

2173

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het processchema

van

AWM Balemans
en J A Juijn

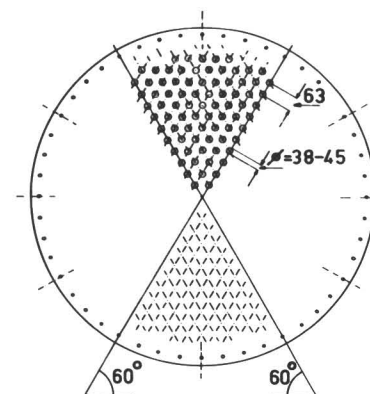
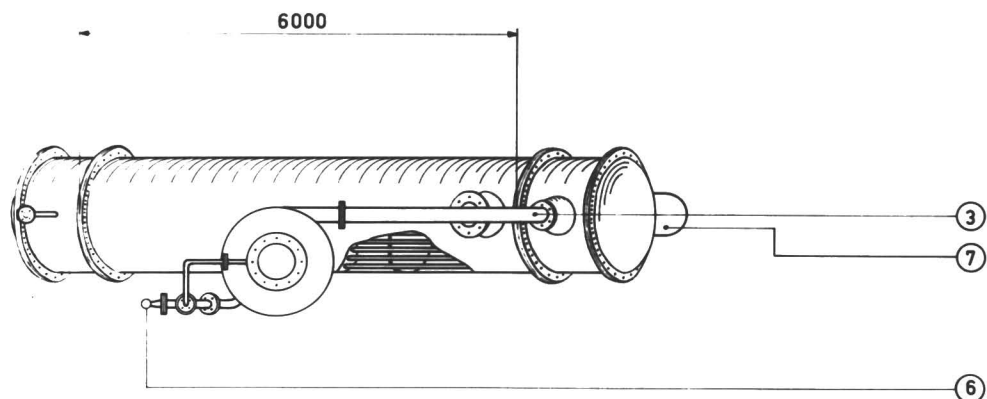
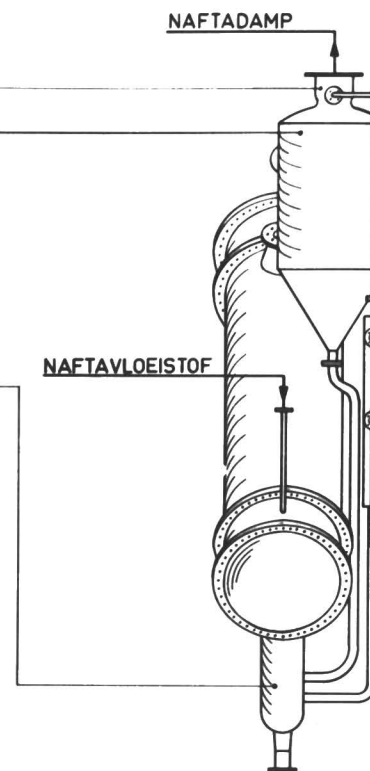
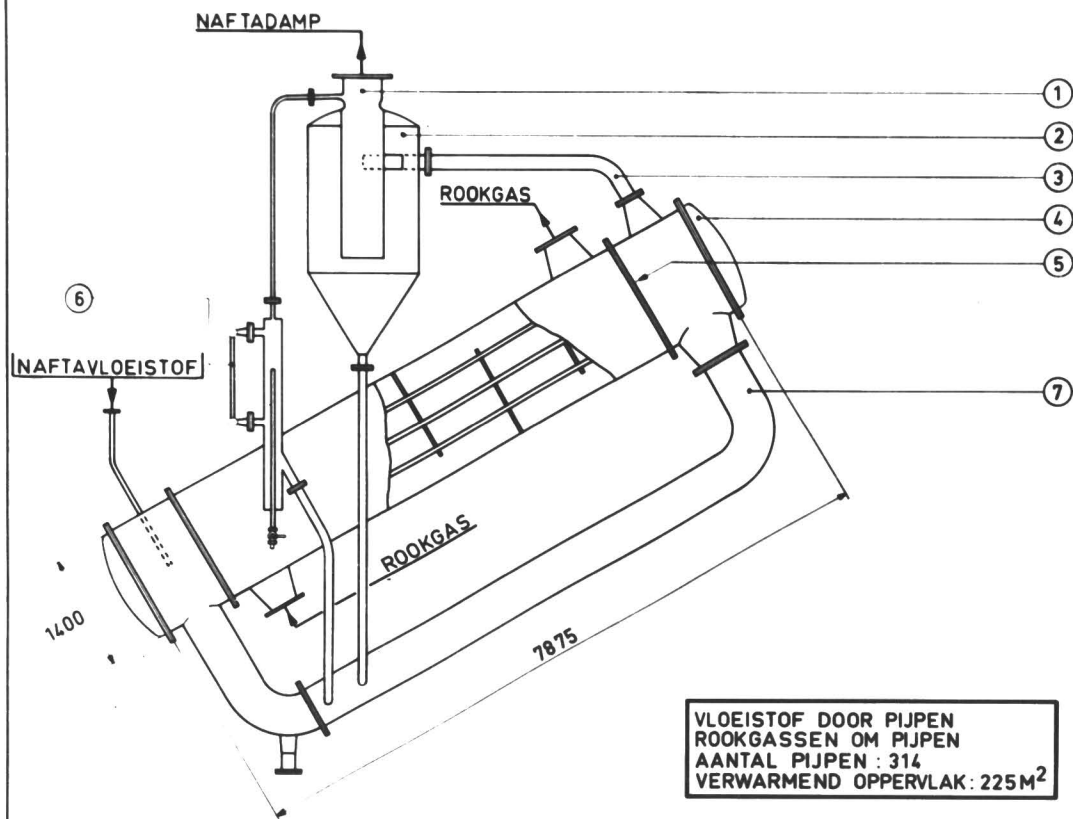
onderwerp:

AUTOFINING

adres: Willem Bilderdijkhof 114
Gasthuislaan 191a

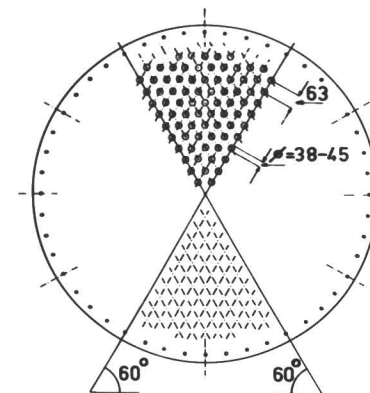
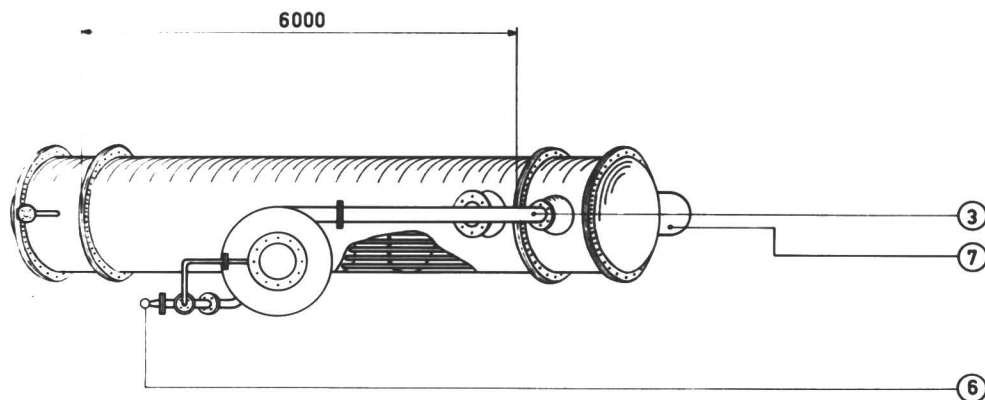
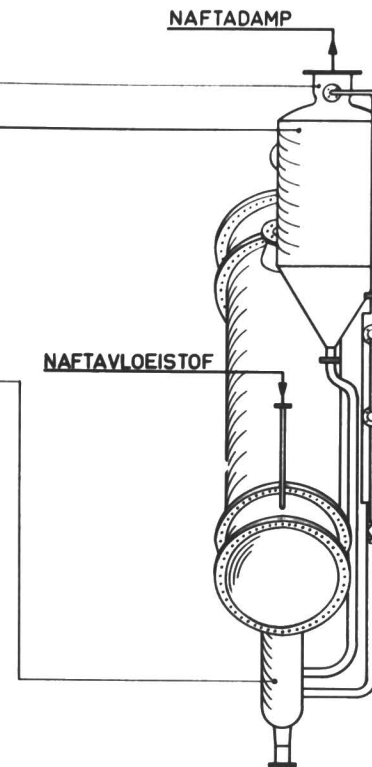
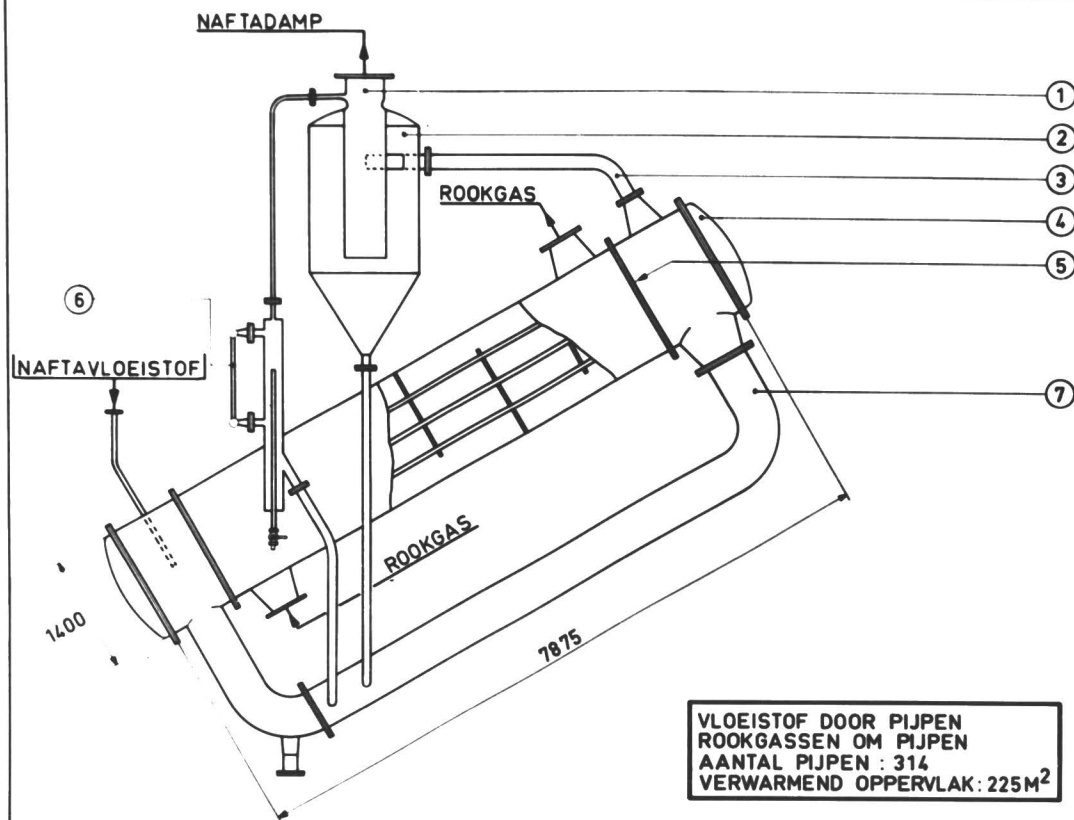
datum: 5-8-66

2173



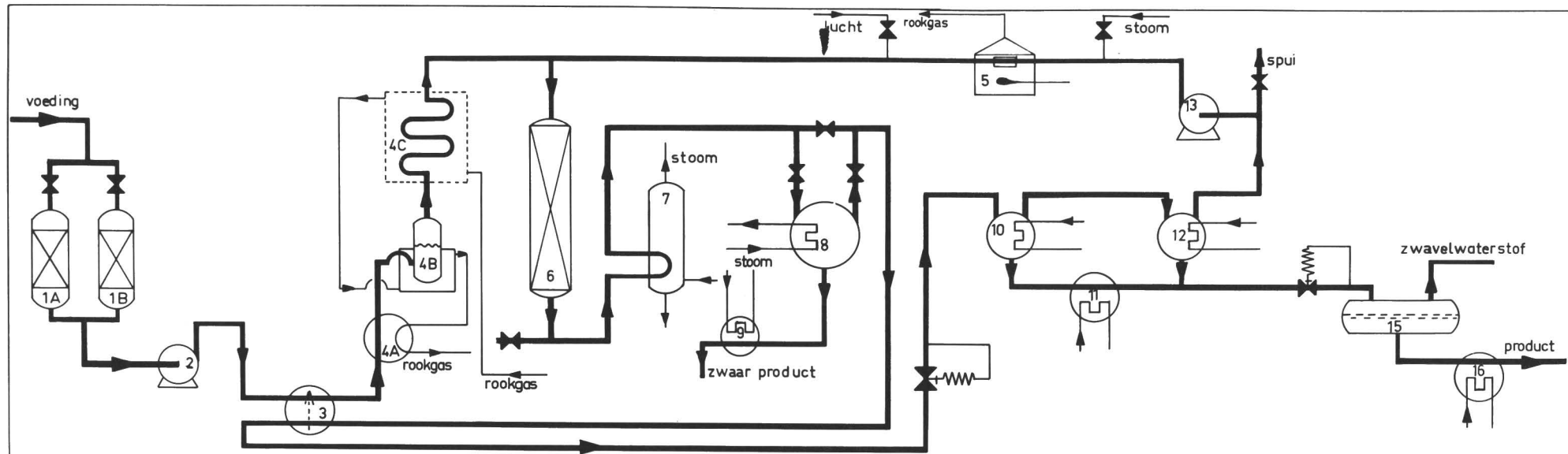
- | | |
|---|-------------------------|
| 1 | DAMPAFVOER UIT CYCLOON |
| 2 | CYCLOON |
| 3 | DAMPPIJP UIT VERDAMPER |
| 4 | DEKSEL |
| 5 | PIJPENPLAAT |
| 6 | PIJLGLAS |
| 7 | VLOEISTOFCIRCULATIEPIJP |

