factor which takes into account the cost of the reduction in the number of revolutions. Common value is 1 but in the cases when the reduction is needed then the value 1.35 should be used. The values of the F_t factor are 1.4 for explosion proof motors and 0.75 for open drip proof motors. The reference price is for a totally enclosed electric motor and is correlated against the required brake power ($0.5 < P(\text{kW}) < 5000$):

$$C_{emo} = \exp [5.33 + \ln P * (0.3 + \ln P * (0.162 - 0.014 * \ln P))] \quad (6.13)$$

6.2. Operating costs

An estimation of the operating costs is needed to judge the viability of a project and to choose between possible alternative processing schemes. Generally the operating costs are divided into two groups, the fixed costs and the variable costs.

- Fixed costs:
1. Maintenance (labour and materials)
 2. Operating labour
 3. Laboratory costs
 4. Plant overheads
 5. Capital charges
 6. Rates (and any other local taxes)
 7. Insurance
 8. Licence fees and royalty payments

- Variable costs:
1. Raw materials
 2. Miscellaneous operating materials
 3. Utilities
 4. Shipping and packaging

The costs listed above are direct costs of producing the product at the plant site. In addition to these costs, the site will have to carry its share of the Company's general operating expenses. These will include:

1. General overheads
2. Research and development costs
3. Sales expense
4. Reserves

All these various components of the operating costs are summarized in Table 6.11. This table will be used to estimate the total production costs.

Table 6.11. Summary of the operating costs.

<i>Variable costs</i>	<i>Typical values</i>
1. Raw materials	from flow-sheets
2. Miscellaneous materials	10 per cent of item (5)
3. Utilities	from flow-sheet
4. Shipping and packaging	usually negligible
Sub-total A
<i>Fixed costs</i>	
5. Maintenance	5-10 per cent of fixed capital
6. Operating labour	from manning estimates
7. Supervision	20 per cent of item (6)
8. Plant overheads	50 per cent of item (6)
9. Capital charges	15 per cent of the fixed capital
10. Insurance	1 per cent of the fixed capital
11. Rates	2 per cent of the fixed capital
12. Royalties	1 per cent of the fixed capital
Sub-total B
Direct production costs A + B
13. Sales expense	20-30 per cent of the direct
14. General overheads	production cost
15. Research and development	
Sub-total C
Annual production cost = A + B + C =
Production cost £/kg =	$\frac{\text{Annual production cost}}{\text{Annual production rate}}$

6.3. Calculations of the investment cost

6.3.1. Design process

The purchase costs of the equipment are given below. The prices calculated with the method of Dr. Ž. Olujić are compared with the Webci prices (guilders are converted to US dollars, 1 dollar equals 1.7 guilders).

Table 6.12. The purchase cost of the furnace (reformer).

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
H-2101	1	857.5	857.5
TOTAL PCE		857.5	857.5

Webci has no prices for furnaces, so the same prices as Olujić are taken.

The price for the catalyst in the reformer is 30 guilders per litre or 18 \$ per litre. The total price is 1560 x 18 (\$) = 28 x 10³ US \$.

Table 6.13. The purchase costs of the catalyst.

TOTAL PCE (10 ³ x \$)	28
----------------------------------	----

Table 6.14. The purchase costs of the pressure vessels.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
V-2101	1	5.7	11
V-2102	2	8.1	12
V-2103	1	5.2	13
V-2104	1	19.3	14
V-2107	1	12.7	15
V-2108	1	11.0	15
V-2109	1	8.1	14
V-2110	1	15.5	10
V-2111	1	2.0	10
V-2112	1	8.1	12
V-2113	2	6.9	14
V-2114	2	5.2	14
V-2115	1	5.2	11
V-2116	1	3.0	10
V-2117	3	3.3	11
V-2119	1	1.8	10
TOTAL PCE		148.3	253

Table 6.15. The purchase costs of the columns without trays and packings.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
V-2105	1	24.1	83
V-2106	1	57.6	131
V-2118	3	12.1	38
T-21	1	89.0	68
T-22	1	23.0	54
T-23	1	14.1	37
T-24	1	13.1	37
TOTAL PCE		257.2	524

Table 6.16. The purchase costs of the trays of the columns.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
V-2105	1	0.5	0.4
V-2106	1	3.3	2.1
V-2118	3	0.7	-
T-21	1	5.9	2.2
T-22	1	13.4	3.0
T-23	1	8.9	1.4
T-24	1	8.9	1.4
TOTAL PCE		43.0	10.5

Table 6.17. The purchase costs of the packings (Pall rings and distributors) of the columns.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
V-2105	1	19.1	27.0
V-2106	1	19.9	25.7
V-2118	3	-	-
TOTAL PCE		39.0	52.7

The purchase cost of MEA in the columns V-2105 and V-2106 is calculated by subtracting the packing volumes (11.7 m³) from the column volumes (22.31 m³) and adding 10% for the MEA in the pipes. The price of MEA is f1.94/kg or 1.14 \$/kg, so the total purchase cost of MEA is 13 x 10³ \$.

Table 6.18. The purchase cost of MEA.

