

De productie van zuiver, waterrij HCl

(Deel III)

In deel II werd de productie van 36% ig zoutzuur beschreven, uitgaande van de elektrolyse gassen: waterstof en chloor.

In dit deel zal nu beschreven worden, hoe hieruit het zuivere en droge HCl verkregen wordt.

Mit de voorraadtank voor 36% ig zuur wordt per uur 3127,3 kg zuur omhooggepompt naar de stripper, nadat in een compressor de druk op 20 p.s.i.g. (of $2\frac{1}{2}$ atm.) is gebracht. (1)
Om een constante belasting van de stripper te verkrijgen, passeert het zuur eerst nog een met stoom verhitte voorwarmer, die er zorg voor draagt, dat het zuur met constante temperatuur (30°C) de stripper binnenkomt. Dit wordt bereikt, door een mechanisme achter de voorwarmer, dat automatisch de stoomtoevoer regelt.

De voorwarmer is berekend voor het ongunstige geval, dat de temperatuur van het spoepompte zuur 15°C bedraagt. Ze is 20" lang, heeft een diameter van 3" en bevat 10 buizen van $\frac{1}{2}$ - $\frac{5}{8}$ ".

Het uitdrijven van het HCl-rijke gas uit het 36% ige zuur.

Dit geschiedt in de stripper, terwijl een met stoom verhitte reboiler zorg draagt voor de toevoer van de benodigde warmte.

Afmetingen van de stripper: hoogte 3,15 m.
diameter 0,5 m.

Ze is in korbak uitgevoerd en is over een lengte van 3 m opgewuld met $1\frac{1}{2}$ " Raschig-ringen, eveneens van korbak.

Afmetingen van de reboiler: hoogte 2,8 m.
diameter 0,4 m.

Ze is in staal uitgevoerd en bevat 45 korbak pijpen van

log
dmg HCl
2% HCl
dmg HCl

?

1-1/4" en een lengte van 2,65 m.

Verhitting geschiedt m.b.v. 50 p.s.i.g stoom, welke een temperatuur heeft van 298°F (ca 148°C) en waarvan per uur ruims 800 kg nodig is.

Het 36% ioz zuur stroomt nu over de Raschig-ringen in de stripper naar beneden, waarbij een HCl-rijk gas wordt uitgedreven en een meer verdund zuur (ca 20%-ig) onderaan de stripper verlaat.

In de grafiek, die bij het algemene deel is ingesloten, is te zien dat de samenstelling van dit zuur nagenoeg overeen stemt met ^{die van} het aërotopische mengsel, dat bij deze druk behoort.

De diameter van de stripper is zo gekozen dat de zg. verschijnselen van "flooding" en "loading" niet optreden.

Van de 3127,3 kg 36% ig zuur, die bovenaan de stripper binnenkomen worden 643 kg als gas uitgedreven, bestaande uit 632,3 kg HCl en 10,9 kg H₂O (d.w.z. 1,7 gew% H₂O, ofwel 3 vol%) en met een temperatuur van 160-170°F, terwijl 2484,1 kg zuur bestaande uit 496,8 kg HCl en 1987,3 kg H₂O met een temperatuur van 260-270°F afgevoerd worden naar de Cascade koeler.

Droging van het natte HCl-gas

Het gas, dat boven uit de stripper komt moet nog slechts bevrijd worden van zijn laatste onzuiverheid: de 1,7 gew% water. Dit komt overeen met 10,9 kg H₂O per uur.

De droging geschiedt in 2 boven elkaar geplaatste Karbate condensoren, beiden van 2,1 m hoogte en een diameter van 0,225 m., waarin zich 38 buizen bevinden van 3/4-1" en een lengte van 2 m. In de bovenste condensor stroomt water door de pijpen, in de onderste pekkel. Hiermede wordt een afkoeling bereikt tot 8-10°F. De waterdamp is dan praktisch volledig gecondenseerd, terwijl het gevormde water HCl heeft opgenomen tot een concentratie van ca 50%. Een deel hiervan wordt echter nog in de vorm van een fijne nevel door het gas meegevoerd. Daarom passeert het gas tot slot nog een nevelafscheider, waarvan de verticale pijpen luchtig met glaswol zijn opgevuld, welke pijpen uitwendig met pekkel worden

gekoeld. Het geramenlijke condensaat vloeit af in een condensaatvatje, van waaruit het periodiek wordt overgepompt naar de voorraadtank voor 36% ig zuur. Per uur is dit een hoeveelheid van 21,8 kg bestaande uit 10,9 kg HCl en 10,9 kg H₂O.

Het HCl dat aldus verkregen is, bevat nog slechts enkele tienden % inerte gasen, terwijl het watergehalte $< 0,01$ gew.% is. Een zuiverheid van 99,7 gew% wordt zeer gemakkelijk bereikt. De productie hiervan per uur bedraagt 621,4 kg.

Vooraan in deel II werd vermeld dat per uur 626,3 kg HCl geproduceerd werden. 4,9 kg worden echter per uur in de vorm van 36% ig zuur (dus 13,4 kg 36% ig zuur) uit de voorraadtank genomen om te zorgen, dat het niveau hierin gelijk blijft.

Koeling van het 20% ige zuur.

Dit geschiedt in de Cascade koeler. Deze is van het 29 "thrombone"-type en is geheel in Karbate uitgevoerd. Zij bestaat uit 18 boven elkaar gelegen buizen van 2,75 m lengte en een diameter van $1\frac{1}{2}$ - 2". Over een lengte van 2,6 m. stroomt hierover per uur 1500 lb water (≈ 680 kg) van 15°C. Hierin wordt aldus een afkoeling bereikt tot 20°C.

Hieraan zal een nauwkeurige berekening van deze koeler gegeven worden.

Het 20% ige zuur wordt na het verlaten van de koeler afgevoerd naar een met rubber beklede voorraadtank, die een lengte heeft van 3,35 m. en een diameter van 1,35 m. Haar inhoud bedraagt hiermede $\approx 4,8$ m³ waardoor zij een buffer levert van ± 2 uur.

Vanuit deze tank wordt het zuur na ontspanning tot 1 atm. opgepompt naar de restgaswasser om wederom als absorberend te dienen voor nieuwe hoeveelheden HCl.

Het moet dit
het bevoeren

reparatie?

Nauwkeurige berekening van de Cascade koeler

Warmte balans

Invoer		Afvoer	
	kcal/kg		kcal/kg
2484,1 kg 20% ig zuur van 130°C à 103 kcal/kg	256.000	2484,1 kg 20% ig zuur van 20°C à 21,65 kcal/kg	54.000
		Af te voeren warmte	202.000
	256.000		256.000

De overall-coëfficiënt voor deze warmte-overdracht ligt tussen 150-300 BTU/h sqft °F (Perry bl. 481) (2)

De buizen hebben een inwendige diameter van 1 1/2"
Per uur stroomt hierdoor 2484 kg 20% ig zuur (sg bij 18°C is ~ 1,1)

ofwel $\frac{2484}{1,1}$ liter. Dit is per sec. $\frac{2484 \times 1000}{1,1 \times 3600} = 626 \text{ cc/sec}$.

