

Literatuur.

- | | |
|---|---|
| 1. F.L.Hartley | Petroleum Refiner <u>24</u> 131 (1945). |
| 2. L.R.Hill, G.A.Vincent, E.F.Everett | Trans. Am. Inst. Chem. Eng. <u>42</u> 611 (1946). |
| 3. A.A.Burton, E.B.Chiswell, W.H.Claussen,
C.S.Huey, J.F.Senger. | Chem. Eng. Progress <u>44</u> 195 (1948). |
| 4. R.C.Archibald, B.S.Greenfelder | Ind. Eng. Chem. <u>37</u> 356 (1945). |

Inleiding.

Voor de bereiding van tolueen werd de dehydrogenering van cycloalkanen gekozen, welke koolwaterstoffen in verschillende aardoliesoorten voorkomen. Deze bereiding werd gedurende de tweede wereldoorlog in Amerika toegepast, om het grote tekort aan tolueen, noodzakelijk voor de trinitrotolueen bereiding, op te heffen.

Normaal wordt tolueen als bijproduct van de gas- en cokesfabrieken verkregen. Dit product is goedkoper dan de synthetische tolueen. Voor de bereiding hiervan kan men ook uitgaan van n-heptaan, dat door cyclisering over een chroom-aluminiumoxyde katalysator in tolueen wordt omgezet. Daar de katalysator snel in activiteit achteruit gaat, als ook andere koolwaterstoffen aanwezig zijn, kan men dit proces nog niet op aardoliefracties toepassen. Het wordt danook in de praktijk nog niet toegepast.

De koolwaterstoffen, die bij het gekozen proces voor de bereiding van tolueen in aanmerking komen, zijn methyl-cyclohexaan, aethyl- en dimethyl-cyclopentanen. De laatsten worden door isomerisatie in methyl-cyclohexaan omgezet, terwijl dit door dehydrogenering over een molybdeen-trioxyde katalysator in tolueen wordt overgevoerd. De isomerisatie wordt door dezelfde katalysator versneld.

De fabriek bestaat uit drie delen:

- het reactie deel, voor de dehydrogenering.
- het gasabsorptie deel, voor de scheiding van de kraakgassen.
- het regeneratie deel, voor het afbranden van koolstof, die zich op de katalysator heeft afgezet.

Het product is ruwe tolueen, dat gezuiverd wordt door azeotropische destillatie. Dit is behandeld in het schema van de heer M.Pleket. Voorts worden nog als bijproducten verkregen een lichte benzine fractie en stookgas.

Beschrijving van het proces.

- De voeding bestaat uit een fractie van een Californische aardolie, die een aanzienlijke hoeveelheid naftenen bevat. Het kooktraject bedraagt ongeveer 80°F, nl. van 180° tot 260°F.

Deze voeding wordt door een duplexpomp via een warmteuitwisselaar en een oven in de reactor gepompt. In de warmteuitwisselaar stijgt de temperatuur tot 240°F. In de oven wordt de olie verdampt en op ca. 1000°F gebracht. De oven is een buisoven, die met gas gestookt wordt, dat als bijproduct bij de reactie wordt verkregen. De uitlaattertemperatuur van de verdampte voeding wordt automatisch geregeld met een regelklep op de stookgas toevoer. Samen met een grote hoeveelheid recyclegas met een temperatuur van ca. 1070°F komt de voeding in de reactor. Een compressor stuwt dit recyclegas via een warmteuitwisselaar en een ander deel van dezelfde buisoven naar de reactor. Door deze compressor en door de voedingspomp wordt de druk in de reactor op 17 atm. gehouden.

Het recyclegas bevat een grote hoeveelheid waterstof, en heeft daarom een grote warmteinhoud. Deze warmte is nodig voor de dehydrogenering, want dit is een sterk endotherme reactie. Verder gaat het recyclegas de cokesvorming en kalking tegen. De hoge druk dient eveneens om kalking tegen te gaan.

*Handels
indus-
trie?*

*het geheel
aan
Beschrij-
ving*

*2400°F
1670°F*

?

Deze mag echter niet te hoog worden, omdat dan de reactie ook geremd wordt. Een ander voordeel is het kleinere volume van de dampen, waardoor kleinere apparaten gebruikt kunnen worden.