TOTAL PCE (10 ³ x \$)	13
----------------------------------	----

Table 6.19. The purchase costs of the heat exchangers.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
H-2102	1	3.4	10
H-2103	1	15.2	27
H-2104	1	7.0	20
H-2105	2	5.4	12
H-2106	1	8.9	16
H-2107	1	13.3	18
*H-2108	1	14.1	32
*H-2109A	1	12.3	25
*H-2109B	1	25.0	30
*H-2110	1	59.0	78
*H-2111	1	36.2	45
*H-2112	1	18.4	30
H-2113	2	6.6	15
*H-2114	2	5.1	14
*H-2115	3	8.5	18
*H-2116	1	4.6	13
*H-2117	1	4.5	13
H-2118	2	7.1	16
H-2119	2	4.1	12
*H-2120	1	3.7	14
E-21	1	14.5	21
E-22	1	42.7	25
E-23L	1	126.7	53
E-23U	1	184.9	88
E-24	1	10.2	16
E-25	1	10.2	16
E-27	1	10.2	16
TOTAL PCE		706.8	797

The heat exchangers denoted with * are U-tubes, and their prices are 10-15% more expensive than the prices for heat exchangers given by Webci. Therefore 15% is taken into account in the prices of the U-tubes.

Table 6.20. The purchase costs of the compressors and ventilators.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
K-2101	2	12	12
K-2102	2	7	7
K-2103	4	102.6	94
K-2104	3	151.9	126
K-2105	4	72.6	62
TOTAL PCE		1194.6	1041

K-2101 and K-2102 are ventilators. Olujić has no prices for these equipment, therefore the same prices as Webci are taken.

Table 6.21. The purchase costs of the drivers.

Equipment code	Number	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
K-2103	4	19.2	31
K-2104	3	26.7	35
K-2105	4	14.2	15
TOTAL PCE		213.7	290

The purchase costs, the fixed capital and the investment cost of the whole plant (design) are given in Table 6.22.

Table 6.22. The investment costs of the design plant.

10 ³ x US \$	according to Olujić	according to Webci
Total PCE	3502	3867
Total PPC PPC=f _a *PCE	11380	12568
Fixed Capital FC=f _b *PPC	16501	18223
Working Capital (10%)	1650	1822
Investment cost	18151	20046

6.3.2. The new process (only extra CO₂)

For the new process a CO₂ storage tank is needed with a volume of 15 m³ and several heat exchangers have to be expanded by adding some new heatexchangers. The purchase costs can be found in the Tables 6.23 and 6.24.

Table 6.23. The purchase cost of a storage tank.

Equipment code	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
CO ₂ storage tank	11.7	29

Table 6.24. The heat exchangers.

Equipment code	Number	Extra transfer area (m ²)	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
H2108 extra	1	7.63	4.1	13.5
H2109A extra	1	6.21	3.9	12.9
H2109B extra	1	6.21	4.4	18.3
H2110 extra	1	14.2	10.1	25.0
H2111 extra	1	8.0	5.7	19.6
H2112 extra	1	5.0	3.3	12.2
H2113 extra	2	3.0	2.3	9.7
H2114 extra	1	2.0	1.9	10.8
H2115 extra	1	2.0	2.2	10.8
H2115 extra	2	3.5	3.0	11.5
H2116 extra	1	1.5	1.8	10.8
H2117 extra	1	1.5	1.5	10.8
H2118 extra	2	7.0	4.0	11.5
H2119 extra	1	4.0	2.8	10.0
H2120 extra	1	1.5	1.4	10.8

The other equipment remains the same. The investment cost is shown in Table 6.25.

Table 6.25. The investment cost.

10 ³ x US \$	according to Olujić	according to Webci
Extra PCE	73	260
Extra PPC ($f_a = 2.55$)	187	663
Extra FC ($f_b = 1.45$)	271	961
Total fixed capital	16772	19184
Investment cost	18449	21102

6.3.3. The new process (using extra CO₂ and a pre-reformer)

For the new process a CO₂ storage tank is needed with a volume of 15 m³ and a pressure vessel with catalyst. The total amount of catalyst needed per year remains the same, because due to the pre-reformer the life time of the catalyst in the reformer increases. The purchase costs can be found in the Tables 6.26 and 6.27.

Table 6.26. The purchase cost of a storage tank.

Equipment code	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
CO ₂ storage tank	11.7	29

Table 6.27. The purchase cost of a pressure vessel

Equipment code	PCE according to Olujić (10 ³ x \$)	PCE according to Webci (10 ³ x \$)
pre-reformer vessel	12.0	20

The other equipment remains the same. The investment cost is shown in Table 6.28.

Table 6.28 The investment cost.

10 ³ x US \$	according to Olujić	according to Webci
Extra PCE	24	49
Extra PPC ($f_a = 2.55$)	61	125
Extra FC ($f_b = 1.45$)	88	181
Total fixed capital	16589	18404
Investment cost	18640	20244

6.4. Calculation of the operating costs

6.4.1 Design process (KTI)

The annual operating costs are calculated by using Table 6.11 and the investment cost determined by Olujić. The operating time is 95% of one year, 345 days/year or 8280 hours/year.