Opp doorsnee: $\frac{1}{4} \times \frac{22}{7} \times \frac{9}{4} \times (2,54)^2 = 11,4 \text{ cm}^2 \rightarrow$ Gem. zuursnelheid:
55 cm/sec

Bij 20°C wordt dus het Reynoldgetal Re :

$$Re = \frac{\rho \cdot \bar{v} \cdot d_i}{\eta} = \frac{1,1 \times 55 \times 3,81}{0,014} \approx 16400$$

Bij 130°C:

$$Re = \frac{1,04 \times 55 \times 3,81}{0,0032} \approx 68100$$

De stroming ^{in de buis} zal dus zeer sterk turbulent zijn en de warmte-overdracht dus zeer goed.

De formule ter berekening van de warmte-overdrachtscoëfficiënt α' , die voor dit geval toegepast kan worden, luidt:

$$Nu = 0,027 (Re)^{0,8} \cdot (\rho_2)^{1/3} \quad (3)$$

$$\text{ofwel: } \frac{\alpha' d_i}{\lambda} = 0,027 \left(\frac{\rho \bar{v} d_i}{\eta} \right)^{0,8} \cdot \left(\frac{c_p \eta}{\lambda} \right)^{1/3}$$

waarin: d_i = binnendiameter van de buis.

λ = warmtegeleidingsvermogen van het zuur

- ρ = dichtheid van het zuur
 \bar{v} = gemiddelde snelheid van het zuur
 η = kinematische viscositeit van het zuur
 c_p = soortelijke warmte van het zuur

Waarom?

De stofconstanten die in deze formule voorkomen moeten allen genomen worden bij de temperatuur van de film laag. Deze is het rekenkundig gemiddelde tussen wandtemp en zuurtemperatuur.

De berekening van de warmteoverdrachtscoëfficiënt α'' voor de waterfilm die over de buizen stroomt is niet mogelijk omdat nauwkeurige formules hiervoor ontbreken. Slechts McAdams, Drew en Bays (4) geven de volgende benaderingsformule, geldend in geval van laminaire stroming: (zie ook: Perry, bl 474)

$$\alpha'' = 150 \left(\frac{\Gamma}{D_o'} \right)^{1/3} \quad \text{voor } \Gamma \text{ waarden tussen } 100 \text{ en } 1000 \frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$$

waarin

- Γ = hoeveelheid water, die per uur, per ft pijplengte langs één kant van de pijp naar beneden stroomt
 Dimensie: $\frac{\text{lb}}{\text{hr ft}}$
 D_o' = uitwendige diameter van de pijp in inches

Dat deze formule slechts een ruwe benadering geeft, is duidelijk. De viscositeit bijvoorbeeld is niet in de formule te vinden. Ook het temperatuurtraject waarbinnen de formule geldig is, wordt niet opgegeven. Bij gebrek aan een betere formule, werd deze echter toch bij de berekening gebruikt.

Om de koeler zo klein mogelijk te houden werd Γ zo hoog mogelijk gekozen. Zij mag echter weer niet zo hoog gekozen worden, dat „kortsluiting“ op gaat treden, d.w.z. dat een deel van het water niet meer de ronding van de pijpen volgt, maar er bij de grootste diameter afvalt. Een deel van het water doet dan niet meer mee aan de warmte uitwisseling en een berekening wordt daarmee onmogelijk. Bij bovenstaande formule staat als uiterste begrenzing van de hoeveelheid koelwater opgegeven: $\Gamma = 1000$, echter Adams Broughton & Conn (5) vermelden dat bij waarden voor Γ boven 750 een storend spetteren begint op te treden. Daarom werd ook hier voor Γ de waarde 750 genomen. Over de hele pijplengte van 9 ft stroomt dus naar beneden:

U moet ook
 kijken de pijpen
 als 1/2 in

$$\frac{9 \times 750 \times 2}{2,208} = 6120 \text{ kg H}_2\text{O. met begintemperatuur van } 15^\circ\text{C}$$

Nemen we voorts aan, dat alle warmte, die door het zinn wordt afgestaan door het koelwater wordt opgenomen, m.a.w. sluiten we uit warmteverlies door straling en convectorie, alsmede een eventuele, gedeeltelijke verdamping van het koelwater, dan arriveert het koelwater beneden met een temperatuur t , die te vinden is uit de volgende vergelijking:

$$6120 (t - 15) = 202.000 \rightarrow t = 48^\circ\text{C} (118.4^\circ\text{F})$$

Verdamping van koelwater zal bij deze temperatuur nog slechts in geringe mate optreden, zodat de verwaarlozing hiervan geen grote fout zal veroorzaken.

Dat de stroming van het water over de pijpen laminair is, blijkt uit de volgende berekening:

$$Re = \frac{\rho \bar{v} D_i}{\eta} \text{ moet kleiner zijn dan } 2100.$$

Deze voorwaarde gaat ook op voor het onderhavige geval mits i.p.v. D_i de zo hydraulische diameter wordt ingevuld. Deze is voor een vallende film gelijk aan $4 \times$ de laagdikte δ . (3) Voorts is $\rho \times \bar{v} \times \delta$ juist gelijk aan Γ wanneer tenminste bij elkaar passende eenheden gebruikt worden.

$$\text{Het } Re\text{-getal wordt dan dus: } Re = \frac{4\Gamma}{\eta}$$

Vullen we hierin voor Γ de waarde 750 in en voor η de viscositeit van het koelwater bij de hoogste temperatuur, nl bij 48°C , (zie Perry; bl 373) dan krijgen we:

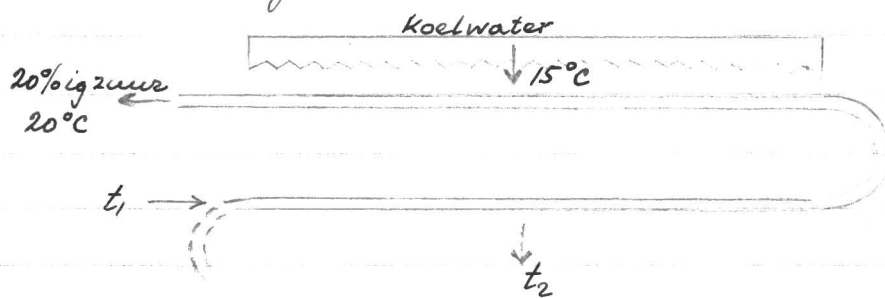
$$Re = \frac{4 \times 750}{2,42 \times 0,62} = 2000$$

De eigenlijke doorrekening van de koeler werd nu a.v. uitgeroerd:

De koeler werd onderverdeeld in secties van 2 boven elkaar gelegen pijpen in verband met het feit, dat voor een dergelijke koelersectie een formule voor de warmteoverdracht bekend was van de volgende vorm:

$$Q = U_m \times A \times y \Delta t_{lm}$$

waarin y een correctiefactor op het logaritmisch temperatuurgemiddelde voorstelt, af te lezen in een grafiek, die door Bowman, Müller en Nagle (6) opgesteld is, en welke grafiek ook in Perry's Handbook (3^{de} editie - p. 406) is opgenomen.



De berekening werd boven aan de koeler begonnen, omdat begintemperatuur van het koelwater en eindtemperatuur van het 20% ige zuur bekend zijn.

