

**Vakgroep Chemische Procestechologie**

**Verslag behorende  
bij het fabrieksvoorontwerp**

**van**

H. van den Hurk

---

H.P.J. de Vries

---

**onderwerp:**

Isobuteen productie via het Shell  
liquid phase proces en het Oleflex  
proces.

adres: Huyterstraat 2  
2611 EL Delft

Bagijnhof 15 H  
2611 AN Delft.

opdrachtdatum: juli 1990

verslagdatum: juli 1991

## Inhoudsopgave

1.	Inleiding	1
2.	Uitgangspunten voor het ontwerp	2
2.1	Capaciteit	2
2.2	Specificaties van grondstoffen, hulpstoffen en utilities	2
2.3	Specificaties van de afvalstromen	2
2.4	Veiligheids- en gezondheidsaspecten	3
2.5	Fysische stofgegevens	4
2.6	Corrosie	5
3.	Beschrijving van het proces	6
4.	Procescondities	9
4.1	De kinetiek van de isomerisatie	9
4.2	De scheidingssectie	9
4.3	De kinetiek van de dehydrogenatie	10
4.4	De scheidingssectie	10
5.	Apparaatberekeningen	11
5.1	De reactor R6	11
5.2	De katscrubber T5	11
5.3	De aluminiumchloridesaturator V8/12	11
5.4	De destillatietorens T9, T19, T27, T31 en T46	12
5.5	De gepakte kolom T15	12
5.6	De gas-vloeistofscheider V14	12
5.7	De sodawash V23	13
5.8	De vloeistof-vloeistofscheider V24	13
5.9	De droogkolommen T25/26	13
5.10	De refluxcondensor H32	14
5.11	De reboiler H33	14
5.12	De reactor R39	14
5.13	De verticale gas-vloeistofscheider V44	15
6.	De massa- en warmtebalansen	16
7.	Overzicht specificatie apparatuur	38
8.	Economisch gedeelte	58
9.	Symbolenlijst	63
10.	Literatuurlijst	64

## Bijlagen:

- Bijlage 1: Flowschema.
- Bijlage 2: Dimensionering van de reactor R6.
- Bijlage 3: Berekening van de afmetingen van de katscrubber T5.
- Bijlage 4: Programma Distill.
- Bijlage 5: Afmetingen van de destillatiekolommen en de gepakte kolom.
- Bijlage 6: Programma Absorb.
- Bijlage 7: Dimensionering van de aluminiumchloride saturator V8/12.
- Bijlage 8: Dimensionering van de gas-vloeistofscheider V14.
- Bijlage 9: Dimensionering van de soda-wash V23.
- Bijlage 10: Programma droogkolom.
- Bijlage 11: Resultaten van programma droogkolom.
- Bijlage 12: Dimensionering van de vloeistof-vloeistofscheider V24.
- Bijlage 13: Berekening van de refluxcondensor H32.
- Bijlage 14: Berekening van de reboiler H33.
- Bijlage 15: Dimensionering van de reactor R39.
- Bijlage 16: Berekening van de verticale gas-vloeistofscheider V44.
- Bijlage 17: Grove schatting van de kosten van de CCR.

## Samenvatting

In dit verslag staat de omzetting van n-butaan naar isobuteen beschreven. Deze omzetting gebeurt in twee stappen. De isomerisatie van n-butaan naar isobutaan volgens het Shell liquid phase proces en de dehydrogenatie van isobutaan tot isobuteen volgens het Oleflex proces.

De isomerisatie wordt uitgevoerd bij 90 °C en 20.7 bar. De reactie wordt gekatalyseerd door aluminiumchloride, welke opgelost is in antimoonchloride. Zoutzuur is aanwezig om het aluminiumchloride te activeren. De conversie van de isomerisatie is gelijk aan 51.9 %. De selectiviteit bedraagt 96.9 %.

De dehydrogenatie van isobutaan vindt plaats bij een temperatuur van 650 °C en een druk van 1.3 bar. De reactie wordt gekatalyseerd door platinaoxide, wat zich bevindt op aluminiumoxide drager. De conversie van de reactie is gelijk aan 45.1 %. De selectiviteit van de reactie is 87.3 %.

De belangrijkste gevormde bijproducten zijn;

- complex, een verbinding van aluminiumchloride, antimoonchloride en koolwaterstoffen
- isopentaaan
- waterstof en
- light-ends.

Het proces verbruikt  $4.08 * 10^5$  ton n-butaan per jaar. Er wordt  $3.31 * 10^5$  ton isobuteen per jaar geproduceerd.

Het Return on investment bedraagt 16.49 %.

Het Internal rate of investment is gelijk aan: 36.6 % (beiden bij een looptijd van 10 jaar).

Dit fabrieksvoorontwerp is gemaakt in het kader van de studie Chemische Technologie aan de T.U. Delft.

H. van den Hurk  
Huyterstraat 2  
2611 EL Delft  
015-135385

H.P.J. de Vries  
Bagijnhof 15 H  
2611 AN Delft  
015-131262

## Konklusies & Aanbevelingen

1. Het proces is rendabel. Dit wordt voornamelijk veroorzaakt door de hoge marktprijs van isobuteen.
2. De isomerisatie reactie heeft een hoge conversie en selectiviteit ten opzichte van andere vergelijkbare processen.
3. Een nadeel van het proces is de productie van het complex, dat het giftige antimoonchloride bevat. Het verdient aanbeveling om te onderzoeken of het complex niet omgezet kan worden tot de erin aanwezige stoffen en zodoende gerecyceld kan worden.
4. De belangrijkste voordelen van het Oleflexproces zijn de hoge opbrengst en de mogelijkheid van continue bedrijfsvoering.
5. De dehydrogenatiereactie vindt plaats in 8 reactoren, die elk een volume hebben van  $2684 \text{ m}^3$  en die een hoeveelheid kat in zich hebben van 3000 ton.  
Er moet gekeken worden wat het maximale gewicht is, dat een reactor en de fundering eronder kunnen dragen. Als gevolg hiervan zullen waarschijnlijk meer dan 8 reactoren nodig zijn.

## 1. Inleiding

In dit verslag staat beschreven hoe isobuteen uit n-butaan gemaakt kan worden. Dit gebeurt in twee stappen. De eerste stap bestaat uit de isomerisatie van n-butaan tot isobutaan volgens het Shell liquid phase proces. De tweede stap bestaat uit de dehydrogenatie van isobutaan tot isobuteen volgens het Oleflexproces.

De vraag naar isobuteen is de laatste jaren sterk toegenomen. Isobuteen kan gepolymeriseerd worden tot polyisobuteen. Dit is een synthetisch rubber, waarvan onder meer toepassingen zijn:

- de vervaardiging van binnenbanden
- gebruik als kleefstof voor bijvoorbeeld stickers en etiketten.

De belangrijkste toepassing van isobuteen is echter de productie van methyltertbutylether (MTBE) uit isobuteen. MTBE is een goede vervanger voor lood in benzine. In 1990 was de wereldcapaciteit van MTBE 11 miljoen ton. De verwachting is dat in 1993 deze 18 miljoen ton zal zijn.

MTBE wordt gevormd door de reactie tussen methanol en isobuteen in zuur milieu. Bij kraakreacties van bijvoorbeeld nafta komt isobuteen vrij als bijproduct. Het Oleflexproces echter biedt de mogelijkheid om isobuteen uit isobutaan te produceren met een selectiviteit van 91-93 molprocent. Andere voordelen van het Oleflexproces zijn:

- lage kosten voor bedrijfsvoering van het proces
- het is een continu proces
- de katalysator activiteit is uniform in de tijd
- geen kans op reactorshutdown voor de regeneratie van de katalysator
- de reactie en de regeneratie van de katalysator werken totaal afzonderlijk van elkaar.

Voor de productie van isobutaan uit n-butaan zijn een aantal op elkaar lijkende processen bekend. De processen hebben gemeen dat aluminiumchloride wordt gebruikt als katalysator en dat zoutzuur wordt gebruikt om de katalysator te activeren.

In het Shell vapour phase proces bevindt het aluminiumchloride zich op een bauxiet drager en de parafinen bevinden zich in de dampfase.

Een ander proces is dat van de Standard Oil Company waarbij het aluminiumchloride aan de vloeibare parafinen toegevoegd kan worden.

In het Shell liquid phase proces, beschreven in dit verslag, wordt naast aluminiumchloride ook antimoonchloride toegevoegd aan de vloeistoffase. Dit proces heeft als voordeel ten opzichte van de andere processen:

- een constant hoge conversie van 52 % per pass en
- constante reactor condities.

## 2. Uitgangspunten voor het ontwerp.

### 2.1 Capaciteit.

Het onderwerp is gebaseerd op de produktie van  $3.3054 \cdot 10^5$  ton isobuteen per jaar. Hierbij is aangenomen dat de fabriek 8000 uren per jaar in bedrijf is.

### 2.2 Specificaties van grondstoffen, hulpstoffen en utilities.

De belangrijkste gegevens van de stoffen staan weergegeven in tabel 2 (zie 2.5).

Voor het verwarmen, verdampen en koelen van de diverse processtromen is gebruik gemaakt van de volgende utilities:

stoom hoge druk:	40 bar, 410 °C, Tcond. = 250 °C
DOWTHERM A:	Tin = 325 °C
Koelwater:	Tin = 20 °C
Freon:	T = -15 °C.

Voor de verwijdering van water uit de stroom na de sodawash wordt gebruik gemaakt van molzeven van het type 3A. De specificaties van dit type molzeef staan weergegeven in tabel 1.

Tabel 1. Eigenschappen van molzeef 3A.

	deeltjes diameter [m]	bulk dichtheid [kg/m <sup>3</sup> ]	breuk sterkte [kg]	max. water capaciteit [gew. %]	H <sub>2</sub> O abs. warmte [kJ/kg]
type 3A	$3.175 \cdot 10^{-3}$	704.8	6.6	20	4186.8

### 2.3 Specificaties van de afvalstromen.

De bodemstroom die uit de katscrubber stroomt is een complex van aluminiumchloride, antimoonchloride en koolwaterstoffen. De grootte van de stroom is 63.42 kg/uur. De samenstelling van de stroom is:

aluminiumchloride:	41.22 kg/uur
antimoonchloride:	1.65 kg/uur
koolwaterstoffen:	20.55 kg/uur

Er is niet onderzocht of uit deze stroom aluminiumchloride en het antimoonchloride teruggewonnen kan worden.

De gasstroom uit de gepakte kolom bevat voornamelijk methaan (en wat n-butaan en isobutaan), maar ook zoutzuur (0.15 kg/uur). Verdere reiniging van de stroom is noodzakelijk voordat deze gespuid (bijvoorbeeld na verbranding) kan worden.

De stroom uit de sodawash bestaat uit water, waarin zich chloride- en natriumionen bevinden. De hoeveelheden zijn:

chlorideionen: 0.57 kg/uur

natriumionen: 0.50 kg/uur

De stroom kan op het oppervlaktewater geloosd worden.

Bij de dehydrogenatie van isobutaan wordt waterstof gevormd. De grootte van stroom 57 is 4992.1 kg/uur. De belangrijkste componenten zijn:

ethaan: 27.5 gew. %

isobutaan: 29.2 gew. %

waterstof: 26.8 gew. %.

De stroom kan verbrand worden, waarmee energie opgewekt kan worden of het waterstof kan opgezuiverd verkocht worden.

#### 2.4 Veiligheids- en gezondheidsaspecten.

In tabel 2 staan verschillende waarden van een aantal in het proces voorkomende stoffen vermeld, die betrekking hebben op de veiligheid op het fabrieksterrein. De waarden zijn ontleend aan [15].

Tabel 2. MAC-waarden, vlampunten, Z.O.T.'s en Explosiegrenzen van een aantal in het proces voorkomende stoffen.

	MAC-waarde (mg/m <sup>3</sup> )	vlampunt (°C)	Z.O.T. (°C)	Explosiegrens (vol. % in lucht)
Methaan	-	-	537	5.0-16
Ethaan	-	-	515	3.0-12.5
Propaan	-	-	470	2.1-9.5
n-Butaan	1430	-	365	1.9-8.5
Isobutaan	-	-	460	1.8-8.4
Isobuteen	-	-	465	1.8-9.6
Isopentaaan	-	< -51	420	1.4-7.6
Zoutzuur (ca. 36%)	7	-	-	-
Aluminiumchloride	2	-	-	-
Antimoonchloride	0.5	-	-	-
Waterstof	-	-	-	4.0-76
Natriumhydroxide	2	-	-	-



Het moge duidelijk zijn uit bovenstaande tabel dat een aantal voorzorgsmaatregelen met betrekking tot de veiligheid en de gezondheid van de werknemers getroffen moeten worden:

1. Ventilatie in gesloten ruimten is noodzakelijk om vorming van brandbare- en/of explosiemengsels (ten gevolge van bijvoorbeeld lekkage) tegen te gaan.
2. Er moet detectieapparatuur aangeschaft worden om te hoge concentraties van gevaarlijke stoffen tijdig te kunnen constateren.
3. Aanbrengen van waarschuwborden bij de installaties, waarop staat aangegeven met welke stof(fen) gewerkt wordt en wat de gevaren zijn.
4. Het ontwerpen van een procedure met betrekking tot de veiligheid, welke strict in acht moet worden genomen tijdens onderhoudswerkzaamheden.
5. Nader onderzoek naar gezondheids- en veiligheids risico's in voor de plant specifieke omstandigheden.

## 2.5 Fysische stofgegevens.

De fysische stofgegevens die zijn gebruikt bij de doorberekening van het proces zijn dezelfde als die in de bibliotheek van het programma CHEMCAD zijn opgeslagen. Van aluminiumchloride waren geen gegevens bekend en die zijn apart ingevoerd. De fysische stofgegevens zijn weergegeven in tabel 3.

Tabel 3. De belangrijkste gegevens van de in het proces voorkomende stoffen.

Stoffen:	Tcrit (K)	Pcrit (bar)	Vcrit (cm <sup>3</sup> /mol)	Molgewicht (g/mol)	Kookpunt (K)
Methaan	109.63	45.40	99.42	16.042	111.70
Ethaan	305.43	48.20	146.70	30.068	184.85
Propaan	369.82	41.94	200.83	44.094	231.10
n-Butaan	425.16	37.50	254.58	58.120	272.70
Isobutaan	408.13	36.00	263.00	58.120	261.30
1-Buteen	419.60	39.67	239.93	56.107	266.90
Isobuteen	417.90	39.47	238.88	56.107	266.30
1,3 Butadieen	425.37	42.70	220.84	54.091	268.70
Isopentaaan	460.39	33.37	304.85	72.15	301.00

(vervolg tabel 3).

Stoffen:	Tcrit (K)	Pcrit (bar)	Vcrit (cm <sup>3</sup> /mol)	Molgewicht (g/mol)	Kookpunt (K)
Zoutzuur	324.65	82.00	81.02	36.46	188.10
Aluminiumchloride	620.00	25.96	259.00	133.340	453.00
Antimoonchloride	794.00	47.57	270.00	228.108	493.40
Waterstof	33.27	12.79	65.00	2.016	20.40
Natriumhydroxide	2820.00	250.00	200.00	39.99	1830.00

Voor de berekening van de K-waarden en de enthalpie is de gemodificeerde Soave Redlich Kwong-vergelijking gebruikt.

## 2.6 Corrosie

Daar waar zoutzuur, aluminiumchloride en antimoonchloride voorkomen in het proces zal het materiaal van de apparaten corrosiebestendig moeten zijn. Er is gekozen voor Inconel.

In de apparaten waar waterstof voorkomt is gekozen voor het staal AISI 316L.

Overige stoffen gaven geen problemen met betrekking tot corrosie.

### 3. Beschrijving van het proces

De hoofdvoeding van het proces is watervrij n-butaan. De stroom wordt opgemengd met de recyclestroom 41, die naast n-butaan ook isobutaan en isopentaaan bevat. De temperatuur van deze stroom (3) is (na opmenging) 68 °C. Stroom 3 wordt in de katscrubber (T5) geleid om in het complex opgeloste koolwaterstoffen, actieve kat en zoutzuur terug te winnen. Het complex bezinkt in de katsrubber en wordt afgescheiden.

In de reactor R6 volgt de isomerisatie van n-butaan tot isobutaan bij een temperatuur van 90 °C en een druk van 20.7 bar. De conversiegraad is 51.9 % en de selectiviteit is 96.9 %. De productstroom wordt in destillatiekolom T9 gescheiden van de meegestroomde katalysator (aluminiumchloride en antimoonchloride), welke terugstroomt naar reactor R6.

Na koeling van de productstroom (topstroom van T9) tot 92 °C wordt de dampfase van de vloeistoffase gescheiden in drum V14. De methaanrijke dampfase wordt in een gepakte kolom gewassen met een deel van de bodemstroom uit de HCL-stripper (T19) om het zoutzuur er uit te verwijderen en wordt vervolgens gespuid.

De vloeistoffase wordt op hogere druk gebracht (22.3 bar) en wordt verder gekoeld tot 10 °C, waarna het zoutzuur in destillatiekolom T19 van de productstroom gescheiden wordt. Het zoutzuur wordt teruggevoerd naar de reactor R6.

De bodemstroom van T19 wordt voor een deel gebruikt om de eerder genoemde methaanrijke damp te wassen (in T15). Het andere deel wordt met behulp van natronloog ontdaan van sporen zoutzuur in de geroerde tank V23. Hierbij ontstaat een waterige fase en een koolwaterstofrijke fase welke in een vloeistof-vloeistofscheider van elkaar gescheiden worden. De waterige fase wordt voor het grootste gedeelte teruggevoerd naar het geroerde vat, het andere deel wordt geloosd.

De koolwaterstofrijke stroom wordt (na verwijdering van water met behulp van molzeven in T25/26) in destillatietoren T27 gescheiden in een isobutaanrijke stroom (topstroom) en een n-butaanrijke stroom. Van deze laatste stroom wordt nog isopentaaan afgescheiden in destillatiekolom T31 waarna hij teruggevoerd wordt naar de reactor R6.

De isobutaanrijke stroom wordt eerst geëxpandeerd van 19.3 bar naar 1.3 bar, waarna het warmtewisselaar H35 ingaat om de uitgaande stroom van reactor R39 te koelen. De isobutaanrijke stroom wordt in fornuis F36 verder opgewarmd tot 650 °C en in reactor R39 geleid, welke uit drie delen bestaat.

De dehydrogenatie van isobutaan is endotherm. De uitgaande stroom van het eerste deel van de reactor R39 wordt opgewarmd in fornuis F36, waarna het in het tweede deel geleid wordt. Na het tweede deel gebeurt hetzelfde. Uit de onderkant van de reactor R39 stroomt katalysator de CCR in. De regeneratie gebeurt met zuurstof, zodat het noodzakelijk is dat zich geen waterstof tussen de katdeeltjes bevindt. Na regeneratie wordt de katalysator terug in de reactor gebracht (bovenin). De regeneratie van de katalysator is continu.

De stroom uit de reactor R39 wordt eerst gecomprimeerd tot 31 bar, vervolgens in de eerder genoemde warmtewisselaar H35 gekoeld. Daarna volgt verdere koeling in warmtewisselaar H38, luchtkoeler H40 en warmtewisselaar H41.

In drum V42 wordt de productstroom gescheiden in een waterstofrijke gasfase en een isobuteenrijke vloeistoffase.

De gasstroom uit vat V42 wordt geëxpandeerd tot 1 bar, waarna opnieuw een gas/vloeistofscheiding plaatsvindt in V44. De waterstofrijke gasstroom heeft een temperatuur van  $-67^{\circ}\text{C}$  en fungeert als koelmedium in warmtewisselaar H41. Daarna verlaat deze stroom het proces. De isobuteenrijke vloeistoffase, die in vat V44 ontstaat wordt gecomprimeerd van 1 tot 31 bar, waarna deze opgemengd wordt met de koolwaterstofstroom, die warmtewisselaar H41 ingaat.