De reactor is geheel gevuld met tabletten van de molybdeentrioxiede katalysator op aluminiumoxyde drager. Bij het verlaten van de reactor is de temperatuur van de dampen gedaald tot ca. 900°F door de grote reactiewarmte. Het gevolg is, dat de reactiesnelheid te klein is geworden om nog een behoorlijke omzetting te krijgen. Daarom worden de dampen nogmaals door dezelfde oven geleid en komen een temperatuur van 1000°F in een tweede reactor, waar de omzetting voltooid wordt. Het aantal reactoren bedraagt vier, omdat er steeds twee in bedrijf zijn, terwijl de andere twee geregenereerd worden. De reactieproducten uit de tweede reactor, die een temperatuur van ca. 950°F hebben, worden nu in warmteuitwisselaars gekoeld tot 136°F, bij welke temperatuur de gecondenseerde dampen gescheiden worden van de gassen. In de eerste warmteuitwisselaar wordt gekoeld tot 600°F. De warmte wordt gebruikt voor het produceren van 20 atm. stoom. Door de daaropvolgende koeling wordt het recyclegas voorgewarmd. De vloeistof, die bij deze temperatuur ontstaan is, wordt vervolgens afgekoeld tot 136°F, terwijl de voeding hiermee wordt voorgewarmd. De gassen worden met water eveneens tot 136°F afgekoeld. In een hellende tank vindt nu de scheiding tussen gas en vloeistof plaats. Een deel van het gas dient als recyclegas, de rest gaat naar een absorptiekolom. De vloeistof gaat naar een destillatiekolom.

- b. In de absorptiekolom worden de zwaardere koolwaterstoffen (butaan en hoger), die door kalking zijn ontstaan, opgelost in een lichte gasolie. Onderin de kolom worden de gassen ingevoerd, en bovenin de olie. Uit de top van de kolom verdwijnen de niet geadsorbeerde gassen. Uit de bodem van de kolom gaat de oplossing naar een reboiler, waarin de lichtere gassen, die eveneens opgelost zijn, weer uitgedampt worden. De oplossing wordt in een stripper bevrijd van de opgeloste gassen, waarna de hete olie zijn warmte afstaat in de reboiler van de absorptiekolom, met water in een warmteuitwisselaar tot 100°F wordt afgekoeld en dan weer in de top van de absorptiekolom komt. Het vervoer naar de stripper geschiedt door het drukverschil tussen beide kolommen; bij het terugvoeren naar de absorptiekolom is er een centrifugaalpomp nodig om de druk te overwinnen. De werking van de stripper berust op het gedeeltelijk in damp overvoeren van de olie in een reboiler. Daardoor wordt voorkomen, dat een deel van de opgeloste stoffen in de olie achterblijft. Omdat het mogelijk is, dat deze oliedampen ook over de top van de kolom verdwijnen, wordt een deel van de gecondenseerde topdampen als reflux teruggevoerd. Een refluxtank zorgt er voor, dat er steeds een kleine voorraad aanwezig is. Een centrifugaalpompje pompt de reflux in de top van de kolom terug. De rest van de gecondenseerde dampen wordt samen met de vloeistof uit de gasscheidingstank in een kolom gedestilleerd. Over de top komt een lichte benzine fractie, uit de bodem komt de ruwe tolueen.
- c. Ongeveer 1,6 gewichtsprocent van de voeding wordt als koolstof op de katalysator afgezet. Deze moet daarom geregenereerd worden. Dit geschiedt door afbranden met luchtzuurstof, waarbij tevens weer oxydatie van de katalysator tot trioxiede plaatsvindt. Indien een reactor geregenereerd moet worden, is het noodzakelijk, dat eerst alle koolwaterstoffen verwijderd worden. Dit geschiedt door eerst vacuum te zuigen en vervolgens rookgassen door te leiden. Na de regeneratie wordt eveneens weer vacuum gezogen en daarna recyclegas doorgeleid. Omdat de katalysator bij te hoge temperatuur zijn activiteit verliest, wordt de maximale temperatuur ^{van} op 1100°F aangehouden. Dit bereikt men door grote hoeveelheden rookgassen te recirculeren en slechts weinig lucht toe te voegen, zodat het zuurstofgehalte ongeveer 1 tot 2% bedraagt. De hete rookgassen uit de reactor worden afgekoeld in een warmteuitwisselaar, waarin de warmte wordt gebruikt voor stoomproductie. De temperatuur van de gassen naar de reactor toe wordt automatisch geregeld door de koude rookgassen weer te mengen met hete, tot het mengsel de gewenste temperatuur heeft. Het afbranden geschiedt in twee etappes. Eerst wordt ongeveer 90% van de koolstof afgebrand; daarna wordt de gasstroom omgekeerd. Dit geschiedt, omdat het bij het laatste deel mogelijk is, dat het bed al geheel is doorgebrand op een bepaalde plaats, waardoor de zuur-

stof niet meer verbruikt wordt en het zuurstofgehalte van de rookgassen steeds stijgt.

