

2162

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het processchema
van

J. I. ROES M. SCIARONE

onderwerp:

OXIDATIE VAN PROPEEN
TOT ACROLEÏNE

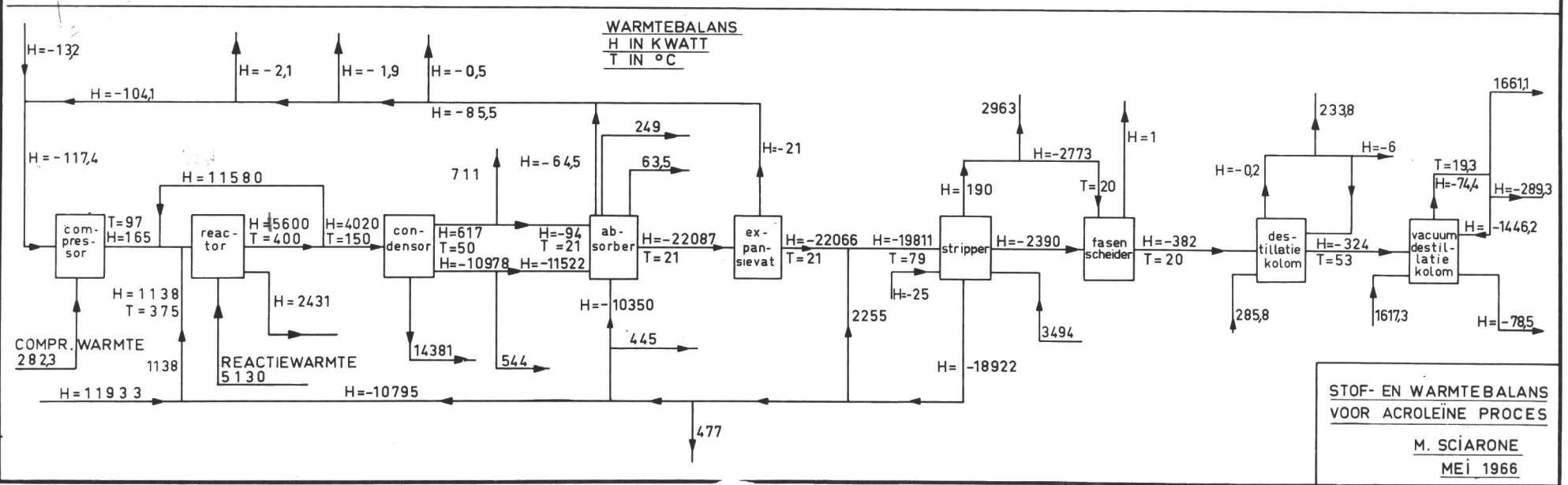
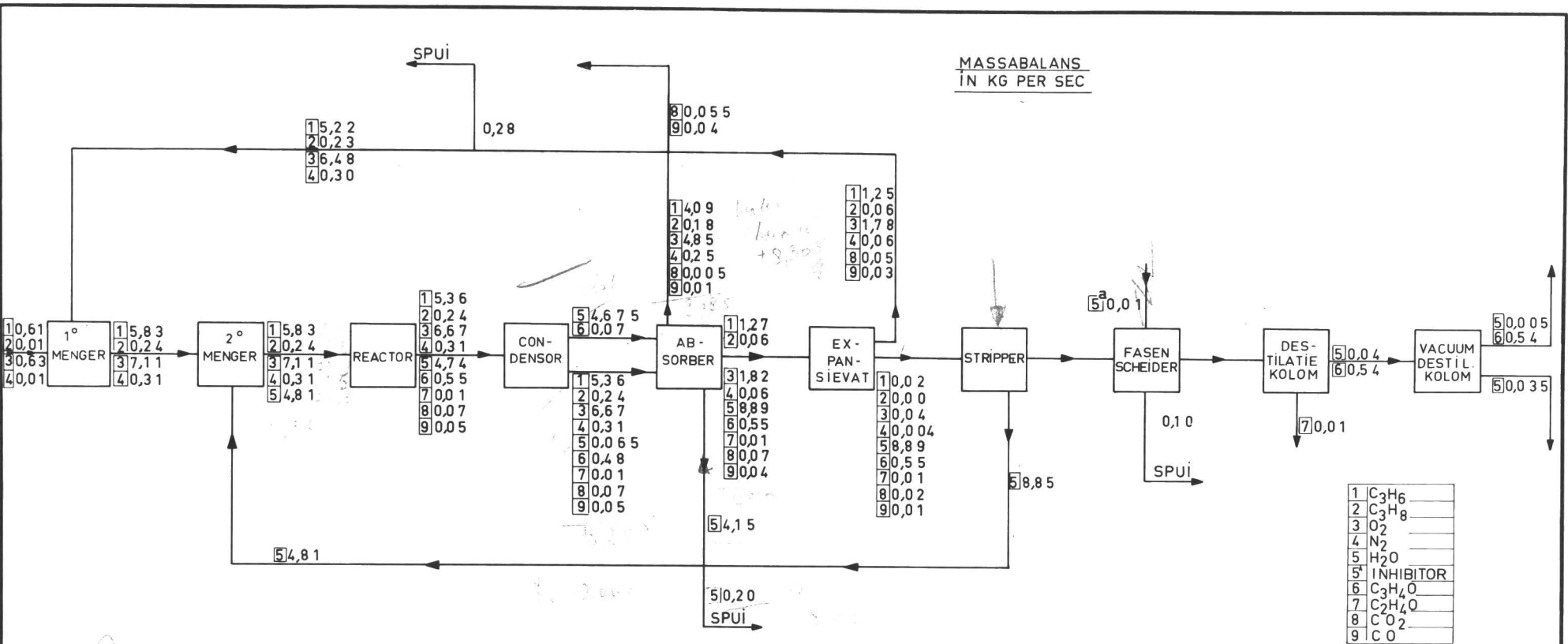
adres: SPOORSINGEL 61 DELFT
JAN DE WITTSTR. 30

datum: 18-5-'66

2162

Inhoud

I samenvatting	blz	1
II inleiding	.	1
III proceskeuze		2
IV beschrijving proces		3
V fysische en chemische aspecten		5
VI massabalans		7
VII warmtebalans		10
VIII berekening apparatuur		13
IX Specificatie apparatuur		25
X litteratuur		26
XI bijlagen		



I Samenvatting over de technische uitvoering

*door
welke proces?*

Bij de gevolgde werkwijze wordt propaan in een buisreactor met zuurstof geoxideerd tot acroleïne.

|| Als katalysator wordt een mengsel gebruikt, dat als hoofdbestanddelen bismuth- en molybdeenoxide bevat.

*drager SiO₂?
(SiC)*

De werkomstandigheden in de reactor zijn : druk 5 bara ,
temperatuur 400 °C .

Het gevormde acroleïne wordt bij 21 bara met water geabsorbeerd uit het reactiemengsel.

Na het acroleïne uit het absorbaat gestript te hebben, wordt het gezuiverd middels een destillatie bij normale druk en een destillatie bij verminderde druk.

*Ter verwijdering resp.
acetaldehyde.
= water.*

Het niet-omgezette propaan en zuurstof wordt gerecirculeerd.

De conversie per pass bedraagt 8% . De totale conversie bedraagt 80%. De produktie per jaar aan acroleïne is ca. 15.600 ton. (Shell)

II Inleiding.

moget
Acroleïne is een zeer giftige, heldere vloeistof, met een zeer doordringende geur. In verband met deze grote giftigheid is het maximaal toelaatbare gehalte 0,3 ppm. Het kookpunt is 52,69°C . Acroleïne vormt met water een azeotroop, waarvan bij 1 atm. het kookpunt ligt bij 52,3 °C . Acroleïne is toegepast als gifgas. Ook wordt gebruik gemaakt van de zeer doordringende geur van acroleïne om snel lekkages te ontdekken.

Op grote schaal wordt acroleïne toegepast als uitgangproduct voor de bereiding van glycerol. Tegenwoordig wordt acroleïne meer en meer verwerkt in de polymeerindustrie; in het bijzonder voor de bereiding van acrylonitril.

Technische bereidingsmethode zijn:

- a) De pyrolyse van di-allyl ether.
- b) De condensatie van formaldehyde en acetaldehyde.
- c) Katalytische oxidatie van propaan.

De onder a) en b) genoemde processen zijn geheel verdrongen door de katalytische oxidatie van propaan. Dit te gevolge van het beschikbaar komen van grote hoeveelheden propaan uit de aardolie-industrie, bevordert door de ontwikkeling van goede katalysatoren.

Bovenvermelde argumenten worden gertaald doordat nieuwe productie eenheden uitsluitend werken volgens de onder c) genoemde methode.

*ondanks grote
apparatuur om
recyclatie.*

III. Proce keuze

Om bovenvermelde redenen is de route volgens de katalytische oxidatie gekozen.

Men produktiekapaciteit van 15.000 ton per jaar wordt voorgesteld. Een dergelijke produktiekapaciteit lijkt juist aangezien in Europa nog geen acroleïne producent aanwezig is volgens de propaanoxidatie-route. Hierdoor en door de nieuwe toepassingen zijn er voldoende afzetmogelijkheden. Vergroting van de produktiekapaciteit betekent een derrate vergroting van de apparatuur dat een tweede productie-eenheid waarschijnlijk aantrekkelijker is.

8% over per jaar.