ONTZWAVING
(AUTOFINING)
AITON VERDAMPER
J. A. JUIJN
AUGUSTUS 1966 SCHAAL 1-25
MATEN IN MM

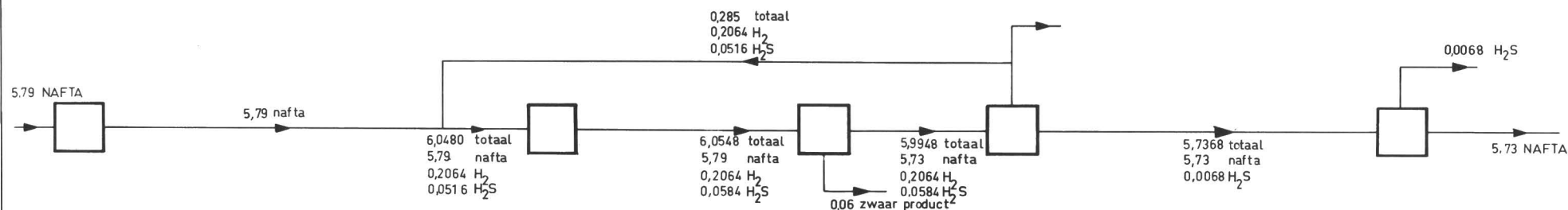


1	DAMPAFVOER UIT CYCLOON
2	CYCLOON
3	DAMPPIJP UIT VERDAMPER
4	DEKSEL
5	PIJPENPLAAT
6	PIJLGLAS
7	VLOEISTOFCIRCULATIEPIJP

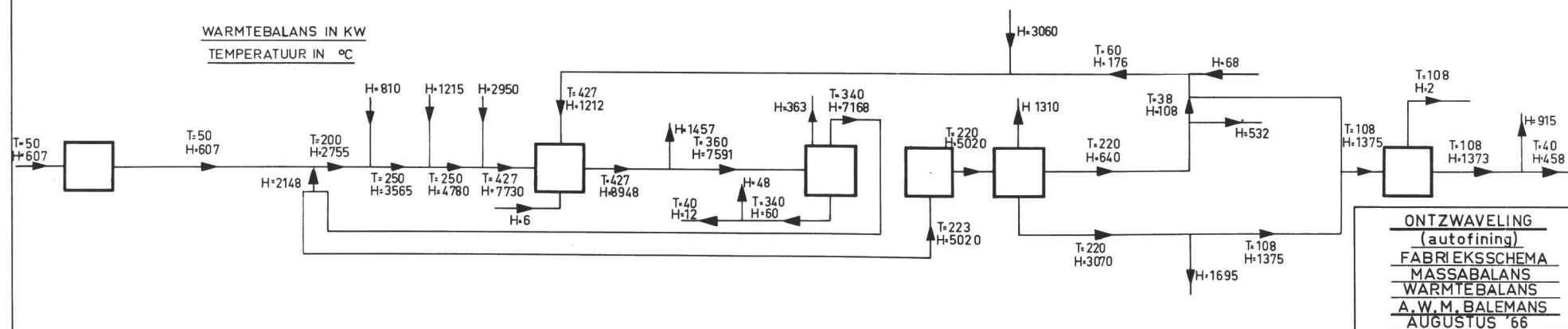
ONTZWAVING
(AUTOFINING)
AITON VERDAMPER
J. A. JUIJN
AUGUSTUS 1966 SCHAAL 1-25
MATEN IN MM

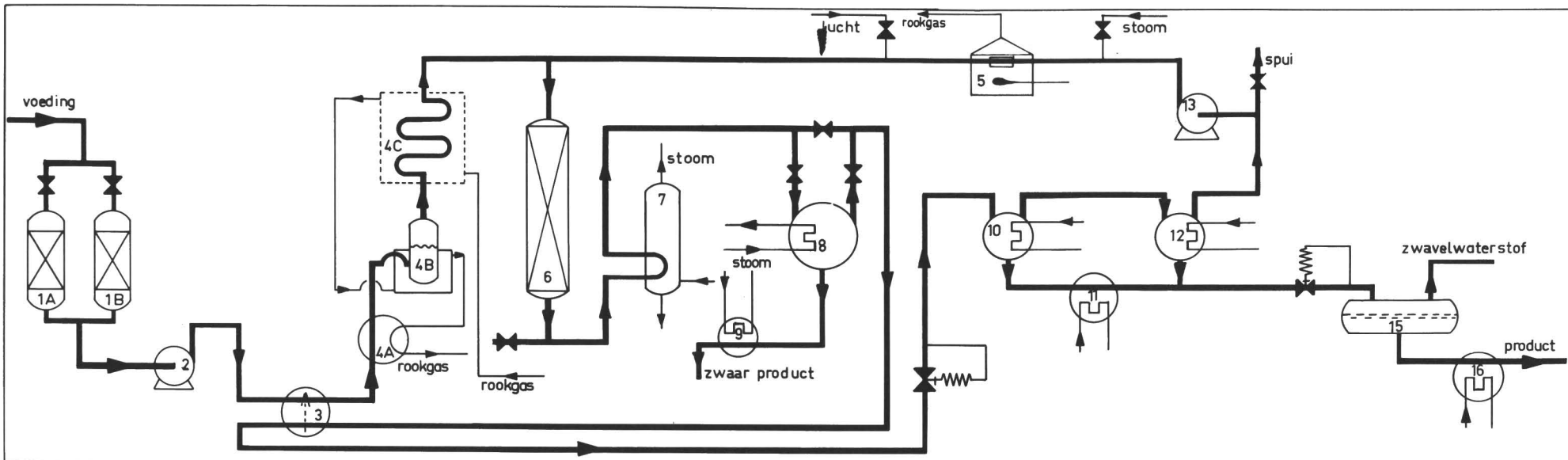


MASSABALANS IN KG/SEC

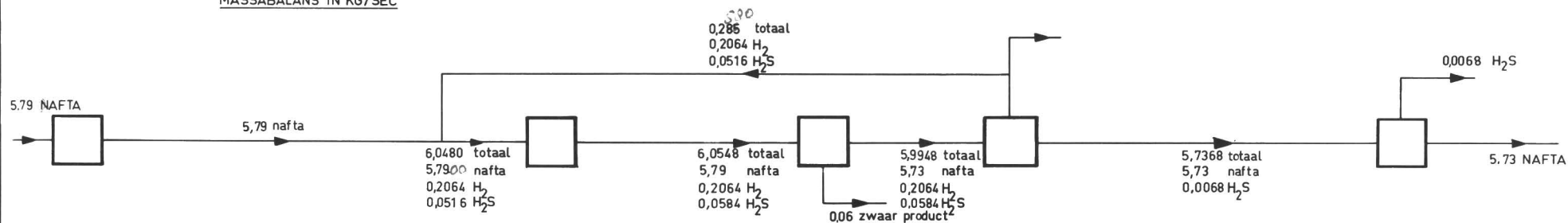


WARMTEBALANS IN KW TEMPERATUUR IN °C

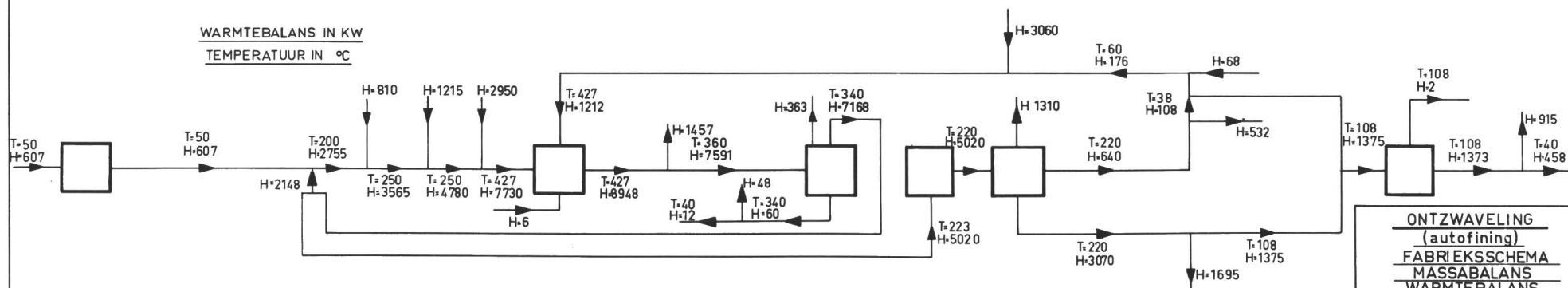




MASSABALANS IN KG/SEC



WARMTEBALANS IN KW TEMPERATUUR IN °C



ONTZWELING
(autofining)
FABRIEKSSCHEMA
MASSABALANS
WARMTEBALANS
A.W.M. BALEMANS
AUGUSTUS '66

Inhoudsopgave.

Hoofdstuk I	Samenvatting over de technische uitvoering van het proces.	pag.2
Hoofdstuk II	Inleiding.	pag.3
Hoofdstuk III	Plaats der fabriek en productiehoeveelheid.	pag.5
Hoofdstuk IV	Beschrijving van het proces.	pag.6
Hoofdstuk V	Massa- en warmtebalans massabalansen warmtebalansen	pag.8 pag.8 pag.8
Hoofdstuk VI	Chemische en physische aspecten. reacties thermodynamica reactiewarmte het evenwicht kinetica reactiesnelheidsconstante katalysator	pag.13 pag.13 pag.13 pag.14 pag.14 pag.15 pag.15 pag.17
Hoofdstuk VII	Berekening apparatuur.	pag.18
Hoofdstuk VIII	Overzicht specificatie apparatuur.	pag.24
Hoofdstuk IX	Literatuuroverzicht.	pag.25

Figuren.

1.Kookcurve	na pag.2
2.Warmteinhoud naftavloeistof	na pag.8
3.Warmteinhoud naftagas	na pag.8
3a.Detail warmteinhoud naftagas	na pag.8
4.Warmteinhoud waterstof	na pag.9
5.Warmteinhoud zwavelwaterstof	na pag.9
6. ΔG vs.T van de aromatisering	na pag.17
7.logK vs.T van de aromatisering	na pag.17
8. ΔG vs.T van de ontzwaveling	na pag.17
9.logK vs.T van de ontzwaveling	na pag.17
10.Ontzwaveling als functie van T	na pag.17
11.k als functie van C.V.	na pag.17

Bijlagen.

- 1.Massa-en warmtebalans en "flowscheme"
- 2.Tekening van de verdamper(4B)

Hoofdstuk I

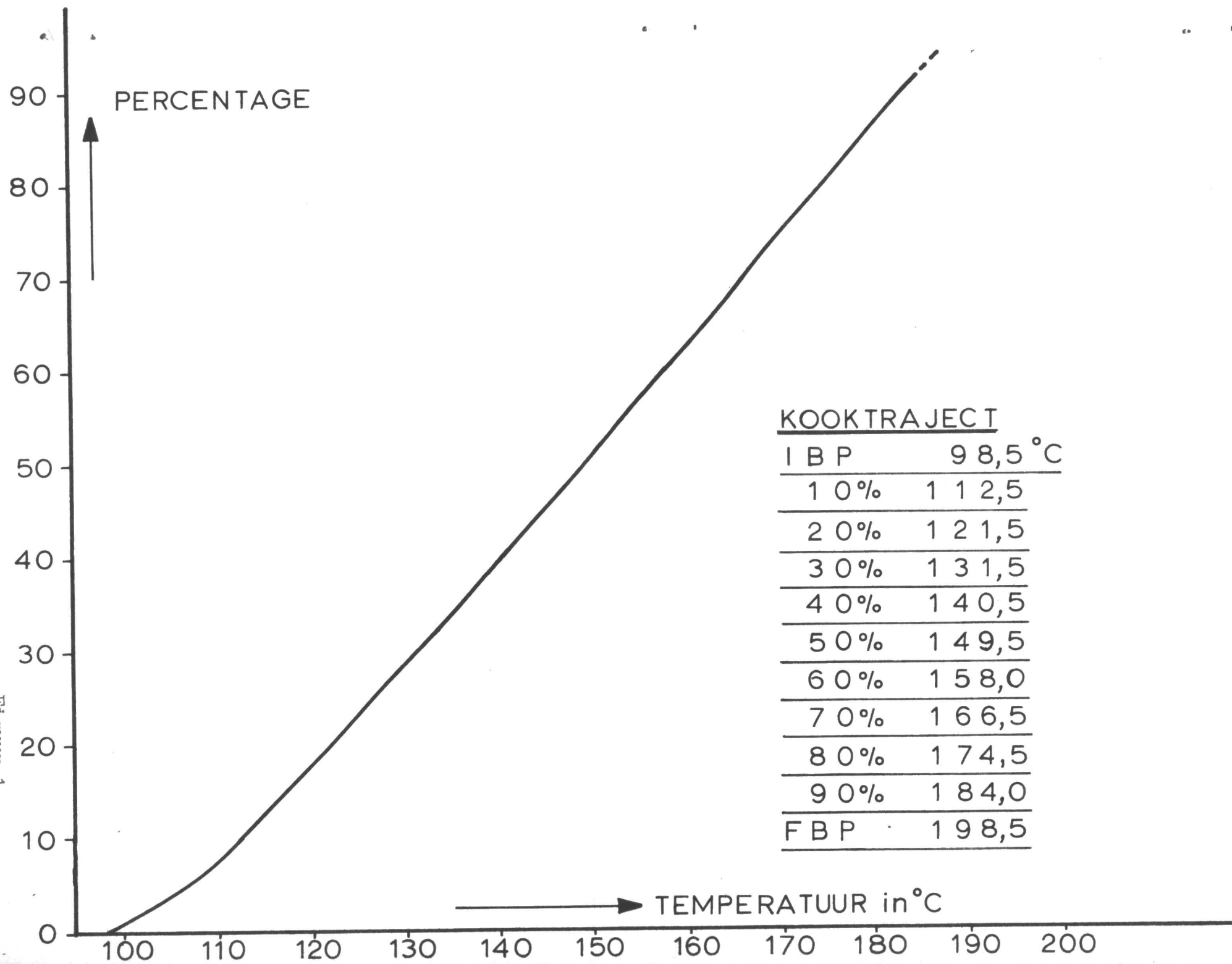
Samenvatting over de technische uitvoering van het proces.