Voor de breedte van de koelwaterstroom was de in de industrie gebruikelijke afmeting van 9 ft genomen, zodat bij de bekende binnendiameter van de pijpen van 1 1/2" het warmte uitwisselend oppervlak vastgelegd was, nl:

$$A = 2 \times 22/7 \times 1/8 \times 9 = 7,08 \text{ ft}^2$$

De berekening van de 1^e sectie werd nu a.v. uitgevoerd:

- 1) De inlaattemperatuur t_1 van het zuur werd aangenomen waarna de uitlaattemperatuur t_2 van het koelwater kon worden berekend met behulp van de vergelijking:

$$c_{p,w_z} \times s.w_z \times (t_1 - 20) = c_{p,w_w} \times s.w_w \times (t_2 - 15)$$

waarin de index z wijst op het zuur en w op het water.

- 2) Daarna was Δt_{lm} te berekenen m.b.v. de formule:

$$\Delta t_{lm} = \frac{\Delta t_2 - \Delta t_1}{2.3 \log \frac{\Delta t_2}{\Delta t_1}}$$

alsook y te vinden uit bovengenoemde grafiek.

- 3) Daarna kon U_m berekend door α' te berekenen bij de over de sectie gemiddelde zuur-filmtemperatuur en daaropvolgende toepassing van de formule:

$$\frac{1}{U_m} = \frac{1}{\alpha'} + \frac{d}{\lambda} + \frac{1}{\alpha''}$$

waarin: d = dikte van de karbatewand ($\frac{1}{2}$ ")

en λ = warmtegeleidingscoëfficiënt van karbate
(85 Btu/h sq ft °F/ft)

Hierbij werden de beide warmteweerstand $\frac{d}{\lambda}$ en $\frac{1}{\alpha''}$ betrokken op het zelfde oppervlak als $\frac{1}{\alpha'}$ d.w.z. op het binnen oppervlak, omdat de weerstand in de zuurfilm het grootst bleek te zijn.

4) Hierna kon dan Q berekend worden m.b.v. de formule:

$$Q = U \times A \times \Delta t_m.$$

en deze Q moest dan gelijk zijn aan:

$$C_{pw2} \times S.W._2 \times (t_1 - 20)$$

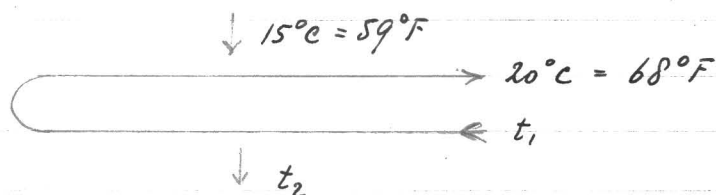
Werd hierbij niet dezelfde t_1 gevonden, als die welke in het begin was aangenomen dan was de aanname verkeerd geweest en moest een nieuwe waarde worden aangenomen.

Bij de berekening van de 2de sectie goldes dan t_1 en t_2 als begin temperaturen en werd de onbekende zuurtemperatuur t_3 gesteld. De uittoestemperatuur t_4 van het koelwater kon daarna weer berekend worden, etc.

Hiermede werd zo lang doorgesgaan totdat de temperatuur van het in de koeler binnentredende zuur (130°C) bereikt was. Opstelling van het aantal secties leverde dan het totaal benodigde koeloppervlak

Berekeningen

1e Sectie



$$\text{Stel } t_1 = 22,3^\circ\text{C} = 72,14^\circ\text{F}.$$

$$\rightarrow 2484 \times 2,3 \times 0,715 = 6120 \times 1 \times (t_2 - 15)$$

$$\rightarrow t_2 = 15.66^\circ\text{C} = 60.20^\circ\text{F}.$$

$$\rightarrow \Delta t_{lm} = \frac{11.94 - 9}{2.3 \times \log \frac{11.94}{9}} = \frac{2.94}{0.282} = 10.43$$

De correctiefactor y blijkt voor dit geval = 1 te zijn.

Berekening U_m :

Daarom α' te berekenen bij $t_f = 19^\circ\text{C}$.

$$D_i = 3.81 \text{ cm}$$

$$\bar{v} = 55 \text{ cm/sec.}$$

$$\lambda = 0.290 \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F/ft} \quad (\text{extrapolatie van gegevens uit Crit tables 5, 229})$$

$$= 0.0012 \text{ cal/sec cm}^2\text{ }^\circ\text{C/cm}$$

$$\rho = 1.099 \text{ g/cc} \quad (\text{Perry tabel 78, bl 179})$$

$$\eta = 0.0144 \text{ poises} \quad (\text{" fig 19, bl 373})$$

$$c_p = 0.71 \text{ cal/}^\circ\text{Cgr} \quad (\text{" tabel 178, bl 234})$$

Deze waarden ingevuld in de formule op bl 4 geeft:

$$\alpha' = 0.027 \frac{0.0012}{3.81} \left(\frac{3.81 \times 55.0 \times 1.099}{0.0144} \right)^{0.8} \left(\frac{0.71 \times 0.0144}{0.0012} \right)^{1/3}$$

$$\rightarrow \alpha' = \underline{\underline{295}} \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

α'' kan berekend worden m.b.v. de formule: $\alpha'' = 150 \left(\frac{T}{T_0} \right)^{1/3}$

Dit geeft: $\alpha'' = 150 \left(\frac{750}{2} \right)^{1/3} = 1080$ Deze waarde is berekend op het buitenoppervlak van de pijp. Omgerekend op het binnenoppervlak krijgen we:

$$\alpha'' = \frac{1}{3} \times 1080 = \underline{\underline{1440}} \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F}$$

Voor de warmteoverdracht door de karbake wand krijgen we:

$$\frac{\lambda}{d} = \frac{85}{1/24} = 2040 \text{ BTU/hr ft}^2\text{ }^\circ\text{F}.$$

Deze waarde 2040 geldt voor $A_{gem} = \frac{A_0 - A_i}{2.3 \log \frac{A_0}{A_i}} = 1.16 \cdot A_i$

waarin A_i = binnenoppervlak v/d pijp

A_0 = buitenoppervlak "

Omgerekend op het binnenoppervlak krijgen we dus

$$\frac{\lambda}{d} = 2040 \times 1.16 = \underline{\underline{2366}}$$

U_m kan nu berekend worden uit: $\frac{1}{U_m} = \frac{1}{d'} + \frac{d}{\lambda} + \frac{1}{d''}$

Dit levert: $\frac{1}{U_m} = \frac{1}{295} + \frac{1}{2366} + \frac{1}{1440} \rightarrow U_m = 222$

Nu is: $Q = U_m \times A \times y \Delta t_{lm}$. Vullen we hierin de bovenvervonden waarden in, dan krijgen we:

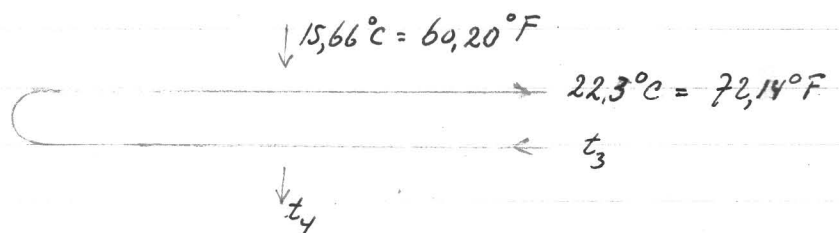
$$Q = 222 \times 7,08 \times 10,43 = 16392 \text{ BTU/hr}$$

Deze waarde van Q moet nu gelijk zijn aan: $C_{p,w_2} \times s.w_2 \times (t_i - 20)$

$$\rightarrow \frac{16392}{4} = 2484 \times 0,71 \times (t_i - 20) \rightarrow t_i = 22,32^\circ\text{C}$$

Voor t_i was aangenomen een waarde van $22,3^\circ\text{C}$. Dit komt zeer goed overeen met de berekende temperatuur, maw. de aanname is juist geweest.

