

1398

BEREIDING van ENKALON

H.B. de Jonge  
Oostsingel 53  
DELFT

BEREIDING  
van  
POLY- $\omega$ AMINOCAPRONZUUR ( ENKALON)

Inleiding.

Onder verschillende namen is in de loop der laatste jaren het polymerisatieproduct van  $\omega$ -caprolactam in de handel gebracht.

Het oudst is de naam "Perlon", uit Duitsland afkomstig, welk land het polymeer het eerste op industriële schaal maakte (1935).

In Zwitserland is de naam "Mirlon" gebruikelijk, terwijl Nederland het gesponnen eindproduct met de naam "Enkalon", en in niet verwerkte eindvorm met "Akulon" betiteld; in de V.S. van Amerika is meer algemeen de naam "nylon 6".

De verkoopprijs in begin 1952 in Nederland was voor afnamen beneden 100 kg f42,50 per kg, daarboven f40,- per kg. (1).

In Nederland wordt  $\omega$ -caprolactam gemaakt door de Staatsmijnen, waarna het polymerisatieproces zich voltrekt in het nieuwe bedrijf der Algemene Kunstzijde Unie N.V. te Emmen, dat op 2 Januari 1952 in werking is gesteld.

Bij de opstelling van het fabricageproces is men van de gedachte uitgegaan dat de fabriek zijn standplaats in Nederland zal vinden.

Hiertoe is een schatting van het binnenlandse verbruik gemaakt; naar aanleiding van een bericht in (2), wat een gewenste productie in Engeland geeft van 30 à 35.000 ton per jaar, lijkt een productie van 5000 ton per jaar als voorlopige opzet economisch verantwoord.

De Staatsmijnen bereiden het  $\omega$ -caprolactam uit bijna uitsluitend producten, uit eigen bedrijf verkregen, daarbij uitgaande van benzeen.

In dit onderzoek is als uitgangsstof phenol genomen.

Het gepolymeriseerde en versponnen eindproduct munt uit door een hoge treksterkte (speciaal per denier) en een zeer hoge slijtweerstand (de hoogste van alle vezels). Verder zijn het lage s.g. (1,14) en het hoge smeltpunt (215° C) gunstige eigenschappen.

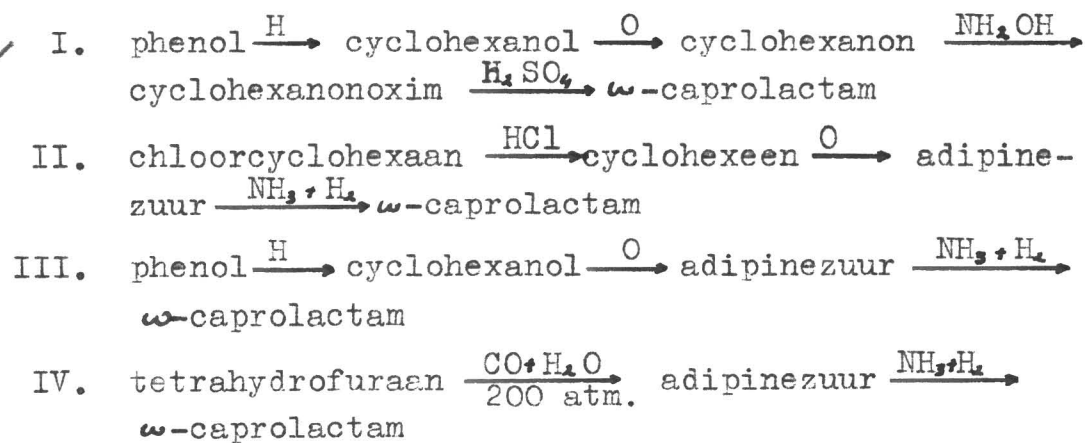
De draden laten zich gemakkelijk verven.

Toepassingen vindt men op velerlei gebied, doch vooral als garens.

Overzicht der mogelijke fabricageprocessen.