Van de vloeistofstroom uit drum V42 worden de light-ends afgescheiden in destillatiekolom T46. De topstroom wordt gespuid. De bodemstroom bestaat voornamelijk uit isobutaan en isobuteen en verder nog wat n-butaan, 1-buteen en 1,3 butadieen.

De scheiding van het isobuteen-isobutaan mengsel is wel bestudeerd in de literatuur, maar niet doorgerekend wegens de omvangrijkheid van het ontwerp. Volgens Kröper [14] kan met het BASF isobutylene recovery process 99.93 volume procent zuiver isobutyleen verkregen worden uit een C4-fractie, welke verkregen is uit de pyrolyse van nafta. De opbrengst ligt tussen de 90 en 95 procent.

Het gewichtpercentage isobuteen in de productstroom uit T46 is 40.1 %, terwijl dat in een C4-fractie 25.6 % is. Verder bevat de productstroom minder 1,3 butadieen en 1-buteen en meer isobutaan in vergelijking tot een C4-fractie. Het grotere percentage isobutaan in de productstroom is geen probleem omdat deze niet oplost in de zwavelzuuroplossing (zie onder).

De procesvoering in het BASF-procede is als volgt:

#### 1. Absorptie

De (gas)stroom 62 wordt in tegenstroom door een absorber geleid, waarin het in contact komt met een 45 procentige zwavelzuur oplossing bij  $30^{\circ}\text{C}$ . In deze oplossing hydrateert het isobuteen tot t-butyl alcohol. Deze reactie verloopt onder genoemde omstandigheden 1500 maal sneller als de hydratatie n-buteen en 300 maal sneller als de hydratatie van 1,3 butadieen.

De gehydrateerde alkenen lossen op in de zwavelzuur oplossing. Het isobutaan en het n-butaan ontwijken als gas en kunnen terug gevoerd worden naar reactor R39.

## 2. Vacuumdestillatie

Het water, t-butyl alcohol en andere alcoholen worden van het zwavelzuur gescheiden door middel van een vacuumdestillatie. Een vacuumdestillatie is vereist om de reactie van t-butyl alcohol naar isobuteen en water te voorkomen. De bodemtemperatuur mag maximaal 50 °C zijn.

De beste resultaten worden bereikt bij de vacuumdestillatie als de absorptie stroom 20 procent t-butyl alcohol bevat.

## 3. Dehydratatie van t-butyl alcohol.

De waterige t-butylalcohol oplossing uit de top van de vacuumdestillatie kolom reageert terug tot isobuteen en water over een aluminiumoxide katalysator.

De temperatuur mag maximaal 370 °C zijn, de druk is 8 bar.

De water concentratie heeft geen invloed op de reactie condities. Het water kan tenslotte van het isobuteen gescheiden worden in een vloeistof-vloeistofscheider, na condensatie van de stroom.

Voor het doorrekenen van het proces is er vanuit gegaan dat van stroom 62 een derde deel van zowel de hoeveelheid 1,3 butadien als de hoeveelheid 1-buteen in de uiteindelijke productstroom 64 terecht komen. Verder is er vanuit gegaan dat de alkanen uit stroom 62 volledig terecht komen in de recyclestroom 60 en dat het isobuteen volledig terecht komt in de productstroom 64.

## 4. Procescondities.

### 4.1 De kinetiek van de isomerisatie.

In [2] staat uitgebreide informatie over de isomerisatie van n-butaan naar isobutaan en de reactiecondities, zoals:

- de isomerisatie vindt plaats bij een temperatuur van 90 °C en een druk van 20.7 bar.
- de samenstellingen van de verschillende stromen in en uit de reactor.
- de samenstelling van de actieve katalysator en de inactieve katalysator (complex).

Onderstaande gegevens zijn alle ontleend aan [2]:

De samenstelling van de productstroom is na een enkele pass:

- <0.3 vol.% koolwaterstoffen (C1 - C3)
- 54.5 vol.% isobutaan
- 43.7 vol.% n-butaan
- 1.5 vol.% isopentaaan
- <0.1 vol.% koolwaterstoffen in complex.

De verblijftijd in de reactor is 12 minuten. De reactie is exotherm. De vrijgekomen warmte bedraagt 102,3 kJ/kg omgezette n-butaan. Als gevolg hiervan is het voldoende dat de voeding op een temperatuur van 70 °C de reactor binnen stroomt.

De samenstelling van de voeding is:

- 95.6 vol.% n-butaan
- 4.2 vol.% isobutaan en
- 0.5 vol.% isopentaaan

De samenstelling van het gevormde complex is:

- 65.0 gew.% aluminiumchloride
- 2.6 gew.% antimoonchloride en
- 32.4 gew.% koolwaterstoffen.

De samenstelling van de actieve katalysator is gelijk aan:

- 86.0 gew.% antimoonchloride en
- 14.0 gew.% aluminiumchloride.

De katalysator heeft eenzelfde volume als de koolwaterstoffen in de reactor. De hoeveelheid zoutzuur die de reactor instroomt heeft een gewichtspercentage van 5% van de voeding.

### 4.2 De scheidingssectie

Het eerste deel van het proces (dat is tot en met de isobutaan kolom T27) is zo ontworpen dat de druk varieert tussen de 20 en 22 bar.

De aanschaf van prijzige compressoren voor de verschillende recyclestromen wordt zodoende vermeden. Een ander voordeel is dat het zoutzuur bij een niet al te lage temperatuur van -6 °C uit de top van T19 stroomt. De top kan zodoende met freon gekoeld worden.

#### 4.3 De kinetiek van de dehydrogenatie.

Volgens Vora [12] ligt de conversie van isobutaan naar isobuteen tussen de 45 en 50 %, afhankelijk van het kat gedrag. De selectiviteit van deze reactie is 90 %.

Ook geeft Vora in [13] de samenstelling van de product stroom bij een gegeven voeding. Dit staat weergegeven in tabel 4. Op grond van de conversie en waarden in tabel 4 is de samenstelling van de stroom uit reactor R39 bepaalt.

Tabel 4. Samenstelling van de productstroom bij een gegeven voeding volgens Vora [12] op gewichtsbasis.

component	voeding	product
waterstof	-	3.0
C1-C3	1.0	9.0
isobutaan	97.0	0.7
isobuteen	--	85.2
n-butaan	2.0	0.1
n-buteen	-	1.7
butadieen	--	0.3

De druk in de reactor is iets boven atmosferische druk. De reactor R39 bestaat uit drie delen. Vanwege de endotherme reactie moet de stroom uit het eerste en tweede deel in fornuis F36 verwarmt worden omdat anders de reactie temperatuur te laag zou worden. Het temperatuur verloop in de drie delen is als volgt:

1e deel: Tin = 650 °C, Tuit = 565 °C  
2e deel: Tin = 620 °C, Tuit = 575 °C  
3e deel: Tin = 610 °C, Tuit = 580 °C

De verblijftijd van de isobutaan stroom is 3 minuten. De verblijftijd van de katalysator is 7 dagen.

#### 4.4 De scheidingssectie.

Om het waterstof van de productstroom af te kunnen scheiden moet de productstroom gekoeld worden. Hoe hoger de temperatuur is van de productstroom, hoe hoger de druk in drum V42 moet zijn om het waterstof van de overige componenten te kunnen scheiden. Bij een temperatuur van 23 °C is de benodigde druk 31 bar.

De productstroom uit reactor R39 wordt gekoeld met behulp van warmtewisselaars H35, H38 en H41 en luchtkoeler H40.

In warmtewisselaar H41 wordt de productstroom nog 7° gekoeld met behulp van het waterstof uit drum V42, dat na expansie in C43 een temperatuur van -67 °C heeft bereikt.

Overige procesonderdelen leverden weinig problemen op bij het ontwerpen.

## 5. Apparaatberekeningen.

### 5.1 De reactor R6

De reactor is een geroerde tank om een goed contact tussen de koolwaterstoffen enerzijds en het antimoonchloride en het aluminiumchloride anderzijds te verkrijgen. Aan de hand van de verblijftijd en de volumestromen van de componenten is het volume van de reactor bepaald. De afmetingen van de reactor zijn gebaseerd op standaard afmetingen volgens het API-dictaat [3]. De berekeningen staan weergegeven in bijlage 2. De belangrijkste resultaten zijn:

Hoogte reactor	= 4.55 m
Diameter reactor	= 4.55 m
Diameter roerder	= 1.52 m
Hoogte tot onderkant roerder	= 1.52 m
Ereedte keerschot	= 0.455 m
Aantal keerschotten	= 4
Ereedte roerplaat	= 0.38 m
Hoogte roerplaat	= 0.30 m
Aantal roerplaten	= 6

### 5.2 De katscrubber T5.

De katscrubber is een cilindrisch vat, waarin het complex kan bezinken. Om het verlies aan koolwaterstoffen, katalysator etc., dat met het complex uitgescheiden zou kunnen worden, te minimaliseren wordt de voeding, bestaande uit voornamelijk n-butaan, onder in het vat toegevoegd. Het complex wordt boven in het vat toegevoegd. Zodoende kunnen in het complex opgeloste stoffen weer in de koolwaterstofstroom terug oplossen. De berekening van de afmetingen van de katscrubber staan weergegeven in bijlage 3. De belangrijkste resultaten zijn:

Hoogte	= 1.38 m
Diameter	= 1.62 m

### 5.3 De aluminiumchloride saturator V8/V12.

Het aluminiumchloride, dat uit het proces verdwijnt via het complex, wordt in de saturator weer aangevuld. De saturator is een vat waarin zich aluminiumchloride bevindt, wat oplost in de bodemstroom uit T9, die door de saturator heengeleid wordt. De dimensionering van de vaten is gebaseerd op de oplosbaarheid van aluminiumchloride in antimoonchloride. De twee vaten V8 en V12 staan parrallel geschakeld, zodat als een van de vaten leeg is op de andere overgeschakeld kan worden. De berekening van de afmetingen van de vaten staan weergegeven in bijlage 7. De resultaten zijn:



Hoogte = 2.31 m  
Diameter = 2.31 m  
Verblijftijd stroom 17 = 12.1 uur

#### 5.4 De destillatietorens T9, T19, T27, T31 en T46.

Het doorrekenen van deze torens is gebeurd met het programma Chem Cad. Voor het dimensioneren van de torens is een programma geschreven aan de hand van het dictaat van Prof. Zuiderweg [11]. Dit programma is weergegeven in bijlage 4. De resultaten ervan zijn weergegeven in bijlage 5. De belangrijkste afmetingen staan weergegeven in tabel 5.

Tabel 5. De belangrijkste afmetingen van de destillatietorens.

	katver- wijderaar	HCL- stripper	isobutaan- kolom	isopentaaan- kolom	light-ends kolom
Hoogte (m)	7	12	48	17	12.5
Diameter (m)	2.1/3.0	1.5/3.5	5.5	2.5	1.0/3.0
Praktisch aantal schotels	12	26	121	33	25
Soort schotels	zeefpl.	zeefpl.	zeefpl.	zeefpl.	zeefpl.

#### 5.5 De gepakte kolom T15.

Ook deze kolom is doorgerekend met behulp van Chem Cad. Voor het dimensioneren van de kolom is een programma geschreven aan de hand van het college dictaat van Prof. Zuiderweg [11]. Dit programma staat weergegeven in bijlage 6. De belangrijkste resultaten zijn:

Hoogte = 11.2 m  
Diameter = 0.89 m  
Soort pakking = Rashig ringen.

#### 5.6 De gas-vloeistofscheider V14.

In deze gas-vloeistofscheider wordt het methaan van de productstroom gescheiden. Omdat deze stroom klein is ten opzichte van de vloeistofstroom, is een horizontaal vat ontworpen. Er is gebruik gemaakt van een nomogram uit Evans [9]. Volgens laatstgenoemde moet de L/D-verhouding tussen de drie en de vijf liggen. De berekening staat weergegeven in bijlage 8. De belangrijkste resultaten zijn:

Lengte = 8.5 m  
Diameter = 2.5 m  
Volume = 42.4 m<sup>3</sup>.

### 5.7 De soda-wash V23.

In dit cilindrische vat worden sporen zoutzuur uit de productstroom verwijderd. Dit gebeurt door een overmaat natronloog in water toe te voegen. Om de apolaire - en de polaire fase goed in contact met elkaar te laten komen moet er geroerd worden. De afmetingen van het vat met turbine roerder zijn bepaald met behulp van het API-dictaat [3] (zie ook figuur 1 in bijlage 2).

De berekening staat weergegeven in bijlage 9. De belangrijkste afmetingen zijn:

Hoogte tank	= 5.50 m
Diameter tank	= 3.72 m
Diameter roerder	= 1.24 m
Hoogte tot onderkant roerder	= 1.24 m
Breedte keerschot	= 0.37 m
Aantal keerschotten	= 10
Breedte roerplaat	= 0.31 m
Hoogte roerplaat	= 0.25 m
Aantal roerplaten	= 6

### 5.8 De vloeistof-vloeistofscheider V24.

In de vloeistof-vloeistofscheider wordt de apolaire productstroom van de waterfase gescheiden. De gemaakte aannamen zijn:

- de verblijftijd is vijftien minuten
- de L/D-verhouding is gelijk aan vijf (zie 5.6).

De berekening staat weergegeven in bijlage 12. De afmetingen zijn:

Volume = 60.8 m<sup>3</sup>  
Diameter = 2.5 m  
Lengte = 12.5 m.

### 5.9 De droogkolommen T25/T26.

Deze kolommen zijn gevuld met molzeven om sporen water uit de productstroom te verwijderen. Als de molzeven in een kolom verzadigd zijn, kan overgeschakeld worden op de andere kolom, waarna eerstgenoemde kolom geregeneerd kan worden.

Voor het dimensioneren van de kolommen is een programma geschreven, dat is opgenomen in bijlage 10. De resultaten staan weergegeven in bijlage 11. De belangrijkste resultaten zijn:

Diameter = 2.9 m  
Lengte = 9.1 m  
Molzeef nodig = 11.9 ton.

### 5.10 De refluxcondensor H32.

De totale condensor is doorgerekend met behulp van het API-dictaat [1]. De benodigde stofgegevens zijn berekend door Chem Cad. In bijlage 13 is een uitgebreide berekening weergegeven. De afmetingen van de refluxcondensor staan weergegeven in tabel 6.

Tabel 6. Afmetingen van de refluxcondensor H32 en de reboiler H33.

	condensor H32	reboiler H33
V.O. (m <sup>2</sup> )	200.5	145.1
Lengte (m)	6.13	4.48
Uitwendige diameter buizen (m)	0.0254	0.0254
Inwendige diameter buizen (m)	0.020	0.020
Diameter mantel (m)	0.737	0.8382
Steek (m)	0.03175	0.03175
Aantal buizen	410	406
Aantal passes	2	2

### 5.11 De reboiler H33.

De bodemstroom van toren T31 wordt verdampt met behulp van hoge druk stoom omdat de verdamping plaatsvindt bij een temperatuur van 153 °C. Ook de condensor is doorgerekend met het API-dictaat [1]. De berekening staat weergegeven in bijlage 14, de resultaten staan weergegeven in tabel 6.

### 5.12 De reactor R39.

Aan de hand van U.S.-patent 4,376,225 zijn de afmetingen van de reactor bepaald. Vanwege het grote totaal volume van de katalysator en de gasstroom koolwaterstoffen is gekozen voor acht reactoren, die parrallel geschakeld zijn. De berekening van de afmetingen van de reactoren staat weergegeven in bijlage 15. De belangrijkste afmetingen per reactor zijn:

Hoogte = 31.33 m  
Diameter = 10.44 m.

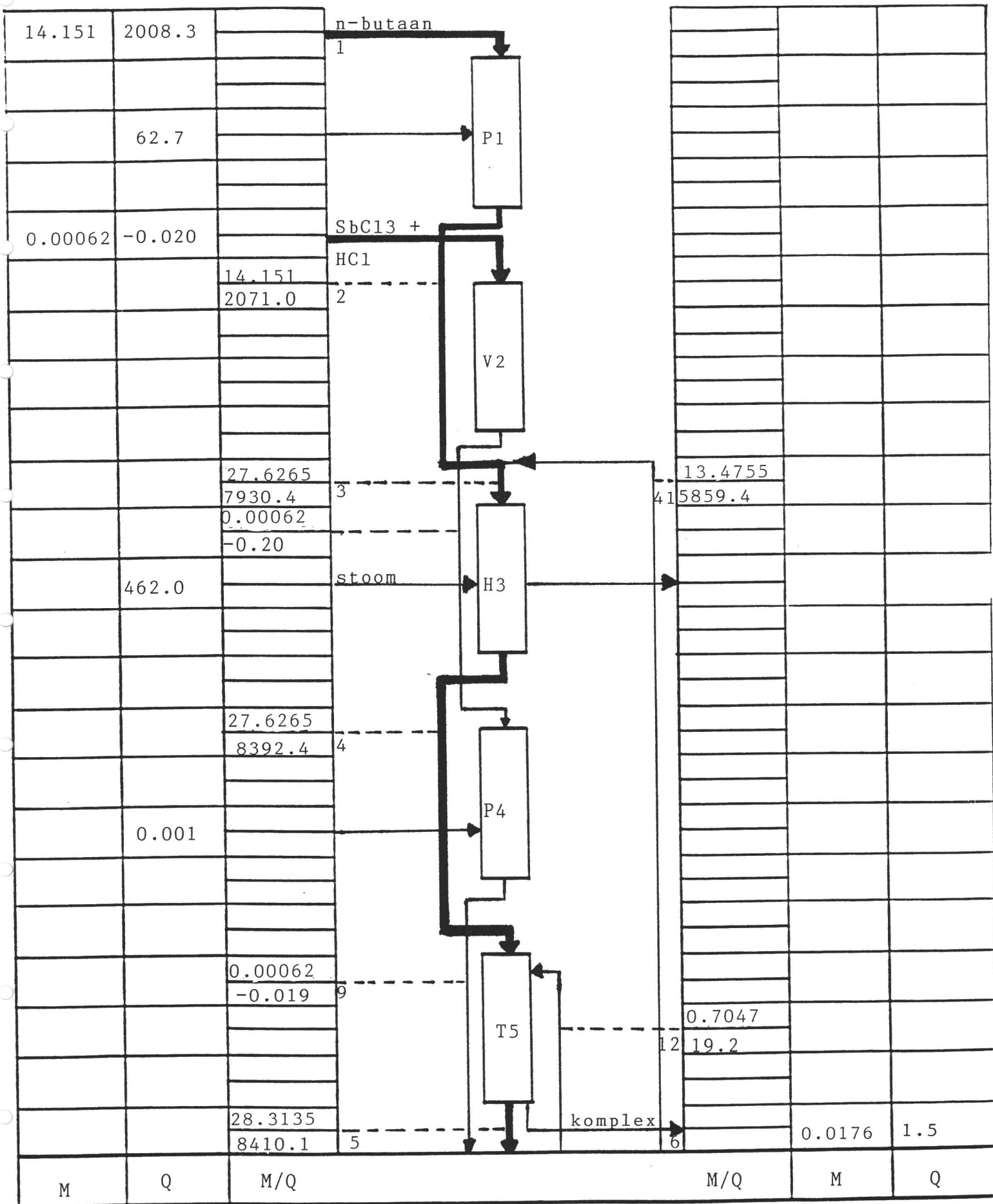
### 5.13 De verticale gas-vloeistofscheider V44.

