

*11-8 bespreken
1992 g. 30
(FAM)*

Vakgroep Chemische Procestechnologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

W.A.G. Kuipers

E. Smakman

onderwerp:

Brandstofbesparing door een prereformer
bij de produktie van synthesegas uit nafta

adres:

Vroedwal 22
1276 XM Huizen
tel. 02152-56200

Schepen 25
2671 HN Naaldwijk
tel. 01740-31477

opdrachtdatum: okt. '91

verslagdatum: aug. '92

Samenvatting

Tegenwoordig is veel aandacht in de procesindustrie gericht op het besparen van brandstof. In dit FVO wordt het effect van een prereformer op het brandstofverbruik bij de produktie van synthesesgas uit nafta bekeken.

Na berekening blijkt een brandstofbesparing van ca. 13 % mogelijk te zijn.

Deze besparing is voldoende om binnen een jaar de extra investeringskosten, dat zijn de kosten van de prereformer en een extra warmtewisselaar, terug te verdienen.

Het lijkt daarom aan te raden om in soortgelijke processen - endotherme reacties waarbij de reactor in een fornuis is geplaatst - hetzelfde principe toe te passen.

Inhoudsopgave

Samenvatting	1
Inhoudsopgave	2
Inleiding	3
Procesbeschrijving	4
ChemCAD	8
Katalysator	11
Zwavelverwijdering	15
Apparaatbeschrijvingen	18
Reformer en fornuis	
Warmtewisselaars	
Vloeistof-damp scheider	
Veiligheidsaspecten	31
Economie van het proces	32
Conclusie en aanbevelingen	37
Literatuurlijst	38
Symbolenlijst	39
Bijlagen	40

inleiding

Dit fabrieksvoorontwerp (FVO) is gebaseerd op het artikel van J.M Foreman : "Prereformer aids syngas units" in Hydrocarbon processing [1].

In dit artikel wordt beweerd, dat er een brandstofbesparing van 10 % mogelijk is bij de produktie van synthesesgas uit methaan. Dit zou dan veroorzaakt moeten worden door het voorschakelen van een adiabatisehe prereformer met extra warmtewisselaar voor de reformer.

Het doel van dit FVO is om te kijken of deze brandstofbesparing mogelijk is, waarbij als voeding geen methaan (zoals in het artikel [1]) maar nafta wordt gebruikt.

Vroeger werd veelal steenkool gebruikt als voeding voor het steamreformingsproces. Tegenwoordig bestaat de voeding uit methaan of nafta.

In dit FVO worden twee processen met elkaar vergeleken wat betreft brandstofverbruik bij de produktie van synthesesgas, te weten :

- * produktie zonder prereformer.
- * produktie met prereformer.

In beide processen wordt uitgegaan van dezelfde synthesesgasproduktie.

Synthesesgas is een mengsel van waterstof (H_2) en koolmonoxide/kooldioxide (CO/CO_2).

Dit gas wordt in de volgende processen toegepast:

1. voor de vorming van een 3:1 waterstof-stikstof mengsel voor de :
 - * synthese van ammoniak
2. voor de vorming van een koolmonoxide-waterstof mengsel voor de :
 - * synthese van methanol
 - * oxosynthese (van olefine tot aldehyde)
 - * Fisher-Tropsch synthese
3. voor de vorming van SNG (Substitute Natural Gas), een methaanrijk gas
4. voor de vorming van een mengsel van methaan, koolmonoxide en waterstof, het zogenaamde Town Gas. Dit gas kan via methanering worden omgezet in een gas met een hogere warmtecapaciteit.
5. voor de produktie van waterstof.

In dit FVO is in het midden gelaten wat het uiteindelijke produkt moet worden.

De Tosco Corporation in California (VS) maakt al gebruik van een prereformer in de produktie van synthesesgas uit methaan.

Tegenwoordig bestaat veel belangstelling voor energiebesparing, zowel uit economisch als uit milieu-oogpunt.

Procesbeschrijving

In dit ontwerp is zo veel mogelijk uitgegaan van de gegevens in het artikel [1], zoals temperatuur, druk en molenstromen.

De voeding van dit proces heeft de volgende samenstelling, druk en temperatuur:

Tabel 1. Moldebiet, Temperatuur en Druk van de voeding.

stroom	moldebiet (kmol/h)	temperatuur (°C)	druk (bar)
nafta	125	25	1
stoom	2160	220	10

De molenstromen zijn zo gekozen, dat de water-koolstof-verhouding 3:1 is, waardoor koolstofafzetting op de katalysator wordt tegengegaan. Tevens wordt hierdoor het evenwicht meer naar de zijde van waterstof en koolmonoxide/dioxide verschoven.

Procesbeschrijving in proces zonder prereformer

De naftastroom wordt eerst gecompriëerd tot 29.1 bar in compressor C1, waarna het wordt opgewarmd tot 425°C in een warmtewisselaar. Daarna wordt deze naftastroom gemengd met de stoom, die op dezelfde druk en temperatuur is gebracht met respectievelijk pomp P1 en warmtewisselaar H4.

Daarna wordt deze gemengde stroom opgewarmd tot 500°C, waarna deze stroom de reformer F8 wordt ingevoerd.

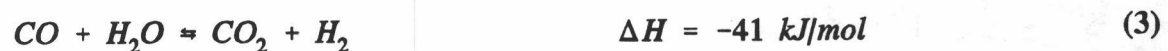
De volgende reacties vinden hierin plaats:



De Sabatier-reactie :



De water-gas-shift :



De temperatuur in de reactor wordt constant gehouden, door de reactorbuizen in een fornuis te plaatsen. Als brandstof voor dit fornuis wordt nafta gebruikt. Aan de uitgang van de reformer heeft de stroom een temperatuur van 790°C en een druk van 27.5 bar. De uitgaande gasstroom wordt vervolgens gekoeld tot een temperatuur van 100°C, zodat een deel van het water condenseert. Dit condensaat wordt vervolgens in een vloeistof-gas-scheider verwijderd.

met prereformer

In het schema met prereformer wordt de stoom/nafta-stroom opgewarmd tot 450°C, waarna deze de prereformer wordt ingevoerd. De prereformer is een adiabatische reactor, waarin reacties (1) tot (3) plaatsvinden.

Doordat de temperatuur lager is dan die in de reformer ligt het evenwicht anders (meer methaan, minder waterstof). Alle koolwaterstoffen hoger dan C1 worden volledig omgezet [2].

De uitgaande gasstroom wordt vervolgens verwarmd tot 550°C en naar de reformer gevoerd.

Hierin stelt het evenwicht zich hetzelfde in als in het proces zonder prereformer, zodat de produktstroom dezelfde samenstelling heeft.

De uitgaande gasstroom volgt dezelfde route als in het proces zonder prereformer.

Het proces met prereformer is dus praktisch hetzelfde als die zonder prereformer, alleen een extra prereformer en warmtewisselaar.

Verdere scheidingen worden niet toegepast, omdat in het midden is gelaten wat het eindprodukt wordt. Voor elk eindprodukt zijn tenslotte andere scheidingsstappen nodig.

Elke opwarmingsstap vindt in een warmtewisselaar plaats met als hete stroom het verbrandingsgas (flue gas) uit het fornuis, waarin de reformer is geplaatst. Deze flue gases worden uiteindelijk afgekoeld tot 150°C en door de schoorsteen afgevoerd.

Het afkoelen gebeurt door een waterstroom met hoge druk (40 bar) en lage temperatuur (25°C) op te warmen naar 200°C.

De prereformer heeft de volgende effecten op het warmtegebruik van het proces [2] :

1. De totaal over te dragen warmte (de heat load) in de reformer wordt met 5-10 % verlaagd.
2. Doordat de heat load lager is, wordt de reformer stralingsefficiency met 1-3 % verbeterd.

Het principe van de prereformer kan het best worden aangegeven aan de hand van figuur 1. (uit Clark[2], fig.1). Omdat de procescondities en stroomsamenstellingen aan het begin en aan het eind van het proces voor beide schema's hetzelfde zijn, is ook de enthalpie op deze punten hetzelfde. De lijn die het enthalpieverloop voorstelt in het geval met prereformer ligt echter dichter tegen de lijn van totale reversibiliteit aan. Hierdoor wordt een hogere thermodynamische efficiency bereikt.

Hier houden de berekeningen aan dit proces op. Voor de volledigheid zullen toch de volg stappen worden vermeld in het geval van diverse eindprodukten.

Voor de produktie van ammoniak:

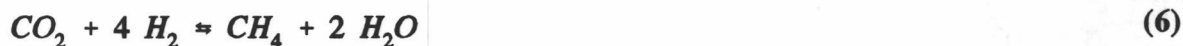
Na de (primary) reformer volgt de secondary reformer, waaraan tevens lucht wordt toegevoerd. Hierbij wordt bijna volledige omzetting van methaan bereikt. De temperatuur stijgt tot boven de 1000°C.

Na de secondary reformer volgen de shift-reactoren, waarin de volgende reactie plaatsvindt :



Deze shift-reactoren zijn adiabatistische reactoren, waarbij de eerste bij hoge temperatuur opereert (400°C) en FeO als katalysator heeft, en de tweede bij lage temperatuur. De katalysator in de LT Shift reactor is Cu/Zn. Aan de uitgang van deze reactoren is nog slechts een spoortje koolmonoxide in de processtroom aanwezig.

Om nu het kooldioxide te verwijderen wordt de stroom in een scrubber gevoerd, waarbij als wasvloeistof kaliumcarbonaat (ouderwetse methode) of een alkanolamine (Bijv. MEA of DEA) wordt gebruikt (zie ook het hoofdstuk Zwavelverwijdering). Na de CO₂-verwijdering worden de laatste resten koolmonoxide en kooldioxide omgezet naar methaan met een overmaat waterstof in de methaneringsreactor:



Na koelen en condenseren van het water rest er synthesesgas met een waterstof/stikstof-verhouding van 3:1 met een deel methaan.

Voor de produktie van methanol:

Na de reformer volgen de shift-reactoren, waarna de methanolreactor staat. Van de produktstroom worden eerst koolmonoxide en waterstof afgescheiden. Vervolgens wordt het water verwijderd door destillatie.

Voor het Oxo-proces is er synthesesgas vereist met equimolaire hoeveelheden waterstof en koolmonoxide.

Voor de produktie van waterstof:

Na de reformer volgen de twee shift-reactoren voor de omzetting van koolmonoxide in kooldioxide. Dan wordt het CO₂ verwijderd in een absorptiekolom. Hierna volgt de methanering.

Om zuiver waterstof te verkrijgen werd vroeger cryogene destillatie gebruikt. Doordat dit proces veel energie kost, wordt dit tegenwoordig vervangen door PSA (Pressure Swing Absorption), waarbij twee reactoren zijn gevuld met een vast adsorbens voor methaan. De twee reactoren opereren onder verschillende drukken, waarbij in de eerste (onder hoge druk) het methaan wordt geadsorbeerd, en in de tweede (onder lage druk) het methaan wordt gedesorbeerd. In het geval dat er zich nog andere stoffen naast methaan en waterstof aanwezig zijn, wordt het adsorbens zodanig gekozen dat ook deze componenten worden verwijderd.

ChemCAD

Alle materiaal- en warmtebalansen zijn uitgerekend met behulp van het programma ChemCAD II, versie 2.50 .

Omdat nafta uit vele componenten, lopend ongeveer van C4 tot C9, is gekozen voor zes componenten die relatief het meest voorkomen. De samenstelling van de nafta, zoals die in ChemCAD is gebruikt, is te vinden in tabel 2.

Tabel 2. Samenstelling van de in ChemCAD gebruikte nafta

component	molpercentage (%)
n-butaan	18.9
n-pentaaan	23.1
i-pentaaan	34.2
cyclohexaan	6.0
methylcyclohexaan	12.4
1,3,5-mesityleen	5.4

Als thermodynamisch model voor fase-evenwichten is gekozen voor de Modified Soave-Redlich-Kwong (MSRK) methode.

Deze methode is geschikt voor gemiddelde tot hoge druk en temperatuur en is de meest geschikte voor gewone mengsels met enige vertakte koolwaterstoffen en sommige polaire stoffen.

Zowel de damp- als de vloeistoffase kan als reguliere ("regular") oplossingen (= licht niet-ideaal) worden gezien. K-waarden worden op de volgende manier berekend:

$$K_i = (F_i)L_i/(F_i)V_i \quad (7)$$

waarin L_i = vloeistofstroom van component i
 V_i = dampstroom van component i

De ChemCAD-handleiding [18] beveelt voor de berekening van de enthalpie de Soave-Redlich-Kwong (SRK) methode aan, in het geval dat er voor de berekeningen aan fase-evenwichten gekozen is voor MSRK.

De geldende toestandsvergelijkingen zijn te vinden in het dictaat toegepaste thermodynamica [22] en de ChemCAD-handleiding [18].

De apparaten zijn gemodelleerd met de volgende modules:

De reformer en de prereformer zijn gemodelleerd met de module **GIBS**, die de Gibbs vrije energie minimaliseert. Alle componenten in de componentenlijst worden in de berekening meegenomen, en reactiestoechiometrie is niet vereist. Omdat in elke reactor evenwicht wordt bereikt, is dit mogelijk.

De uitkomsten van de berekeningen aan de Gibbs-reactoren zijn gecontroleerd met de figuren 32 tot 35 uit Twigg [9]. De berekende samenstellingen komen overeen met de werkelijke evenwichtssamenstelling.

Voor de berekeningen aan het fornuis in de reformer is gekozen voor de **EREA** (Equilibrium reactor), om de verbranding van nafta te simuleren. De nafta wordt volledig verbrand.

De reactor is adiabatisch met een gespecificeerde warmteoverdracht, die gelijk is aan de benodigde warmte in de primary reformer.

Voor de warmtewisselaars is de module **HTXR** gebruikt. Na invoeren van drukval, uitgangstemperatuur, aantal passes en totale warmteoverdrachtscoëfficiënt (HTC) berekent ChemCAD de warmteflux en het benodigde warmtewisselend oppervlak.

Ook de verdamper en condensor zijn met de module **HTXR** berekend.

Voor de compressor is gebruik gemaakt van de module **COMP**, die na invoering van uitgangsdruk en efficiency, het vermogen en de uitgangstemperatuur berekent.

De pomp is doorgerekend met de module **PUMP**. Invoer van einddruk en efficiency levert het vermogen en de eindtemperatuur.