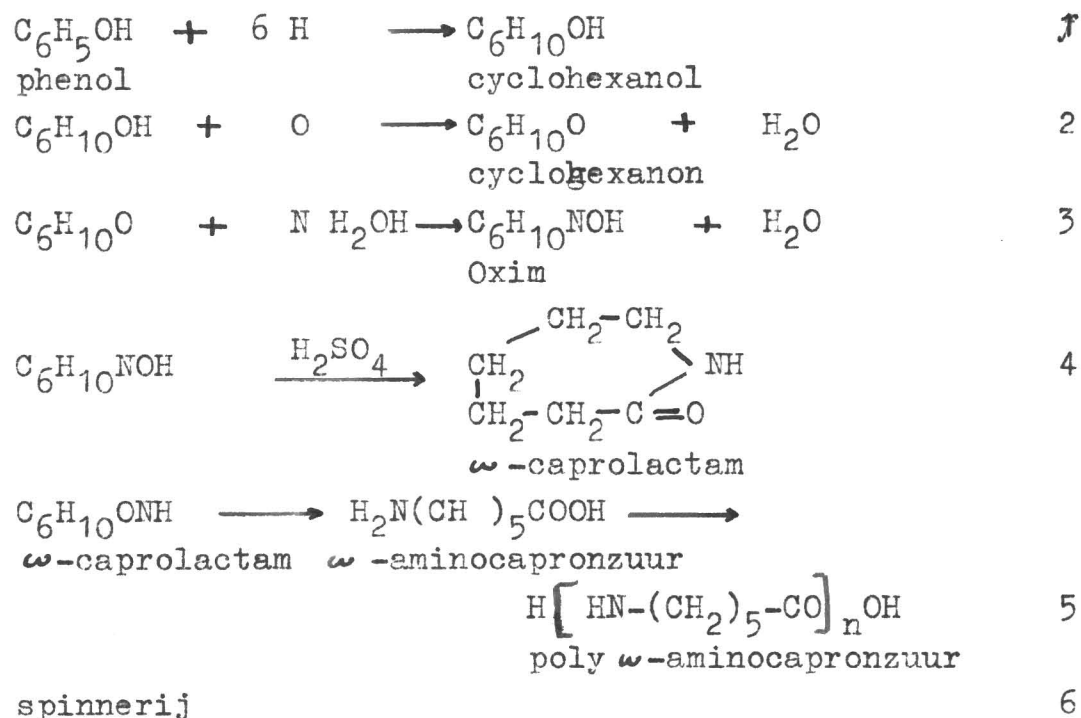
Bij een onderzoek naar de mogelijke fabricageprocessen werd slechts één procédé (I) gevonden, dat industriëel is toegepast.

De overige methoden zijn tot nu toe slechts op laboratoriumschaal uitgevoerd.



Productieschema.

Een overzicht der bij de productie optredende reacties is hieronder weergegeven.



Beperken wij ons tot de reacties 3,4,5 en 6.

Voor een beschrijving der reacties 1 en 2 zij verwezen naar het verslag van Mr. J.A.M. ten Houte de Lange.

Beschrijving fabricageproces.

In onderstaande figuur is een ~~kerst~~ weergave gegeven van het fabricageproces.

Tevens is hierin opgenomen een materiaalbalans, berekend op een productie van 5000ton  $\omega$ -caprolactam per jaar, d.i. 597 kg/uur.

In de met lood beklede reactor A treden continu cyclohexanon en een hydroxylamineoplossing in en er vormt zich cyclohexanonoxim bij 90° C.

Uit A komt het reactiemengsel in de met lood bekleedde scheider B, waar het gesmolten oxim ~~zich~~ zich afscheidt als een bovenste laag, die wordt gevoerd naar het eveneens met lood bekleedde reactievat C.

Aan reactor C wordt oleum toegevoegd, waarna onder invloed hiervan zich een omlegging van Beckmann voltrekt in het oxim bij ongeveer 90° C. Deze reactie gaat gepaard met veel warmte-ontwikkeling (3,4,5), waarom twee reactoren C<sub>1</sub> en C<sub>2</sub> achter elkaar zijn geplaatst om de warmteafvoer te vergemakkelijken. Tevens mag in reactor C<sub>2</sub> de temperatuur oplopen tot 120-125° C ( in reactor C<sub>1</sub> tot 90° C, om de reactie goed in de hand te kunnen houden), wat verder tot voordeel heeft dat de Beckmannsche omlegging zich zo volledig mogelijk voltrekt. Volgens (4) werken geringe hoeveelheden niet-omgezet oxim namelijk storend op de later uit te voeren polymerisatie van het  $\omega$ -caprolactam.