Omdat in dit vat relatief veel gas van de vloeistof wordt gescheiden is een vertikaal vat ontworpen volgens Evans [9]. Ook hier stelt Evans dat de H/D-verhouding tussen de drie en de vijf moet liggen. De berekening staat weer-gegeven in bijlage 16. De afmetingen zijn:

Hoogte = 3.84 m  
Diameter = 1.22 m.

## 6. De massa -en warmtebalansen.

De massa- en warmteinhoud van een stroom volgen direct uit de berekeningen, die met Chem Cad zijn uitgevoerd. De massa- en warmtebalansen en de stromen/componenten staten zijn weergegeven op de volgende pagina's.



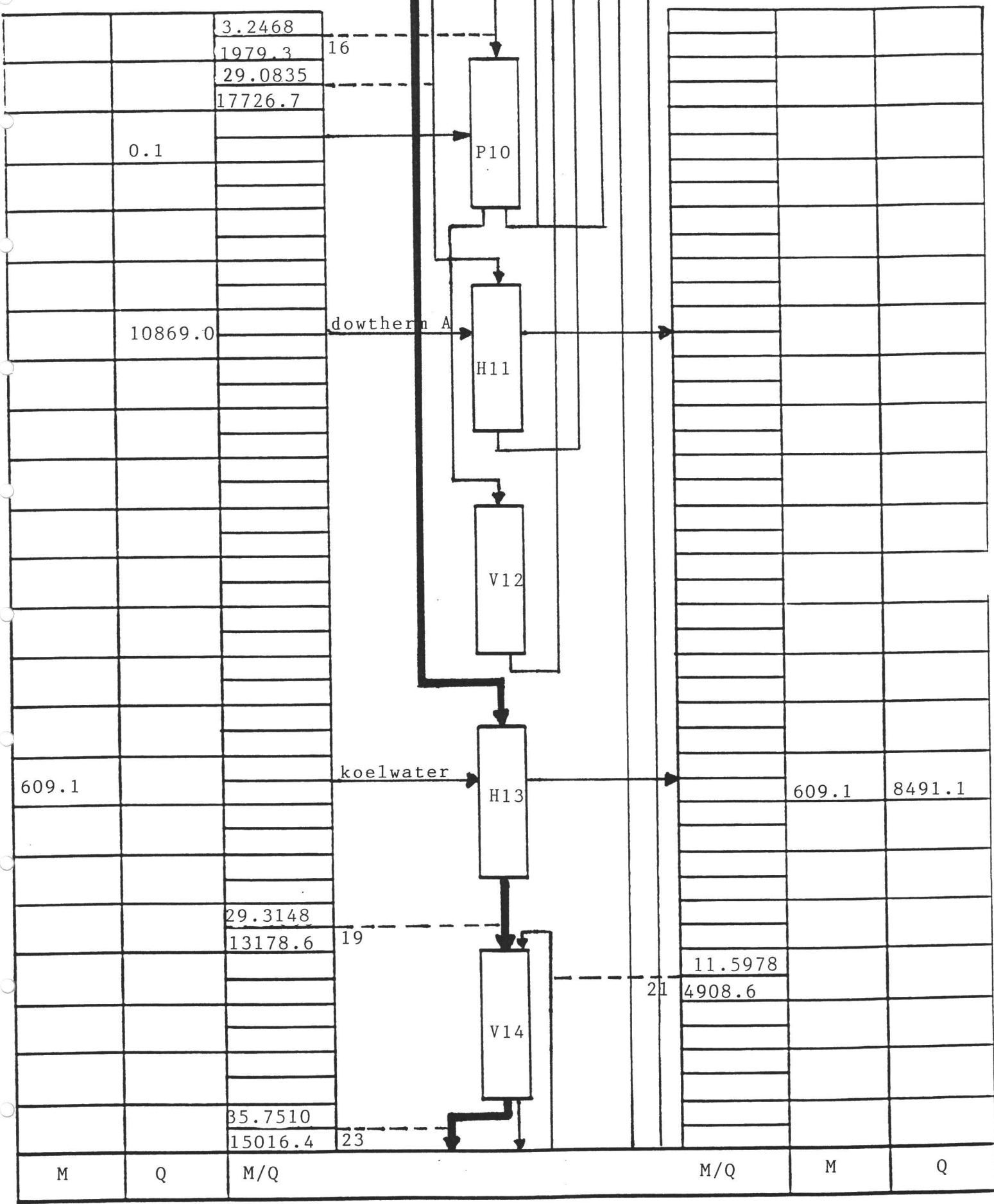
Vooruit

Retour

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868





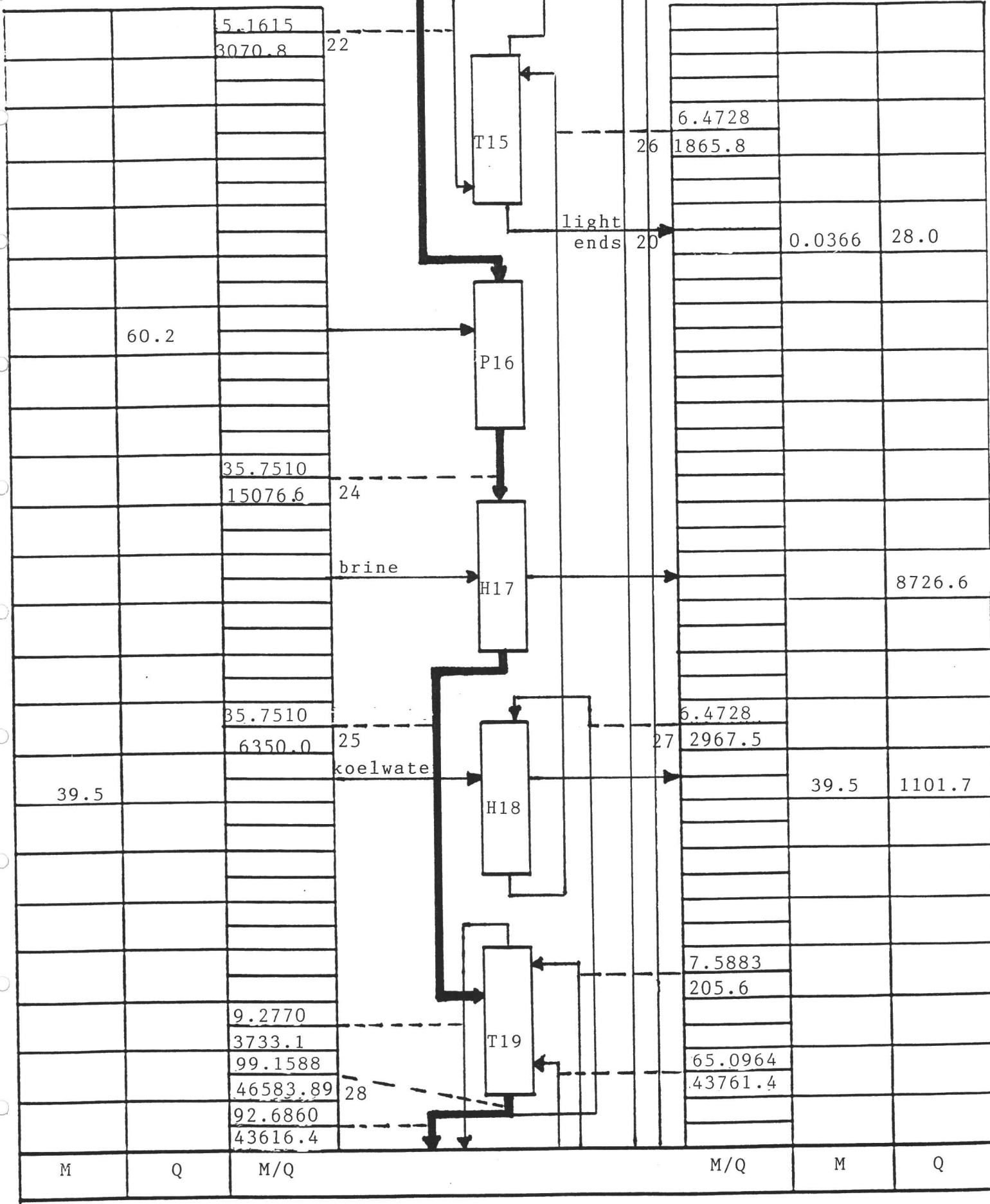
Vooruit

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Retour

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868



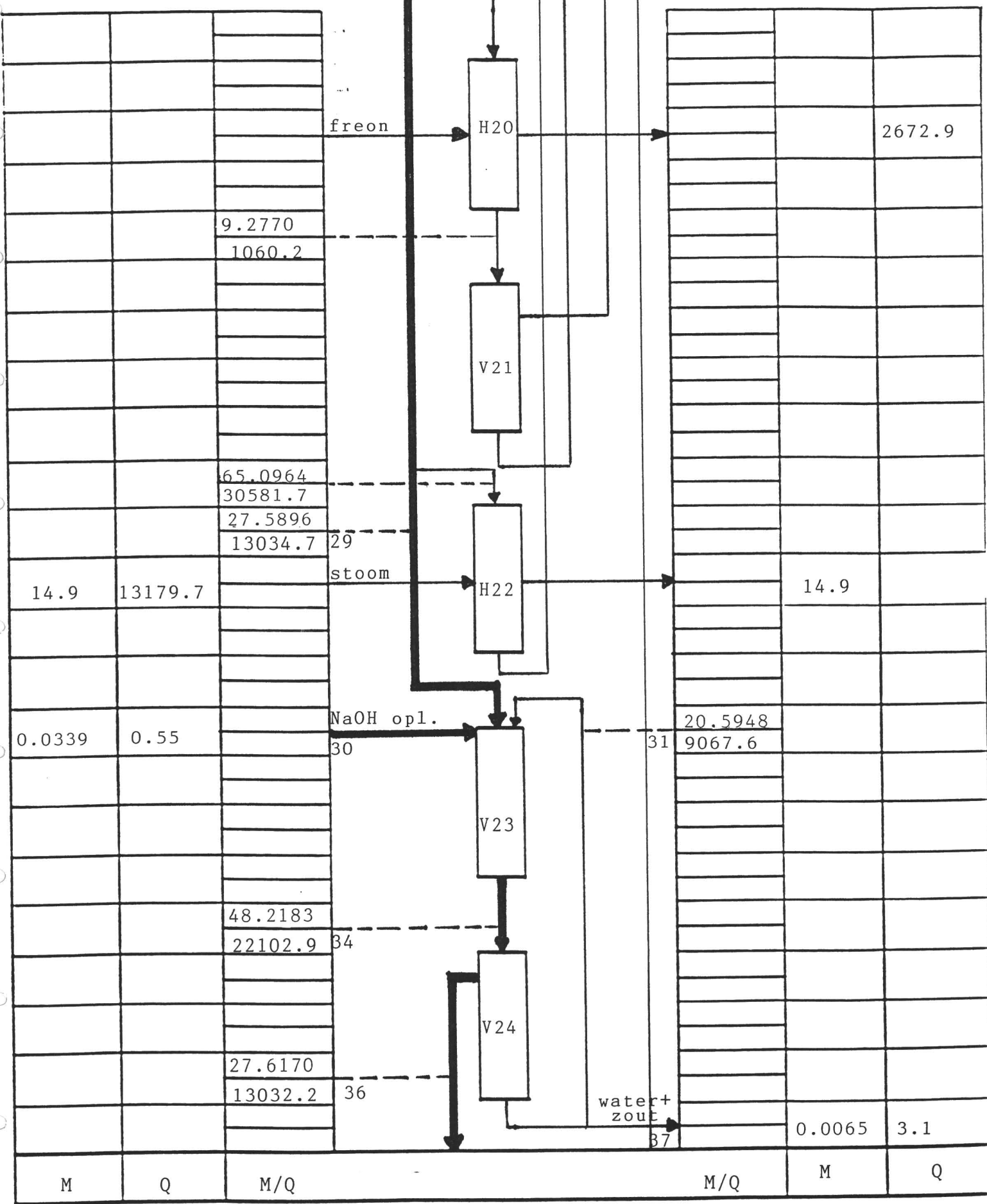


Vooruit

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Retour

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868



Vooruit

Retour

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868



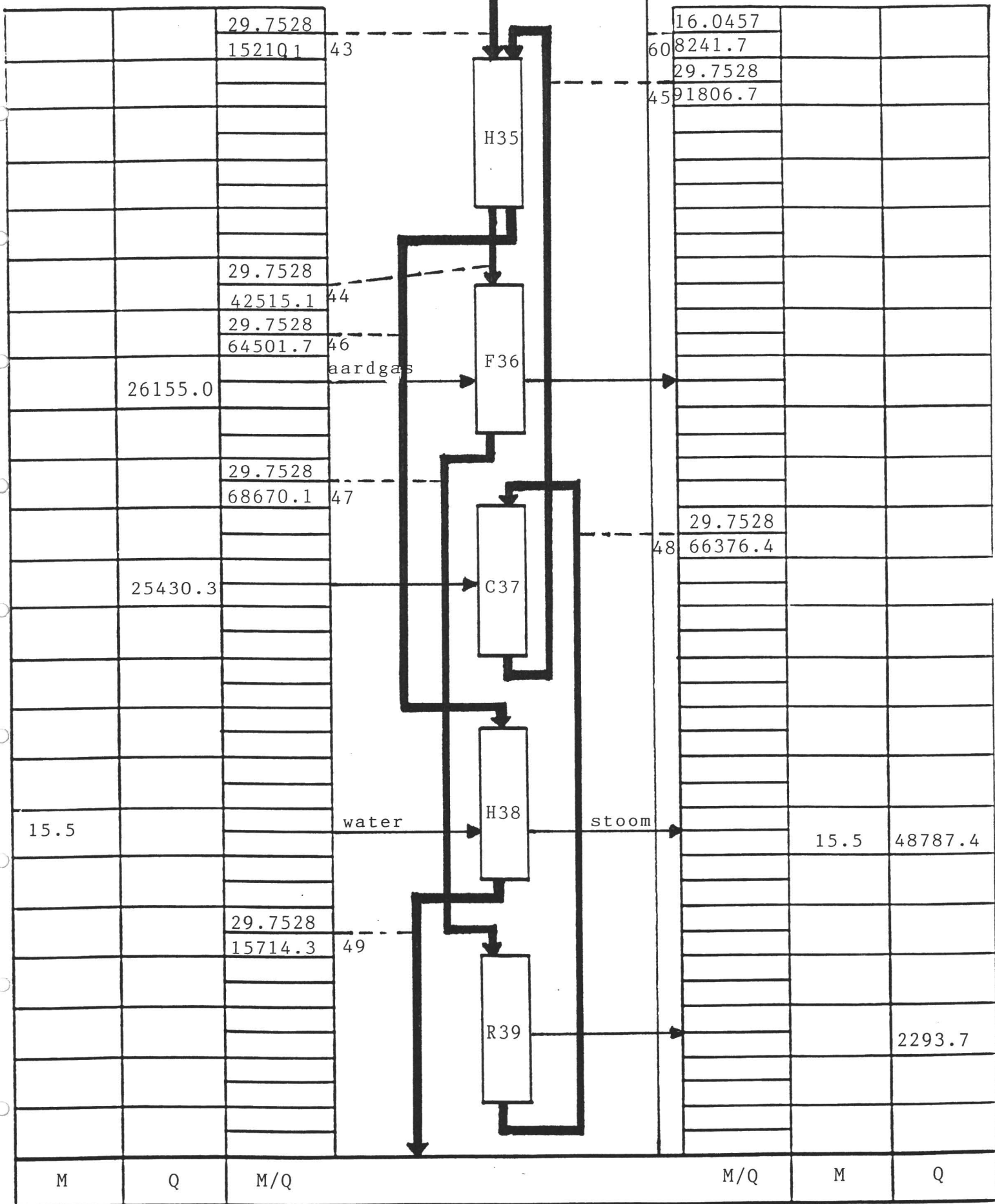
		190.6120							
		84431.9							
		13.8823							
		6284.4	38						
15.4	39837.2		stoom	H30			15.4		
		40.0490					26.5735		
		26192.5					11560.5		
				T31			40.0490		
							17419.9		
		46.6667					46.2599		
		22086.0					30433.6		
								0.4068	349.7
		46.2599							
		21736.3							
101.9			koel- water	H32			101.9		8772.6
3.4	8697.3		stoom	H33			3.4		
		13.7071							
		6968.4	42						
M	Q	M/Q				M/Q	M	Q	