500 ton per dag van een nafta met een kookpuntstraject van 100-200°C en een zwavelgehalte van 0,116 gewichts % wordt ontzwaveld door de stof bij 427°C, 7,9 ata en een space velocity van 5,0 vol./vol.uur als gas te voeren door een gepakt bed van cobaltoxide/molybdeenoxide (1:5) op aluminiumoxide. Door aromatisering van naftenen ontstaat waterstof dat met de zwavelhoudende componenten reageert onder vorming van zwavelwaterstof.

Het proces in de reactor wordt geregeld door de kleine waterstofoverproductie, die afhankelijk is van de activiteit van de katalysator, te spuien. Na 1000 à 2000 uur bedrijfstijd moet de katalysator geregenereerd worden door een stoom-lucht mengsel van 550°C gedurende 48 uur over de katalysator te leiden.

Het product wordt na condensering en koeling bij 38°C en 6,2 ata gescheiden in een gasstroom, die voornamelijk waterstof bevat en gerecirculeerd wordt, en een vloeistofstroom, die uit nafta bestaat. Uit de vloeistofstroom wordt het opgeloste zwavelwaterstof verwijderd bij 108°C en 1,7 ata. Het eindproduct bevat minder dan 10^{-3} gewichts % zwavel.

Figuur 1



Hoofdstuk II

Inleiding.

In de loop der tijd zijn diverse ontzwavelingsmethodieken ontwikkeld:

A:Behandeling op reuk.

Oxidatieprocessen: Doctor-proces,
Koperchloride-proces,
Hypochloriet-proces,
Loodsulfide-proces.

Deze processen berusten op de omzetting van mercaptanen in minder sterk ruikende disulfiden.

B: Mercaptaan-oplosprocessen: Sodawassing,
Shell-Solutiser-proces,
Mercapsol-proces.

C: Ontzwaveling met oplosmiddelen: Zwaveldioxide,
Furfural,
Fluorwaterstof.

D: Ontzwaveling met waterstof: Shell-Trickle-proces,
Hydrofining,
Autofining.

Door de ontzwaveling met waterstof bereikt men dat alle zwavelverbindingen worden afgebroken en als zwavelwaterstof uit het product kan worden verwijderd. Ontzwaveling met waterstof is toepasbaar op alle soorten zwavelverbindingen en daardoor de meest algemene methode.

Onderscheid in de diverse processen:

	Shell Trickle	Hydrofining	Autofining
Fase:	gas en vloeistof	gas	gas
Waterstof:	van buiten de fabriek	idem	ontwikkeling in de reactor
Voeding:	alle soorten destillaten	destillaten met kookpunt beneden 300°C	idem, bovendien moet de voeding naftenen bevatten voor de waterstof-productie.
Ontzwavelingsgraad:	bij destillaten met hoog zwavelgehalte past men een hoge gasrecirculatie en hoge druk toe	hier past men een hoge temperatuur toe	hier past men een kleine space velocity en een hoge temperatuur toe
Temperatuurregeling:	koude-injectie van de voeding in de reactor	moeilijker te beheersen. Eventueel mantelkoeling of -verwarming	te beheersen met de omzettingsgraad van de naftenen die te beheersen is met de partiaaldruk van de waterstof, die weer geregeld wordt met de spui

Drukregeling:	met waterstof-toevoer	idem	met spui uit de recirculatiestroom
Druk:	groot	kleiner	klein
Gasrecirculatie:	klein	groot	groot
Product:	weinig verandering in samenstelling	idem	aromaatvorming

De nadelen van het autofiningproces zijn:

- 1:de voeding moet een kookpunt lager dan 300°C hebben,
 - 2:de voeding moet naftenen bevatten,
 - 3:het product bevat aromaten:het proces is dus niet geschikt voor bewerking van dieselolies,
 - 4:bij voeding met hoog zwavelgehalte zal men bij hogere temperatuur moeten werken met als gevolg veel waterstofontwikkeling (hoge recirculatiekosten) en kraking van het product.
- Het is dus een weinig flexibel proces ten aanzien van de voeding.

De voordelen zijn:

- 1:de "self-supporting" van het proces wat betreft de waterstofvoorziening en het warmteevenwicht,
- 2:opvoering van het octaangetal van benzines.

Hoofdstuk III

Plaats der fabriek en productiehoeveelheid.

Het meest kenmerkende van het autofining-proces is het feit dat er geen waterstof van buiten hoeft worden toegevoerd. De fabriek is dus zeer geschikt voor plaatsing op een raffinaderij waar geen waterstof gemaakt wordt, of waar waterstof schaars is omdat het liever gebruikt wordt voor andere doeleinden (in de toekomst bijvoorbeeld bij waterstofkraking). In werkelijkheid bestaat deze waterstofschaarste meestal niet. Het autofining-proces heeft daarom geen opgang gemaakt. In een raffinaderij wordt de autofining-fabriek geplaatst na de destillatie-eenheid waarin de ruwe olie in fracties wordt verdeeld. Tussen de destillatie-eenheid en de fabriek moet een opslagtank als buffer aanwezig zijn omdat het proces regelmatig stil gelegd moet worden tijdens de regeneratie van de katalysator. De productiehoeveelheid bedraagt 500 ton per dag.

Hoofdstuk IV

Beschrijving van het proces.

Een voeding met een kooktraject van 100°C tot 200°C bij 1 ata (zie figuur 1), en een dichtheid van $761,1 \text{ kg/m}^3$ komt via een filter om de verontreinigende deeltjes te verwijderen, bij 50°C uit een opslagtank de fabriek in.

Een centrifugaalpomp brengt de vloeistof op de gewenste reactordruk van 7,9 ata. De voeding wordt dan in een warmtewisselaar, waar warmteuitwisseling plaats vindt met het warme product, opgewarmd tot 200°C en vervolgens verwarmd tot kookpunt, verdampt en oververhit tot 427°C . Via het mengpunt komt de voeding met het circulatiegas in de reactor. De reactor is gevuld met katalysatormassa in de vorm van cylindertjes met lengte en diameter van $1/8 \text{ in.}$. De katalysator bestaat uit cobaltoxide-molybdeenoxide (1:5) op aluminiumoxide als drager.

Vanuit de reactor gaat het product via een stoomopwekker, waar het met een temperatuur van 360°C uit komt in een afscheidcondensor, waarin 1 gewichts % zwaar materiaal, tijdens de reactie ontstaan door ringsluiting e.d., wordt verwijderd.

Het gasvormige product dat uit de afscheider komt met een temperatuur van 340°C wordt in genoemde warmtewisselaar op een temperatuur van 223°C gebracht. In een reduceerventiel wordt de druk afgelaten tot 6,2 ata, waarbij de temperatuur daalt tot 220°C .

Het gas, dat uit nafta, waterstof en zwavelwaterstof bestaat, wordt in een partiële condensor gescheiden in een gasstroom die waterstof en zwavelwaterstof bevat en een vloeibare naftastroom, waar wat zwavelwaterstof in is opgelost. De gasstroom wordt gekoeld tot 38°C , teneinde alle nafta uit het gas te verwijderen. (De gecondenseerde nafta wordt bij de vloeibare nafta gevoegd.) De gasstroom wordt door een centrifugaalcompressor gerecirculeerd. De vloeistofstroom wordt gekoeld tot 108°C en in een verzamelvat geleid.

De vloeistof wordt ontgast in een ontgasser bij 108°C en 1,7 ata. De ontgaste vloeistof wordt gekoeld tot 40°C en vervolgens uit de fabriek gevoerd.

Het recirculatiegas wordt door de centrifugaalcompressor op de gewenste druk van 7,9 ata gebracht, waardoor de temperatuur oploopt van 38°C tot 60°C . Daarvóór wordt echter een kleine hoeveelheid gespuid om de gewenste partiële druk van de waterstof in de reactor te verkrijgen. Deze hoeveelheid neemt af met het minder actief worden van de katalysator.

Het circulatiegas wordt opgewarmd in een verhitter tot 427°C en gaat via het mengpunt de reactor in.

Keuze van de procesvariabelen.

Temperatuur: De voeding moet in de gasfase zijn bij een druk van 7,9 ata; daarvoor is nodig een temperatuur van minimaal 324°C . Voor voldoende waterstofproductie is nodig een temperatuur groter dan 343°C . (lit.1) Om kraking te voorkomen moet de temperatuur beneden 445°C blijven. (lit.2)

Voor een zo snel mogelijke ontzwaveling kiest men een temperatuur van 427°C .

- Druk:** Bij hoge druk heeft men onvoldoende aromatisering. Daarom moet de druk beneden 17 ata zijn. (lit.3)
We hebben een voeding met een laag zwavelgehalte en daarvoor is een niet zo hoge druk nodig. We kiezen een druk van 7,9 ata.
- Space velocity:** Bij een hoge space velocity krijgt men een grote reactiesnelheidsconstante. Grote verhoging van de space velocity heeft een relatief steeds kleinere vergroting van de reactiesnelheidsconstante tot gevolg. (zie hoofdstuk 6)
Gunstige werkomstandigheden verkrijgt men bij een space velocity van 5 vol./vol.uur.
- Gasrecirculatie:** Hoge recirculatie is nodig om de partiaaldruk van waterstof te onderhouden.
Bij de voorbeelden die we gebruiken om de reactiesnelheidsconstante te berekenen (hoofdstuk 6) gold steeds een recirculatie van 2000 scf/brl. Daarom hebben we een ongeveer even grote recirculatie gekozen: 0,50 nm³/kg nafta.

Hoofdstuk V

Massa- en warmtebalans.

Massabalansen.

A: nafta.

Voeding van de reactor: $500 \text{ ton/dag} = 5,79 \text{ kg/s}$.

In de afscheider wordt ca 1 gewichts % verwijderd: $0,06 \text{ kg/s}$.

De resterende stroom is $5,73 \text{ kg/s}$.

B: waterstof.

De gasrecirculatie bedraagt $0,50 \text{ nm}^3/\text{kg}$ nafta. Het gas bestaat voor vrijwel 100 volume % uit waterstof. De totale massastroom is dus: $5,79 \times 0,50 \times 2/22,4 = 0,2580 \text{ kg/s}$.

Volgens lit.3 bestaat de gasstroom voor 80 gewichts % uit waterstof en 20 gewichts % uit zwavelwaterstof.

De waterstofstroom bedraagt dus: $0,8 \times 0,2580 = 0,2064 \text{ kg/s}$.

Deze is constant in het gehele recycle-circuit.

C: zwavelwaterstof.

In de reactor wordt ingevoerd: $0,2 \times 0,2580 = 0,0516 \text{ kg/s}$.

In de reactor ontstaat $0,116/100 \times 5,79 \times 34/32 = 0,0068 \text{ kg/s}$

Uit de reactor komt dus: $0,0516 + 0,0068 = 0,0584 \text{ kg/s}$.

Deze stroom wordt bij de scheiding gescheiden in een gasstroom van $0,0516 \text{ kg/s}$ en een stroom van $0,0068 \text{ kg/s}$ die opgelost is in de nafta.

In de ontgasser wordt de zwavelwaterstof volledig gescheiden van de nafta.

Warmtebalans.

Berekening warmteinhoud van nafta-vloeistof en -gas.

In Nelson blz.170 wordt de warmteinhoud van petroleumfracties voor vloeistof- en gasfase gegeven als functie van temperatuur, druk, °A.P.I. en karakteriseringsfactor.

Het aantal °A.P.I. van de nafta bedraagt 51,2.

De karakteriseringsfactor K bedraagt 11,8.