A. The variable costs:

1.Raw materials

- Natural gas 0.19 Dfl/Nm³ or 0.00277 \$/mol
53.1 kmol/h x 8280 h/y x 0.00277 \$/mol 1218 x 10³ \$
- Boiler feed water 1.15 Dfl/m³ or 0.68 \$/m³
6.466 m³/h x 8280 h/y x 0.68 \$/m³ 36 x 10³ \$

2.Miscellaneous materials 165 x 10³ \$

3.Utilities

- Electricity for compressors
2260 kW x 8280 h/y x 0.064 Dfl/kWh (or 0.038 \$/kWh) 704 x 10³ \$
- Degradation costs of the catalyst
1/5 y⁻¹ x 28,000 \$ 6 x 10³ \$
- Degradation costs of MEA
0.4 y⁻¹ x 11670 kg x 1.14 \$/kg 5 x 10³ \$

4.Shipping and packaging - not applicable

Subtotal A -----
2134 x 10³ \$

B: The fixed costs:

5. Maintenance	1650 x 10 ³ \$
6. Operating labour	
Four manpower are needed to operate the plant continuously. One continuous manpower costs f350,000 per year or 206,000 \$ per year.	824 x 10 ³ \$
7. Supervision	165 x 10 ³ \$
8. Plant overheads	412 x 10 ³ \$
9. Capital charges	2475 x 10 ³ \$
10. Insurance	165 x 10 ³ \$
11. Rates	330 x 10 ³ \$
12. Royalties	165 x 10 ³ \$

Subtotal B 6186 x 10³ \$

Direct production costs A + B 8320 x 10³ \$

C. Share of the Company's general operating expenses (25% of the direct production costs)

- 13. Sales expense
- 14. General overheads
- 15. Research and development

Subtotal C 2080 x 10³ \$

Annual operating costs (A + B + C) 10400 x 10³ \$

Production cost (1221.4 kg CO/h) 1.03 \$/kg.

6.4.2. The new process (using only extra CO₂)

For the variable costs just the prices for raw materials and miscellaneous change:

- 1. Raw materials
 - Natural gas: 50.1 kmol/h x 8280 h/y x 0.00277 \$/mol = 1149 x 10³ \$
 - Carbondioxyde: 14.2 kmol/h x 44.0 kg/kmol x 8280 h/y x 0.185/1.7 \$/kg = 584 x 10³ \$
- 2. Miscellaneous materials = 168 x 10³ \$

Subtotal A = 2652 x 10³ \$

For the fixed costs only the costs for operating labour, supervision and plant overheads don't change. The other costs will be:

- 5. Maintenance = 1677 x 10³ \$
- 9. Capital charges = 2516 x 10³ \$
- 10. Insurance = 168 x 10³ \$
- 11. Rates = 335 x 10³ \$
- 12. Royalties = 168 x 10³ \$

Subtotal B = 6265×10^3 \$

The direct production costs (A + B) are 8917×10^3 \$, therefore the subtotal of C (25% of the direct production costs) is 2229×10^3 \$.

The annual operating costs for the new process are 11146×10^3 \$ and the production cost for CO will be $(55.402 \text{ kmol CO/h} \times 28 \text{ kg/kmol} \times 8280 \text{ h/y})^{-1} \times 11146 \times 10^3 \text{ $/y} = 0.87 \text{ $/kg}$.

6.4.3. The new process (using extra CO₂ and a pre-reformer)

For the variable costs just the prices for raw materials and miscellaneous change:

1. Raw materials

- Natural gas: $50.2 \text{ kmol/h} \times 8280 \text{ h/y} \times 0.00277 \text{ $/mol} = 1151 \times 10^3$ \$

- Carbondioxyde: $13.9 \text{ kmol/h} \times 44.0 \text{ kg/kmol} \times 8280 \text{ h/y} \times 0.185/1.7 \text{ $/kg} = 550 \times 10^3$ \$

2. Miscellaneous materials = 168×10^3 \$

Subtotal A = 2620×10^3 \$

For the fixed costs only the costs for operating labour, supervision and plant overheads don't change. The other costs will be:

5. Maintenance = 1660×10^3 \$

9. Capital charges = 2488×10^3 \$

10. Insurance = 166×10^3 \$

11. Rates = 332×10^3 \$

12. Royalties = 166×10^3 \$

Subtotal B = 6213×10^3 \$

The direct production costs (A + B) are 8833×10^3 \$, therefore the subtotal of C (25% of the direct production costs) is 2208×10^3 \$.

The annual operating costs for the new process are 11041×10^3 \$ and the production cost for CO will be $(53.809 \text{ kmol CO/h} \times 28 \text{ kg/kmol} \times 8280 \text{ h/y})^{-1} \times 11041 \times 10^3 \text{ $/y} = 0.89 \text{ $/kg}$.

LITERATURE

- 6.1. Olujić, Ž., 'Approximate Design and Costing of Equipment used in Absorption, Distillation, Extraction and Stripping processes'. Laboratory for Process Equipment, TU Delft, 1991.
- 6.2. Webci, Wubo, 'DACE-prijzenboekje', 16th edition. Dutch Association of Cost Engineers, Leidschendam, 1992.
- 6.3. Richardson, J.F., Coulson, J.M., 'Chemical Engineering - volume 6'. Pergamon, New York, 1983.
- 6.4. Montfoort, A.G., 'De Chemische Fabriek'. Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde, TU Delft, 1990.