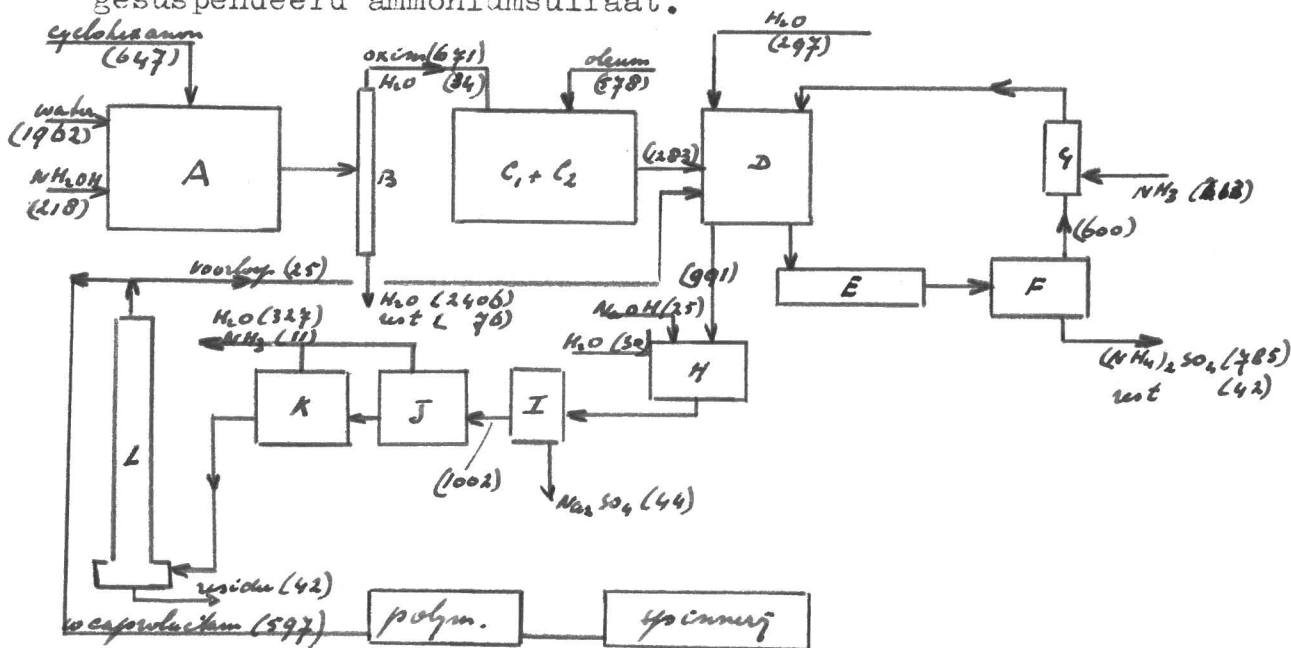
Waren tot nu toe de reacties continu, de volgende bewerkingen worden ladingsgewijze uitgevoerd.

Het reactieproduct van reactor C komt in één der drie met lood bekleedde neutralisatievaten terecht, waarbij ieder uur wordt omgeschakeld naar een volgend vat.

Water en een ammoniak bevattende verzadigde ammoniumsulfaat-oplossing ( uit de kringloop) worden onder intensief roeren toegevoegd, totdat een p<sub>H</sub> = 6 bereikt is.

Daarna scheiden zich twee lagen af: een bovenste olieachtige  $\omega$ -caprolactamlaag en een waterige laag, waarin gesuspendeerd ammoniumsulfaat.

*1/2 het kwart  
betreft om het  
oxim te krijgen  
als is aangev.*



De onderste laag wordt afgelaten in een kristallisator E, komt na kristallisatie van het ammoniumsulfaat in een Bird-centrifuge en in de verzadigde ammoniumsulfaat-oplossing wordt ammoniak opgelost en deze oplossing weer gebruikt ter neutralisatie van het reactieproduct uit reactor C.

Deze kringloop heeft het grote voordeel dat geen  $\omega$ -caprolactam verloren gaat in de waterige laag (die nog 2% lactam bevat). Deze laag wordt nu dus steeds teruggevoerd(6).

De zich in D afscheidende olieachtige laag komt in vat H, waaraan een natriumhydroxyde-oplossing wordt toegevoegd(7). Zou men namelijk niet op deze manier het nog in het gesmolten  $\omega$ -caprolactam opgeloste ammoniumsulfaat ontleden, dan zou dit een aanzienlijke rendementsverlaging geven van  $\omega$ -caprolactam, daar in de destillatietoren de ammoniumverbindingen zouden gaan ontleden en storend zouden werken.

Men had uiteraard ook meteen met natriumhydroxyde in vat D kunnen neutraliseren. Hierbij zou dan echter het weinig waardevolle bijproduct natriumsulfaat gevormd zijn; daarentegen heeft ammoniumhydroxyde grote waarde als kunstmeststof.

Het in H gevormde natriumsulfaat wordt afgescheiden in filter I en het ruwe  $\omega$ -caprolactam, waarin nog water is opgelost, komt in tank J, die onder vacuum op ongeveer  $100^{\circ} \text{C}$  wordt verwarmd, teneinde zoveel mogelijk water te verwijderen.

Tank J wordt vóór iedere nieuwe vulling geledigd in tank K, die tevens wordt verwarmd en onder vacuum staat. In K komt een 3-uurlijkse productie, die op regelmatige tijden wordt afgetapt in de ketel van een destillatiekolom, waarin onder 4 mm Hg-druk ladingsgewijs wordt gewerkt.

Als destillatieproduct wordt verkregen een voorloop (die teruggaat naar tank D) en vervolgens wordt zuiver  $\omega$ -caprolactam gevoerd naar tank M (verwarmd om stolling tegen te gaan).

Uit M wordt door 2 beurtelings werkende autoclaven  $\omega$ -caprolactam afgetapt, dat dan wordt gepolymeriseerd onder toevoeging van een weinig water om de reactie op gang te brengen, van stabilisatoren om de polymerisatiegraad op een bepaalde waarde te fixeren, en andere bijvoegselen.

