

VERSLAG FABRIEKSSHEMA

FABRICAGE VAN BUTADIEEN.

door

M. Kunze en G. Schinkel.

Delft, 25 Maart 1955.

INHOUD:

1. Samenvatting	blz.	2
2. Opdracht		3
3. Bereidingsmethoden		3
4. Gevolgde fabricage-methode		4
5. Omvang en plaats van de fabriek		5
6. Beschrijving van het gevolgde proces		5
7. Materiaalbalans; voorbeelden warmte-balans (met 5 schema's)		12
8. Lijst van afmetingen van de apparaten		16
9. Berekening van een koeler		19
10. Berekening van een destillatie-kolom (2 fig.)		22
11. Literatuur		27

Bijlagen:

5 schema's bij 7

2 figuren bij 10

3 schema's apparatuur sch. 1:50 (deel I, II, III) met

3 foto's van de schema's apparatuur

1. Samenvatting.

n-Buteenhoudende gassen (C_4 -fractie) worden katalytisch bij ca $650^{\circ}C$ gedehydrogeneerd tot butadieen.

Vóór de reactie worden isobuteen en butaan zoveel mogelijk verwijderd; isobuteen door absorptie in koud 65% zwavelzuur. (Daarna wordt isobuteen gepolymeriseerd bij $93^{\circ}C$), butaan door extractieve destillatie met aceton.

Het reactiemengsel bestaat uit gassen lichter dan C_4 (CO , CO_2 , H_2 , CH_4 , C_2), C_3 -fractie, C_4 -fractie en niet vluchtige hogere koolwaterstoffen. Deze laatste worden door wassing met olie verwijderd. Na vloeibaar maken van de C_4 -fractie ontwijken de lichte gassen H_2 , CO , CO_2 , CH_4 , C_2 -fractie en een gedeelte van de C_3 -fractie. De rest van de C_3 -fractie en resten van hogere koolwaterstoffen worden in rectificeerkolommen afgescheiden. Uit de overgebleven C_4 -fractie wordt door extractie met een cupro-ammonium acetaat-oplossing bij ca $-10^{\circ}C$ het butadieen selectief opgelost. Het butadieen wordt door desorptie uit de oplossing teruggewonnen.

Het raffinaat (butenen) van deze extractie wordt in het proces teruggevoerd.

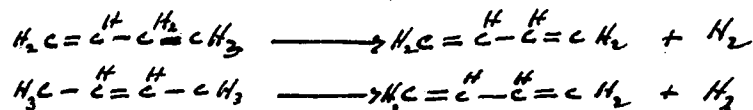
2. Opdracht.

Bereiding van butadieen volgens een proces van de laatste tijd.

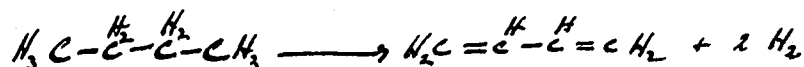
3. Bereidingsmethoden van butadieen. (lit. 1, 2)

a) Thermische kraking van koolwaterstoffen met meer dan vier koolstofatomen.

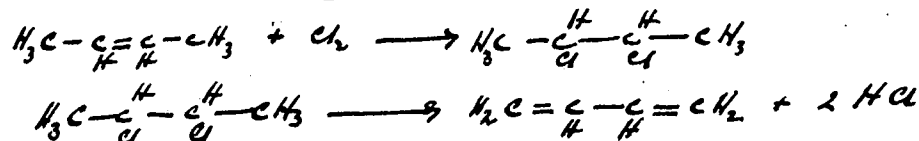
b) Katalytische dehydrogenering van n-butenen.



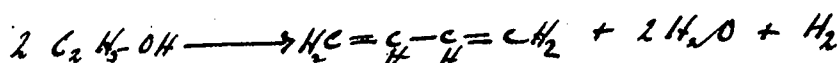
c) Katalytische dehydrogenering van n-butaan.



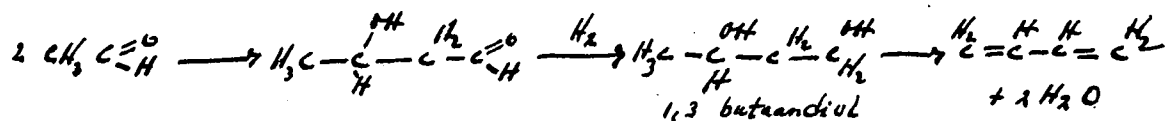
d) Chlorering van butenen gevolgd door afsplitsing van chloorwaterstofzuur van de gevormde dichloorbutanen.



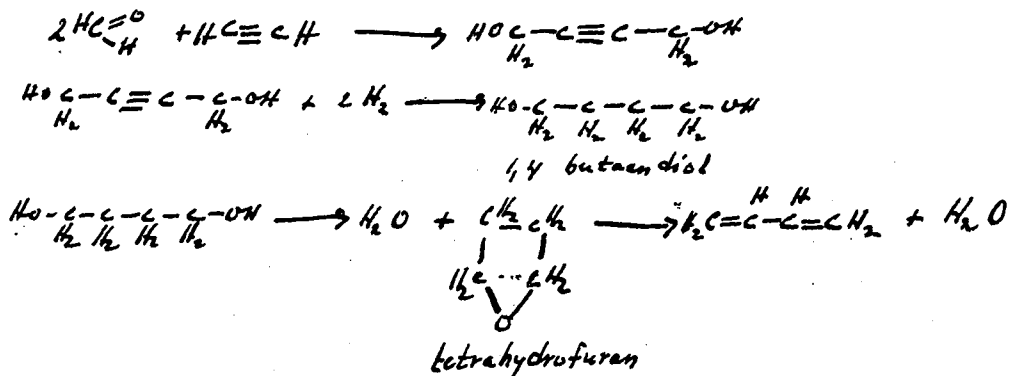
e) Katalytische behandeling van aethylalcohol en aethylalcohol-aceetaldehyde mengsels.



f) Aldolcondensatie van aceetaldehyde en omzetting van het aldol tot butadieen.



g) Uit acetyleen en formaldehyde, via het butaandiol en tetrahydrofuran.



4. Gevolgde fabricage methode.

Motivering. (lit. 1, 3, 4, 5).

Van de genoemde bereidingsmethoden hebben methoden d), f) en g) geen (aanzienlijke) industriële toepassing gevonden.

Van de overblijvende methoden^{worden} hieronder de relatieve waarden van de investeringen per ton per jaar geproduceerd butadieen gegeven.

Dehydrogenering van butaan
Kraking hogere koolwaterstoffen
Dehydrogenering van buteen
Bereiding uit alcohol

100 (58)

71

54

37

butadieen

Bereiding uit alcohol.

De voordelen van deze methode zijn eenvoudige bouw (lage investeringskosten) van de fabriek en snelle in bedrijfstelling (belangrijk in oorlogstijd). Het nadeel is dat de totale kosten van het geproduceerde butadieen hoger liggen dan bij de methoden uitgaande van koolwaterstoffen.

Bereiding uit koolwaterstoffen.

Ook bij de kraking van hogere koolwaterstoffen (naphtas) (die vaak een ander doel heeft dan de bereiding van butadieen), ontstaat deze stof.

Voor bereiding van butadieen in grote hoeveelheden komen de dehydrogenering van n-butaan en butenen in aanmerking.

De investeringskosten zijn voor butaan als grondstof hoger dan voor buteen.

De totale kosten voor de dehydrogenering zijn bij beide processen ongeveer gelijk.

Voor het merendeel van de in de Verenigde Staten van Noord Amerika geproduceerd butadieen worden buteenhoudende gassen gebruikt.

Uit recente artikelen (lit. 6,7) blijkt dat de butenen als grondstof te verkiezen zijn boven butaan.

Gekozen werd het proces uitgaande van butenen aanwezig in de gassen van petroleumraffinaderijen en daar verkregen door het kraken van gasolie (voor de vervaardiging van benzine) en door het kraken van naphta.

5. Omvang en plaats van de fabriek.

De productie van de fabriek bedraagt 150,5 ton per dag of 45200 ton per jaar (300 stroomdagen).

Als plaats werd gekozen de Verenigde Staten van Noord-Amerika i.v.m. de grote behoefte daar ter plaatse aan butadieen (o.a. voor de bereiding van synthetische rubber en copolymeer van butadieen en styreen) en de aanwezigheid van kraakgassen.

6. Beschrijving van het gevolgde proces. (lit. 1, 6)

6.1. Voeding en recycle.

De grondstof voor de dehydrogenering zijn de gassen van de C₄-fractie afkomstig van het katalytisch kraken van gasolie (zware benzine fracties en naphta). Er werd aangenomen, dat deze bestaat uit:

	mol %
n butaan	45,5
buteen	32
isobuteen	21
koolwaterstoffen met 3 koolstofatomen	1
" " 5 en meer "	0,5

Het aanwezige butaan en isobuteen moeten vooraf verwijderd worden om opeenhoping van deze stoffen te voorkomen.

6.2. Isobuteenverwijdering. (lit. 1, 6, 7, 8, 9, 17).

De aan de isobuteen verwijderingsinrichting toegevoerde voeding bestaat uit:

a) voeding afkomstig van de kraakgassen

b) recycle van de cupro ammoniumacetaat extractie inrichting

en bevat isobuteen, butenen en butaan.

Verwijdering van het isobuteen geschiedt door behandeling met waterige zwavelzuur (van 65%) waarin het isobuteen selectief (92%) oplost in de zuurphase, terwijl slechts kleine hoeveelheden ⁿ⁻butenen reageren (ca 2%).