De vloeistof-damp-scheider is doorgerekend met de module **FLAS** (Flash). De flash werkt adiabatisch bij ingangstemperatuur en druk.

enthalpiebalansen

ChemCAD berekent de enthalpie van een stroom op de volgende manier:

$$H = H^* + \left(\frac{H - H^*}{RT} \right) * R * T \quad (8)$$

$H - H^* / RT$ is de zogenaamde enthalpie afwijkfunktie (enthalpy departure function), die afhankelijk is van het gekozen thermomodel.

Zoals eerder vermeld is, is er gekozen voor het Soave-Redlich-Kwong-model.

In dit model geldt voor de enthalpie afwijkfunktie :

$$\frac{H - H^*}{RT} = Z - 1 - \frac{A}{B} \left[1 - \frac{T}{a} \frac{da}{dT} \right] * \ln \left(1 + \frac{B}{Z} \right) \quad (9)$$

waarbij H^* de ideale gas toestandsenthalpie is, die als volgt is gedefinieerd :

$$H^* = \int C_p dT \quad (10)$$

$$C_p = a + bT + cT^2 + dT^3 + eT^4 + fT^5 \quad (11)$$

waarbij de constanten a tot f opgeslagen zijn in de databank en verschillen per component.

De enthalpie kan aan de hand van de vergelijkingen (8) tot (11) door ChemCAD worden berekend.

Alle door ChemCAD uitgerekenende enthalpieën kloppen, zolang er geen chemische reactie optreedt. Als dit wel het geval is, moet er in de warmtebalans een term voor de reactie-enthalpie worden opgenomen.

Deze wordt niet uitgerekend voor de GIBS-modulen, zodat die apart moeten worden berekend. Bij de Equilibrium reactoren (EREA) wordt dit wel gedaan, zodat hier de waarden rechtstreeks kunnen worden overgenomen.

Katalysator

De literatuur die voor dit hoofdstuk is gebruikt, is Catalysis [10] en Clark [2].

De katalysator die in dit proces gebruikt wordt, moet aan een aantal eisen voldoen.

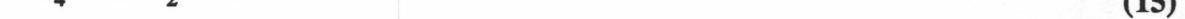
► Ten eerste moet de katalysator een hoge activiteit hebben voor koolwaterstof reforming reacties bij lage temperatuur. Een hoge activiteit zorgt ervoor dat de voeding snel naar de evenwichtssamenstelling wordt omgezet, zodat hoge gassnelheden kunnen worden gebruikt. Hierdoor wordt de capaciteit aanmerkelijk verhoogd.

De katalysator moet zijn hoge activiteit behouden bij lage temperatuur en bij een hoge partiële druk van stoom.

De meeste katalysatoren zouden hun activiteit onder deze condities snel verliezen, zodat speciale bereidingswijzen nodig zijn.

► Ten tweede moet de katalysator zo zijn opgebouwd, dat koolstofafzetting wordt vermeden. Er zijn drie soorten koolafzetting :

- * Whisker Carbon
- * Encapsulating Polymers
- * Pyrolytic Carbon :



Een goede katalysator moet selectief zijn voor de reforming reacties en de nevenreacties (12) tot (15) zoveel mogelijk minimaliseren.

Katalysatoren met een hoge selectiviteit staan een lagere stoom/koolstof verhouding toe, want hierdoor treden nevenreacties (veel) minder snel op.

► Ten derde moet de katalysator in staat zijn om sporen zwavel, die nog in de voeding aanwezig zijn na zuivering, te absorberen zonder dat er sprake is van verlies aan activiteit. Door een zo groot mogelijk actief metaaloppervlak kan de zwavelopnamecapaciteit worden gemaximaliseerd.

Een katalysator die zich in deze toepassing al heeft bewezen is katalysator CRG-F van British Gas. CRG-F is een katalysator met een hoge activiteit die gemaakt is van een nikkel-alumina mengsel met een hoge inherente stabiliteit.

De katalysator heeft de volgende samenstelling (in gew%) :

NiO : 79

Al₂O₃ : 20-21

K₂O : 0.75-3.3

α-Alumina is het dragermateriaal, en kaliumoxyde een promotor om koolstofafzetting te voorkomen.

De katalysator heeft een activiteit die een orde groter is dan conventionele reformer katalysatoren en kan worden gebruikt bij een lage stoom/koolstof molverhouding, variërend van 0.3 voor natuurlijk gas tot 1.5 voor nafta's.

Zoals gebruikelijk kunnen ook de procescondities zo gekozen worden dat de activiteit van de katalysator lang behouden blijft.

Een water/koolstofverhouding van drie beperkt koolstofafzetting tot een minimum. Een nog grotere verhouding heeft geen groter effect.

Tevens is gebleken, dat een hoger percentage aromaten in de voeding meer koolafzetting veroorzaakt.

Door de reactortemperatuur niet te hoog te kiezen wordt sintering van de katalysator voorkomen.

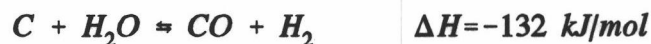
Activering van de katalysator vindt plaats door de volgende reductiereactie :



Activering in een industriële plant wordt meestal uitgevoerd door de voedingsstroom van stoom en koolwaterstoffen met een hoge water/koolstof verhouding en een lage druk door de reactor te leiden. De koolwaterstoffen worden thermisch gekraakt, waarbij de vrijgekomen waterstof of koolstof optreedt als initiator voor het reductieproces. Zo gauw metallisch nikkel aanwezig is, zal het stoomreformingsproces voldoende waterstof produceren voor een snelle reductie van de nikkelkat.

Een kleine terugvoer van waterstof zal ook een maximale activiteit van de katalysator bewerkstelligen.

Tijdens de reactie treedt cokesvorming op. De katalysator wordt op de volgende manier geregenereerd :



Het gebruik van een katalysator met een hoge activiteit in de prereformer reduceert de koolstofafzetting in de reformer. Dit heeft drie oorzaken, te weten :

1. De reformervoeding bevat in dit geval 20-25 % waterstof, terwijl waterstof afwezig is in de voeding in het proces zonder prereformer.
2. De hoge waterstofpartiaaldruk van de ingaande stroom zorgt ervoor, dat de katalysator volledig is geactiveerd.
3. De hogere koolwaterstoffen zijn in de prereformer al afgebroken, zodat deze niet meer in de reformer terechtkomen.

Berekening van de benodigde katalysator hoeveelheid

De prereformer en de reformer in het proces zonder de prereformer dienen tot het opbreken van de CH's (nafta) tot CH_4 , CO_2 , CO , H_2 en H_2O . Dit opbreken van het nafta is een nulde orde-reactie , wat de eenvoudigheid van de C-C fragmentatie aangeeft.

In het proces zonder de prereformer wordt nafta, bij een overmaat water en $790\text{ }^\circ\text{C}$, geheel omgezet tot 0.67 kg/s H_2 , 0.72 kg/s CH_4 , 1.80 kg/s CO , 3.35 kg/s CO_2 en $6.91\text{ kg/s H}_2\text{O}$.

In het proces met de prereformer wordt nafta in eerste instantie geheel omgezet tot 2.13 kg/s CH_4 , 0.09 kg/s H_2 , 2.28 kg/s CO_2 en $8.93\text{ kg/s H}_2\text{O}$. Vervolgens worden in de reformer CH_4 en H_2O gedeeltelijk omgezet met als resultaat dezelfde uitgaande productstroom als bij de reformer in het proces zonder prereformer.

De hoeveelheid benodigde katalysator in het proces zonder de prereformer wordt bepaald op grond van de volgende CH_4 omzet-tingssnelheid:

$$R_{\text{CH}_4} = \eta * 0.8\text{ mol CH}_4/(\text{gkat} * \text{hr})$$

$$\eta = 0.05\text{ (zie Catalysis [10], blz 49)}$$

Hierbij is uitgegaan van de maximale CH_4 -vorming uit de nafta fragmentatie.

waarbij de katalysator dus een gewicht heeft van 45.9 kg .

In het proces met prereformer kan de totale hoeveelheid katalysator gelijk worden verondersteld aan het katalysatorgewicht in het proces zonder prereformer, omdat de evenwichtsreacties snelheidsbepalend zijn. Allereerst dient het katalysatorgewicht in de reformer bepaald te worden op grond van de CH_4 omzettingssnelheid :

$$\begin{aligned} R_{\text{CH}_4} &= \eta * 1.8\text{ mol CH}_4/(\text{gkat} * \text{hr}) \\ \text{aantal mol CH}_4 \text{ dat wordt omgezet} &= 132.82(\text{in}) - 45.12(\text{uit}) \\ &= 87.7\text{ mol/s} = 3.16 * 10^5\text{ mol/hr} \\ \eta &= 0.15\text{ [Twigg [9], p.247 fig 5.8].} \end{aligned}$$

wat een reformer katalysatorgewicht van 26.3 kg geeft. Het katalysatorgewicht in de prereformer bedraagt $45.9 - 26.3 = 19.6$ kg.

De hoeveelheden katalysator die nodig zijn is samengevat in Tabel 3.

Tabel 3. Benodigde hoeveelheden katalysator in het proces met en zonder prereformer.

Reactor	hoeveelheid katalysator (kg)	
	proces zonder prereformer	proces zonder prereformer
prereformer	-	19.6
reformer	45.9	26.3

Zwavelverwijdering

De naftavoeding bevat zwavel in de organische verbindingen, maar ook in de vorm van waterstofsulfide (H_2S). Zwavel vergiftigt de katalysator waardoor de activiteit wordt verlaagd. Het zwavelgehalte moet dus voor de steamreforming worden verlaagd tot een aanvaardbaar niveau. Dit komt neer op een verlaging van 25 naar 0.25 ppm.

Deze graad van ontzwaveling wordt bereikt door achtereenvolgens hydrogenerend ontzwellen, waarbij H_2S ontstaat, en de omzetting van het ontstane H_2S naar elementaire zwavel in een zogenaamde Claus-plant.

Hieronder volgt de beschrijving van het totale ontzwellingsproces.

Zoals boven vermeld is de eerste stap de hydrogenerende ontzwelling in de gasfase. Hierbij worden waterstof en nafta gemengd in de gasfase, waarna de reactie in een adiatisch vast-bed reactor wordt uitgevoerd. Als katalysator wordt veelal gesulfideerd Co/Mo/ γ -alumina of Ni/Mo/ γ -alumina gebruikt in de vorm van extrudaten van 1,5 tot 3 mm.

De naftavoeding wordt met waterstofhoudend gas gemengd in de verhouding 100-300 NI gas/kg voeding. Na warmtewisseling met de produktstroom en verdere opwarming wordt deze stroom in de reactor geleid. Deze opereert over het algemeen bij een temperatuur tussen de 320 en 380°C en een druk tussen de 15 en 40 bar, bij een space velocity van 2-5 kg/(l.h). Het reactieprodukt wordt na koeling tot 40°C, met achtereenvolgens de voedingsstroom en water of lucht, gescheiden in een gas- en een vloeistoffase in een hogedruk afscheider.

Het afgescheiden gas wordt teruggevoerd met behulp van een recycle gas compressor. De vloeistof wordt hierna in een lage-druk afscheider gesplitst in een H_2S -houdend afgang, hierover later meer, en een vloeibaar produkt, waaruit het eventueel nog aanwezige H_2S door strippen of destillatie wordt verwijderd.

Bij de verwijdering van zwavel uit nafta is door de geringe concentratie aan zwavelverbindingen het waterstofverbruik en de warmteontwikkeling gering (hooguit 5-15 NI/kg), waardoor met een enkel adiatisch bed kan worden volstaan. De reactor kan zowel een downflow als een radialflow reactor zijn. Door het geringe waterstofverbruik kan een waterstofrecycle eventueel achterwege gelaten worden, waarbij dan met waterstof op once-through basis wordt gewerkt, waarbij de waterstof/nafta-verhouding wordt verlaagd tot bv. 50 NI/kg.

Het H_2S wordt uit de H_2S -houdende gassen verwijderd door absorptie met een regenererebaar oplosmiddel. Hiervoor worden tegenwoordig de waterige oplossingen van alkanolaminen gebruikt, zoals :

MEA	: mono-ethanol amine
DEA	: di-ethanol amine
TEA	: tri-ethanol amine
DIPA	: di-isopropanol amine
MDEA	: methyl-di-ethanol amine.

De alkanolamines hebben als voordeel, dat ze weinig vluchtbaar zijn en goed oplosbaar in water. H_2S (en ook CO_2) wordt bij lage temperatuur goed geabsorbeerd en bij hogere

De alkanolamines hebben als voordeel, dat ze weinig vluchtbaar zijn en goed oplosbaar in water. H_2S (en ook CO_2) wordt bij lage temperatuur goed geabsorbeerd en bij hogere temperaturen weer gemakkelijk losgelaten. De absorptie en desorptie van H_2S aan de amines gaat volgens de volgende reactie :



Absorptie van H_2S met alkanolamines vindt meestal plaats bij een temperatuur van $40^\circ C$ in een absorptiekolom.

Desorptie vindt plaats door het beladen oplosmiddel te verwarmen tot $95^\circ C$, en die in de top van een desorptiekolom te voeren. De desorptiekolom is uitgerust met een reboiler en een reflux-condensor.

Het H_2S verlaat de reflux-condensor en kan in het Claus-proces worden verwerkt tot elementaire zwavel :

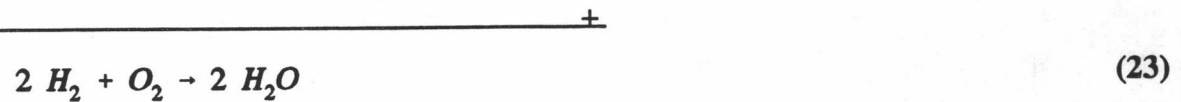
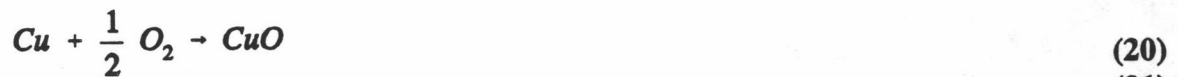


De SO_2 is afkomstig van de partiële verbranding van H_2S met lucht. Na twee of drie katalytische trappen wordt veelal een conversie van 93-97 % bereikt. Het afgas, dat naast H_2S en SO_2 ook COS en CS_2 bevat, kan nog verder worden ontzwaveld in het SCOT-proces (Shell Claus Offgas Treating). Hierbij wordt het afgas met waterstof over een Co/Mo/Alumina-katalysator geleid, waarbij alle zwavelverbindingen in H_2S worden omgezet, dat weer in de absorptiestap met alkanolamine kan worden gevoerd.