Het polymerisatieproduct wordt afgetapt in tank O en wordt vandaar via een zandfilter met behulp van een spinpomp op continue wijze verwijderd, en gevoerd naar een serie spindoppen. De hieruit komende draden worden aan de lucht spoedig vast en worden dan met zeer hoge snelheden opgewikkeld en vervolgens gestrekt.

*Besluit bij het  
aanhoort en  
niet afgevoerd*

Berekening van de destillatiekolom voor de scheiding van het mengsel cyclohexanon-cyclohexanol-phenol.

*gewoonlijk*

Voor de berekening der destillatiekolom is gebruik gemaakt van een methode aangegeven door Underwood (8) en Gilliland (9), nl. die der gereduceerde relatieve vluchtigheden.

Een bezwaar bij de berekening is dat de verschillende binaire systemen niet bekend zijn, zodat deze uit de dampspanningscurven moeten worden berekend, aannemende dat de wetten van Raoult en Dalton geldig zijn.

In de litteratuur vindt men het volgende voor 760 mm Hg :

- a. cyclohexanon- cyclohexanol  
geen azeotroop volgens (10)
- b. cyclohexanon- phenol  
geen azeotroop volgens (10)  
wel azeotroop volgens (11) bij 184,5° C en 72 gew.% phenol  
geen azeotroop volgens (12); wel sterke bocht bij ongeveer 80% phenol.
- c. cyclohexanol- phenol  
azeotroop volgens (13) bij 183° C en 87 gew.% phenol

Daar het phenol-gehalte in ons systeem zeer gering is ( minder dan 7%) beschouwen we alle bovengenoemde systemen als ideaal, wat in eerste instantie zeer zeker mag worden verondersteld.

We werken onder een druk van 40 mm Hg-druk.

De door Underwood en Gilliland afgeleide formules zijn:  
boven voeding-invoer

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \frac{\alpha_T}{1} \left(\frac{\alpha_{T-1}}{\beta_{T-1}}\right) \left(\frac{\alpha_{T-2}}{\beta_{T-2}}\right) \dots \left(\frac{\alpha_{f+1}}{\beta_{f+1}}\right) \left(\frac{\alpha_f}{\beta_f}\right) \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_f \quad 1$$

waarin  $\beta_n = \frac{1 + \left(\frac{D}{O_n}\right) \left(\frac{x_{AD}}{x_{A n+1}}\right)}{1 + \left(\frac{D}{O_n}\right) \left(\frac{x_{BD}}{x_{B n-1}}\right)}$

onder voeding-invoer

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_f = \left(\frac{\alpha_{f-1}}{\beta_{f-1}}\right) \left(\frac{\alpha_{f-2}}{\beta_{f-2}}\right) \dots \left(\frac{\alpha_2}{\beta_2}\right) \left(\frac{\alpha_1}{\beta_1}\right) \left(\frac{\alpha_W}{1}\right) \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_W \quad 2$$

waarin  $\beta_m = \frac{1 - \left(\frac{W}{V_m}\right) \left(\frac{x_{AW}}{x_{A m+1}}\right)}{1 - \left(\frac{W}{V_m}\right) \left(\frac{x_{BW}}{x_{B m+1}}\right)}$

Ter vereenvoudiging kan men gemiddelde waarden van  $\alpha$  en  $\beta$  gebruiken. Vergelijkingen 1 en 2 worden dan:

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_D = \left(\frac{\alpha}{\beta}\right)^{N_{n+1}} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_f \quad (1a)$$

$$\left(\frac{x_A}{x_B}\right)_f = \left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_m^{N_m} \left(\frac{x_A}{x_B}\right)_W \quad 2a$$

$$\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_m = 1 + \sqrt{\left[\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_f - 1\right] (\alpha_T - 1)}$$

$$\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_m = 1 + \sqrt{\left[\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_f - 1\right] (\alpha_W - 1)}$$

De voedingplaat kan worden gevonden door aan te nemen dat het minder vluchtige phenol niet in het destillaat voorkomt en zijn concentratie bij de voedingplaat een asymptotisch verloop te zien geeft.

Nu geldt  $V y_f = O x_{f-1} - W x_w$   
 Invullende  $y_f = K_f x_f$  en  $x_{f-1} = x_f$  geeft

$$x_f = \frac{\left(\frac{W}{O_m}\right) x_w}{1 - \frac{K_{f-1} V_m}{O_m}} \quad 3$$

In het meest ongunstige geval ( nl. als de katalysator-activiteit bij de cyclohexanon-bereiding zodanig is teruggelopen dat men deze weer gaat regenereren) heeft de voeding de volgende samenstelling:

$$\begin{aligned} x_o &= 0,60 && \text{( Cyclohexanon)} \\ x_1 &= 0,37 && \text{( Cyclohexanol)} \\ x_p &= 0,03 && \text{( Phenol)} \end{aligned}$$

De voeding wordt als een kokende vloeistof ingevoerd, waarbij dus het totaal aantal molen damp, dat door de kolom stroomt constant blijft.