Bij deze vloeistof-vloeistof extractie, die exotherm is,

moet gekoeld worden om de temperatuur beneden 37°C te houden.

Uit de buteen-butaan stroom worden de resten zuur verwijderd door wassen met loog.

Door rectificatie van het ontstane mengsel wordt de buteen-butaanstroom afgescheiden van de loog en gevormd polymeer.

In het zwavelzuur isobuteenmengsel wordt het isobuteen bij 93°C gepolymeriseerd tot dimeer (en trimeer). Het zwavelzuur wordt van het ontstane polymeer door bezinken gescheiden en teruggevoerd in het proces.

Het dimeer (en trimeer) worden na wassing met loog door rectificatie gescheiden van niet omgezet isobuteen dat weer naar de polymerisatie-reactor teruggevoerd wordt.

6,3. Scheiding van het butaan-buteenmengsel. (lit. 1, 6, 7, 10)

De scheiding van butaan en buteen is niet praktisch uitvoerbaar door een gewone rectificatie wegens het geringe verschil in kookpunt (buteen -1: kpt. -5°C ; n-butaan: kpt. $-0,5^{\circ}\text{C}$ bij 1 atm.; kookpuntsverschil blijft vrijwel constant tussen 1 en 40 atm.).

Voor de scheiding wordt het mengsel aan een extractieve destillatie onderworpen.

De destillatie van het mengsel van C_4 koolwaterstoffen wordt uitgevoerd in tegenwoordigheid van een relatief grote hoeveelheid, enigszins polair, oplosmiddel. Het oplosmiddel wordt bovenin de kolom, het C_4 mengsel lager ingevoerd.

De butanen worden boven uit de kolom verwijderd, de butenen blijven opgelost in het oplosmiddel en worden onderuit de kolom verwijderd.

Als oplosmiddel kan gebruikt worden furfural of aceton. Aangezien bij gebruik van aceton minder warmte nodig is, werd dit gekozen.

De butenen worden in een rectificatiekolom (buteen-stripper) van het aceton gescheiden en daarna met water gewassen (vloeistof-vloeistof extractie). Het aceton wordt teruggevoerd naar de kolom voor extractieve destillatie voor scheiding van buteen en butaan.

Het waswater van de butenen wordt naar de aceton-regeneratiekolom gevoerd.

Het uit de kolom voor extractieve destillatie van het butaan-buteen mengsel als damp komende butaan (-aceton) mengsel wordt na ^{condensatie en} wassen met water (vloeistof-vloeistof extractie) afgevoerd uit het proces.

Het waswater met aceton wordt naar de aceton-regeneratiekolom geleid.

De uit de aceton regeneratiekolom ontwijkende damp wordt na ^{condensatie} gecombineerd met het ketelproduct van de buteenstripper en naar de kolom voor extractieve destillatie gepompt.

6,4. Dehydrogenering van n-butenen. (lit. 1, 6, 7, 11, 12, 13, 14),

Voor de dehydrogenering worden de butenen gemengd met stoom en in contact gebracht met een vast katalysator-materiaal bij een temperatuur boven 620° C.

De dehydrogeneringsreactie is endotherm (22,5 Kcal/mol gedehydrog. buteen). Het evenwicht ligt gunstiger bij hoger temperatuur en lage ^{partiaal} spanning.

De temperatuur mag niet te hoog worden opgevoerd om kinking van de koolwaterstoffen te voorkomen. Het voor de reactie meest gunstige temperatuurgebied dat experimenteel bepaald werd, ligt tussen 620 en 670° C.

Katalysator.

De katalysator bestaat uit

MgO	72,4	gew. %
Fe ₂ O ₃	18,4	"
CuO	4,6	"
K ₂ O	4,6	"

Bij een space velocity (ruimte snelheid) voor de butenen van 200 en voor de stoom van 2600 vol. gas/vol.kat. h is bij de genoemde temperatuur de conversie 24% en de selectiviteit 72%.

De toevoeging van inert gas, waarvoor stoom gebruikt wordt, omdat dit gemakkelijk te condenseren is, in de verhouding 13 molen stoom op 1 mol butenen, geschiedt om de

volgende redenen:

a) voor het verkrijgen van lage buteen partiaalspanning om de dehydrogenering vlotter te doen verlopen. Vermeden wordt op deze manier het werken bij een druk lager dan 1 atm.

b) als warmtedragend medium.

De voor de reactie (in de adiabatisch werkende reactor) benodigde warmte wordt verkregen door de stoom tot boven de reactietemperatuur (700°C), de butenen tot onder de reactietemperatuur (om kraking te vermijden), nl. tot 600°C voor te verhitten.

c) Om koolafzettingen op de katalysator door de "watergasreactie" ten dele continu zoveel mogelijk te verwijderen. Algehele verwijdering van de koolstof geschiedt door discontinu alleen stoom door de reactor te leiden (1 uur dehydrogeneren, afgewisseld door 1 uur regenereren).

ben?
Nadat het mengsel door het katalysatorbed naar beneden is gestroomd, wordt om de temperatuur snel te laten dalen (tot beneden 240°C) en daardoor het evenwicht vast te leggen, water geïnjecteerd.

Het reactiemengsel bestaat nu uit isobuteen, butaan, niet omgezet n-buteen en gevormd butadien, C_1 , C_2 , C_3 , C_5 en hogere koolwaterstoffen, waterstof, koolmonoxyde, kooldioxyde en waterdamp.

6,5. Deze gassen worden verder gekoeld in een olie-wasser waarbij de zware polymeren uit het mengsel gehaald worden.

In deze wasser wordt tevens stoom geïnjecteerd, teneinde de scheiding tussen de polymeren en de bij die temperatuur vluchtige gassen volledig te maken.

De stoom uit het mengsel wordt gecondenseerd en ten dele afgetapt uit de condensor en de rest uit een water-afscheider.

Door comprimeren en koelen wordt van het mengsel de C_4 fractie en ten dele de C_3 fractie vloeibaar gemaakt.

De niet gecondenseerde gassen (H_2 , CO , CO_2 , C_1 , C_2) en een gedeelte van de C_3 - en C_4 -fractie ontsnappen via een expansievat als gas naar een olie-absorptiekolom. In deze kolom wordt vrijwel alle C_4 door de olie opgenomen en teruggevoerd naar de oliewater (direct na de reactor).

De in de olie-absorptiekolom niet geabsorbeerde gassen

(C_1 , C_2 , C_3 , H_2 , CO en CO_2) worden als stookgas gebruikt.

De uit een expansie/^{vat}komende vloeistof wordt door rectificeren eerst van C_3 koolwaterstoffen bevrijd en in volgende kolom van C_5 en hogere koolwaterstoffen.

Voor deze laatste kolom wordt de tweede voeding van de fabriek ingevoerd.

Deze tweede voeding, afkomstig van gekraakte naphta bevat:

butadieen	45 mol %
buteen	30 mol %
isobuteen	24 mol %
C_5 en hoger	1 mol %

De C_5 en hogere koolwaterstoffen worden dus eerst uit dit mengsel afgescheiden.

Het isobuteen en buteen uit dit mengsel worden verder verwerkt, door deze bij de hierna volgende extractie met cuproammoniumacetaat oplossing overblijvende gassen met de beginvoeding te combineren.

6,6. De extractie van het butadieen met cuproammoniumacetaatoplossing.
(lit. 1, 6, 7, 13, 15)

Afscheiding van het butadieen uit een mengsel van butenen en butadieen is door gewoon rectificeren niet mogelijk wegens te gering kookpuntsverschil (n-buteen-1: $-5^{\circ} C$; butadieen $-3^{\circ} C$).

Methoden voor concentratie van het butadieen zijn:

- extractieve destillatie met een selectief oplosmiddel, zoals waterige furfural.
- selectieve absorptie met een cuprozoutoplossing.
- azeotropische destillatie met ammonia.

Methode c, de destillatie met ammonia wordt alleen gebruikt bij kleine hoeveelheden butadieen.

Van de methoden a en b is methode b, selectieve absorptie met een cupro zout oplossing in het gegeven geval (bij een voeding met 26 mol % butadieen), goedkoper dan extractieve destillatie met waterige furfural.

Bij de selectieve extractie met een cupro zoutoplossing wordt het butadieen in tegenstroom uit het vloeibare C_4 mengsel geëxtraheerd.

Het niet opgeloste buteenmengsel^(raffinaat) wordt na wassen met water weer gecombineerd met de beginvoeding (vóór de isobutyleen verwijdingsinrichting).

De oplosbaarheid van butadien in cuprozoutoplossingen is 10 tot 50 keer zo groot dan van de butenen.

Als cuprozout wordt gebruikt cuproammoniumacetaat oplossing (samenstelling ^{3 M Cu₂E} in verband met de geringe corroderende werking van deze oplossing. (CAA oplossing)

Het koolwaterstof mengsel wordt als vloeistof gemengd met de C.A.A oplossing, waarbij de temperatuur tussen -12 en 0° C gehouden wordt.

In afscheiders (tanks) wordt de CAA oplossing met butadien gescheiden van de vloeibare butenen. Kleine hoeveelheden butenen die door de CAA oplossing worden opgenomen, worden hieruit verdrongen door een stroom gezuiverde butadien, die in de laatste afscheider in te voeren.