Vooruit

Retour

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868

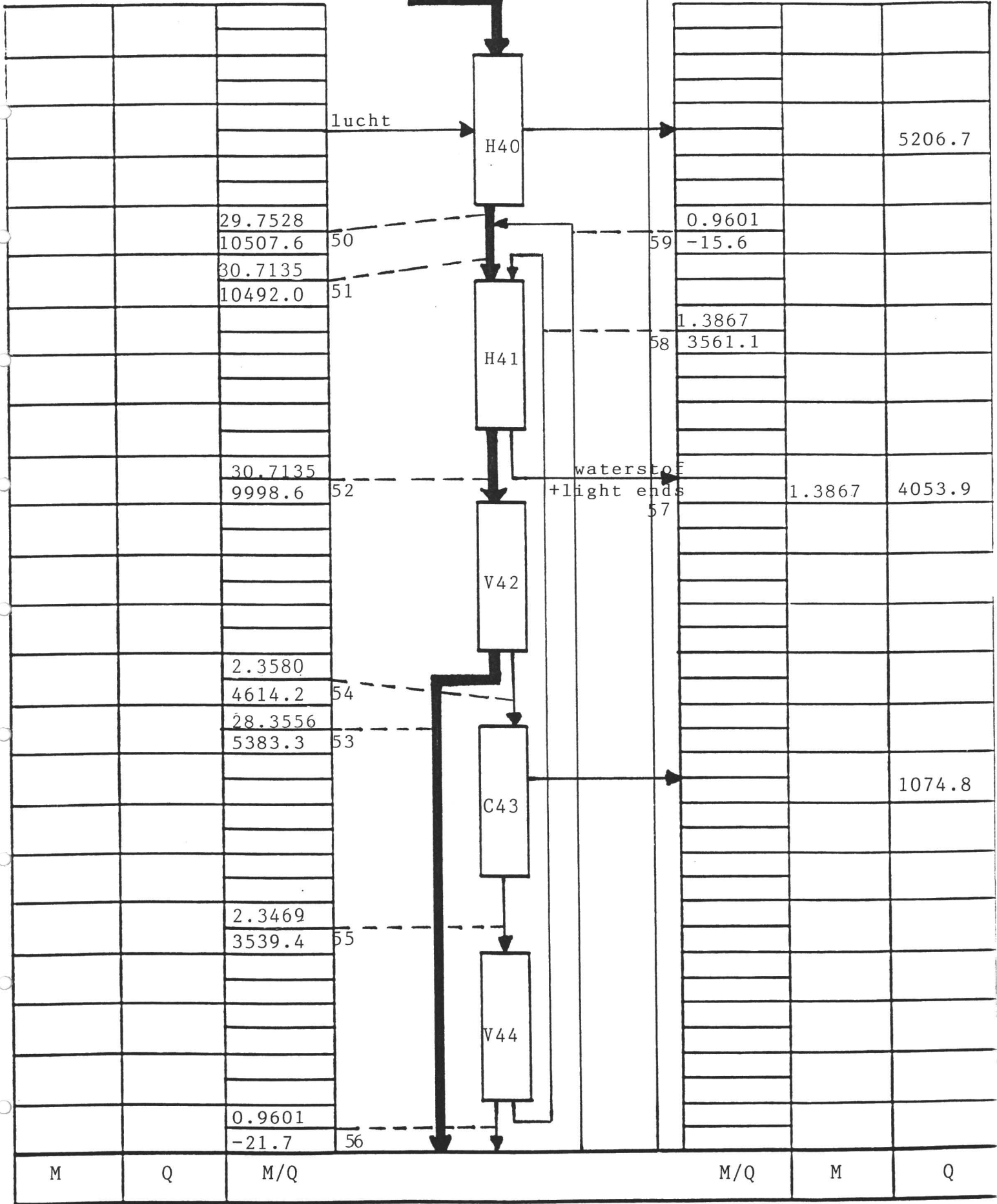


Vooruit

Retour

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868

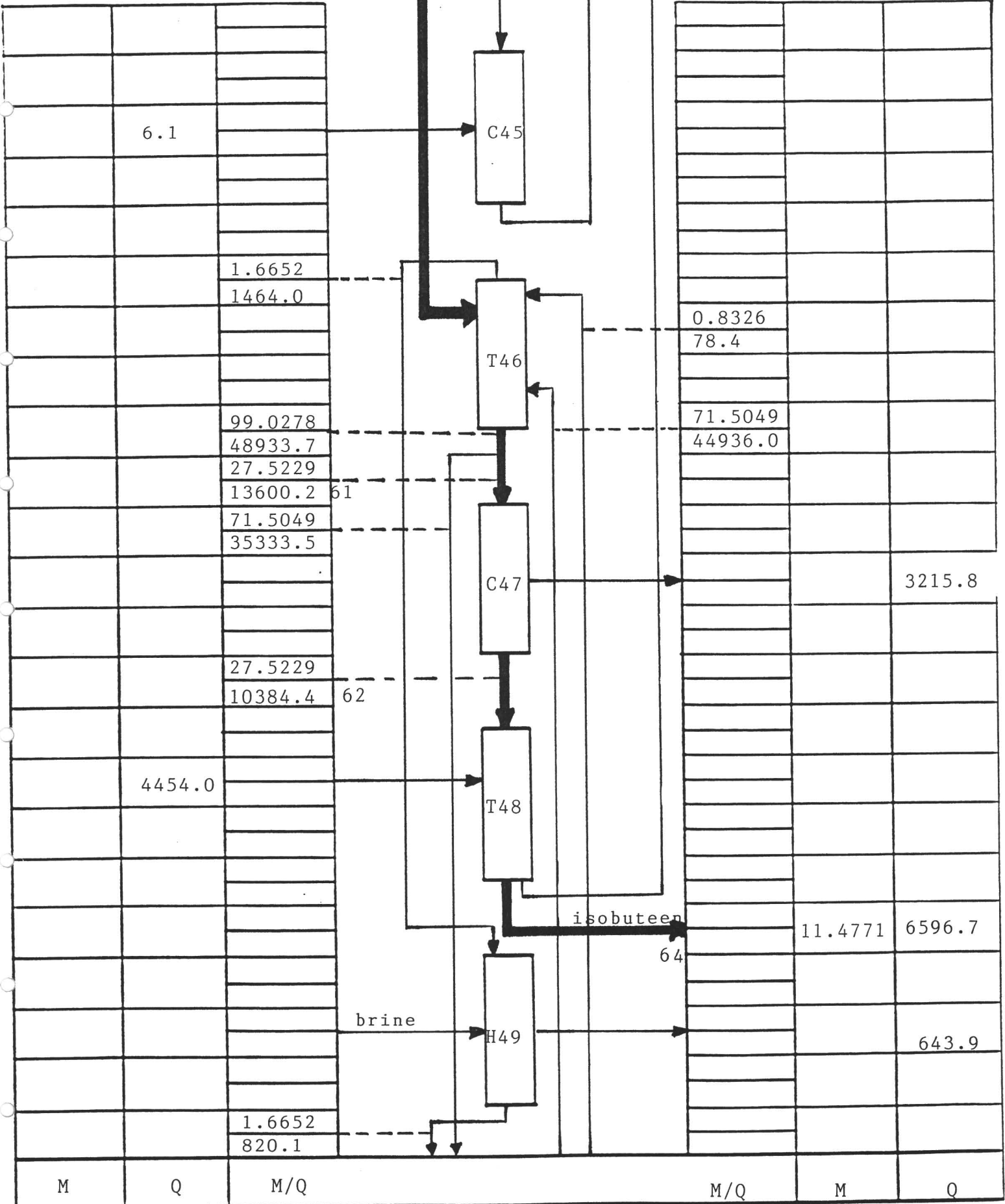


Vooruit

Retour

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868

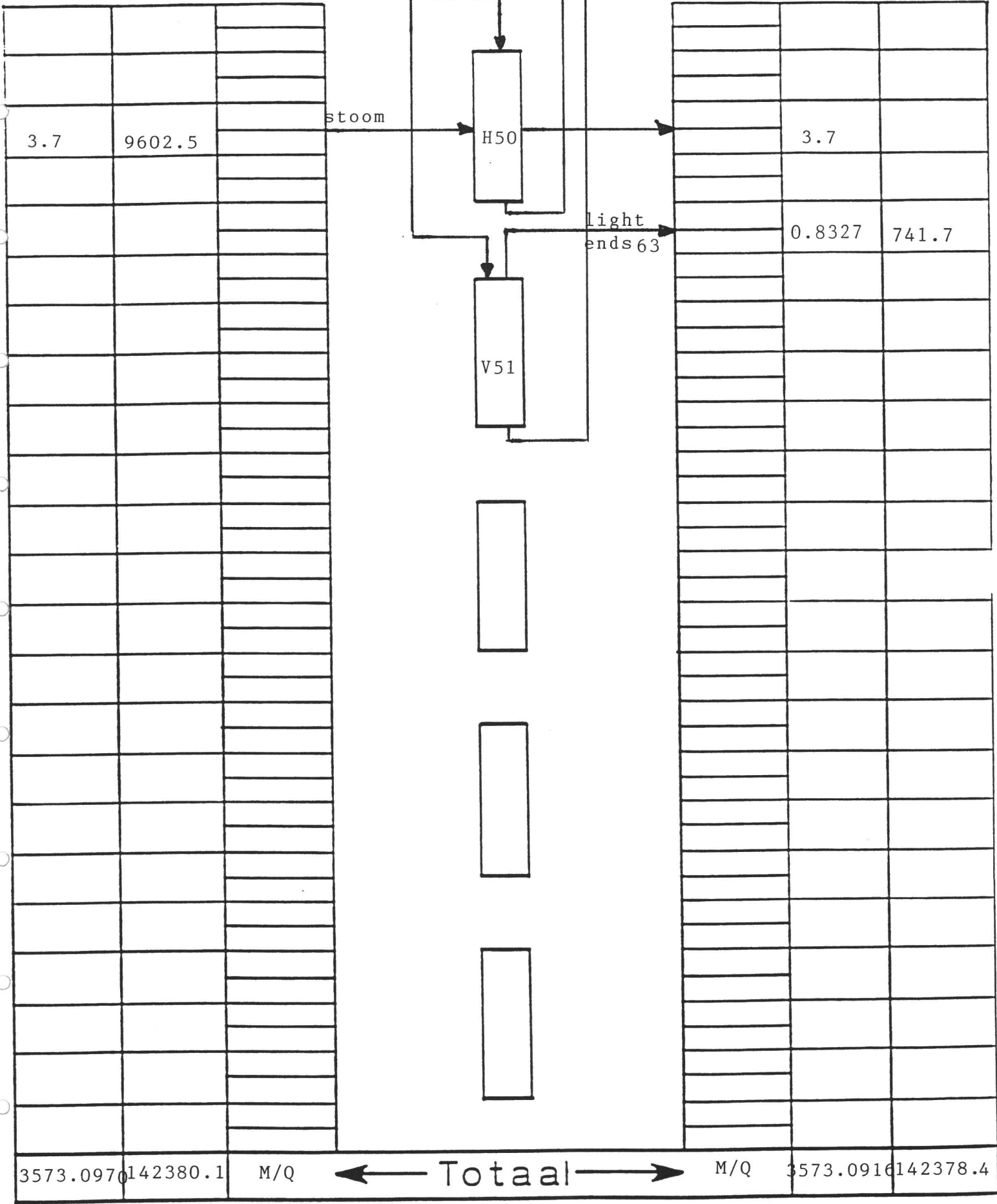


Vooruit

Retour

Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868



Massa in kg/s  
Warmte in kW

Fabrieksvoorontwerp  
No: 2868



Apparaat- stroom	1	2	3	4	5	6	7
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	-	-	0.0001	-	-
Ethaan	-	-	-	-	-	-	-
Propaan	-	-	-	-	0.0004	-	-
n-Butaan	14.1510	14.1510	26.4886	26.4886	26.5689	-	0.0486
Isobutaan	-	-	1.0685	1.0685	1.1600	-	0.0252
1-Buteen	-	-	-	-	-	-	-
Isobuteen	-	-	-	-	-	-	-
1,3 Butadieen	-	-	-	-	-	-	-
Isopentaan	-	-	0.0695	0.0695	0.0723	-	0.0178
Zoutzuur	-	-	-	-	0.0105	-	0.0002
Aluminiumchloride	-	-	-	-	0.4336	-	0.1696
Antimoonchloride	-	-	-	-	0.0677	-	2.9975
Waterstof	-	-	-	-	-	-	-
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	0.0176	-
Toaal M	14.1510	14.1510	27.6265	27.6265	28.3135	0.0176	3.2588
Totaal Q	2008.3	2071.0	7930.4	8392.4	8410.1	1.5	1979.4

M in kg/s.

Q in kW.

Apparaat- stroom	8	9	10	11	12	13	14
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	0.0137	0.0001	0.0001	-	-
Ethaan	-	-	-	-	-	-	-
Propaan	-	-	0.0072	0.0004	0.0004	-	-
n-Butaan	0.0015	-	26.6180	0.0803	0.0803	0.0471	0.0015
Isobutaan	0.0008	-	1.1884	0.0915	0.0915	0.0244	0.0008
1-Buteen	-	-	-	-	-	-	-
Isobuteen	-	-	-	-	-	-	-
1,3 Butadien	-	-	-	-	-	-	-
Isopentaan	0.0006	-	0.0900	0.0028	0.0028	0.0172	0.0006
Zoutzuur	0.0002	0.0002	1.6753	0.0105	0.0105	-	-
Aluminiumchloride	0.0164	-	0.6032	0.4336	0.4336	0.1532	0.0164
Antimoonchloride	0.0942	0.0005	3.0652	0.0677	0.0677	2.9033	0.0938
Waterstof	-	-	-	-	-	-	-
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	0.0176	0.0176	-	-
Totaal M	0.1137	0.0006	33.2610	0.7047	0.7047	3.1452	0.1131
Totaal Q	64.6	-0.019	11244.1	19.1	19.2	1914.8	64.6

M in kg/s.  
Q in kW.

Apparaat- stroom	15	16	17	18	19	20	21
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	0.0237	-	-	0.0237	0.0237	0.0101	0.0059
Ethaan	-	-	-	-	-	-	-
Propaan	0.0652	-	-	0.0652	0.0652	-	0.0317
n-Butaan	12.7221	0.0486	0.0015	12.6736	12.6736	0.0103	4.7729
Isobutaan	14.4861	0.0252	0.0008	14.4609	14.4609	0.0160	5.8328
1-Buteen	-	-	-	-	-	-	-
Isobuteen	-	-	-	-	-	-	-
1,3 Butadien	-	-	-	-	-	-	-
Isopentaan	0.4445	0.0178	0.0006	0.4267	0.4267	0.0001	0.1367
Zoutzuur	1.6648	-	-	1.6648	1.6648	-	0.8179
Aluminiumchloride	0.1582	0.1582	0.0049	-	-	-	-
Antimoonchloride	2.9971	2.9971	0.0938	-	-	-	-
Waterstof	-	-	-	-	-	-	-
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Totaal M	32.5616	3.2468	0.1016	29.3148	29.3148	0.0366	11.5978
Totaal Q	12782.5	1979.3	64.6	21669.7	13178.6	28.0	4908.6

M in kg/s  
Q in kW

Apparaat- stroom	22	23	24	25	26	27	28
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	0.0160	0.0136	0.0136	0.0136	-	-	-
Ethaan	-	-	-	-	-	-	-
Propaan	0.0178	0.0790	0.0790	0.0790	0.0137	0.0137	0.0722
n-Butaan	1.8125	15.6339	15.6339	15.6339	2.9707	2.9707	15.6334
Isobutaan	2.4606	17.8330	17.8330	17.8330	3.3882	3.3882	17.8298
1-Buteen	-	-	-	-	-	-	-
Isobuteen	-	-	-	-	-	-	-
1,3 Butadien	-	-	-	-	-	-	-
Isopentaan	0.0367	0.5267	0.5267	0.5267	0.1001	0.1001	0.5266
Zoutzuur	0.8179	1.6648	1.6648	1.6648	-	-	0.0002
Aluminiunchloride	-	-	-	-	-	-	-
Antimoonchloride	-	-	-	-	-	-	-
Waterstof	-	-	-	-	-	-	-
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Totaal M	5.1615	35.7510	35.7510	35.7510	6.4728	6.4728	99.1588
Toaal Q	3070.8	15016.4	15076.6	6350.0	1865.8	2967.5	46583.9

M in kg/s.

Q in kW.

Apparaat- stroom	29	30	31	32	33	34	35
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	-	0.0136	0.0136	-	-
Ethaan	-	-	-	-	-	-	-
Propaan	0.0585	-	-	0.0068	0.0068	0.0585	0.0585
n-Butaan	12.6627	-	-	0.0005	0.0005	12.6627	12.6627
Isobutaan	14.4416	-	-	0.0032	0.0032	14.4416	14.4416
1-Buteen	-	-	-	-	-	-	-
Isobuteen	-	-	-	-	-	-	-
1,3 Butadien	-	-	-	-	-	-	-
Isopentaan	0.4266	-	-	-	-	0.4266	0.4266
Zoutzuur	0.0002	-	0.5148	1.6646	1.6646	0.5150	-
Aluminiumchloride	-	-	-	-	-	-	-
Antimoonchloride	-	-	-	-	-	-	-
Waterstof	-	-	-	-	-	-	-
Natriumhydroxide	-	0.0002	0.7722	-	-	0.7725	-
Water	-	0.0337	19.3078	-	-	19.3414	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Totaal M	27.5896	0.0339	20.5948	1.6887	1.6887	48.2183	27.5894
Totaal Q	13034.7	0.55	9067.6	854.6	854.6	22102.9	12957.8

M in kg/s.  
Q in kW.

Apparaat- stroom	36	37	38	39	40	41	42
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	-	-	-	-	-
Ethaan	-	-	-	-	-	-	-
Propaan	0.0585	-	-	-	0.0585	-	0.0585
n-Butaan	12.6627	-	12.3869	0.0494	0.2757	12.3376	0.2757
Isobutaan	14.4416	-	1.0688	0.0003	13.3728	1.0685	13.3728
1-Buteen	-	-	-	-	-	-	-
Isobuteen	-	-	-	-	-	-	-
1,3 Butadien	-	-	-	-	-	-	-
Isopentaan	0.4266	-	0.4266	0.3571	-	0.0695	-
Zoutzuur	-	0.0002	-	-	-	-	-
Aluminiumchloride	-	-	-	-	-	-	-
Antimoonchloride	-	-	-	-	-	-	-
Waterstof	-	-	-	-	-	-	-
Natriumhydroxide	-	0.0002	-	-	-	-	-
Water	0.0276	0.0061	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Totaal M	27.6170	0.0065	13.8823	0.4068	13.7071	13.4755	13.7071
Totaal Q	13032.2	3.1	6284.4	349.7	8098.5	5859.4	6968.4

M in kg/s.  
Q in kW.

Apparaat- stroom	43	44	45	46	47	48	49
Component	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	-	-	-	-	-
Ethaan	-	-	1.2127	1.2127	-	1.2127	1.2127
Propaan	0.0704	0.0704	0.0704	0.0704	0.0704	0.0704	0.0704
n-Butaan	0.5277	0.5277	0.2552	0.2552	0.5277	0.2552	0.2552
Isobutaan	28.6028	28.6028	15.6915	15.6915	28.6028	15.6915	15.6915
1-Buteen	0.3965	0.3965	0.6149	0.6149	0.3965	0.6149	0.6149
Isobuteen	-	-	11.2670	11.2670	-	11.2670	11.2670
1,3 Butadien	0.1554	0.1554	0.2405	0.2405	0.1554	0.2405	0.2405
Isopentaan	-	-	-	-	-	-	-
Zoutzuur	-	-	-	-	-	-	-
Aluminiumchloride	-	-	-	-	-	-	-
Antimoonchloride	-	-	-	-	-	-	-
Waterstof	-	-	0.4012	0.4012	-	0.4012	0.4012
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Toaal M	29.7528	29.7528	29.7528	29.7528	29.7528	29.7528	29.7528
Totaal Q	15210.1	42515.1	91806.7	64501.7	68670.1	66376.4	15714.3

M in kg/s.  
Q in kW.

Apparaat- stroom	50	51	52	53	54	55	56
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	-	-	-	-	-
Ethaan	1.2127	1.2239	1.2239	0.8306	0.3932	0.3932	0.0113
Propaan	0.0704	0.0724	0.0724	0.0633	0.0091	0.0091	0.0020
n-Butaan	0.2552	0.2632	0.2632	0.2522	0.0110	0.0110	0.0080
Isobutaan	15.6915	16.2198	16.2198	15.2866	0.9332	0.9336	0.5283
1-Buteen	0.6149	0.6353	0.6353	0.5961	0.0392	0.0310	0.0204
Isobuteen	11.2670	11.6493	11.6493	11.0636	0.5857	0.5857	0.3822
1,3 Butadien	0.2405	0.2485	0.2485	0.2336	0.0149	0.0116	0.0080
Isopentaan	-	-	-	-	-	-	-
Zoutzuur	-	-	-	-	-	-	-
Aluminiumchloride	-	-	-	-	-	-	-
Antimoonchloride	-	-	-	-	-	-	-
Waterstof	0.4012	0.4012	0.4012	0.0296	0.3717	0.3717	-
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Totaal M	29.7528	30.7135	30.7135	28.3556	2.3580	2.3469	0.9601
Totaal Q	10507.6	10492.0	9998.6	5383.3	4614.2	3539.4	-21.7

M in kg/s.  
Q in kW.



Apparaat- stroom	57	58	59	60	61	62	63
Componenten	M	M	M	M	M	M	M
Methaan	-	-	-	-	-	-	-
Ethaan	0.3819	0.3819	0.0113	-	0.1162	0.1162	0.7144
Propaan	0.0071	0.0071	0.0020	0.0119	0.0593	0.0593	0.0040
n-Butaan	0.0030	0.0030	0.0080	0.2520	0.2520	0.2520	0.0003
Isobutaan	0.4052	0.4052	0.5283	15.2299	15.2299	15.2299	0.0567
1-Buteen	0.0106	0.0106	0.0204	0.3965	0.5948	0.5948	0.0013
Isobuteen	0.2035	0.2035	0.3822	-	11.0376	11.0376	0.0260
1,3 Butadien	0.0037	0.0037	0.0080	0.1554	0.2332	0.2332	0.0005
Isopentaan	-	-	-	-	-	-	-
Zoutzuur	-	-	-	-	-	-	-
Aluminiumchloride	-	-	-	-	-	-	-
Antimoonchloride	-	-	-	-	-	-	-
Waterstof	0.3716	0.3716	-	-	-	-	0.0296
Natriumhydroxide	-	-	-	-	-	-	-
Water	-	-	-	-	-	-	-
Complex	-	-	-	-	-	-	-
Totaal M	1.3867	1.3867	0.9601	16.0457	27.5229	27.5229	0.8327
Totaal Q	4053.9	3561.1	-15.6	8241.7	13600.2	10384.4	741.7

M in kg/s.  
Q in kW.