Op deze manier kan een totale zwavelconversie van meer dan 99.9 % worden bereikt. Behalve uit het oogpunt van katalysatorvergiftiging is het ook in het belang van het milieu dat het zwavelgehalte tot een minimum wordt teruggebracht. Dit geldt dus ook voor de zwavel in de nafta die als brandstof wordt gebruikt, omdat het zwavel hieruit via de schoorsteen direct wordt uitgestoten. Een alternatief voor naftaontzwaveling is in dat geval rookgasontzwaveling. Het probleem hierbij is echter, dat het SO_x sterk verdund is. Ook de aanwezigheid van roet en asdeeltjes in het rookgas vormt een probleem.

Een regeneratief adsorptieproces voor de verwijdering van SO_2 bij relatief hoge temperatuur is het SFGD-proces (Shell Flue Gas Desulfurization). Hierbij wordt gebruik gemaakt van een zgn acceptor voor SO_2 die is gebaseerd op koper dat aangebracht is op een temperatuurstabiele drager. SO_2 wordt gebonden onder vorming van kopersulfaat, dat met een reducerend gas (waterstof verdund met stoom) wordt ontleedt in SO_2 en koper. Acceptatie van SO_2 en regeneratie van de beladen acceptor vindt plaats bij een temperatuur van $350-400^\circ C$.

De reacties zijn de volgende :



Het proces houdt eigenlijk niet meer in dan de concentrering van SO_2 . De reactor die voor dit proces gebruikt wordt is een zogenaamde parallel passage reactor, waarbij de acceptor is ondergebracht in evenwijdige enveloppen van gas, waarbij het gas in de lege ruimte tussen de enveloppen stroomt.

De geconcentreerde SO_2 -stroom kan eenvoudig worden verwerkt in een Claus-installatie.

Apparaatbeschrijvingen

De Reformer en Fornois

De reformer en prereformer zorgen voor de omzetting van nafta of methaan tot een mengsel van waterstof, koolmonoxide, kooldioxide, water en methaan. De produktsamenstelling is afhankelijk van de druk, temperatuur en water/nafta of methaan verhouding in de reformer of prereformer.

De prereformer is kleiner dan de reformer en de temperatuur in de prereformer is lager dan in de reformer om te zorgen dat eerst alle nafta wordt omgezet in de prereformer en vervolgens de methaneringsreactie plaatsvindt in de reformer. De reformer en prereformer zijn qua bouw en werking identiek.

De reformer bestaat uit de oven en de convectiezone. (Twigg[9])

In de oven zijn buizen met katalysator geplaatst. De convectiezone dient tot het terugwinnen van warmte door middel van het verwarmen van de voeding, proceslucht of steamraising (het vergroten van de enthalpie van stoom door de temperatuur te verhogen).

Van de verbrande nafta in de oven wordt 50% afgegeven aan de ovenbuizen en opgenomen in het proces, waarvan :

60 % voor de steamreformingsreactie

40 % voor temperatuursverhoging van de voeding van de reformer

De andere 50% van de warmte die ontstaat door het verbranden van nafta wordt gebruikt in de convectiezone. (Catalysis[10])

De reformer is een zogenaamde terrace wall-fired reformer, zie figuur 2 (Twigg [9], p.263), waarbij de ovenbuizen in twee enkele rijen zijn geplaatst. De andere mogelijkheden, waar dus niet voor gekozen is, zijn te zien in figuur 3 (uit Catalysis [10]). Er is voor dit type gekozen, omdat deze terrace wall fired furnace het meest voorkomende type is.

Het buismateriaal is een legering met de volgende samenstelling:

Cr: 24 - 28%	Ni: 18 - 22%	Si: 2%
C: .35 - .45%	Mn: 2%	P en S: .05%

Deze legering is in staat om een druk tot 30 bar en een temperatuur hoger dan 800°C te weerstaan. Het legeringssmelpunt is 1370°C en is bruikbaar tot 1150°C. Boven de 1150°C begint het buismateriaal te kruipen door spanning waardoor beschadiging ontstaat.

De reformer moet aan de volgende eisen voldoen:

1. de meervoudig parallelgeschakelde ovenbuizen zijn van gelijke lengte en binnendiameter
2. uniforme verdeling van katalysator, ook na diverse startups en shut-downs
3. maximale conversie , dat is reactie tot evenwicht bij hoge activiteit van de katalysator.
4. lage buiswandtemperatuur zodat deze langer kunnen worden gebruikt.
5. contante drukval , zodat de volledige processtroom door alle buizen wordt gestuwd.
6. de warmte wordt gelijkmatig over de buizen verdeeld voor een hoge efficiency.

Het vergroten van de lengte van de buizen is economischer dan het aantal buizen te vergroten, want meer buizen betekent meer in- en uitgangen. Daarentegen hebben langere buizen een grotere drukval.

Berekening van het aantal buizen in reformer :

Proces zonder prereformer:

Happel [21] stelt dat de standaardwarmteflux in een fornuis gelijk is aan :

$$\phi''_Q = 90.847 \text{ MJ/h/m}^2$$

Totaal wordt aan warmte overgedragen in de reformer:

$$\phi_{Q,\text{totaal}} = 1,02 * 10^8 \text{ kJ}$$

Dit geeft voor het totale buisoppervlak van de reformer :

$$A_{\text{totaal}} = \frac{\Phi_{Q,\text{totaal}}}{\Phi''_Q} \quad (24)$$

$$A_{\text{totaal}} = 1123 \text{ m}^2$$

De standaardmaten voor ovenbuizen zijn (zie Twigg [9],e.a.):

* diameter : 0.10 m

* lengte : 10 m

Dit betekent dat het totaal aantal buizen N_t gelijk is aan :

$$N_t = 360 \text{ buizen}$$

is direct voorafgaand aan de reformer geplaatst. De reactie van stoom met nafta tot koolstofdioxide en waterstof is endotherm. Een gedeelte van de koolstofdioxide reageren echter exotherm tot methaan, waardoor evenwicht wordt bereikt. Voordat de reactanten de reformer ingaan worden ze nog opgewarmd met de flue gassen in een extra warmtewisselaar.

Omdat de prereformer adiabatisch is, is het niet nodig een warmtewisselend oppervlak uit te rekenen. Voor de prereformer is een totaal volume van 10 % van die van de reformer aangenomen.

Om een lage drukval te krijgen is gekozen voor 180 buizen van 2 m lengte.

Het aantal buizen in de reformer is gelijk aan :

$$N_t = 340 \text{ buizen}$$

Dit is minder dan in het proces zonder prereformer, wat veroorzaakt wordt door de lagere warmteflux.

Drukval in de buizen :

Volgens Ergun is de drukval in een gevulde buis gelijk aan :

$$\Delta P = 1.75 \frac{(1-\epsilon) * (\Phi''_M)^2 * L_t}{\epsilon^3 * D_e * \rho_{gas}}$$

D_e , de effectieve deeltjesdiameter, is als volgt is gedefinieerd (zie reactorkunde [14]):

$$D_e = \frac{6 * V_p}{A_p} \quad (26)$$

De katalysatordeeltjes zijn ringen met de volgende afmetingen:

* diameter : 0.017 m

* hoogte : 0.010 m

Hieruit volgt voor de effectieve deeltjesdiameter:

$$D_e = 0.013 \text{ m}$$

De massaflux $\phi_m'' = 2.855 \text{ kg/s m}^2$

In tabel 4 staan de dimensies van het fornuis en de katalysator.

Tabel 4. Dimensies van het fornuis en de katalysator

katalysator- en fornuisdimensies	met prereformer	zonder prereformer
aantal buizen	340	360
lengte buizen (m)	10	10
diameter buizen (m)	0.10	0.10
Katalysator:		
diameter (m)	0.017	0.017
hoogte (m)	0.010	0.010
effectieve diameter (m)	0.013	0.013

Warmtewisselaars**Warmtewisselaars zonder faseovergang.**

Er zijn een aantal warmtewisselaars in dit proces gebruikt.

Hieronder volgt de procedure die gebruikt is voor de berekening van oppervlakken en drukvallen aan de hand van warmtewisselaar 4. Er is uitgegaan van een aantal standaardgegevens voor de warmtewisselaar die vermeld staan in de "Handleiding voor het maken van een FVO" [24].

Deze zijn :

* pijpdiameter	: 25 * 2.5 mm
* steek	: 32 mm in driehoek
* pijplengte	: 3 / 6 m (hor. ww.) : 1.5 / 2 / 3 (vert.ww.)
* type	: vaste pijpenplaten : haarspeldbundels : floating head

Er is zoveel mogelijk gebruik gemaakt van haarspeldbundels in een horizontale warmtewisselaar met buizen van 3 m.

Hieronder de berekening van warmtewisselaar 4 in het basisgeval (zonder prereformer).

Gegevens (uit ChemCAD) :

Koude stroom nafta/stoom (in de shell) :

$$T_5 = 424.209 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$T_6 = 500 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$\rho_5 = 10.4766 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_6 = 9.2746$$

$$\langle \rho \rangle_s = 9.87561$$

$$\mu_5 = 2.46137\text{E-}3 \text{ N s/m}^2$$

$$\mu_6 = 2.74773\text{E-}3$$

$$\langle \mu \rangle_s = 2.60465\text{E-}3$$

$$\phi_{V,5} = 4622.68 \text{ m}^3/\text{h}$$

$$\phi_{V,6} = 5221.78$$

$$\langle \phi_V \rangle_s = 4922.23 \text{ m}^3/\text{h} = 1.3673 \text{ m}^3/\text{s}$$

Warme stroom verbrandingsgas (in de buizen) :

$$\begin{aligned}
 T_{13} &= 1041.17 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 T_{14} &= 622.949 \text{ } ^\circ\text{C} \\
 \rho_{13} &= 1.30794 \text{ kg/m}^3 \\
 \rho_{14} &= 1.879 \\
 \langle \rho \rangle_t &= 1.59347 \\
 \mu_{13} &= 4.98606\text{E-}3 \text{ N s/m}^2 \\
 \mu_{14} &= 3.82562\text{E-}3 \\
 \langle \mu \rangle_t &= 4.40584\text{E-}3 \\
 \phi_{V,13} &= 12813.6 \text{ m}^3/\text{h} \\
 \phi_{V,14} &= 8919.37 \\
 \langle \phi_V \rangle_t &= 10866.5 \text{ m}^3/\text{h} = 3.0185 \text{ m}^3/\text{s}
 \end{aligned}$$

Voor het benodigde warmtewisselend oppervlak geldt:

$$A = \frac{Q}{U_o \Delta T_m} \quad (27)$$

Om ΔT_m te berekenen wordt de volgende methode gebruikt :

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_5 - T_{14}) - (T_6 - T_{13})}{\ln\left(\frac{T_5 - T_{14}}{T_6 - T_{13}}\right)} \quad (28)$$

$$\Delta T_{lm} = 341.837$$

Er wordt gecorrigeerd voor het feit dat er zowel co- als countercurrent stroming is door een correctiefactor in te voeren.

$$R = (T_5 - T_6) / (T_{14} - T_{13}) \quad (29)$$

$$S = (T_{14} - T_{13}) / (T_5 - T_{14}) \quad (30)$$

$$F_t = 0.950418 \text{ (ChemCAD)}$$

$$F_t = \frac{\sqrt{R^2+1} \ln[(1-S)/(1-RS)]}{(R-1) \ln \left[\frac{2-S[R+1-\sqrt{R^2+1}]}{2-S[R+1+\sqrt{R^2+1}]} \right]} \quad (31)$$

Nu kan het gecorrigeerde temperatuurverschil worden berekend:

$$\Delta T_m = F_t \Delta T_{lm} \quad (32)$$

Met $Q = 2473.09 \text{ kW}$
 en een schatting van $U_o = 50 \text{ W/m}^2\text{C}$
 geeft een totaal oppervlak van $A = 152.246 \text{ m}^2$

Het aantal buizen van 3 m lang is N_t :

$$N_t = \frac{A}{A_{buis}} = \frac{A}{L \frac{\pi d_o^2}{4}} \quad (33)$$

Geeft voor $N_t = 646.15 = 650$
 Betekend voor het aantal buizen per pass :
 $N_{tp} = 325$

Het verbrandingsgas gaat door de buizen met een snelheid van :

$$u_t = \frac{\langle \Phi_v \rangle}{N_p \frac{\pi}{4} d_i^2} \quad (34)$$

$$u_t = 29.563 \text{ m/s}$$

$$Re = \frac{u_t d_i \langle \rho \rangle_b}{\langle \mu \rangle_b} \quad (35)$$

$$Re = 2.13844E4$$

Uit Re kan met fig 12.24 uit Coulson [...] een frictiefactor j_f bepaald worden.

$$j_f = 4E-3$$

Vervolgens wordt de drukval in de buis berekend met :

$$\Delta P_t = N_p \left[8j_f \left(\frac{L}{d_i} \right) \left(\frac{\langle \mu \rangle_t}{\mu_w} \right) + 2,5 \right] \frac{\langle \rho \rangle_t u_t^2}{2} \quad (36)$$

$$\Delta P_t = 0.1007 \text{ bar}$$

Voor de nafta/stoom stroom die door de shell gaat, wordt de volgende procedure gebruikt :

Eerst wordt de buisbundel-diameter bepaald.

$$D_b = d_o \left(\frac{N_t}{K_1} \right)^{1/n_1} \quad (37)$$

$$D_b = 883 \text{ mm, waaruit volgt dat } D_s = 900 \text{ mm (Fig. 12.10 [7])}$$

Vervolgens wordt het doorstroomde oppervlak bepaald.

$$A_s = \frac{(p_t - d_o)}{p_t} D_s l_B \quad (38)$$

l_B kan variëren tussen 0.2 en 1 D_s . In dit geval $l_B = D_s$

$$\Rightarrow A_s = 0.162 \text{ m}^2$$

$$\text{en } u_s = 8.4383 \text{ m/s}$$

Om Re te bepalen moet een effectieve diameter berekend worden.

$$d_e = \frac{1.10}{d_o} (p_t^2 - 0.917 d_o^2) \quad (39)$$

$$d_e = 19.84 \text{ mm}$$

$$Re = \frac{u_s d_e \langle \rho \rangle_s}{\langle \mu \rangle_s} \quad (40)$$

$$Re = 6.35E4$$

De frictiefactor bepaald uit fig. 12.30 is $j_f = 3.5E-2$ bij een baffle cut van 27 %.