We willen nu een topproduct, waarin geen phenol en niet meer dan 2% cyclohexanol aanwezig zijn.

$$\begin{aligned} \text{Dus : } x_o T &= 0,98 \\ x_1 T &= 0,02 \\ x_p T &= 0 \end{aligned}$$

Een materiaalbalans geeft dan

$$\begin{aligned} 60 &= 0,98 D + x_o w (100 - D) \\ 37 &= 0,02 D + x_1 w (100 - D) \\ 3 &= 0 + (1 - x_o w - x_1 w) (100 - D) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Waaruit volgt } D &= 59,14 && x_o w = 0,050 \\ W &= 40,86 && x_1 w = 0,877 \\ & && x_p w = 0,073 \end{aligned}$$

Nu moet nog een bepaalde terugvloeiverhouding aangenomen worden en wel de economisch optimale.

Daar er in ons systeem niet veel phenol aanwezig is beschouwe men het binaire systeem cyclohexanon-cyclohexanol, en neme tevens aan dat dit systeem ideaal zij.

Voor een vloeibare voeding op zijn kookpunt is (14)

$$R_{\min} = \left(\frac{O}{D}\right)_{\min} = \frac{1}{(\alpha - 1) x_f}$$

U bent niet erg van  
de Rms of  
geef fouten



Voor een mengsel van 50% cyclohexanon en 50 % cyclohexanol is het kookpunt 75° C bij 40 mm .

	x	p	xp	$y = \frac{xp}{\sum xp}$
cyclohexanon	0,50	53,1	26,6	0,67
cyclohexanol	0,50	26,2	13,1	0,33
			<u>39,7</u>	

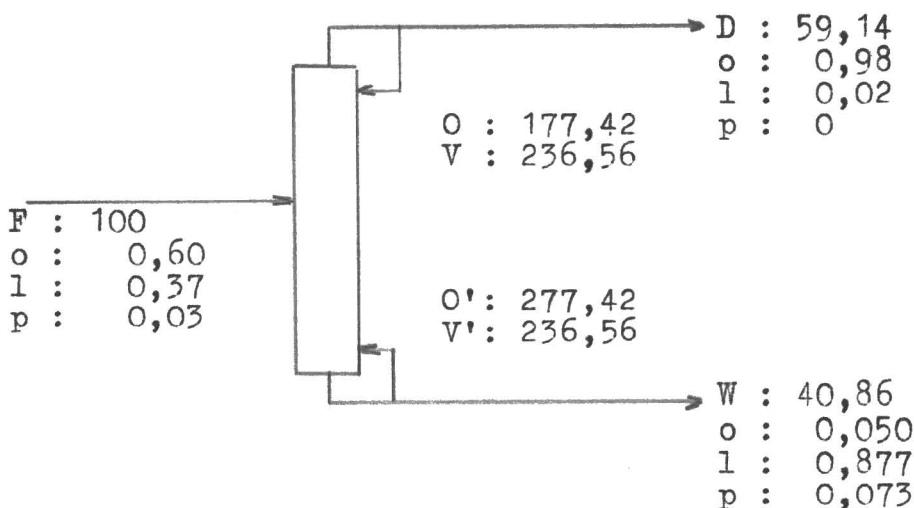
Dus  $\alpha = \frac{0,67}{0,33} \times \frac{0,50}{0,50} = 2,03$

Bij een voeding  $x_{0f} = 0,60$  en  $x_{1f} = 0,40$  is

dus  $R_{min} = \frac{0,6}{(2,03 - 1) 0,6} = 1,62$

$R_{opt}$  is veelal (1,3 ↔ 2)  $R_{min}$ , we nemen daarom R=3

Men vindt nu onderstaand beeld:



Voor de voeding vinden we een kookpunt van 74° C bij 40 mm Hg.

	x	p	xp	y	$K_f$
cyclohexanon	0,60	50,7	30,4	0,758	1,263
cyclohexanol	0,37	25,3	9,4	0,234	0,633
phenol	0,03	9,5	0,3	0,008	0,27
			<u>40,1</u>		

De samenstelling op de voedingsschotel vinden we uit vergelijking 3 :

$$x_{p f} = \frac{\frac{40,86}{277,42} \times 0,073}{1 - K_{f-1} \times \frac{236,56}{277,42}}$$

Aannemende dat  $K_{f-1} = K_f = 0,27$  (t = 74° C) :

$$x_{p f} = 0,0139$$

Uit materiaalbalansen volgt nu :

$$x_{0f} + x_{1f} = 1 - 0,0139 = 0,9861$$

$$y_{0f} + y_{1f} = 1 - 0,27 \cdot 0,0139 = 0,9962$$

Invullende  $K_{0f} = 1,263$  en  $K_{1f} = 0,633$  vinden we

$$\underline{x_{0f} = 0,588} \quad \text{en} \quad \underline{x_{1f} = 0,398}$$

Om de samenstelling der schotel boven de voeding te vinden moeten de werklijnen bepaald worden.