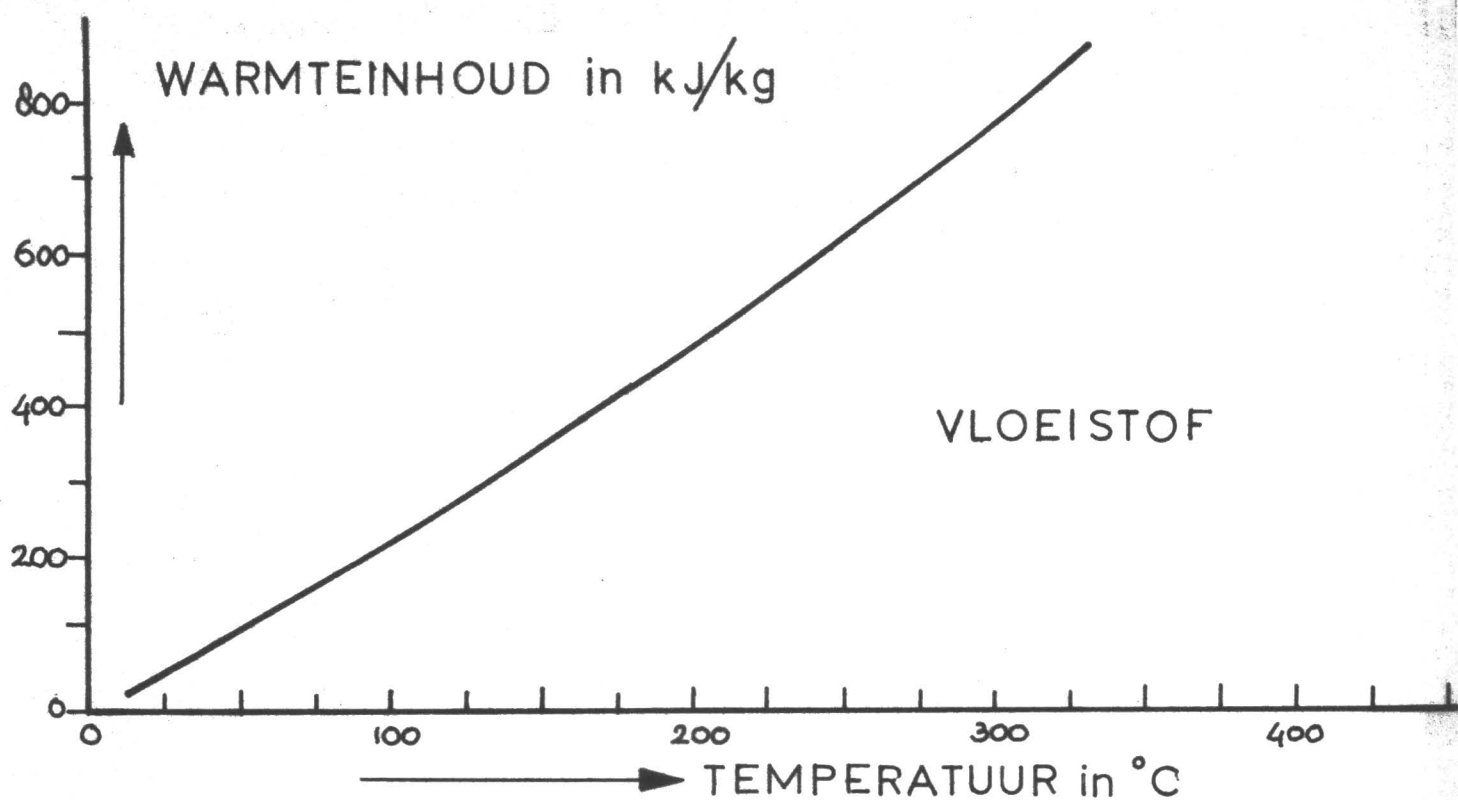
We vinden voor de vloeistof:

°F	°C	BTU/LB	I	II	BTU/LB	kJ/kg
100	38	46	$\times 0,985$	-13	32	75
200	93	101	$\times 0,985$	-13	87	203
300	149	160	$\times 0,985$	-13	145	348
400	204	225	$\times 0,985$	-13	209	487
500	260	295	$\times 0,985$	-13	278	648
600	316	370	$\times 0,985$	-13	351	818

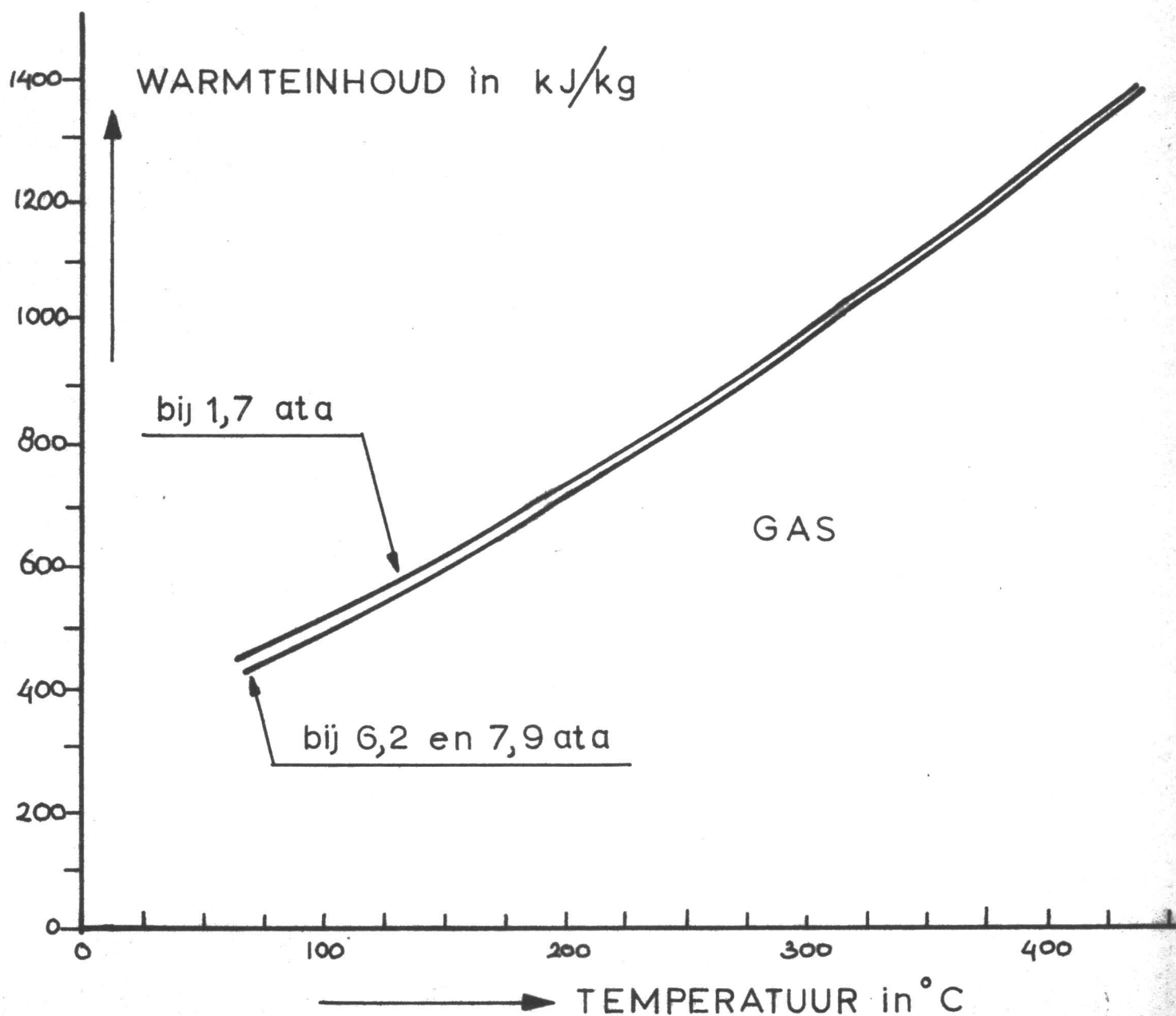
I: correctiefactor om de warmteinhoud voor $K=12,0$ te herleiden tot die voor $K=11,8$.

II: correctiefactor om van de grondtoestand 0 °F over te gaan op de grondtoestand 0 °C: bij 32 °F bedraagt deze 13 BTU/LB.

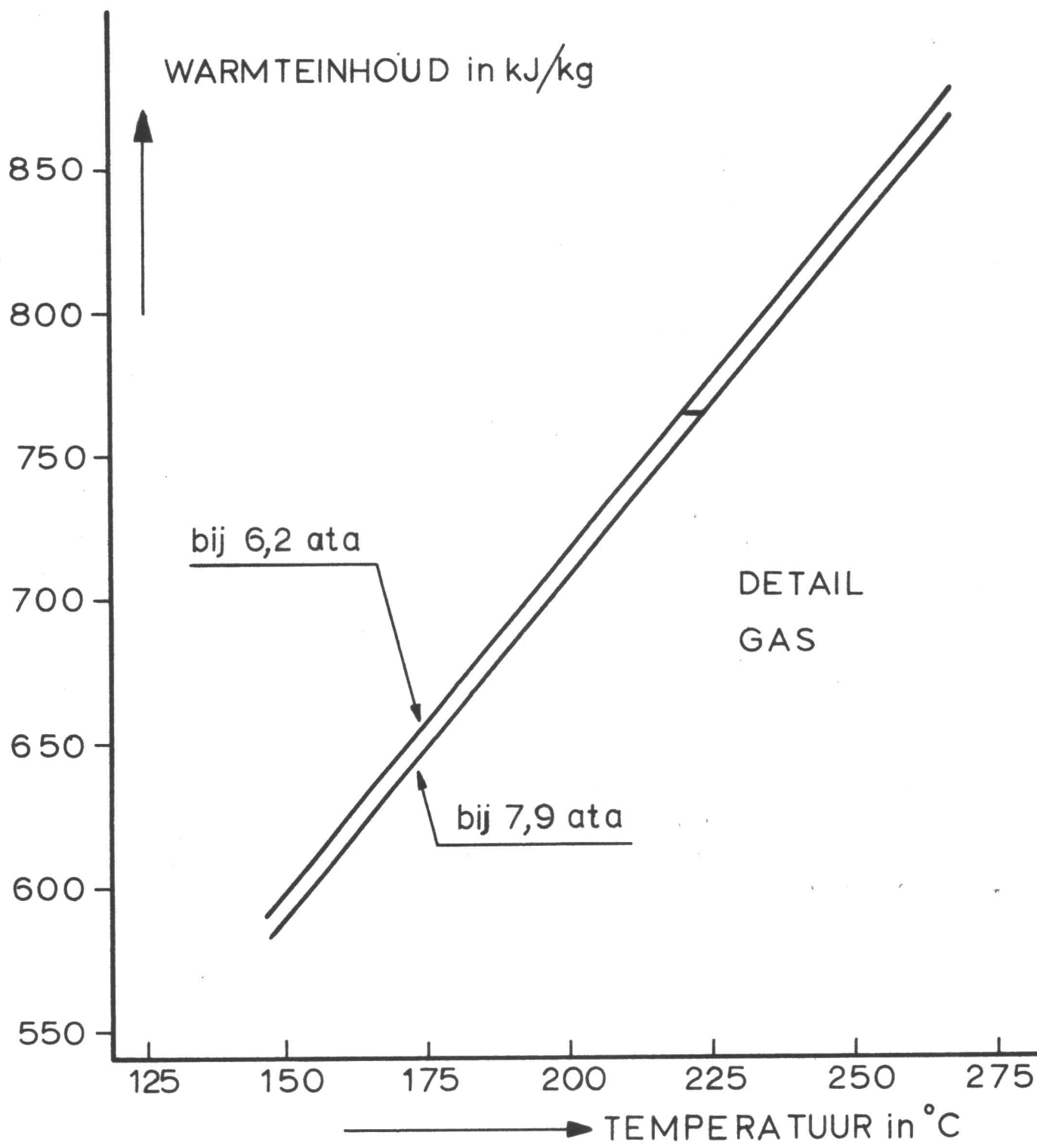
De resultaten zijn weergegeven in figuur 2.



Figuur 2



Figuur 3



Figuur 3a

We vinden voor het gas:

°F	°C	BTU/LB	II	III	IV	V	BTU/LB bij:		kJ/kg bij:		ata	
							1,7	6,2	7,9	1,7	6,2	7,9
200	93	235	-13	-10	-20	-24	212	202	198	495	470	461
300	149	280	-13	-5	-12	-16	262	255	251	610	594	585
400	204	335	-13	0	-10	-14	322	312	308	750	726	718
500	260	390	-13	0	-9	-12	377	368	365	878	858	850
600	316	455	-13	0	-8	-10	442	434	432	1030	1012	1008
700	372	525	-13	0	-6	-10	512	506	502	1194	1180	1172
800	427	595	-13	0	-5	-10	582	577	572	1358	1345	1336
900	483	675	-13	0	-5	-10	662	657	652	1544	1532	1520

III: correctiefactor om de warmteinhoud voor $K=12,0$ en $p=1$ ata te herleiden tot $K=11,8$ en $p=1,7$ ata.

IV: idem voor $p=6,2$ ata.

V: idem voor $p=7,9$ ata.

De resultaten zijn weergegeven in figuur 3 en een detail in figuur 3a.

Berekening warmteinhoud waterstofgas en zwavelwaterstofgas.

In Lewis, Randall blz.66 worden de C_p 's van waterstof en zwavelwaterstof als volgt opgegeven:

$$C_p(H_2) = 6,52 - 0,78 \times 10^{-3}T + 0,36 \times 10^{-5}T^2 \text{ kcal/}^\circ\text{C.kmol}$$

$$C_p(H_2S) = 7,81 + 2,96 \times 10^{-3}T - 0,46 \times 10^{-5}T^2 \text{ kcal/}^\circ\text{C.kmol}$$

De omrekeningsfactoren voor herleiding tot $\text{kJ/kg}^\circ\text{C}$ zijn respectievelijk 2,095 en 0,223, zodat we vinden:

$$c_p(H_2) = 13,64 - 1,63 \times 10^{-3}T + 0,75 \times 10^{-5}T^2 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}$$

$$c_p(H_2S) = 1,74 + 0,66 \times 10^{-3}T - 0,10 \times 10^{-5}T^2 \text{ kJ/kg}^\circ\text{C}.$$

De warmteinhoud H' berekenen we uit $H' = \int_{T_0}^T c_p dT$; als standaardtemperatuur kiezen we 0°C .