De extractie-inrichting bestaat uit 11 mengvaten en 12 afscheiders. Hiervan zijn de nos 1, 6, 11 en 12 getekend.

Het butadienrijke mengsel wordt ingevoerd in turbomixer no. 6, de verse CAA oplossing in turbomixer no. 1.

De afvoer van de CAA oplossing met butadien vindt plaats uit afscheider 12.

Tussen afscheiders 11 en 12 is een warmte wisselaar geplaatst, waarmee de verse CAA oplossing wordt voorgekoeld.

De CAA oplossing met butadien wordt door drukvermindering en daarna door verwarming in een gepakte kolom (desorptiekolom) van butadien bevrijd. Toevoeging van een anti-schuimmiddel is noodzakelijk.

Het butadien uit de ontgas kolom wordt met water gewassen om ammoniak te verwijderen. Na toevoeging van een inhibitor wordt het gecondenseerd en vloeibaar opgeslagen. Het eindproduct butadien heeft een zuiverheid van 98,9 %.

De CAA oplossing uit de gepakte kolom wordt na toevoeging van een filtreer-hulpstof (Norit) gefiltreerd en weer ingevoerd in turbomixer no. 1.

Het bij het wassen van het butadien gevormde ammoniakwater wordt geconcentreerd in een rectificatiekolom.

Hetrijke ammoniakwater wordt ingevoerd in de desorptie-kolom.

Het ketelproduct (water) wordt gebruikt op de butadiëen-wasser en voor wassing van de butenen. (Raffinaat van de CAA-extractie).

7. Materiaalbalans; voorbeelden warmte-balans.

De materiaalbalans wordt schematisch gegeven.

- schema 1 Koolwaterstoffen in het hele proces
" 2 Isobuteenverwijdering: zwavelzuur-circuit en verwerking van isobuteen
" 3 Aceton-circuit (afdeling 2)
" 4 Oliecircuit
" 5 CAA-circuit (afdeling 5).

Schema 1 Koolwaterstoffen.

De voeding t.w. 11500 kg vloeibare koolwaterstoffen wordt gecombineerd met 17900 kg uit de CAA-extractie teruggevoerde koolwaterstoffen.

Afdeling 1 Opmerkingen bij omzettingen en scheidingen.

Schema 2. Isobuteen-verwijdering met H_2SO_4 bij $35^\circ C$:

De balans is er op gebaseerd dat 8% isobuteen niet geabsorbeerd worden en 2,5% n-buteen polymeriseren (wordt in de loogstripkolom afgescheiden). Verder is aangenomen dat 10% van het in totaal onttrokken iso- en n-buteen in de reactor reeds polymeriseren.

Polymerisator.

Deze is gebaseerd op 30% omzetting, waarvan $3/4$ gedeelte in dimeer en $1/4$ gedeelte in trimeer. 3 delen isobuteen geabs. in zwavelzuur en 7 delen recycle-isobuteen worden in de polymerisator gevoerd.

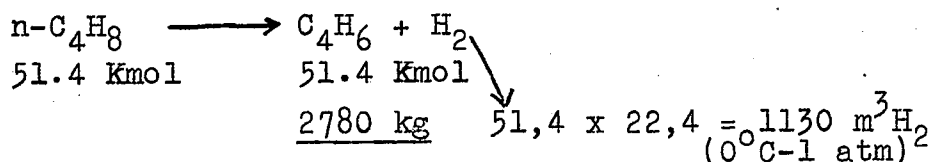
Afdeling 2 Kolommen butaan-buteen-scheiding.

Schema 3. De scheiding vindt plaats in de kolom voor extractieve destillatie. Aangenomen is $\frac{\text{molen aceton}}{\text{molen i } C_4 = +n C_4} = 15$, dat 7%

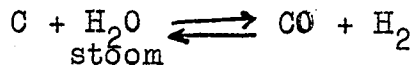
buteen over de top verloren gaan (dus niet oplossen in aceton), en dat 18.5% butaan in de aceton oplossen en dus mee door de reactor gaan. Er wordt een mengsel van 85 vol % aceton en 15% water gebruikt.

Afdeling 3 Dehydrogenering.

Aangenomen is een omzetting van 25% van de n-butenen bij 72% selectiviteit voor butadiëenvorming. Dit komt neer op een omzetting $290 \times 0,35 \times 0,72 = 51,4$ Kmol n-buteen



De resterende 28% van de omgezette n-butenen en iets isobuteen en butaan worden omgezet tot CO, CO₂, CH₄, C₂ en C₃-koolwaterstoffen, en polymeren. Tevens ontstaat meer waterstof door kalking van C₄-koolwaterstoffen en door de watergasreactie van de bijgemengde stoom met op de katalysator afgezette kool:



Er is aangenomen dat 9% van het butaan gekraakt wordt.

Oorspr. aanwezig	290 kmol $n\text{-C}_4\text{H}_{10}$	19,4 kmol C_4H_{10}
omgezet 25%	69.5 kmol	7%: <u>1,7</u> kmol
hiervan 72% in C_4H_6	<u>51.4</u>	over 17.7 kmol
rest (28%)	18.1 kmol	

Over de omzetting in polymeren en lichte gassen zijn de volgende aannamen gemaakt:

	Uit n-C ₄ ⁼ kmol ⁴	Uit C ₄ kmol ⁴	gevormd kmol	kg of m ³	H ₂	aangenomen bruto- reactie
Polymere:	3,6		1,2 C ₁₂	200		3 C=C-C-C + ... C ₁₂ ⁼
Gassen	10		10 C ₃	224	-10	C=C-C-C + H ₂ → → C=C-C + CH ₄
			10 CH ₄	224		
	4,5		18 CO ₂	400	+54	C=C-C-C → 4 C + 4 H ₂ 4.5 18 18 ² C + 2H ₂ O → CO ₂ + 2 H ₂ 8 18 ² 36 ²
		1	2 C ₂	45		C-C-C-C → C-C + C=C
		0,7				C-afscheiding
	18,1	1,7	40	893	44	

De hoeveelheid gevormde H_2 is dus:

- $$\begin{array}{rcl} 1. & 51,4 & \text{Kmol van de dehydrogeneringsreactie} \\ 2. & \underline{44} & \text{Kmol bij nevenreacties gevormd} \\ & 95,4 & = 2130 \text{ m}^3 \text{H}_2 \end{array}$$

De totale hoeveelheid gas is:	95,4 kmol H_2 =	2130 m ³
	<u>40</u> " andere gassen	<u>893 m³</u>
	135,4 kmol	3023 m ³

Vóór de reactor wordt in 13-voudige molaire hoeveelheid stoom bij de voeding gemengd.

voeding 315 kmol

stoom 4100 kmol. Dit is $4100 \times 18 = 74000 \text{ kg}$
700°C

In de te regenereren reactoren wordt 25% van deze hoeveelheid

stoom, t.w. 8500 kg/hr geleid; totaal

74000	kg
8500	"
82500	"

Als voorbeeld van een warmte-balans worden hieronder enige berekeningen betreffende reactor gegeven.

a. Berekening van de begintemperatuur van de stoom (Hoev. in kg/hr)
 Als de koolwaterstoffen bij 540°C uit de voorwarmer komen en de gemiddelde temperatuur ^{begin v/d reactie} bij het 650°C bedraagt, dan geldt:

$$m_1 \cdot c_1 \cdot t_1 = m_2 \cdot c_2 \cdot t_2$$

$$17700 \cdot 0.75 \cdot 110 = 74000 \cdot 0.32 \cdot x$$

$$x = 62$$

waarbij m_1 = voeding in kg

c_1 = s.w. voeding (gemiddeld) in Kcal/kg

t_1 = temperatuursstijging van het reactiemengsel ($540-650^{\circ}\text{C}$)

m_2 = stoom in kg

c_2 = s.w. stoom in kCal/kg

$t_2 = x$ = temperatuursdaling stoom

De temperatuur van de stoom moet dus ongeveer $650 + 62 = 712^{\circ}\text{C}$ zijn

b. Berekening van de hoeveelheid te injecteren water om afkoeling tot 225°C te krijgen (na de reactie).

stof	kMol	kg	gem.s.w. tussen 225 en 650°C	warmte capaciteit kCal/kg
C_4	296,2	16450	0,75 Kcal/kg	12350
H_2	95	190	3,5	665
CH_4	10	160	0,9	144
C_2	2	58	0,75	48,5
C_3	10	430	0,75	321,5
CO_2	18	790	0,27	200
stoom		82500	0,26	21470
				35199

We stellen $t = 15^{\circ}$ (begintemp. koelwater). 650°C

temp.daling $\frac{650 - 225}{425}$

$$1 \times (100-15) + 540 \times + (220-100)x = 35179 \times 425$$

$$124500.00$$

$$x = 19600 \text{ kg koelwater/hr.}$$

Aangenomen is een "space velocity" van 200 vol.butenen/vol.kat/hr. Er zijn 4 reactoren, waarvan er telkens twee in bedrijf zijn (1 uur), terwijl er twee met stoom geregenereerd worden (25% v.d. hoeveelheid stoom die bij het reactiemengsel gebruikt wordt).

Afdeling 4 Zuivering der reactiegassen (I).

Voor het olie-circuit zie schema 4:

De polymeren worden in de olie opgelost. Er hoeft niet gesuppleerd te worden, daar een gelijke hoeveelheid als er gevormd wordt, afgevoerd wordt. Boven uit de olie-absorptietoren ontwijkt het reactiemengsel bij ca 110°C.

Compressor.

