

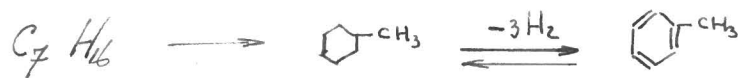
J. M. v. Assen
C. Ruinard.

Fabricage van
synthetische soluen

a. Inleiding

1. Fabricagemethoden

De meeste in de literatuur genoemde methoden ter fabricage van synthetische toluen hebben als basis hetzij cyclisering van n-heptaan over verschillende katalysatoren en daarop volgende isomerisatie en dehydrogenering, hetzij directe isomerisatie en dehydrogenering van cyclanen zoals aethylcyclopentaan, dimethylcyclopentanen of methylecyclohexaan, dus bijv.:



Tal van katalysatoren en reactieomstandigheden worden genoemd.

De meeste van deze processen zijn slechts in laboratoria of "pilot plants" beproefd. Slechts enkele zijn bestaande fabrieksmethoden. We noemen:

- De dehydrogenering van in petroleumfracties voorkomende naphthenen en hierop volgende areotropische destillatie (met methylaethylketon of methanol) of extractieve destillatie (met phenol). (zie lit. no 6 en 7).
- Hydroforming met hierop volgende vloeistof-vloeistofextractie met SO_2 . (lit no 8).
- Hydroforming van de petroleumfractie van $82-110^\circ C$. Hierbij worden echter de koolwaterstoffen die niet van toluen zijn te scheiden door gewone destillatie, in een tweede stel reactoren gekraakt zodat men hierbij kan volstaan met normale destillaties. (zie lit no 1 en 4).

2. Keuze en motivering

We hebben de methode

Wat is hydroforming?

gehalte aan
naphthalenen
kerosien

genoemd onder i.e. gekoren, omdat:

- daarover een redelijke hoeveelheid literatuur aanwezig is,
- dit proces het voordeel heeft dat de fabriek direct op de productie van vliegtuigbenzine kan worden overgeschakeld n.l. door de 2 stellingen reactoren parallel te doen werken zonder dat er dan kostbare apparatuur zoals een areotropische destillatie installatie on-gebruikt blijft.
- de grondstof in Nederland te verkrijgen is n.l. een petroleumfractie van $82-110^{\circ}\text{C}$. ($180-230^{\circ}\text{F}$)

B. Korte beschrijving van het gevolgde proces.

Principe.

Het principe van het toegepaste proces is de hydroforming van de petroleumfractie $82-110^{\circ}\text{C}$ met molybdeenoxide op Al_2O_3 als kat. in tegenwoordigheid van recirculerend waterstofgas bij 538°C (1000°F) en 15 atmosfeer. De voornaamste reactie is de dehydrogenering van methylcyclohexaan.



Hiernaast komen andere reacties voor: paraffinen en enkele der naphthalenen worden gekraakt en verwijderd uit het kooktraject der voeding.

Het gas dat ontstaat bestaat uit waterstof en lichte koolwaterstoffen, ontstaan door kraking.

Er ontstaan ook hogere aromaten zoals xylene, ethylbenzeen, naphthalen, methyl-naphthalen en anthracen, terwijl op de katalysator een koolstofrijke afzetting ontstaat die de activiteit ervan sterk vermindert. Daarom is regeneratie noodzakelijk.

methylcyclohexaan
dehydrogenering
in isomerisatie

Reactie

Daar de reactie endotherm is, treedt in de reactor een temperatuurdaling op van 150°F voor het eerste stel reactoren en 25°F voor het tweede stel.

De inlaattemperatuur van de voeding bedraagt 1025°F voor beide stellen reactoren.

De space velocity is 1 vol. vloeib. voeding per vol. kat. per uur voor de eerste reactoren en 0,8 vol. vlb. voeding per vol. kat per uur voor de tweede reactoren.

Regeneratie.

Dere wordt eveneens bij 15 atm. uitgevoerd. De katalysator kan een temp. van 1025°F (550°C) verdragen zonder zijn activiteit te verliezen. Een hogere temp. is evenwel schadelijk voor de activiteit zodat men het zuurstoffhalte in het regeneratiegas beperkt tot 0,8%.

De inlaattemp. van het regeneratiegas is 800°F en de uitlaattemperatuur 1000°F .

Voeding

Dit is de goed gefractioneerde petroleum fractie van $82-110^{\circ}\text{C}$ ($190-230^{\circ}\text{F}$). Dere wordt betrokken uit een petr. raffinaderij. De benederste grens: 82°C , is hoog genoeg om beweesvormende naphthenen niet te sluiten en laag genoeg om dimethylcyclopentanen in te sluiten.

De bovenste grens: 110°C , is hoog genoeg om natuurlijke toluen in te sluiten en grote concentraties van niet-aromaten die dicht bij toluen koken niet te sluiten.

Dit is belangrijk tussende een aparte zuivering te ontgaan. Het grondstofverbruik bedraagt 100 ton per 24 uur. De productie is hierbij 38,5 ton 99% toluen per dag. (Zgn. "nitration grade")

(Dere hoeveelheden zijn gebaseerd op een in lit ^{gevoerd} no 9 getal volgens hetwelk per krijgsman per dag in de laatste oorlog een pond T.N.T. werd

Conclusie?
(te herlezen?)