Voor de drukval geldt nu:

$$\Delta P_s = 8j_f \left(\frac{D_s}{d_e} \right) \left(\frac{L}{l_B} \right) \frac{\langle \rho \rangle_s u_s^2}{2} \left(\frac{\langle \mu \rangle_s}{\mu_w} \right)^{-0.14} \quad (41)$$

$$\Delta P_s = 0.15 \text{ bar}$$

Warmtewisselaars met fasenovergang

Er zijn twee warmtewisselaars in dit proces gebruikt die een fasenovergang bewerkstelligen. Dit zijn een verdamper, H4, en een condensor, H10 of H12.

Hieronder volgt de berekening voor de verdamper.

De overall heat coëfficiënt voor dit verdampingsproces is ongeveer $1000 \text{ W/m}^2 \text{ K}$. Doordat dan de kritieke warmteflux wordt overschreden door een te laag oppervlak, is gekozen voor de volgende oplossing :

► Er wordt voor gezorgd, door een goede materiaalkeuze en evt. behandeling van dit materiaal, dat de overall heat coëfficiënt ongeveer gelijk is aan $100 \text{ W/m}^2 \text{ K}$.

Om verder te zorgen dat de snelheid van het flue gas door de buizen niet te groot wordt, zijn buizen gekozen met een lengte van 1.5 m.

Uit deze waarden en de berekende waarde van het totaaloppervlak (met ChemCAD: $A = 80.5997 \text{ m}^2$) volgt, dat het totaal aantal buizen N_t gelijk is aan :

$N_t = 700$, waaruit volgt $N_{tp} = 350$ (proces zonder pre-reformer)

Hieruit volgt, dat de bundeldiameter gelijk is aan :

$D_b = 913 \text{ mm} = 0.913 \text{ m}$

Nemen we nu een sheldiameter van $1.5 \cdot D_b$, dan is deze gelijk aan:

$D_s = 1.35 \text{ m}$.

Als het vloeistofniveau nu op 1 m van de basis staat, dan is de vrije hoogte tot de top (het zgn. freeboard) 0.35 m.

Het vloeistofoppervlak wordt nu gelijk aan:

$A_l = 1.775 \text{ m}^2$

De met deze waarde gepaard gaande gassnelheid is:

$u_v = 0.0387 \text{ m/s}$

de maximaal toegestane waarde van de gassnelheid is:

$$\bar{u}_v = 0.2 \cdot \left[\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_v} \right] \quad (42)$$

waaruit volgt, dat $\bar{u}_v = 0.8026 \text{ m/s}$.

De werkelijke gassnelheid is veel kleiner dan de maximaal toegestane. Een kleinere shell zou dus in principe mogelijk zijn.

De kritieke warmteflux is als volgt gedefinieerd:

$$q_c = K_b(p/d_o)(\lambda/\sqrt{N_r})[\sigma g(\rho_l - \rho_v)\rho_v^2]^{0.25} \quad (43)$$

Met λ (De latent heat of verdampingswarmte) = 140.5 kJ/kg,
 $K_b = 0.41$ voor een triangulaire pitch.

Hieruit volgt, dat $q_c = 90.376 \text{ kW/m}^2$
De werkelijke warmteflux = 42.596 kW/m^2 , dus lager dan de maximaal toegestane waarde.

Om de drukval in de buizen te berekenen wordt dezelfde methode gebruikt als bij de warmtewisselaars zonder fasenovergang.

De berekeningen aan de condensors zijn identiek aan die voor warmtewisselaars zonder fasenovergang. Het enige rekenkundige verschil is een hogere warmte overdrachtscoëfficiënt van ongeveer 1000 tegenover de $100 \text{ à } 50 \text{ W/m}^2 \text{ K}$ voor de overige warmtewisselaars.

Vloeistof-damp scheidings.

De grootte van de gebruikte vloeistof-damp scheider is berekend aan de hand van een methode beschreven in Evans [..]

De berekeningsmethode wordt aan de hand van de enige vloeistof-damp scheider beschreven. De gegevens van de stromen zijn afkomstig uit ChemCAD.

Ten eerste wordt de Vloeistof-Damp ScheidingsFactor (VDSF) berekend :

$$VDSF = \frac{W_l}{W_v} * \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l}} \quad (44)$$

$$VDSF = 0.106$$

Met behulp van deze waarde wordt uit Figuur 5.1 uit Evans [17] de correctiefactor K_v afgelezen, waarna deze vermenigvuldigd moet worden met 1.25 om K_h te bepalen.

Deze laatste is de correctiefactor die gebruikt wordt voor horizontaal opgestelde scheidings :

$$K_h = 0.5125 \text{ ft/s}$$

Vervolgens wordt de maximale gassnelheid bepaald :

$$u_{v_{\max}} = K_h * \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_v}{\rho_l}} \quad (45)$$

$$(u_v)_{\max} = 17.5 \text{ ft/s}$$

$$\text{met } Q_v = 0.60828 \text{ m}^3/\text{s} = 21.5 \text{ ft}^3/\text{s}$$

geeft voor het minimale dwarsoppervlak :

$$(A_{vat})_{\min} = \frac{Q_v}{u_{v_{\max}}} \quad (46)$$

$$(A_{vat})_{\min} = 1.23 \text{ ft}^2$$

Als de scheider voor 80 % gevuld is met vloeistof, geldt voor het totale dwarsoppervlak:

$$(A_{\text{totaal}})_{\text{min}} = \frac{(A_{\text{vat}})_{\text{min}}}{0.2} \quad (47)$$

$$(A_{\text{totaal}})_{\text{min}} = 0.571 \text{ m}^2$$

Hierna wordt de minimale vatdiameter berekend.

Deze is : $D_{\text{min}} = 0.85 \text{ m}$

Als voor de vatlengte van $4 \cdot D_{\text{min}}$ gekozen wordt komt het uiteindelijke vatvolume op :

$$V_{\text{vat}} = 1.95 \text{ m}^3$$

Uit tabel 5.1 en 5.2 van Evans [17] blijkt, dat reactietijd 4 minuten bedraagt :

Level control met alarm : 1 min.

Goede labor factor

competitieve situatie : 1 min.

Goede controle systemen : 2 min.

De totale reactietijd wordt vermenigvuldigd met het totale vloeistofdebiet :

$$V_{\text{vat}} = \tau \cdot \Phi_{V_l} \quad (48)$$

$$V_{\text{vat}} = 1.72 \text{ m}^3$$

Dit is iets kleiner dan het volume bij een vatlengte van 4 maal de diameter, dus wordt voor die optie gekozen, zodat er nog enige marge voor fouten is.

Uiteindelijke ontwerp:

* Horizontale vloeistof-damp scheider

* Diameter : 0.85 m

* Lengte : 3.41 m

* Volume : 1.95 m³

Veiligheidsaspecten van de fabriek

Nafta, methaan en waterstof zijn brand- en explosiegevaarlijk (zie tabel 5). Om brand- en explosiegevaar te ondervangen, gaat men risicopreventief en -reducerend te werk. Wat betreft de preventie worden tijdens het ontwerp en de bouw van de plant de volgende onderdelen ingebracht :

- op afstand bedienbare afsluiters
- temperatuur- en drukregeling
- materiaal dat sterk genoeg is

Tevens wordt de plant op een lichte helling geplaatst om in geval van lekkage de lekstroom af te voeren.

Wat betreft de reductie van brand- en explosiegevaar zorgt men dat flame arresters en een hekwerk rond de plant aanwezig zijn.

Tevens moet de opslagtank van nafta op enige afstand van de plant staan, zodat bij een eventuele explosie van opslagtanks de plant niet wordt beschadigd, en vice versa.

Een opslagtank kan ontploffen door een BLEVE (Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion). Hierbij ontstaat door temperatuurverhoging een drukverhoging, waardoor de tank kan barsten en er een drukgolf ontstaat. Dit zijn kenmerken van een fysische explosie. De chemische explosie van het nafta kan hier dan op volgen doordat nafta mengt met de lucht, waarbij een kleine vonk het nafta/lucht mengsel kan ontsteken, waardoor een zgn. UVCE (Unconfined Vapour Cloud Explosion) ontstaat. Dit is meestal een deflagratie.

Om deze explosies te voorkomen worden in de tank temperatuurcontrollers aangebracht. Als koelmiddel kan water worden gebruikt, wat toch al ruim voorhanden is in deze plant.

Wat betreft de giftigheid van de verschillende componenten, zie tabel 6.

Over emissies kan verder vermeld worden, dat de H_2S (waterstofsulfide) uit de nafta wordt afgevangen in een zinkoxide bed.

Voor overige stofeigenschappen, zie Chemiekaarten [5] en Sax [6]

Economie van het proces

Een prereformer toevoegen aan het proces kan de volgende besparingen met zich meebrengen [2] :

1. Een lagere heat load in de reformer, waardoor minder brandstof nodig is.
2. Door een verminderde verbranding, wat een lagere verbrandingstemperatuur geeft, wordt de buiswandtemperatuur verlaagd waardoor de levensduur van de buizen wordt verlengd. Ook de levensduur van de katalysator wordt door de kleinere heat load verlengd.
3. In fabrieken waar de capaciteit bepaald wordt door de buiswandtemperatuur, kan deze limitatie worden opgeheven.
4. Minder steamraising in de fabriek door de verlaagde hoeveelheid flue gasses.

berekening van de winstgevendheid van de fabriek

De totale investeringen zijn als volgt opgebouwd:

1. I_b (64%), de investering in de proceseenheden, de on site investering of battery limits (inclusief indirecte bouwkosten)
2. I_h (16%), de investering in de hulpapparatuur, de offsite investering, inclusief de indirecte kosten van de I_h
3. I_l (14%), de investering in niet-tastbare zaken, zoals licenties en know-how, maar niet de indirecte bouwkosten
4. I_w (6%), het werkkapitaal, voorraden, cash, terreinen

De $I_b + I_h$ zijn de apparaatinvesteringen met bijbehorende correctie voor de kosten van de fundamenteen, benodigde pijplei-dingen, elektrische installaties en hulpdiensten. De bovenstaande correctie is per apparaat verkregen door middel van vermenig-vuldiging met een installatiefactor [13]. Vervolgens wordt per apparaat een correctie aangebracht met een Langfactor van 1.38 die de indirecte kosten zoals constructie en overhead weergeeft bij een gas/vloeistof proces [8]. Uiteindelijk wordt per apparaat een correctie gegeven voor de prijsindex met de factor $(361/320) = 1.13$ waarbij 320 en 361 de Chemical Engineering Plant Cost Indices zijn in respectievelijk 1987 en 1991. De apparaatkosten met de bijbehorende totale correctie ($I_b + I_h$) staan weergegeven in tabel 7.

Tabel 7. Apparaten in de processen met en zonder prereformer met bijbehorende prijs ($I_b + I_h$) en corresponderende codes in de processchema's.

	zonder preref.(Hfl)	met preref. (Hfl)
Prereformer	-	$4.60 \cdot 10^4$ (R6)
Reformer	$3.89 \cdot 10^6$ (F8)	$3.74 \cdot 10^6$ (F10)
Warmtewisselaar	$3.61 \cdot 10^5$ (H4)	$6.86 \cdot 10^5$ (H4)
Warmtewisselaar	$3.25 \cdot 10^5$ (H3)	$9.48 \cdot 10^4$ (H3)
Warmtewisselaar	$6.08 \cdot 10^5$ (H5)	$2.19 \cdot 10^5$ (H5)
Warmtewisselaar		$7.36 \cdot 10^5$ (H9)
Condensor	$8.10 \cdot 10^5$ (H10)	$8.10 \cdot 10^5$ (H12)
Koeler	$4.12 \cdot 10^6$ (H9)	$2.95 \cdot 10^6$ (H11)
Flasher	$3.35 \cdot 10^5$ (V11)	$3.35 \cdot 10^5$ (V13)
Pomp	$2.80 \cdot 10^4$ (P1)	$2.80 \cdot 10^4$ (P1)
Compressor	$5.22 \cdot 10^6$ (C2)	$6.66 \cdot 10^6$ (C2)
Hydrotreater	$1.50 \cdot 10^6$	$1.50 \cdot 10^6$

De totale $I_b + I_h$, I_l en I_w in het proces zonder en met pre-reformer staan weergegeven in tabel 8.

Tabel 8. De investeringen in het proces zonder en met prereformer.

Investeringen	zonder preref.(Hfl)	met preref. (Hfl)
$I_b + I_h$	$1.72 \cdot 10^7$	$2.02 \cdot 10^7$
I_l	$3.01 \cdot 10^6$	$3.54 \cdot 10^6$
I_w	$1.29 \cdot 10^6$	$1.52 \cdot 10^6$
Totaal	$2.15 \cdot 10^7$	$2.53 \cdot 10^7$

De afschrijving over 10 jaar wordt berekend met de onderstaande formule:

$$0.1 * (I_{\text{totaal}} - I_{\text{w}}) \text{ (per jaar)}$$

De afschrijving voor de processen zonder en met prereformer bedraagt respectievelijk $2.02 * 10^6$ en $2.37 * 10^6$ Hfl/jaar.

De onderhoudskosten per jaar wordt gegeven met de hieronder volgende formule:

$$0.04 * (I_{\text{b}} + I_{\text{h}}) \text{ (per jaar)}$$

De onderhoudskosten voor de processen zonder en met prereformer bedraagt respectievelijk $6.88 * 10^5$ en $8.08 * 10^5$ Hfl per jaar.

De loonkosten worden berekend met de onderstaande formule:

$$32 * N * C^{0.24} \text{ (kfl per jaar)}$$

N = aantal processtappen

C = capaciteit (in kton/jaar)

De capaciteit aan synthese gas bedraagt 166 kton/jaar. De loonkosten zijn als volgt:

zonder prereformer	N=1	L=1.09 * 10 ⁵ (Hfl/jaar)
met prereformer	N=2	L=2.18 * 10 ⁵ (Hfl/jaar)

De kosten van electriciteit, water, grondstoffen en desulfurisatie staan weergegeven in de hieronder volgende tabel:

Tabel 9. Kosten van electriciteit, water, grondstoffen en desulfurisatie in de processen zonder en met prereformer bij 333 bedrijfsdagen.

	zonder pre. (Hfl/j)	met pre. (Hfl/j)
koelwater	$1.07 \cdot 10^5$	$9.50 \cdot 10^4$
proceswater	$7.47 \cdot 10^6$	$7.47 \cdot 10^6$
nafta (voeding)	$2.86 \cdot 10^7$	$2.86 \cdot 10^7$
nafta (brandstof)	$1.37 \cdot 10^7$	$1.19 \cdot 10^7$
electr. pomp	$2.92 \cdot 10^3$	$2.92 \cdot 10^3$
electr. comp.	$4.42 \cdot 10^6$	$4.24 \cdot 10^6$
MEA	$7.24 \cdot 10^5$	$7.24 \cdot 10^5$
HDS	$8.77 \cdot 10^5$	$8.77 \cdot 10^5$
katalysator	$4.00 \cdot 10^4$	$4.00 \cdot 10^4$

Wat betreft de katalysator is uitgegaan van een gebruiksduur van 5 jaar en een kostprijs van fl. 16.20/kg.