We vinden:

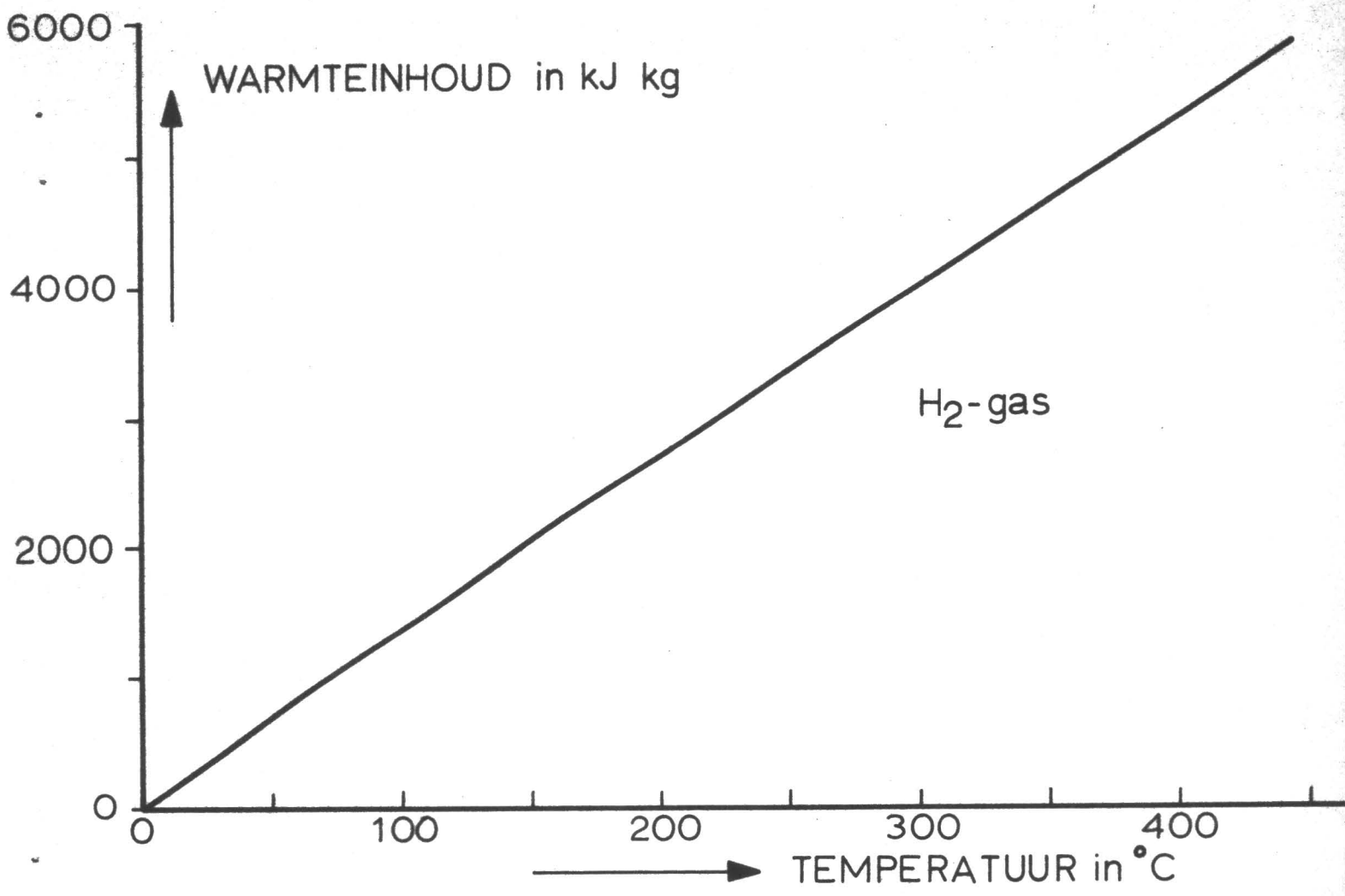
$$H'(T, H_2) = 13,64 T - 0,87 \times 10^{-3}T^2 - 0,75 \times 10^{-5}T^3 - H'(273^\circ\text{K})$$

$$H'(T, H_2S) = 1,74 T + 0,33 \times 10^{-3}T^2 + 0,10 \times 10^{-5}T^3 - H'(273^\circ\text{K})$$

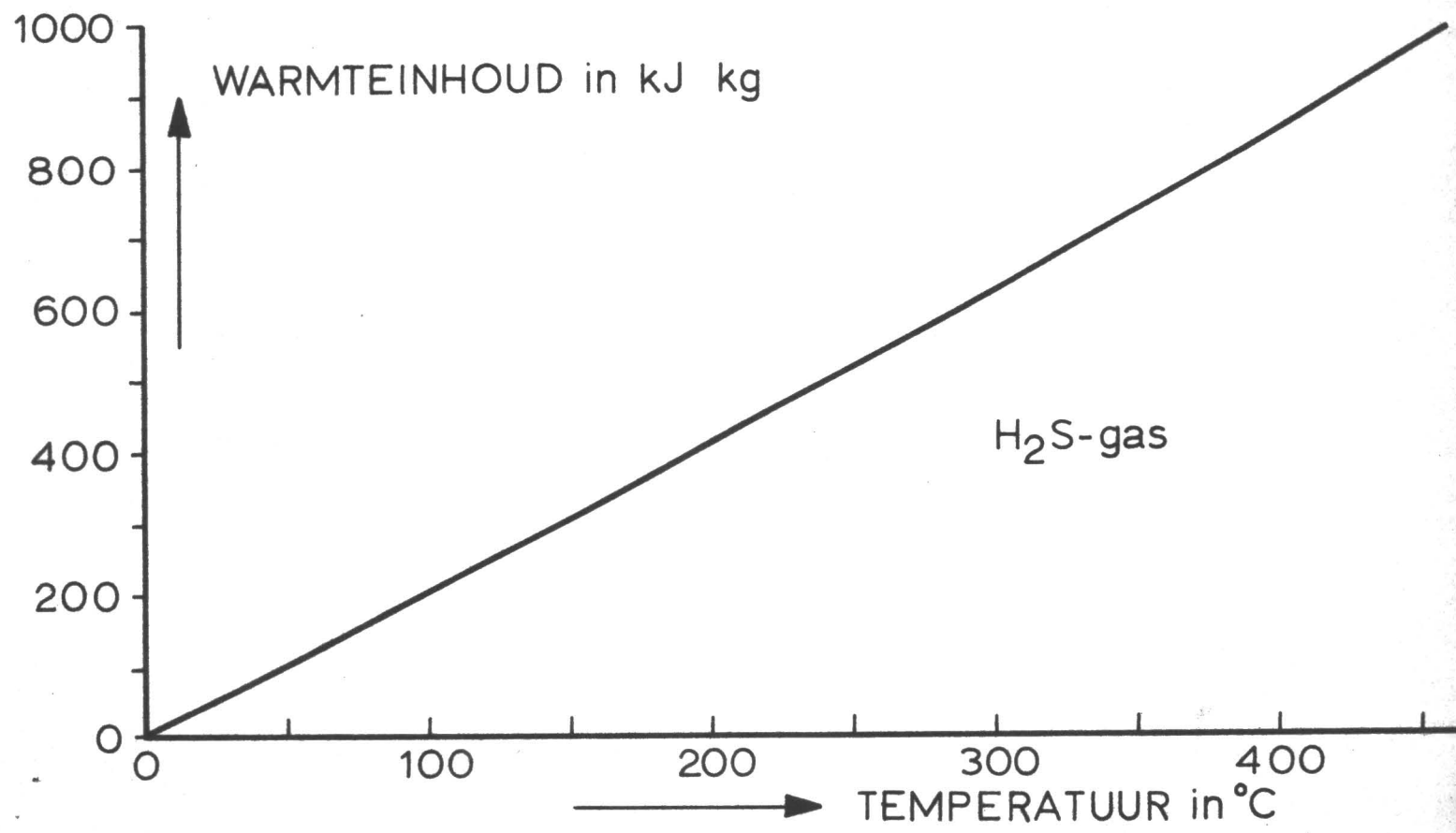
We hebben dit berekend voor verschillende temperaturen:

°K	°C	$H'(T) - H'(273) = H'(H_2)$		$H'(T) - H'(273) = H'(H_2S)$		
300	27	3764	3384	380	518	462
400	127	5129	3384	1745	724	462
500	227	6452	3384	3068	933	462
600	327	7746	3384	4362	1146	462
700	427	9025	3384	5641	1376	462
						56
						262
						471
						684
						914

De resultaten zijn weergegeven in de figuren 4 en 5.



Figuur 4



Figuur 5

De warmtestromen (kW) worden berekend door de massastromen (kg/s) te vermenigvuldigen met de warmteinhouden (kJ/kg).
De temperaturen worden gegeven in °C.

De voeding:

T= 50

H=

$$\text{nafta: } 5,79 \times 105 = 607$$

Na de warmtewisselaar (3):

De warmtestroom door de warmtewisselaar wordt verderop berekend; we vinden:

T=200

H=

$$\text{nafta: } 5,79 \times 475 = 2755$$

Na de olieverbitter (4):

T=427

H=

$$\text{nafta: } 5,79 \times 1335 = 7730$$

De verhitte verloop in drie fasen:

4A: opwarming van 200 tot 250; $\Delta H = 810$

4B: verdamping bij 250; $\Delta H = 1215$

4C: oververhitting tot 427; $\Delta H = 2950$

Na de gasverbitter (5):

T=427

H=

$$\begin{array}{rcl} \text{waterstof:} & 0,2064 \times 5640 & = 1165 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0516 \times 915 & = 47 \\ & & \hline & & 1212 + \end{array}$$

Voor de reactor (6):

T=427

H=

$$\begin{array}{rcl} \text{nafta:} & 5,79 \times 1335 & = 7730 \\ \text{waterstof:} & 0,2064 \times 5640 & = 1165 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0516 \times 915 & = 47 \\ & & \hline & & 8942 + \end{array}$$

Na de reactor (6):

T=427

H=

$$\begin{array}{rcl} \text{nafta:} & 5,79 \times 1335 & = 7730 \\ \text{waterstof:} & 0,2064 \times 5640 & = 1165 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0584 \times 915 & = 53 \\ & & \hline & & 8948 + \end{array}$$

Na de stoomopwekker (7):

T=360

H=

$$\begin{array}{rcl} \text{nafta:} & 5,79 \times 1135 & = 6555 \\ \text{waterstof:} & 0,2064 \times 4800 & = 992 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0584 \times 755 & = 44 \\ & & \hline & & 7591 + \end{array}$$

Na de afscheider (8):

T=340

H=

$$\begin{array}{rclcl} \text{nafta:} & 5,73 & \times & 1080 & = 6190 \\ \text{waterstof:} & 0,2064 & \times & 4530 & = 936 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0584 & \times & 715 & = 42 \\ & & & & \hline & & & & 7168 + \end{array}$$

Na het reduceerventiel:

T=220

H=

$$\begin{array}{rclcl} \text{nafta:} & 5,73 & \times & 764 & = 4380 \\ \text{waterstof:} & 0,2064 & \times & 2975 & = 614 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0584 & \times & 450 & = 26 \\ & & & & \hline & & & & 5020 + \end{array}$$

Voor het reduceerventiel:

Bij het smoren wordt de temperatuur iets verlaagd (zie fig.3a)

T=223

H=

$$\begin{array}{rclcl} \text{nafta:} & 5,73 & \times & 762 & = 4371 \\ \text{waterstof:} & 0,2064 & \times & 3010 & = 622 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0584 & \times & 457 & = 27 \\ & & & & \hline & & & & 5020 + \end{array}$$

De warmteafgifte in de warmtewisselaar is:

$$7168 - 5020 = 2148$$

Deze warmte wordt opgenomen door de voeding.

De uitgaande warmtestroom bedraagt dan:

$$607 + 2148 = 2755; \text{ de warmteinhoud bedraagt dan:}$$

$$2755 / 5,79 = 475. \text{ De bijbehorende temperatuur is } 200.$$

Na de partiële condensor (10):

De vloeistofstroom:

T=220

H=

$$\text{nafta:} \quad 5,73 \quad \times \quad 535 \quad = 3070$$

De gasstroom:

T=220

H=

$$\begin{array}{rclcl} \text{waterstof:} & 0,2064 & \times & 2975 & = 614 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0516 & \times & 450 & = 26 \\ & & & & \hline & & & & 640 + \end{array}$$

Na de gaskoeler (12):

T=38

H=

$$\begin{array}{rclcl} \text{waterstof:} & 0,2064 & \times & 510 & = 103 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0516 & \times & 78 & = 5 \\ & & & & \hline & & & & 108 + \end{array}$$

Na de compressor (13):

Het gas ($\kappa = 1,4$) wordt isentropisch gecomprimeerd van 6,16 tot 7,89 ata; de temperatuur stijgt dan van 38 tot 60.

T=60

H=

$$\begin{array}{rclcl} \text{waterstof:} & 0,2064 & \times & 825 & = 170 \\ \text{zwavelwaterstof:} & 0,0516 & \times & 124 & = 6 \\ & & & & \hline & & & & 176 + \end{array}$$

Na de vloeistofkoeler (11):

T=108

H=

nafta: $5,73 \times 240 = 1375$

Na de ontgasser (15):

Scheiding in gasvormig zwavelwaterstof (H=2) en vloeibare nafta (H=1373).

Na de productkoeler (16):

T=40

H=

nafta: $5,73 \times 80 = 458$

Uit de afscheider komt een stroom zwaar product van 0,06 kg/s.
De bijbehorende warmtestroom is 60.

Na de koeler (9):

T=40

H=

zwaar product: $0,06 \times 200 = 12$ (warmteinhoud geschat)

De in de apparaten toe-, af- of door te voeren warmtestromen zijn:

warmtewisselaar (3)	2148
voorwarmer (4A)	810
verdamer (4B)	1215
oververhitter (4C)	2950
gasverhitter (5)	1036
stoomontwikkelaar (7)	1457
uitscheider (8)	363
zwaar product-koeler (9)	48
partiële condensor (10)	1310
vloeistofkoeler (11)	1695
gaskoeler (12)	532
compressor (13)	68
productkoeler (16)	915

Hoofdstuk VI

Chemische en fysische aspecten.

We nemen een fractie van een ruwe olie uit het midden oosten, met een gemiddeld kookpunt van 150°C , een dichtheid van $761,1 \text{ kg/m}^3$, °A.P.I.: 51,2, karakteriseringsfactor: 11,8.

De zwavelverbindingen bestaan uit: mercaptanen en thiofenen, alle andere organische zwavelverbindingen hebben immers een kookpunt hoger dan 200°C .