Onze
Bovendien is niet
geregeld dat het
moet maken om T.N.T.
te fabriceren

verbruikt. Gekeend werd op een getalsterkte van het Nederlandse leger van 175000 krijgslieden terwijl de behoefte van de Nat. Reserve verwaarloosd wordt).

Recirculatie.

De 100 ton grondstof wordt samen met 100 ton recirculerende vloeibare producten door een warmteuitwisselaar geleid waar de vloeib. voeding wordt verdampt en gebracht op 250°C .

De warmteuitwisseling heeft plaats met de reactieproducten. De verdere verwarming tot reactietemp. heeft plaats in een oven. In deze oven wordt ook het recirculatiegas verwarmd en wel in 2 stromen n.l. $\frac{1}{4}$ en $\frac{3}{4}$ deel van de totale hoeveelheid, zijnde 70 ton per dag. Het rec. gas is afhankelijk van de separator voor de reactieproducten uit het 1^e stel reactoren.

Reactoren.

Er zijn twee stellen reactoren, te weten 4 voor het eerste en 4 voor het tweede deel van het proces. Het getal 4 staat in verband met de nog nader aan te duiden cyclus van bewerkingen.

Op de tekening zijn de toe- en afvoerleidingen genummerd van 1 t/m 10.

- De leiding no 1 is voor toevoer van regeneratiegas met 0,8% O_2
- no 2 dient voor toevoer van heet regeneratiegas om een reactor te verwarmen na een regeneratieperiode. Tijdens het regenereren brandt n.l. de kool over een voortgeschrijdend scherp front zodat de reactor ten slotte de temp. aanneemt van het intredende regeneratiegas (800°F).
- no 3 is een "stootleiding", verbonden met een tank met koolw. op 30 atm., en dient voor een snelle vulking van een reactor met recirculatiegas voor de aanvang van een reactieperiode.

Is de kat. H_2O
= CO_2 geleiding
het is een "stootleiding"

Leiding no 4 is een leiding voor toevoer van de
gehele voeding.

.. no 5 is een "stootleiding", verbonden met een
tank met inert gas van 30 atm.

.. no 6 is een leiding verb. met een vacuumpomp
die dient om een reactor te evacueren na
een opwarm- en regeneratieperiode.

.. no 7 dient voor de afvoer van de reactieprod.

.. no 8 " " het evacueren (tot ± 1 cm Hg) van
een reactor na een reactieperiode.

.. no 9 dient voor het weggeleiden van het
hele regeneratiegas.

.. no 10 dient voor het weggeleiden van het reg.
koude inerte gas dat een reactor heeft
voorgewarmd.

De cyclusduur is 3 uur n.l.

90 min. reactie

45 min. regeneratie

22 min. verhitting met inert gas

23 min. schakeling.

Het reg. koude reg. gas dat een temp. heeft van
900-1000°F wordt geleid door een waste heat boiler,
waar het afkoelt tot 800°F. Dit gas wordt dan
gemengd met lucht door leiding no 1 aan de
te regenereren reactor toegevoerd.

Destillatie.

De reactieproducten worden via een condensor
naar een separator geleid waar scheiding in
(recirculatie-) gas en vloeistof wordt teweeg-
gebracht. Een deel van het gas wordt naar
het 2^e stel reactoren gevoerd.

De vloeibare producten worden nu gedestilleerd
en wel als volgt:

a) eerst worden de producten kokend beneden
180°F afgedestilleerd. Deze kolom werkt onder
3 at. druk om te bewerkstelligen dat de
top-producten condenseren. Deze prod. worden
naar de raffinaderij teruggezonden.

b) De bodemproducten worden in de 2^e dest.

kolom gescheiden in twee fracties, te weten:
 een van $180^{\circ}-225^{\circ}\text{F}$ (de vloeibare recirculatie)
 en een kokend boven 225°F .

De vloeistof-recirculatie wordt toegepast omdat
 bij de destillatie niet alle toluen in de fractie
 kokend boven 225°F terecht komt.

c) Deze hoofdfactie wordt nu in de derde dest.
 kolom gescheiden in de fracties $225^{\circ}-230^{\circ}\text{F}$ en
 $> 230^{\circ}\text{F}$,

waarvan de eerste (met 90% toluen) naar een
 tank gevoerd wordt en de laatste scruffaat
 naar de raffinaderij.

De gang van het tweede deel van het proces
 is analoog aan die van het eerste.

De hoeveelheden zijn uiteraard geringer en
 dienengevolge de apparaten kleiner.