De temperatuur van de gassen tijdens de eerste etappe stijgt van 700° tot 1050°F door de verbrandingswarmte van de koolstof. Bij de tweede etappe daalt de temperatuur van 925° tot 700°F, omdat het grootste deel van de reactor deze temperatuur heeft gekregen tijdens de eerste etappe. Door de rookgassen af te koelen tot 500°F is het mogelijk stoom te produceren van 20 atm.

Een blower zorgt voor de circulatie van de rookgassen in beide reactoren tegelijkertijd.

Na de regeneratie worden de reactoren weer op de goede druk en temperatuur gebracht met behulp van recyclegas.

Materiaalbalans.

De grootte van de fabriek kon niet aangepast worden aan de Nederlandse behoefte aan tolueen, omdat de productiecijfers ervan geheim zijn. Daarom werden de cijfers van een Amerikaanse fabriek aangehouden.

<u>Voeding</u>	<u>Producten</u>
26.000 kg/hr	16600 kg/hr " ruwe tolueen
	> 5790 " benzine
	3610 " stookgas
	26000 kg/hr totaal

De hoeveelheid recyclegas bedraagt 89.000 kg/hr.

De hoeveelheid gerecirculeerde olie in absorptiekolom en stripper bedraagt 19.000 kg/hr.

Samenstelling van de producten tijdens het proces:

Na de tweede reactor:	600 kg/hr	waterstof
	1130 "	methaan
	980 "	aethaan
	1120 "	propaan
	4870 "	butaan en hoger
	17300 "	ruwe tolueen
Voeding absorptiekolom:	600 kg/hr	waterstof
	1130 "	methaan
	980 "	aethaan
	1050 "	propaan
	740 "	butaan en hoger
	4500 kg/hr	totaal
Topgas absorptiekolom:	600 kg/hr	waterstof
	1130 "	methaan
	980 "	aethaan
	900 "	propaan
	3610 kg/hr	totaal stookgas
Topgas stripper:	150 kg/hr	propaan
	740 "	butaan en hoger
	890 kg/hr	totaal
Voeding destillatiekolom	220 kg/hr	propaan
	4870 "	butaan en hoger
	17300 "	ruwe tolueen
	22390 kg/hr	totaal
Topgas kolom	5790 kg/hr	benzine
Bodemproduct kolom	16600 kg/hr	ruwe tolueen

Berekening.

Als berekeningsobject werd gekozen de warmteuitwisselaar, waarin absorptie-olie wordt nagekoeld met water, voordat het weer in de absorptiekolom komt.

Gegevens:

42.000 lbs/hr olie worden afgekoeld van 260°F tot 100°F.
temperatuur van het water is 68°F.

Eigenschappen van de olie:

soortelijk gewicht 0,8 gr/cc of 46°A.P.I.
characterization factor $k=11,55$ (Maxwell, Databook on hydrocarbons)
kooktraject 300°F tot 340°F

De hoeveelheid af te voeren warmte werd berekend uit het enthalpie verschil van de olie bij 260°F en 100°F. (Maxwell)

Het "mean average boilingpoint" is 320°F. De tabellen geven alleen de enthalpie waarden bij 300°F en 400°F, zodat interpolatie nodig was. Dit is eveneens het geval met de characterization factor, waarbij de enthalpie waarden gegeven zijn voor $k=11,0$ en $12,0$. De interpolatie voor het kookpunt werd als laatste uitgevoerd.