2de Sectie:



Stel $t_3 = 25,4^\circ\text{C} = 77,72^\circ\text{F}$.

$$2484 \times 3,1 \times 0,71 = 6120 \times 1 \times (t_4 - 15,66)$$

$$\rightarrow t_4 = 16,55^\circ\text{C} = 61,79^\circ\text{F}$$

$$\rightarrow \Delta t_{lm} = \frac{15,93 - 11,94}{2,3 \times \log \frac{15,93}{11,94}} = \frac{3,99}{0,288} = 13,86^\circ\text{F}$$

De correctiefactor y blijkt weer weg te vallen ($y = 1,0$)

Berekening U_m

Daarbov d' te berekenen bij $t_p = 21,0^\circ\text{C}$
 d'' en $\frac{\lambda}{d}$ blijven voor iedere sectie hetzelfde.

$$D_i = 3,81 \text{ cm}$$

$$\bar{v} = 55 \text{ cm/sec}$$

$$\lambda = 0,292 \frac{\text{BTU}}{\text{m ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F/ft}}$$

$$= 0,0012 \frac{\text{cal}}{\text{sec cm}^2 \text{ } ^\circ\text{C/cm}}$$

$$\rho = 1,095 \text{ g/cc}$$

$$\eta = 0,014 \text{ poises}$$

$$c_p = 0,71 \text{ cal/g } ^\circ\text{C}$$

Deze waarden weer ingevuld in de formule van bl 4 levert:

$$\alpha' = 0,027 \frac{0,0012}{3,81} \left(\frac{3,81 \times 55,0 \times 1,095}{0,014} \right)^{0,8} \left(\frac{0,71 \times 0,014}{0,0012} \right)^{1/3}$$

$$\rightarrow \alpha' = 300 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Men kan dan weer berekend worden uit:

$$\frac{1}{U_m} = \frac{1}{300} + \frac{1}{2366} + \frac{1}{1440} \rightarrow U_m = 225 \text{ BTU/h ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

De hoeveelheid warmte die in deze sectie wordt uitgewisseld is dus:

$$Q = 225 \times 7,08 \times 13,86 = 22080 \text{ BTU/h}$$

Deze waarde (gedeeld door 4 om het aantal keel. te krijgen) moet weer overeenkomen met: $Q_{w2} \times s.w_2 \times (t_3 - 22,3)$

$$\text{ofwel } \frac{22080}{4} = 2484 \times 0,71 \times (t_3 - 22,3)$$

$$\rightarrow t_3 = 25,43 \text{ } ^\circ\text{C}$$

Aangenomen was: $t_3 = 25,4 \text{ } ^\circ\text{C}$ Dit klopt dus weer goed.

De overige secties worden op precies dezelfde wijze behandeld en daarom wordt hier volstaan met een tabel die de voornaamste resultaten bevat:

	U_m BTU/h ft ² °F	Q BTU/h	t_z °C	t_w °C
3 ^e sectie	230	30210	29,4	17,8
4 ^e sectie	236	44680	36,0	19,6
5 ^e sectie	244	64200	45,0	22,2
6 ^e sectie	256	94560	58,0	26,1
7 ^e sectie	274	136120	76,0	31,7
8 ^e sectie	300	207720	102,0	40,2

waarin t_z = temperatuur van het in de sectie tredende ruw
 t_w = temperatuur van het koelwater bij verlaten van
 de sectie.

De 9^e sectie is niet meer berekend omdat uit de verkregen resultaten reeds duidelijk blijkt, dat deze 9^e sectie ruimschoots voldoende is, om de nog resterende hoeveelheid warmte af te voeren.

In totaal moest afgevoerd worden: 808.000 BTU/hr
 In de 8 bovenste secties wordt afgevoerd: 615.960 " "

Blijft dus nog over een hoeveelheid van 192.040 BTU die per uur nog moet worden afgevoerd. Uit de tabel is echter duidelijk af te lezen dat de hoeveelheid warmte, die per sectie uitgewisseld wordt naar beneden toe groter wordt (vanwege het groeiende temperatuurverschil). De 8^e sectie verwerkte echter reeds ruim 207000 BTU/hr.

De berekening wijst dus uit dat 18 buizen boven elkaar van bovengenoemde afmetingen nodig en voldoende zijn om het 20% ige zuur van 130°C tot 20°C af te koelen bij gebruik van de aangegeven hoeveelheid koelwater van 15°C.

Geraadpleegde literatuur

1. C. C. Brumbaugh }
 A. B. Fillman } Ind. Eng. Chem. 41, 2165-67 (1949)
 R. C. Lutter }
2. J. H. Perry Chemical Engineers' Handbook, 3rd ed. (1950)
3. H. Kramers Collegedictaat *Physische Werkwijzen I.*
4. W. H. Mc Adams }
 F. B. Drew. } Trans. Am. Soc. Mech. Engrs. 62, 627, (1940)
 G. S. Bays }
5. F. W. Adams }
 G. Broughton } Ind. Eng. Chem. 28, 537-541, (1936)
 A. R. Conn }
6. R. A. Bowman }
 A. C. Mueller } Trans. Am. Soc. Mech. Engrs. 62, 283, (1940)
 W. H. Nagle }

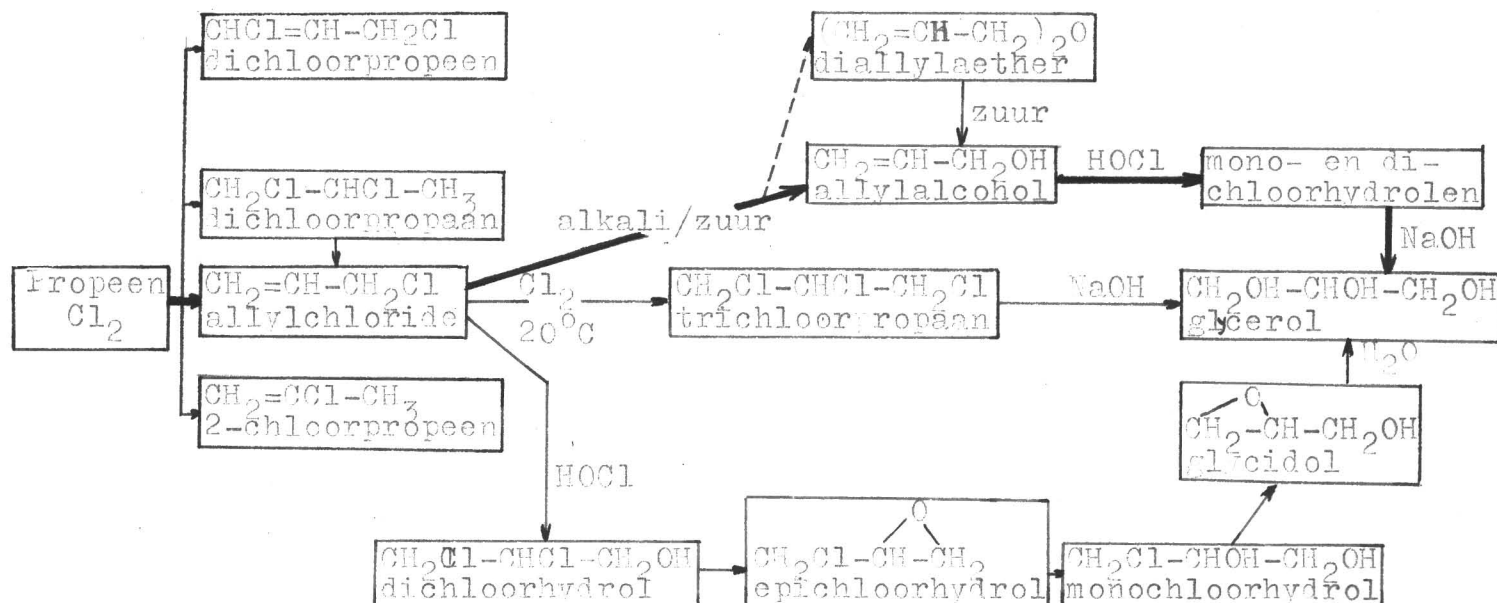
Nadere bespreking van de gevolgde methode: Zoals we al aangaven onder het hoofd bereidingswijzen is de eerste stap bij de