Na verwijdering van alle water wordt het gas samengeperst. De begindruk is 1,15 ata, de einddruk is 7 ata. 2 compressoren worden gebruikt (1 getekend). De C₄-fractie wordt vloeibaar gemaakt, evenals ca. 75% van de C₃-fractie.

In schema 1 is de aangenomen verdeling der gassen die via expansievat-absorptietoren resp. de kolom voor verwijdering der C₃-fractie ontwijken, aangegeven.

Afdeling 5 Zuivering door reactiegassen I: CAA-extractie.

Zie schema 5.

Voor de verhouding $\frac{\text{vol. CAA-opl.}}{\text{vol. voeding}}$ is 8 genomen. Bij een voeding van 36700 L/hr moet dus $36700 \times 8 \text{ L} = \text{ca. } 300000 \text{ L/hr.}$ rondgepompt worden.

De CAA-oplossing is 3 M aan Cu.

8. Lijst van Afmetingen van de apparaten, die globaal berekend werden.

Hierin zijn niet opgenomen de maten der 48 warmtewisselaars, condensors en verdampers, die eveneens globaal werden berekend.

Afdeling 1: verwijdering van isobuteen.

a. Voeding.

Naam resp. doel apparaat	temp. in °C	Druk in ata	afmetingen in mm
Reactor (absorptie isobuteen in 65% zwavelzuur)	35	3,8	lengte 3500 Ø 1500
Loogwasser	32	3,5	lengte 3500 Ø 1500
Loogstripkolom (30 sch.)	top 49 bodem 110		hoogte 16500 Ø 1260
Terugvloeivat	28	5,2	lengte 6600 Breedte 2400

b. Verwerking isobuteen en zwavelzuur-

Vat			lengte 5400 Ø 2400	
Reactor (polymerisatie)	93		hoogte 2500 Ø 1400	(Raschig- ringen 2" x 2")
Polymeerafscheider	38	4,5	lengte 3000 Ø 1500	
Vat voor zwavelzuur			lengte 3000 Ø 1500	
Loogwasvat				
Polymeer stripkolom 30 sch.	top 51 bodem 121	5,2	hoogte Ø	
Terugvloeivat	28		lengte 4200 Ø 1200	
Wateraafscheider			lengte 7200 Ø 1200	

Afdeling 2: Butaan-buteen-scheiding met aceton.

Kolom voor extractieve destillatie (71 sch.)	top 58 bodem 119	8	hoogte 46500 Ø 3750	
Terugvloeivat	27	3,8	lengte 7500 Ø 2750	
Butaanwaskolom 24 sch.	27	6,6	hoogte 21000 Ø 2250	

Naam resp. doel apparaat	temp. in °C	druk in ata	afme- tingen in mm
Aceton regeneratiekolom top 60 (15 sch.) bodem 100		1	hoogte 14000 Ø 2100
Terugvloeivat 60			lengte 3300 Ø 1500
Wachtvat			hoogte 7000 Ø 5500
Buteen-stripkolom ... 2 condensors ((1 getekend) 2 verdamper (1 getekend) (36 sch.)			lengte 34000 Ø 23300
Terugvloeivat			lengte 7800 Ø 2400
Buteenwaskolom 30 (16 sch.)		6	hoogte 15000 Ø 1950
Opslagtanks (v.buteen): (bolvormig) 10 stuks (niet getekend)	0	1,3	Ø 12000

Afdeling 3: Dehydrogenering.

Voorwarmers (2) (1 getekend)	95-600		hoogte 10500 Ø 2500
Reactoren (4), liggend 620-670 2 in bedrijf 2 in regeneratie (tel- kens 1 uur) (2 getekend)		1,7	lengte 13000 Ø 3200

Afdeling 4: zuivering reactiegassen (I).

Oliewaskolom top 100 12 + 4 sch. bodem 150		1,1	hoogte 17000 Ø 5700
Waterafscheider			hoogte 3600 breedte 2000
Compressor (gekoeld)	begin eind	1,1 7,1	
Expansievat 15		8,3	lengte 6000 Ø 1800
Absorptiekolom 60		8	hoogte 31000 Ø 1800
Kolom voor afscheiding top 32 C ₃ -fractie (30 sch.) bodem 85		11,5	hoogte 26000 Ø 1500
Terugvloeivat 30		10,5	
Kolom voor afscheiding top 52 C ₅ +resten (30 sch.) bodem 93		6	hoogte 22000 Ø 2000
Terugvloeivat			lengte 3600 Ø 2400

Afdeling 5: Zuivering reactiegassen II (CAA-extractiev)...

Naam resp. doel apparaat	temp. in °C	druk in ata	afmetingen in mm
Afscheiders (12)	No 1 -12	3,1-2,4	lengte 9500
4 getekend (No. 1, 6, 11 en 12)	No 11 0	5,2	Ø 3600
	No 12 27		
Mengvaten (11)			lengte 3100
			Ø 2200
Ontgas-kolom	top 26	1,7	lengte 19500
	bodem 82		Ø 1950

a. CAA-circuit.

Wachtvat

Sweetland-filterpersen
(2) (1 getekend)

opp. 4000 x 1000

Wachtvat

82

1,8

12000

b. Product.

Butadiëenwas-kolom

21

1,8

13800
1350

Opslagtanks (14) voor 14 dagen
(1 getekend) opslag bij 0°C onder
(bolvormig) NH₃-koeling

1,3

Ø

8000

c. Ammoniak-regeneratie.

Ammoniak-regeneratie-kolom top 133
24 sch. bodem 165

7

hoogte 18600
Ø 1050

Terugvloeivat

71

6,6

lengte 3300
Ø 1800

d. Recycle.

Wasser

15

9

lengte 8000
Ø 3000

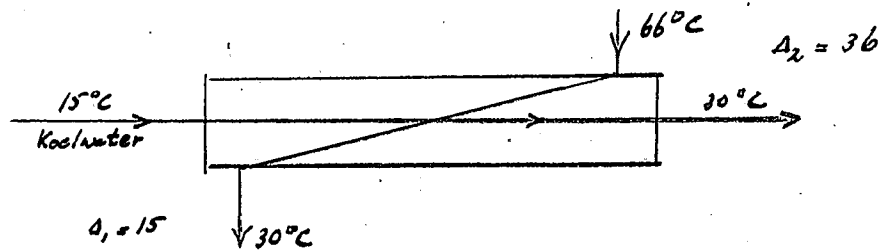
Berekening van een koeler.

Kunze

Deze is in deel I aangegeven door een +

Het water, dat onder uit de aceton-regeneratiekolom komt, wordt eerst in een kruiskoeler van 100° tot 66° , en dan van 66° tot 30° om vervolgens als wasvloeistof in de butaan- en buteen-waskolommen dienst te doen.

Koelmiddel: water van 15° . Te koelen water (39000 kg/kr.)



De af te voeren hoeveelheid warmte is

$$\begin{aligned} 39000 \times 36 \text{ kcal} &= 1327000 \text{ Kcal/kr} \\ &= \frac{1327000 \times 4,19 \cdot 10^3}{3600} \text{ J/sec} = 1544480 \text{ J/sec.} \end{aligned}$$

$$t_{\log} = \frac{A_2 - A_1}{\log \frac{A_2}{A_1}} = 23,99$$

Voor de overall-coëfficiënt wordt aangenomen

$$\begin{aligned} U &= 150 \text{ BTU/ft}^2 \text{ sec } ^{\circ}\text{F} \\ &= 150 \times 5,68 \text{ J/m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C sec.} = 852 \text{ J/m}^2 \text{ } ^{\circ}\text{C sec.} \end{aligned}$$

Volgens de formule $\phi = U \times A \times t_{\log}$

$$1544480 = 852 \times A \times 23,99$$

vinden we voor $A = 75,53 \text{ m}^2 = 812,7 \text{ ft}^2$

De benodigde hoeveelheid koelwater is $\frac{Q}{C \cdot t} = \frac{1327000}{15} = 88400 \text{ kg/kr}$

We kiezen voor de koeler pijpen van $5/4''$ uitwendige en $1,01''$ inwendige diameter.

Bij een aangenomen snelheid van $1 \text{ ft/sec} = 0,305 \text{ m/sec}$ door de pijpen is het transport 565 kg water/uur . Er moet in totaal 88400 kg/uur verplaatst worden. Nodig zijn dus $\frac{88400}{565}$ buizen = 157 buizen.

Van dit type buizen is het verwarmende oppervlak (V.O./ft) $0,327 \text{ ft}^2/\text{ft}$ buis. Bij 157 buizen is het V.O./ft per ft $157 \times 0,327 = 51,17 \text{ ft}^2/\text{ft}$ bundel.

De lengte van de buizen moet dan zijn: $\frac{A}{\text{V.O./ft}} = \frac{812,7}{51,17} = 15,86 \text{ ft} = 4,84 \text{ m}$.

De diameter van een bundel van 158 buizen bedraagt 61 cm.

Contrôle van de gekozen U.

Men kan U^{-1} een warmteweerstand noemen.

Deze bestaat uit de volgende delen:

$$U^{-1} = (\alpha_1)^{-1} + f_1 + \left(\frac{\lambda_{\text{wand}}}{d_{\text{wand}}}\right)^{-1} + f_2 + (\alpha_2)^{-1}$$

waarin α_1 = warmteoverdrachtscoëfficiënt van het water dat tussen de buizen stroomt (te koelen medium)..

f_1 = vuilfactor op de buitenkant van de buizen.