Boven de voeding is de algemene vergelijking der werklijn:

$$y_n = \left(\frac{O}{V}\right) x_{n-1} + \left(\frac{D}{V}\right) x_D$$

of  $x_{n-1} = \left(\frac{V}{O}\right) y_n - \left(\frac{D}{O}\right) x_D$

$$x_{n-1} = \frac{236,56}{177,42} y_n - \frac{59,14}{177,42} x_D$$

cyclohexanon	$x_{n-1} = 1,332 y_n - 0,326$
cyclohexanol	$x_{n-1} = 1,332 y_n - 0,007$
phenol	$x_{n-1} = 1,332 y_n$

We vinden zo dus:

	$x_f$	$K_f$	$y_f$	$x_{f-1}$
cyclohexanon	0,588	1,263	0,744	0,666
cyclohexanol	0,398	0,633	0,252	0,329
phenol	0,014	0,27	0,004	0,005

Verder is

$$\beta_f = \frac{1 + \frac{0,98}{3 \cdot 0,666}}{1 + \frac{0,02}{3 \cdot 0,329}} = 1,46$$

$$\beta_{f-1} = \frac{1 - \frac{40,86}{236,56} \frac{0,05}{0,588}}{1 - \frac{40,86}{236,56} \frac{0,877}{0,398}} = 1,74$$

$$\alpha_f = \frac{0,744}{0,252} \times \frac{0,398}{0,588} = 2,0$$

Om  $\alpha_T$  en  $\alpha_w$  te vinden moeten weer voor top en bodem schotelberekeningen uitgevoerd worden.

Top. Kookpunt  $68,2^\circ \text{C}$  bij 40 mm

	$x_T$	$p$	$xp$	$y = \frac{xp}{\sum xp}$
cyclohexanon	$x_1$ 0,958	40,4	40,4 $x_1$	0,98
cyclohexanol	$1 - x_1$ 0,042	18,9	18,9(1- $x_1$ )	0,02
phenol	0	6,8	0	

Dus  $\alpha_T = \frac{0,98}{0,02} \times \frac{0,042}{0,958} = 2,15$

Bodem. Stel ook hier  $p = 40 \text{ mm}$ , wat zeer zeker niet zo is, daar een drukverval optreedt in de kolom. De invloed van kleine drukverschillen op  $\alpha$  is echter niet groot. Dan is bij 40 mm  $t_w = 85^\circ \text{C}$

	$x$	$p$	$xp$	$y$
cyclohexanon	0,050	80,0	4,00	0,094
cyclohexanol	0,877	42,5	37,22	0,876
phenol	0,073	17,5	1,28	0,030
			42,50	

Dus  $\alpha_w = \frac{0,094}{0,876} \times \frac{0,877}{0,050} = 1,88$

$$\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_f = \frac{2,0}{1,46} = 1,37$$

$$\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_{f-1} = \frac{2,0}{1,74} = 1,15$$

$$\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_n = 1 + \sqrt{(1,37 - 1)(2,15 - 1)} = 1,651$$

$$\left(\frac{\alpha}{\beta}\right)_m = 1 + \sqrt{(1,15 - 1)(1,88 - 1)} = 1,363$$

Deze waarden invullende in de formules 1a en 2a vindt men

$$N_n + 1 = \frac{\log \frac{0,980}{0,020} \times \frac{0,398}{0,588}}{\log 1,651} = 7,0$$

$$N_m = \frac{\log \frac{0,588}{0,398} \times \frac{0,877}{0,050}}{\log 1,363} = 10,5$$

Benodigd zijn dus  $N = N_n + N_m = \underline{16,5}$  theoretische schotels.  
Een werkingsgraad van 60% aannemende moet dus een kolom met  $\frac{10}{6} \times 16,5 = \underline{28}$  schotels gebouwd worden.

Gebruik makende van de gegevens in (15) vinden we voor een plaatafstand van 18 inch en een vloeistofslot van 1 inch een waarde  $K_v = 0,14$ .

De maximaal toelaatbare damp snelheid is nu gegeven door

$$u = 0,14 \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_V}{\rho_V}}$$

Beschouwen we cyclohexanol, daar deze component in de ketel het meest aanwezig is.

$$M = 100$$

$$\text{s.g.} = 0,945$$

Dan is  $\rho_L = 0,945 \times 62,4 = 59,0$  lb. per cu.ft.

Aannemende dat de ideale gaswet geldt is

$$\rho_V = \frac{M}{359} \times \frac{492}{T} \times \frac{p}{760} = \frac{100}{359} \times \frac{492}{614} \times \frac{140}{760} = 0,0117$$

We nemen hier de temperatuur der top, daar dan de kleinste waarde voor  $u_{\max}$  wordt gevonden.