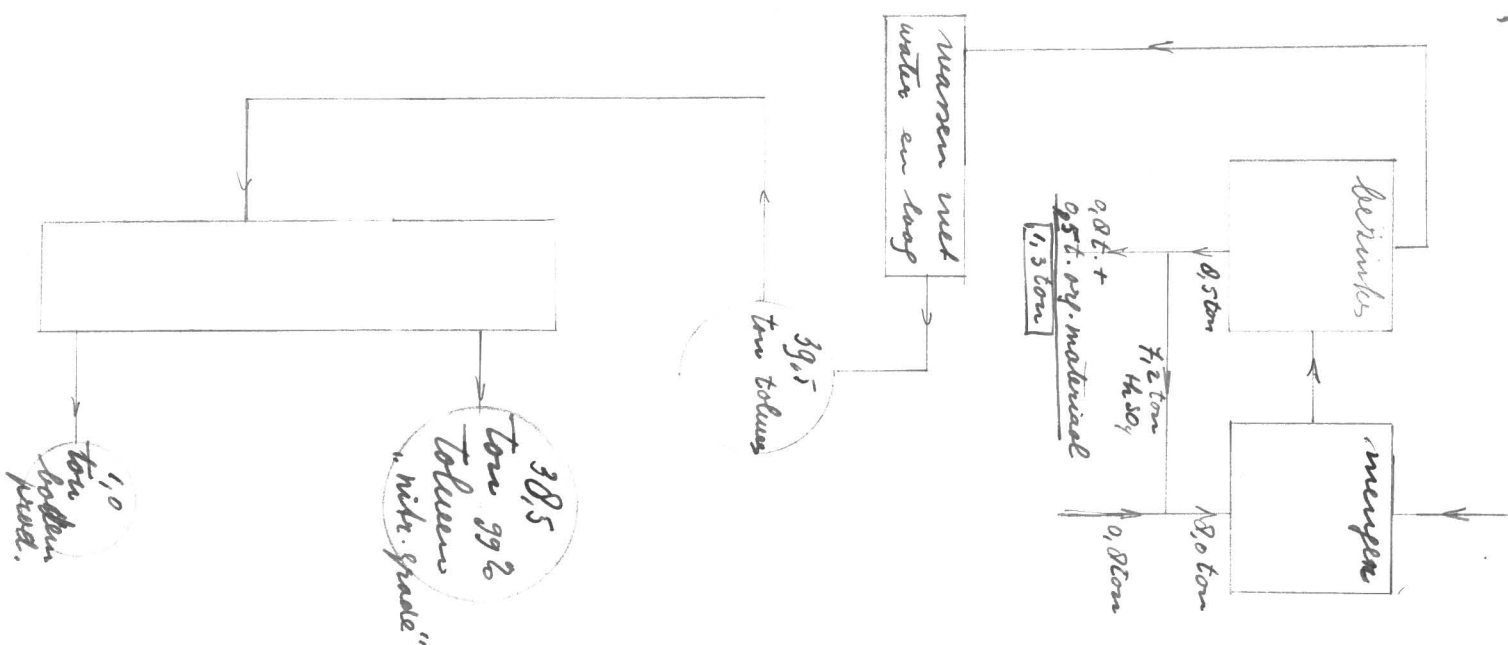
Een verschil met het eerste deel is de behan-
 deling met zwavelzuur, water en loog
 voor de laatste destillatie.

Materiaalbalans.

Dexe staat nevenstaand beschreven.

De hoeveelheden zijn daarbij alle genomen
 per 24 uur.

Hierbij zijn de destillaties schematisch
 aangegeven als gebeurden ze in 1 kolom.



Wt. recircul.
 100 t. Toluen
 11 t. Toluen
 14 t. naphthalen
 75 t. paraff.

gas recirc.
 40 t. 61 t. H₂
 19 t. H₂

Produkt
 8 t. arom. 13 t. arom.
 55 t. naphthalen
 37 t. paraff.

1^e reac-
 tor
 2 ton caten.

1^e separa-
 tor

top prod.
 14 ton.
 6 t. par.
 8 t. and. arom.

180-225°F

< 180°F

2300°F

235-230°F

39 t. Toluen
 3 t. naphthalen
 2 t. paraff.

2^e reac-
 tor
 0.5 ton caten.

2^e separa-
 tor

31.5 t. gas
 27.5 t. fluid
 4 t. H₂

total with
 2^e reactor 73.5 t.
 Toluen 40 ton
 and. arom. 1.5 t.
 paraff. 0.5 ton
 heavy. 27.5 t.
 H₂ 4 t.

top prod.
 2 t.
 0.5 t. paraff.
 1.5 t. and. arom.

40 t.
 99% toluen

Q. Wt. recirc.
 16 ton
 and. arom. 3 t.
 naphthalen 69 ton
 paraff. 112 t.

3^e de 1^e reactor
 260 ton
 Toluen 50 t.
 and. arom. 14 t.
 naphthalen 17 t.
 paraff. 77 t.
 heavy. 97 t.
 H₂ 13 t.

Wt. recirc.
 prod. 168 t.
 50 t. Toluen
 14 t. and. arom.
 17 t. naphthalen
 87 t. paraff.

10 t. Toluen
 prod.
 6 t. and. arom.
 4 t. paraff.

temperaturen

2^e del.

a.) oven

inl. temp v.l. voeding	240°C
uitl. temp voeding	1025°F = 550°C.
inl. temp van de gasrecirc. stroom	440°C.

b.) reactoren

inlaattemperatuur	1025°F = 550°C.
uitlaattemperatuur	1000°F = 538°F

e.) uitl. temp. condensor	} react. prod. }	70°C	158°F.
inl. " condensor		200°C.	392°F.

d.) warmtewisselaars

1^e w. wiss.

inl. temp reactieprod.	538°C.
uitl. " " "	338°C.
inl. temp gas uit separator	70°C
uitl. " " "	44°C.

2^e w. wiss.

inl. temp. reactieprod.	338°C
uitl. " " "	200°C.
inl. temp. voeding	30°C.
uitl. " " "	240°C.

Het log. gemiddelde temp. verschil is dus $\frac{313-106}{\ln \frac{313}{106}} = 191^\circ\text{C}$.

Constructie.

Stel het aantal pijpen = m .
 neem een pijpdiameter $\frac{5}{8}$ " buitenzijde
 en $\frac{1}{2}$ " binnenzijde.