λ_{wand} = warmtegeleidingsvermogen van het buismateriaal (hier: staal)

d_{wand} = wanddikte

f_2 = vuilfactor op de binnenkant van de buizen

α_2 = warmteoverdrachtscoëfficiënt van het water dat door de buizen stroomt (koelwater).

α_1 Deze wordt berekend met behulp van de formule:

$$\frac{\alpha D}{\lambda} = 0.027 \left(\frac{\rho v D}{\eta}\right)^{0,8} \left(\frac{\eta}{\lambda c_p}\right)^{1/3}$$

$$(Nu = 0.027 (Re)^{0,8} (Pr)^{1/3})$$

gegevens: D = hydraulische diameter.

Berekening.

Bij een "pitch" (afstand der centra der buizen) van 1 9/16 inch bij quadratische opstelling van de buizen is D:

$$D = \frac{4 \times \text{vrije ruimte}}{\text{bevochtigde omtrek}} = \frac{4(1\frac{9}{16})^2 - \frac{(1.01)^2}{4}}{1.01} =$$

$$= 0,98 \text{ inch} = 0.98.254.10^{-2} \text{ m.}$$

Voor V wordt aangenomen 2 ft/sec = 0.61 m/sec.

$$\lambda = 0.356 \text{ BTU/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{C sec} = 0.356 \times 1,73 \text{ J/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C sec.}$$

$$\rho = 1000 \text{ kg/m}^3$$

$$\eta = 0.945 \text{ centipoise} = 0.945.10^{-3} \text{ N sec/m}^2$$

$$c_p = 4.19.10^3 \text{ J/kg. Hierbij is Re} = 16080$$

Bij invullen van deze waarden en logaritmisch oplossen van de vergelijking vindt men voor $\alpha_1 = 2920 \text{ J/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C sec.}$

α_2 Hiermee wordt met dezelfde formule gerekend, waarbij

D = diameter van de buizen

$$= 1,01 \text{ inch} = 1.01.254.10^{-2} \text{ m}$$

$$V = 1 \text{ ft/sec} = 0.305 \text{ m/sec Hierbij is Re} = 8200$$

De overige waarden zijn dezelfde.

Men vindt voor $\alpha_2 = 1647 \text{ J/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C sec.}$

f_1 en f_2 . Hiervoor is aangenomen 0.001

Dit komt overeen met een $= 1000 \text{ BTU/ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F sec}$
 $= 5680 \text{ J/m}^2 \text{ } ^\circ\text{C sec.}$

$$\frac{\lambda_{\text{wand}}}{d_{\text{wand}}} = \frac{26.2}{0.01} = 2620 \text{ BTU/kr/ft}^2/\text{ } ^\circ\text{F} \quad \left(\text{wanddikte} = 0.12 \text{ inch} \right. \\ \left. \frac{0.12}{12} \text{ ft} = 0.01 \text{ ft} \right)$$

$$(\alpha_1)^{-1} = 0.000342$$

$$(\alpha_2)^{-1} = 0.000607$$

$$\left(\frac{\lambda_{\text{wand}}}{d_{\text{wand}}} \right)^{-1} = 0.000067$$

$$f_1 = 0.000176$$

$$f_2 = 0.000176$$

$$U^{-1} = 0.001310 \quad U = 763.7/\text{m}^2 \text{ } ^\circ\text{C sec.}$$

Om de nauwkeurige lengte van de pijpen te vinden, wordt van bovenstaande gevonden U gebruik gemaakt.

Bij invullen in de formule

$$\begin{aligned} \emptyset &= U \times t_{\log} \times A \\ 1544450 &= 763.7 \times 23.99 \times A \\ \text{vindt men voor } A &: 84.3 \text{ m}^2 \quad (= 907 \text{ ft}^2) \end{aligned}$$

Hieruit volgt voor de lengte van de koeler:

$$L = \frac{A}{\text{V.O./ft}} = \frac{907}{51.17} = 17.53 \text{ ft.}$$

$$\underline{L = 5.35 \text{ m}}$$

Deze berekening werd gemaakt door M. Kunze.

10. Berekening van de aceton-regeneratiekolom. (figuren A en B)

In de acetonregeneratiekolom wordt het acetonhoudende waswater van de butaan- en buteenwasser gerectificeerd waarbij een scheiding in een aceton-rijkere vloeistof en vrijwel aceton-vrij water optreedt.

Voeding: ca 50.000 kg vloeistof per uur met 17 gew.% aceton

Afgevoerde gecondenseerde damp:

ca 10.000 kg per uur met 80 gew. % aceton

Ketelproduct: ca 40.000 kg per uur met 1 gew. % aceton.

Temperatuur
Refluxverhouding: $R = 0,5$

Gegevens in- en afgevoerde vloeistof.

	Aceton							Water			
	Temp C	kg/h	kMol/ h	Mol %	Mol frac- tie	s.w. vloeistof kCal/ kMol/°C	verdamp warmte kCal/ kMol	kg/h	kMol/h	s.w. vloeistof kCal/ kMol/°C	verdamp warmte kCal/ kMol
Afgev. gecond. damp	59,5	7836,4	134,9	54,84	0,548 x_d	31,26	7262,5	2000	111,1	18	10137,6
voeding	73	8226,4	141,6	5,85	0,0585 x_f	31,26	7262,5	41000	2277,7	18	10035
ketel- prod.	97	390	6,7	0,31	0,003 x_k	31,26	7262,5	39000	2166,6	18	9702

Materiaalbalans.

Totaal aantal kMolen per uur.

$$F = D + K \quad (141,6 + 2277,7) = (134,9 + 111,1) + (2166,6 + 6,7)$$

$$2419,3 = 2419,3$$

F, D en K zijn resp. het aantal kMolen per uur voeding, afgevoerde damp en ketelproduct.

Lichtste component (aceton) kMolen per uur.

$$F \cdot x_f = D \cdot x_d + K \cdot x_k$$

$$2419,3 \times 0,0585 = 134,9 \times 0,548 + 2173,3 \times 0,0031$$

$$141,5 = 141,6$$

Warmtebalans.

Voeding:

$$\text{aceton: } 141,6 \times 31,26 \times 73 = 323108 \text{ kCal/h}$$

$$\text{water: } 2277,7 \times 18 \times 73 = 2.992898 \text{ "}$$

$$3.316006 \text{ "}$$

Afvoer gecond. damp:

$$\begin{aligned} \text{Aceton: } 134,9 \times 31,26 \times 59,5 &= 250,894 \text{ kCal/h} \\ \text{Water: } 111,1 \times 18 \times 59,5 &= \underline{118,988} \text{ "} \\ &369.882 \text{ "} \end{aligned}$$

Condensor:

$$\begin{aligned} \text{Aceton: } (134,9 + 67,5) \times 7262,5 &= 1469.930 \text{ kCal/h} \\ \text{Water: } (111,1 + 55,6) \times 10137,6 &= \underline{1689.938} \text{ "} \\ &3159.868 \text{ "} \end{aligned}$$

Ketelproduct:

$$\begin{aligned} \text{Aceton: } 6,7 \times 31,26 \times 97 &= 20315 \text{ kCal/h} \\ \text{Water: } 216,6 \times 18 \times 97 &= \underline{3782884} \text{ "} \\ &3803199 \text{ "} \end{aligned}$$

Warmte.

	<u>afgevoerd</u>		<u>ingevoerd</u>
Afvoer gec.damp	369.882 kCal/h	Voeding	3.316.006 kCal/h
Condensor Q^1	3159.868 "		
Ketelproduct	<u>3803.199</u> "	Verdamper Q	<u>4.016.943</u> "
	7332.949 "		7.332.949 "

Refluxverhouding.

In figuur A, de x-y-figuur voor aceton-water bij 760 mm (x en y resp. mol.fractie aceton in vloeistof en damp) zijn aangegeven x_d , x_f en x_k en de q-lijn voor de voeding op kooktemperatuur.

Uit de constructie volgens Mc.Cabe-Thiele blijkt dat de minimale refluxverhouding (R_{min}) negatief is.

$$R = \frac{\text{molen gec. damp teruggevoerd naar de kolom}}{\text{molen gec. damp afgevoerd}} = \frac{L}{D}$$

Deze waarde voor R_{min} geeft geen aanwijzing hoe groot of R is te kiezen (bijvoorbeeld $R = (1, 2 \text{ à } 5)R_{min}$). Om toch enige indruk van R te krijgen werd bij verschillende waarden van R het aantal theoretische schotels bepaald

R = 0,5	3 theoretische schotels
R = 2	3 " "
R = 3	2(à3) " "

Het aantal schotels is hier niet erg afhankelijk van de R.

*Kan dit?
Wat is dan
bijv. 3?*

Toepassing Gilliland-relatie.

Hoewel de Gilliland relatie: $\frac{R-R_{\min}}{R+1} = 0,1 \text{ à } 0,33$

(econom. grenzen) hier mogelijk niet gebruikt mag worden, werd toch geprobeerd welke waarde voor R toepassing opleverde.

Voor $R_{\min} = 0$ geeft dit $R = (0,1 \text{ à } 0,5)$.

Een kleine reflux verhouding geeft besparing op warmte en kolomkosten. Gekozen werd $R = 0,5$. (uit de waarden 0,5 tot 3).

Bepaling van het aantal theoretische schotels volgens de Ponchon-Savarit Methode.