De voeding bevat ook lichte naftenen.

We hebben aangenomen dat de zwavelverbindingen de volgende zijn: n-hexaanthiol, molecuulgewicht 116, kookpunt 151°C .

3-(n)propylthiofeen, molecuulgewicht 128, kookpunt 161°C .

De naften is: n-propylcyclohexaan, molecuulgewicht 126, kookpunt 156°C .

Het zwavelgehalte van de voeding is 0,116 gewichts %.

Hiervan is in het n-hexaanthiol aanwezig 0,0075 gewichts %.

In het 3-(n)propylthiofeen 0,1085 gewichts % zwavel.

Aan n-hexaanthiol is dus aanwezig:

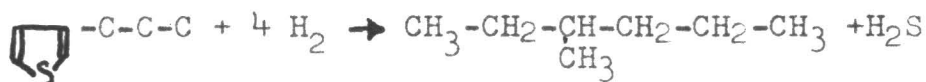
$116/32 \times 0,0075 = 0,0274$ gewichts %.

Aan 3-(n)propylthiofeen is aanwezig:

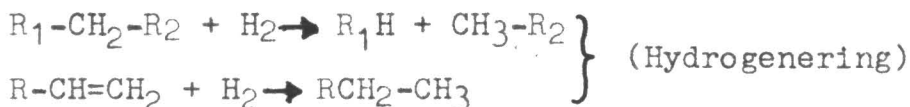
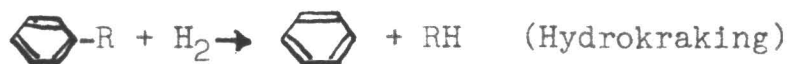
$128/32 \times 0,1085 = 0,4340$ gewichts %.

Reacties

De optredende reacties zijn:



De nevenreacties zijn:



Thermodynamica.

De waarden van ΔH en ΔG van de drie reacties worden bepaald volgens lit.4. Als voorbeeld berekenen we de waarden van A en B voor 3-(n)propylthiofeen.

3-(n)propylthiofeen	A	B
1 -S-	-3,320	+1,440
1 -CH=CH-	+15,815	+2,062
1 =C=CH-	+19,584	+2,354
2 -CH ₂ -	-11,660	+5,088
1 -CH ₃	-12,310	+2,436
	+ 7,109	+13,380
		$\sigma=1$

De volgende waarden zijn op deze manier bepaald.

Stofnaam	A	B	σ
3-(n)propylthiofeen	+ 7,109	+13,380	1
3-methylhexaan	-54,420	+14,940	1
zwavelwaterstof	-21,366	+ 1,167	12
n-hexaanthiol	-52,140		
n-hexaan	-47,940		
n-propylcyclohexaan	-53,825	+23,154	1
n-propylbenzeen	- 6,435	+12,042	2

Reactiewarmte.

We berekenen ΔH uit: $H_r = \sum A_{\text{prod.}} - \sum A_{\text{react.}}$

Voor  -C₃H₇ + 4H₂ → C₇H₁₆ + H₂S : $\Delta H = -74,600$ kcal/mol

Voor C₆H₁₃SH + H₂ → C₆H₁₄ + H₂S : $\Delta H = -17,166$ kcal/mol

Voor  -C₃H₇ →  -C₃H₇ + 3H₂ : $\Delta H = +46,390$ kcal/mol

De bedrijfsvoering van de reactor is autotherm.

1 kg nafta bevat 4,34g thiofeen en 0,274g mercaptaan.

De warmteeffecten bij ontzwaveling zijn:

4,34/128 x (-74,600) = -2,53 kcal

0,274/116 x (-17,166) = -0,04 kcal

totaal -2,57 kcal

Deze warmte wordt opgenomen door de aromatiseringsreactie.

Er moet 2,57/46,390 = 0,055 mol (n)propylcyclohexaan gedehydrogeneerd worden.

De waterstofconsumptie bedraagt:

4x 4,34/128 = 0,1356 mol H₂

1x 0,274/116 = 0,0024 mol H₂

totaal 0,1380 mol H₂

Er ontstaat 3x 0,055 = 0,1650 mol H₂. Er is dus een waterstofoverproductie van 0,027 mol H₂/kg nafta. Deze overmaat wordt gespuid.

Het evenwicht.

ΔG_f berekenen we uit $\Delta G_f = A + B/100 \times T + RT \ln \sigma$

ΔG_r wordt berekend uit:

$$\Delta G_r = \sum \Delta G_{\text{prod.}} - \sum \Delta G_{\text{react.}}$$

Uit $\Delta G_{\text{reactie}}$ berekenen we K uit $\ln K = -\Delta G_r/RT$

We hebben voor de twee hoofdreacties de waarden berekend voor verschillende temperaturen.

°K	ontzwaveling		aromatisering	
	ΔG	logK	ΔG	logK
600	-65,732	23,8	-18,454	6,69
650	-64,266	21,6	-23,941	8,00
700	-62,473	19,4	-29,428	9,16
750	-60,844	17,6	-34,915	10,12
800	-59,215	16,2	-40,402	11,00

Deze waarden zijn in de figuren 6,7,8 en 9 weergegeven.

Beneden ca 600°K neemt de evenwichtsconstante van de aromatiseringsreactie sterk af. De temperatuur moet boven 600°K zijn. De evenwichtsconstante van de ontzwavelingsreactie neemt af naar hogere temperatuur. De afname is echter eerst belangrijk bij temperaturen die om andere redenen onaanvaardbaar zijn. De evenwichten worden overigens niet bereikt.

Voor het ontzwavelingsevenwicht geldt:

$$K \sim p(\text{aromaat}) x p(\text{H}_2)^4 / p(\text{cyclohexaan}) \sim 10^{10}$$

Bij de reactieomstandigheden zou gelden:

$p(\text{aromaat}) / p(\text{cyclohexaan}) \sim 10^7$, met andere woorden: de dehydrogenering zou dan volledig zijn. Dit is niet het geval.

Bij de ontzwavelingsreactie leiden we uit

$$K \sim p(\text{paraffine}) x p(\text{H}_2\text{S}) / p(\text{thiofeen}) x p(\text{H}_2)^4 \sim 10^{20}$$

voor de reactieomstandigheden af dat

$$p(\text{paraffine}) / p(\text{thiofeen}) \sim 10^{24}. \text{ Ook dit evenwicht wordt niet bereikt.}$$

De concurrerende effecten van beide reacties bij temperatuurvariatie zorgen ervoor dat de ontzwaveling maximaal is bij een bepaalde temperatuur.

Uit lit.2 is figuur 10 ontleend die dit verschijnsel aangeeft.

Kinetica

Uit lit.2 blijkt dat bij verder gelijkblijvende omstandigheden (p, T, S.V., gasrecirculatie) de procentuele ontzwaveling onafhankelijk is van het oorspronkelijk zwavelgehalte.

De ontzwaveling kan dus beschreven worden als een reactie van de eerste orde.

Reactieomstandigheden	oorspronkelijk zwavelgehalte in gewichts %	ontzwaveling %
780°F, 100 psig, S.V.=5	0,081	99,1
	0,116	98,5
	0,180	97,7
780°F, 100 psig, S.V.=2	0,72	50
	1,0	52

Reactiesnelheidsconstante

Bij gebrek aan andere en betere rekenmethoden hebben we de reactiesnelheidsconstante berekend voor in de literatuur gegeven ontzwavelingen volgens het autofining-proces.

De rekenmethode is ontleend aan lit.5:

$$\ln c_{uit} / c_{in} = -k a P L / G_M$$

waarin:

- c_{in}, c_{uit} = de begin en eindconcentratie in gew.% zwavel,
- k = de reactiesnelheidsconstante in kmol/N.s,
- a = het specifiek oppervlak in m²/m³,
- P = druk in N/m²,
- L = lengte van de reactor in m,
- G_M = molenstroom per oppervlak in kmol/m²s.

We berekenen k uit:

$$k = G_M \ln(c_{in}/c_{uit}) / a P I$$

waarin:

G_M = molenstroom in kmol/s,

I = inhoud van de reactor.

Het specifiek oppervlak a is ontleend aan lit. 5 en Sherwood, Pigford, blz. 87, waarin voor een cobaltoxide/molybdeenoxide-katalysator in de vorm van cylindertjes met een diameter en lengte van 1/8 in. een specifiek oppervlak van $1017 \text{ m}^2/\text{m}^3$ wordt opgegeven.

We geven een voorbeeld van de rekenwijze.

Een lichte nafta (kooktraject 27°F - 149°F , dichtheid 696 kg/m^3) wordt in een reactor van 1 l inhoud bij 780°F , 100 psig, S.V. = 5 ontzwaveld. De gasrecirculatie bedraagt 2000 scf/brl. De begin- en eindconcentratie in gewichts % zwavel zijn: 0,081 en 0,0007.

De nafta heeft een gemiddeld kookpunt van 88°F en een dichtheid van 696 kg/m^3 . De stof heeft dan een gemiddeld molecuulgewicht $M_{\text{gem.}} = 62$.

Uit de S.V. en de inhoud van de reactor volgt de naftastroom als we aannemen dat de porositeit van het katalysatorbed 0,4 is:

$$5,0 \times 0,4 \times 10^{-3} \times 696 / 3600 = 3,87 \times 10^{-4} \text{ kg/s.}$$

De waterstofstroom bedraagt:

$$2000 \times 28,32 \times 10^{-3} \times 0,08986 / (0,159 \times 696) \times 3,87 \times 10^{-4} = 1,78 \times 10^{-5} \text{ kg/s.}$$

($28,32 \times 10^{-3}$: omrekeningsfactor voor herleiding van $(\text{ft})^3$ in m^3 .)
(0,08986 : gewicht in kg van 1 m^3 waterstofgas)

De molenstromen zijn:

$$\text{nafta: } 3,87 \times 10^{-4} / 62 = 6,25 \times 10^{-6} \text{ kmol/s}$$

$$\text{H}_2 : 1,78 \times 10^{-5} / 2 = 8,90 \times 10^{-6} \text{ kmol/s}$$

$$\text{totaal: } G_M = 15,15 \times 10^{-6} \text{ kmol/s.}$$

$$\ln c_{in}/c_{uit} = 2,3 \log 0,081/0,0007 = 2,3 \times 2,064$$

$$P = 100 \text{ psig} = 7,89 \times 10^5 \text{ N/m}^2.$$

$$k = (15,15 \times 10^{-6} \times 2,3 \times 2,064) / (1017 \times 7,89 \times 10^5 \times 10^{-3})$$

$$= 8,96 \times 10^{-11} \text{ kmol/Ns.}$$

De berekende k's zijn de volgende:

$^\circ\text{C}$	p in ata	S.V. in v/v.uur	c_{in}	c_{uit}	k in kmol/Ns
1) 416	7,9	5,0	0,081	0,0007	$8,96 \times 10^{-11}$
2) 416	7,9	5,0	0,116	0,0019	$7,37 \times 10^{-11}$
3) 416	7,9	5,0	0,180	0,004	$6,52 \times 10^{-11}$
4) 426	7,9	0,5	1,43	0,09	$1,25 \times 10^{-11}$
5) 416	7,9	2,0	0,72	0,36	$4,56 \times 10^{-11}$
6) 416	7,9	2,0	1,0	0,48	$4,75 \times 10^{-11}$

Alle bepalingen geschieden bij een gasrecirculatie van 2000 scf/brl.

De resultaten zijn weergegeven in figuur 11.

Met deze summiere gegevens leek het het verstandigst de snelheidsconstante van bepaling 2 aan te houden. Deze bepaling is gedaan met een voeding met overeenstemmend zwavelgehalte, terwijl ook de andere procesomstandigheden identiek waren. We nemen aan: $k=7,5 \times 10^{-11} \text{ kmol/Ns}$.

Nu kan de ontzwaveling van het proces berekend worden. De naftavoeding bedraagt $500 \text{ ton/dag} = 27,37 \text{ m}^3/\text{uur}$. Aangezien $S.V.=5,0 \text{ vol./vol.uur}$ en $\alpha=0,4$ vinden we voor de inhoud van de reactor: $I=27,37/(5,0 \times 0,4)=13,685 \text{ m}^3$.
 Nafta: $5,79 \text{ kg/s}$, gem.molgewicht: 128 , dus: $4,52 \times 10^{-2} \text{ kmol/s}$
 H_2 : $0,5 \times 0,08986 \times 5,79 = 0,259 \text{ kg/s}$, dus: $12,59 \times 10^{-2} \text{ kmol/s}$
 totaal: $G_M = 17,47 \times 10^{-2} \text{ kmol/s}$

$$2,3 \log c_{in}/c_{uit} = k_a P I / G_M$$

$$\log c_{in}/c_{uit} = \frac{7,5 \times 10^{-11} \times 1017 \times 7,89 \times 10^5 \times 13,685}{2,3 \times 17,47 \times 10^{-2}}$$