Apparaat- stroom	64						
Componenten	M						
Methaan	-						
Ethaan	0.1162						
Propaan	0.0474						
n-Butaan	-						
Isobutaan	-						
1-Buteen	0.1983						
Isobuteen	11.0375						
1,3 Butadien	0.0777						
Isopentaan	-						
Zoutzuur	-						
Aluminiumchloride	-						
Antimoonchloride	-						
Waterstof	-						
Natriumhydroxide	-						
Water	-						
Complex	-						
Totaal M	11.4771						
Totaal Q	6596.7						

M in kg/s.  
Q in kW.

7. Overzicht specificatie apparatuur.

Op de volgende pagina's zijn de apparatenlijsten weergegeven, waarop de resultaten van de uitgevoerde berekeningen staan vermeld.

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechologie

Fabrieksvoorontwerp No:2868 . . .  
 Datum : . 11-7-1991 . . . . .  
 Ontworpen door H.v.d.Hurk . . .  
 H.P.J. de Vries

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H.11 . Aantal : . 1 . serie/parallel\*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie . . . . . : Het verdampen van een deel van de bodemstroom uit de katverwijderaar.

Type . . . . . : ~~Warmtewisselaar\*~~  
~~Koelerxxx~~  
~~Kondensatorx~~  
 Verdamer

Uitvoering . . . . . : ~~met vaste pijplaten\*~~  
~~floatinghead~~  
 haarspeld  
~~dubbele pijp~~  
~~pijlenwarmtewisselaar\*~~

Positie . . . . . : ~~horizontaal/vertikaal\*~~

Kapaciteit . . . . . : . 10869 . . . kW (berekend)  
 Warmtewisselend oppervlak . . . . . : . 1079,5 . . . m<sup>2</sup> (berekend)  
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt . . . . . : . 148 . . . W/m<sup>2</sup>K (globaal)  
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) . . . . . : . 68,2 . . . °C  
 Aantal passages pijpzijde . . . . . : . 6 .  
 Aantal passages mantelzijde . . . . . : . 1 .  
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) . . . . . : . - .  
 Gekorrigeerde LMTD . . . . . : . 68,2 . . . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum . . . . .	Dowtherm A	SbC13, A1C13.
Massastroom . . . . . kg/s	. 43,36 . . .	. 32,33 . . .
Massastroom te verdampen/kondenseren*	. - . . .	. 29,08 . . .
Gemiddelde soortelijke warmte . . . . . kJ/kg·°C	. 2,51 . . .	. 3,64 . . .
Verdampingswarmte . . . . . kJ/kg	. - . . .	. 434,9 . . .
Temperatuur IN . . . . . °C	. 400 . . .	. 270 . . .
Temperatuur UIT . . . . . °C	. 300 . . .	. 270 . . .
Druk . . . . . bar	. 1 . . .	. 20,7 . . .
Materiaal . . . . .	. Inconel . . .	. Inconel . . .

Prijs fl 1.350.000

\* Doorstrepen wat niet van toepassing is

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechologie

Fabrieksvoorontwerp No:2868 . . .  
 Datum :11-7-1991 . . . . .  
 Ontworpen door H.v.d. Hurk . . . . .  
 H.P.J. de Vries

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H.32 . . . . . Aantal :.1. serie/parallel\*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie . . . . . : Refluxcondensator in n-butaan/isopentaanscheiding

Type . . . . . : ~~Warmtewisselaar~~\*  
~~Koeler~~  
 Kondensator  
~~Verdamper~~

Uitvoering . . . . . : met vaste pijpplaten\*  
~~flotatie head~~  
~~naarspeld~~  
~~dubbele pijp~~  
~~platenwarmtewisselaar~~

Positie . . . . . : horizontaal/~~verticaal~~\*

Kapaciteit . . . . . : .8772,6 . . . kW (berekend)  
 Warmtewisselend oppervlak . . . . . : . 200,5 . . . m<sup>2</sup> (berekend)  
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt . . . . . : . 562,0 . . . W/m<sup>2</sup>K(globaal)  
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) . . . . . : . 87,0 . . . °C  
 Aantal passages pijpzijde . . . . . : . 2 .  
 Aantal passages mantelzijde . . . . . : . 1 .  
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75). . . . . : . 1 .  
 Gekorrigeerde LMTD. . . . . : . 87,0 . . . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum . . . . .	n-butaan . . . . .	water . . . . .
Massastroom . . . . . kg/s	40,06 . . . . .	101,86 . . . . .
Massastroom te <del>verdampen</del> /kondenseren* . . . . . kg/s	40,06 . . . . .	- . . . . .
Gemiddelde soortelijke warmte . . . . . kJ/kg·°C	2,81 . . . . .	4,19 . . . . .
Verdampingswarmte . . . . . kJ/kg	213,0 . . . . .	- . . . . .
Temperatuur IN . . . . . °C	117 . . . . .	20 . . . . .
Temperatuur UIT . . . . . °C	117 . . . . .	40 . . . . .
Druk . . . . . bar	21,8 . . . . .	1 . . . . .
Materiaal . . . . .	AISI 316L . . . . .	AISI 316L . . . . .

Prijs fl: 276.000

\* Doorstrepen wat niet van toepassing is

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2868. . .  
 Datum : 11-7-1991 . . .  
 Ontworpen door : H.v.d. Hurk . . .  
 H.P.J. de Vries

WARMTEWISSELAARSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H. 33 . . . . . Aantal : . 1 serie/parallel\*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie . . . . . : Het verdampen van (een deel) van de bodemstroom uit de n-butaan/isopentaanscheider.

Type . . . . . : ~~Warmtewisselaar\*~~  
~~Koeler x~~  
~~Kondensor x~~  
 Verdamer

Uitvoering . . . . . : ~~met vaste pijplaten\*~~  
~~flaring head~~  
 haarspeld  
~~dubbele pijp x~~  
~~pijlkruiswisselaar x~~  
~~x x x~~

Positie . . . . . : horizontaal/~~verticaal\*~~

Kapaciteit . . . . . : 8697,3 . . . . . kW (berekend)  
 Warmtewisselend oppervlak . . . . . : . 145,1 . . . . . m<sup>2</sup> (berekend)  
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt . . . . . : . 993,5 . . . . . W/m<sup>2</sup>K (globaal)  
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) . . . . . : . 69,4 . . . . . °C  
 Aantal passages pijpzijde . . . . . : . 2 .  
 Aantal passages mantelzijde . . . . . : . 1 .  
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) . . . . . : . 1 .  
 Gekorrigeerde LMTD . . . . . : . 69,4 . . . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum . . . . .	isopentaan .	hoge druk stoom
Massastroom . . . . . kg/s	. 46,67 . . . . .	. 3,36 . . . . .
Massastroom te verdampen/ <del>kondenseren*</del> x . . . . . kg/s	. 46,26 . . . . .	. - . . . . .
Gemiddelde soortelijke warmte . . . . . kJ/kg °C	. 4,18 . . . . .	. 2,5 . . . . .
Verdampingswarmte . . . . . kJ/kg	. 188,01 . . . . .	. - . . . . .
Temperatuur IN . . . . . °C	. 153 . . . . .	. 410 . . . . .
Temperatuur UIT . . . . . °C	. 153 . . . . .	. 160 . . . . .
Druk . . . . . bar	. 22,3 . . . . .	. 40 . . . . .
Materiaal . . . . .	AISI 316L .	AISI 316L .

Prijs fl 184.000

\*Doorstrepen wat niet van toepassing is

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2868 . . .  
 Datum : 11-7-1991 . . . . .  
 Ontworpen door : H.v.d. Hurk . . .  
 H.P.J. deVries

WARMTEWISSELAAR SPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : H.38 . . . . . Aantal : <sup>1</sup> . serie/parallel\*

ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :

Functie . . . . . : Afkoelen van de productstroom uit de reactor/  
 Productie hoge druk stoom.

Type . . . . . : ~~Warmtewisselaar\*~~  
~~Koeler~~  
~~Kondensator~~  
 Verdamer

Uitvoering . . . . . : ~~met vaste pijplaten\*~~  
~~floating head~~  
 haarspeld  
~~kubieke pijp~~  
~~plate warmtewisselaar~~

Positie . . . . . : ~~verticaal\*~~  
 horizontaal

Kapaciteit . . . . . : 48787,4 . . . kW (berekend)  
 Warmtewisselend oppervlak . . . . . : 198,3 . . . m<sup>2</sup> (berekend)  
 Overallwarmteoverdrachtscoëfficiënt . . . . . : 568 . . . W/m<sup>2</sup>K (globaal)  
 Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD) . . . . . : 433,2 . . . °C  
 Aantal passages pijpzijde . . . . . : 2 .  
 Aantal passages mantelzijde . . . . . : 1 .  
 Korrektiefactor LMTD (min. 0,75) . . . . . : . . .  
 Gekorrigeerde LMTD . . . . . : . . . °C

BEDRIJFSKONDITIONES :

	Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum . . . . .	water/stoom	isobuteen, H <sub>2</sub>
Massastroom . . . . . kg/s	15,5	29,75
Massastroom te verdampen/kondenseren* . . . . . kg/s	15,5	-
Gemiddelde soortelijke warmte . . . . . kJ/kg °C	-	4,0
Verdampingswarmte (bij 250 C)+ . . . . . kJ/kg	3155,6	-
Temperatuur IN . . . . . °C	20	576
Temperatuur UIT . . . . . °C	410	80
Druk . . . . . bar	40	31
Materiaal . . . . .	AI SI 316L	AI SI 316L

Prijs fl: 333.000

\* Doorstrepen wat niet van toepassing is

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H3	H13	H17	H18	H22
Benaming, type	opwarmen n-butaaan voeding	afkoelen topstroom katverwij- deraar	koelen voeding HCL-strip- per	koelen waswater methaan af- scheider	reboiler HCL-kolom
Medium pijpen-/ mantelzijde	n-butaaan/ geconden- seerd stoom	n-butaaan, isobutaaan, zoutzuur/ koelwater	brine/ n-butaaan, isobutaaan	koelwater/ n-butaaan isobutaaan	n-butaaan, isobutaaan, zoutzuur/ stoom
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	2008,3	8491.1	8726.6	1101,7	13179,7
Warmtewisselend oppevl. in m <sup>2</sup>	152,1	513.6	379.0	35,3	199,0
Aantal <sup>serie/</sup> paralleel	1	1	1	1	1
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	20,8/1	20,6/1	1/22,4	1/20,6	22,3/40
temp. in / uit in °C <u>pijpszijde</u> mantelzijde	68/72 112/85	102/92 20/30	-15/0 90/10	20/40 112/53	113/113 410/125
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI 316L	Inconel	Inconel	AISI 316L	Inconel
prijs fl	202.400	581.189	550.599	67.000	325.000

\* aangeven wat bedoeld wordt



Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H20	H28	H30	H35	F36
Benaming, type	Freon condenser HCL kolom	Condensor isobutaan kolom	Reboiler isobutaan kolom	Warmtewis-isobutaan/product-stroom R39	Fornuis opwarmen voeding R39
Medium pijpen-/mantelzijde	zoutzuur/freon	koelwater/n-butaan, isobutaan	stoom/n-butaan	productstr. + H2/isobutaan	isobutaan/
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	2672,9	38412.1	39837,2	27305,0	43349,0
Warmtewisselend oppervl. in m <sup>2</sup>	523,1	878.2	268,5	907,9	3457,2
Aantal <sup>serie/</sup> paralleel	1	1	1	1	1
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	22/1	1/19,3	40/22,3	1,1/1,3	1,2/1
temp. in / uit in °C					1)566/650 2)565/620 3)575/610
<u>pijpszijde</u>	-6/-6	20/30	410/250	803/576	
mantelzijde	-15/-15	98/98	119/119	26/593	800/800
Speciaal te gebruiken mat.	Inconel	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	Inconel
Prijs fl.	610.000	836.000	280.000	700.000	2.800.000

\* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H40	H41	H49	H50	
Benaming, type	Luchtkoeler	Warmtewisselaar	Condensor light-ends kolom	Reboiler light-ends kolom	
Medium pijpen-/ mantelzijde	isobutaan, isobuteen/ lucht	waterstof/ isobutaan, isobuteen	brine/ light-ends	stoom isobutaan, isobuteen	
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	5206.7	493,4	643,9	9602,5	
Warmtewisselend oppevl. in m <sup>2</sup>	1614.5	38,9	104,4	67,2	
Aantal <sup>serie/</sup> parallel	1	1	1	1	
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	31/1	1,1/1,3	1/30,5	40/31	
temp. in / uit in °C  <u>pijpszijde</u> mantelzijde	80/30 20/22	-67/10 28/23	-15/0 5/5	410/250 126-126	
Speciaal te ge- bruiken mat.	Carbon steel	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	
Prijs fl.	832.000	74.000	687.500	105.000	

\* aangeven wat bedoeld wordt

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T9..		Fabrieksnummer :			
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :					
Functie..... : destillatie / <del>extractie</del> / <del>absorptie</del> / .....*					
Type toren..... : <del>gepakt</del> / schotel / <del>spiraal</del> / .....*					
Type schotel..... : <del>klepjes</del> / zeefplaat / <del>valve</del> / .....*					
Aantal schotels..... : theoretisch : 10					
Aantal schotels..... : praktisch : 12					
Schotelafstand / HETS : 0,5... m			Materiaal schotel :		
Diameter toren..... : 2,1-3,0 m			Hoogte toren .... : 7 m		
Materiaal toren ..... : Inconel					
Verwarming..... : <del>geen</del> / <del>open stroom</del> / reboiler / .....*					
BEDRIJFSKONDITIONS :					
	Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorp- tie middel	Extraktie middel/...
Temperatuur..... °C	90	102	270	-	-
Druk..... bar	20,7	20,6	20,7		
Dichtheid..... kg/m <sup>3</sup>					
Massastroom..... kg/s	32,5	29,3	3,2		
Samenstelling in mol % resp. gew.%					
methaan	0,3	0,3	-		
propaan	0,3	0,3	-		
isobutaan	46,4	47,7	2,7		
n-butaan	40,7	41,8	5,3		
isopentaaan	1,1	1,1	1,6		
zoutzuur	8,5	8,8	-		
aluminiumchloride	0,2	-	7,5		
antimoonchloride	2,5	-	82,9		
	-----	-----	-----		
	100	100	100		
ONTWERP :					
Aantal <del>klepjes</del> / zeefgaten / D=2,1 ** : D=3,0			Type pakking..... : -		
4995..... : 10952			Materiaal pakking : -		
Aktief schoteloppervlak..... 3,1..... : 6,72m <sup>2</sup>			Afmetingen pakking : -		
Lengte overlooprand..... 1,56..... : 3,36 m			Prijs fl: 950.000		
Diameter <del>valpijp</del> / gat / ..... : 6 mm					
Verdere gegevens op schets vermelden					

\*doorstrepen wat niet van toepassing is.

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.19		Fabrieksnummer :				
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie.....	: destillatie / <del>extractie</del> / <del>absorptie</del> / .....*					
Type toren.....	: <del>gepakt</del> / schotel / <del>sprayer</del> / .....*					
Type schotel.....	: <del>klein</del> / zeefplaat / <del>valve</del> / .....*					
Aantal schotels.....	: theoretisch : 20					
Aantal schotels.....	: praktisch : 26					
Schotelafstand / HETS	: 0,5.. m	Materiaal schotel :				
Diameter toren.....	: 1,5/3,5 m	Hoogte toren .... : 12 m				
Materiaal toren .....	: Inconel					
Verwarming.....	: <del>geen</del> / <del>openstoom</del> / reboiler / .....*					
BEDRIJFSKONDITIONES :						
	Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorp- tie middel	Extraktie middel/...	
Temperatuur..... °C	10	-6	112			
Druk..... bar	22,3	22,0	22,3			
Dichtheid.....kg/m <sup>3</sup>	578,8	44,2	566,5			
Massastroom..... kg/s	38,4	1,7	36,7			
Samenstelling in mol % resp. gew.%						
methaan	0,1	0,04	1,8	0,9	-	-
propan	0,3	0,2	0,3	0,4	0,3	0,2
isobutaan	48,6	50,1	0,2	0,3	52,5	52,3
n-butaan	42,6	43,9	-	-	46,0	45,9
isopentaaan	1,2	1,5	-	-	1,2	1,6
zoutzuur	7,2	4,3	97,7	98,4	-	-
	100	100	100	100	100	100
ONTWERP :						
Aantal <del>kleinen</del> / zeefgaten /	D=1,5m 2220.....**		D=3,5m 12543		Type pakking..... : -	
Aktief schoteloppervlak.....	1,42		7,70 m <sup>2</sup>		Materiaal pakking : -	
Lengte overlooprand.....	355		7770 mm		Afmetingen pakking : -	
Diameter valpijp / <del>gat</del> /			6 mm		Prijs fl: 1.300.000	
Verdere gegevens op schets vermelden						

\*doorstrepen wat niet van toepassing is.

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2868  
 Datum :11-7-1991  
 Ontworpen door : H v.d. Hurk  
 H.P.J. de Vries

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.27		Fabrieksnummer :				
<b>ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :</b>						
Functie.....	: destillatie / <del>extractie</del> / <del>absorptie</del> / .....*					
Type toren.....	: <del>gepakt</del> / schotel / <del>spiro</del> / .....*					
Type schotel.....	: <del>klokje</del> / zeefplaat / <del>vakje</del> / .....*					
Aantal schotels.....	: theoretisch : 100					
Aantal schotels.....	: praktisch : 121					
Schotelafstand / HETS :	.0,4 m	Materiaal schotel :				
Diameter toren.....	.5,5 m	Hoogte toren .... : 48,2				
Materiaal toren .....	: Carbon steel					
Verwarming.....	: <del>geex</del> / <del>open systeem</del> / reboiler / .....*					
<b>BEDRIJFSKONDITIONS :</b>						
	Voeding	Top		Bodem	Reflux/absorptie middel	Extraktie middel/...
Temperatuur..... °C	112	98		119		
Druk..... bar	22,3	19,3		22,3		
Dichtheid.....kg/m <sup>3</sup>	264,5	53,6		577,2		
Massastroom..... kg/s	27,9	13,7		14,2		
Samenstelling in mol % resp. gew.%						
propaan	0,3	0,2	0,6	0,4	-	-
isobutaan	52,5	52,4	97,4	97,6	7,7	7,7
n-butaan	46,0	45,9	2,0	2,0	89,8	89,2
isopentaan	1,2	1,5	-	-	2,5	3,1
	-----	-----	-----	-----	-----	-----
	100	100	100	100	100	100
<b>ONTWERP :</b>						
Aantal klokjes / <del>zeefgaten</del> / .....	** : 31117				Type pakking..... :-	
Aktief schoteloppervlak.....	: 19,0 m <sup>2</sup>				Materiaal pakking : -	
Lengte overlooprand.....	: 4750 mm				Afmetingen pakking : -	
Diameter <del>pakking</del> / gat / .....	: 6 mm				Prijs fl: 1.700.000	
Verdere gegevens op schets vermelden						

\*doorstrepen wat niet van toepassing is.