Ten aanzien van de plaats van de fabriek is het gewenst in de nabijheid van raffinaderij te liggen om de aanvoer van propaan goedkoop te doen geschieden. Tevens is het gunstig indien de afnemers ook in de nabijheid gelegen zijn. Het Botlekgebied is in Nederland daarom de meest geschikte plaats.

	propeen	stoom	zuurstof	let	com- pans- tabel
Shell	4	2	1	Cu_2O-SiC	10/20-86
Soc (china) (mol)	1	3	(5) (6)	bi/Mo-SiO ₂	55-56 P
Montecatini	5	-	1	Cu	33: 78 P
X mol	5	9	8	bi/Mo...	
gew (3)	(12)	3			

IV Beschrijving proces

Waarom deze verhouding?
katri

een mengsel van propaan en zuurstof, 17,5 kg/sec, (molverhouding 5:8) wordt gecompriëerd van 1 tot 5 bar met een twee-trans turbocompressor. Dit gasmengsel, waarin zich kleine hoeveelheden stikstof en propaan bevinden, wordt door een warmtewisselaar, vgn. gasvoerverwarmer, geleid. Het verwarmende medium is het reactieproduct, dat de reactor verlaat. Voor de reactor wordt een (molverhouding t.o.v. propaan 2:1), dat eveneens het gasmengsel een temperatuur van 175 °C heeft, aan het gasmengsel toegevoerd. Dit mengsel wordt verdeeld over drie reactoren. Elk van deze reactoren bevat 1800 buizen (78/44), die voor de helft gevuld zijn met katalysator. De reactoren worden op een temperatuur van 400 °C gehouden door de reproduceerde warmte af te voeren met een koelmiddel. Als koelmiddel wordt het distillaatmengsel van kalium- en natriumchloride gebruikt.

viel recirculatie?
brijde explosiegrense?
~~verminderde als reactiemiddel
aan wegen 200 kg
karakter?~~

Compressor

A

Het gasmengsel, dat de reactor verlaat wordt eerst in de gasvoerverwarmer gecoeld tot 150 °C en vervolgens in een verticale condenser tot 10 °C gekoeld. De overgrijpige vloeistof bevat 1,5% van het water en 87% van het merel. Deze gaslast wordt gecompriëerd tot 21 bara door twee compressoren en gecoeld tot 10 °C met Freon 12, waarna het onder in de absorptiekolon wordt geleid. De reactieproduct wordt geleid tot 10 °C en in de kolon reperi. Bovendien wordt in de top van de gepakte kolon dat extra toegevoerd water overgevoerd. Deze kolon wordt door interne koeling op een constante temperatuur gehouden. De waterfase, waarin het gas is opgelost, wordt naar het expander geleid. De reactieproducten uit de absorptiekolon en uit het expander worden samengevoerd en ontdaan van koolstofdioxide en koolwateroxide. In de laatste kolom de gasstroom na drie verdere reactoren.

uitleg systeem

temp = 210°C
tehep?

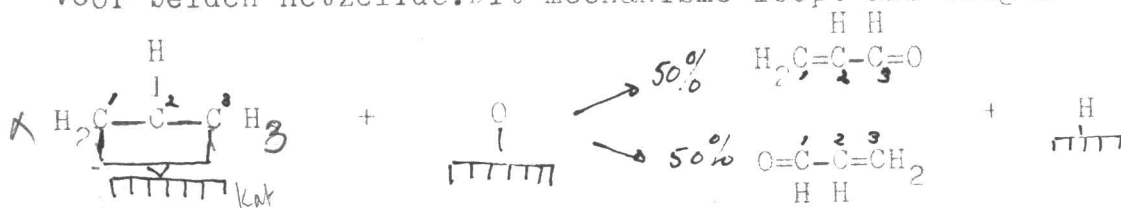
hoe?
die thansolamine?
kopenpe.

In het expansievat wordt de druk afgelaten tot 1 bara. De vloeistoffase wordt van 21 °C opgewarmd tot 79 °C door warmtewisseling met het water, dat uit de stripperkolom komt. De opgewarmde vloeistof wordt in een stripperkolom geleid. De uit de kolomtredende damp wordt gecondenseerd en afgekoeld tot 20 °C in een freonkoeler. Dit condensaat wordt in een separator geleid, waarin zich twee fasen afscheiden. De waterrijke fase wordt teruggevoerd in de kolom. Hieraan moet een inhibitor toegevoegd worden in verband met mogelijke polymerisatie in de kolom. Het water uit de stripper (T= 100 °C) wordt warmtegewisseld met de voeding van de stripper. Een deel van dit water wordt gekoeld tot 21 °C en in de absorptiekolom gevoerd. Het andere deel wordt naar de stoomketel gevoerd. De acroleïnerijke fase wordt in een destillatiekolom gebracht, waarin het acetaldehyde als topproduct wordt afgevoerd. Het bodemproduct wordt naar een destillatiekolom gevoerd, die werkt bij een druk van 200 mm Hg. Het topproduct bevat slechts één gewichtsprocent water.

V Fysische en chemische aspecten

*Lit. Prof. de Kuyt.
Chem. weekbl. 6/5/66
pag. 219
in allylverb.*

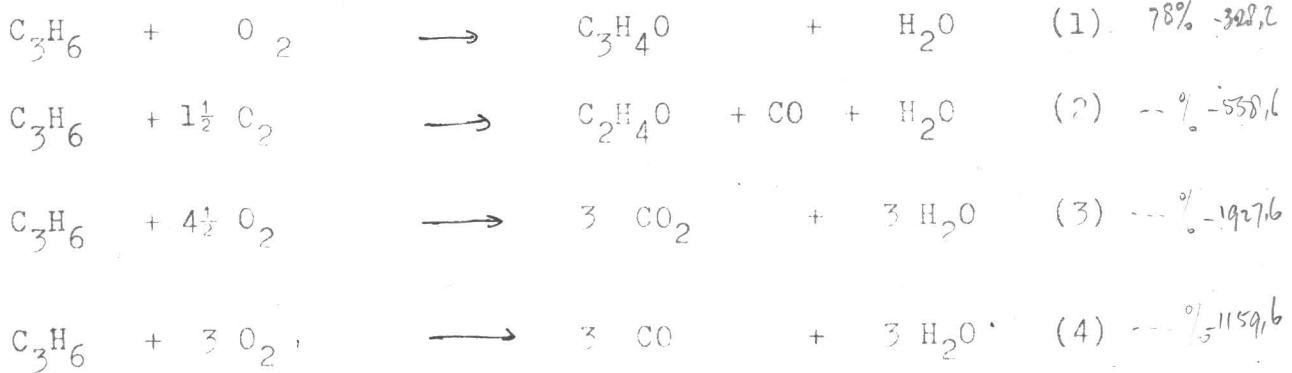
De katalysatoren die toegepast worden zijn cupro-oxide en bismuth-molybdeenoxiden. Het reactiemechanisme is voor beiden hetzelfde. Dit mechanisme loopt als volgt..



Voor cupro-oxide is dit aangetoond door diverse onderzoekers (Lit.4,5,6). Voor molybdeen-bismuthoxide (Lit.5,6) Onder optimale omstandigheden is voor cupro-oxide de konversie t.o.v. propaan 5% per pass. De selectiviteit is hierbij 70% (Lit.11). De werking van het cupro-oxide kan verbeterd worden door toevoeging van selenium (Lit.10) Bezwaarlijk bij dit laatste zijn de technische problemen die ontstaan, doordat Se in de gasfase aanwezig is. Aangetoond is (Lit.9) dat bismuth-molybdeenoxiden een hogere konversie bewerkstelligt (8%) dan cupro-oxide. Tevens is ook de selectiviteit sterk verbeterd nl. 87%. Aan Bi-Mo-oxiden wordt dikwijls fosfor toegevoegd. Een gewichtsprocent geeft de beste resultaten (Lit.13). Het nadeel van de Bi-Mo-katalysator t.o.v. de Cu-katalysator, is de hogere vereiste reactie temperatuur. Dit bezwaar wordt opgeheven door toevoeging van ijzeroxide (Lit.15). Van deze katalysator, gebruikt in het beschreven proces, ontbreken de kinetische gegevens. De kinetische gegevens van de Cu-katalysator zijn door russische onderzoekingen bekend geworden (Lit.12). De hinderlijke bijproducten, aceton en propionaldehyde, worden, bij de gebruikte katalysator, in te verwaarlozen hoeveelheden gevormd. De enige bijproducten zijn acetaldehyde, kooldioxide en koolmonoxide.

+ Reactiewaarde
 die addendum
 kJ/mol

De mogelijke reacties zijn :



Reacties 2,3 en 4 maken slechts 12% van de totale conversie uit.

De uitgangsstoffen propaan en zuurstof hebben een zuiverheid van 99% .De verontreinigingen zijn resp. propaan en stikstof.Deze grote zuiverheid heeft het voordeel, dat er minder gespuid behoeft te worden, terwijl tevens op de energiekosten wordt bespaard.

Bij gebruik van acroleïne als grondstof voor polymeren, is een zuiverheid van gew. 1% noodzakelijk. Daarom is de zuivering doorgevoerd tot gew. 1%. Wanneer acroleïne gebruikt wordt voor de glycerolbereiding , kan volstaan worden met een zuiverheid van gew.6%. In dat geval had de laatste kolom achterwege kunnen blijven.

Bovendien wordt per mol propaan 1 tot 10 mol water, in *breveil hier?* de vorm van waterdamp, als verdunningsmiddel aan het reaktiemengsel toegevoegd.Deze toevoeging van waterdamp is beslist noodzakelijk daar deze de reactie zeer gunstig beïnvloedt,doordat de verbranding van propaan tot koolstofdioxiden sterk wordt teruggedrongen.(Lit.12,14,15)

5,83 : 7,11 : 4,51

VI Massabalans

Voor de productie van ca. 15.000 ton per jaar aan acroleïne is het noodzakelijk dat 5,83 kg/sec propeen in de reactor wordt gevoerd. De mol verhouding propeen zuurstof is 5:8 d.w.z. 7,11 kg/sec O₂. De mol verhouding propeen : water is 5 : 9. d.w.z. 4,51 kg/sec waterdamp.

selectieve

Daar propeen en zuurstof niet geheel zuiver zijn, komen ook kleine hoeveelheden propaan en stikstof de reactor binnen; resp. 0,24 kg/sec propaan en 0,31 kg/sec stikstof.

Het uit de reactor tredende gasmengsel heeft een samenstelling die berekend is op een conversie van ^{gas?} 88% per pass en een selectiviteit van 88%. Van de producten is de mol verhouding 88:2:5:5 voor resp. acroleïne, acetaldehyde, kooldioxide en koolmonoxide. (Lit. 9,15).

of per pass?

$5,83 \times 0,18 = 0,47$

De hoeveelheid en de samenstelling van het condensaat in de partiële condensor is 0,07 kg/sec acroleïne en 4,675 kg/sec water (Lit. 17). Bij de daaropvolgende kompressie en koeling van het gasmengsel is aangenomen dat geen verdere condensatie optreedt.