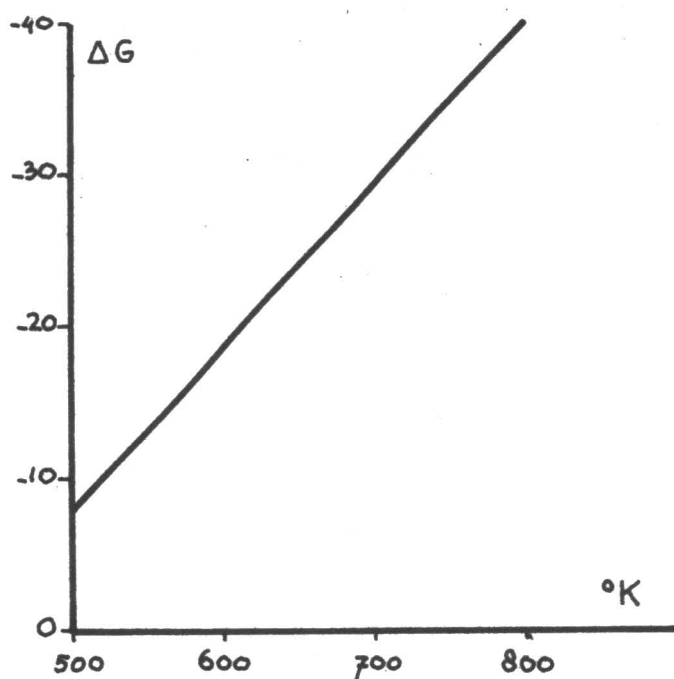
$$= 2,04, \text{ dus: } c_{in}/c_{uit} = 110$$

$$c_{in} = 0,116$$

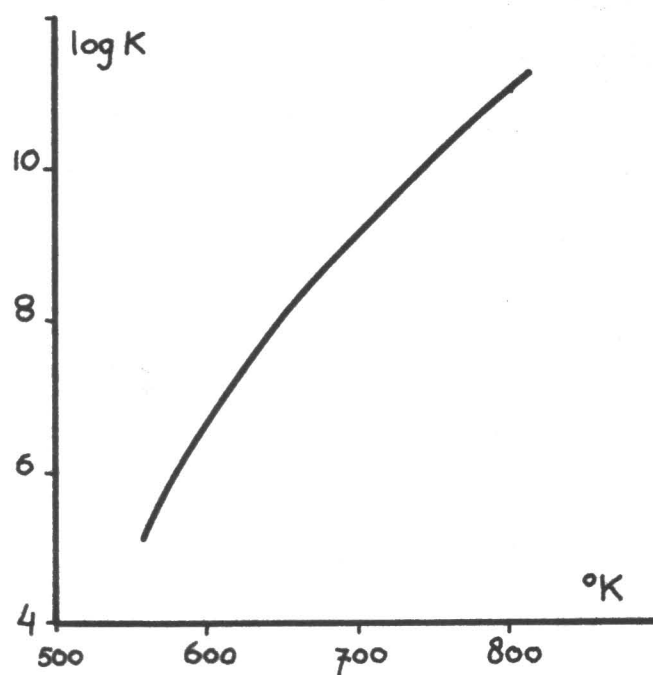
$$\text{dus: } c_{uit} = 0,001$$

Katalysator

De katalysator is cobaltoxide/molybdeenoxide (1:5) op een aluminiumoxide-drager. Dit is dezelfde katalysator die bij veel andere ontzwavelingsprocessen gebruikt wordt. Extra katalyse voor de dehydrogenering is bij voedingen met een laag zwavelgehalte niet nodig omdat slechts kleine hoeveelheden waterstof behoeven te worden gevormd. Dit wordt reeds bereikt door de keuze van druk en temperatuur. Bij voedingen met een hoog zwavelgehalte wordt de katalysator geactiveerd met fluor, zodat de katalysator een zuur karakter krijgt. De katalysator lijkt dan wat de werking betreft op een reformkatalysator.

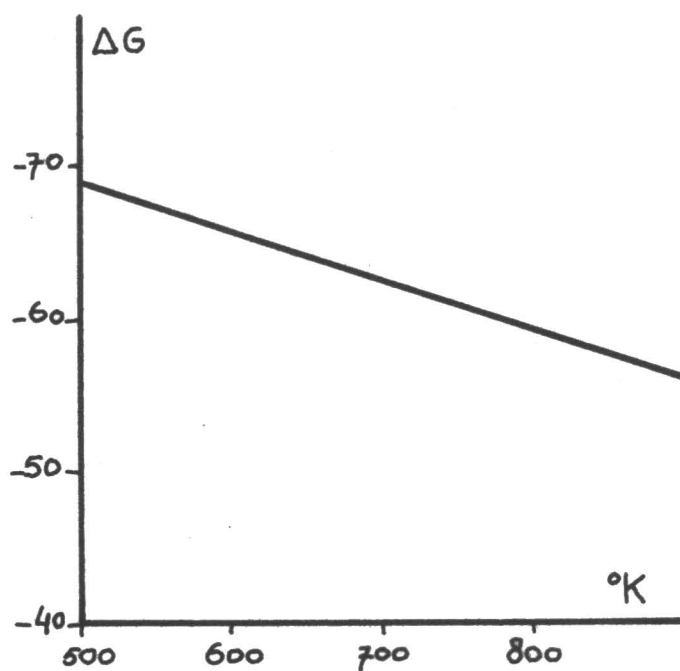


Figuur 6

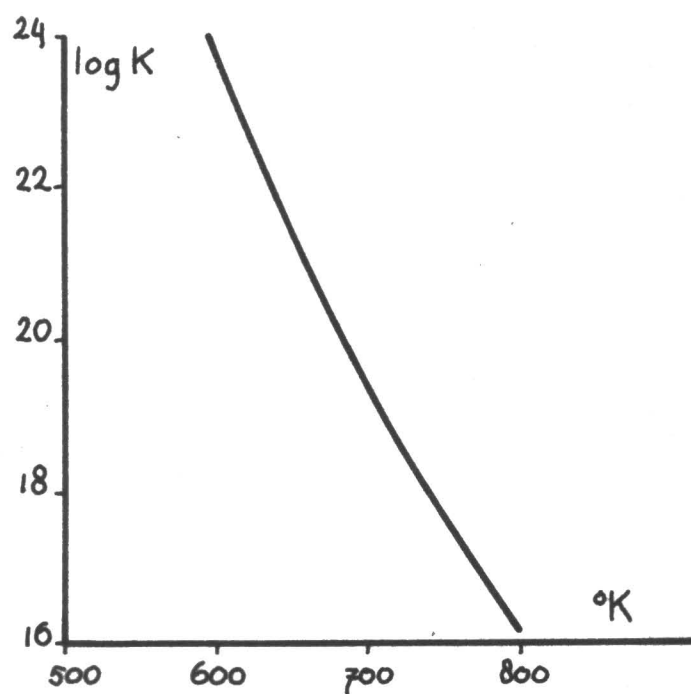


Figuur 7

AROMATISERING

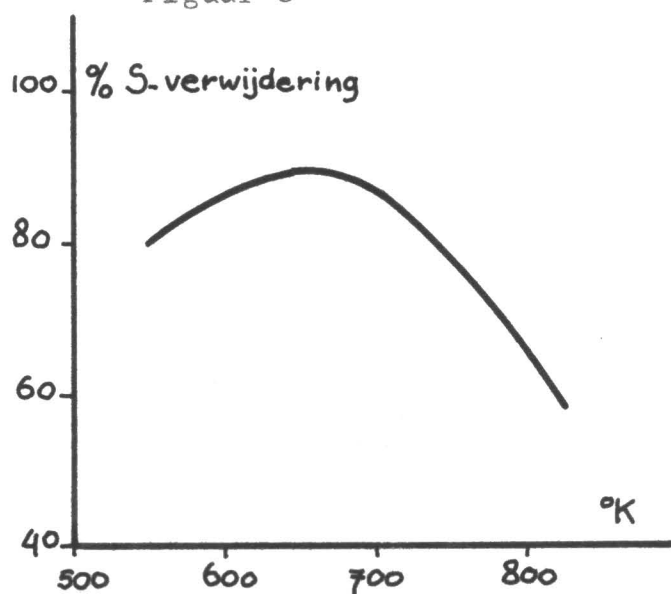


Figuur 8

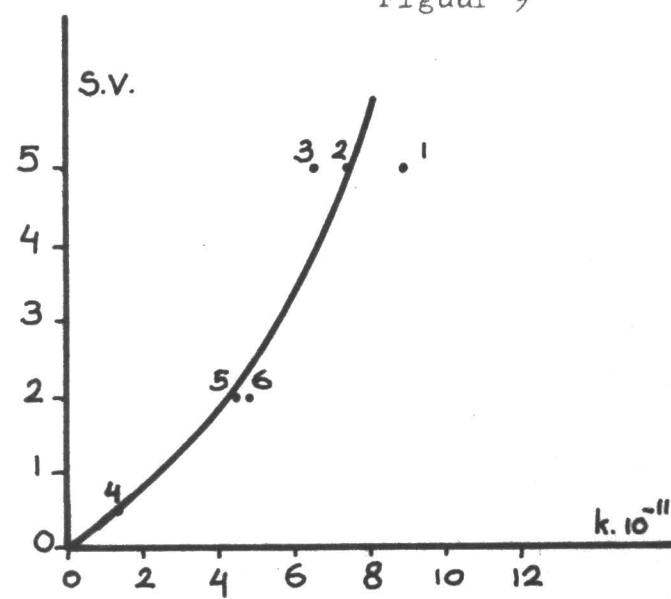


Figuur 9

ONTZWAVING



Figuur 10



Figuur 11

Hoofdstuk VII

Berekening apparatuur.

1:Koolfilters.

Er zijn twee parallel geschakelde koolfilters:terwijl de ene in werking is wordt de andere schoongemaakt.

We veronderstellen dat de voeding 0,1 % verontreinigende deeltjes bevat.Het filter mag na 14 dagen verontreinigd zijn.

De volumestroom bedraagt $(5,79/761,1) \times 3600 \times 24 = 66 \text{ m}^3/\text{dag}$.

We veronderstellen dat het filter na 14 dagen verstopt mag zijn. Er moet dan $66 \times 14 \times 1/1000 = 0,92 \text{ m}^3$ vuil uitgefiltreerd zijn.

Indien we aannemen dat dit vuil het leeg volume van het cokesbed ($\epsilon=0,5$) voor de helft vult dan vinden we voor het benodigde volume: $2 \times (1/0,5) \times 0,92 = 3,68 \text{ m}^3$.

Dit is het volume van een cilinder met $L=2,60 \text{ m}$ en $D=1,30 \text{ m}$.

2:Centrifugaalpomp.

De massastroom bedraagt $5,79 \text{ kg/s}$; de dichtheid is $761,1 \text{ kg/m}^3$.

De druk wordt verhoogd van $1,0 \text{ ata}$ tot $7,9 \text{ ata}$: de drukverandering is $6,8 \text{ ata} = 6,8 \times 10^5 \text{ N/m}^2$

Het benodigde vermogen $P_{\text{eff}} = \dot{V}_m \times \Delta p / \rho$

$$= 5,79 \times 6,8 \times 10^5 / 761,1 = 5160 \text{ W} \\ = 5,16 \text{ kW.}$$

3:Warmtewisselaar.

De naftastroom wordt opgewarmd van 50 tot 200°C door de gasstroom die afkoelt van 340 tot 223°C .

$$\dot{Q}_w = 2148 \text{ kW}$$

$$U = 30 \text{ W/m}^2\text{C}$$

$$\Delta T = 157^\circ\text{C} \quad (\Delta T_1 = 340 - 200 = 140, \Delta T_2 = 223 - 50 = 173)$$

$$A = \dot{Q}_w / U \times \Delta T = 455 \text{ m}^2$$

We kiezen pijpen met $D_i = 20 \text{ mm}$.

De benodigde pijplengte is: $455/0,0628 = 7250 \text{ m}$.

Met een pijplengte van 6 m zijn nodig: 1210 pijpen.

De naftastroom door de pijpen moet zo groot zijn dat

$$Re > 10000.$$

Met water is een stroom van 510 l/uur nodig. Met nafta stellen

$$w: c_p(\text{water})/c_p(\text{nafta}) \times 510 = 4,19/2 \times 510 = 1070 \text{ l/uur.}$$

Het aantal pijpen per pass bedraagt:

$$(\text{totale volumestroom})/1070 = 27370/1070 = 26.$$

Het aantal passes is dan $1210/26 = 46$. Dit is te groot.

We voeren dezelfde berekening uit met pijpen met $D_i = 16 \text{ mm}$.

De totale pijplengte is: $455/0,0503 = 9050 \text{ m}$.

De pijplengte is 6 m . Het totaal aantal pijpen:

$$9050/6 = 1510 \text{ pijpen.}$$

De benodigde stroom: $4,19/2 \times 330 = 690 \text{ l/uur}$.

Het aantal pijpen per pass: $27370/690 = 40$.

Het aantal passes: $1540/40 = 36$.

We berekenen nu de diameter.

De wanddikte van de pijpen bedraagt 3,5 mm. De buitendiameter is: $D_u = 16 + 2 \times 3,5 = 23$ mm.

De steek: $t = 1,4 \times 23 = 32$ mm.

De afstand van hart tot hart van de buitenste pijpen:

$$D_1 = 40,7 \times 32 = 1300 \text{ mm}$$

$$2 \times 1/2 \text{ pijp} = 23$$

$$3/2 \times \text{steek} = 48$$

$$\begin{array}{rcl} \text{Extra ruimte voor passes: } 36 \times 10 & = & 360 \\ & & \hline & & 1730 \text{ mm.} \end{array}$$

De diameter $D = 1,75$ m.

In de warmtewisselaar worden 11 keerschotten geplaatst. Volgens Perry, 465 bedraagt de correctiefactor dan ca 1.

4A: Voorwarmer.

De naftavloeistof wordt opgewarmd van 200 tot 250°C door rookgassen die afkoelen van 450 tot 350°C.

$$\dot{Q}_w = 810 \text{ kW}$$

$$U^w = 40 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 160^\circ\text{C} \quad (\Delta T_1 = 350 - 250 = 100, \Delta T_2 = 450 - 200 = 250)$$

De berekening is analoog aan die gegeven bij 3.

Met pijpen met $D_i = 38$ mm en $D_u = 45$ mm van 6 m lengte vinden

we: totaal aantal pijpen: 176

aantal passes: 18

diameter : 1,20 m

4B: Verdamer.

De naftavloeistof wordt verdampt bij 250°C door rookgassen die afkoelen van 600 tot 450°C.

$$\dot{Q}_w = 1215 \text{ kW}$$

$$U^w = 20 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 270^\circ\text{C} \quad (\Delta T_1 = 450 - 250 = 200, \Delta T_2 = 600 - 250 = 350)$$

De berekening is analoog aan die gegeven bij 3.