Stel lengte van het app. is l .
 we rekenen voorlopig met "baffles" aan
 de buitenkant van pijpen. Stel aantal keur-
 schotten $+1 = n$, dan is $\frac{l}{n}$ = afst. tussen 2
 keurschotten.

Berekening

Hierbij nemen we voor de ^{temp.} buiten de pijpen het
 rekenk. gemiddelde tussen 400° en 383°C dus
 391°C .

Het log. gemiddelde temp. verschil was 191°C , en
 nu nemen we als gemidd. temperatuur voor
 het gas binnen de pijpen $391^\circ - 191^\circ = 200^\circ\text{C}$.

om een indruk te krijgen van de fout die
 hierdoor wordt gemaakt bezien we de formule
 voor h_1 , de warmteoverdrachtscoëff. binnen de buizen.

$$\frac{D \cdot h_1}{k} = 0,023 \times \frac{D \times v \cdot \rho}{\mu}^{0,8} \times \frac{(\mu \times c_p)^{0,4}}{k}$$

waarin k = thermische geleidbaarheid in $\text{BTU/hr. of ft. ft.}^2$

D = diam. van buis.

μ = viscositeit lb/hr. ft.

ρ = dichtheid lb/ft.^3

c_p = soort. warmte BTU/lb. of.

v = lin. snelh. ft/hr.

Dus

$$h_1 = 0,023 \times \frac{(v \cdot \rho)^{0,8} \times c_p^{0,4} \times k^{0,6}}{D^{0,2} \times \mu^{0,4}}$$

Hierin is $v \cdot \rho$ = massasnelheid in $\text{lb/ft.}^2 \cdot \text{hr.}$ en is
 onafh. van de temp.

Berekenen we nu hoe de waarde van
 $\frac{(c_p)^{0,4} \times (k)^{0,6}}{(\mu)^{0,4}}$ verandert met het verloop van de
 temp. van 70 tot 294°C

dan is ~~hieraan~~ de verhouding hiervan bij 70°C en 294°C ongeveer 1,2 zodat de verschillen ^{in hr} tussen de uitersten ongeveer 20% bedragen.

Aangezien de berekening globaal is en de berekening door het gebruik van één temp. binnen de buizen zeer vereenvoudigd wordt hebben we besloten om deze onnauwkeurigheid toe te laten en dus de constanten bij ~~twee~~ temperaturen te nemen n.l. bij 391°C buiten en bij 200°C binnen de buizen.

Binnen de buizen.

$$c_p \text{ mengsel} = 0,957 \text{ BTU/lb.}^{\circ}\text{F.}$$

Het mengsel is 15,25 ton „propaan“
2,25 ton waterstof

$$k = 0,12 \text{ B/hr. ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F/ft}$$

$$\mu = 0,0135 \text{ centipoise} = 0,0326 \text{ lb/ft. hr}$$

$$w_p = \frac{17,5 \times 1000 \times 2,2}{24 \times m \times \frac{\pi}{4} \times \left(\frac{1}{2} \times \frac{1}{12}\right)^2} \text{ lb/hr. ft}^2 = \frac{1,18 \times 10^6}{m} \text{ lb/hr. ft}^2$$

$$D = \frac{1}{2} \times \frac{1}{12} = \frac{1}{24} \text{ ft.} \quad \text{alles bij } 15 \text{ atm en } \frac{200^{\circ}\text{C.}}{(392^{\circ}\text{F})}$$

$$\therefore h_1 = \frac{9023 \times \frac{(1,18 \times 10^6)^{0,8}}{m} \times (0,957)^{0,4} \times (0,12)^{0,6}}{\left(\frac{1}{24}\right)^{0,2} \times (0,0326)^{0,4}}$$

$$\boxed{h_1 = \frac{3305}{m^{0,8}} \text{ B/ft}^2 \text{ }^{\circ}\text{F. hr.}}$$

Buiten de buizen.

A.) met kernschotten.

$$\text{Formule is } \frac{h_2 \cdot D}{k} = 0,25 \times \left(\frac{D \cdot G_e}{\mu}\right)^{0,6} \times \left(\frac{C \times \mu}{k}\right)^{0,33}$$

$$\text{ofwel } h_2 = 0,25 \times \frac{k^{0,66} \times G_e^{0,6} \times C^{0,33}}{D^{0,4} \times \mu^{0,27}} \quad (\text{lb/hr})$$

$D =$ buitendiam. vrd buizen (ft) $w =$ hoeveelk. stof die door gaat.

$$G_e = \frac{w}{L_e} \text{ (lb/hr. ft}^2\text{)} L_e = \text{Vdwars opp.} \times \text{opp. doorsn. L op kernschotte. (ft}^2\text{)}$$

$C =$ soort. warmte (B/lb. $^{\circ}\text{F.}$)

$k =$ therm. geleidbh. (B/hr. ft 2 $^{\circ}\text{F/ft}$) $\mu =$ visc. (lb/hr. ft)

stel $D_1 =$ diam. v.d. buitenmantel v.d. w. uitwisselaar.

pitch = afst. hart. tot hart buis = $\frac{13}{16}$ " (tabel)

dus afst. tussen de buitenkanten der buizen = $\frac{13}{16} - \frac{5}{8} = \frac{3}{16} = \frac{3}{16 \times 12}$ ft.