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procesttechnologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2668  
 Datum : 11-7-1991  
 Ontworpen door : H v.d. Hurk  
 H.P.J. de Vries

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.31		Fabrieksnummer :						
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :								
Functie.....	: destillatie / <del>extractie</del> / <del>absorptie</del> / .....					*		
Type toren.....	: <del>gepakt</del> / schotel / <del>sprayer</del> / .....					*		
Type schotel.....	: <del>klokje</del> / zeefplaat / <del>valve</del> / .....					*		
Aantal schotels.....	: theoretisch : 30							
Aantal schotels.....	: praktisch : 33							
Schotelafstand / HETS :	.0.,5 m		Materiaal schotel :					
Diameter toren.....	: .2.,5 m		Hoogte toren .... : 16,7					
Materiaal toren .....	: Carbon steel							
Verwarming.....	: <del>geest</del> / <del>open stoom</del> / reboiler / .....					*		
BEDRIJFSKONDITIONES :								
	Voeding		Top		Bodem		Reflux/absorp- tie middel	Extraktie middel/...
Temperatuur..... °C	119		117		153			
Druk..... bar	22,3		21,8		22,3			
Dichtheid..... kg/m <sup>3</sup>	574,2		59,7		614,1			
Massastroom..... kg/s	14,2		13,5		0,7			
Samenstelling in mol % resp. gew.%								
isobutaan	8,4	8,3	8,6	8,6	0,1	0,1		
n-butaan	89,1	88,6	91,1	91,0	19,2	16,1		
isopentaaan	2,5	3,1	0,3	0,4	80,7	83,8		
	-----	-----	-----	-----	-----	-----		
	100	100	100	100	100	100		
ONTWERP :								
Aantal <del>klokjes</del> / zeefgaten / .....** : 6364					Type pakking..... : -			
Aktief schoteloppervlak..... : 3,93 m <sup>2</sup>					Materiaal pakking : -			
Lengte overlooprand..... : 1970 mm					Afmetingen pakking : -			
Diameter <del>valpijp</del> / gat / ..... : 6 mm					Prijs fl: 1.119.000			
Verdere gegevens op schets vermelden								

\*doorstrepen wat niet van toepassing is.

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Fabrieksvoorontwerp No: 2868  
 Datum :11-7-1991  
 Ontworpen door :H v.d. Hurk  
 H.P.J. de Vries

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.46		Fabrieksnummer :				
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :						
Functie.....	: destillatie / <del>extractie</del> / <del>absorptie</del> / .....*					
Type toren.....	: <del>gepakt</del> / schotel / <del>spiro</del> / .....*					
Type schotel.....	: <del>klokje</del> / zeefplaat / <del>valve</del> / .....*					
Aantal schotels.....	: theoretisch : 20					
Aantal schotels.....	: praktisch : 25					
Schotelafstand / HETS	: 0,,5 . m		Materiaal schotel :			
Diameter toren.....	: 1,0/3,0 m		Hoogte toren .... : 12,5			
Materiaal toren .....	: AISI 316L					
Verwarming.....	: <del>geen</del> / <del>open stroom</del> / reboiler / .....*					
BEDRIJFSKONDITIONES :						
	Voeding		Top	Bodem	Reflux/absorptie middel	Extraktie middel/...
Temperatuur..... °C	23		5	126	-	-
Druk..... bar	31		30,5	31		
Dichtheid.....kg/m <sup>3</sup>	562,6		32,26	571,0		
Massastroom..... kg/s	28,3		27,5	0,8		
Samenstelling in mol % resp. gew.%						
waterstof	2,80	0,10	36,66	3,55	-	-
ethaan	5,28	2,93	59,42	85,79	0,8	0,42
propan	0,27	0,22	0,23	0,48	0,28	0,21
isobutaan	50,27	53,92	2,44	6,81	54,23	55,34
isobuteen	37,69	39,02	1,16	3,13	40,71	40,10
n-butaan	0,83	0,89	0,01	0,03	0,90	0,92
1-buteen	2,03	2,10	0,06	0,16	2,19	2,16
butadieen	0,83	0,82	0,02	0,05	0,89	0,85
	100	100	100	100	100	100
ONTWERP :						
Aantal <del>klokjes</del> / zeefgaten / 10 <sup>D=1,0m</sup> : .....	D=3,0m		8653		Type pakking..... : -	
Aktief schoteloppervlak.....	0,62		5,30 m <sup>2</sup>		Materiaal pakking : -	
Lengte overlooprand.....	0,155		5,30 m		Afmetingen pakking : -	
Diameter <del>valpijp</del> / gat / .....	6		mm		Prijs fl: 975.000	
Verdere gegevens op schets vermelden						

\*doorstrepen wat niet van toepassing is.

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V2	R6	V8/V12	V14	T 15
Benaming, type	Voorraadvat antimoon-chloride	Reactor isomerisatie n-butaan	Voorraadvat aluminium-chloride	Gas/vloeistofscheider	Gepakte kolom
Abs.of eff.* druk in bar	1	20,7	20,8	20,6	20,6
temp. in °C	20	90	270	92	60
Inhoud in m <sup>3</sup>	4,0	73,77	9.74	42,4	7,0
Diam. in m	1,72	4,55	2.31	2,5	0,89
l of h in m	1,72	4,55	2.31	8,5	11,2
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm ..... ..... .....	antimoon-chloride	n-butaan, isob.,zout- zuur etc.  AlCl <sub>3</sub> ,SbCl <sub>3</sub> mengsel als katalysator. Voor de uit- stroomopening boven zit een leiplaat.	aluminium- chloride	methaan, n-but.,isob. etc.	zie V14  Rashig - ringen
Speciaal te ge- bruiken mat.	Inconel	Inconel	Inconel	Inconel	Inconel
aantal se <del>x</del> xparallel	1	1	2	1	1
Prijs fl.	41.000	303.000	50.000	116.000	87.600

\* aangeven wat bedoeld wordt



Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V21	V23	V24	T25/26	V42
Benaming, type	Gas/vloeistofscheider	Soda-wash	Vloeistof-vloeistofscheider	Droogkolommen	Gas-vloeistofscheider
Abs.of eff.* druk in bar	21,8	22,3	22,3	22,3	31
temp. in °C	-6	112	112	112	23
Inhoud in m <sup>3</sup>	2,67	40,6	60,8	59,4	18,81
Diam. in m	1,01	3,7	2,5	2,9	1,9
l of h in m	3,35	3,7	12,5	9,1	6,71
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm ..... ..... .....	- - -	- - -	- - -	- molzeef 3A -	- - -
Speciaal te gebruiken mat.	Inconel	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L
aantal <del>serie</del> parallel	1	1	1	2	1
Prijs fl.	38.000	107.000	132.000	210.000 (per stuk)	95.200

\* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V29	R39	V44	V51	
Benaming, type	Gas/vloeistof scheider. Top isob. kolom	Reactor dehydrogenering isobutaan	Gas/vloeistof scheider.	Gas-vloeistofscheider. Condensor light-ends kolom.	
Abs. of <del>eff</del> * druk in bar	19,3	1,1/1,2	1,0	31	
temp. in °C	98	580/650	-67	5	
Inhoud in m <sup>3</sup>	239,53	2683,5	4,49	1,112	
Diam. in m	4,24	10,44	1,22	0,762	
l of h in m	16,96	31,33	3,84	2,444	
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm ..... ..... .....	- - -	- - Platina-oxide op γ-alumina.  Vkat=1878m <sup>3</sup>	- - -	- - -	
Speciaal te gebruiken mat.	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	
aantal <del>xxxx</del> /parallel	1	8	1	1	
Prijs fl.	504.000	7.000.000 (per stuk)	45.600	32.000	

\* aangeven wat bedoeld wordt

Technische Universiteit Delft  
 Vakgroep Chemische Procestechnologie

Fabrieksvoorontwerp No:2868  
 Datum:11-7-1991  
 Ontworpen door: H v.d.Hurk  
 H.P.J. de Vries

SPECIFIKATIEFORMULIER CENTRIFUGAALPOMP

Dienst : pomp voor HCL-stripper ( P16 ) Type : centrifugaalpomp Aantal : 1	
FYSISCHE GEGEVENS POMPVLOEISTOF :	
Fluidum.....: n-butaan/isobutaan/zoutzuur Temperatuur, t ..: 92 °C Dichtheid, ρ ....:578,8 kg/m <sup>3</sup> Viscositeit, η ..:1,8e-4 N·s/m <sup>2</sup> Dampspanning, p <sub>d</sub> :16,1 bar bij 92.°C	
VERMOGEN :	
Kapaciteit..... $\phi_v$ : 0.0618 m <sup>3</sup> /s Zuigdruk..... p <sub>z</sub> : 20,6 bar Persdruk..... p <sub>p</sub> : 22,4 bar  Theoretisch vermogen..... : $\phi_v (p_p - p_z) \cdot 10^2$ kW Nuttig effect..... : 60 % Asvermogen..... : kW	
KONSTRUKTIEVE GEGEVENS :	
Aantal omw. per min. .... : Aandrijving..... : Type elektromotor..... : Spanning..... : V Draairichting..... : Fundatieplaat..... : gekombineerd/ tweedelig Elastische koppeling..... : ja/nee Manometer zuigzijde..... : ja/nee Manometer perszijde..... : ja/nee Min.overdruk boven p <sub>d</sub> , p <sub>m</sub> : .. bar	Nom.diam.zuigaansluiting : Nom.diam.persaansluiting : Lagerkoeling..... : ja/nee Pakkingbuskoeling..... : ja/nee Smothering gland..... : ja/nee indien ja : Sluitvloeistof..... : ja/nee Spatringen..... : ja/nee Pakking, type ..... : Sleepringafdichting..... : ja/nee N:P.S.H., p <sub>m</sub> ·ρ·g ..... : .. m
MATERIAAL :	
Pomp-huis..... : Waaier..... : As..... : Inconel Bijzondere voorzieningen.. :  Werkdruk..... : 22,3. bar	Slijtringen..... : Asbus..... :  Prijs fl: 14.500 Persdruk..... 22,3bar

\*doorstrepen wat niet van toepassing is.

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P1	P4	P7	P10	C34
Benaming, type	pomp voeding	pomp antimoon-chloride	pomp complex uit reactor	pomp kat recycle	expander isobutaan stroom
te verpompen medium	n-butaan	antimoon-chloride	complex	SbCl <sub>3</sub> en AlCl <sub>3</sub>	isobutaan
Capaciteit in <del>kg/s</del> kg/s*	14.15	0.00062	0.70	3.25	13.71
Dichtheid in kg/m <sup>3</sup>				3103.1	53.6
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.)*	3/20.8	1/20.8	20.7/20.8	20.7/20.8	19.3/1.3
temp. in °C in / uit	20/21	20/20	90/90	270/270	98/26
Vermogen in kW <del>theorx/</del> prakt.	62.7	0.001	0.15	0.10	-1130.1
Speciaal te gebruiken mat.	carbon steel	Inconel	Inconel	Inconel	carbon steel
aantal serie/parallel	1	1	1	1	1
prijs fl	20.000	6500	6500	6500	14.400

\* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	C37	C43	C45	C47	
Benaming, type	compressor	expander	compressor	expander	
te verpompen medium	isobutaan, isobuteen, H2	H2, isobu- taan, iso- teen	isobutaan isobuteen	isobutaan isobuteen	
Capaciteit in <del>x/dx&amp;x</del> kg/s*	29,75	2,36	0,96	27,52	
Dichtheid in kg/m <sup>3</sup>	0,63/13,90	1,327/0,39	569,7/569,7	571/2,43	
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff. *)	1,1/31	31/1,0	1,0/31	31/1,3	
temp. in °C in / uit	580/803	23/-67	-67/-65	126/30	
Vermogen in kW <del>theorx/</del> prakt.	25430,3	-1074,8	6,1	-3215,8	
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI 316L	AISI 316L	AISI 316L	carbon steel	
aantal serie/parallel	1	1	1	1	
prijs fl	500.000	20.500	50.000	16.500	

\* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	T5				
Benaming, type	Katscrubber				
Capaciteit	28,502 kg/s				
Abs.of eff.* druk in bar	20,6				
temp. in °C	72				
Inhoud in m <sup>3</sup> <del>of afmetingen</del> in m <sup>3</sup> *	2,85				
aantal serie/parallel	1				
Materiaal	Inconel				
Prijs fl	51.000				

\* aangeven wat bedoeld wordt

### 8. Economische gedeelte.

De totale kosten kunnen berekend worden met de volgende formule uit [8]:

$$K_t = a \cdot K_p + d \cdot L + f \cdot I.$$

Hierin stelt  $K_p$  de productiekosten voor,  $L$  de loonkosten en  $I$  de investeringskosten. De constanten  $a, d$  en  $f$  zijn respectievelijk gelijk aan 1.13, 2.6 en 0.13 als het "beste model" wordt gebruikt. Dit model is exclusief rente en afschrijving.

#### De productiekosten $K_p$ .

Deze worden berekend met de formule:

$$K_p = P \cdot \sum (v_i \cdot q_i).$$

Hierin kan voor  $P$  als eerste aanname de capaciteit genomen worden,  $v_i$  stelt de kosten per ton grond -of hulpstof  $i$  voor en  $q_i$  stelt de hoeveelheid  $i$ , die per ton product nodig is. De waarden van  $v_i$  en  $q_i$  staan weergegeven in tabel 7.

Tabel 7. Waarden van  $v_i$  en  $q_i$ .

	$v_i$ (fl/ton)	$q_i$ (ton/ton product)	$v_i \cdot q_i$ (fl/ton prod.)
Antimoonchloride	15873.3	$4.365 \cdot 10^{-5}$	0.6915
Aluminiumchloride	380.0	$9.976 \cdot 10^{-4}$	0.3791
Zoutzuur	200.0	$1.743 \cdot 10^{-5}$	0.0035
Natriumhydroxide	233.3	$1.743 \cdot 10^{-5}$	0.0041
n-Butaan	350.0	1.232977	431.5400
Isobuteen	1322.8	-	-
Aardgas	226.2	$6.048 \cdot 10^{-2}$	13.6804
Stoom	24.0	1.90640	45.7536
Koelwater	0.05	305.480	15.2740
Proceswater	2.5	1.350	3.3750
Totaal $v_i \cdot q_i$	-	-	510.7012

De prijzen van antimoonchloride, aluminiumchloride, n-butaan en isobuteen zijn verstrekt door Billiton, Leidschendam. De prijs van waterstofchloride en natriumhydroxide zijn verstrekt door Akzo, Amsterdam. De prijzen van stoom, koelwater, proceswater en aardgas zijn ontleend uit [16]. De capaciteit is gelijk aan  $3.3054 * 10^5$  ton isobuteen/jaar. De productiekosten komen dan uit op:

$$K_p = 168.807419 * 10^6 \text{ gulden/jaar.}$$

#### De investeringskosten I.

De investeringskosten zijn bepaalt met de (factor)methode van Lang. Deze methode heeft als basis de kosten van apparatuur, geleverd aan de fabriek, maar niet opgesteld. Deze kosten moeten met 4.74 vermenigvuldigd worden als het om een gas/vloeistofproces gaat. In deze factor zitten kosten van fundamente, ondersteuning, montage, pijpleidingen, elektrische installaties, hulpdiensten, constructie, overhead en engineering verdisconteerd.

De prijzen van de apparatuur zijn bepaalt met behulp van Webcy [10].

De kosten van sectie T48 is geschat op 3 miljoen gulden. De apparaat kosten van de CCR komen uit op 5 miljoen (zie bijlage 17).

De kosten van de apparatuur te samen is gelijk aan 83.5637 miljoen gulden.

De totale investeringskosten komen dan uit op:

$$I = 395.256301 * 10^6 \text{ gulden.}$$

#### De loonkosten L.

De loonkosten zijn bepaalt met de relatie van Wessel:

$$\text{Manuren/ton product per dag} = k * (\text{aantal stappen}) / (\text{kapaciteit per dag})^{0.76}.$$

De waarde van k was gelijk aan 1.7 in 1986. Wordt deze waarde gecorrigeerd vanwege een productiviteitsstijging van 6 % per jaar, dan is k voor 1991 gelijk aan 1.25.

Het aantal stappen is als volgt bepaalt:

1. katscrubber T5
2. reactor R6
3. aluminiumchloride- en antimoonchloridevaten V2, V8 en V12
4. katverwijderaar T9
5. gas/vloeistofscheider V14 en de adsorptiekolom T15
6. zoutzuurkolom T19
7. wassectie V23, V24, T25 en T26
8. isobutaankolom T27
9. isopentaankolom T31
10. fornuis F36
11. reactor R39
12. CCR



13. warmtewisselaar, compressor en luchtkoeler H35, H38 en H40
14. gas/vloeistofscheiders V42 en V44
15. light-endskolom T46
16. absorptieunit T48
17. vacuümdestillatietoren T48
18. reactor T48

De Wesselrelatie kan herschreven worden tot:

$$\text{manuren/aantal stappen} = 1.25 \cdot (\text{ton product per dag}) / (\text{capacit. per dag})^{0.76}$$

Het aantal ton product per dag is gelijk aan: 991.6214 ton/dag.

Het aantal ton voeding per dag is gelijk aan: 1222.6464 ton/dag.

Hiermee volgt voor het aantal manuren per stap:

$$\text{manuren/aantal stappen} = 5.5835$$

Het aantal functieplaatsen per stap volgt hieruit na deling door 24:

$$\text{aantal functieplaatsen/aantal stappen} = 0.2326.$$

Wegens afwezigheid door vakantie en ziekte moet deze waarde met 5 vermenigvuldigd worden. Vervolgens moet met het aantal stappen vermenigvuldigd worden om het aantal functieplaatsen per dag te krijgen. Dit levert:

$$\text{aantal functieplaatsen/dag} = 20.9376$$

De loonkosten van een arbeidsplaats per jaar bedraagt  $3.87 \cdot 10^5$  gulden.  
De totale loonkosten zijn dan gelijk aan:

$$L = 8.1029 \cdot 10^6 \text{ gulden/jaar.}$$

#### De totale kosten Kt.

Deze kunnen nu gemakkelijk berekend worden met de formule:

$$Kt = 1.13 \cdot Kp + 2.6 \cdot L + 0.13 \cdot I$$

Hieruit volgt:

$$Kt = 263.2032 \cdot 10^6 \text{ gulden.}$$

#### Het return on investment (ROI).

Het ROI kan berekend worden met:

$$\text{ROI} = \text{winst} / (\text{investeringskosten} + \text{werkkapitaal}) \cdot 100.$$

Voor de winst geldt de volgende formule:

$$\text{Winst} = \text{Opbrengst} - \text{Kt} - \text{Aflossing} - \text{Afschrijving}$$

De opbrengst (door verkoop van isobuteen) is gelijk aan:

$$\text{opbrengst} = 11.4771 * 3600 * 8000 * 1322.8 / 1000 = 437.2389 * 10^6 \text{ gulden/jaar.}$$

Voor de aflossing is een looptijd gekozen van 10 jaar. Volgens tabel 4-6 uit [8] is de factor waarmee de som van het investeringsbedrag en het werkkapitaal vermenigvuldigd moeten worden gelijk aan 0.14903. Het werkkapitaal is gesteld op 10% van het investeringsbedrag. Het aflossingsbedrag per jaar komt hiermee uit op:

$$\text{aflossing} = 64.7956 * 10^6 \text{ gulden/jaar.}$$

De afschrijving is berekend met Rechtlijnige afschrijvingsmethode. Als restwaarde (s) is een percentage van 5% van de investeringskosten (a) genomen. De fabriek wordt in 10 jaar (n) afgeschreven.

De formule luidt:

$$Rr = (a-s)/n$$

Per jaar moet  $37.5493 * 10^6$  gulden afgeschreven worden.

Voor de winst volgt nu:

$$\text{winst} = 71.6908 * 10^6 \text{ gulden/jaar.}$$

Het ROI komt hiermee uit op:

$$\text{ROI} = 16.49 \%$$

#### Berekening van de internal rate of return (IRR).

Bij deze methode worden de cash flow's, waaronder begrepen de investering, over de looptijd van het project (10 jaar) omgerekend op de huidige waarde met een zodanige return percentage r, dat de som van deze verdisconteerde cash flow's (DCF's) over de looptijd gelijk is aan nul.