synthese van glycerol de bereiding van allylchloride uit propene en chloor bij 500°C . Hierbij ontstaat, naast bijproducten, als hoofdproduct allylchloride.

Het allylchloride kan nu langs verschillende wegen omgezet worden in glycerol. We noemen:

- Slecht.*
- behandeling met chloor bij 20°C . Het gevormde trichloorpropaan kan door verzeppen met NaOH omgezet worden in glycerol.
 - omzetten met loog of met $\text{HCl} + \text{Cu}_2\text{Cl}_2$ (als katalysator) in allyl-alcohol. Hierbij ontstaat als voornaamste bijproduct diallylaether, dat met zuur omgezet kan worden in allyl-alcohol. Het allyl-alcohol kan met HOCl omgezet worden in een mengsel van $\text{CH}_2\text{OH}-\text{CHCl}-\text{CH}_2\text{OH}$ en $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$, welk mengsel met NaOH glycerol geeft.
 - Behandelen met HOCl waarbij $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CHCl}-\text{CH}_2\text{OH}$ gevormd wordt, dat met NaOH of met $\text{Ca}(\text{OH})_2$ omgezet kan worden in epichloorhydrol. Behandeling hiervan met water geeft $\text{CH}_2\text{Cl}-\text{CHOH}-\text{CH}_2\text{OH}$, dat na reactie met NaOH en H_2O glycerol geeft. Het is ook mogelijk het glyceroldichloorhydrol, het epichloorhydrol en het glycerolmonochloorhydrol met NaOH om te zetten in glycerol.

Een overzicht van deze methoden volgt hieronder:



Wat a) aangaat het volgende:

de verdere chlorering van allylchloride tot trichloorpropaan verloopt vlot, in tegenstelling met de verzeeping van dit product tot glycerol. Volgens Goldstein(1) is de oorzaak hiervan dat by de verzeeping primair het 2-chloorallyl-alcohol ontstaat dat bestendig is tegen een verdere hydrolyse.



Het rendement van de verzeeping is dan ook slecht en deze methode om glycerol te maken uit allylchloride is dan ook niet aanbevelenswaardig.

Wat de methode c) aangaat:

De chloorhydrering van allylchloride gaat moeilijk, omdat allylchloride slecht in water oplost. En men voert de reactie uit in waterig milieu om de vorming van ongewenste bijproducten tot een minimum te beperken. Bovendien moet contact tussen gasvormig chloor en niet gereageerd hebbend allylchloride vermeden worden, daar het chloor bij voorkeur niet in de waterfase oplost, wat dus weer aanleiding geeft tot ongewenste producten.

Naar Williams(2) mededeelt is het evenwel wel gelukt om deze stap met goed rendement te realiseren.

De literatuur hierover is echter uitermate beperkt.

Het glyceroldichloorhydrol kan met gebruikmaking van NaOH of het goedkopere calciumhydroxyde omgezet worden in epichloorhydrol, dat langs verschillende wegen en met goede rendementen omgezet kan worden tot het beoogde eindproduct.

De methode is dus wel aantrekkelijk, maar er zijn 2 nadelen:

de chloorhydrering verloopt moeilijk en de literatuur over deze methode is schaars.

Fabricage van glycerol uit allylchloride

Bij de bespreking hiervan zullen we ons houden aan de indeling genoemd op pag. VI, dwz we zullen dit onderdeel verdelen in de bereiding van allylalcohol uit allylchloride en de bereiding van glycerol uit allylalcohol.

Elk onderdeel zullen we weer als volgt behandelen:

- bespreking der verschillende reacties en de daarmee samenhangende uitvoeringsvormen.
- overzicht van het fabricageschema en een beschrijving hiervan.
- bespreking van de materiaalbalans der verschillende toestellen.
- berekening van een onderdeel der fabriek.

A) Allylchloride-allylalcohol

- De omzetting van allylchloride in allylalcohol komt neer op de vervanging van een Cl atoom door een OH groep. Een vervanging die men kan bewerkstelligen zowel in zuur als alkalisch milieu. In het ene geval gebruikt men HCl met als katalysator cuprochloride, in het andere geval gebruikt men of NaOH of Na_2CO_3 .

De hydrolyse in zuur milieu verloopt by lagere temperatuur, maar daar staat tegenover dat de rendementen ongunstig afsteken bij die verkregen in alkalisch milieu.

Zo geeft Williams(1) de volgende cijfers:

Zuur milieu	allylalcohol	85%	alkalisch milieu	94.7%
	diallylaether	9%		1.6%
	verliezen	6%		3.7%
	temperatuur	80°C		150°C

H.B. Rendementen berekend op allylchloride.

De hydrolyse met zuur vindt plaats met 2.8% HCl + 0.2% Cu_2Cl_2

de hydrolyse met alkali met 12% Na_2CO_3 .

We hebben, afgaande op deze cijfers, hydrolyse in alkalisch milieu de voorkeur gegeven.

De hydrolyse met soda geeft de beste resultaten, een verschil dat samenhangt met het verschil in p_H tussen soda en NaOH.

Aan het gebruik van soda is evenwel een groot nadeel verbonden: wanneer het ontwikkelde CO_2 niet wordt afgeblazen kunnen

zeer hoge drukken optreden, met alle gevolgen van dien. Wordt het koolzuur wel afgeblazen van tijd tot tijd dan neemt het vluchtig materiaal mee (allylchloride en allylalcohol in de eerste plaats) hetgeen verlies betekent. Bovendien stijgt de p_H wanneer CO_2 ontwijkt. Het gebruik van soda is daarom niet aan te bevelen, waarbij nog komt dat bij gebruik van NaOH eveneens uitstekende rendementen verkregen kunnen worden.

Het rendement aan allylalcohol hangt zowel af van de concentratie, als van de temperatuur, als van de p_H der oplossing.