$K_{Henry} = \frac{p \text{ (had. druk in bar)}}{x \text{ (mol \% in H}_2\text{O vloe.)}}$

Bij de absorptie die onder hoge druk plaats vindt, lossen naast acroleïne en acetaldehyde ook een deel van de permanente gassen op. Deze hoeveelheden zijn benaderd met behulp van de wet van Henry ($p_i = K \cdot x_i$). Aangenomen is dat de K-waarde niet drukafhankelijk is. De K-waarden van de verschillende gassen bij 21 °C zijn

p = 21 bar?

Alomte overvloedig in water?

C ₃ H ₆	6,10 ⁴
O ₂	4,01 · 10 ⁴
N ₂	8,04 · 10 ⁴
C ₃ H ₈	5,42 · 10 ⁴
CO ₂	1,42 · 10 ³
CO	5,36 · 10 ³

$0,542 \times 10^{-5}$

$3,206 \times 10^{-5}$

$52,7$

$0,1053 \times 10^{-5}$

(20°C)

acetaldehyde

$3000 = 60000 \times x_i$
 $x_i = \frac{1}{20} = 5\%$

Daar $y = p_i / P$ wordt $y = \frac{K}{P} \cdot x$. Het totaal aantal molen is gelijk aan C. De hoeveelheid die in het water oplost noemen we C_o. De formule wordt dan: $Kx = \frac{C - C_o}{C} \cdot P$

$K_{Henry} = \frac{P}{x}$

$y = p_i / P$
 $y = Kx$

$\frac{y}{P} = \frac{Kx}{P}$

rekenmethode

Berekening van de stofstromen van en naar de stripper en ~~de~~ de separator. (kmol/u).

$$\text{Stofbalans over de hele kolom: } 1813,2 = D_a + K$$

$$\text{Acroleine-balans: } 35,2 = 0,805D_a + 0,0003 K$$

$$D_{a,tot.} = 43,1 \quad D_{a,acro.} = 34,7$$

$$K = 1770,1 \quad K_{acro.} = 0,5$$

$$G = D_a + D_w = 43,2 \text{ } \cancel{\times} + D_w$$

Acroleine-balans over de separator:

$$0,55 (43,2 + D_w) = 43,2 \times 0,805 + D_w \times 0,08$$

$$D_w = 21,1$$

$$\text{Omgerekend in kg/sec } D_a = 0,58$$

Deze formule is ook gebruikt voor de berekening van de hoeveelheid gassen, die nog opgelost blijven na het expanderen tot 1 bara.

In de stripperkolom wordt aan het bodemproduct de eis gesteld van maximaal 0,1 gew.% acroleïne.

In de koeler waar het topproduct van de stripper kondenseert is een ontluchting aangebracht, waardoor de nog overgebleven permanente gassen afgelaten worden (0,1 kg/sec)

Het tot 20 °C afgekoelde topproduct splitst zich in twee fasen. De acroleïnerijke-fase bevat 80,5 mol % acroleïne, de waterrijke-fase 8,0 mol%. Dit terwijl het topproduct 55 mol% bevat. Uit de materiaalbalansen over deze kolom kan de stofstroom van de acroleïnerijke-fase (D_a) berekend worden. Noemen we de hoeveelheid waterrijke-fase D_w , de hoeveelheid topproduct G , de hoeveelheid bodemproduct K en hoeveelheid voeding F , dan geldt over de gehele kolom

$$F = D_a + K$$

$$D_a = G^g$$

Verder geldt voor de separator:

$$G = D_a + D_w$$

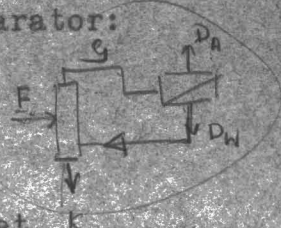
De acroleïnemassabalans over de gehele kolom en de separator:

$$X_{aF} \cdot F = X_{aD} \cdot D_a + X_{aK} \cdot K$$

$$X_{aG} \cdot G = X_{aDa} \cdot D_a + X_{aDw} \cdot D_w$$

*in
bijlage*

De getalwaarden ingevuld geeft $D_a = 0,58$, waarvan 0,54 kg/sec. acroleïne. Hierbij is geen rekening gehouden met het acetaldehyde. Aangenomen wordt dat deze volledig oplost in de acroleïnerijke-fase. Ook is de hoeveelheid bodemproduct te berekenen. Dit wordt 8,84 kg/sec water en 0,01 kg/sec acroleïne.



De hoeveelheid water, die gespuid moet worden in verband met het ontstaan van water in de reactor is het verschil tussen deze hoeveelheid water uit de stripperkolom en de som van het benodigde water voor de absorptie (4,15 kg/sec) en de hoeveelheid stoom voor de reactor (4,51 kg/sec).

In de stripperkolom wordt ook 0,01 kg/sec inhibitoroplossing toegevoegd. Voor de berekening is hiermee geen rekening gehouden. Dit is een oplossing van 60 g hydrochinon per kg water.

Aan het acroleïne uit de aceetaldehyde-kolom wordt de eis gesteld, dat het minder dan 1 mol% aceetaldehyde bevat. Er wordt boven uit deze kolom 0,01 kg/sec aceetaldehyde gewonnen.

In de volgende kolom wordt het acroleïne van het water ontdaan tot 1 gew% .

De gassen uit de absorptiekolom en het expansievat worden samengevoegd ; van CO₂ ontdaan door een absorptie met diethanolamineen van CO ontdaan door een cuproammoniumzout (Lit.16). Om de hoeveelheden stikstof en propaan konstant te houden is het nodig te spuien.

Voor iedere component geldt, dat de ingevoerde hoeveelheid gelijk moet zijn aan de som van de suppletie en de recycle verminderd met de spui. Hieruit volgt dat totaal 0, 28 kg/sec gespuid moet worden.

De totale conversie is te berekenen uit de verhouding tussen de suppletie en de spui van propaan.

Ingaande stofstromen		Uitgaande stofstromen	
suppletie	1,26 kg/sec	spui gas	0,28 kg/sec
inhibitor	0,01 kg/sec	spui water	0,20 kg/sec
		CO-zuivering	0,04 kg/sec
		CO ₂ -zuivering	0,06 kg/sec
		ontluchting	0,10 kg/sec
		C ₂ H ₄ O	0,01 kg/sec
		water	0,04 kg/sec
		C ₃ H ₄ O	0,54 kg/sec
Totaal	1,27 kg/sec		1,27 kg/sec

Rekenvoorbeeld van de warmte - inhoudsberekening.

Uitlaat reactor: 400°C

	ϕ_m kg/u	C_p J/kg ^o K	$\phi_m C_p \times 10^6$
propaan	19.315	4.875	94,10
zuurstof	23.975	1.050	25,20
water	17.045	670	11,81
propaan	880	3.180	2.80
N ₂ + CO	1.406	1.110	1,56
acroleïne	1.971	6.650	13,10
kooldioxide	269	2.150	0,64
acetaldehyde	39	4.450	0,16

totaal 149,28x 10⁶ J/u °K

De warmteinhoud is $\phi_m c_p T = 149,28 \times 10^6 \times 375 = 5,61 \times 10^{10}$

H in kW is : $\frac{5,61 \times 10^7}{3600} = 15.600 .$

VII Warmtebalans

Voor het berekenen van de warmtebalans is het noodzakelijk te beschikken over de ΔH_f -waarden, de c_p -waarden van de gassen en vloeistoffen, condensatiewarmtes en de mengwarmtes. Deze worden gegeven in de onderstaande tabellen (lit. 1, 19, 20).

	ΔH_f in kJ/mol	c_p - waarden					
		in	J/kg °K				
	673 °K	300 °K	400 °K	500 °K	600 °K	700 °K	800 °K
O ₂	-	941	964	1.015	1.028	1.058	1.079
C ₃ H ₆	7,6	2.680	3.360	3.980	4.502	4.950	5.400
H ₂ O	- 246	600	615	633	653	675	696
C ₃ H ₄ O	- 74,6	3.770	4.600	5.390	6.100	6.750	7.340
C ₂ H ₄ O	- 167	2.620	3.160	3.660	4.120	4.520	4.860
CO(N ₂)	- 138	1.042	1.055	1.067	1.090	1.115	
CO ₂	- 394	1.631	1.820	1.961	2.040	2.180	2.260
C ₃ H ₈		1.675	2.140	2.560	2.930	3.230	

De c_p -waarden van de vloeistoffen zijn:

$$H_2O : 4,2 \text{ kJ/kg}$$

$$C_3H_4O : 2,14 \text{ kJ/kg}$$

De ΔH_c bij 25 °C

$$H_2O : 2430 \text{ kJ/kg}$$

$$C_3H_4O : 544 \text{ kJ/kg}$$

$$C_2H_4O : 572 \text{ kJ/kg}$$

Reactie warmtebereik.

die hiervan is

De mengwarmte van acroleïne en water bij 21 °C

$$\Delta H_m : 133 \text{ kJ/kg}$$

Nadere specificatie van de reactiewarmte.

ΔH_f in ~~kmol~~ kJ/mol

$$\begin{aligned} \text{Reactie 1)} & - 74,6 - 246 - 7,6 = - 328,2 \\ \text{" " 2)} & - 167 - 138 - 246 - 7,6 = - 558,6 \\ \text{" " 3)} & - 3 \times 394 - 3 \times 246 - 7,6 = - 1927,6 \\ \text{" " 4)} & - 3 \times 138 - 3 \times 246 - 7,6 = - 1159,6 \end{aligned}$$

Reactiewarmte totaal in kJ/u

$$\begin{aligned} \text{Reactie 1)} & 35,20 \times 328,2 = 11,56 \times 10^6 \\ \text{" " 2)} & 0,88 \times 558,6 = 0,49 \times 10^6 \\ \text{" " 3)} & 2,00 \times 1927,6 = 3,85 \times 10^6 \\ \text{" " 4)} & 2,21 \times 1159,6 = \underline{2,56 \times 10^6} + \\ & \text{totaal} \quad 18,46 \times 10^6 \text{ kJ/u} = 5130 \text{ kW} \end{aligned}$$

B.2 "

Als nulniveau voor de berekening van de warmteinhouden is de gasvormige toestand bij 25 °C gekozen.

Verder is aangenomen dat C_p als een additatieve grootte beschouwd mag worden.