Verder is

$$m = \frac{\pi}{4} \times a^2 \quad \text{als } a = \text{aantal afstanden tussen de buizen van hart tot hart.}$$

$$\therefore a = 2 \sqrt{\frac{m}{\pi}}$$

dus het dwarsdoorstroome opp. is

$$2 \sqrt{\frac{m}{\pi}} \times \frac{3}{16} \times \frac{1}{12} \times \frac{l}{n} = 0,018 \times \frac{l}{n} \sqrt{m} \text{ ft.}^2$$

Stel nu het opp. doorstromend \perp keerschot $= \frac{1}{3}$ (tot doormede - tot opp. buizen)

$$= \frac{1}{3} \times \frac{\pi}{4} \times D_1^2 - \frac{1}{3} m \times \frac{\pi}{4} \cdot D^2$$

$$= 0,95 \times m \times 10^{-4} \text{ ft.}^2, \text{ want uit een tabel volgt } m = 163 D_1^2.$$

$$\text{dus } S_e = \sqrt{0,95 \times m \times 10^{-4} \times 0,018 \times \frac{l}{n} \times \sqrt{m}}$$
$$= 0,00398 \sqrt{\frac{l}{n} \times m^{3/2}}$$

$$w = 268 \text{ t/24hr} = 24040 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{en dus is } \underline{G_e} = \frac{24040}{k} = 6,166 \times 10^6 \sqrt{\frac{m}{l \times m^{3/2}}}$$

$$\underline{C_p}: \text{ propaan} = 0,75 \text{ B/ft lb.} \quad H_2 = 3,50 \text{ B/ft lb.} \quad \text{rest} = 0,68 \text{ B/ft lb.}$$

dan is C_p mengsel = 0,84 B/ft lb. als mengsel is: 13t. H_2

87t. propaan
168t. rest met 100 ft. ₁₀₀

$$k = 0,111 \text{ B/ft}^2 \text{ hr of/ft.}$$

$$\mu = 0,0387 \text{ lb/hr ft.} \quad \text{dus}$$

$$k_{r2} = 5090 \times \frac{n^{0,3}}{m^{0,45} \times l^{0,3}}$$

Stel nu $\Delta t_1 =$ temp. wand - temp. mengsel binnen de buizen

$\Delta t_2 =$ temp. mengsel buiten buizen \approx temp. wand

waarbij dan het tot. temp. $\Delta T = 190^\circ \text{C}$ gelijk aan $\Delta t_1 + \Delta t_2$ wordt gesteld, ofwel waarbij Δt over de wand verwaarloosd wordt tov. die over de gasfilm.

$$\Delta t_1 = \frac{Q}{A_1 \times h_1} = \frac{0,65 \times 10^6 \times l}{0,131 \times l \times m \times 3305/m^{0,8}} = \frac{1520}{m^{0,2} \times l}$$

$$\Delta t_2 = \frac{0,65 \times 10^6 \times l^{0,3} \times m^{0,45}}{m \times l \times 0,163 \times 5090 \times n^{0,3}} = \frac{790}{m^{0,55} \times l^{0,7} \times n^{0,3}}$$

Stel $m = 420$ en $n = 2$ dan geldt:

$$\Delta t_1 + \Delta t_2 = \frac{150}{l} + \frac{27}{l} = \cancel{177} 342^\circ F \quad \text{ofwel } l = \frac{1}{2} \text{ ft.}$$

Stel nu

$$m = 110 \quad \text{en } n = 2 \quad \text{dan wordt } l = 2 \text{ ft} \quad D_1 \text{ (uit tabel)} = 10'' = 0,83 \text{ ft}$$

Deze afmetingen en de waarden van h_1 en h_2 worden dan ^{zo} even van dien aard dat keerschotten overbodig zijn en ~~keerschotten~~ meer weerstand geven dan dit zwaarder weegt dan de winst aan warmteoverdracht. Daarom berekenen we dit app. nagmaak, nie

B) Zonder „Baffles“ (keerschotten).

$$\text{formule: } \frac{h_2 D}{k} = 0,14 \times \frac{D \cdot G_u}{\mu} \times \left(\frac{C \mu}{k} \right)^{0,33}$$

$$G_u = \frac{w}{S} = \frac{24540}{3 \times 8,95 \times 10^{-4} \text{ m}} = 0,913 \times 10^7 \times \frac{1}{\text{m}}$$

$$\text{en } h_2 = \frac{0,14 \times (0,111)^{0,66} \times 0,913 \times 10^7 \times (0,85)^{0,33}}{(0,052)^{0,4} \times (0,0387)^{0,27} \times \text{m}^{0,16}}$$

$$\boxed{h_2 = \frac{3600}{\text{m}^{0,6}}}$$

$$\text{Stel nu } m = 110 \quad \text{dan is } \Delta T_s = \frac{585}{l} + \frac{170}{l} = 342^\circ F = \Delta t_1 + \Delta t_2.$$

en

$$\boxed{l = 2,2 \text{ ft.} \quad m = 110 \quad D_1 = 0,83 \text{ ft.}}$$

Het getal van Reynolds.

Binnen de buizen.