$$T1 := 25 + 273.15$$

$$T2 := 1000 + 273.15 \quad R := 8.314$$

$$\text{overmaat02} := 0.16$$

$$y222 := \begin{bmatrix} 120.6 \\ 1.37 \\ 1.84 \\ 0 \\ 0.01 \\ 0 \end{bmatrix}$$

$$y_{\text{burner}} := \begin{bmatrix} y222 \\ 0 \\ y222 \\ 1 \\ y222 + \begin{bmatrix} 0.5 \cdot y222 & + & 0.5 \cdot y222 \\ 0 & & 1 \end{bmatrix} \cdot 4 \cdot (1 + \text{overmaat02}) \\ \begin{bmatrix} 0.5 \cdot y222 & + & 0.5 \cdot y222 \\ 0 & & 1 \end{bmatrix} \cdot (1 + \text{overmaat02}) \\ y222 \\ 4 \\ y222 \\ 5 \end{bmatrix}$$

$$\text{cpi} := \begin{bmatrix} 3.249 & 0.422 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.083 \cdot 10^5 \\ 3.376 & 0.557 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.031 \cdot 10^5 \\ 3.28 & 0.593 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.04 \cdot 10^5 \\ 3.639 & 0.506 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.227 \cdot 10^5 \\ 5.457 & 1.045 \cdot 10^{-3} & 0 & -1.157 \cdot 10^5 \\ 3.42 & 1.45 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.121 \cdot 10^5 \end{bmatrix}$$

$$E := \begin{bmatrix} 1 \\ T_{\text{am}} \\ 1 \\ 1 \\ \hline T1 \cdot T2 \end{bmatrix}$$

$$T_{\text{am}} := \frac{T1 + T2}{2}$$

$$\text{cplos} := R \cdot \text{cpi} \cdot E$$

Heat for combustion:

$$Q_{\text{opwarmen}} := c_{\text{p}} \cdot \frac{y_{\text{burner}}}{3600} \cdot \frac{T_2 - T_1}{1000} \quad Q_{\text{opwarmen}} = 4.02668808 \quad \text{MW}$$

$$Q_{\text{verbranding}} := \frac{\begin{bmatrix} y_{\text{burner}} \cdot -241.848 + y_{\text{burner}} \cdot -393.509 \\ 0 \qquad \qquad \qquad 1 \end{bmatrix}}{3600}$$

$$Q_{\text{verbranding}} = -8.25166004$$

$$y_{\text{naverbr}} := \frac{\begin{bmatrix} 0 \\ 0 \\ y_{\text{burner}} \cdot 2 \\ y_{\text{burner}} \cdot 3 \\ 1 + \text{overmaat02} \\ y_{\text{burner}} \cdot 1 \\ y_{\text{burner}} \cdot 0 \end{bmatrix}}{\text{overmaat02}}$$

$$T_3 := 1000 + 273$$

$$T_4 := 150 + 273.15$$

$$c_{\text{puit}} := \begin{bmatrix} 3.249 & 0.422 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.083 \cdot 10^5 \\ 3.376 & 0.557 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.031 \cdot 10^5 \\ 3.28 & 0.593 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.04 \cdot 10^5 \\ 3.639 & 0.506 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.227 \cdot 10^5 \\ 5.457 & 1.045 \cdot 10^{-3} & 0 & -1.157 \cdot 10^5 \\ 3.42 & 1.45 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.121 \cdot 10^5 \end{bmatrix}$$

$$T_{\text{amuit}} := \frac{T_3 + T_4}{2}$$

$$E_{\text{uit}} := \begin{bmatrix} 1 \\ T_{\text{amuit}} \\ 1 \\ 1 \\ \hline T_3 \cdot T_4 \end{bmatrix}$$

$$c_{\text{plosuit}} := R \cdot c_{\text{puit}} \cdot E_{\text{uit}}$$

$$Q_{\text{uit}} := c_{\text{plosuit}} \cdot T \cdot \frac{y_{\text{naverbr}} \cdot T_4 - T_3}{3600 \cdot 1000}$$

$$Q_{\text{uit}} = -3.31824729 \quad Q_{\text{verbranding}} = -8.25166004 \quad Q_{\text{opwarmen}} = 4$$

$$\text{antw} := Q_{\text{uit}} + Q_{\text{verbranding}} + Q_{\text{opwarmen}} + 2.9 + 4.2 - 0.05 \cdot Q_{\text{verbranding}}$$

$$\text{antw} = -0.03063624$$

$$T1 := 25 + 273.15$$

$$T2 := 1000 + 273.15 \quad R := 8.314$$

$$\text{overmaat02} := 0.16$$

$$Q_{\text{reformer}} := 4.27$$

$$y_{222} := \begin{bmatrix} 120.5 \\ 2.3 \\ 0.84 \\ 0 \\ 0 \\ 0 \end{bmatrix}$$

$$y_{\text{burner}} := \begin{bmatrix} y_{222} \\ 0 \\ y_{222} \\ 1 \\ y_{222} + \begin{bmatrix} 0.5 \cdot y_{222} & + & 0.5 \cdot y_{222} \\ 0 & & 0 \end{bmatrix} \cdot 4 \cdot (1 + \text{overmaat02}) \\ \begin{bmatrix} 0.5 \cdot y_{222} & + & 0.5 \cdot y_{222} \\ 0 & & 0 \end{bmatrix} \cdot (1 + \text{overmaat02}) \\ y_{222} \\ 4 \\ y_{222} \\ 5 \end{bmatrix}$$

$$\text{cpi} := \begin{bmatrix} 3.249 & 0.422 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.083 \cdot 10^5 \\ 3.376 & 0.557 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.031 \cdot 10^5 \\ 3.28 & 0.593 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.04 \cdot 10^5 \\ 3.639 & 0.506 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.227 \cdot 10^5 \\ 5.457 & 1.045 \cdot 10^{-3} & 0 & -1.157 \cdot 10^5 \\ 3.42 & 1.45 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.121 \cdot 10^5 \end{bmatrix}$$

$$T_{\text{am}} := \frac{T1 + T2}{2}$$

$$E := \begin{bmatrix} 1 \\ T_{\text{am}} \\ 1 \\ 1 \\ \hline T1 \cdot T2 \end{bmatrix}$$