De berekening van de warmte-inhoud(H) loopt dan als volgt:

a) Temperatuursverandering (voelbare warmte)

$$H_T = \sum \left[(\dot{V}_m C_p T)_T - (\dot{V}_m C_p T)_{25^\circ\text{C}} \right]$$

b) Bij fase overgangen

$$H_{LT} = H_{GT} - \sum \left[\dot{V}_m \Delta H_{c_{25^\circ\text{C}}} - \dot{V}_m C_{p_1} \Delta T \right]$$

De inlaatgassen ($n = -117,3$) worden gekomprimeerd van 1 naar 5 bara. Hierbij stijgen de gasen in temperatuur. Dit wordt berekend:

$$\frac{T_2}{T_1} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} = \left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{R}{C_p}}$$

$$T_2 = 293 (5)^{0,145} \quad T_2 = 370^\circ\text{K}$$

Het hierbij benodigde compressievermogen is 282,3 kW.

De uitgangstemperatuur van de inlaatgassen uit de gasvoorverwarmer is 375 °C. Deze waarde is door itereren gevonden.

De reactiewarmte is direct te berekenen uit de H_T -waarden. Deze bedraagt 5130 kW.

In de absorber is rekening gehouden met de mengwarmte.

Deze is 63,5 kW.

Buiten beschouwing zijn gelaten de compressiewarmtes van de compressoren voor en na de partiële condensor. Dit omdat deze compressoren onder koeling werken, dus schijnbaar isothermisch.

die byzake

+

+

Ingaande warmtestromen		Uitgaande warmtestromen	
suppletie	- 17,2	koeling reactor	+ 2417,0
compressiewarmte	+ 282,8	Part. condensor	+ 14381,0
reactiewarmte	+ 4170,0	gaskoeling	+ 711,0
mengwarmte	+ 67,5	koeling condenswater	+ 544,0
verwarming stripper	+ 7494,0	koeling absorptiew.	+ 445,0
verwarming ac.kolom	+ 285,8	koeling absorber	+ 249,0
verwarming vac.kolom	+ 1617,3	koeling vóór sep.	+ 2967,0
stoomketel	+ 11277,0	cond. ac. kolom	+ 237,8
inhibitor	- 25,0	ontluchting sep.	- 1,0
		spui acetald.	- 6,0
		spui water	- 477,0
		water vac.kolom	- 78,5
		spui CO en CO ₂	- 2,4
		spui recycle	+ 21,0
		cond. vac. kolom	+ 1661,1
		acroleïne	- 289,3
Totaal	<hr/> 22767,7	kW	<hr/> 22767,7 kW

VIII Berekening apparatuur

1) gasvoorverwarmer

De over te dragen warmte is 11.580 kW.

gegeven ind.

$$\dot{Q}_w = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm}$$

Door het gebruik van vinnen aan

$$11.580 = A \cdot 120 \cdot 37$$

de buizen mag U op 120 gesteld worden.

$$A = 2607 \text{ m}^2$$

Bij gebruik van buizen met de afmetingen : 25/32 is de buiten-
omtrek 0,1 m . Bij een lengte van 10 m zijn 2607 buizen nodig.

Bij dit aantal buizen hoort een binnen diameter van 2,35. (Lit. 21)

2) Reactor

*Afmetingen de de voorwarmer; l 10 m
φ 2,35*

In de reactor worden de inlaatgassen vrijwel momentaan van

375°C tot 400°C opgewarmd. De af te voeren warmte is 2413 kW.

Het benodigde katalysatorvolume is 5 m³, terwijl de verblijftijd
van de gassen 0,5 sec is (Lit. 15).

Bij gebruik van buizen van 25/32 is de drukval ontoelaatbaar
groot ca. 3 bar. Daarom zijn buizen van 38/44 gekozen. De druk-
val is dan 0,7 bar.

De reactiewarmte wordt afgevoerd met Hitec 2, een eutectisch
mengsel van natriumnitriet (40%), natriumnitraat (7%) en kalium-
nitriet (53%). Het zout wordt daarbij opgewarmd van 380°C
naar 390°C. De hiervoor benodigde zoutstroom is 155 kg/sec.

u = ?

$$\dot{Q}_w = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm} \quad 2413 \cdot 10^3 = A \cdot 100 \cdot 14,5 \quad A = 1663 \text{ m}^2$$

De binnenomtrek van de buis is: $0,1193 \text{ m}$. Dus $n \cdot l = 13950 \text{ m}$

Indien nu de lengte op 3 m genomen wordt, is $n = 4650$.

De totale inhoud $n \cdot l \cdot \frac{\pi}{4} D^2 = 15,90 \text{ m}^3$. Bij een netto kat-
volume van 5 m³ en een ⁴porositeit van 0,4 is het benodig-
de volume inert 7,67 m³. De totale verblijftijd $t = \frac{V_r}{\dot{Q}_v}$

*15,90
kat = 8,33
7,67*

$$\frac{0,4 \cdot 15,90}{6,93} = 0,92 \text{ sec.}$$

De contacttijd met het katalysatoroppervlak is 0,5 sec.

De drukval is berekend met de formule:

$$\frac{\Delta P}{L} = 1,75 \cdot \frac{\rho v_0^2 (1-\epsilon)}{d_p \epsilon^3} \left(170 \frac{v_0}{v_0 d_p} (1-\epsilon) + 1,75 \right)$$

*instromen, dat katali-
gevoerde verwarmde
katali*

$$\dot{Q}_v = 6,93 \text{ m}^3/\text{sec} \quad \rho = 2,60 \text{ kg/m}^3$$

$$d_p = 3 \cdot 10^{-3} \text{ m} \quad \epsilon = 0,4$$

$$v_0 = \frac{Q_v}{F} = 1,31 \text{ m/sec}$$

$$\frac{6,93 \text{ m}^3/\text{sec}}{5,28 \text{ m}^2} = 1,31 \text{ m/sec}$$

$$\Delta P_{\text{L}} = 0,23 \text{ bar} \quad \Delta P_{\text{tot.}} = 0,7 \text{ bar}$$

per meter lengte

Het aantal buizen wordt verdeeld over drie reactoren van elk 1550 buizen.

De inwendige diameter wordt als volgt berekend:

m. t. D _u	= 41,3 x 1,4 x 44	= 2544	mm
D _u		= 44	mm
1½ steek		= 93	mm
		2681	mm

Afgerond D_i = 2,70 m.

De buizen van de reactor kunnen van roestvrij staal gemaakt worden, omdat de temperatuur niet al te hoog is en het gasmengsel niet erg corrosief.

Ter continue regeneratie van de katalysator kunnen tabletten van de metaaloxiden, die zich in de katalysator bevinden, bovenstrooms t.o.v. van het bed aangebracht worden. Hierdoor heeft de katalysator een vrijwel onbeperkte levensduur (Lit. 22).

was gekend in de?

Omdat de temperatuurbeheersing geen moeilijkheden oplevert, is een buisreactor te prefereren boven een fluidbedreactor.

3) partiële condensator

De af te voeren warmte is 14.381 kW.

De condensator moet in twee stukken berekend worden:

a) afkoeling gas van 150 tot 50 °C .

De warmteafvoer is hiervoor 4770 kW.

Het koelwater, dat door de pijpen stroomt, wordt hierdoor drie graden hoger in temperatuur (van 27 naar 30 °C)

$$\dot{Q}_w = A \cdot U \cdot \Delta T_{\text{lm}} = A \cdot 30 \cdot 59$$

$$A = 2700 \text{ m}^2$$

Bij gebruik van 25/32 buizen is nL= 27.000. - -

b) condensatie van een deel van het gas

De af te voeren warmte is 9611 kW. Het koelwater wordt opgewarmd van 20 naar 27 °C.

$$\dot{Q} = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm} = A \cdot 1000 \cdot 26$$

$$A = 370 \text{ m}^2 \quad n \cdot l = 3700$$

$$n \cdot (L + L') = 33700 \quad n = 3370 \quad L = 10 \text{ m.} \quad \text{Hing.}$$

$$\dot{Q}_{mkw} = \frac{14381}{4,2 \cdot 10} = 342 \text{ kg/sec.}$$

* Inwendige diameter kondensator 2,40 m. *fos.*

4) Koeler kondensaat

Het kondensaat wordt gekoeld met freon 12 van 50°C tot 21°C. Het freon heeft een temperatuur van 5°C, $P = 3,7 \text{ bar}$.

Verdampingswarmte freon is 153 kJ/kg.

Het freon verdampt om de pijpen.

$$U = 600$$

$$\dot{Q}_w = 544 \text{ kW} = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm}$$

$$= A \cdot 600 \cdot 28 \quad A = 32,4 \text{ m}^2$$

Bij gebruik van buizen van 25/32 en een lengte van 1 meter is $n = 414$. De diameter is dan 1 meter.

5) Gaskoeler

Bij deze koeler waarin het gas van 50°C tot 21°C wordt gekoeld, stroomt het freon door de buizen. C_p freon = 1 kJ/kg. Freon stijgt in temperatuur van 0°C tot 4°C. ($P = 5 \text{ bar}$).

$$\dot{Q}_w = 711 \text{ kW} = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm}$$

$$= A \cdot 30 \cdot 32 \quad A = 741 \text{ m}^2$$

$$U = 30$$

Bij gebruik van buizen van 25/32 is $n \cdot l = 7410$

I.v.m. de turbulentie van het freon in de pijpen moet L minimaal 5 m zijn. $n = 1480$ ($Re = \text{ca. } 6000$)

De diameter van de koeler is dan 1,50 m.