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{1/4 \times 70 \times 1000 \times 2,2 \times \frac{1}{2} \times \frac{1}{12}}{24 \times m \times \frac{\pi}{4} \times \left(\frac{1}{2} \times \frac{1}{12}\right)^2 \times \mu} = \frac{1.560.000}{m} = \underline{\underline{14100}}$$

buiten de buizen

$$Re = \frac{D \cdot v \cdot \rho}{\mu} = \frac{0,913 \times 10^7 \times D}{m \times 0,0387}$$

$$D = \text{„hydraulische draad“} = 4 \times \frac{\left(\frac{\pi}{4} D_1^2 - m \times \frac{\pi}{4} D^2\right)}{\pi D_1 + \pi m D}$$

$$D = \underline{\underline{0,07 \text{ ft.}}} \quad \text{voor } m = 110. \quad \text{en dus } D_1^2 = 110/163.$$

$$\underline{\underline{Re = 1,6 \times 10^5}}$$

Dit is hoog. We berekenen daarom de lineaire snelh. om te zien of deze

te hoog is.

$$w = 24500 \text{ lb/hr.}$$

$$\text{opp. doorsnede w. uitw. is } 3 \times 8,97 \times 10^{-4} \times m = \underline{\underline{0,3 \text{ ft}^2}} \quad \text{voor } m = 110.$$

$$\text{nu is 1 kg mengsel} = \frac{13}{2} + \frac{87}{44} + \frac{168}{100} = 4 \times 10^{-2} \text{ kg/mol.}$$

dus

$$1 \text{ lbs} = 0,453 \times 4 \times 10^{-2} \text{ kg/mol} = 0,453 \times 4 \times 10^{-2} \times \frac{22}{15} \times \frac{663}{273} \text{ m}^3 = 6,25 \times 10^{-2} \text{ m}^3$$

$$\underline{\underline{1 \text{ lbs} = 6,25 \times 10^{-2} \times 35 \text{ ft}^3 = 2,15 \text{ ft}^3}}$$

dus de lineaire snelh. buiten de buizen is: $v =$

$$v = \frac{24500}{0,3} \times 2,15 = 1,8 \times 10^5 \text{ ft/hr} = \underline{15 \text{ meter/sec.}} \quad \text{Dit is toelaatbaar.}$$

$$v_{\text{binnen de buis}} = \frac{17,5 \times 2,2 \times 10^3}{110 \times 24} \times \frac{1}{sg} \times \frac{1}{\frac{\pi}{4} \times \left(\frac{1}{24}\right)^2} \quad sg = \frac{1}{3,4} \text{ lbs/ft}^3$$

$$\underline{v} = 34,5 \times 10^3 \text{ ft/hr} \approx \underline{3 \text{ m/sec.}} \quad (\text{niet te hoog}).$$

we vinden

$$h_1 = \frac{3305}{m^{0,5}} \quad \text{dus als } m=110, \text{ is } h = 77 \text{ BTU/ft}^2 \text{ of. hr.}$$

$$\text{en } h_2 = \frac{3600}{m^{0,16}} = 214 \text{ BTU/ft}^2 \text{ of. hr.}$$

$$\text{dus } \underline{u_{\text{gem}}} = \frac{h_1 h_2}{h_1 + h_2} = \underline{56} \text{ B/ft}^2 \text{ of. hr} = \underline{280} \text{ kcal/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C. uur}$$

(u = warmteovergangscoefficiënt).

En het oppervlak dat aan de warmteuitw. deelneemt wordt dan (F)

$$F = \frac{3,9 \times 10^6}{24 \times 280 \times 190} = \underline{31 \text{ ft}^2} = \underline{3 \text{ m}^2}$$

N.B. Bij de beoordeling van deze waarden moeten we bedenken dat de gassen onder een druk van 15 atmosferen staan.

11.

Appendix II.
J. M. van Assen.

Berekening van een toluenecondensor.

Berekend wordt de condensor van de laatste destillatiekolom, waar het condensaat dus bestaat uit zuiver toluen.

Gegevens:

Te condenseren: 192,5 t / 24 hr toluendamp.

Af te voeren warmte: $Q = 16,6 \times 10^6$ kcal / 24 hr. $\frac{1}{3}$ T.U.
 $Q = 2,75 \times 10^6$ BTU / hr.

Temperatuur verzadigde damp (1 atm.): $t_1 = 110^\circ\text{C} = 230^\circ\text{F}$.

Temperatuur koelwater: $t_2 = 20^\circ\text{C} = 68^\circ\text{F}$.

Koelwater stroomt door de buizen.

Aannamen ten aanzien van de constructie van de condensor:

condensor met horizontale pijpenbundel.

130 pijpen; $\frac{5}{8}$ / $\frac{1}{2}$ " diameter; 4 ft lang.

Oppervlakte condensor: $A = 85 \text{ ft}^2$.

Te berekenen:

De temperatuur t_2' van het koelwater, dat de condensor verlaat, alsmede de "overall" efficiëntie K van de condensor.

Wijze van berekening:

Bij de berekening wordt er van uitgegaan, dat de grootste weerstand tegen de warmteoverdracht gelegen is in het contact tussen de stalen buizen en het koelwater. De temperatuur t_2'' van de stalen wand aan de koelwaterzijde mag men als constant aannemen voor de gehele lengte van de buizen, daar t_2'' zeer dicht bij t_2 , de temperatuur van de condenserende damp,

$$\begin{aligned}
 h &= 0,37 B \text{ hr}^{-1} \text{ ft}^{-1} \text{ } ^\circ\text{F}^{-1} \quad (\text{bij } \pm 125^\circ\text{F}) \\
 \rho &= 62,4 \text{ lb}_m \text{ ft}^{-3} \\
 c &= 1,0 B \text{ lb}_m^{-1} \text{ } ^\circ\text{F}^{-1} \\
 D &= 0,042 \text{ ft.}
 \end{aligned}$$

Hieruit volgt:

$$h_2 = 0,652 \times \frac{\nu^{0,8}}{\mu^{0,4}} \quad (4)$$

Allereerst moet men een relatie gevonden worden tussen de viscositeit μ en de temperatuur. Daarvoor wordt $\log \mu$ tegen $\log t$ uitgezet.