Benodigde gegevens:

Investerings kosten = 395.2563 \* 10<sup>6</sup> gulden  
Werkkapitaal = 39.5256 \* 10<sup>6</sup> gulden  
Winst = 71.6908 \* 10<sup>6</sup> gulden/jaar  
Aflossing = 64.7956 \* 10<sup>6</sup> gulden/jaar  
Restwaarde = 19.7628 \* 10<sup>6</sup> gulden.

In tabel 8 staat het cash flow diagram weergegeven.

Tabel 8. Cash flow diagram.

Jaar	Cash flow Cf (in 10 <sup>6</sup> gulden)
0	-434.7819
1	136.4864
2	147.4053
3	159.1977
4	171.9336
5	185.6882
6	200.5433
7	216.5868
8	233.9137
9	252.6268
10	332.1254

Het IRR wordt bepaald met een iteratieve procedure. De formule luidt:

$$-434.7819 + 136.4864/(1+i) + 147.4053/(1+i)^2 + 159.1977/(1+i)^3 + 171.9336/(1+i)^4 + \dots + 252.6268/(1+i)^9 + 332.1254/(1+i)^{10} = 0$$

Het oplossen van deze vergelijking levert voor IRR (=i):

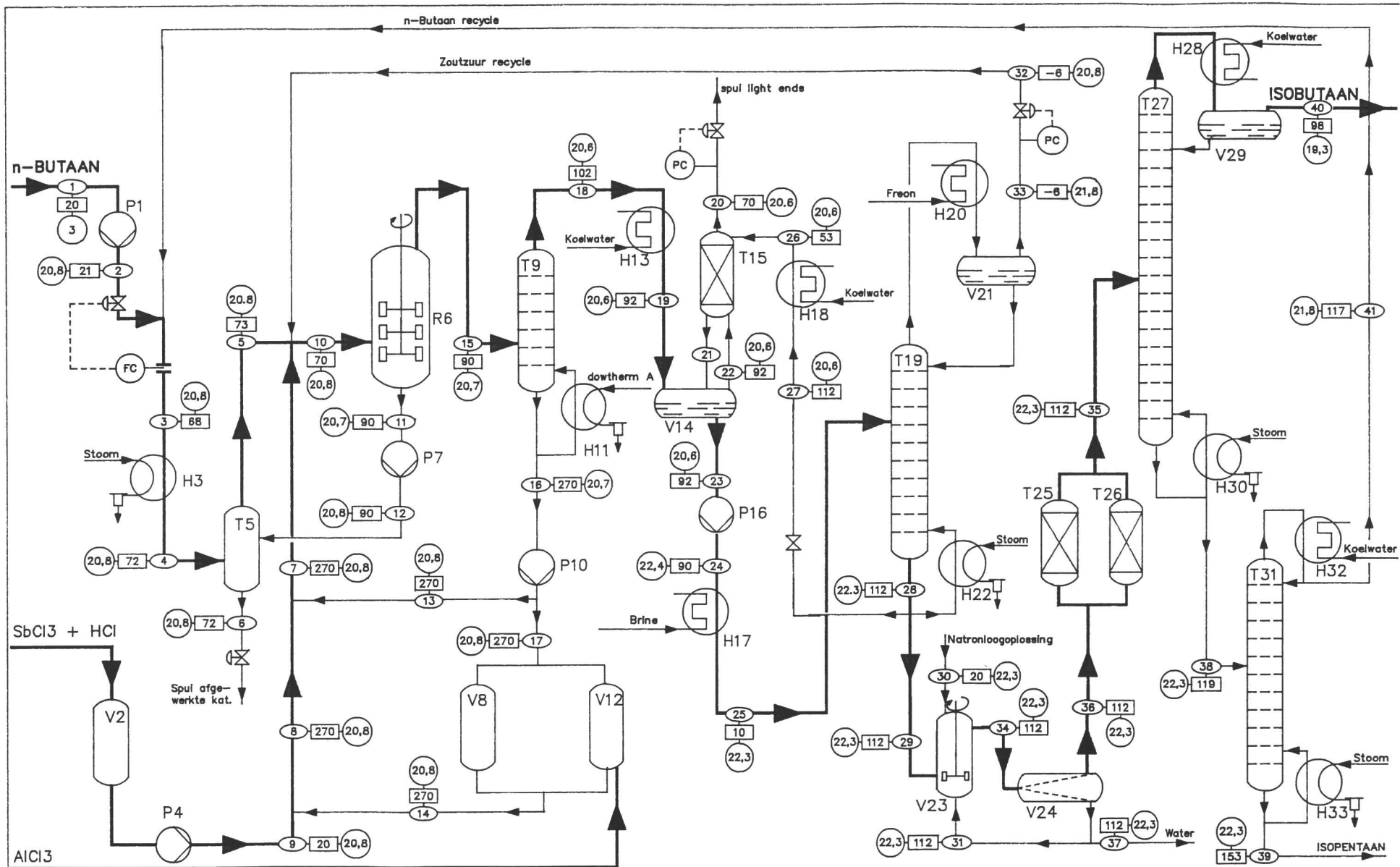
IRR = 36.6 %.

9. Symbolenlijst

$\alpha$	warmteoverdrachtcoëfficiënt	$W/m^2 K$
A	oppervlak	$m^2$
Au	uitwendig oppervlak	$m^2$
c	snelheid	$m/s$
Cp	soortelijke warmte	$J/kg \text{ } ^\circ C$
D	diameter	m
di	inwendige diameter	m
Di	inwendige diameter	m
du	uitwendige diameter	m
$\emptyset$	volumestroom	$m^3/s$
f	frictiefactor	-
h	hoogte	m
H	enthalpie	$J/kg$
$\eta$	dynamische viscositeit	$kg/m s$
ku	warmteoverdrachtscoëfficiënt	$W/m^2 K$
$\lambda$	warmtegeleidingscoëfficiënt	$W/m K$
L	lengte	m
m	massastroom	$kg/s$
m	massa	kg
$\nu$	kinematische viscositeit	$m^2/s$
N	aantal buizen	-
p	druk	bar
P	vermogen	W
pcrit	kritische druk	bar
Pr	Prandtl getal	-
Pv	vermogenskental	-
q	warmteflux	$W/m^2$
Q	warmtestroom	W
Ql	volume stroom vloeistof	$ft^3/s$
Qv	volume stroom gas	$ft^3/s$
$\rho$	dichtheid	$kg/m^3$
r	verdampingswarmte	$W/kg$
Re	Reynoldsgetal	-
$\tau$	verblijftijd	s
T	temperatuur	$^\circ C$
Tcond	condensatie temperatuur	$^\circ C$
Tcrit	kritische temperatuur	$^\circ C$
Tin	ingående temperatuur	$^\circ C$
Tln	logaritmische temperatuur	$^\circ C$
Tuit	uitgaande temperatuur	$^\circ C$
Twa	wandtemperatuur	$^\circ C$
v	snelheid	$m/s$
Vcrit	kritisch volume	$cm^3/mol$
Vkat	katalysator volume	$m^3$
Vl	vloeistof volume	$m^3$
Vreac	reactor volume	$m^3$
V.O.	oppervlakte	$m^2$
Vtot	totale volume	$m^3$
Wl	massastroom vloeistof	$lb_n/s$
Wv	massastroom gas	$lb_n/s$

## 10. Literatuurlijst.

1. Ir. W.J.B. van den Bergh, Apparaten voor warmte overdracht, collegedictaat deel 4, T.U. Delft (1987).
2. S.H. Mc Allister, W.E. Ross, H.E. Randlett and G.J. Carlson, The liquidphase isomerisation of normal parafins using a fluid salt catalyst, American institute of chemical engineers, (1946).
3. Ir W.J.B. van den Bergh, Apparaten voor vloeistof en gastransport, Mengen en roeren, collegedictaat deel 3, T.U. Delft (1987).
4. Robert H. Perry, Don Green, Perry's Chemical Engineers' Handbook, 6th Ed., McGraw-Hill International Editions, Japan (1984).
5. Robert C. Weast, Ph.D., Handbook of Chemistry and Physics, 67th Ed., CRC press, Boca Raton, Florida (1986-1987).
6. J.M. Smith, H.C. Van Ness, Introduction To Chemical Engineering Thermodynamics, 4th Ed., McGraw-Hill International Editions, Singapore (1987).
7. J.M. Coulson, J.F. Richardson, Chemical Engineering volume 6, 1st Ed., Pergamon Press, Oxford (1983).
8. Prof. ir. A.G. Montfoort, De chemische fabriek, collegedictaat deel 2, T.U. Delft (1988).
9. F.L. Evans, Equipment Design Handbook For Refineries And Chemical Plants volume 1, 2nd Ed., Gulf, Houston (1979).
10. DACE (Nederlandse Stichting voor Kostentechniek), WEBCI-prijzenboekje t.b.v. ramingen, 35ste druk, Uitgave NAP (1991).
11. Prof. F.J. Zuiderweg, Collegedictaat Fysische scheidingsmethoden, deel 2, T.U. Delft (1988).
12. B.V. Vora, P.R. Pujado and R.F. Anderson, Oleflex: C2-C5 Dehydrogenation Updated, Energy Progress (Vol. 6, No. 3), September 1986.
13. B.V. Vora and T. Imai, C2-C5 dehydrogenation updated, Hydrocarbon Processing, April 1982.
14. H. Kröper, K. Schlömer and H.M. Weitz, How BASF Extracts Isobutylene, Hydrocarbon Processing, September 1969.
15. Chemiekaarten, 5<sup>e</sup> editie, Nederlands Instituut voor Arbeidsomstandigheden en de VNCI, Alphen a/d Rijn (1989).
16. Prof. ir. A.G. Montfoort, drs. F.A. Meijer, A. van den Ham, Handleiding voor het maken van een Fabrieksvoorontwerp. T.U. Delft (1989).

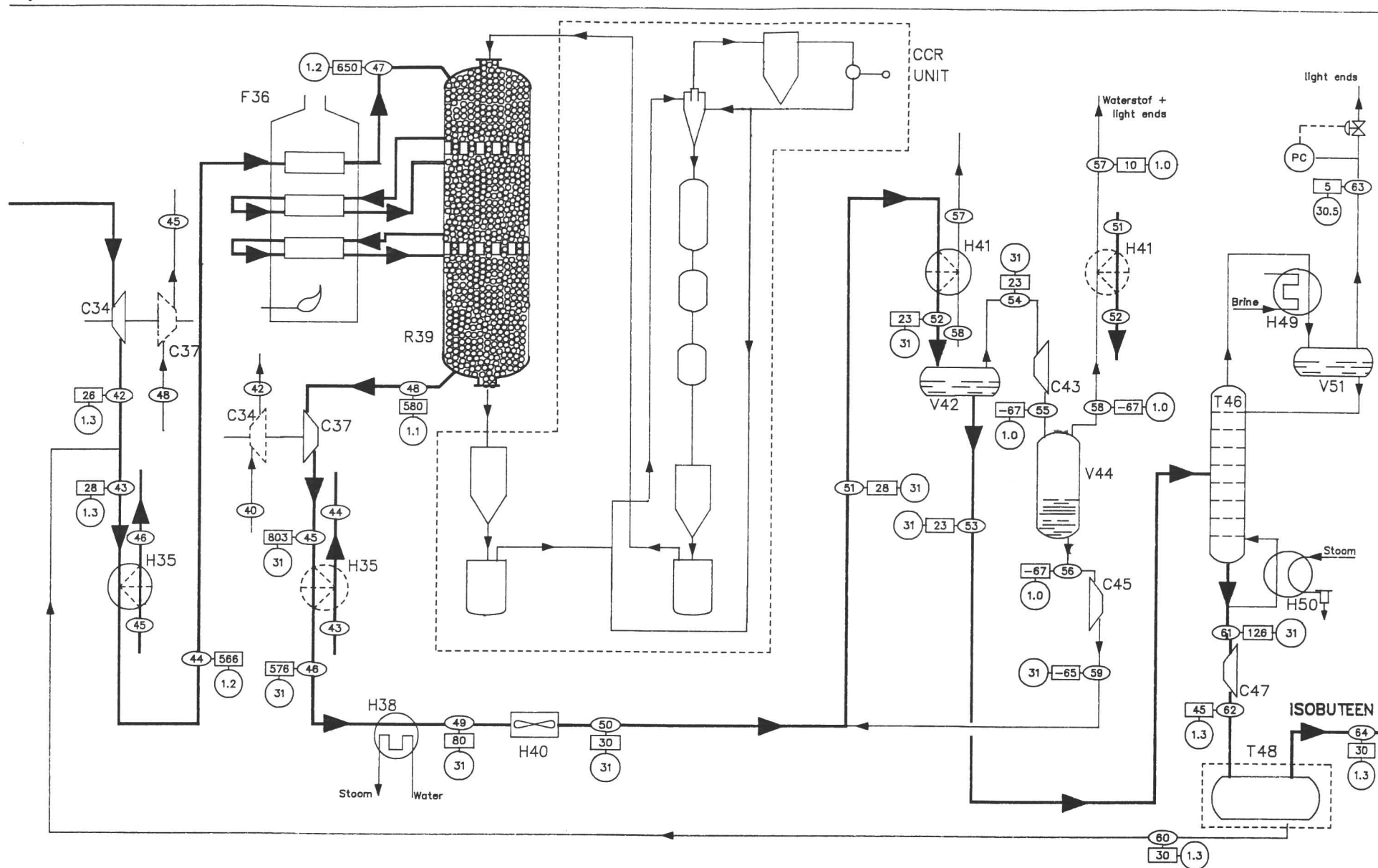


V2 KAT.VOORRAADVAT  
 T5 KAT.SCRUBBER  
 R6 ISOMERISATIEREAKTOR

V8 KAT.SATURATOR  
 T9 KAT.VERWIJDERAAR  
 T15 LIGHT-ENDS WASKOLOM

T19 ZOUTZUURSTRIPPER  
 V23 SODAWASH  
 T25 DROOGKOLOM

T27 BUTAANSCHIEDER  
 T31 PENTAANSCHIEDER  
 C34 EXPANDER



R39 DEHYDROGENERINGSREAKTOR MET MOVING BED  
CCR KONTINUE KATALYSATOR REGENERATIESEKTIE

T46 LIGHT-ENDS AFSCHEIDER  
T48 UNIT VOOR SCHEIDING ISO-BUTAAN/  
ISO-BUTEEN

**PROCESSHEMA voor PRODUKTIE ISOBUTEEN uit N-BUTAAN**  
H. de Vries  
H. van den Hurk  
Fabr.voorontwerp No: 2868  
Juni 1991

○ stroomnummer      □ Temp. in °C      ○ Absolute druk in bar

## Dimensionering van de continued tank reactor R6.

Het volume van de reactor kan bepaald worden als de volgende parameters bekend zijn: de ingaande molstromen, de verblijftijd en de dichtheden van de verschillende stoffen. Van de massastroom HCl is uit [2] bekend dat deze 5 gew.% van de voeding van de reactor bedraagt. Een redelijke benadering is:

$$\dot{m}_{\text{HCl}} = 0.05 * \dot{m}_{\text{kw}}$$

Hieruit volgt voor de molstroom van HCl:

$$\phi_{\text{HCl}} = 0.05 * \dot{m}_{\text{kw}} / \rho_{\text{HCl}}$$

Verder is uit [2] bekend dat het volume aan katalysator in de reactor gelijk is aan het volume van de hoeveelheid koolwaterstoffen in de reactor. Dus:

$$V_{\text{kat}} = \phi_{\text{kw}} * \tau$$

$$\text{Hierin is } \phi_{\text{kw}} = \dot{m}_{\text{kw}} / \rho_{\text{kw}}$$

Het volume van de reactor is gelijk aan:

$$\begin{aligned} V_{\text{reac}} &= 2 * \tau * \phi_{\text{kw}} + \tau * \phi_{\text{HCl}} \\ &= \tau * \dot{m}_{\text{kw}} * (2 / \rho_{\text{kw}} + 0.05 / \rho_{\text{HCl}}) \approx \tau * \dot{m}_{\text{kw}} * (2.05 / \rho_{\text{kw}}) \end{aligned}$$

Gegevens:

$$\begin{aligned} \tau &= 720 \text{ s} \\ \rho_{\text{kw}} &= 566.13 \text{ kg/m}^3 \\ \dot{m}_{\text{kw}} &= 28.30 \text{ kg/s} \end{aligned}$$

Invullen van deze gegevens geeft voor het volume van de reactor:

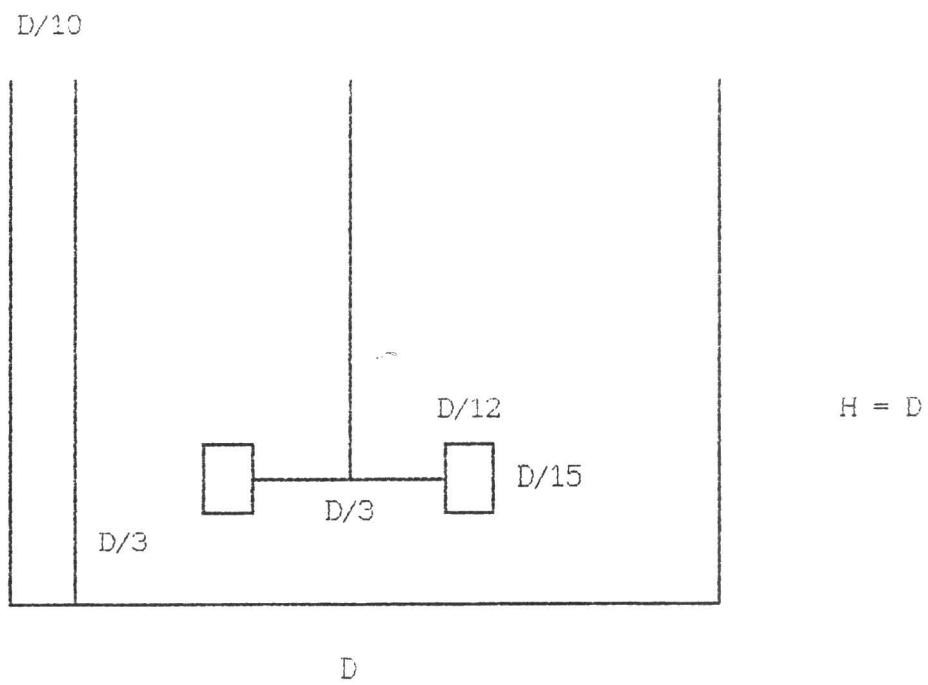
$$V_{\text{reac}} = 73.77 \text{ m}^3$$

In figuur 1 staan de afmetingen weergegeven, waaraan de reactor moet voldoen. Hierin valt af te lezen: hoogte = diameter. Het volume van de reactor kan als volgt herschreven worden:

$$V_{\text{reac}} = 0.25 * \pi * d^3 \quad \Leftrightarrow \quad d = 4.55 \text{ m}$$

De overige afmetingen zijn met behulp van figuur 1 berekend. De reactor heeft de volgende afmetingen:





Figuur 1. Afmetingen van de reactor R6 (CSTR).

Hoogte reactor	= 4.55 m
Diameter reactor	= 4.55 m
Diameter roerder	= 1.52 m
Hoogte tot onderkant roerder	= 1.52 m
Breedte keerschot	= 0.455 m
Aantal keerschotten	= 10
Breedte roerplaat	= 0.38 m
Hoogte roerplaat	= 0.30 m
Aantal roerplaten	= 6

Volgens [2] bedraagt de mixenergie:  $0.1 \text{ hp/ft}^3 = 2.63 \text{ kW/m}^3$   
De totale mixenergie is dus: 194.02 kW.

De reactiewarmte bedraagt: 102344 J/kg.  
De hoeveelheid gevormde isobutaan is:  $14.4861 - 1.1884 = 13.2997 \text{ kg/s}$   
Dit levert een energie van: 1360.9 kW.