De netto winst per jaar is:

$$\text{Netto Winst} = (\text{Baten} - \text{Kosten}) \cdot F_B$$

waarbij F_B het percentage van de winst is dat niet afgedragen hoeft te worden aan de belasting. Deze is gelijk aan 0.5 .

De Baten zijn de totale opbrengsten van de produkten, in dit geval de energie-gerelateerde prijs van synthese gas.

De prijs van energie is de prijs die betaald moet worden voor energie uit aardgas, zie de handleiding voor het FVO [24].

De prijs van energie is in beide processen : f 5,96 / GJ

Bij een totale synthese gasproductie van $4.4698 \cdot 10^{15}$ kJ/jr levert dit een totale opbrengst van : 26.64 Mf/jr .

Dit is zelfs niet genoeg om de kosten aan nafta te compenseren. Bij een prijs voor energie die hoger ligt, bijv. 2 of 3 maal die van de aardgasprijs, is de totale opbrengst:

Bij 2* aardgasprijs : opbrengst = 53.28 Mf/jr.

Bij 3* aardgasprijs : opbrengst = 79.92 Mf/jr.

De kosten zijn de totale operatiekosten van de plant, dus zonder de investeringskosten.

Deze hebben een totale waarde van :

Kosten voor proces zonder prereformer : 56.012 Mf/jr.

Kosten voor proces met prereformer : 53.949 Mf/jr.

Hierdoor geldt voor de netto winst :

(met prereformer	/ 2*aardgasprijs)	: - 0.67 Mf/jr
(zonder prereformer	/ 2*aardgasprijs)	: - 2.73 Mf/jr
(met prereformer	/ 3*aardgasprijs)	: 12.98 Mf/jr
(zonder prereformer	/ 3*aardgasprijs)	: 11.95 Mf/jr.

Bij een verlies is geen winstbelasting verschuldigd, daarentegen draait de belasting ook niet gedeeltelijk voor je verlies op. Hierdoor is bij verlies F_B gelijk aan 0.

Van nu af aan wordt alleen met een positief bedrijfsresultaat gewerkt, dus bij een opbrengst gerelateerd aan 3 * de prijs van aardgas.

Om te berekenen, wat de ROI is (Return on Investment), geldt de volgende formule :

$ROI = \text{netto winst} / \text{totale investeringen}$

$ROI = 0.56 \text{ 1/jr. (zonder prereformer)}$

$ROI = 0.52 \text{ 1/jr. (met prereformer)}$

Verder geldt voor de tijd dat de investeringen worden terugverdiend, de POT (Pay Out Time) :

$POT = (\text{totale investeringen} - \text{werkkapitaal}) / \text{netto winst}$

Stel dat er geen werkkapitaal was (Dit is niet realistisch. Vaak is het echter ook belangrijk om het werkkapitaal terug te verdienen, wat op hetzelfde neerkomt), dan is de POT gelijk aan $1/ROI$, waardoor :

$POT = 1.79 \text{ jaar (zonder prereformer)}$

$POT = 2.07 \text{ jaar (met prereformer)}$

Conclusies & Aanbevelingen

Uit de berekeningen volgen deze waarden voor het brandstofverbruik:

Zonder pre-reformer : 1,26889 kg/s
Met pre-reformer : 1,10491 kg/s

De brandstofbesparing die bereikt wordt door het gebruik van een pre-reformer is gelijk aan:

$$(1,26889 - 1,10491) / 1,26889 = 0,13 = 13 \%$$

Er zijn twee effecten verantwoordelijk voor deze besparing van 13 % :

- de benodigde warmte in de reformer wordt verlaagd met 5-10 %.
- door deze verlaging gaat de stralingsefficiency in het fornuis met 1-3 % omhoog.

De besparing op de operationele kosten die met een kleiner brandstofverbruik gepaard gaan is gelijk aan :

1,8 miljoen f/jr.

Aangezien de extra investeringen totaal 0,782 miljoen f bedragen, zijn deze investeringen dus binnen een half jaar terugverdiend.

Hieruit kan de conclusie worden getrokken, dat het toepassen van een pre-reformer in de produktie van synthesegas de totale kosten drukt.

Waarschijnlijk kan dit principe in elk endotherm proces - wat ook gebruik maakt van een fornuis om de reactor op temperatuur te houden - worden toegepast.

Per proces zal de afweging gemaakt moeten worden of de optredende brandstofbesparing opweegt tegen de hogere investeringskosten.

Literatuurlijst

1. J.M.Foreman, Pre-reformer aids synas-units, Hydrocarbon Process., dec. 1990, p.34C-D
2. D.N.Clark,W.G.S.Henson, Opportunities for savings with pre-reformers, 1987 Ammonia symposium: Safety in Ammonia plants and facilities, AICE(1987)
3. Gessner,G.Hawley, the Condensed chemical dictionary, 10th Ed., Van Nostrand Reinhold Co., New York(1981), p.713
4. Chemiekaarten, 7^e ed., NIA/VNCI/Samsom, Alphen a/d Rijn(1991)
5. N.I.Sax,J.M.Lewis, Dangerous Properties of industrial materials, 7th Ed., Van Nostrand Reinhold, New York(1989)
6. Moulijn,dictaat Proceskunde,TU Delft(1990?)
7. J.M.Coulson,J.F.Richardson,R.K.Sinnott, Chemical Engineering, Vol. 6, 1st Ed., Pergamon press, Oxford(1983)
8. A.G.Montfoort, dictaat "Chemische Fabriek", TU Delft(1989)
9. Martyn V.Twigg, Catalyst Handbook, 2nd Ed., Wolfe Publishing Ltd., England(1989), p.102,228-9,234-8,241,247
10. J.R.Anderson,M.Boudart, Catalysis, Science & Technology, Vol.5, Springer-Verlag, Berlin,Heidelberg,New York(1984)
11. Kirk-Othmer Encyclopedia of chemical technology, Vol.10, 3rd Ed., John Wiley & Sons, New York,Brisbane(1980)
12. Donald Q.Kern, Process heat transfer, 1st Ed., McGraw-Hill Book Co.Inc., New York, Toronto,London(1950), p.702-4
13. Donald E.Garrett, Chemical Engineering Economics, Van Nostrand Reinhold, New York(1989)
14. C.M.v.d.Bleek, dictaat "Reactorkunde II", TU Delft(1991)
15. Van Baaren e.a., Van Nafta tot plastic, TH Delft(1960)
16. Chem.Eng., apr.1992, p.210
17. F.C.Evans, Equipment design handbook, 2nd Ed., Gulf Publ.Co., Houston(1980)
18. Handleiding ChemCAD, Chemstations
19. Peter Wiseman, Petrochemicals, 1st Ed., Ellis Horwood Ltd., Chichester, England(1986)
20. William F.Bland,Robert L.Davidson, Petroleum Processing Handbook, 1st Ed., McGraw-Hill Book Co., New York(1967)
21. J.Happel,D.G.Jordan, Chemical Process Economics, 2nd Ed., Marcel Dekker Inc., New York(1975), p.460,478
22. Th. de Loos, dictaat "Toegepaste Thermodynamica en fasenleer", TU Delft
23. R.A.Meyers, Handbook of Petroleum Refining Processes, McGraw-Hill book Co., New York(1986)
24. prof.ir. A.G.Montfoort,drs. F.A.Meijer,A. v.d. Ham, Handleiding voor het maken van een Fabrieksvoorontwerp, TU Delft(1989)

Symbolenlijst

A	Oppervlak
A_s	Dwarsdoorsnede shell
A_{vat}	Dwarsdoorsnede vat
d	diameter
D	diameter
F_t	Log gemiddelde temperatuurverschil correctiefactor
g	Gravitatieversnelling
j_f	Frictiefactor
K_b	Constante
K_h	Constante
K_i	Constante
L	Lengte buis
l_B	Baffle space
N	aantal -
ΔP	drukval
p	pitch
Q	Warmte
q_c	kritieke warmteflux
R	Constante
S	Constante
T	Temperatuur
ΔT	Temperatuurverschil
u	Snelheid
U_o	Overall warmte overdrachtscoëfficiënt
VDSF	Vloeistof-damp-scheidings factor
W	Massastroom
ϕ	Stroom
μ	Viscositeit
λ	Latente warmte
ρ	Dichtheid
σ	Oppervlakte spanning

Indices:

"	flux
1,2,..	stroom 1, 2, ...
b	bundel
e	effectief
i	binnenkant
l	vloeistof
lm	logaritmisch gemiddeld
m	gemiddeld
max	maximaal benodigd

min	minimaal benodigd
o	buitenkant
p	pass
Q	warmte
s	betrekking hebbend op de shell
t	betrekking hebbend op de buis/buizen
tp	buizen per pass
v	gas/damp
V	volume
vat	vat

Alle grootheden zijn in SI-eenheden

Bijlagen:

Stroom/Componenten staat
Massa en warmte balans
Specificatiebladen
Beschrijving pomp

Apparaatstroom	1		2		3		4		5	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA	2.64	175.13	2.64	188.63						
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE									0.20	
WATER					10.81	16492.1	10.81	20177.8	0.09	
STIKSTOF									0.86	
ZUURSTOF									0.02	
Totaal:	2.64	175.13	2.64	188.63	10.81	16492.1	10.81	20177.8	1.17	2257.5

Apparaatstroom	6		7		8		9		10	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA			2.64	3621.9						
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE	0.20				0.78		0.78			
WATER	0.09				0.36		0.36		10.81	20982.5
STIKSTOF	0.86				3.42		3.42			
ZUURSTOF	0.02				0.09		0.09			
Totaal:	1.17	1452.8	2.64	3621.9	4.65	9030.1	4.65	5596.8	10.81	20982.5

M in kg/s Q in kW

ZONDER PREREFORMER
 Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	11		12		13		14		15	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA	2.64		2.64							
KOOLMONOXIDE					0.78		0.78		0.78	
KOOLDIOXIDE					0.36		0.36		0.36	
WATER	10.81		10.81		3.42		3.42		3.42	
STIKSTOF					0.09		0.09		0.09	
ZUURSTOF										
Totaal:	13.45	24604.4	13.45	27077.5	4.65	9030.1	4.65	6557.0	4.65	15802.6

Apparaatstroom	16		17		18		19		20	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA					1.27					
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE	3.92		3.92				3.92			
WATER	1.78		1.78				1.78		24.71	
STIKSTOF	17.12		17.12		17.12		17.12			
ZUURSTOF	0.46		0.46		4.89		0.46			
Totaal:	23.28	38439.3	23.28	19974.6	23.28	16187.1	23.28	45150.4	24.71	-30689.7

M in kg/s Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom ↓ Componenten	21		22		23		24		25	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF			0.67		0.67					
METHAAN			0.72		0.72					
NAFTA										
KOOLMONOXIDE			1.80		1.80					
KOOLDIOXIDE			3.35		3.35					
WATER	24.71		6.92		6.92		49.86		49.86	
STIKSTOF										
ZUURSTOF										
Totaal:	24.71	-12225.0	13.46	43224.5	13.46	5957.7	49.86	-61940.1	49.86	-24673.3

Apparaatstroom ↓ Componenten	26		27		28					
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF					0.67					
METHAAN					0.72					
NAFTA			1.27			11992.1				
KOOLMONOXIDE					1.80					
KOOLDIOXIDE					3.35					
WATER					6.92	-6034.4				
STIKSTOF	17.12									
ZUURSTOF	4.89									
Totaal:	22.01		1.27		13.46	5957.7				

M in kg/s

Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	1		2		3		4		5	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA	2.64	175.13	2.64	188.63						
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE									0.68	
WATER					10.81	16492.1	10.81	20177.8	0.31	
STIKSTOF									2.71	
ZUURSTOF									0.002	
Totaal:	2.64	175.13	2.64	188.63	10.81	16492.1	10.81	20177.8	3.70	7122.2

Apparaatstroom	6		7		8		9		10	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA			2.64							
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE	0.68				0.68		0.68			
WATER	0.31				0.31		0.31		10.81	20981.0
STIKSTOF	2.71				2.71		2.71			
ZUURSTOF	0.002				0.002		0.002			
Totaal:	3.70	6819.2	2.64	3621.7	3.70	7122.2	3.70	3689.2	10.81	20981.0

M in kg/s Q in kW

MET PREREFORMER
Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	11		12		13		14		15	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF									0.09	
METHAAN									2.13	
NAFTA	2.64		2.64							
KOOLMONOXIDE					0.68		0.68		2.28	
KOOLDIOXIDE					0.31		0.31		8.93	
WATER	10.81		10.81		2.71		2.71			
STIKSTOF					0.002		0.002			
ZUURSTOF										
Totaal:	13.45	24602.7	13.45	25441.5	3.70	7122.2	3.70	6283.4	13.43	2729.2

Apparaatstroom	16		17		18		19		20	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF					0.09					
METHAAN					2.13					
NAFTA										
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE	0.68		0.68		2.28		0.68		3.41	
WATER	0.31		0.31		8.93		0.31		1.55	
STIKSTOF	2.71		2.71				2.71		13.55	
ZUURSTOF	0.002		0.002				0.002		0.09	
Totaal:	3.70	7122.2	3.70	7122.2	13.43	3011.4	3.70	4300.1	18.60	2821.4

M in kg/s

Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	21		22		23		24		25	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF										
METHAAN										
NAFTA	1.10									
KOOLMONOXIDE										
KOOLDIOXIDE			3.41		3.41					
WATER			1.55		1.55		16.43		16.43	
STIKSTOF	13.55		13.55		13.55					
ZUURSTOF	3.87		0.009		0.009					
Totaal:	18.52	1285.6	18.52	3561.1	18.52	1593.2	16.43	-8131.8	16.43	-2041.4