Aangezien de temperatuur in de kolom en de verdampingswarmte niet constant zijn en bovendien de mengwarmte niet nul is, werd de constructie volgens Ponchon-Savarit gebruikt. Hierbij werden als veronderstellingen gemaakt

- a) de kolom werkt adiabatisch
- b) de druk is constant.

Enthalpie-concentratie diagram (W-x diagram).

Voor de grafische bepaling van het aantal theoretische schotels is nodig het enthalpie-concentratie diagram (fig. B) van aceton-water.

Het diagram werd geconstrueerd met de (constant aangenomen) waarden voor de soortelijke warmtes van aceton en water en de mengwarmte van aceton en water (bij 17° C).

Voor deze mengwarmte moesten de alleen bij 17° C (Crit. Tables) bekende waarden worden gebruikt. De damplijn werd recht getrokken. De vloeistof damplijn vertoont een kromming naar beneden.

Als basisniveau werd 0° C gekozen.

De enthalpie van aceton bij 56° C is

$$W = 31,26 \times 56 = 1750 \text{ kCal/kMol}$$

en van water bij 100° C

$$W = 18 \times 100 = 1800 \text{ kCal/kMol}$$

De verdampingswarmte van aceton bij 56° C is 7263 kCal/kMol
van water 9700 kCal/kMol.

Constructie voor het bepalen van het aantal theoretische schotels.

De constructiepunten M en N (respectievelijk voor boven en onder de voedingsschotel) werden als volgt bepaald.

$$\text{Punt M: } W_M - W_D = \frac{Q^1}{n_d} = \frac{3159868}{246} = 12485 \text{ kCal/kMol}$$

$$\text{Punt N: } W_K - W_N = \frac{Q}{n_k} = \frac{4016943}{2173,3} = 1848 \text{ kCal/kMol}$$

n_d en n_k zijn het aantal kMolen/h afgevoerde damp en ketelprod. (De refluxverhouding in de condensor is uit de figuren af te lezen: $R_o = \frac{MC}{DC} = 0,5$).

De voeding (punt F) is volgens de figuur bijna op kooktemperatuur.

De minimale reflux wordt door M_1 (op nodenlijn door F) gegeven. $\frac{M_1 C}{CD} = \text{negatief.}$

De constructie van het aantal theoretische schotels levert totaal 3 theor. schotels op, met de voeding invoer op de eerste schotel.

De schotelefficiency is op 0,6 gesteld.
Het practische aantal schotels wordt dan $\frac{3}{0,6} = 5$ praktische schotels met invoer op de tweede schotel.
De schotelafstand wordt op een 0,5 m gesteld.

De hoogte van de kolom wordt $h = 4 \times 0,5 + 1 + 1 = 4 \text{ meter.}$

Diamterkolom.

De kolomdiameter a wordt bepaald door het volume en de snelheid van de damp boven in de kolom.

$$a^2 = D(R + 1) \frac{T}{273} \cdot \frac{760}{P} \times \frac{22,4 \times 4}{S_D \cdot 3600}$$

S_D = damp snelheid in m/sec.

Damp snelheid.

De maximale damp snelheid $U_{\max}$ in ft per sec wordt (volgens Perry) gegeven door

$$U_{\max} = K_v \left(\frac{\rho_L - \rho_v}{\rho_v} \right)^{0,5}$$

waarin als ρ_L en ρ_v het soortelijk gewicht resp. van de vloeistof en de damp voorstellen en uitgedrukt zijn in lb/ft³, voor een schotelafstand van 0,5 m en een hoogte van het vloeistofslot van 2,5 cm, de $K_v = 0,16$ is.

$$\rho_L = (0,8 \times 0,756 + 0,2 \times 1) \times 62,43 = 50,25 \text{ lb/ft}^3$$
$$\rho_v = (0,55 \times 58 + 0,45 \times 18) \times \frac{273 \times 62,43}{22,4 \times 333 \times 1000} = 0,091 \text{ lb/ft}^3$$

$$U_{\max} = 0,16 \left(\frac{50,25 - 0,091}{0,091} \right)^{0,5} = 0,16 \times 23,5 = 3,8 \text{ ft/sec} = 1,15 \text{ m/sec.}$$

Als damp snelheid wordt genomen

0,8 m/sec (gemiddelde tussen $U_{\max}$ en de „schotelafstand in m $\approx$ damp snelheid in m).

Bij deze snelheid bestaat geen gevaar voor vollopen van de kolom ("flooding").

$$a^2 = 246 \times 1,5 \times \frac{333}{273} \times \frac{360}{760} \times \frac{22,4 \times 4}{3,14 \times 0,8 \times 3600} = 4,46$$

$$\underline{a = 2,1 \text{ m}}$$

Conclusie:

Kolomafmetingen: hoogte 4 m
 diamter 2,1 m

Refluxverhouding 0,5

Aantal praktische schotels 5

Invoer Voeding op schotel no 2

Warmte: af te voeren uit condensor 3.160.000 kCal/h
 toe te voeren aan verdamper 4.020.000 kCal/h.

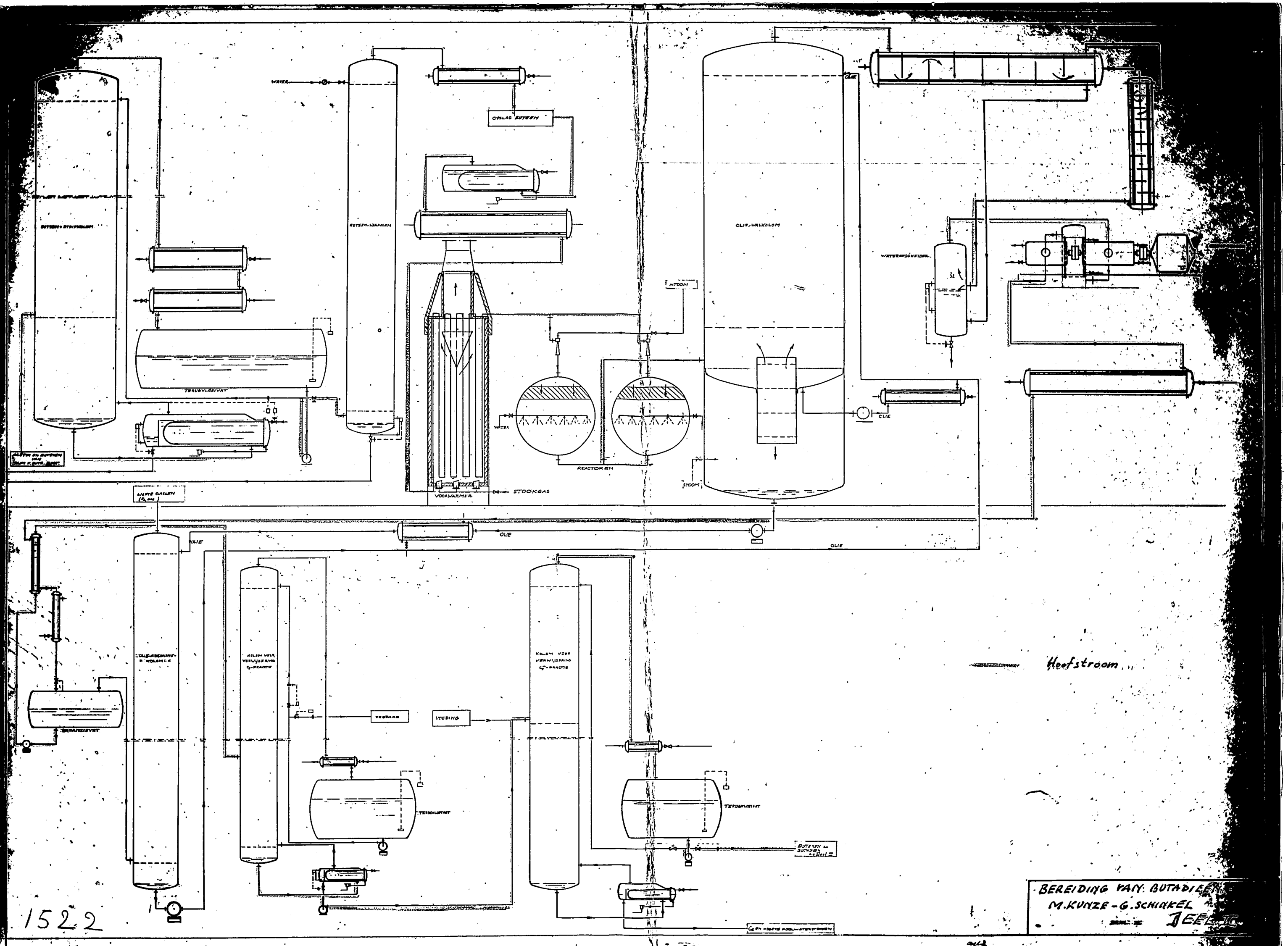
Deze berekening werd gemaakt door G. Schinkel.