		μ (centipoises)	$\log t$ ($^\circ\text{F}$)	$\log \mu$ (centipoises)
20°C	68°F	1,000	1,832	0,000
30°C	86°F	0,800	1,934	0,903 -1
40°C	104°F	0,656	2,017	0,817 -1
50°C	122°F	0,549	2,086	0,739 -1
60°C	140°F	0,469	2,146	0,671 -1
70°C	158°F	0,406	2,199	0,608 -1

Mit bijgaande grafiek blijkt, dat men μ kan berekenen uit:

$$\mu = 205 \times t^{-1,05} \quad (\mu \text{ in } \text{lb}_m \text{ ft}^{-1} \text{ hr}^{-1}; \quad t \text{ in } ^\circ\text{F}) \quad (5)$$

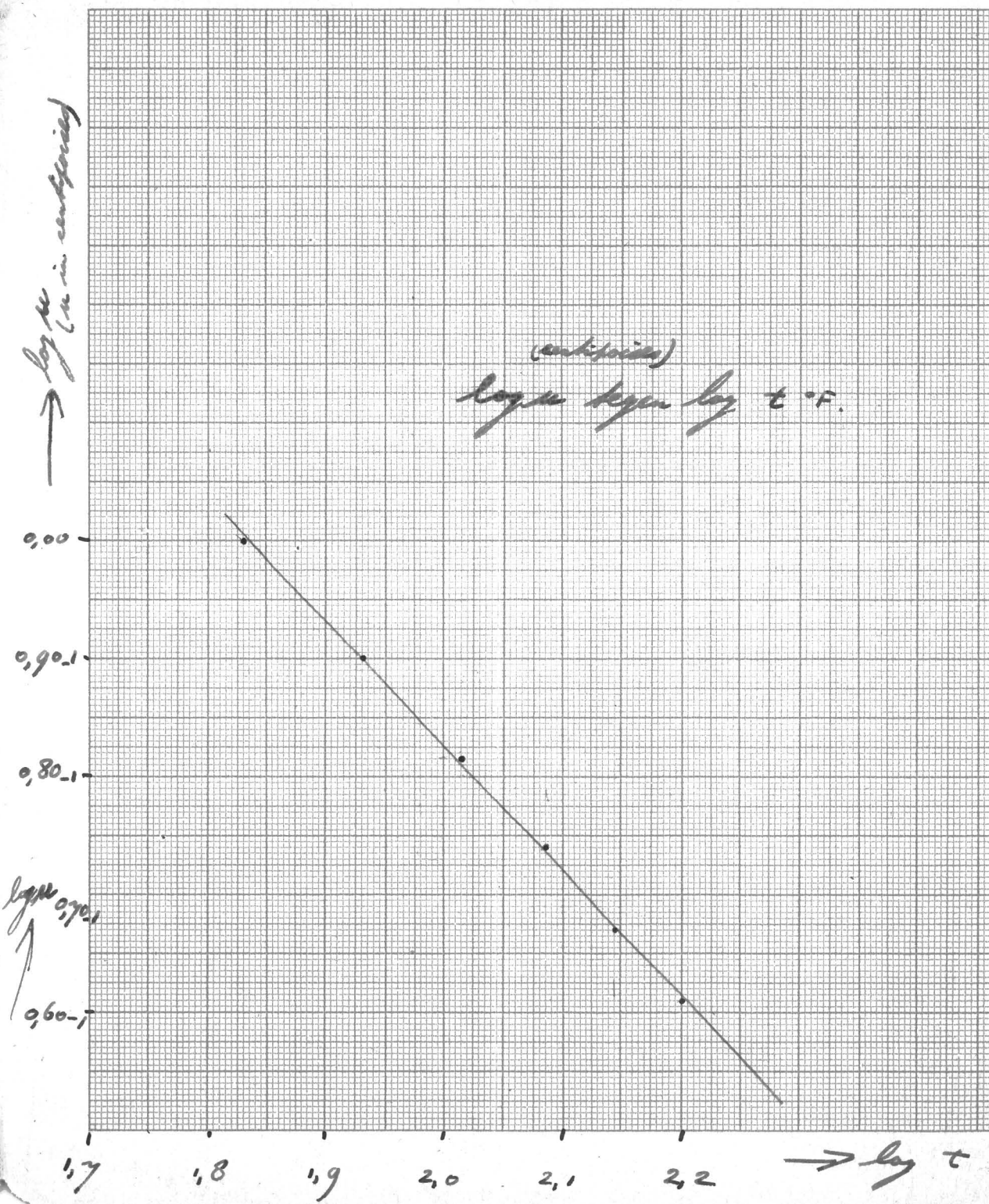
Tenslotte moet v met behulp van de warmtebalans worden uitgedrukt in t_2 :

$$Q = n \times \frac{\pi}{4} \times D^2 \times v \times \rho \times c \times (t_2' - t_2^0)$$

waarin n = aantal pijpen.