Dus  $u = 9,95$  ft/sec

Door de kolom stromen 27.000 gmolen/uur damp, dat is

$$\frac{27.000 \cdot 100}{10^3 \cdot 3600} \text{ kg/sec} = \frac{27}{36 \cdot 2,2} \text{ lb./sec} =$$

$$\frac{1,65}{0,0117} = 141 \text{ cu.ft./sec}$$

De doorsnede der kolom is dus  $\frac{141}{9,95} = 14,1 \text{ ft}^2$  en de diameter is  $4,24 \text{ ft} = \underline{107,6 \text{ cm}}$

De hoogte der kolom zonder toebehoren is  $28 \times 45,7 = \underline{12,8 \text{ m}}$

We kunnen nu enkele maten aannemen voor de borrelkapjes (deze maten hebben geen enkele grond en kunnen dus zeer wel strijdig zijn met de in de praktijk gebruikelijke voor de berekende diameter).

Uitwendige diameter 3 inch

Hoogte  $3\frac{1}{2}$  inch

Diameter schoorsteen 2 inch

Openingen in kapjes  $1 \times \frac{1}{8}$  inch ; aantal : 30

Nemen we voor de overlopen  $2 \times 1 \text{ ft}^2$  aan, dan blijft over  $12,1 \text{ ft}^2$ . Hierop kunnen ongeveer 73 borrelkapjes geplaatst worden.

Wat is nu het drukverval per schotel?

Deze drukval wordt gesplitst in drie delen.

1. drukval door schoorsteen en binnenzijde der borrelkap. per seconde gaat door iedere kap  $\frac{141}{73} = 1,93 \text{ cu.ft.}$  maximum snelheid in schoorsteen is dan

$$V_R = \frac{1,93 \times 12^2}{2^2 \times \frac{1}{4} \times \pi} = 88,5 \text{ inch/sec}$$

Het bovengenoemde drukverval door schoorsteen en kap is gegeven door de vergelijking

$$h_c = 1,1 v_R^2 \frac{\rho_v}{\rho_L} = 1,1 \times 88,5^2 \times \frac{0,0117}{59,0} = \underline{1,7 \text{ inch}}$$

cyclohexanol.

2. drukverval door de openingen in de kap.

De maximum snelheid door de openingen is

$$v_s = \frac{1,93 \times 12^2}{30 \times 1/8 \times 1} = 74,0 \text{ inch/sec}$$

Het drukverval wordt gegeven door

$$h_s = 0,12 \frac{f}{d} + K \left( \frac{v_R}{2,0 v_s} \right)^2 v_s \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}} \Big)^{0,67}$$

waarin  $K = 1 - \left( \frac{v_R}{2,0 v_s} \right)^2$

Dus  $K = 1 - \frac{88,5}{2 \cdot 74} = 0,64$

Voor de oppervlaktespanning van cyclohexanol bij de werkt temperatuur een waarde van 15 dynes/cm aannemende geeft:

$$h_s = 0,12 \times \frac{15}{59} + 0,64 \left( 1 \times 74 \times \sqrt{\frac{0,0117}{59}} \right)^{2/3} =$$

$$0,03 + 0,65 = \underline{0,68 \text{ inch cyclohexanol}}$$

3. vloeistof boven de borrelkap-openingen

Stel dit op 1 inch cyclohexanol

Het drukverval over iedere plaat is dus globaal

$$1,7 + 0,68 + 1 = 3,4 \text{ inch cyclohexanol, d.i.}$$

6 mm Hg

Over 28 schotels is dit dus  $6 \times 28 = 168 \text{ mm Hg}$ .

In de ketel is de druk dus  $168 + 40 = 210 \text{ mm Hg}$ .

Berekenen we de hierbij behorende keteltemperatuur, dan vinden we ongeveer 124° C.