$$\text{cplos} := R \cdot \text{cpi} \cdot E$$

Heat for combustion:

$$Q_{\text{opwarmen}} := c_{\text{p,los}} T \cdot \frac{y_{\text{burner}}}{3600} \frac{T_2 - T_1}{1000} \quad Q_{\text{opwarmen}} = 4.04585603 \quad \text{MW}$$

$$Q_{\text{verbranding}} := \left[\frac{y_{\text{burner}} \cdot (-241.848 + y_{\text{burner}} \cdot (-393.509))}{3600} \right]$$

$$Q_{\text{verbranding}} = -8.34659853$$

$$y_{\text{naverbr}} := \left[\begin{array}{c} 0 \\ 0 \\ y_{\text{burner}} \\ y_{\text{burner}} \\ 1 + \text{overmaatO2} \\ y_{\text{burner}} \\ y_{\text{burner}} \\ 0 \end{array} \right]$$

$$T_3 := 1000 + 273$$

$$T_4 := 150 + 273.15$$

$$c_{\text{p,uit}} := \left[\begin{array}{cccc} 3.249 & 0.422 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.083 \cdot 10^5 \\ 3.376 & 0.557 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.031 \cdot 10^5 \\ 3.28 & 0.593 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.04 \cdot 10^5 \\ 3.639 & 0.506 \cdot 10^{-3} & 0 & -0.227 \cdot 10^5 \\ 5.457 & 1.045 \cdot 10^{-3} & 0 & -1.157 \cdot 10^5 \\ 3.42 & 1.45 \cdot 10^{-3} & 0 & 0.121 \cdot 10^5 \end{array} \right]$$

$$T_{\text{amuit}} := \frac{T_3 + T_4}{2}$$

$$E_{\text{uit}} := \begin{bmatrix} 1 \\ T_{\text{amuit}} \\ 1 \\ 1 \\ \hline T_3 \cdot T_4 \end{bmatrix}$$

$$c_{\text{plosuit}} := R \cdot c_{\text{puit}} \cdot E_{\text{uit}}$$

$$Q_{\text{uit}} := c_{\text{plosuit}} \cdot T \cdot \frac{y_{\text{naverbr}} \cdot T_4 - T_3}{3600 \cdot 1000} \quad c_{\text{plosuit}} = \begin{bmatrix} 29.98766392 \\ 31.94756645 \\ 31.51283831 \\ 33.47204027 \\ 50.95193397 \\ 38.84443372 \end{bmatrix}$$

$$Q_{\text{uit}} = -3.33592692$$

$$Q_{2104} := 0.467993$$

$$Q_{2103} := 0.839274 \quad 0.910358 - c_{\text{p}} \text{ van water}$$

Over voor stoom:

$$\text{stoom} := -Q_{\text{verbranding}} - Q_{\text{opwarmen}} + 0.05 \cdot Q_{\text{verbranding}} - Q_{\text{uit}} - Q_{\text{reformer}}$$

$$\text{stoom} = 1.64207249 \quad \text{MW}$$

oude stoom = 1.64 MW voor 300 kmol/h stoom dus

$$\text{nu_kmolstoom} := \frac{\text{stoom}}{1.91} \cdot 300 \quad \text{nu_kmolstoom} = 257.91714548 \quad \text{kg stoom/h}$$

je gebruikt 125 kg/h, dus houdt over 257-125 is ongeveer 133 kg/h. Vroeger gebruikte je 150 kg/h stoom, dus hield je ook 150 kg/h over, dit wordt nu minder.

chemiekaart ethanolamine (MEA)



2-aminoethanol*
MEA
monoethanolamine

ETHANOLAMINE


FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	171	KLEURLOZE VLOEISTOF, AAN DE GEUR TE HERKENNEN	
Smeltpunt, °C	10	De damp mengt zich goed met lucht. De stof is een sterke base, reageert heftig met zuren en is corrosief, o.a. ten opzichte van aluminium en zink. De stof ontleedt bij verhitting of bij verbranding onder vorming van giftige gassen. Reageert heftig met oxidatiemiddelen. Reageert boven 60 °C met aluminium onder vorming van waterstof (zie aldaar). Tast koper, koperlegeringen alsmede rubber aan.	
Vlampunt, °C	85	MAC-waarde	
Zelfontbrandingstemperatuur, °C	410	3 ppm	8 mg/m ³
Relatieve dichtheid (water = 1)	1,0	<p>Wijze van opneme: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing en inslikken. Een voor de gezondheid schadelijke concentratie in de lucht zal door verdamping van deze stof bij 20 °C vrij langzaam worden bereikt, bij vernavelen echter veel sneller.</p> <p>Directe gevolgen: De stof werkt prikkelend op de ogen, de huid en de ademhalingsorganen. De stof werkt op het zenuwstelsel. De stof kan in hoge concentraties aanraking geven tot bewustzijnsverlaging.</p> <p>Gevolgen bij langdurige, herhaaldelijke blootstelling: Bij intensief huidcontact kans op huidaanroeningen.</p>	
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	2,1		
Relatieve dichtheid bij 20 °C van verzadigd damp/luchtmengsel (lucht = 1)	1,0		
Dampspanning, mbar bij 20 °C	0,6		
Oplosbaarheid in water	volledig		
Relatieve molecuulmassa	61,06		
Log P octanol/water	-1,3		
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: brandbaar.	geen open vuur en niet roken.	poeder, alcoholbestendig schuim, sproeistraal water, halonen, koolzuur.	
Explosie: boven 85 °C: damp met lucht explosief.	boven 85 °C gesloten apparatuur, ventilatie.		
Inademen: keelpijn, hoesten, kortademigheid, hoofdpijn.	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, halfzittende houding, en arts waarschuwen.	
Huid: roodheid, pijn.	handschoenen.	verontreinigde kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of afdouchen, en naar arts verwijzen.	
Ogen: roodheid, pijn, slecht zien.	gezichtsscherm.	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren.	
Inslikken: buikpijn, misselijkheid, braken.		mon3 laten spoelen, en arts waarschuwen of naar ziekenhuis vervoeren.	
OPRUIMING	OPSLAG / AFVALCODES	ETIKETTERING / NFPA	
tekvloeistof opvangen in afsluitbare vaten, restant wegspolien met veel water.	gescheiden van oxidatiemiddelen, gescheiden van sterke zuren, ventilatie langs de vloer.	R: 20-36/37/38	
	WCA: B 2170 KCA: III		
OPMERKINGEN			
De reukgrens ligt boven de MAC-waarde. Gebruik van alcoholische dranken versterkt de giftige werking.			