5) Absorber

Uit deze gepakte ^{absorptie?} ^{wanneer?} kolom, die bij 21°C en 21 bara moet werken, moet 249 kW afgevoerd worden. Hiertoe zijn twee koelers buiten de kolom aangebracht. Als koelmiddel wordt *komponenheid*

* freon gebruikt, die de neergaande vloeistofstroom koelt. *(Wanneer?)*

$$\dot{Q}_w = 124,5 \text{ kW} = A \cdot 800 \cdot 14 \quad \text{freon van } 5^\circ \text{ naar } 7^\circ \text{C.}$$

$$A = 129 \text{ m}^2 \quad \text{De buizen hebben een doorsnede van } 12/16.$$

$n \cdot l = 342 \text{ m}$. Bij een lengte van 1 m van de buizen hebben de koelers een inwendige diameter van 0,43 m.

$$HETP = k_1 G^{k_2} d^{k_3} h^{k_4} \left(\frac{d\rho}{e} \right)$$

De hoogte van de kolom wordt grafisch bepaald via de H.T.E.'s
 Hiertoe wordt de werklijn berekend. De vergelijking hiervan
 is: $(y) - y_1 = \frac{L}{V} (x) - x_1$. Onder L en V worden de inerte
 stromen verstaan. $V = 946$ kmol/u

1^o werklijn: $L_1 = 1050$ kmol/u

eis $y_1 = 0,001 \rightarrow x_1 = 0,0003$

$\frac{L}{V}$	L_1	L_2
	y_1	y_2
	x_1	x_2

De helling van deze werklijn is 1,11.

Het condensaat uit de partiële condensor heeft een x van
 0,049. Het snijpunt van de eerste werklijn met de tweede.

2^o werklijn: $L_2 = 1985$ kmol/u *volgens V!*

De helling hiervan is 2,1. De beide werklijnen zijn nu
 bepaald. Het eindpunt van de tweede werklijn is $x = 0,0178$
 en $y = 0,0324$.

Door het oplossen van gassen in de vloeistoffase daalt de
 druk tot ca 15 bara. De evenwichtslijn wordt berekend uit
 de vergelijkingen $p = Kx$ en $p = y P_{tot}$.

K bij 21^oC is 4150 mm Hg.

De helling van de evenwichtslijn bij 21 bara is 0,260 en
 bij 15 bara 0,364. De werkelijke evenwichtslijn loopt
 tussen deze twee evenwichtslijnen in.

Het aantal H.T.E.'s gevonden door constructie uit de grafiek
 bedraagt drie. Uit dictaat chemische werktuigen is de waarde
 van 0,5 m aangenomen. De hoogte van de kolom is 2,70 m *1,5 m.*

(bijlage 3). *om af te meten* *met kwel spiraal*

De diameter van de kolom wordt berekend op het flooding-point.

$$L_{tot} = 9,50 \text{ kg/sec} = 0,0095 \text{ m}^3/\text{sec.}$$

$$G_{tot} = 17,25 \text{ kg/sec} = 0,44 \text{ m}^3/\text{sec}$$

$$1 \text{ kg/m}^3 = 0,0624 \text{ lb/cuft.}$$

$$\rho_G = 30,7 \text{ kg/m}^3 = 1,92 \text{ lb/cuft}$$

$$\phi = \frac{\sqrt{L_{tot} \rho_G}}{0,0095} = 4,50$$

$$\frac{L_{tot}}{G_{tot}} \times \phi = \frac{9,50}{17,25} \times 4,50 = 3,22$$

$$G_{tot} = 17,25$$

Dit geeft voor $G/\phi = 1400$ (lit. 20) $G = 1400 \times 4,50 = 6300 \text{ lb/hrft}^2$

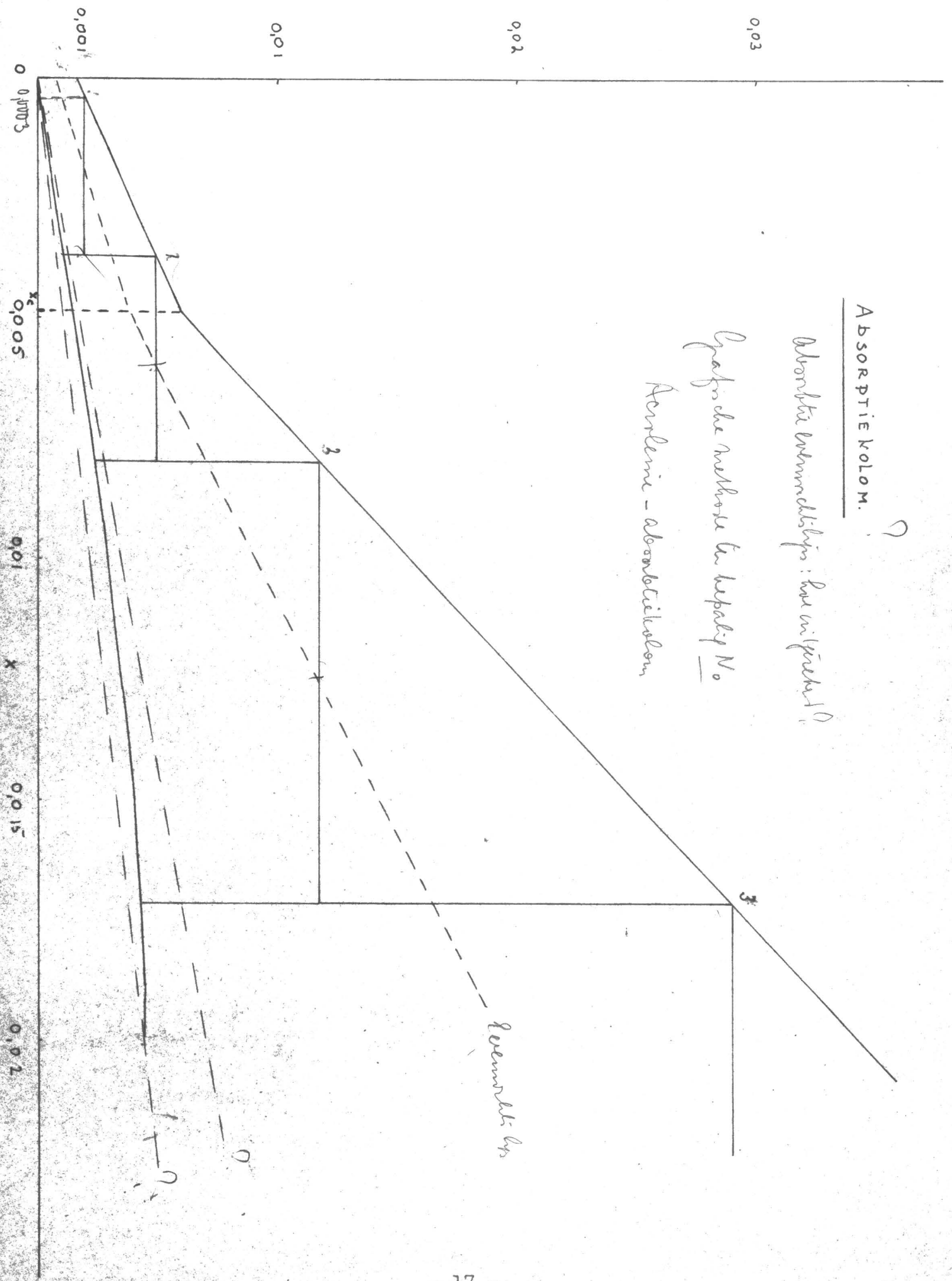
$$G_{tot} = 105000/6300 = 16,7 \text{ ft}^2 = \frac{\pi}{4} D^2 \quad D = 4,6 \text{ ft} = 1,40 \text{ m}$$

ABSORPTIE KOLOM.

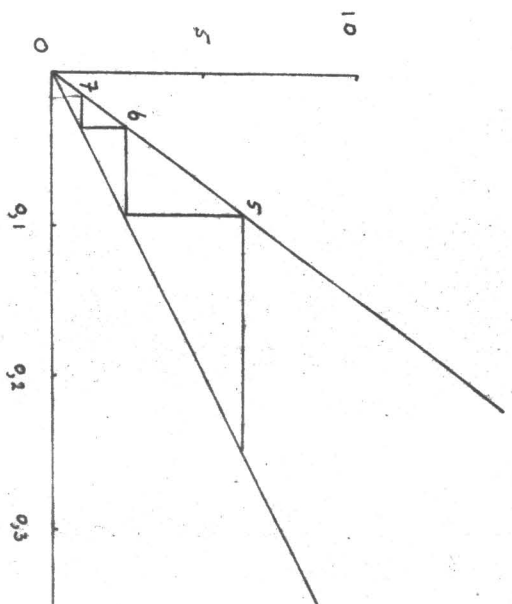
Absorptie vermenigvuldigen: hoe in grafiek!

Grafische methode ter bepaling No

Aerlenie - absorptie kolom



X-y figuren aerolens maki.
(anokorp?)