mean average b.p. 300°F

$$\begin{aligned} k = 11,0: & 124 - 21 = 103 \text{ BTU/lb} \\ k = 12,0: & 137 - 49 = 88 \text{ " } \\ k = 11,55: & 103 - 0,55 \times (103 - 88) = 95 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

mean average b.p. 400°F

$$\begin{aligned} k = 11,0: & 118 - 41 = 77 \text{ BTU/lb} \\ k = 12,0: & 129 - 45 = 84 \text{ " } \\ k = 11,55: & 77 + 0,55 \times (84 - 77) = 81 \text{ BTU/lb} \end{aligned}$$

mean average b.p. 320°F

$$k = 11,55: 95 - 0,20 \times (95 - 81) = 92 \text{ BTU/lb}$$

→ totale hoeveelheid warmte: $42.000 \times (92) = 3.900.000 \text{ BTU/hr}$

Indien het water verwarmd wordt tot 128°F, is de hoeveelheid water nodig voor de afkoeling van de olie:

$$\frac{3.900.000}{(128 - 68) \times 1,0} = 65.000 \text{ lb/hr water.}$$

Het logarithmisch gemiddeld temperatuurverschil Δt_m is:

$$\Delta t_m = \frac{(260 - 100) - (128 - 68)}{2,3 \log \frac{260 - 100}{128 - 68}} = 71^\circ\text{F}$$

Voor de warmte-doorgangscoefficient werd aangenomen: $U = 50 \text{ BTU/hr.sq.ft.}^\circ\text{F}$

Het oppervlak van de warmteuitwisselaar wordt dan:

$$A = \frac{Q}{U \cdot \Delta t_m} = \frac{3.900.000}{50 \times 71} = 1100 \text{ sq.ft.}$$

Gekozen pijpafmetingen:

uitwendige doorsnede 1,0 in. = 0,0833 ft.
inwendige doorsnede 0,81 in. = 0,0675 ft.
lengte 12 ft.

Hieruit berekend:

$$\begin{aligned} \text{oppervlak inwendige doorsnede } \frac{1}{4} \pi 0,0675^2 &= 0,00358 \text{ sq.ft.} \\ \text{buitenoppervlak per pijp } \pi 0,0833 \times 12 &= 3,1416 \text{ sq.ft.} \\ \text{binnenoppervlak per pijp } \pi 0,0675 \times 12 &= 2,5452 \text{ sq.ft.} \end{aligned}$$

Men kent nu het totale oppervlak en het oppervlak per pijp, dus kan men het aantal pijpen berekenen:

$$n = \frac{1100}{3,1416} = 350 \text{ pijpen}$$

Hierbij hoort een inwendige diameter van het lichaam van de warmteuitwisselaar van 34 in. = 2,83 ft.

Omrekening van de hoeveelheden van lbs/hr in cu.ft/sec:

olie: soortelijk gewicht is 0,8 gr/cc = 0,8x62,43 lb/cu.ft.

$$\text{capaciteit} = \frac{42.000}{3600 \times 62,43 \times 0,8} = 0,234 \text{ cu.ft/sec.}$$

water: soortelijk gewicht is 62,43 lb/cu.ft.

$$\text{capaciteit} = \frac{65.000}{3600 \times 62,43} = 0,29 \text{ cu.ft/sec.}$$

We hebben nu de volgende gegevens:

- 0,234 cu.ft/sec. olie worden afgekoeld van 260°F tot 100°F
- 0,29 " water worden verwarmd van 68°F tot 128°F
- De overgedragen hoeveelheid warmte bedraagt 3.900.000 BTU/hr
- Uitwendige diameter is 0,0833 ft. Shell diameter is 2,83 ft.
Inwendige " " 0,0675 "
- Aantal pijpen is 350.

Voor de berekening van de theoretische warmte-doorgangscoefficient werden de filmcoefficienten volgens de formule van Sieder en Tate berekend.

Omdat het temperatuursverschil tussen begin en eind van de warmteuitwisselaar groot is, werd de berekening van U aan beide zijden verricht.

Achtereenvolgens worden nu het Reynoldsgetal, het Prandtlgetal en de filmcoefficient binnen en buiten de pijpen bij twee temperaturen berekend.

Reynoldsgetal.

$$Re = \frac{\text{soort. gew.} \times \text{diameter} \times \text{snelheid}}{\text{viscositeit}}$$

In de pijpen:

$$\text{snelheid} = \frac{0,234}{0,00358 \times 350} = 0,187 \text{ ft/sec.}$$

$$260^\circ\text{F: viscositeit} = 0,23 \text{ cp.} = 0,23 \times 0,672 \times 10^{-3} \text{ lb/ft.sec.}$$

$$Re = \frac{0,8 \times 62,43 \times 0,0675 \times 0,187}{0,23 \times 0,672 \times 0,001} = 4065$$

$$100^\circ\text{F: viscositeit} = 0,82 \text{ cp.}$$

$$Re = \frac{0,8 \times 62,43 \times 0,0675 \times 0,187}{0,82 \times 0,672 \times 0,001} = 1140$$

Voor het verkrijgen van een behoorlijk Reynoldsgetal is het noodzakelijk dat de stroom in de pijpen viermaal heen en weer gaat, zog. 4 "pass".