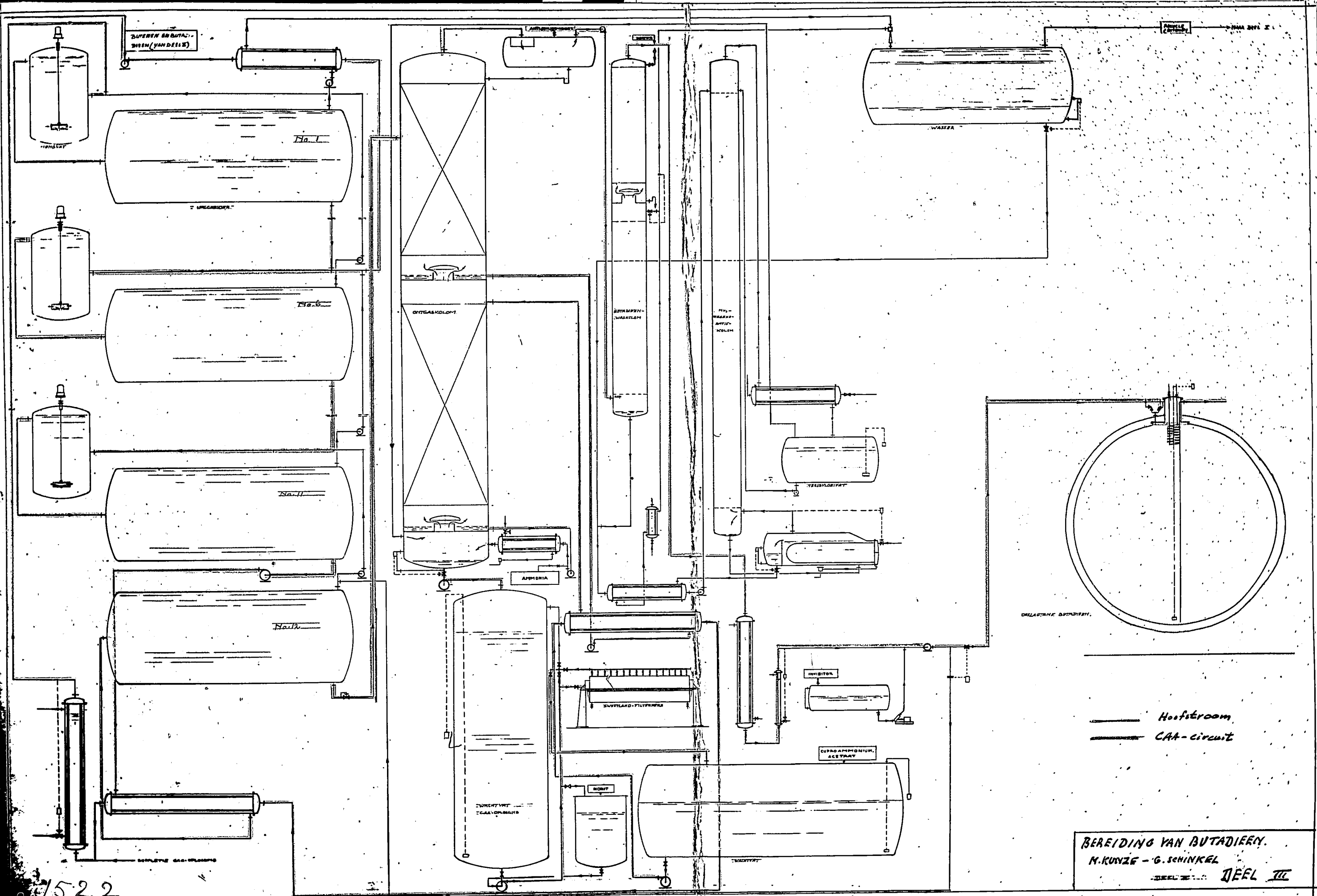
Literatuur.

1. Kirk, R.E. and Othmer, D.F., Encyclopedia of Chemical Technology
Deel 11, 1953, p. 859
2. Ullmanns Encyklopädie der technischen Chemie: Deel 4, 1953, p. 764
3. Hopkinson, R. c.s., C.I.O.S. Report XXII-7 (1945)
4. Hunter, W., B.I.O.S. Final Report 1060 (1947)
5. Krzikalla c.s., F.I.A.T. Final Report 849 (1946)
6. Borrows, E.T. and Seddon, W.L., Chemistry & Industry S 57 (1953)
7. Chem. Eng. 61, 306 (1954)
8. Happel, J. c.s., Trans. Am. Inst. Chem. Enrs 42, 189 (1946)
9. Petroleum Refiner: 32, Nov. 1953, 148
10. Atkins, G.T. and Boyer, C.M., Chem. Eng. Progr. 45, 553 (1949)
11. Russell, R.P., Murphee, E.V. and Asbury, W.C., Trans. Am. Inst.
Chem. Enrs 42, 1 (1946)
12. Kearby, K.K., Ind. Eng. Chem. 42, 295 (1950)
13. Petroleum Refiner 32, Nov. (1953) p. 150
14. Nicholson, E.W., Ind. Eng. Chem. 41, 646 (1949)
15. Morell, C.E. c.s., Trans. Am. Inst. Chem. Enrs 42, 473 (1946)
16. Teller, A.J., Chem. Eng. 61, 168 (1954)
17. Baumann, G.P. and Smith, M.R., Petroleum Refiner: 33, Mei (1954)
p. 156

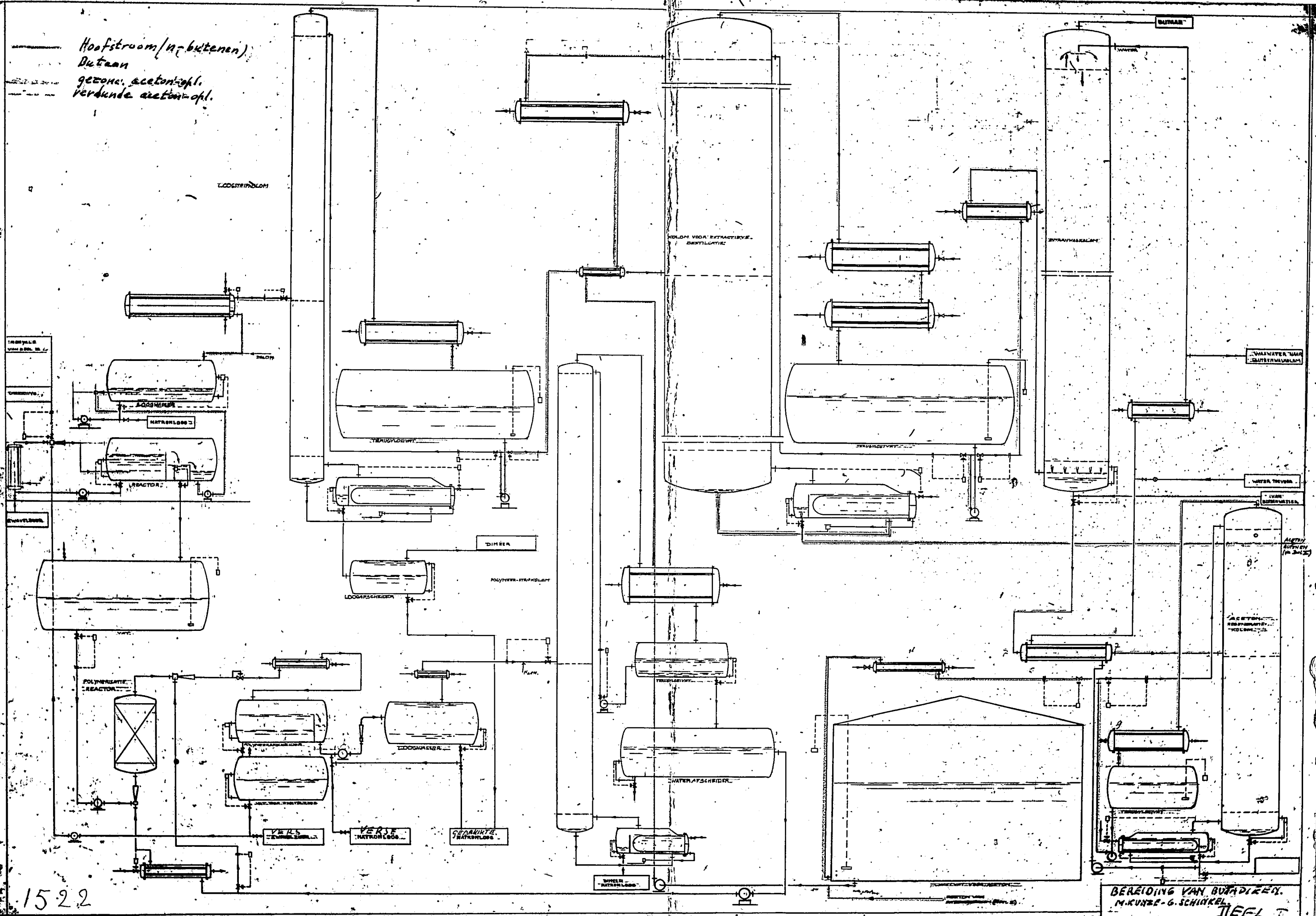
Naslagwerken.

Perry, J.H., Chemical Engineers Handbook. 1950
Maxwell, J.B., Data Book on hydrocarbons. 1950
Kern, D.Q., Process heat transfer. 1950
Brown, G.G., Unit operations. 1950
V.D.I. Wärmeatlas, 1953
Int. Crit. Tables. 1929
Hodgeman, C.D., Handbook of Chemistry and Physics. 1952-53
Krischbaum, E., Destillier-und Rektifizierteknik. 1950





Hoofdstroom (n-butenen)
 Dutaan
 gezonde acetone-opl.
 verdunde acetone-opl.



1522

BEREIDING VAN RUWDE ACETON
 M. KUNZE - G. SCHINKEL
 DEEL I

KOOLWATERSTOFFEN
NAAR
BUTAN-BUTEN-SCHIEDING.