Betrekkelijk geeft Williams aan dat een ^{willekeurige} temperatuur van 150°C

gekozen is, welke temperatuur eenvoudig bereikt kan worden en die geen aanleiding geeft tot te hoge drukken.

Wat de concentratie aangaat is de situatie gecompliceerder: volgens Williams(1) geeft een hogere concentratie aan NaOH meer diallylaether als bijproduct, bovendien treedt een groter deel van het allylchloride niet in reactie. Zo bezien is een verdunde oplossing te prefereren, ware het niet dat dan de winning der allylalcohol moeilijker en tijdrovender is.

Hoe verdunder de NaOH oplossing, hoe groter de reactiesnelheid maar des te kleiner de productie per volumeenheid.

Men moet dus een middenweg be wandelen en Williams(1) geeft aan dat een 5% NaOH bij de genoemde temperatuur en een reactietijd van 20 minuten de beste resultaten geeft. Bij deze concentratie wordt bovendien weinig diallylaether gevormd, waarvan de hoeveelheid eveneens van de alkaliteit afhangt.

Wat de winning van de allylalkohol betreft:

na de hydrolyse hebben we verkregen een oplossing van allylalkohol in water, samen met NaCl, NaOH, diallylaether en allylchloride.

Dit mengsel wordt afgekoeld. Het systeem ontmenat zich en hierbij ontstaan 2 lagen: een bovenlaag (met practisch alle aether) en een onderlaag (met practisch alle allylalkohol)

De onderlaag wordt nu aan batch distillatie onderworpen waarbij eerst een ternaire azeotroop over de top komt (allylalcohol-diallylaether-water) en vervolgens de binaire azeotroop allylalcohol-water (zie ook bij de materiaalbalans en bij de berekening)

Op deze eenvoudige manier hebben we dus bereikt dat bij de distillatie een waterige allylalcohol oplossing opgevangen kan worden waarbij de aanwezige diallylaether (dank zij de scheiding van het mengsel verkregen bij de hydrolyse) niet stoort.

Weliswaar is dus de allylalcohol niet 100%ig, maar dit is voor de verdere synthese ook niet nodig.

Zou men toch een water vrije allylalcohol wensen (in verband met hetgeen we schreven over het gebruik van allylalcohol) dan kan men dit bereiden door een azeotropische distillatie, waarbij het gebruik van diallylaether als toe te voegen component voor de hand ligt. Deze diallylaether wordt bij het proces zelf verkregen en is voorhanden in de bovenlaag.

Men kan ook gebruik maken van benzeen (Williams(2)) of van trichlooraethyleen (Harris en Norman(3)).

- b) Allylchloride van de allylchloridefabricage gaat via een stalen tank, voorzien van een niveaumeter, naar een van de 2 reactoren. 5% NaOH uit een van de 2 roestvrij stalen tanks wordt door een hoge druk pomp via een voorwarmer (uitgangstemperatuur 150°C) gepompt naar een van de 2 reactoren. Uiteraard kan men ook de reagentia koud in de reactor brengen en dan opwarmen. Dit brengt evenwel een zware constructie van deze reactoren mee.

De gang van zaken is nu zo:

de benodigde hh allylchloride (zie bij de materiaalbalans) wordt in een van de twee reactoren gebracht, waarna de benodigde hh NaOH wordt bijgepompt. Bevat de reactor de juiste hoeveelheid dan slaat de hoge druk pomp af daar de pomp aandrijving gekoppeld is aan de niveauregelaars op de reactoren. Deze reactoren zijn verder voorzien van een roerwerk, druk en temperatuurmeters, stoomverwarming en koelspiraal. Het materiaal is Cr-Ni staal met iets C, Mn en Si. In de reactor blijft het mengsel, als voren beschreven, gedurende 20 minuten bij een temperatuur van 150°C en een druk van 15 atm. In deze 20 minuten wordt de andere reactor gevuld. Na 20 minuten wordt de eerste reactor afgelaten en de inhoud komt via een koeler van het zelfde materiaal als de reactor in de scheider, waar een bovenlaag en een onderlaag wordt verkregen. In de bovenlaag zit practisch alle diallylaether, in de onderlaag de allylalcohol. Deze onderlaag gaat via een roestvrij stalen tank (voorzien van een niveau aanwijzer) naar de ketel van de distillatiekolom. In deze tank worden portie's van 2 uur verzameld (dus 6 reactorvullingen) Na 2 uur wordt de tank leeggepompt en begint een nieuwe cyclus van 2 hr.

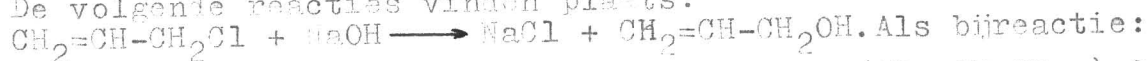
De stoomverwarming in de destillatieketel is zodanig dat deze 2 uurs portie in 45 min. op kooktemperatuur gebracht kan worden, terwijl de distillatiekolom erop berekend is de distillatie in 1 uur te kunnen beëindigen. De resterende 15 min. zijn ruimschoots voldoende om het residu af te laten. De ketel (van het zelfde materiaal als de reactoren) is voorzien van een P, T en niveaumeter.

De over de top komende dampen worden gecondenseerd (stalen condensor-water als koelmiddel) waarna een deel van het condensaat als reflux in de kolom teruggaat (deze hh is niet constant, zie bij de berekeningen) Het overige van het condensaat wordt gekoeld in een stalen koeler (koelmiddel water). Het eerste distillaat loopt in de linkse ontvangstank (d.i. de tank voor het opvangen van de ternaire azeotroop - zie bij de berekening), waarna overgeschakeld wordt op de rechtse tank, de tank voor het opvangen van de binaire azeotroop. Met behulp van de peilglazen op deze tanks kan men het moment bepalen waarop men van de linkse op de rechtse tank moet overschakelen. In de linkse tank treedt ontmenging op. De bovenlaag zou men eventueel kunnen voegen bij de bovenlaag uit de scheider. Deze mogelijkheid is evenwel niet in tekening gebracht.

6) Materiaalbalansen.

Totaal hebben we per uur 3 reactorvullingen. In de hieronder volgende hh in kg/uur voor de reactor zijn dus 3 vullingen begrepen.

De volgende reacties vinden plaats:



Millians (1) geeft als richtlijn voor de berekening van de concentratie en reactietijd:

allylalcohol	88.3%	
diallylaether	8.8%	alles berekend op allylchloride.
niet gereageerd	1.1%	
hoger kokend	1.8%	

Bij een totale invoer van 379 kg/hr allylchloride is theoretisch voor de reactie nodig $(379:76.53)40.01$ kg NaOH=198.1 kg. Aan 5% oplossing dus 3962 kg, waarvan 3763.9 kg water. Van deze 198.1 kg wordt gebruikt $(8.8+88.3)1.981$ kg=192.4 kg. Over aan NaOH 5.7 kg.

Aan NaCl ontstaat bij de reactie $(192.4 + 40.01)58.45$ kg=281.0 kg.

Aan allylalcohol ontstaat $(379:76.53) \times 88.3 \times 6.5808$ kg=254 kg.

Aan aether ontstaat $(379:76.53) \times 8.8 \times 24.14$ kg=21.6 kg.