$y = 55 \text{ mol\%}$ 12 mullip

$\frac{L}{V} =$

9 - bup

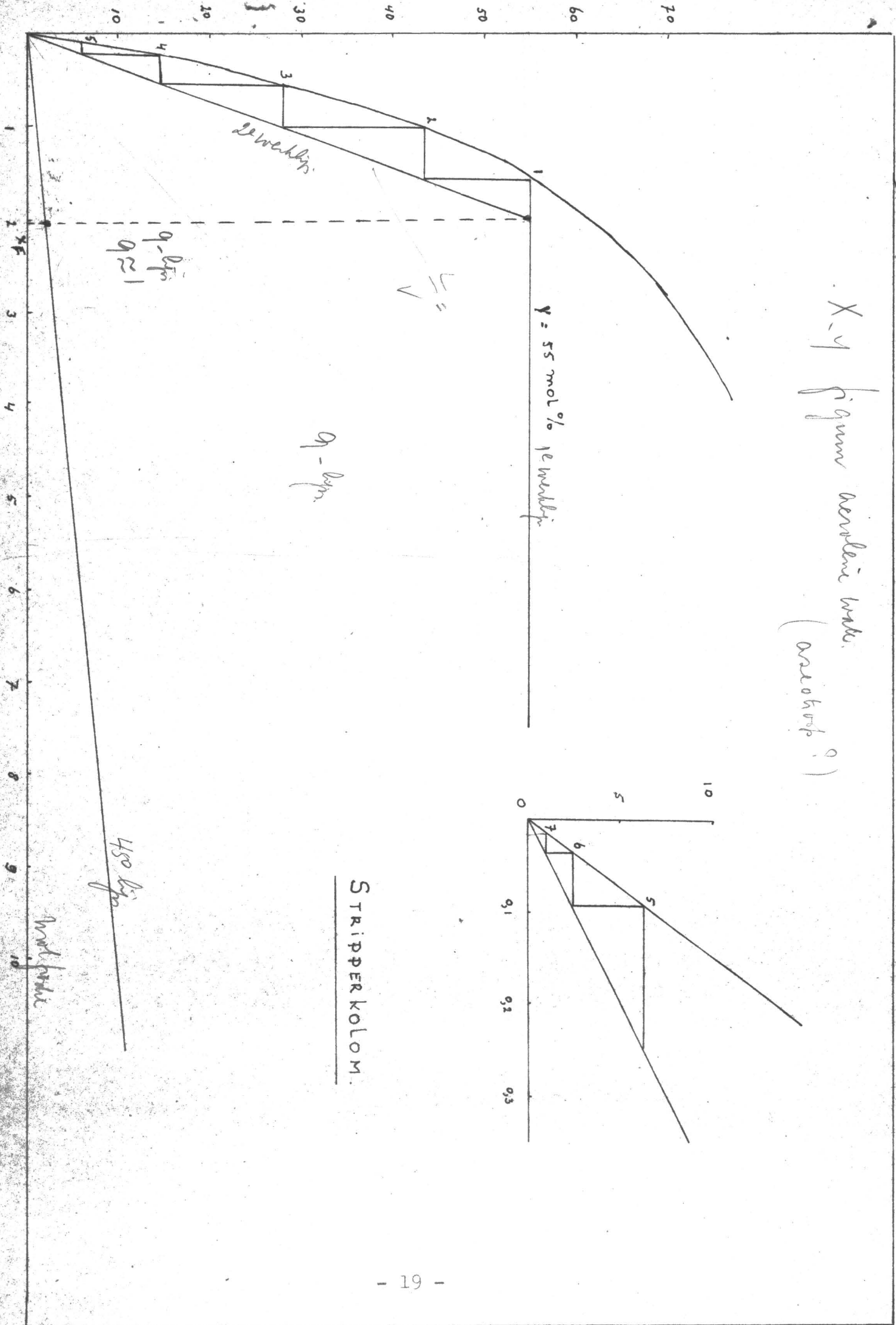
9 - bup
 $Q \approx 1$

22 mullip

STRIPPERKOLON.

450 bup

anokorp



6) Warmtewisselaar strippervoeding

Hier wordt de voeding voor de stripper verwarmd met het bodemproduct van de stripper. Het bodemproduct gaat door de pijpen

$$\phi_w = 2295 \text{ kW} = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm} = A \cdot 2000 \cdot 19 \quad A = 60,5 \text{ m}^2$$

Maat diameter buizen is 25/32. De minimale lengte moet 8 meter zijn. (Re ca. 5000). $N = 97$

De diameter van de warmtewisselaar is dan 0,55 m.

7) Stripperkolom

De stripper is een schotelkolom, om vervuiling door polymerisatieproducten gemakkelijk te kunnen verwijderen. Dit in tegenstelling tot de absorber waar minder kans op vervuiling is.

De hoogte van de stripper wordt via het aantal theoretische schotels bepaald. Dit aantal wordt grafisch bepaald.

De evenwichtslijn wordt bepaald als zijnde de evenwichtslijn acroleïne - water (Lit. 1).

De damp heeft een acroleïne gehalte van 55 mol%. Het acroleïne gehalte in de voeding is 2 mol%.

Het aantal theoretische schotels is zeven. Indien een overall-efficiency van 60% wordt aangenomen is het aantal benodigde schotels tien. Bij een schotelafstand van 0,5 m wordt de hoogte van de kolom 5 m. Het aantal schotels is tien, omdat de reboiler als een theoretische schotel telt.

De diameter van de kolom wordt berekend op entrainment. (Lit. 20)

$$\phi_v = 64,2 \text{ kmol/u.} = 0,4 \text{ m}^3/\text{sec.}$$

$$U_{\max} = 0,16 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = 4,28 \text{ ft/sec} = 1,37 \text{ m/sec}$$

$$F = \frac{\phi_v}{U_{\max}} = \frac{\pi}{4} D^2 \quad D = 0,61 \text{ m.}$$

Verwarmingkolom. a) Verwarming D_w van 20° tot 79° . $\phi_w = 27,3 \text{ kW}$
Gezien de geringe hoeveelheid is aparte verwarming niet nodig.

Verwarming reboiler. $\phi_w = 3494 \text{ kW} = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm}$. Deze verwarming geschiedt met kondenserende stoom van 150°C . $U = 2000$. $\Delta T_{lm} = 50$
Dus $A = 34,94 \text{ m}^2$. Bij gebruik van 25/32 buizen met een lengte van twee meter, is de diameter van de reboiler 0,80 m.

Stripperkolom

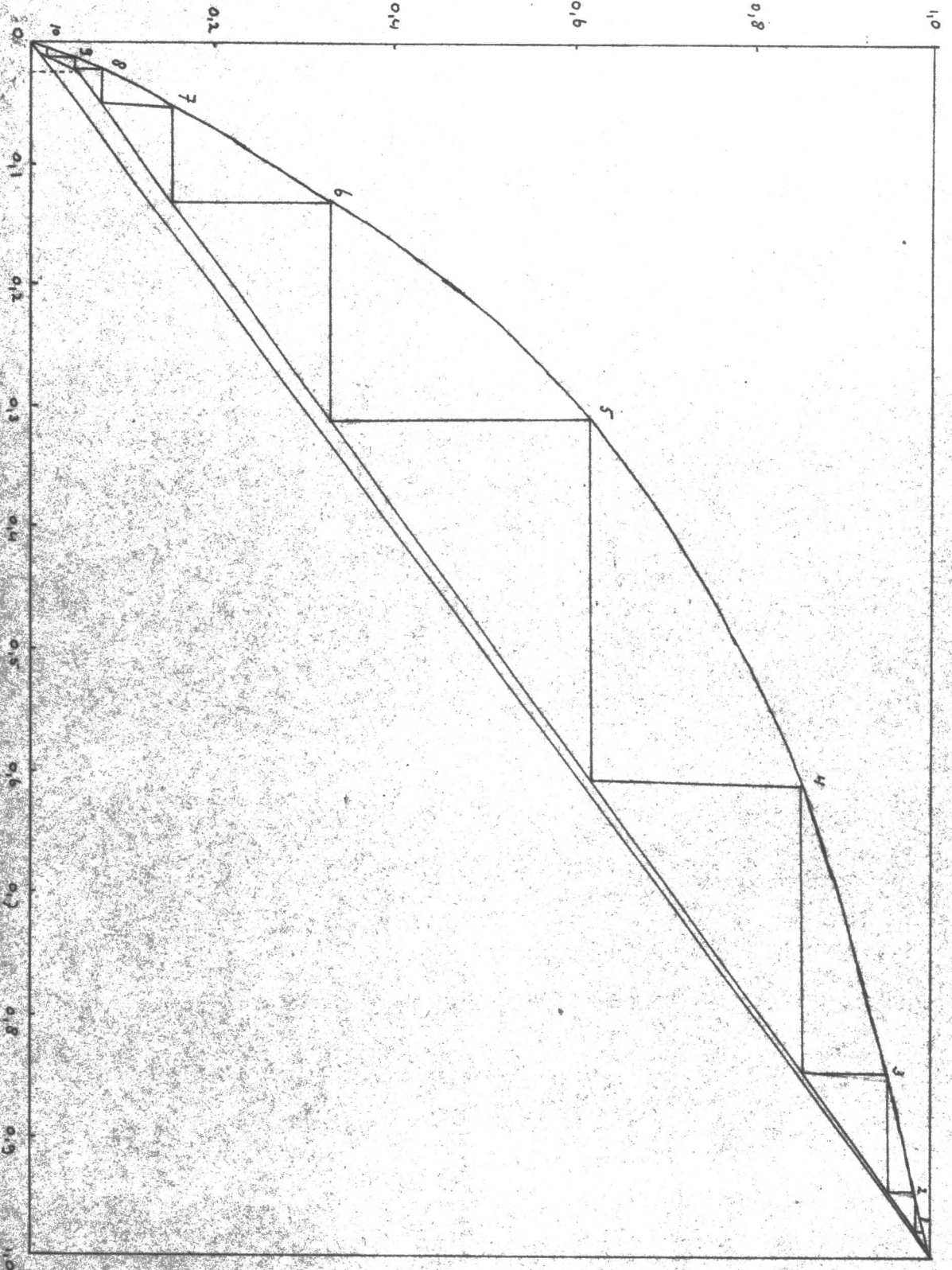
T = 79°C

~ kooppunt

q = 1

*geen ander
gehoort
met*

*Herinlaten
met schotel*



DESTILLATIE: ACROLEINE - ACETALDEHYDE

$P = 1.02 \text{ atm}$

$T_b = 20^\circ$

$R = 38$

Koeler voor het topproduct van de stripper.

De af te voeren warmte is 2963 kW. Deze warmte wordt afgevoerd met verdampende freon 12 van 5°C.

$$\phi_w = 2963 = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm} = A \cdot 800 \cdot 38$$
$$A = 97,5 \text{ m}^2.$$

Bij gebruik van buizen van 25/32 en een lengte van 2,5 m wordt de binnendiameter van de koeler 1,10 m.

Wanneer aangenomen wordt, dat voor een voldoende scheiding in de separator 25 sec. nodig is, moet de inhoud van de separator 10 m³ zijn. ($t = \frac{V}{\phi_v}$)

8) aceetaldehydekolom

In deze kolom wordt het aceetaldehyde tot op 0,005mol% verwijderd. De molfractie aceetaldehyde in de voeding is 0,025. Om de destillatie te kunnen uitvoeren is een refluxverhouding van 38 nodig.

Het aantal theoretische schotels is 10. De reboiler geldt als een theoretische schotel. Bij een efficiency van 60% zijn 15 schotels nodig. Aangenomen dat de schotelafstand 0,40 m is, is de hoogte van de kolom 6 m.

De diameter berekend op entrainment

$$U_{\max} = 0,10 \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} = 2,44 \text{ ft/sec.} = 0,78 \text{ m/sec}$$

$$\phi_v = 0,32 \text{ m}^3/\text{sec}$$
$$F = \frac{\phi_v}{U_{\max}} = 0,41 \text{ m}^2$$

$$D = 0,72 \text{ m.}$$

Uit de topgascondensator moet 233,8 kW afgevoerd worden.