LOOGESTRIP-
KOLON

DIMEER
LOOS

$\frac{\text{Kmol/h}}{3.78}$ $\frac{\text{kg/h}}{43.4}$

NaOH -
WASSING
32°C

NaOH - OPL.
(1%)
670 L/h

Aftap

SUPPLIE NaOH
670 L/h
(1% OPL.)

REACTOR
35°C

$\frac{\text{Kmol}}{76.6}$

28390 kg/h
(ca. 42500 L/h) KOOLWATERSTOFFEN

18000 L/h

AFTAP
120 L/h

RECYCLE

VORDING

POLYMER-
STRIPKOLON

LOOS
DIMEER 21.25 294
TRIMEER 5.8 758

NaOH -
WASSING

Aftap

SUPPLIE
670 L/h
(2% NaOH-OPL.)

SCHIEDING
ZWAVELZUUR-
POLYMEREN

ZWAVELZUUR
(65%)
6300 L/h

POLYMER-
RISATIE
93°C

SUPPLIE ZWAVELZUUR 65%
120 L/h

6300 L/h

BEREIDING VAN BUTADIEN.
M. KUNZE - G. SCHINKEL.

ISOBUTEN -
VERWIJDERING MET
ZWAVELZUUR-CIRCUIT
SCHEMA NO. 2.

AFSCHEIDERS

ONTGASKOLUUM

BUTADIËN-WASCOLUUM

NH₃-REGENERATIE-KOLUUM

VOEDING

600.6235 kg C₄H₆

BUTENEN

30 L/h CAA
17 kg/h BUTADIËN

BUTENEN-
WASING
15°C

BUTENEN
(RECYCLE)

NH₃-gas
50

300000 L/h
CAA
(31 M Cu)

-12°C No 1
3 ata

No 2

No. 6

WATERFASE
VAN No. 10

0°C No. 11

17°C No. 12

C₄H₆ 6218 kg
CAA 199970 L

BUTADIËN
2000 kg

16°C

1,8 ata

82°C

300000 L/hr.

SUPPLETIE
NH₃

8218 kg C₄H₆
20 L/h CAA
(NH₃-gas)

11°C

1,8 ata

21°C

5620

BUTADIËN 98.9%

6218 kg C₄H₆

WATER

2000 kg C₄H₆

WATER
5600

BUTADIËN

WATER
2000

2030

2010

7650 L

WATER

133°C

7 ata

162°C

7600

AFTAP

SUPPLETIE

- LOOP BUTADIËN (HOOFDSTROOM)
- CAA-CIRCUIT
- LOOP BUTENEN

C CAA-CIRCUIT.
HETVELLEDEN IN L/H
EN KG/H
SCHEMA 5.

BEREIDING VAN BUTADIËN.
M. KUNZE - G. SCHINKEL.

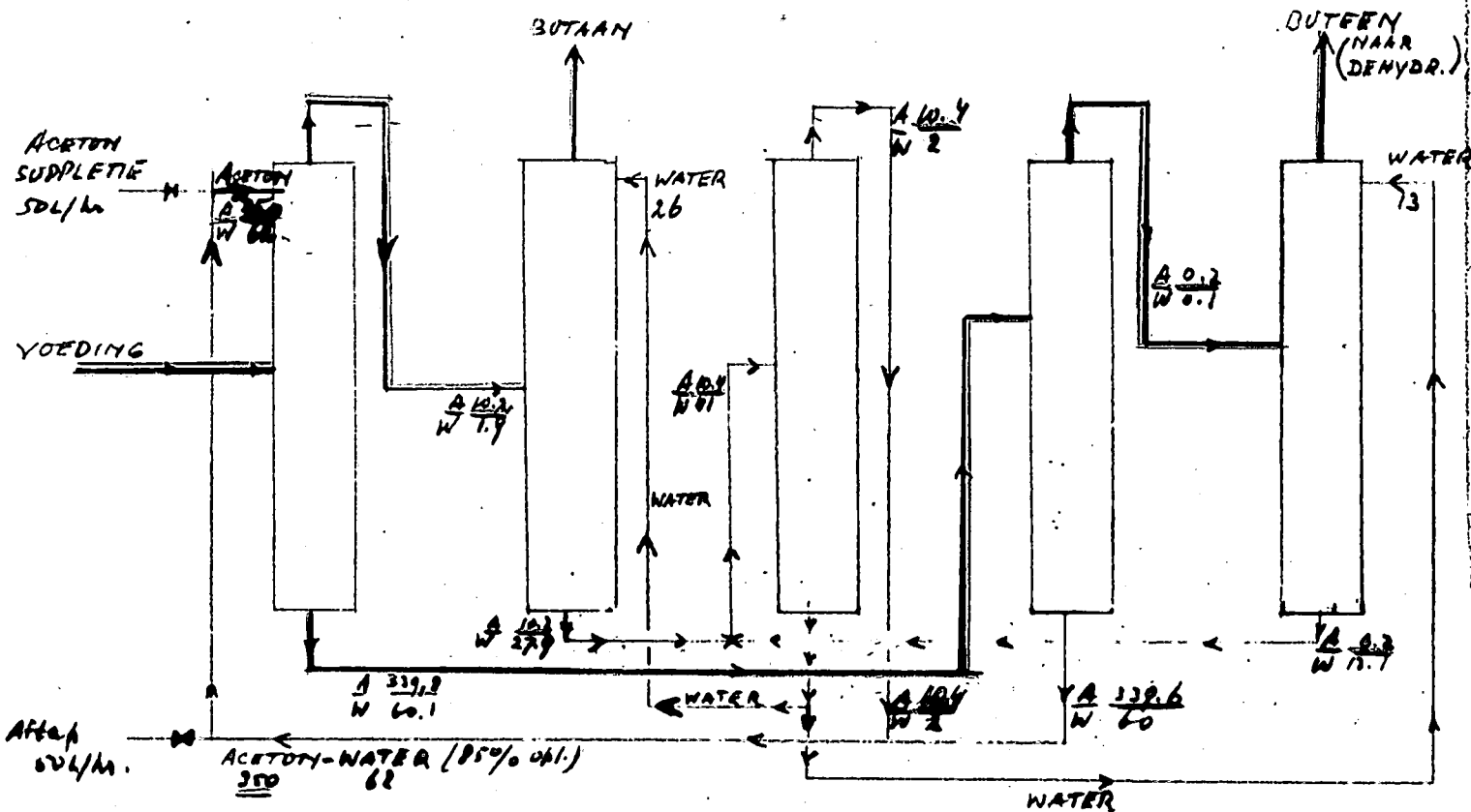
KOLON VOOR
EXTR. DESTILLATIE

BUTAAN-
WASKOLON

ACETON-
REGENERATIE-
KOLON

BUTEEN-
STRIPKOLON

BUTEEN-
WASKOLON



A = ACETON
W = WATER

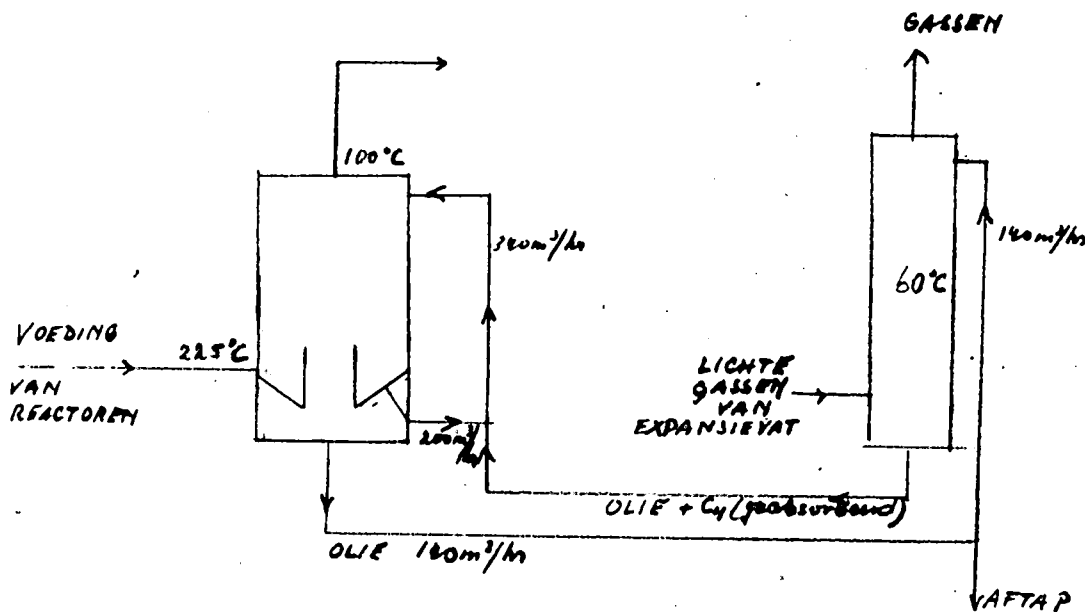
— loop van butenen (HOOFDSTROOM)
— " " butaan
— ACETON IN CIRCUIT

ACETON-CIRCUIT
HOEFELNEDEN IN m³/h.
SCHEMA 3

BEREIDING VAN BUTADIEN.
M. KUNZE - G. SCHINKEL.

OLIE-WASKOLON

ABSORPTIEKOLON



BEREIDING VAN BUTADIEN.
M. KUNZE - G. SCHINKEL.

OLIE-CIRCUIT

SCHEMA 4.