#### Nomenclatuur.

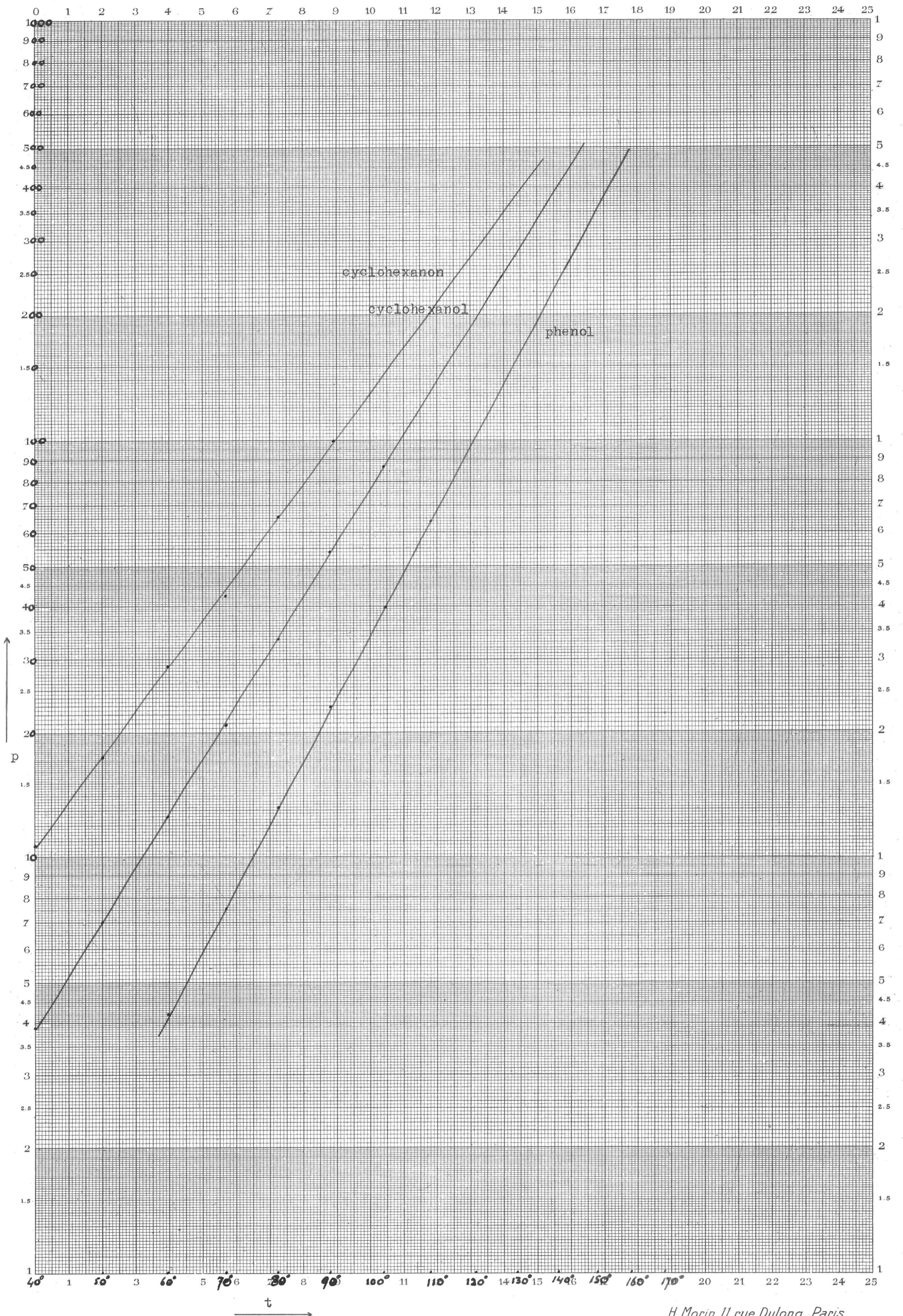
$h_c$	drukverval door schoorsteen en kap
$h_o$	hoogte der openingen in borrelkap
$h_s$	drukverval door borrelkap-openingen
$K$	$y/x$
$K$	constanten
$N$	aantal schotels (theoretisch)
$u$	dampsnelheid, berekend op totale doorsnede der kolom
$O$	aantal molen omlaagstromende vloeistof
$V$	aantal molen stijgende damp
$D$	destillaat (in molen)
$W$	ketelproduct (in molen)
$M$	moleculair gewicht
$\alpha$	relatieve vluchtigheid
$f$	oppervlaktespanning
$\rho$	dichtheid
$p$	dampspanning
$n$	aanduiding voor $n^{\text{de}}$ schotel vanaf bodem der kolom
$f$	aanduiding voor de voeding

Litteratuur.

- 1 Plastica 5 , 162 (1952)
- 2 Plastica 4 , 216 (1951)
- 3 Octrooi no. 66614
- 4 Octrooi-aanvraag no. 112484
5. BIOS XXXIII - 50  
BIOS 1472  
C IOS XXVI - 53  
CIOS XXVIII - 1
- 6 Octrooi no.59.956
- 7 Octrooi no. 71.096
8. Underwood, J.Soc.Chem.Ind., 52 , 223 (1933)
- 9 Gilliland, Ind.Eng.Chem. 27, 260 (1935)
- 10 Lecat, L'Azéotropisme, Bruxelles 1918.
- 11 U.S. Patent no. 2.265.939 (1941)
- 12 Agliardi, Chimica e industria (Milan) 28, 87 (1945)
- 13 Lecat, Rec.Trav.Chim., 47, 13 (1928)
- 14 Robinson, Gilliland, Elements of Fractional Distillation. New York 1950
- 15 Perry, Chemical Engineers Handbook, New York 1950

*Vindstas*

*15*



H. Morin, 11, rue Dulong - Paris.

p-t curven.