GEVI: 80; VN-nummer: 2491

chemiekaart koolmonoxide

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, bar bij 20 °C 58,8 Oplosbaarheid in water niet Explosiegrenzen, volume% in lucht 12-75 Minimum ontstekingsenergie, mJ 0,1 Relatieve molecuulmassa 28,0	KLEURLOOS EN REUKLOOS SAMENGEPERST GAS Het gas mengt zich goed met lucht, makkelijke vorming van explosieve mengsels. MAC-waarde 50 ppm 55 mg/m ³	
	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. Bloedafwijkingen kunnen optreden. In ernstige gevallen kans op stoornissen van ademhaling, hartritme, hart- en vaatstelsel, bewusteloosheid, bevallen, dodelijke afloop. De stof werkt op het zenuwstelsel. Hersenbeschadigingen kunnen optreden.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	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, explosieveilige elektrische apparatuur en verlichting, vonkarm gereedschap.	bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water, brand bestrijden vanuit beschutte plaats.
Inademen: hoofdpijn, duizeligheid, bewusteloosheid.	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, beademing, zuurstof toedienen en oomiddelrijk naar ziekenhuis vervoeren.
OPRUIMING	OPSLAG / AFVALCODES	ETIKETTERING / NFPA
omgeving ontruimen, deskundige waarschuwen, ventilatie, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker).	brandveilig, koel. KCA: VI	
OPMERKINGEN		
Zie voor inertisering van explosieve gas, damp/luchtmengsels pag. 977 van Chemiekaarten 5e editie. Reukloos, dus gemakkelijke 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		GEVI: 236; VN-nummer: 1016

chemiekaart kooldioxide

koolzuurgas

CO₂
KOOLDIOXIDE
(drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	-79	KLEURLOOS EN REUKLOOS ONDER DRUK TOT VLOEISTOF VERDICHT GAS De damp is zwaarder dan lucht en kan zich op laaggelegen plaatsen ophopen met aldaar kans op zuurstofgebrek (bewusteloosheid). Bij snel uitstromen van kooldioxide uit drukhouder ontstaat statische elektriciteit waardoor een (reeds aanwezig) explosief mengsel kan worden ontstoken. Vrij uitstromende vloeistof verdicht zich tot droogijs (zie aldaar). Reageert bij hogere temperatuur heftig met ammoniak en diverse aminen.	
Relatieve dichtheid (water = 1)	0,8		
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	1,5		
Dampspanning, bar bij 20 °C	57,6		
Oplosbaarheid in water, g/100 ml bij 25 °C	0,16		
Relatieve molecuulmassa	44,0	MAC-waarde	5000 ppm 9000 mg/m ³
		Wijze van opname: De stof kan worden opgenomen in het lichaam door inademing. Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van de lucht verstikend werken. Directe gevolgen: Door snel verdampen kan de vloeistof bevrozing veroorzaken. Inademing van de stof kan ademnood veroorzaken. In ernstige gevallen kans op bewusteloosheid.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar.		bij brand in directe omgeving: alle blusstoffen toegestaan.	
Explosie:		bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water.	
Inedemen: diep ademen, transpireren, ademnood, hoofdpijn, duizeligheid.	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, zonodig beademing, en arts waarschuwen, of naar ziekenhuis vervoeren.	
Huid: bij bevrozing: roodheid, pijn, ernstige brandwonden.	koude-isolerende handschoenen.	bij bevrozing: GEEN kleding uittrekken, huid spoelen met veel water of aldouchen, arts arts waarschuwen.	
Ogen: bij bevrozing: roodheid, pijn, slecht zien.	zurbri.	eerst spoelen met veel water, dan naar arts vervoeren.	
OPRUIMING	OPSLAG / AFVALCODES	ETIKETTERING / NFPA	
ventilatie, nooit met water in vloeistof spuiten, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker).	brandveilig indien binnen een gebouw, koel.		
OPMERKINGEN			
Bij hoge concentraties in de lucht, b.v. in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid. Boven 10% kooldioxide in de lucht: bewusteloosheid en dodelijke sloop; kooldioxide komt vrij bij vele gistingprocessen (in gisting kelders) en is een belangrijk bestanddeel van rookgas. In PUBLIKATIEBLAD P 134-5 van de Arbeidsinspectie worden uitvoerige instructies gegeven voor het veilig werken met kooldioxide. Aan te bevelen is om vooraf van de inhoud van dit blad kennis te nemen en het daarna steeds bij de hand te houden. Zie ook PUBLIKATIEBLAD P 153 van de Arbeidsinspectie. Lekkende drukhouder met lek naar boven draaien anders ontspannt vloeibaar kooldioxide.			
Transport Emergency Card TEC(R)-20G16		GEVI: 20; VN-nummer: 1013	