De ze warmte wordt afgevoerd door verdampende freon 12 van 5°C. 233,8 kW = 15.1000.A A = 15,8 m². Bij gebruik van buizen met diameter van 25/32 en een lengte van 1 meter, is de diameter van de condensator 0,75 m.

In de reboiler wordt 285,8 kW toegevoerd, met stoom van 100°C. U = 2000 en ΔT is 50°. A is 28,58 m². Met buizen van 2 m lang en 25/32 doorsnede, is de diameter 0,70 m.

9) Vacuumdestillatiekolom

Welke kant is kolom?

De molfractie acroleïne in de voeding is 0,805. De eis aan het topproduct is 94 mol% acroleïne, dat is 1 gew% water. Er is een refluxverhouding van vijf aangenomen. Bij de vasstelling van de evnwichtslijn is rekening gehouden met een drukval van 10 mm Hg per schotel. Het aantal theoretische schotels is 3. Bij een efficiency van 60 % is het aantal praktische schotels 4, omdat de reboiler een theoretische schotel is. De druk aan de bodem van de kolom is 250 mm Hg en aan de top is de druk 200 mm Hg.

Met condenserende stoom van 100 °C wordt 1617,3 kW aan de kolom toegevoegd.

$$1617,3 = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm} = A \cdot 2000 \cdot 50$$

$$A = 16,17 \text{ m}^2$$

Aangenomen dat de lengte van de buizen 1 meter is en de afmetingen 25/32 dan is het aantal buizen 206.

De diameter van de reboiler is dan 0,75 m.

In de condensor wordt de warmte afgevoerd met verdampende Freon 12 van 5 °C.

$$\dot{Q}_w = A \cdot U \cdot \Delta T_{lm} = A \cdot 800 \cdot 15 \quad A = 138,5 \text{ m}^2$$

Er worden buizen genomen van 25/32 dan is $nL = 1770$.

Met een lengte van 4 m wordt de inwendige diameter 0,76 m.

De hoogte van de kolom is 2,00 m, als de schotelafstand 0,50 m is.

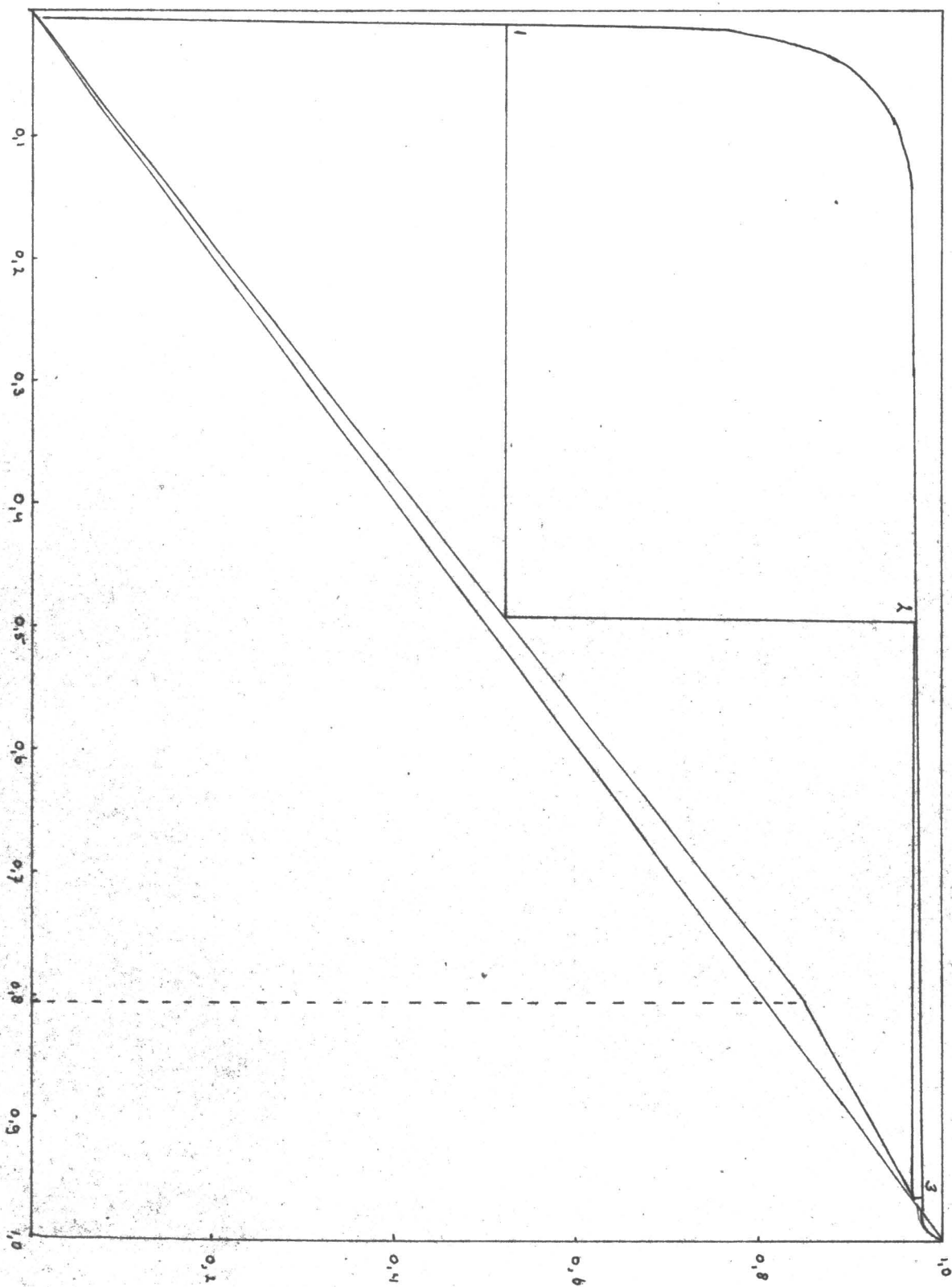
$$U_{max} = 0,16 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}} = 6,1 \text{ ft/sec} = 1,83 \text{ m/sec}$$

$$\rho_G = \frac{\text{Mol.gew.}}{22,4 \cdot \frac{325}{273} \cdot \frac{760}{200}} = 0,58 \quad \rho_L = 840 \text{ kg/m}^3$$

$$F = \frac{\dot{Q}_w}{U_{max}} = \frac{4,31}{1,83}$$

$$D = 1,75 \text{ m.}$$

DESTILLATIE : ACROLEÏNE - WATER
 $P = 200 \text{ mm Hg}$
 $R = 5$
 $T_s = 19,3^\circ \text{C}$



10) Koeler voorhet absorptiewater.

Het absorptiewater wordt met verdampende freon van 5°C gekoeld van 40 naar 21°C . Het absorptiewater stroomt door de pijpen

$$\dot{Q}_w = A \cdot U \cdot T_{lm} = 445 \text{ kW} = A \cdot 1000 \cdot 25$$

$$A = 17,8 \text{ m}^2$$

De afmetingen van de buizen zijn : lengte 1 meter en diameters 25/32. De inwendige diameter van de koeler is dan $0,81 \text{ m}$.

11) expansievat.

Hierin zal de temperatuur, indien de gassen zich ideaal gedragen, constant blijven (isenthalpische expansie).

Echter in de praktijk zal rekening gehouden moeten worden met een temperatuursdaling, zodat hier ook een verwarmingsspiraal nodig zal blijken te zijn.

Om vloeistofmeesleuring tegen te gaan is een spatplaat noodzakelijk.

12) compressoren.

Na de gasvoorverwarmer is de druk van het reactiegas gedaald tot ca 3 bara , door de drukval over het katalysatorbed en de gasvoorverwarmer. Met een turbocompressor wordt de druk op $5,6 \text{ bara}$ gebracht. De compressie geschiedt schijnbaar isothermisch door tijdens de compressie te koelen.

De compressoren, die het gas uit de partiële condensor tot 21 bara comprimeren, zijn een turbocompressor en een verdringercompressor. Ook hier geschiedt de compressie schijnbaar isothermisch.

Het condensaat uit de partiële condensor wordt met een verdringerpomp in de absorptiekolom geperst.

13) vacuuminstallatie

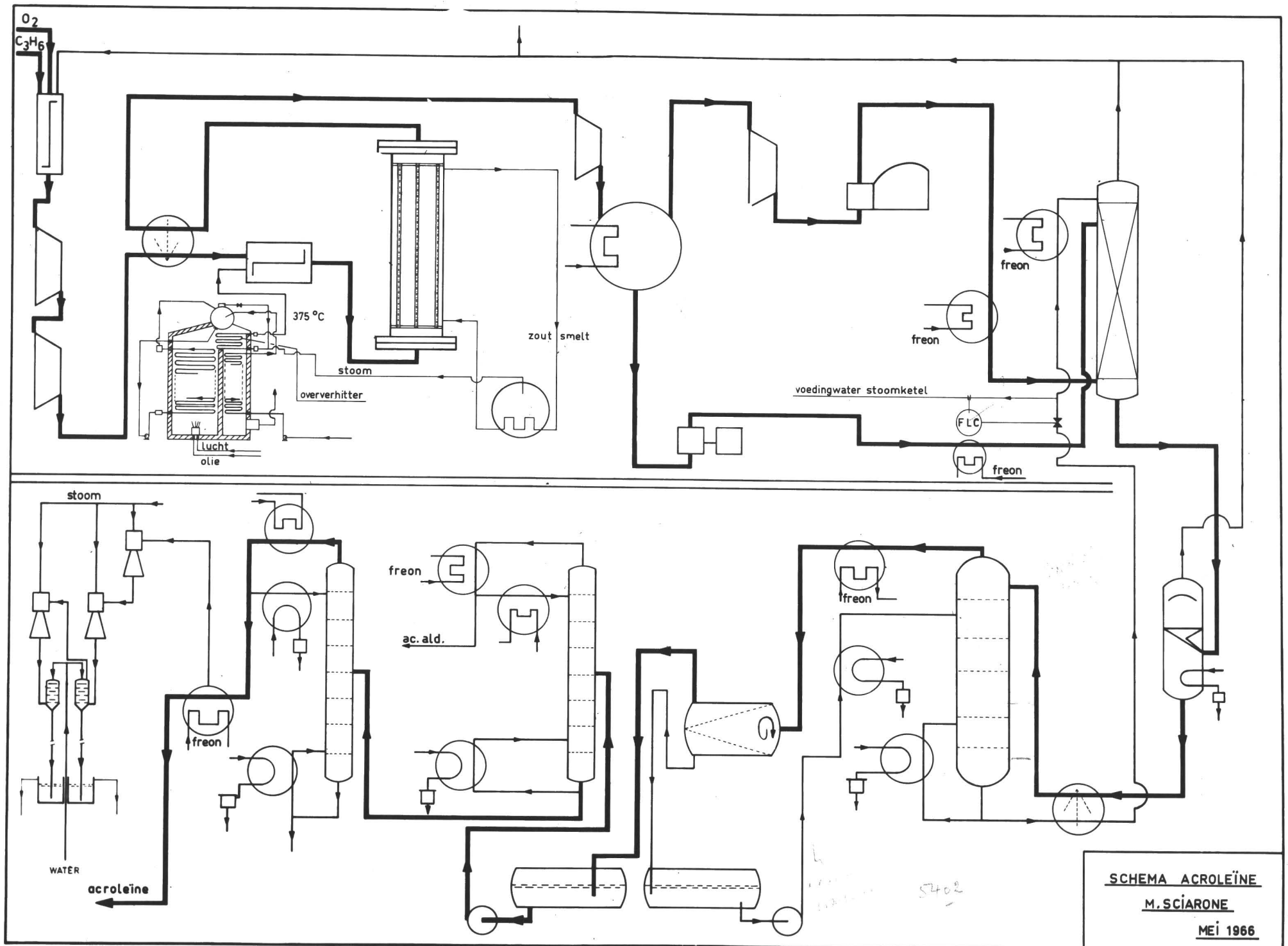
Deze bestaat uit een drietrapsjecteur.