Niet gereageerd heeft 1.1×3.79 kg allylchloride=4.2 kg.

Aan water ontstaat tenslotte $(21.4:98.14) \times 18$ kg= 3.9 kg.

De volgende materiaalbalans voor de reactor kan nu opgesteld worden:

In: allylchloride	379 kg	Uit: allylalcohol	254.0 kg
NaOH	} 3962 kg	diallylaether	21.6 kg
water		water	3767.8 kg
		allylchloride	4.2 kg
		NaOH	5.7 kg
		NaCl	281.0 kg
		hoger kokend	6.7 kg
			<hr/>
			4341.0 kg

Het reactiemengsel komt via de koeler (koeling op 22°C) in de scheider waar ontmenging opreedt; van het ternaire stelsel allylalcohol-water-diallylaether worden driehoeksdiagrammen gegeven door Fairbairn, Chaney en Cherniavskv (4) en door de Shell Co (5) Het behulp hiervan kan men de hoeveelheden en samenstelling der beide lagen berekenen.

In de scheider komt (wanneer we de invloed van NaCl, NaOH, allylchloride en hoger kokend verwaarlozen):

3767.8 kg water = 93.18%
 254.0 kg alcohol = 6.28%
 21.6 kg aether = 0.54%

Met behulp van een geschatte conjugatielijin vindt men voor de bovenlaag (0.51% = 20.6 kg) aether 97.15% = 20.01 kg
 alcohol 1.68% = 0.35 kg
 water 1.17% = 0.24 kg en voor de onderlaag (99.49% = 4022.8 kg) aether 0.04% = 1.59 kg
 alcohol 6.31% = 253.65 kg
 water 93.65% = 3767.56 kg

Uit de scheider komt dus als onderlaag (aangenomen dat allylchloride en hoger kokend in de aetherlaag oplossen):

aether 1.59 kg
 alcohol 253.65 kg
 water 3767.56 kg
 NaCl 281.00 kg
 NaOH 5.70 kg.

Hoe dit mengsel (waarvan dus de dubbele hoeveelheid gedistilleerd moet worden in 1 hr) zich bij distillatie gedraagt zullen we laten zien bij de berekening.

d) Berekening distillatiekolom.

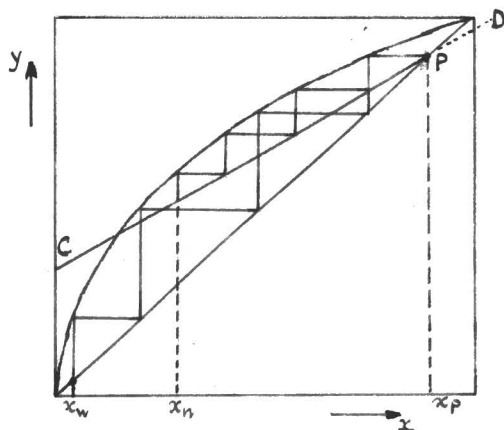
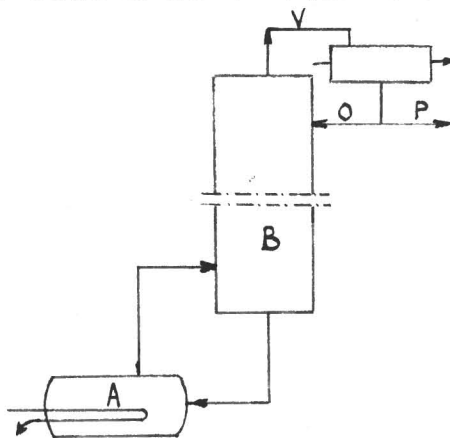
De bedoeling is bij de distillatie een topproduct te krijgen van — constante samenstelling. Dit houdt dus in, daar de uitvoering in batch geschiedt, dat de refluxverhouding niet constant is. Een grafische rekenmethode hiervoor wordt aangegeven door Bogart (12)

Deze methode zullen we in het kort bespreken.

De methode is een modificatie van de McCabe-Thiele methode.

Deze modificatie is nodig omdat de samenstelling van de vloeistof in de ketel steeds verandert naarmate de distillatie voortschrijdt daar de vluchtigste component sneller uitgedreven wordt dan de hoger kokende component (de methode geldt voor een binair stelsel). Dit resulteert weer in een voortdurende verandering in samenstelling van de damp die de kolom verlaat en dit maakt dus een voortdurende verandering nodig in de refluxverhouding, wil men het beoogde doel (constante samenstelling van het topproduct) bereiken. De snelheid van aftappen is dan ook niet constant, maar maximaal bij het begin en minimaal tegen het eind der distillatie.

We zullen nu de volgende distillatie beschouwen, weergegeven op de tekening.



Hierin is A de ketel met het binaire mengsel, B de fractioneerkolom., V het aantal molen damp/hr dat de kolom verlaat, P het aantal molen product dat men per hr aftapt en O de reflux, eveneens in molen/hr.

Het eerste werk is nu het vaststellen van het aantal theoretische schotels met behulp van de lijn die het vloeistof-damp evenwicht aangeeft.

In het algemeen zal het aantal theoretische schotels ongeveer gelijk zijn aan het minimum aantal schotels dat bepaald wordt door de eindgrenzen der distillatie x_p en x_w , de 45° lijn en de L-G lijn.

x_p en x_w zijn resp. de mol fracties van de vluchtigste component in distillaat en residu.

In het door ons getekende geval is dit aantal 4. Wanneer dit aantal eenmaal is vastgesteld wordt een willekeurige werklijn getekend bv CD. Tussen deze lijn en de L-G lijn worden nu volgens McCabe-Thiele 4 schotels getekend. De constructie eindigt bij het punt x_n , dat dus

de ketelsamenstelling aangeeft die nodig is om het verlangde distillaat met samenstelling x_p te geven bij de

aangenomen refluxverhouding en het aantal th. platen, dat we aannamen. In het geschetste geval 4.

Dit herhaalt men nu voor verschillende refluxverhoudingen, dwz voor verschillende hellingen der werklijn.

Komt men bij een bepaalde werklijn met x_n voorbij de x van de oorspronkelijke batch dan hoeft men geen werklijnen meer te proberen met nog kleinere helling, daar een x_n groter dan de x van de oorspronkelijke batch geen betekenis heeft.

Wanneer bij het begin der distillatie in de ketel aanwezig zijn M_f molen en de samenstelling x_f is zijn dus in de ketel oorspronkelijk aanwezig $M_f x_f$ molen van de vluchtigste component.

Na een tijd t zal x_f gedaald zijn tot x , terwijl in dezelfde tijd totaal overgedistilleerd zijn D molen met samenstelling x_p , dus Dx_p molen van de vluchtigste component.