$$\begin{aligned}
 Q &= 2,75 \times 10^6 \text{ B/hr.} & \rho &= 62,4 \text{ lb}_m \text{ ft}^{-3} \\
 n &= 130. & c &= 1,0 \text{ B lb}_m^{-1} \text{ } ^\circ\text{F} \\
 D &= 0,042 \text{ ft}
 \end{aligned}$$

$$\therefore v \times (t_2' - t_2^0) = 2,49 \times 10^5 \quad (6)$$



log $\mu = 0.000$; log $t = 1.835$
 log $\mu = 0.600-1$; log $t = 2.215$

De reg. r. d. lijn is:

log $\mu = -1.05 \log t + 1.93$
 (t in °F en μ in centipoise)
 (1 centipoise = 2.42 lb_m ft⁻¹ hr⁻¹)

of log $\mu = -1.05 \log t + 2.31$
 (t in °F; μ in lb_m ft⁻¹ hr⁻¹)

of $\mu = 205 \times t^{-1.05}$ (μ in lb_m ft⁻¹ hr⁻¹
 t in °F.)

(Vervolg Appendix II)

Met behulp van de vergelijkingen (4), (5) en (6) vindt men nu de warmtestromen \dot{Q} en \dot{Q}' , resp. bij de ingang inlaat en bij de de uitlaat van het koelwater.

$$\dot{Q} = h_2 \times (t_1'' - t_2^0) = 0,652 \times \frac{(2,49 \times 10^5)^{0,8}}{(205)^{0,4}} \times \frac{t_2^{0,42}}{(t_1' - t_2^0)^{0,8}}$$

$$\dot{Q}' = h_2' \times (t_1'' - t_2^1) = 0,652 \times \frac{(2,49 \times 10^5)^{0,8}}{(205)^{0,4}} \times \frac{t_2^{0,42}}{(t_1' - t_2^1)^{0,8}} \times (t_1'' - t_2^1)$$

Indien \dot{Q} en \dot{Q}' niet te veel verschillen, mag men aannemen, dat:

$$\dot{Q}_{gem} = \frac{\dot{Q} + \dot{Q}'}{2}$$

Daar verder $\dot{Q}_{gem} = 3,24 \times 10^4 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2}$

$$3,24 \times 10^4 = \frac{1}{2} \times \frac{0,652 \times (2,49 \times 10^5)^{0,8}}{(205)^{0,4}} \times \left\{ \frac{t_2^{0,42} (t_1'' - t_2^0) + t_2^{0,42} (t_1'' - t_2^1)}{(t_1' - t_2^0)^{0,8}} \right\}$$

Substitueert men:

$$t_1'' = 212^\circ \text{F}; \quad t_2^0 = 68^\circ \text{F}; \quad \text{Dan is:}$$

$$(t_2^1 - 68)^{0,8} = 2,48 \times 10^{-2} \times \{ 779 + t_2^{0,42} (212 - t_2^1) \} \quad (7)$$

Door voor t_2^1 de waarde 143°F te substitueren, gaat deze vergelijking over in een gelijkheid (De beide leden zijn gelijk aan 31,7)

$$\underline{\underline{t_2^1 = 143^\circ \text{F.}}}$$

Met behulp van verg. (6) vinden we:

$$\underline{\underline{v = 3320 \text{ ft hr}^{-1}}}$$

$$\therefore \underline{\underline{\text{Koelwater debiet} = 588 \text{ ft}^3 \text{ hr}^{-1} (16,5 \text{ m}^3/\text{hr})}}$$

Aan de koude zijde, bij de koelwaterinlaat is:

$$\underline{\underline{Re}} = \frac{v D_f}{\mu} = \underline{\underline{3500}}$$

De koelwaterstroming is dus turbulent door de gehele buis.

Uit verg. (4) vindt men de filmcoëfficiënten h_2^0 en h_2^1 voor de loodwaterfilm, resp. bij de rijkte en bij de nitraat van het loodwater.

$$h_2 = 0,652 \frac{v^{0,8}}{u^{0,4}}$$

$$v = 3320 \text{ ft hr}^{-1}$$

$$68^\circ\text{F}; u^0 = 2,42 \text{ lb}_m \text{ ft}^{-2} \text{ hr}^{-1}$$

$$143^\circ\text{F}; u^1 = 0,456 \times 342 \text{ lb}_m \text{ ft}^{-2} \text{ hr}^{-1}$$

$$\underline{h_2^0 = 300 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}}; \underline{h_2^1 = 411 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}}$$

Warmtestromen:

$$q^0 = h_2^0 \times (t_1'' - t_2^0) =$$

$$= 300 \times 144 = 43 \times 10^3 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2};$$

$$q^1 = h_2^1 \times (t_1'' - t_2^1) =$$

$$= 411 \times 69 = 28 \times 10^3 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2}$$

q^0 en q^1 zijn dus inderdaad van dezelfde orde van grootte.

De gemiddelde filmcoëfficiënt is:

$$\underline{h_{2 \text{ gem}}} = \frac{300 + 411}{2} = \underline{356 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}}$$

De overall coëfficiënt K vinden we uit:

$$\frac{1}{K} = \frac{1}{h_1} + \frac{d_{\text{shel}}}{k_{\text{shel}}} + \frac{1}{h_2}$$

$$\frac{1}{K} = 0,00035 + 0,00020 + 0,00281 = 0,00336.$$

$$\underline{K = 298 \text{ B hr}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^\circ\text{F}^{-1}}$$