De snelheid wordt dan: $4 \times 0,187 = 0,748 \text{ ft/sec.}$

en de Reynoldsgetallen:

$$4 \times 4065 = 16.260 \quad \text{en} \quad 4 \times 1140 = 4560$$

Buiten de pijpen:

Omdat de buitendoorsnede niet cirkelvormig is, moet hiervoor een equivalent diameter ingevoerd worden, die gelijk is aan viermaal de hydraulische straal. Deze is gedefinieerd als het oppervlak van de dwarsdoorsnede van de met vloeistof gevulde ruimte, gedeeld door de totale omtrek van het bevochtigde oppervlak.

$$D_e = 4 \frac{\frac{1}{4} \pi D^2 - \frac{1}{4} \pi d^2 n}{\pi D + \pi d n} = \frac{D^2 - nd^2}{D + nd} = \frac{2,83^2 - 350 \times 0,0833^2}{2,83 + 350 \times 0,0833} = 0,076 \text{ ft.}$$

$$\text{snelheid} = \frac{0,29}{\frac{1}{4} \pi (2,83^2 - 350 \times 0,0833^2)} = 0,152 \text{ ft/sec.}$$

$$68^\circ\text{F: viscositeit} = 1,005 \text{ cp.}$$

$$Re = \frac{1,0 \times 62,43 \times 0,076 \times 0,152}{1,005 \times 0,672 \times 0,001} = 4072$$

$$128^\circ\text{F: viscositeit} = 0,52 \text{ cp.}$$

$$Re = \frac{1,0 \times 62,43 \times 0,076 \times 0,152}{0,52 \times 0,672 \times 0,001} = 2072$$

Voor het verkrijgen van een behoorlijk Reynoldsgetal is het weer noodzakelijk 4 "pass" aan te nemen.

De snelheid wordt dan:

$$4 \times 1072 = 4290$$

$$4 \times 0,152 = 0,608 \text{ ft/sec.}$$

en de Reynoldsgetallen:

$$4 \times 1072 = 4290 \quad \text{en} \quad 4 \times 2072 = 8290$$

Prandtlgetal.

$$Pr = \frac{\text{soortelijke warmte} \times \text{viscositeit}}{\text{geleidbaarheidscoeff.}}$$

In de pijpen:

$$\begin{aligned} \text{geleidbaarheidscoefficient } k &= 0,08 \text{ BTU/hr.sq.ft.}^\circ\text{F/ft.} \\ &= 22 \cdot 10^{-6} \text{ BTU/sec. sq.ft.}^\circ\text{F/ft.} \end{aligned}$$

$$260^\circ\text{F: soortelijke warmte} = 0,57 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F.}$$

$$Pr = \frac{0,57 \times 0,23 \times 0,672 \times 0,001}{22 \times 10^{-6}} = 4,0$$

$$100^\circ\text{F: soortelijke warmte} = 0,48 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F.}$$

$$Pr = \frac{0,48 \times 0,82 \times 0,672 \times 0,001}{22 \times 10^{-6}} = 12,0$$

Buiten de pijpen:

$$\begin{aligned} \text{geleidbaarheidscoefficient } k &= 0,36 \text{ BTU/hr.sq.ft.}^\circ\text{F.} \\ &= 10^{-4} \text{ BTU/sec. sq.ft.}^\circ\text{F.} \end{aligned}$$

$$68^\circ\text{F: soortelijke warmte} = 1,0 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F.}$$

$$Pr. = \frac{1,0 \times 1,005 \times 0,672 \times 0,001}{10^{-4}} = 6,72$$

$$128^\circ\text{F: soortelijke warmte} = 1,0 \text{ BTU/lb.}^\circ\text{F.}$$

$$Pr = \frac{1,0 \times 0,52 \times 0,672 \times 0,001}{10^{-4}} = 3,5$$

Filmcoefficient.

$$h = 0,027 \frac{k}{d} Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0,14}$$

h: filmcoefficient

k: geleidbaarheidscoefficient

d: diameter

μ : viscositeit bij temperatuur van de stroom

μ_w : viscositeit bij wandtemperatuur

De wandtemperatuur moet gekozen worden. Omdat het hier een vloeistof-vloeistof warmteuitwisselaar betreft, werd de temperatuurval in de twee vloeistoffen gelijk genomen, terwijl het verval in de wand op 2°F werd aangenomen.