IX Specificatie apparatuur

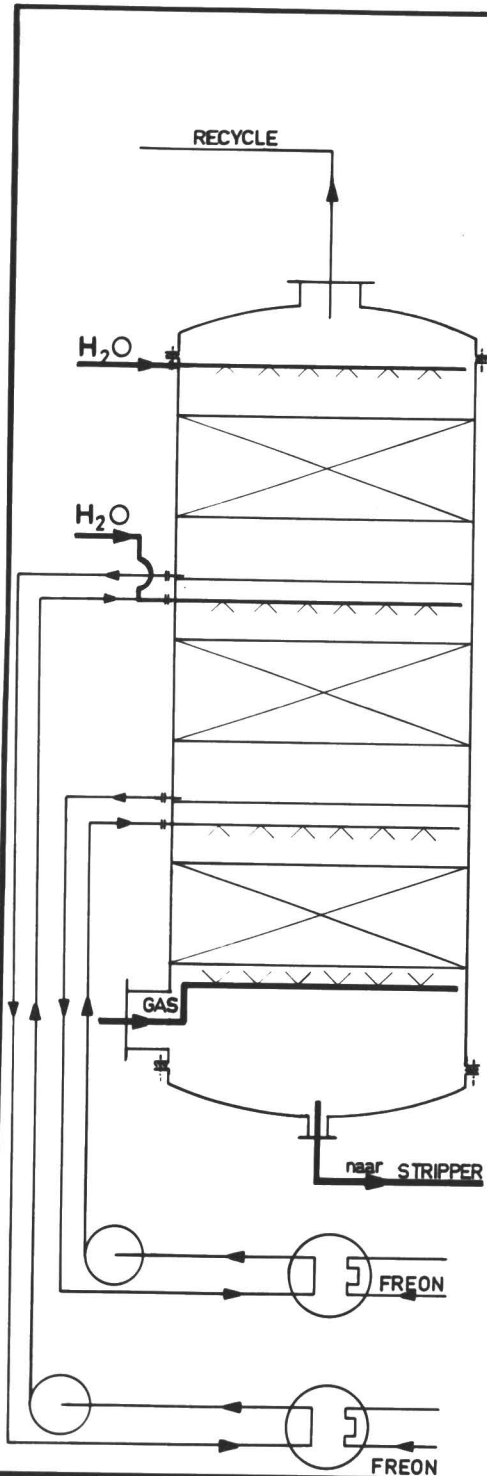
apparaat	lengte	diameter
gasvoorverwarmer	10 m	2,35 m
reactor (3 stuks)	3 m	2,70 m
partiele condensor	10 m	2,40 m
koeler condensaat	1 m	1 m
gaskoeler	5 m	1,50 m
absorber	2,7 m	1,40 m
absorptiekoelers (2x)	1 m	0,43
ww stripper-voeding	8 m	0,55 m
absorptiekoeler	1 m	0,81 m
stripper	5 m	0,61 m
reboiler	2 m	0,80 m
topgaskoeler	2,5 m	1,10 m
separator	inhoud 10 m ³	
Acetaldehyde-kolom	6 m	0,72 m
reboiler	2m	0,70 m
condensor	1 m	0,75 m
Vac. dest. kolom	2 m	1,75 m
reboiler	1 m	0,75 m
Condensor	4 m	0,76 m

Literatuur

- 1) C.W. Smith, Acrolein, John Wiley & Sons Inc., New York 1962
- 2) F.G. Watson, Chem. Eng. 54 (1947), 12; 106
- 3) H. Schultz, Ang. Ch. 62 (1950), 106
- 4) W. Sachtler, Rec. Trav. Chim. 82 (1963), 243
- 5) H. Voge, J. Cat. 2 (1) (1963), 58
- 6) F. Birma, Rec. Trav. Chim. 82 (1963), 901
- 7) C. Adams, J. Cat. 2 (1) (1963), 63
- 8) C.C. McGain, Nature, 198 (1963), 989
- 9) W. Sachtler, Proc. 3^e Congr. Cat. I, (1963), 252
- 10) Naoya Kominanu, Kogyo Kajaku Zasshi, 65, 10(1962), 1510
- 11) A. Polkownikova, Neftekhimya 2 (1), 1963, 103
- 12) V. Belousov, Kin. e. Kat. 2 (2), 1962, 188
- 13) L. Kolchin, Kin. e. Kat., 6 (5), (1965), 878
- 14) L. Jakubowicz, Przemysl Chemiczny, 43 (12) (1964), 674
- 15) Oktrooi no. 110892, Knapsack-Griesheim A.G.
- 16) A. Kohl, F. Rusenfeld, Gas Purification, New York 1960
- 17) Shell Ned. Oktrooiaanvraag no. 263227 (1964)
- 18) International Critical Tables vol. 3
- 19) Rossini, F.D. Selected values of physical and thermodynamic properties of hydrocarbons.
- 20) Perry, J.H. Chemical Engineers' Handbook 4^e edition New York 1964
- 21) V D I Wärmeatlas Deutscher Ingenieur-verlag Düsseldorf
- 22) Du Pont de Nemours Oktrooiaanvraag no. 298431 (1962)
- 23) Shell Ned. Oktrooiaanvraag no. 257487 (1964)
- 24) Shell Ned. Oktrooiaanvraag no. 278966 (1964)

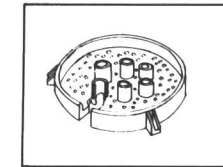


SCHEMA ACROLEINE
M. SCIARONE
MEI 1966

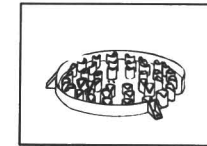


Afmetingen in mm.	Wanddikte in mm.	Aantal per m ³	Gewicht in kg/m ³	Specifiek Opp. in m ² /m ³	Nuttige Ruimte in %
Raschig Ringen (keramisch)					
100 x 100	11	880	610	53	74
50 x 50	5	6000	560	97	78
25 x 25	3	47500	560	193	75
6 x 6	0,75	3170000	660	810	72
Raschig Ringen (metaal)					
75 x 75	1,6	1900	450	72	94
38 x 38	0,9	14800	480	141	94
25 x 25	0,7	49500	560	206	93
13 x 13	0,45	392000	705	415	91
Lessing Ringen (keramisch)					
100 x 100	11	740	720	59	70
50 x 50	6	5650	690	112	69
25 x 25	3,3	46000	785	223	68
13 x 13	1,8	365000	830	426	64
Lessing Ringen (metaal)					
75 x 75	1,2	1770	400	85	95
38 x 38	0,9	14100	610	174	92
25 x 25	0,7	47500	690	262	91
13 x 13	0,45	370000	880	512	89
Viercellige Ringen (keramisch)					
150 x 150	18	320	1200	65	50
100 x 100	11	1060	1180	102	51
75 x 75	7,5	2550	1170	134	51
Drievoudige Spiraal Ringen (keramisch)					
75 x 75	7,5	2550	1030	144	53
Berl Zadel Ringen (keramisch)					
50		8800	640	115	77
25		79000	720	250	70
13		620000	910	480	66
6		4600000	910	980	64
Intalox Zadel Ringen (keramisch)					
50	6,3	8850	570	108	75
25	2,5	85000	570	252	75
13	1,5	640000	600	482	73
Lip Ringen (keramisch)					
50	5	6000	540	124	78
25	3	49500	640	220	73
Lip Ringen (metaal)					
50	1	6200	400	105	95
25	0,6	51000	500	210	94
Dixon Ringen (roestvrij staal)					
6	2400	2840000	400		95
3	3200	17700000	500		95
Borad Ringen (koper, monel)					
13	2400	355000	480		95
6	2400	2470000	750		92

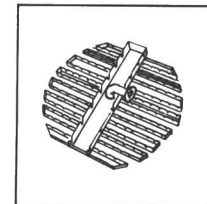
VERDELERS



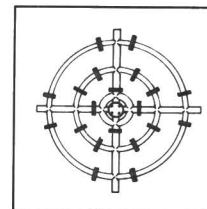
Schoorsteen-type



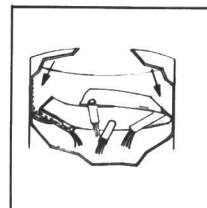
Schoorsteen-type met inkepingen



Trog-type met inkepingen



Geperforeerde Ring - type



Herverdeler

SCHEMA ACROLEINE
J.I. ROES

ABSORPTIEKOLOM (schaal 1-10)

Soorten en Eigenschappen
van Diverse Vullichamen

Typen Verdelers
MEI 1966