Apparaatstroom	26		27		28		29		30	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
WATERSTOF	0.67		0.67							
METHAAN	0.72		0.72							
NAFTA										
KOOLMONOXIDE	1.80		1.80							
KOOLDIOXIDE	3.35		3.35							
WATER	6.92		6.92		49.58		49.58			
STIKSTOF									13.55	
ZUURSTOF									3.87	
Totaal:	13.46	43223.5	13.46	5956.2	49.58	-6180.3	49.58	-2453.6	17.42	

M in kg/s

Q in kW

Stroom/Componenten staat

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 4 Aantal : 1 serie/parallel*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : Verdampen van de nafta voeding

Type : Warmtewisselaar*
 Koeler
 Kondensor
 Verdamer

Uitvoering : ~~met vaste pijpplaten*~~
~~floating head~~
 haarspeld / Kettle type reboiler
~~dubbele pijp~~
 platenwarmtewisselaar

Positie : horizontaal/vertikaal*

Kapaciteit : 3433,26 . . . kW (berekend)
 Warmtewisselend oppervlak : 80,60 . . . m² (berekend)
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : 100 . . . W/m²K (globaal)
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : 514,9 . . . °C
 Aantal passages pijpzijde : 2
 Aantal passages mantelzijde : 1
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : 0,827
 Gekorrigeerde LMTD : 425,0 . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum	vloeistof-damp	gas
Massastroom kg/s	2,64	4,66
Massastroom te verdampen/kondenseren* kg/s	2,64	-
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg·°C	2,674	1,243
Verdampingswarmte kJ/kg	-	-
Temperatuur IN °C	26,2	104,1
Temperatuur UIT °C	425	452
Druk bar	27,8	5
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 5 Aantal : . . serie/parallel*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : *Opwarmen nafta/stoom-voeding*

Type : Warmtewisselaar*
 Koeler
 Kondensor
 Verdamer

Uitvoering : ~~met vaste pijpplaten*~~
 floating head
 haarspeld
 dubbele pijp
 platenwarmtewisselaar

Positie : ~~horizontaal/vertikaal*~~

Kapaciteit : *2473,1* . . . kW (berekend)
 Warmtewisselend oppervlak : *152,3* . . . m² (berekend)
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : *50* . . . W/m²K (globaal)
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : *341,8* . . . °C
 Aantal passages pijpzijde : *2*
 Aantal passages mantelzijde : *1*
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : *0,95*
 Gekorrigeerde LMTD : *324,9* . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum	<i>gas</i>	<i>gas</i>
Massastroom kg/s	<i>13,45</i>	<i>4,65</i>
Massastroom te verdampen/kondenseren* kg/s	<i>-</i>	<i>-</i>
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg·°C	<i>2,43</i>	<i>1,266</i>
Verdampingswarmte kJ/kg	<i>-</i>	<i>-</i>
Temperatuur IN °C	<i>425</i>	<i>1041</i>
Temperatuur UIT °C	<i>500</i>	<i>623</i>
Druk bar	<i>27,7</i>	<i>5</i>
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 9 .	Aantal : 6 serie/parallel*	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :		
Functie : Afkoelen verbrandingsgassen tot aanvaardbare temperatuur		
Type : Warmtewisselaar* Koeler Kondensor Verdamper		
Uitvoering : met vaste pijpplaten* floating head haarspeld dubbele pijp platenwarmtewisselaar		
Positie : horizontaal/vertikaal*		
Kapaciteit : 3077,5 . kW (berekend)		
Warmtewisselend oppervlak : 105,7 . m ² (berekend)		
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : 100 . W/m ² K (globaal)		
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : 308,2 . °C		
Aantal passages pijpzijde : 4		
Aantal passages mantelzijde : 2		
Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : 0,945		
Gekorrigeerde LMTD : 291,2 . °C		
BEDRIJFSKONDITIONS :		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum	Waarstof	gas
Massastroom kg/s	4,12	3,88
Massastroom te verdampen/kondenseren* kg/s	—	—
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg·°C	4,343	1,189
Verdampingswarmte kJ/kg	—	—
Temperatuur IN °C	25	817
Temperatuur UIT °C	200	150
Druk bar	40	49
Materiaal		

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H.10 (= H12 : Schema + prerformer) Aantal : 1. serie/parallel*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : Condensoren van een deel van het water uit de productstroom

Type : Warmtewisselaar*
 Koeler
 Kondensor
 Verdamer

Uitvoering : ~~met vaste pijpplaten*~~
 floating head
 haarspeld
~~dubbele pijp~~
 platenwarmtewisselaar

Positie : ~~horizontaal/verticaal*~~

Kapaciteit : 37.266,8 . kW (berekend)
 Warmtewisselend oppervlak : 164,4 . m² (berekend)
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : 1000 . W/m²K (globaal)
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : 249,7 . °C
 Aantal passages pijpzijde : 2 .
 Aantal passages mantelzijde : 4 .
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : 0,91
 Gekorrigeerde LMTD : 226,7 . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum vloeistof . .	. gas-vloeistof .
Massastroom kg/s	. 49,86 13,45
Massastroom te verdampen /kondenseren* kg/s	. — 6,52
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg·°C	. 4,34 3,12
Verdampingswarmte kJ/kg	. — —
Temperatuur IN °C	. 25 790
Temperatuur UIT °C	. 200 100
Druk bar	. 40 27,5
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

Processchema met prerformer

Technische Universiteit Delft
 Vakgroep Chemische Procestechologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2916.
 Datum : 26-7-92
 Ontworpen door : Kuipers/Simaliman

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 4 .	Aantal : 1 serie/parallel*	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :		
Functie : Verdampen van de nafta-voeding		
Type : Warmtewisselaar* Koeler Kondensor Verdamer		
Uitvoering : met vaste pijpplaten* floating head haarspeld bubbele pijp platenwarmtewisselaar		
Positie : horizontaal/vertikaal*		
Kapaciteit : 3433,0 kW (berekend)		
Warmtewisselend oppervlak : 94,7 m ² (berekend)		
Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : 100 W/m ² K (globaal)		
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : 394,0 °C		
Aantal passages pijpzijde : 2		
Aantal passages mantelzijde : 2		
Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : 0,92		
Gekorrigeerde LMTD : 362,5 °C		
BEDRIJFSKONDITIONES :		
	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum	vloeistof-damp	gas
Massastroom kg/s	2,64	3,70
Massastroom te verdampen/kondenseren* kg/s	2,64	-
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg·°C	2,67	1,23
Verdampingswarmte kJ/kg	-
Temperatuur IN °C	26,2	102,0
Temperatuur UIT °C	425	27,1
Druk bar	27,9	5
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 5 . Aantal : .1 serie/parallel*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : Opwarmen van de nafta-stoom voeding

Type : Warmtewisselaar*
~~Koeler~~
 Kondensor
 Verdamer

Uitvoering : ~~met vaste pijpplaten*~~
 floating head
 haarspeld
~~dubbele pijp~~
 platenwarmtewisselaar

Positie : horizontaal/vertikaal*

Kapaciteit : .838,8 . . .kW (berekend)
 Warmtewisselend oppervlak : .34,2 . . . m² (berekend)
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : .50 . . . W/m²K (globaal)
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : .492,0 °C
 Aantal passages pijpzijde : .2
 Aantal passages mantelzijde : .1
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : 0,997
 Gekorrijeerde LMTD : .490,5 °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum gas gas
Massastroomkg/s	. 13,45 3,70
Massastroom te verdampen/kondenseren*kg/s	. — —
Gemiddelde soortelijke warmtekJ/kg.°C	. 2,416 1,30
VerdampingswarmtekJ/kg	. — —
Temperatuur IN°C	. 425 1020
Temperatuur UIT°C	. 450 846
Drukbar	. 27,8 5
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H.9 . Aantal : 2 serie/parallel*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : Tussendoor opwarmen voor de gedeeltelijk omgezette voeding de reformer ingaat

Type : Warmtewisselaar*
 Koeler
 Kondensor
 Verdamer

Uitvoering : ~~met vaste pijpplaten*~~
 floating head
 haarspeld
 dubbele pijp
 platenwarmtewisselaar

Positie : ~~horizontaal/vertikaal*~~

Kapaciteit : 1411,0 . . . kW (berekend)
 Warmtewisselend oppervlak : 108,9 . . . m² (berekend)
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : 75 . . . W/m²K (globaal)
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : 219,9 . . . °C
 Aantal passages pijpzijde : 2
 Aantal passages mantelzijde : 1
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : 0,786
 Gekorrigeerde LMTD : 172,8 . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum	gas	gas
Massastroom kg/s	6,73	2,32
Massastroom te verdampen/kondenseren* kg/s	-	-
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg·°C	2,358	1,263
Verdampingswarmte kJ/kg	-	-
Temperatuur IN °C	461	1020
Temperatuur UIT °C	550	540
Druk bar	27,36	5
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 11. Aantal : . 4 serie/parallel *

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie : Afkoelen van verbrandingsgassen tot een
 aanvaardbare temperatuur

Type : ~~Warmtewisselaar*~~
 Koeler
~~Kondensor~~
~~Verdamper~~

Uitvoering : ~~met vaste pijpplaten*~~
~~floating head~~
 haarspeld
~~dubbele pijp~~
 platenwarmtewisselaar

Positie : horizontaal/~~vertikaal*~~

Kapaciteit : 3070,6 . . . kW (berekend)
 Warmtewisselend oppervlak : . 119,1 . . . m² (berekend)
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt : . 100 . . . W/m²K (globaal)
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) : . 273,8 . . . °C
 Aantal passages pijpzijde : . 4
 Aantal passages mantelzijde : . 2
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) : . 0,94
 Gekorrigeerde LMTD : . 257,7 . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum	vloeistof . .	gas
Massastroom kg/s	. 4,11 4,63 . . .
Massastroom te verdampen/kondenseren* kg/s	. - -
Gemiddelde soortelijke warmte kJ/kg.°C	. 4,343 1,187 . . .
Verdampingswarmte kJ/kg	. - -
Temperatuur IN °C	. 25 710
Temperatuur UIT °C	. 200 150
Druk bar	. 40 4,9
Materiaal

*Doorstrepen wat niet van toepassing is

Apparatenlijst voor pompen. blowers. kompressoren

Apparaat No:	P1	C2			
Benaming, type	Centrifugaal Pomp	Compressor			
te verpompen medium	Nafta	Stoom			
Capaciteit in t/d of kg/s*	2,64 kg/s	10,81 kg/s			
Dichtheid in kg/m ³	654	4,57			
Zuig-/persdruk in bar (abs. of <u>eff</u> *)	0/26,9	9/27,5			
temp. in °C in / uit	25/26,2	220/413			
Vermogen in kW theor. / prakt.	10,7 / 13,4	2764 / 3685			
Speciaal te ge- bruiken mat.	Aisi 316	smeermidie voor hoge T			
aantal serie/parallel	1	1			
$\frac{C_p}{C_v}$ in/uit		1,48/1,36			

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Schema zonder preformer

Apparaat No:	H3	H4	H5	H9	H10
Benaming, type	Warmte-wisselaar	Verdamper, Kettle type reboiler	Warmte-wisselaar	Koeler	Kondensor
Medium pijpen-/mantelzijde	flue gas / stoom	flue gas / nafta	flue gas / nafta-stoom (gas)	gas / vloeistof	vloeistof-gas / vloeistof
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	804,7	3433,3	2473,1	3077,5	37266,8
Warmtewisselend oppervl. in m ²	59,85	80,60	152,8	105,7	164,4
Aantal ^{serie} parallel	1	1	1	6 parallel	1
Abs. of eff. * druk in bar pijpen- / mantelzijde	5/28,4	5/27,8	5/27,7	4,9/40	27,5/40
temp. in / uit in °C <u>pijpzijde</u> mantelzijde	1041/491 413/425	1041/452 26,2/425	1041/623 425/500	817/150 25/200	790/100 25/200
Speciaal te gebruiken mat.	hoge temp. legering buizen	idem.	idem.	idem.	idem.

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Schema met prereformer

Apparaat No:	H3	H4	H5	H9	H11
Benaming, type	Warmte-wisselaar	Kettle type Reboiler, verdamper	Warmte-wisselaar	Warmte-wisselaar	Koeler
Medium pijpen-/mantelzijde	flue gas/ stoom	flue gas/ nafta	gas/gas	gas/ gas	gas/ vloeistof
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	804,7	3433,3	838,8	1411,0	3070,6
Warmtewisselend oppervl. in m ²	59,85	80,60	34,2	108,9	119,1
Aantal ^{serie} parallel	1	1	1	2	4
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	5/28,4	5/27,8	5/27,8	5/27,6	4,9/40
temp. in / uit in °C <u>pijpszijde</u> mantelzijde	1020/957 413/425	1020/271 26,2/425	1020/846 425/450	1020/540 461/550	710/150 25/200
Speciaal te gebruiken mat.					

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Schema met prereformer

Apparaat No:	H12				
Benaming, type	Kondensor				
Medium pijpen-/ mantelzijde	vloeistof- gas/ vloeistof				
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	37266,8				
Warmtewisselend oppevl. in m ²	164,4				
Aantal ^{serie/} paralel	1				
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	27,5 / 40				
temp. in / uit in °C <u>pijpszijde</u> mantelzijde	790 / 100 25 / 200				
Speciaal te ge- bruiken mat.	legering voor hoge Temp.				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	F8 (-preref)	F10 (+preref)	V11=V13		
Benaming, type	Reformer	Reformer	Vloeistof- damp Scheider		
Abs. of eff. * druk in bar	27,5	27,5	26,8		
temp. in °C	790	790	100		
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m aantal buizen	113 0,10 10 360	107 0,10 10 340	1,95 0,85 3,41		
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , - vorm"..... diameter hoogte	Nikkel kat. CRQ-F ring 0.017 m. 0.010 m.	Nikkel kat. CRQ-F ring 0.017 m. 0.010 m.			
Speciaal te ge- bruiken mat.	Hoge T- legering	Hoge T- legering			
aantal serie/parallel	1	1	1		

* aangeven wat bedoeld wordt

Postadres :
Postbus 820, 1000 AV Amsterdam

Amsterdam, Kabelweg 21 Amro Bank - Amsterdam
Telefoon (020) 582 9111 rekeningnr. 41 12 74 236
Telefax (020) 686 1604
Telex 12219
Telegramadres Globated

T.U. Delft
T.a.v. de heer Kuipers
Postbus 5045
2600 GA DELFT

Datum : 10 december 1991
Onze referentie: P/KE/GW/91.93
Behandeld door : B. de Keijzer
Doorkiesnummer : 020 - 582 2550

Onderwerp: SUNFLO POMPEN
Geveke ref. nr.: PM3-91.12.6028

Geachte Kuipers,

Na uw gesprek met de heer Den Uyl hebben wij de oplossing gevonden voor het verpompen van nafta.