chemiekaart methaan

CH₄


aardgas

METHAAN*
(drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN	BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C Smeltpunt, °C Vlampunt, °C Zelfontbrandingstemperatuur, °C Relatieve dampdichtheid (lucht = 1) Oplosbaarheid in water Explosiegrenzen, volume% in lucht Minimum ontstekingsenergie, mJ Relatieve molecuulmassa	- 162 - 182 brandbaar gas 537 0,6 niet 5-16 0,28 16	KLEURLOOS REUKLOOS SAMENGEPERST GAS Het gas is lichter dan lucht. MAC-waarde niet vastgesteld 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.
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHIJNSELEN	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, 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). Ogen:	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming. geleatscherm.	frisse lucht, rust, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren.
OPRUIMING	OPSLAG / AFVALCODES	ETIKETTERING / NFPA
ventilatie, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker).	brandveilig, koel, ventilatie. WCA: D 4180 KCA: VI	
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 afsluiten 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		GEVI: 23; VN-nummer: 1871


chemiekaart waterstof

H₂
WATERSTOF*
 (drukhouder)

FYSISCH EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C Vlampunt, °C Relatieve dampdichtheid (lucht = 1) Oplosbaarheid in water Explosiegrenzen, volume% in lucht Minimum ontstekingsenergie, mJ Relatieve molecuulmassa	- 253 brandbaar gas 0,07 niet 4-76 0,01 2,0	KLEURLOOS REUKLOOS SAMENGEPERST GAS Het gas is lichter dan lucht. Vormt met chloor zgn. chloorknaalgas dat o.s. 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. knaalgas.	
		MAC-waarde	niet vastgesteld
		Wijze van opname: Dit gas kan bij vrijkomen door verdringing van de lucht verstikkend werken.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHEIJEN		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 handgereedschap.	bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water.
Inademens- edemwood, hoofdpijn, duizeligheid, bewusteloosheid.		ventilatie.	frisse lucht, rust, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren.
OPRUIMING	OPSLAG / AFVALCODES	ETIKETTERING / NFPA	
ventilatie.	brandveilig indien binnen een gebouw, ventilatie langs het plafond. KCA: VI		
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)-20004		GEVI: 23; VN-nummer: 1049	

chemiekaart stikstof

N₂STIKSTOF*
(drukhouder)

FYSISCHE EIGENSCHAPPEN		BELANGRIJKE GEGEVENS	
Kookpunt, °C	-196	KLEURLOOS EN REUKLOOS SAMENGEPERST GAS	
Relatieve dampdichtheid (lucht = 1)	0,97	Het gas mengt zich goed met lucht.	
Oplosbaarheid in water	niet	MAC-waarde	niet vastgesteld
Relatieve molecuulmassa	28,0	Directe gevolgen: inademing van de stof kan ademnood veroorzaken. In ernstige gevallen kans op bewusteloosheid.	
DIRECTE GEVAREN/ VERSCHEIJNSELEN	PREVENTIE	BLUSSTOFFEN/EERSTE HULP	
Brand: niet brandbaar.		Bij brand in de omgeving: alle blusstoffen toegestaan.	
Explosie:		bij brand: drukhouder koel houden door spuiten met water.	
Inademen: ademnood, hoofdpijn, duizeligheid, bewusteloosheid 1).	ventilatie, plaatselijke afzuiging of adembescherming.	frisse lucht, rust, zo nodig beademing, en naar ziekenhuis vervoeren.	
OPRUIMING	OPSLAG / AFVALCODES	ETIKETTERING / NFPA	
ventilatie, (extra persoonlijke bescherming: persluchtmasker).	brandveilig indien binnen een gebouw, koel, ventilatie.		
OPMERKINGEN			
1) Bij hoge concentraties in de lucht, b.v. in een slecht geventileerde ruimte, ontstaat zuurstofgebrek met kans op bewusteloosheid.			
Transport Emergency Card TEC(R)-20G01		GEVI: 20; VN-nummer: 1066	

APPENDIX 6

The factors and coefficients for the investment cost calculation of the design process

The dimension of C_i is $10^3 \times$ US \$. The last column of the tables is the PCE.

Table A6.1. The furnace.

Code	F_m	F_p	F_t	Q (kW)	C_{fuo}	C_{fu}
H-2101	1.6	1	1.5	4170	335.8	857.5

Table A6.2. The pressure vessels.