Met pijpen met $D_i = 38$ mm en $D_u = 45$ mm van 6 m lengte vinden

we: totaal aantal pijpen: 314

diameter : 1,30 m.

We kiezen een schuine pijpverdamer (helling 30°) met vloeistofomloop en cycloon om vloeistofdruppeltjes uit de damp te verwijderen.

De vloeistof - invoerpijp:

De vloeistofstroom bedraagt 7,6 l/s. De toegestane vloeistof-snelheid bedraagt 3 m/s. We berekenen hieruit een diameter

$$D = 5 \text{ cm.}$$

Damp-afvoerleiding.

De gasstroom bedraagt 245 l/s. De gassnelheid moet zijn ca 11 m/s. We berekenen hieruit een diameter $D = 17$ cm.

4C: Oververhitter.

De naftadamp wordt verhit van 250 tot 427°C door rookgassen die afkoelen van 800 tot 600°C.

$$\dot{Q}_w = 2950 \text{ kW}$$

$$U^w = 20 \text{ W/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$\Delta T = 330^\circ\text{C} \quad (\Delta T_1 = 800 - 250 = 550, \Delta T_2 = 600 - 427 = 173)$$

$$A = 2950000 / (20 \times 330) = 447 \text{ m}^2.$$

Met pijpen met $D_i = 32$ mm en $D_u = 39$ mm is nodig een totale pijplengte: $447/0,1005 = 4450$ m.

We wensen in de pijpen een gassnelheid van ca 10 m/s.

De volumestroom bedraagt 280 l/s. We berekenen hieruit dat er 35 pijpen nodig zijn.

De lengte van een pijp is: $4450/35 = 127$ m.

We buigen de pijpen in windingen met een hartafstand van 100 mm.

De lengte van een halve winding is 3 m. Er zijn dan 42 halve windingen nodig, dat is ca 4,5 m. De 35 pijpen op een rij nemen een plaats in van ca 1,8 m. De afmetingen van het pijpenblok zijn dus: 3,0 x 4,5 x 1,8 m.

5: Gasverhitter.

Het gas wordt verhit van 60 tot 427°C door rookgassen die afkoelen van 1200 tot 800°C .

$$\dot{Q}_w = 1036 \text{ kW}$$

$$U^w = 20 \text{ W/m}^2\text{C}$$

$$\Delta T = 680^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 1200 - 60 = 1140, \Delta T_2 = 800 - 427 = 373)$$

De berekening is volledig analoog aan die onder 4 C.

De afmetingen van het pijpenblok zijn: 2,0 x 1,9 x 1,0 m.

6: Reactor.

De vloeistofstroom bedraagt: $27,37 \text{ m}^3/\text{uur}$.

De space velocity is: 5,0 vol./vol.uur.

De porositeit van het bed is: 0,4.

De inhoud van de reactor is dus:

$$27,37 / (5,0 \times 0,4) = 13,685 \text{ m}^3$$

We kiezen een verhouding L: D = 5 : 1

We berekenen hieruit: L = 7,6 m.

$$D = 1,5 \text{ m.}$$

7: Stoomontwikkelaar.

In een ingemetselde vlampijpketel wordt stoom van 150°C uit water van 80°C ontwikkeld met behulp van het gas, dat eerst langs de onderzijde van de ketel, vervolgens door de pijpen en tenslotte langs de bovenkant van de ketel gaat. Het gas daalt in temperatuur van 427 tot 360°C .

$$\dot{Q} = 1457 \text{ kW}$$

$$U^w = 25 \text{ W/m}^2\text{C}$$

$$\Delta T = 305^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 427 - 80 = 347, \Delta T_2 = 360 - 150 = 210)$$

$$A = 191 \text{ m}^2$$

We kiezen pijpen met $D_i = 10$ cm, $D_u = 11$ cm.

De totale pijplengte: $191/0,314 = 610$ m.

Met pijpen van 6 m. lengte is het aantal pijpen: 102.

De daarbij behorende diameter van de ketel is 1,8 m.

Indien we aannemen dat $3/4$ van het buitenoppervlak ook warmte-wisselend oppervlak is, dan moeten we feitelijk het oppervlak van de buizen berekenen met $A^1 = 191 - 25 = 166 \text{ m}^2$

De waarde van U is echter onzeker. Indien we stellen dat $U = 22 \text{ W/m}^2\text{C}$ dan klopt de berekening.

8:Uitscheider.

Het gasmengsel wordt afgekoeld van 360 tot 340°C. Daarbij condenseert zwaar product. Als koelmiddel wordt stoom gebruikt; deze wordt opgewarmd van 150 tot 170°C.

$$\dot{Q} = 363 \text{ kW}$$

$$U^W = 20 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T = 190^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 340 - 150 = 190, \Delta T_2 = 360 - 170 = 190)$$

$$A = 96 \text{ m}^2.$$

Met pijpen met $D_i = 25 \text{ mm}$ en $D_u = 32 \text{ mm}$ is de totale pijplengte: $96 / 0,0785 = 1220 \text{ m}$.

Met pijpen van 3 m lengte is het aantal pijpen: 406.

De gasstroom door de pijpen bedraagt 1,15 m³/s.

De gassnelheid is dan 5,7 m/s.

De diameter van de uitscheider is 1,05 m.

9:Zwaar product-koeler.

Het zware product wordt afgekoeld van 340 tot 40°C, door koelwater dat in temperatuur stijgt van 20 tot 50°C.

$$\dot{Q} = 48 \text{ kW}$$

$$U^W = 300 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T = 110^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 340 - 50 = 290, \Delta T_2 = 40 - 20 = 20)$$

$$A = 1,8 \text{ m}^2$$

We gebruiken een buiskoeler.

Met pijpen van $D_i = 12 \text{ mm}$ en $D_u = 19 \text{ mm}$ hebben we een totale pijplengte van 48 m.

Indien we een pijplengte van 3 m gebruiken hebben we 16 halve windingen.

Het koelwater moet een zodanige stroomsnelheid hebben dat $Re > 10000$.

$$\begin{aligned} \text{De hoeveelheid koelwater is: } \dot{Q}_w / c_p T &= 48000 / (4190 \times 30) \\ &= 4,8 \text{ l/s} \\ &= 1730 \text{ l/uur.} \end{aligned}$$

We berekenen hieruit voor de buitenpijp:

$$D_i = 44 \text{ mm}, D_u = 50 \text{ mm}.$$

10:Partiële condensor.(Horizontaal)

Uit de gasstroom wordt de nafta gecondenseerd; het koelwater dat door de pijpen stroomt, stijgt in temperatuur van 20 tot 50°C.

$$\dot{Q} = 1310 \text{ kW}$$

$$U^W = 100 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T = 192^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 220 - 20 = 200, \Delta T_2 = 220 - 50 = 170)$$

De berekening is gelijk aan die onder 3.

We vinden met pijpen met $D_i = 25 \text{ mm}$ en $D_u = 32 \text{ mm}$ een totale pijplengte van 862 m.

Bij een pijplengte van 3 m is het aantal pijpen 288.

Het aantal passes wordt berekend als bij 9. Het aantal passes bedraagt 6.

De diameter van de condensor is dan 0,95 m.

11:Vloeistofkoeler.

De nafta wordt afgekoeld van 220 tot 108°C door koelwater dat in temperatuur stijgt van 20 tot 50°C.

$$\dot{Q} = 1695 \text{ kW}$$

$$U^W = 300 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T = 127^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 220 - 50 = 170, \Delta T_2 = 108 - 20 = 88)$$

De berekening is analoog aan die bij 3 en 9.

we nemen pijpen met $D_i = 25 \text{ mm}$ en $D_u = 32 \text{ mm}$ van 2 m lengte.

Het aantal pijpen bedraagt 282

Het aantal passes bedraagt 6

De diameter bedraagt 1,0 m.

12:Gaskoeler.

Het gasmengsel wordt afgekoeld van 220 tot 38°C;daarbij condenseert wat nafta:we hebben dit bij de berekeningen verwaarloosd. Het koelwater stijgt in temperatuur van 20 tot 50°C.

$$\dot{Q} = 532 \text{ kW}$$

$$U^W = 20 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T = 88^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 220 - 50 = 170, \Delta T_2 = 38 - 20 = 18)$$

De berekening is analoog aan die bij 3 en 9.

We nemen pijpen met $D_i = 25 \text{ mm}$ en $D_u = 32 \text{ mm}$ van 6 m lengte.

Het aantal pijpen : 648

Het aantal passes : 36

De diameter : 1,80 m.

In de koeler worden 5 keerschotten geplaatst.

De correctiefactor is volgens Perry, 465 ca 1.

13:Centrifugaalcompressor.

Het toe te voeren vermogen is bij isentrope compressie:

$$P_{\text{eff}} = \dot{Q}_m c_p \Delta T$$

$$= 176 - 108 = 68 \text{ kW (zie warmtebalans)}$$

14:Verzamelvat.

We nemen een vat met dezelfde inhoud als de ontgasser (zie 15): 27 m³.

Bij een verhouding $L : D = 3 : 1$ vinden we

$$L = 6,75 \text{ m en } D = 2,25 \text{ m.}$$

15:Ontgasser.

Dit is een horizontaal langwerpig cilindrisch vat.

We veronderstellen dat de verblijftijd 30 min.is.

De volumestroom bedraagt 7,5 l/s.

Indien we aannemen dat de ontgasser voor de helft gevuld is vinden we voor de inhoud: $I = 2 \times 7,5 \times 1800 = 27 \text{ m}^3$.

Bij een verhouding $L : D = 4 : 1$ vinden we

$$L = 8,20 \text{ m en } D = 2,05 \text{ m.}$$

16:Productkoeler.

De productstroom wordt afgekoeld van 108 tot 40°C door koelwater dat in temperatuur stijgt van 20 tot 50°C.

$$\dot{Q}_w = 915 \text{ kW}$$

$$U = 300 \text{ W/m}^2\text{°C}$$

$$\Delta T = 36^\circ\text{C} (\Delta T_1 = 108 - 50 = 58, \Delta T_2 = 40 - 20 = 20)$$

De berekening is analoog aan die bij 3 en 9.

We nemen pijpen met $D_i = 25 \text{ mm}$ en $D_u = 32 \text{ mm}$ van 3 m lengte.

Het aantal pijpen bedraagt : 360

Het aantal passes bedraagt : 12

De diameter is : 1,10 m.

Hoofdstuk VIII: Overzicht specificatie apparatuur.

Apparaat	lengte(m)	diameter(m)	$\dot{Q}_w$ (kW)	koel-of verwar- mingsmiddel
1A,B koelfilters	2,60	1,30	---	---
2 centrifugaal- pomp	---	---	---	---
3 warmtewisselaar	6,00	1,75	2148	---
4A voorwarmer	6,00	1,20	810	rookgassen 450 tot 350°C
4B verdamper	6,00	1,80	1215	rookgassen 600 tot 450°C
4C oververhitter	3,0x4,5x1,8	---	2950	rookgassen 800 tot 600°C
5 gasverhitter	2,0x1,9x1,0	---	1036	rookgassen 1200 tot 800°C
6 reactor	7,60	1,50	---	---
7 stoomontwikke- laar	6,00	1,80	1457	water van 80°C stoom van 150°C
8 uitscheider	3,00	1,05	363	stoom van 150°C
9 zwaar product- koeler	3,00	---	48	koelwater 20°C
10 partiële condensor	3,00	0,95	1310	koelwater 20°C
11 vloeistof- koeler	2,00	1,00	1695	koelwater 20°C
12 gaskoeler	6,00	1,80	532	koelwater 20°C
13 centrifugaal- compressor	---	---	68	---
14 verzamelvat	6,75	2,25	---	---
15 ontgasser	8,20	2,05	---	---
16 productkoeler	3,00	1,10	915	koelwater 20°C

aantal pijpen	pijpenmaat(mm)	aantal passes	opmerkingen
---	---	---	vulling:cokes
---	---	---	$P_{eff}=5,2kW$
1510	16-23	36	11 keerschotten
176	38-45	18	
314	38-45	1	zie tekening
35	32-39	---	
20	32-39	---	
---	---	---	bekleed met zuur- en vuurvaste steen ingemetselde vlampijpketel verticaal
102	100-110	(3)	
406	25-32	1	
1	25-32;44-50	1	buiskoeler
288	25-32	6	horizontaal
282	25-32	6	
648	25-32	36	5 keerschotten
---	---	---	$P_{eff}=68 kW$
---	---	---	horizontaal
---	---	---	horizontaal
360	25-32	12	

Hoofdstuk IX

Literatuur overzicht.

- 1) Anoniem: Petroleum Processing 7 (1952) 467 - 9.
- 2) J.W.Hyde
F.W.B.Porter: Proc.of the Fourth World Petroleum Congress,
section III/C, blz. 193.
- 3) F.W.B.Porter: J.Inst.of Petr. 40 (1954) 18 - 31.
- 4) D.W.van Krevelen
H.A.G.Chérmin: Chem.Eng.Sci.1 (1951) 66.
- 5) T.K.Sherwood: A course in process design (1963) blz. 49 e.v.
- 6) W.L.Nelson: Petroleum Refinery Engineering, 4-de ed.(1958)
- 7) G.Weber: Oil Gas J., 17 mrt.(1952) 169.

Rekengegevens.

- 1) W.L.Nelson: Petroleum Refinery Engineering, 4-de ed.(1958)170.
- 2) G.N.Lewis
M.Randall: Thermodynamica, blz.66.
- 3) D.W.van Krevelen
H.A.G.Chérmin: Chem.Eng.Sci.1 (1951) 66.
- 4) T.K.Sherwood
R.L.Pigford: Absorption and Extraction (1952) blz.87.
- 5) J.H.Perry: Chemical Engineers Handbook 3-de ed.blz.465.
- 6) J.B.Maxwell: Data book on Hydrocarbons (1950)