De investering in uw SUNFLO P-2000 is een investering in een pomp die presteert door eenvoud. De eenvoudige constructie van de SUNFLO pomp heeft vele voordelen t.o.v. conventionele meertraps centrifugaalpomp.

Wat betekent deze eenvoud:

- slechts één waaier
- geen slijtringen
- geen lagers in de te verpompen vloeistoffen

Waardoor:

- geen slijtage aan de waaier, pomphuis en diffuserplaat
- geen rendementsverlies over de jaren

Dit betekent voor u:

- dat de pomp minder frequent gedemonteerd en wederom gemonteerd moet worden
- demontage en montage van de SUNFLO pomp eenvoudig is
- een minimum aan pomp onderdelen op voorraad gehouden hoeft te worden

Met als resultaat:

- een besparing van tijd en een besparing op de hoeveelheid onderdelen m.a.w. lage onderhoudskosten

Bij gebruikers als Shell, DSM, AKZO enz. heeft de SUNFLO pomp een zeer goede reputatie opgebouwd wat betreft prestatie en betrouwbaarheid. Voor uw informatie voegen wij een artikel bij over SUNFLO pompen. In dit artikel wordt in het bijzonder over een SUNFLO P-1000 gesproken. De kenmerken en voordelen hebben echter betrekking op de hele SUNFLO familie, die uit drie leden bestaat.

Wat uw investering is leest u op de volgende pagina.

ONZE AANBIEDING LUIDT ALS VOLGT

1 (één) Horizontale enkeltraps hoogtoerige centrifugaalpom

Fabrikaat : Sundstrand, Dijon, Frankrijk/Arvada, U.S.A.
Type : P-2000
Grootte : FMP-2 MHR
Toerental : 12.300 min⁻¹
geheel overeenkomstig de bijgevoegde
pompgrafiek 13.11.43 en compleet met :
- enkeltraps tandwielversnellingskast
- enkele mechanische sleepringafdichting
- 2" NPT zuig- en 1,5" NPT persaansluiting
- Pomputvoering : 316 S
- beproeving van de pomp, inclusief testgegevens
- materiaalcertificaat
- fundatieplaat
- koppeling, fabriek Omega
- aluminium montagevoet

- **Electromotor :**
* fabrikaat : ROTOR
* vermogen : 37 kW
* bescherming : IP 54
* geschikt voor : 380 V, 3 Ph, 50 Hz
* toerental : 3.000 min⁻¹

PRIJS, compleet samengebouwd met motor als bovengenoemd : Hfl. 21.480,--

COMMERCIELE CONDITIES

- Leveringstijd : Ca. 10 weken. Is eerdere levering geweest, neemt u dan even contact met ons op.
- Levering : Geheel volgens onze Algemene Leveringsvoorwaarden.
- Prijsstelling : Genoemde prijs is netto en geldig voor levering franco Uw bedrijf in Nederland, inclusief noodzakelijke verpakking, echter exclusief BTW.
- Betaling : 100% binnen 30 dagen na levering.
- Geldigheid offerte : Deze aanbieding is geldig tot 31 december 1991, hierna verdient het aanbeveling even contact met ons op te nemen.

Met vriendelijke groet,


B. de Keijzer
Afdeling Pompen

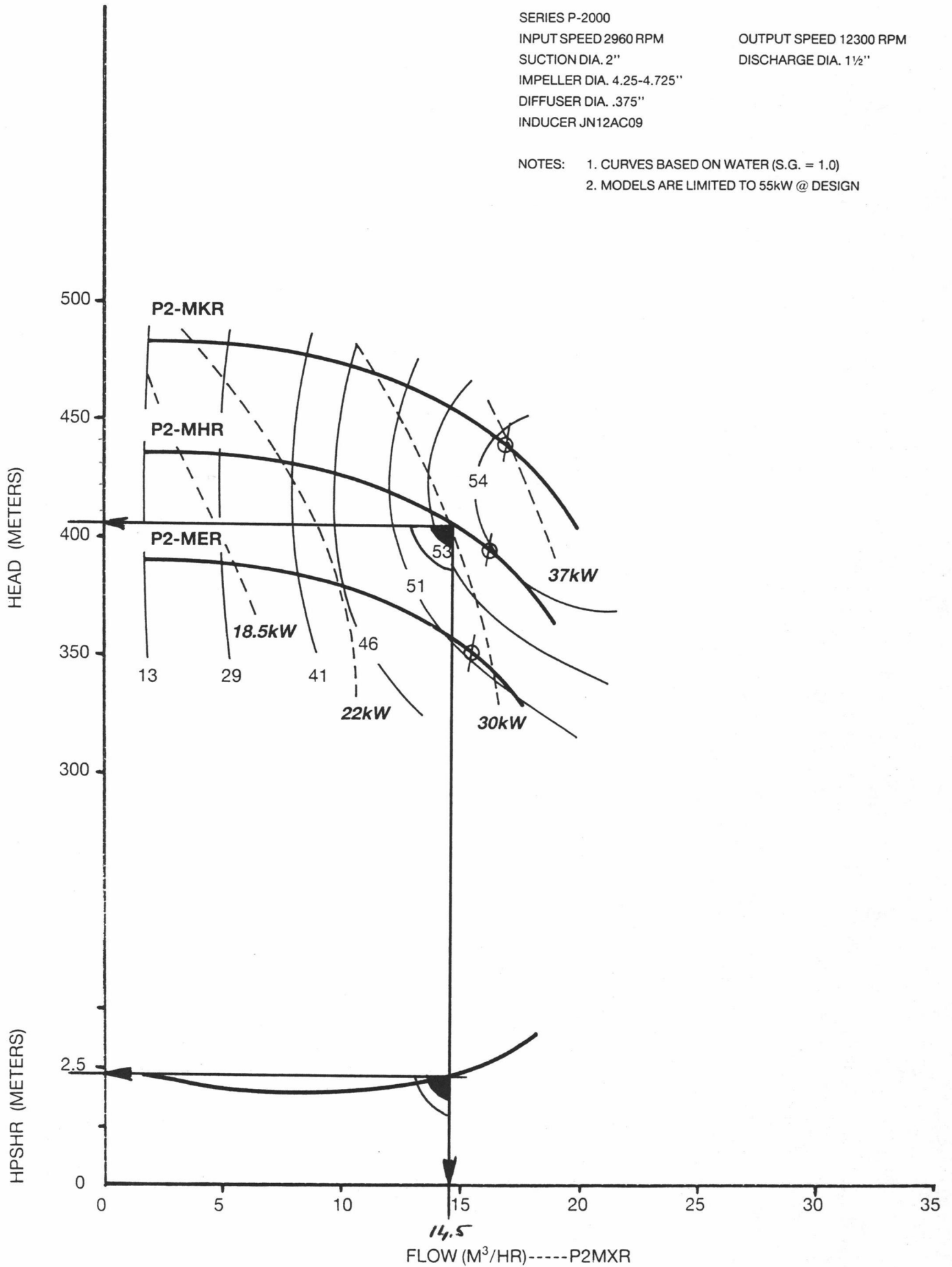
Bijlagen:

- Pomp data sheet
- Pomp grafiek 13.11.43
- Leveringsvoorwaarden
- Pomp brochure
- SUNFLO pompen bij SHELL
- Product van de maand

SERIES P-2000
 INPUT SPEED 2960 RPM
 SUCTION DIA. 2"
 IMPELLER DIA. 4.25-4.725"
 DIFFUSER DIA. .375"
 INDUCER JN12AC09

OUTPUT SPEED 12300 RPM
 DISCHARGE DIA. 1½"

NOTES: 1. CURVES BASED ON WATER (S.G. = 1.0)
 2. MODELS ARE LIMITED TO 55kW @ DESIGN



1 geveke Geveke Werktuigbouw Afd. Pompen		Firma:		Blad no. van
2 Specificatie centrifugaalpompen		Aanvr./order nr. :		
3 Fabrikaat : SUNDSTRAND DENVER, USA DIJON, FRANKRIJK		Pomp/Item nr. :		
4 Type : SUNFLO P2000		Datum off. : 10-12-1991		
5 Aantal : 1 Grootte: FMP2-MKR		Ref. : KE Projekt:		
Bedrijfsgegevens				
7 Opbrengst	: 14,5	m ³ /h, d _{max} s	Medium	: NAFTA
8 Opvoerhoogte (verlangd)	: 405	m		
9 Opvoerhoogte (aangeboden)	: ≈ 405	m *)		
10 Krachtverbruik (bedrijfspunt)	: 31	kW	Dichtheid	: 0,654 kg/dm ³
11 Krachtverbruik (maximaal)	: 37	kW	Temperatuur	: °C
12 Zuigdruk	: 1	bar, Pa A	Viscositeit	: m ² /s, Pa·s
13 Max. toelaatbare zuigdruk	: 18	bar, Pa	Koncentratie	: %
14 NPSH beschikbaar	:	m	Abs.dampdruk	: bar, Pa
15 NPSH vereist	: 2,5	m	Ph waarde	:
16 Toerental	: 12.300	min. ⁻¹	Vaste stofgehalte	: massa %
17 Min. vereiste pompcapaciteit	: 3	m ³ /h, d _{max} **)	Korrelgrootte	: mm
Materiaaluitvoering				
19 Pomphuis	:		AISI 316	
20 Waaier en asbus	:	AISI 316	AISI 316	
21 Afdichtingshuis	:		AISI 316	
22 As	:	4140	4140	
23 Metalen delen van de sleepringafdichting	:	AISI 316	AISI 316	
24 Roterende ring/stat.ring van de sleepringafdichting	:		Wolframcarbide/Koolstof	
25 Toevoerworm	:		AISI 316	
26 Dichtingen (O-ringen)	:		VITON	
Pompegegevens				
28 Zuigaansluiting	: 2" NPT SCHROEFDRAAD			
29 Persaansluiting	: 1,5" NPT SCHROEFDRAAD			
30 Asafdichting	: ENKELE	sleepringafdichting, fabrikaat Crane, Type	PAR	
31 Spoeling van de asafdichting	: DOOR HET MEDIUM ZELF			
Aandrijving		Toebehoren		
33 Soort	: E-MOTOR	Fundatieplaat	: GELAST STAAL	
34 Fabrikaat	: ROTOR	Koppeling	: OMEGA	
35 Type	:	Koppelingsbeschermer	: AL	
36 IEC grootte	: 200L	Motor	:	
37 Vermogen	: 37	Lagervoet	: AL	
38 Toerental	: 3000			
39 Stroomsoort	: 300 V, 3 fase, 50 Hz			
		Dokumentatie		
40 Bouwvorm	: B3	Brochure	: 1	
41 Bescherming	IP 54	Maatschets	: 1	
42 Explosiebeveiliging	: HEE	Grafiek	: 1	
Beproevingen		Dokumenten in geval van opdracht		
44 Productie beproeving	: J17	Maatschets		
45 Bij deze beproeving worden aangeboden opvoerhoogte en opgenomen vermogen in het bedrijfspunt geverifieerd.		ter goedkeuring	: 3x	
46		def.distributie	:	
47 Uitvoerige beproeving met certificaat en curve:		Bedrijfsvoorschrift	: 3x (***)	
48 N.B. Andere beproevingen resp. bijwonen van beproevingen		Certificaat van uitv.beproeving en curve	: 3x	
49 zijn niet mogelijk		Offerte voor aanbevolen reservedelen	: 1x	
Opmerkingen				
51	*) Gebaseerd op standaard waaierdiameter van mm			
52	**) Indien regelafsluiter niet meer dan 1,5 m van de pers van de pomp is (zie ook bedrijfsvoorschrift)			
53	***) Het bedrijfsvoorschrift bevat: a) installatie-, inbedrijfstellings-, bedrijfs- en onderhoudsvoorschriften			
	b) doorsnede tekeningen en stuklijsten			
	c) informatie voor "trouble shooting"			



SUNFLO POMPEN VOOR SHELL PERNIS AANTREKkelijk

Al vele jaren heeft de afdeling Pompen van Geveke Werktuigbouw Sunflo-pompen van Sundstrand in het leveringsprogramma. Vooral het type P-1000, geschikt voor talloze toepassingen, is zeer populair. Vele honderden exemplaren hebben inmiddels een plaats gekregen in verschillende Nederlandse industrieën. Bij Shell in Pernis staan er al meer dan 60.

Zowel bij Shell Raffinaderij als bij Shell Chemie draaien deze Sunflo-pompen in heel verschillende situaties, en... naar volle tevredenheid.

Bij de raffinaderij worden ze vooral als doseerpompen gebruikt voor het toevoegen van een bepaalde dosis chemicaliën in grotere hoeveelheden, o.a. om benzine en andere handelsprodukten anti-corrosief te maken.

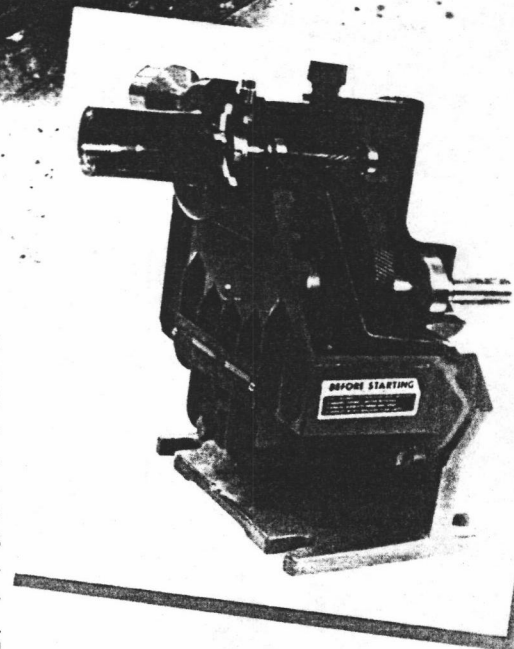
Geen alternatief. De Sunflo P-1000 is een horizontale entraps centrifugaal-pomp die ontworpen is voor hogedruktoepassingen. De geringe capaciteit, gekoppeld aan de relatief hoge opvoerhoogte, maakt deze pomp voor Shell zeer aantrekkelijk.