In de pijpen:

$$260^\circ\text{F: wandtemperatuur is } 195^\circ\text{F.}$$

$$\mu_w = 0,42 \text{ cp.}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 0,027 \frac{0,08}{0,0675} 16.260^{0,8} 4,0^{1/3} \left(\frac{0,23}{0,42} \right)^{0,14} = \\ &= 107,0 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.} \end{aligned}$$

$$100^\circ\text{F: wandtemperatuur is } 85^\circ\text{F.}$$

$$\mu_w = 0,95 \text{ cp.}$$

$$\begin{aligned} h_i &= 0,027 \frac{0,08}{0,0675} 4560^{0,8} 12,0^{1/3} \left(\frac{0,82}{0,95} \right)^{0,14} = \\ &= 59,5 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.} \end{aligned}$$

Buiten de pijpen:

128°F: wandtemperatuur is 193°F.

$$\mu_w = 0,32 \text{ cp.}$$

$$h_g = 0,027 \cdot \frac{0,36}{0,076} \cdot 8290^{0,8} \cdot 3,5^{1/3} \cdot \left(\frac{0,52}{0,32}\right)^{0,14} =$$

$$= 283,5 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.}$$

68°F: wandtemperatuur is 83°F. $\mu_w = 0,83 \text{ cp.}$

$$h_g = 0,027 \cdot \frac{0,36}{0,076} \cdot 4290^{0,8} \cdot 6,72^{1/3} \cdot \left(\frac{1,005}{0,83}\right)^{0,14} =$$

$$= 199,6 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.}$$

Voor de berekening van U werd de formule gebruikt:

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_s} + \frac{1,151 d_o}{k} \log \frac{d_o}{d_i} + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i}$$

Een analoge formule bestaat voor U_i waartussen het verband bestaat:

$$U_i = \frac{d_i}{d_o} U_o$$

Hieruit volgt, dat U_o groter is dan U_i zodat de weerstand bepaald wordt door de buitenkant. h_s : warmtedoorgangscoefficient van de vuilafzetting uit het water, waarvoor rivierwater werd gekozen. k : geleidbaarheidscoefficient van het metaal van de pijpen, waarvoor Admiralty metaal werd gekozen. $h_s = 500 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.}$ k bij 84°F = 57 BTU/hr. sq.ft.°F/ft. k bij 194°F = 59 "Aan de ene zijde wordt U_o :

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{283,5} + \frac{1}{500} + \frac{1,151 \times 0,0833}{59} \log \frac{0,0833}{0,0675} + \frac{0,0833}{0,0675 \times 107,0} =$$

$$= 0,01748$$

$$U_o = 57,2 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.}$$

Aan de andere zijde wordt U_o :

$$\frac{1}{U_o} = \frac{1}{199,6} - \frac{1}{500} - \frac{1,151 \times 0,0833}{57} \log \frac{0,0833}{0,0675} - \frac{0,0833}{0,0675 \times 59,5} =$$

$$= 0,02790$$

$$U_o = 36,0 \text{ BTU/hr. sq.ft.}^\circ\text{F.}$$

Het juiste oppervlak kan men hieruit berekenen door zowel van de temperaturen als van de warmtedoorgangscoefficienten het logaritmisch gemiddeld te nemen:

$$A = Q \cdot \frac{2,3 \log \frac{U_2 \Delta t_1}{U_1 \Delta t_2}}{U_2 \Delta t_1 - U_1 \Delta t_2}$$

 $Q = 3.900.000 \text{ BTU/hr.}$ $U_1 = 57,2$ en $U_2 = 36,0$ $\Delta t_1 = 132$ en $\Delta t_2 = 32$

Hieruit volgt, dat het oppervlak is:

$$A = 1272 \text{ sq.ft.}$$

Das length rods $\frac{1272}{3,14 \times 30} \times 12 \text{ ft} = 14 \text{ ft.}$