In de ketel zijn dan nog aanwezig $(M_f - 0)x$ molen van de vluchtigste component (aangenomen dat de hold up en de hoeveelheden vloeistof en damp in de kolom verwaarloosbaar zijn tov de ketelinhoud)

De volgende betrekking geldt dus:
 $M_f x_f = 0x_p + (M_f - 0)x$ of $0 = M_f(x_f - x) : (x_p - x)$

De snelheid van aftappen van het product P is gelijk aan de verandering van de totale hh distillaat met de tijd.

$$1 = -\frac{d}{dt} (0)$$

Wanneer men dit uitwerkt vindt men:

$$F = -\frac{x_p - x_f}{(x_p - x)^2} \times \frac{dx}{dt} M_f$$

Voor de condensor geldt $V = 0 + F$ of $F = V(1 - 0/V)$

Hieruit volgt:

$$V(1 - 0/V) dt = -\frac{(x_p - x_f) dx}{(x_p - x)^2} M_f$$

De totale tijd nodig wordt gegeven door de betrekking:

$$t_t = \int_0^{t_t} dt = \int_{x_f}^{x_p} -\frac{M_f (x_p - x_f) dx}{V(1 - 0/V) (x_p - x)^2} = \frac{M_f (x_p - x_f)}{V} \int_{x_w}^{x_f} \frac{dx}{(1 - 0/V) (x_p - x)^2}$$

Wanneer, zoals in ons geval, t_t bekend is alsmede M_f , x_p en x_f kan men dus V vinden wanneer men door de hiervoor genoemde constructie voor enige waarden van $0/V$ x (de ketelsamenstelling) heeft bepaald en de grafische integratie heeft uitgevoerd.

De samenstelling van het mengsel dat aan distillatie wordt onderworpen gaven we op pag 3 III.

Wanneer dit mengsel aan distillatie wordt onderworpen komt eerst een ternaire azeotroop over met kookpunt 77.8°C en als samenstelling 12.4 gew.% water - 9.7% allyl alcohol en 78.9% aether.

De invloed van NaCl en NaOH hebben we verwaarloosd.

Wanneer de ternaire azeotroop overgekomen is komt de binaire azeotroop allyl alcohol-water over met kookpunt 88.89°C en samenstelling 72.3 gew.% alcohol en 27.7% water.

Deze gegevens vonden we in (5) en (13).

We hebben dus te maken met een ternair stelsel en hiervoor gaat de gegeven rekenmethode niet op. Daar de hh aether zeer klein is tov de hh alcohol en water hebben we gemeend deze hh te kunnen verwaarlozen, zodat onze berekening dus ingaat op het moment dat de ternaire azeotroop verdwenen is in de linkse tank en dus alleen nog in de ketel waterige allyl alcohol over is.

Met de aether (2x1.59 kg) zijn in de ternaire azeotroop over de top gegaan 2x0.18 kg alcohol en 2x0.25 kg water.

In de ketel is dan nog over 2(253.65 - 0.18) kg alcohol en 2(3767.56 - 0.25) kg water = 2x3767.31 kg water.

Dit mengsel bevat 2.05% allyl alcohol (mol %) $x_f = 0.0205$.

Daar het onmogelijk is om alle allyl alcohol over de top te krijgen in de azeotropische samenstelling hebben we aangenomen dat in de ketel 2(253.65 - 0.18 - 248.4) kg alcohol en dat over de top komt 2x248.4 kg allyl alcohol als 71.3% oplossing, dus met 2x100 kg water. De samenstelling van het topproduct wordt gegeven door $x_p = 0.4354$,

de samenstelling van het residu in de ketel door $x_w = 0.0002$ (in de ketel zit na afloop der distillatie nog 2x4.07 kg alcohol en 2x3767.31 kg water).

In grafiek I is de vloeistof-damp lijn getekend die we geconstrueerd hebben uit gegevens in (5)

Van deze L-G lijn hebben we alleen dat deel getekend dat voor ons belang is. Dat is dus het deel tot de azeotropische samenstelling. In deze figuur vindt men ook het punt x_p aangegeven.

Door het tekenen van schotels tussen de 45° lijn en de L-G lijn met als grenzen x_p en x_w vinden we: minimaal 5 schotels (incl. de ketel)

* achterblijft

Getekend zijn verder in deze grafiek de werklijnen voor 4 reflux-verhoudingen: $O/V = 0.950-0.850-0.750-0.650$. Daar de laatste schotels niet meer nauwkeurig te tekenen zijn is in grafiek II een deel van I vergroot overgetekend. In deze grafiek zijn de bij de verschillende O/V waarden horende waarden van x bepaald. Gevonden werd zo:

O/V	$1-O/V$	x	$\bar{x}_p - x$	$(x_p - x)^2 (1-O/V)$	$1:(x_p - x)^2 (1-O/V)$
0.950	0.050	0.0033	0.4321	0.00933	107.1
0.850	0.150	0.0070	0.4284	0.02753	36.33
0.750	0.250	0.0127	0.4227	0.04437	22.39
0.650	0.350	0.0193	0.4161	0.06660	16.50

In grafiek III zijn uitgezet de waarden van x tegen de waarden in de laatste kolom en is het oppervlak bepaald van het gebied tussen de x -as, de verticale lijnen $x=0.0002(x_w)$ en $x=0.0205(=x_f)$ en de kromme

door de 4 berekende punten.

Gevonden 52.14 cm^2 .

Daar de schaal van de x -as 500x te groot is, die van de y -as 10 te klein, is de werkelijke waarde van de integraal $52.14:50=1.0428$.

$M_f = 2 \times 253.47:58 + 2 \times 3767.31:18 = 426.354$.

De volgende betrekking geldt nu dus : $426.354(0.4354-0.0205)1.0428 = V$

De tijd bedraagt immers in ons geval 1 hr.

Hieruit volgt $V=184.46$ molen/hr.

Bij een toptemperatuur van 88.89°C is dit een volume van $184.46:3600 \times ((273+88.89):273)) \times 22.4 \text{ m}^3/\text{sec} = 1.521 \text{ m}^3/\text{sec}$.

Bij een aangenomen plaatafstand van $1\frac{1}{2}$ ft, een vloeistofslot op de platen van 1 inch wordt $K=0.14$ (zie 14)

$d_1 = 0.9964 \times 62.4 \text{ lbs/ft}^3$ (de waarde van d_1 uit (5))

Wanneer we een gemiddeld MG aannemen van $0.4354 \times 58 + 0.5646 \times 18 = 35.42$ wordt $d_2 = 0.09778$ (d_1 en d_2 zijn resp. de dichtheid van vloeistof en damp) (lbs/ft^3)

De damp snelheid in ft/sec wordt nu gevonden uit de betrekking:

$v = K_v \sqrt{\frac{d_1 - d_2}{d_2}}$. Uitserekend wordt dat $3.528 \text{ ft/sec} = 1.07604 \text{ m/sec}$.

De diameter van de kolom volgt dan op haar beurt uit:

$1.321 - \pi:4 \times 3.528 = 1.67104$. Hieruit volgt voor $D=1.74$ meter.

Wanneer we tenslotte een plaat efficiëncy aannemen van 60% wordt het aantal werkelijke schotels $10/6 \times 5 = 8.33$. Hierbij is de ketel inbegrepen, zodat dus in de kolom zelf 8 schotels komen.

Dit betekent een afstand van de onderste tot de bovenste schotel van $7 \times 1\frac{1}{2} \times 0.3048 \text{ m} = 3.2 \text{ m}$. Daarbij komt nog enige ruimte boven de bovenste schotel en tussen de ketel en de eerste schotel zodat de werkelijke hoogte wordt $3.2 + 1.7 = 4.9 \text{ m}$. Zodoende kan het resultaat van de berekening samengevat worden in

$$D = 1.34 \text{ m}$$

$$h = 4.9 \text{ m}$$