De heer E.T. Kal, specialist op het gebied van 'running equipment' bij Shell, zegt er dit over: "Voor dit soort condities kun je kiezen uit een aantal fabrikaten. Binnen het beperkte aantal is de Sunflo P-1000 uniek voor Shell Pernis. Goed beschouwd heb ik z'n concurrent tot op dit moment nog niet gevonden. Gezien de kleine capaciteit en de relatief hoge opvoerhoogte is er praktisch gezien geen betrouwbaar alternatief verkrijgbaar met een gelijke uitwisselbaarheid, tegen zo'n lage prijs. Als procespomp voldoet de P-1000 prima. Als alternatief ben ik hoe dan ook aangewezen op een groter type pomp".



Lage onderhoudskosten. Het feit dat de Sunflo P-1000 niet voldoet aan de in de olie-industrie gehanteerde standaard API-610 is voor Shell Pernis geen bezwaar. Kal: "Bepaalde afwijkingen t.o.v. de API-610 zijn voor ons acceptabel. Door de fabrikant geflensde zuig- en persaansluitingen te laten aanbrengen is de pomp wat dichterbij de API-610 gebracht. Daar komt nog bij dat een roterende pomp bij ons de voorkeur heeft. Zo lang iets roteert vergt het meestal minder onderhoud. De onderhoudskosten van de P-1000 zijn zonder meer laag te noemen. Voorts is het feit dat hij standaard in roestvast staal (AISI-316) is uitgevoerd voor ons een groot voordeel i.v.m. de lasbaarheid en de aanwezigheid van zand en andere slijtende deeltjes in het produkt".

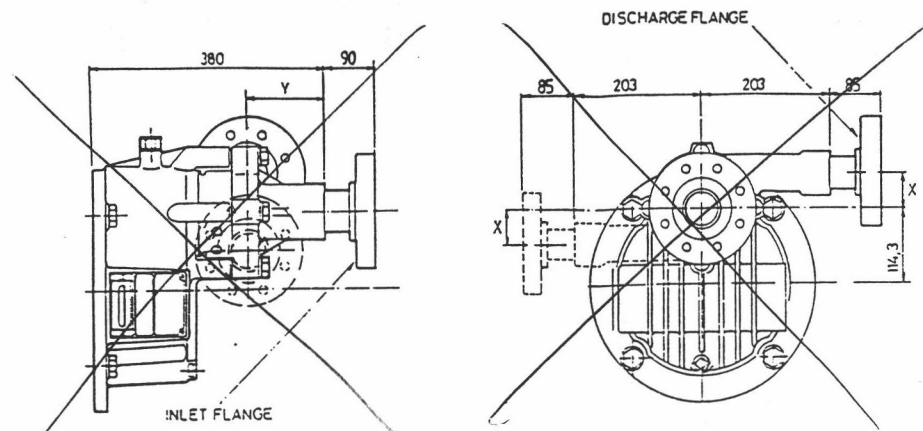
Toepassingen. Sunflo pompen worden in serie gemaakt en zijn daardoor qua prijs aantrekkelijk. Zij zijn bedoeld voor toepassingen als omgekeerde osmose,



ultrafiltratie, ketelvoeding, stoomkoeling, waterinjectie, brandervoeding, monsternamen en hogedrukreiniging. Talloze andere toepassingen zijn mogelijk. Ze zijn verkrijgbaar in drie grootten, t.w. het type P-1000, met een max. capaciteit van 7 m³/h en een opvoerhoogte van 380 meter, P-2000, met resp. 36 m³/h en 650 meter en tenslotte de P-3000 voor 120 m³/h en 1100 meter.

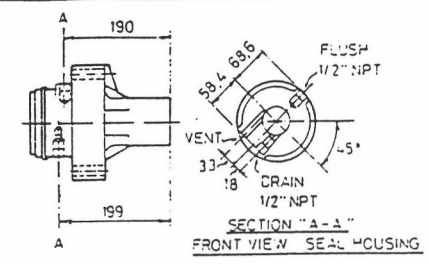
Doorkiesnummer: 020 - 582 2583 / 89.

diffusor \varnothing	A - J	X - M
X	62mm	55mm
Y	150mm	143mm

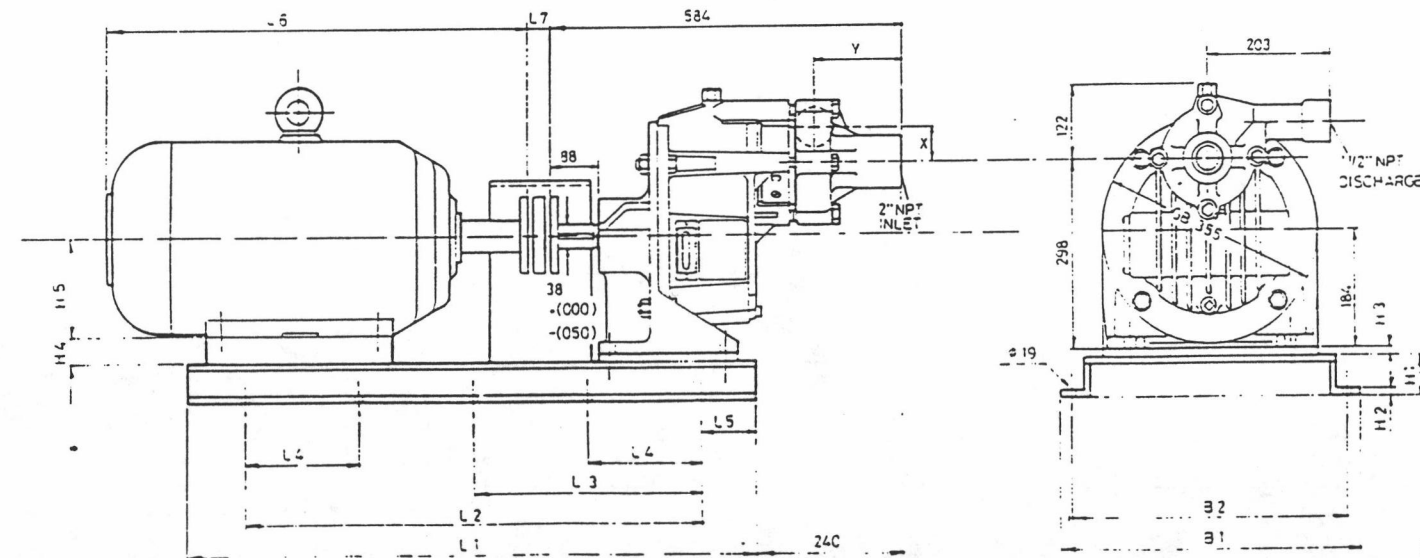


NOTE: PUMP HOUSING CAN BE ROTATED TO ANY ONE OF 4 POSITIONS (TOP & BOTTOM HORIZONTAL SHOWN)

SINGLE SEAL FLUSH AND SEAL DRAIN LOCATIONS

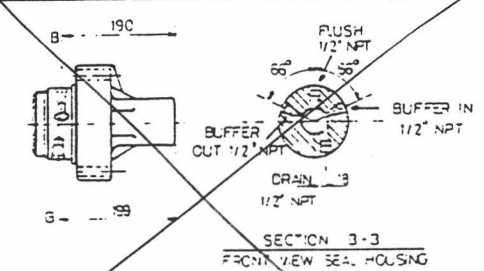


SIDE VIEW PUMP HOUSING WITH SEAL HOUSING ROTATED 45° CCW
NOTE SEAL FLUSH IS ON THE PRODUCT SIDE OF THE MECHANICAL SEAL



ALL DIMENSIONS ARE IN MILLIMETERS

DOUBLE SEAL FLUSH, BUFFER, AND SEAL DRAIN CONNECTIONS



SIDE VIEW PUMP HOUSING WITH SEAL HOUSING
NOTE SEAL FLUSH IS ON THE PRODUCT SIDE OF THE MECHANICAL SEAL

FOR INFORMATION ONLY

KW MOTOR	SIZE MOTOR	SIZE BASEPLATE	SIZE COUPLING	L1	L2	L3	L4	L5	L6 CA	L7	B1	B2	H1	H2	H3	H4	H5	TOTAL WEIGHT
250 M	12.1	630	1400	1340	-	440	-	929	66	575	515	115	8	66	0	250	650	
225 M	11.1	250	1250	1190	595	-	30	816	50	520	560	90	7	41	0	225	560	
200 L	10.1	250	1120	900	450	-	110	761	50	470	510	87	7	16	0	200	400	
180 M	8.1	160	900	630	-	-	135	646	45	400	430	72	7	-	4	180	270	
160 L	8.1	160	900	630	-	-	135	624	45	400	430	72	7	-	24	160	250	
160 M	8.1	160	900	630	-	-	135	580	45	400	430	72	7	-	24	130	230	
132 S	8.1	63	900	630	-	-	135	441	40	400	430	72	7	-	52	132	120	

Geveke Geveke Werktuigen bv
Afd. Pompen
Postbus 620 Amsterdam

Proj. no. A2-13-00228
Rev. _____ date _____
Compl. _____ date _____
Draw. Ade Rooy date 15-1-2011

SUNFLO PUMP FMP 2000

USER TU DELFT
LOCATION _____
PURCHASE ORDER NO. _____
ITEM NO. _____
SUNFLO SIZE NO. FMR SERIAL NO. _____
PUMPSPEED 17.300 RPM

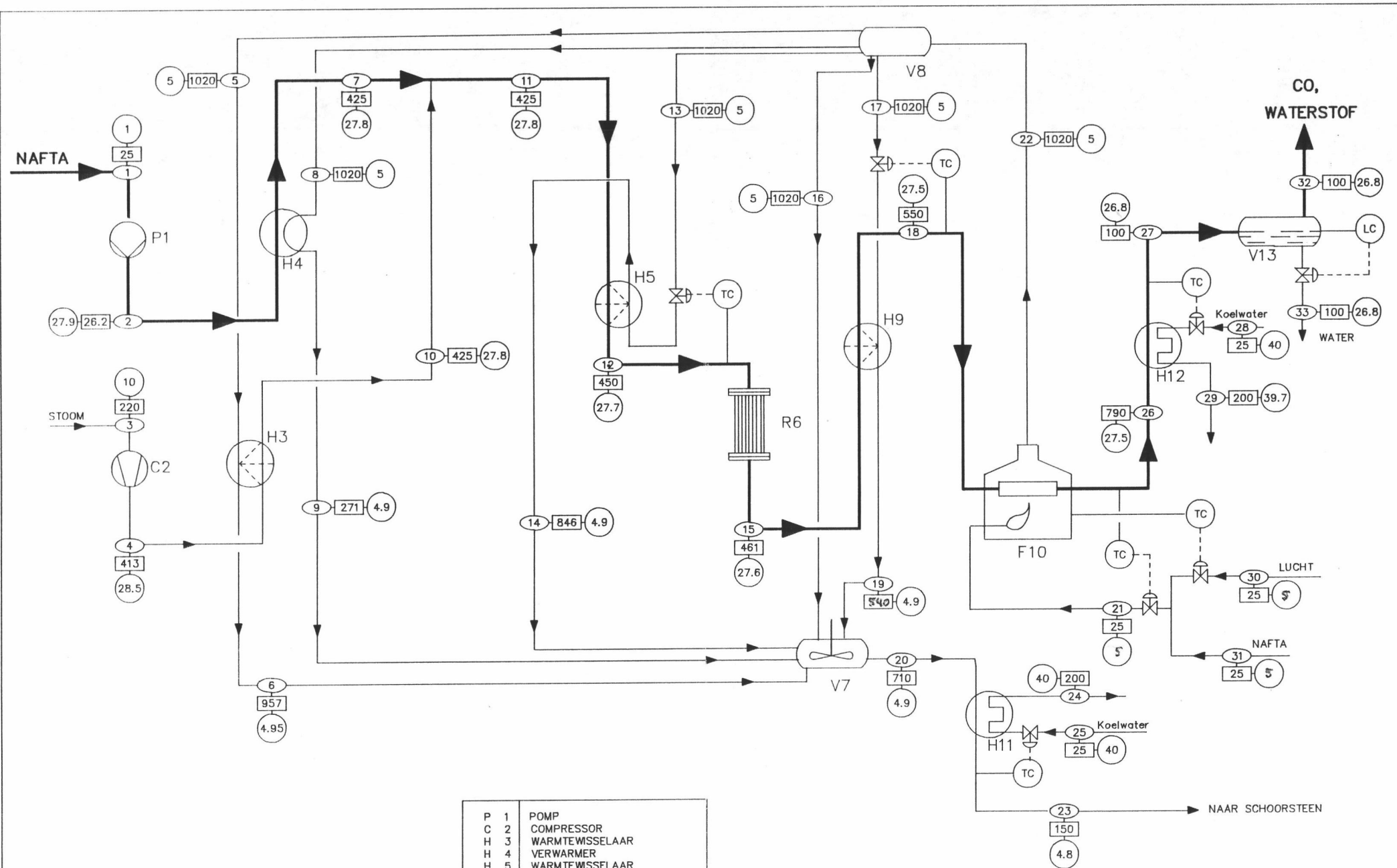
THE FOLLOWING OPTIONAL EQUIPMENT IS INCLUDED IF CHECKED:
SINGLE SEAL ARRANGEMENT
DOUBLE SEAL ARRANGEMENT
FLANGED CONNECTION

SEAL PORT USAGE

SEAL PORT	SINGLE SEAL	DOUBLE SEAL
1. SEAL DRAIN	-A	A
2. SEAL BUFFER FLUID	<input checked="" type="checkbox"/>	B
3. SEAL FLUSH	<input checked="" type="checkbox"/>	C
7. SEAL BUFFER FLUID	<input checked="" type="checkbox"/>	B
7. SEAL VENT	A	<input checked="" type="checkbox"/>

LEGEND A. DO NOT FLUSH
B. PIPING BY CUSTOMER REQ.
C. PIPE FLUSH REQ'D

DRIVER ROTOR TYPE _____
ENCLOSURE _____ FRAME 200
App. 37 RPM 300 VOLTS 380 PHASE 3 CYCLES
REMARKS: _____



P 1	POMP
C 2	COMPRESSOR
H 3	WARMTEWISSELAAR
H 4	VERWARMER
H 5	WARMTEWISSELAAR
R 6	PREREFORMER
V 7	MIXER
V 8	DIVIDER
H 9	WARMTEWISSELAAR
F 10	REFORMER
H 11	KOELER
H 12	KOELER
V 13	VLOEISTOF-GAS SCHEIDER

PROCESSCHEMA voor de PRODUKTIE van SYNTHESEGAS uit NAFTA
 W. KUIPERS
 E. SMAKMAN
 ○ Stroomnummer □ Temperatuur in °C ● Druk in bar
 Schema met prereformer

FVO 2916
 Februari 1992
 Schema met prereformer