Code	F_m	F_p	l (m)	d (m)	a	b	C_{pvo}	C_{pv}
V-2101	1	1.4	4.10	0.66	1500	1100	3.81	5.67
V-2102	1	1.4	3.60	1.00	1500	1100	5.46	8.14
V-2103	1	1.4	3.40	1.05	890	705	3.47	5.17
V-2104	3.7	1	5.24	0.70	1294	1141	4.91	19.33
V-2107	3.7	1.2	2.55	0.65	1500	1100	2.68	12.67
V-2108	3.7	1.2	2.30	0.61	1500	1100	2.34	11.05
V-2109	3.7	1	2.60	0.51	1500	1100	2.07	8.15
V-2110	1	1	4.80	2.00	1500	1100	14.53	15.47
V-2111	1	1	1.20	0.70	1500	1100	1.91	2.03
V-2112	1	1.4	3.60	1.00	1500	1100	5.46	8.14
V-2113	3.7	1.2	1.85	0.45	1500	1100	1.47	6.94
V-2114	3.7	1.2	1.85	0.35	1500	1100	1.11	5.26
V-2115	1	1.2	4.50	0.66	1500	1100	4.09	5.22
V-2116	1	1.2	2.35	0.61	1500	1100	2.37	3.03
V-2117	1	1.6	2.35	0.51	1500	1100	1.94	3.30
V-2119	1	1.2	2.00	0.41	1500	1100	1.37	1.76

Table A6.3. The columns without internals.

Code	F_m	F_p	l (m)	d (m)	a	b	C_{pvo}	C_{pv}
V-2105	1	1.2	21.56	0.76	1294	1141	18.86	24.09
V-2106	2.3	1.1	19.90	0.90	1294	1141	21.37	57.55
V-2118	1	1.6	4.48	1.10	1500	1100	7.13	12.14
T-21	3.7	1.6	14.70	0.80	1294	1141	14.13	89.03
T-22	3.7	1.2	10.54	0.40	1294	1141	4.86	22.97
T-23	3.7	1.2	6.02	0.40	1294	1141	2.98	14.07
T-24	3.7	1.2	5.55	0.40	1294	1141	2.78	13.14

Table A6.4. The trays.

Code	N_{tr}	F_{nt}	F_m	F_{tt}	d (m)	C_{tr}	C_{int}
V-2105	1	3	1	1	0.76	0.16	0.50
V-2106	4	2.5	1.7	1	0.90	0.18	3.28
V-2118	1	3	1	1	1.10	0.22	0.70
T-21	20	1	1.7	1	0.80	0.16	5.91
T-22	25	1	1.7	2.9	0.40	0.10	13.44
T-23	11	1.5	1.7	2.9	0.40	0.10	8.87
T-24	11	1.5	1.7	2.9	0.40	0.10	8.87

Table A6.5. The packings.

Code	$V_{packing}$ (m ³)	C_{po}	N_{db}	C_{do}	C_{pd}
V-2105	6.0	15.00	3	4.10	19.10
V-2106	5.7	14.18	3	5.70	19.88

$V_{packing}$ is the volume of the packing, C_{po} is the price of the packing (Pall rings), N_{db} the number of distributors, C_{do} the price of the distributors and C_{pd} the total price.

Table A6.6. The compressors.

Code	F_m	P (kW)	a	b	C_{como}	C_{com}
K-2103	1	200	6.628	0.968	76.57	102.60
K-2104	1	300	6.628	0.968	113.40	151.90
K-2105	1	140	6.628	0.968	54.21	72.62

Table A6.7. The drivers.

Code	F_t	F_{red}	C_{emo}	C_{em}
K-2103	1.4	1	11.91	19.23
K-2104	1.4	1	16.54	26.70
K-2105	1.4	1	8.77	14.16

Table A6.8. The heat exchangers.

Code	F_i	F_p	A (m ²)	a	b	C_{heo}	C_{he}
H-2102	0.8	1.25	4.6	7.085	0.656	3.23	3.43
H-2103	0.8	1.1	22.7	6.587	0.9955	16.24	15.21
H-2104	0.8	1.25	9.1	6.587	0.9955	6.54	6.96
H-2105	0.8	1.25	9.1	7.085	0.656	5.08	5.41
H-2106	0.8	1.3	18.2	7.085	0.656	8.01	8.87
H-2107	1	1.3	23.9	7.085	0.656	9.58	13.25
H-2108	0.85	1	50.0	7.085	0.656	15.54	14.06
H-2109A	0.85	1.1	35.2	7.085	0.656	12.35	12.29
H-2109B	0.85	1.1	35.2	6.587	0.9955	25.14	25.01
H-2110	0.85	1.1	83.3	6.587	0.9955	59.25	58.96
H-2111	0.85	1.1	51.0	6.587	0.9955	36.36	36.18
H-2112	0.85	1	28.4	6.587	0.9955	20.30	18.36
H-2113	0.8	1.1	14.9	7.085	0.656	7.02	6.58
H-2114	0.85	1.1	9.3	7.085	0.656	5.16	5.13
H-2115	0.85	1.3	15.5	7.085	0.656	7.21	8.48
H-2116	0.85	1.25	6.5	7.085	0.656	4.08	4.61
H-2117	0.85	1.1	7.5	7.085	0.656	4.48	4.46
H-2118	0.8	1.1	16.8	7.085	0.656	7.60	7.12
H-2119	0.8	1.1	7.2	7.085	0.656	4.36	4.08
H-2120	0.85	1	6.6	7.085	0.656	4.12	3.72
E-21	0.8	1.3	10.0*	7.439	0.8861	13.09	14.48
E-22	1.4	1.3	18.0	7.439	0.8861	22.03	42.66
E-23L	1.4	1.3	62.2	8.6063	0.601	65.42	126.69
E-23U	1.4	1.3	116.7	8.6063	0.601	95.49	184.92
E-24	1.4	1.1	4.3	7.439	0.8861	6.19	10.15
E-25	1.4	1.1	4.3	7.439	0.8861	6.19	10.15
E-27	1.4	1.1	4.3	7.439	0.8861	6.19	10.15

* The transfer area of the heat exchanger E-21 is an estimation.