## Berekening van de afmetingen van de katscrubber T5.

Op een complexdeeltje, dat in de katscrubber bezinkt, werken twee krachten. Vertikaal omhoog de wrijvingskracht  $F_w$  en vertikaal omlaag de zwaartekracht  $F_z$ . De krachtenbalans ziet er als volgt uit:

$$-\Delta m \cdot g = 3 \cdot \pi \cdot \eta \cdot v_2 \cdot d$$

$$\langle == \rangle \Delta \rho \cdot \frac{1}{6} \cdot \pi \cdot d^3 \cdot g = 3 \cdot \pi \cdot \eta \cdot v_2 \cdot d$$

$$\langle == \rangle v_2 = -\frac{1}{18} \cdot d^2 \cdot g \cdot \Delta \rho / \eta$$

Gegevens:  $\eta = 1.18 \cdot 10^{-4} \text{ kg/m s}$   
 $\Delta \rho = 1000 \text{ kg/m}^3$   
 $d = 0.1 \text{ mm}$  (dit is een schatting)

De variabele  $v_2$  is de snelheid van een complexdeeltje ten opzichte van de snelheid van de verse voeding, dat is  $v_1$ . De richtingen van  $v_1$  en  $v_2$  zijn tegengesteld aan elkaar.  $\Delta \rho$  is bepaald uit het verschil van de voeding van de katscrubber en de som van de dichtheden van  $\text{AlCl}_3$ ,  $\text{SbCl}_3$  en de light-ends, elk vermenigvuldigd met de massafractie waarmee ze in het complex voorkomen. De werkelijke dichtheid van het complex zal hoger zijn zodat de berekende  $v_2$  eigenlijk iets groter moet zijn.

Volgens [2] is de verblijftijd van een complexdeeltje in de katscrubber 60 seconden. Voor de voeding van de katscrubber, welke bestaat uit de stroom uit de reactor en de verse voeding is ook een verblijftijd van 60 seconden aangenomen. Als gevolg hiervan zijn de snelheden  $v_1$  en  $v_2$  aanelekaar gelijk, maar tegengesteld van richting. Met behulp van de bovenstaande formule wordt voor  $v_2$  gevonden:

$$|v_2| = 0.046 \text{ m/s}$$

Dit is de snelheid ten opzichte van  $v_1$  (dus als  $v_1 = 0$ , dan zou  $v_2$  0.046 m/s zijn). De werkelijke snelheden van  $v_1$  en  $v_2$  zijn:

$$v_1 = 0.046/2 = 0.023 \text{ m/s}$$

$$v_2 = -v_1 \quad (\text{richting vertikaal omlaag is negatief gekozen}).$$

De hoogte van de katscrubber is gelijk aan:

$$H = v_2 \cdot 60 = 0.023 \cdot 60 = 1.38 \text{ m.}$$

De volumestroom die de reactor voedt is gelijk aan:

$$\langle == \rangle \phi = 0.51986 + 170.59 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\langle == \rangle \phi = 0.0475 \text{ m}^3/\text{s}$$

Deze volumestroom wordt gedeeld door de snelheid  $v_1$  om het oppervlakte van de dwarsdoorsnede van de katscrubber te krijgen. Het oppervlak van de

dwarsdoorsnede is gelijk aan:

$$A = 0.0475 / 0.023 = 2.07 \text{ m}^2$$

Hieruit volgt voor de diameter van de katscrubber:

$$D = \sqrt{(4 * A / \pi)} = 1.62 \text{ m.}$$

De dimensies van de katscrubber zijn als volgt:

Hoogte = 1.38 m  
Diameter = 1.62 m.

27

```
PROGRAM DISTILL (INPUT,OUTPUT);
```

```
uses crt;
```

```
var Qgh,Qlh,rhog,rhol,Mg,Ml,A,Npr,fig1,Ts,DCA,Qls,Qgs,Ul,Ug,Uls,Ugs,b,fi,H,
    lambdas,Di,lambdasm,EO,Ugsm,W,alphae,C,Hcl,deltaH,deltaF,deltaK,Area,
    El,Elw,druppel,emulsie,bellen,overstroomeis,X1,X2,X3,X4,spleet,Uspleet,
    Hspleet,deltaHvp,Hb,lmax,lambda:real;
    passes,Nth,toren,schotel:integer;
    drupreg,emulreg,belreg,frothreg,floodbed,floodstroom,floodentr:boolean;
```

```
const
  g      = 9.81          (m/s2);
  Hw     = 50e-3        (m);
  d      = 0.64e-2      (m);
  s      = 1.9e-2       (m);
  FA     = 0.1          (fractie);
  pi     = 3.14159;
  Cd     = 0.67;
```

```
PROCEDURE invoer;
```

```
begin
  write('geef het toren nummer ');
  readln(toren);
  write('geef het schotel nummer ');
  readln(schotel);
  write('geef de gassnelheid in m3/h ');
  readln(Qgh);
  write('geef de vloeistofsnelheid in m3/h ');
  readln(Qlh);
  write('geef de dichtheid van het gas in kg/m3 ');
  readln(rhog);
  write('geef de dichtheid van de vloeistof in kg/m3 ');
  readln(rhol);
  Mg := Qgh*rhog;
  Ml := Qlh*rhol;
  write('geef het theoretisch aantal schotels ');
  readln(Nth);
end;
```

```
PROCEDURE ONTWERP;
```

```
begin
  fig1 := Qgh*sqrt((rhog/(rhol-rhog)));
  write('geef het aantal passes m.b.v. Ql = ',qlh:5:1,' m3/h en Qg = ',
  fig1:6:1,' m3/h ');
  readln(passes);
  write('geef de kolomdiameter ');
  readln(Di);
  A := 0.25*pi*Di*Di;
  write('geef de schotelafstand ');
  readln(Ts);
  write('geef het downcommer area ');
```

```

readln(DCA);
Area := DCA*A;
Qls := Qlh/3600;
Qgs := Qgh/3600;
U1 := Qls/(A*(1-DCA));
Ug := Qgs/(A*(1-DCA));
Uls := Qls/A;
Ugs := Qgs/A;
write('geef b in m/m2 ');
readln(b);
fi := (Ml/Mg)*sqrt(rhog/rhol);
lambdas := Ugs*sqrt(rhog/(rhol-rhog));
write('geef het gemiddeld rendement m.b.v. lambda.s = ',
, lambdas:4:2, ' m/s ');
readln(E0);
Npr := Nth/E0;
H := Npr*Ts;
writeln('geef lambda.s.max bij b = ', b:3:1, ' Hw = ', Hw:5:3,
' Hs = ', TS:3:1);
write('          en fi = ', fi:4:2, ' ');
readln(lambdasm);
Ugsm := lambdasm/(sqrt(rhog/(rhol-rhog)));
W := (1-DCA)*b*A;
alphae := exp(-12.55*(exp(0.91*ln(Ug*sqrt(rhog/(rhol-rhog))))));
C := 0.5 + 0.438*(-1.378*Hw);
Hcl := alphae*(Hw + C*exp(0.67*ln(Qls/(W*alphae))));
deltaH := (Ug/(FA*Cd))*(Ug/(FA*Cd))*(rhog/rhol)*(1/(2*g)) + Hcl;
deltaP := rhol*g*deltaH/1e5;
deltaK := deltaP*Npr;

```

```
end;
```

```
PROCEDURE gebied;
```

```

begin
  drupreg := false;
  emulreg := false;
  belreg := false;
  frothreg := false;
  floodbed := false;
  floodstroom := false;
  floodentr := false;
  El := (g*Hcl*rhol)/((420*Ug*Ug*rhog)+(g*Hcl*rhol));
  druppel := Ug*(sqrt(rhog))*d/((sqrt(g*Hcl))*(sqrt(rhol))*DCA*Hcl);
  emulsie := U1*(sqrt(rhol))/(Ug*(sqrt(rhog)));
  bellen := Ug/(sqrt(g*Hcl));
  if (druppel > 1.1) then drupreg := true else drupreg := false;
  if (emulsie > 0.15) then emulreg := true else emulreg := false;
  if (bellen < 1.2) then
    if (emulsie < 0.1) then belreg := true else belreg := false;
    if (drupreg = false) then
      if (emulreg = false) then
        if (belreg = false) then
          begin
            frothreg := true;
          end
        else
          begin
            frothreg := false;
          end
        end
      end
    end;
end;

```

```
end;
```

```
PROCEDURE flooding;
```

```
begin
  overstroomeis := 0.5*(Ts+Hw);
  X1 := (Ug/(DCA*sqrt(g*s)));
  X2 := sqrt(rhog/rhol);
  X3 := (d/s)*(d/s);
  X4 := 0.33*exp((5/4)*ln(X1*X2*X3));
  Elw := 1/(1+X4);
  spleet := Elw*Hw;
  Uspleet := U1/(b*spleet);
  Hspleet := 1/(2*g)*(Uspleet/0.55)*(Uspleet/0.55);
  deltaHvp := deltaH + Hcl + Hspleet;
  if deltaHvp > overstroomeis then
    begin
      floodstroom := true;
    end
  else
    begin
      floodstroom := false;
    end;
  Hb := Hcl/El;
  if (Hb > Ts) then
    floodbed := true else floodbed := false;
  lmax := sqrt(DCA)*sqrt(sqrt((60*g)/(3*0.44))*sqrt(sqrt(20e-3/rhol)));
  lambda := Ug*sqrt(rhog/rhol);
  if (lambda > lmax) then
    floodentr := true else floodentr := false;
end;
```

```
PROCEDURE Uitvoer;
```

```
begin
  writeln('toren nummer = ',toren:2);
  writeln('schotel nummer = ',schotel:2);
  writeln('de kolomdiameter = ',Di:3:1,' m');
  writeln('er worden zeefplaten gebruikt met ',passes:1,' passes');
  writeln('de schotelafstand = ',Ts:3:1,' m');
  writeln('het downcommer area = ',Area:4:2,' m2');
  writeln('de overlooprand = ',b:4:2,' m/m2');
  writeln('de gatdiameter = ',d:5:3,' m');
  writeln('de steek = ',s:5:3,' m');
  writeln('de heldere vloeistofhoogte = ',Hcl:5:3,' m');
  writeln('het praktisch aantal schotels = ',Npr:4:1);
  writeln('de drukval over de schotel = ',deltaP,' bar');
  writeln('de kolomhoogte = ',H:4:1,' m');
end;
```

```
PROCEDURE situatie;
```

```
begin
```

```
  if drupreg = true then writeln('DRUPPEL-REGIME');
  if emulreg = true then writeln('EMULSIE-REGIME');
  if belreg = true then writeln('BELLEN-REGIME');
  if frothreg = true then writeln('FROTH-REGIME');
  writeln;
  if floodstroom = true then
    writeln(chr(7),'FLOODING DOOR OVERSTROMING VAN DE VALPIJPEN');
  if floodbed = true then
    writeln(chr(7),'FLOODING DOOR BEDEXPANSIE');
  if floodentr = true then
    writeln(chr(7),'entrainment');
```

```
end;
```

```
{HOOFDFPROGRAMMA}
```

```
begin
```

```
  clrscr;
  invoer;
  ontwerp;
  gebied;
  flooding;
  clrscr;
  writeln('*****UITVOER*****');
  uitvoer;
  writeln('*****');
  situatie;
  writeln('*****');
```

```
end.
```



Afmetingen van de verschillende destillatie kolommen en de gepakte kolom (berekend met programma in bijlage 4, de gepakte kolom is berekend met het programma in bijlage 6).

	katv.T9	hcl T19	isob T27
kolomdiameter (m)	2.1-3.0	1.5-3.5	5.5
voedingsschotel (-)	8	6	56
soort schotels (-)	zeefpl.	zeefpl.	zeefpl.
aantal passes (-)	2	1-4	4
schotelafstand (m)	0.5	0.5	0.4
downcommer area (m <sup>2</sup> )	0.35-1.77	0.35-1.92	4.75
overlooprand (m/m <sup>2</sup> )	0.5	0.25-1.00	1.00
gatdiameter (m)	0.006	0.006	0.006
de steek (m)	3.019	0.019	0.019
heldere vloeistofhoogte (m)	0.032-0.059	0.056-0.031	0.040-0.044
praktisch aantal schotels (m)	12	26	121
drukval over schotels (10 <sup>-3</sup> )	4-9.5	6.2-3.5	4.6-4.3
kolomhoogte (m)	7	12	48.2

	isop T31	1-ends T46	gepakt T15
kolomdiameter (m)	2.5	1.5-2.5	0.89
voedingsschotel (-)	11	9	—
soort schotels (-)	zeefpl.	zeefpl.	—
aantal passes (-)	2	2	—
schotelafstand (m)	0.5	0.5	—
downcommer area (m <sup>2</sup> )	0.98	0.35-0.98	—
overlooprand (m/m <sup>2</sup> )	0.50	0.50	—
gatdiameter (m)	0.006	0.006	—
de steek (m)	0.019	0.019	—
heldere vloeistofhoogte (m)	0.047-0.057	0.057-0.042	—
praktisch aantal schotels (m)	33	24	—
drukval over schotels (10 <sup>-3</sup> )	4.6-5.7	5.3-3.4	—
kolomhoogte (m)	16.7	11.1	11.2

```

Program Absorb (input,output);

uses crt;

var Qg,Ql,ug,ul,rog,rol,etag,etal,fi,hi,HTUg,HTUl,HTUog,HDUg,HDUl,HDUog,
    HETS,S,x1,x2,x3,x4,x5,HTS,H,K,term,labda,F,A,deltapnat,deltapH,deltaptot
    ,Q,L,Mg,Ml : real;
    schotel,aapie : integer;
const
    dr = 50e-3;
    g = 9.81;
    Fp = 150;
    Dg = 1e-5;
    Dl = 1e-9;
    Nth = 8;

begin
write('schotel ?');
readln(schotel);
write('geef Qg [m^3/h] ');
readln(Qg);
write('geef rog [kg/m^3] ');
readln(rog);
write('geef etag [Pa.s] ');
readln(etag);
write('geef molmassa gas [kg/kmol] ');
readln(Mg);
write('geef Ql [m^3/h] ');
readln(Ql);
write('geef rol [kg/m^3] ');
readln(rol);
write('geef etal [Pa.s] ');
readln(etal);
write('geef molmassa vloeistof [kg/kmol]');
readln(Ml);
K := ((Qg*rog)/Mg)/((Ql*rol)/Ml);
Ql := Ql/3600;
Qg := Qg/3600;
fi := (Ql/Qg)*sqrt(rol/rog);
writeln('fi = ',fi:4:3);
write('geef "de term" m.b.v. fie ');
readln(term);
labda := term/(sqrt(Fp/g)*(exp(0.05)*ln(etal/etag)));
labda := labda*0.7;
ug := labda/sqrt(rog/rol);
A := Qg/ug;
ul := Ql/A;
F := ug*sqrt(rog);
deltapH := 0.29*Fp*F*F;
hi := 1.36*(exp(1/3)*ln((ul*ul)/(dr*g)));
deltapnat := (deltapH*(exp(-3)*ln(1-3.5*hi)));

```

```

x1 := exp(0.4)*ln(ug*dr*rog/etag);
x2 := exp(2/3)*ln(etag/(Dg*rog));
HTUg := 0.44e-3*x1*x2/(exp(0.56)*ln(u1));
x3 := exp(0.27)*ln(u1);
x4 := exp(1/3)*ln(dr);
x5 := exp(1/6)*ln(g);
HTU1 := 0.29e-3*x3*x4/(x5*sqrt(D1));
HDUg := 1.5*dr;
HDU1 := 1.5*dr;
Q := Qg*rog/Mg;
L := Q1*rol/M1;
S := K*Q/L;
HDUog := HDUg + S*HDU1;
writeln("HTUg is gelijk aan: ",HTUg);
writeln("HTU1 is gelijk aan: ",HTU1);
writeln("HDUog is gelijk aan: ", HDUog);
writeln("S is gelijk aan: ",S);
HTUog := HTUg + S*HTU1 + HDUog;
writeln("HTUog is gelijk aan: ", HTUog);
HETS := (ln(S)/(S-1))*HTUog;
writeln("HETS is gelijk aan: ", HETS);
HTS := Nth*HETS;
H := HTS + 1.5;
deltaptot := ((deltapnat + deltaph)*HTS)/1e3;
writeln("schotel = ",schotel);
writeln("het oppervlak = ",A:4:2);
writeln("de hoogte = ",H:5:2);
writeln("HETS = ",HETS);
writeln("de totale drukval = ",deltaptot);
end.

```

## Dimensionering van de aluminiumchloride saturator V8/12.

De stroom die uit de katverwijderaar komt is op een temperatuur van 270 °C. Aangezien er relatief weinig aluminiumchloride toegevoegd wordt ten opzichte van de voeding van de saturator is er vanuit gegaan dat de temperatuur constant blijft in de saturator. Dit is ook nog nagegaan met Chemcad door vergelijking van de enthalpieën van de verschillende stromen. Bij 270 °C geeft [2] de oplosbaarheid van aluminiumchloride in antimoonchloride niet. Bij 110 °C is deze wel bekend en is gelijk aan 15 gewichtsprocent. Met deze waarde is gerekend.

Per seconde stroomt uit de katverwijderaar 0.158 kg aluminiumchloride en 2.997 kg antimoonchloride en 0.092 kg koolwaterstoffen. Het gewichtspercentage van aluminiumchloride in deze stroom is 4.87 %.

Er moet 0.01145 kg aluminiumchloride per seconde worden opgelost. Dit is ongeveer gelijk aan  $15 - 4.87 = 10.13$  gewichtsprocent van de totale uitgaande stroom. De grootte van de stroom die de saturator ingaat is als volgt berekend:

$$0.01145 = 0.1013 * (x + 0.1145) \quad \implies \quad x = 0.1016 \text{ kg/s}$$

Van de stroom uit de katverwijderaar moet slechts een klein deel (0.1016 kg/s) door de saturator geleid worden. Het andere deel (3.1452 kg/s) stroomt rechtstreeks weer terug in de reactor.

De massaflow van de uitgaande stroom is  $0.1016 + 0.001145 = 0.11305$  kg/s.

De ingaande stroom bevat  $0.0487 * 0.1016 = 0.004948$  kg AlCl<sub>3</sub> /s.

Het gewichtspercentage aan AlCl<sub>3</sub> in de uitgaande stroom is  $(0.01145 + 0.004948) / 0.11305 = 0.0437$ .

De dichtheid van de ingaande stroom in de saturator is gelijk aan:

$$\rho = 1512.4 \text{ kg/m}^3$$

De volumeflow die de saturator ingaat is gelijk aan:

$$\dot{V} = 0.1016 * 3600 / 1512.4 = 0.242 \text{ m}^3/\text{uur}$$

Er worden twee saturators gebruikt. Gesteld wordt dat er in een saturator een voorraad aluminiumchloride moet zitten die voldoende is voor een week. Per seconde wordt 0.01145 kilogram aluminiumchloride verbruikt. Per week is dit:

$$0.001145 * 3600 * 24 * 7 = 6924.96 \text{ kg AlCl}_3/\text{week.}$$

Er wordt uitgegaan van een hoeveelheid van 7500 kg AlCl<sub>3</sub> /week. De dichtheid van aluminiumchloride is 1100 kg/m<sup>3</sup>. Het volume van aluminiumchloride is dus  $7500 / 1100 = 6.82$  m<sup>3</sup>.

De porositeit van het bed van de katdeeltjes is gesteld op 0.3. Het volume van de saturator is (minimaal) gelijk aan:

$$V_{\text{sat}} = 6.82 / 0.7 = 9.74 \text{ m}^3.$$

Het volume dat de vloeistof inneemt is gelijk aan:

$$V_1 = 0.3 * 9.74 = 2.92 \text{ m}^3$$

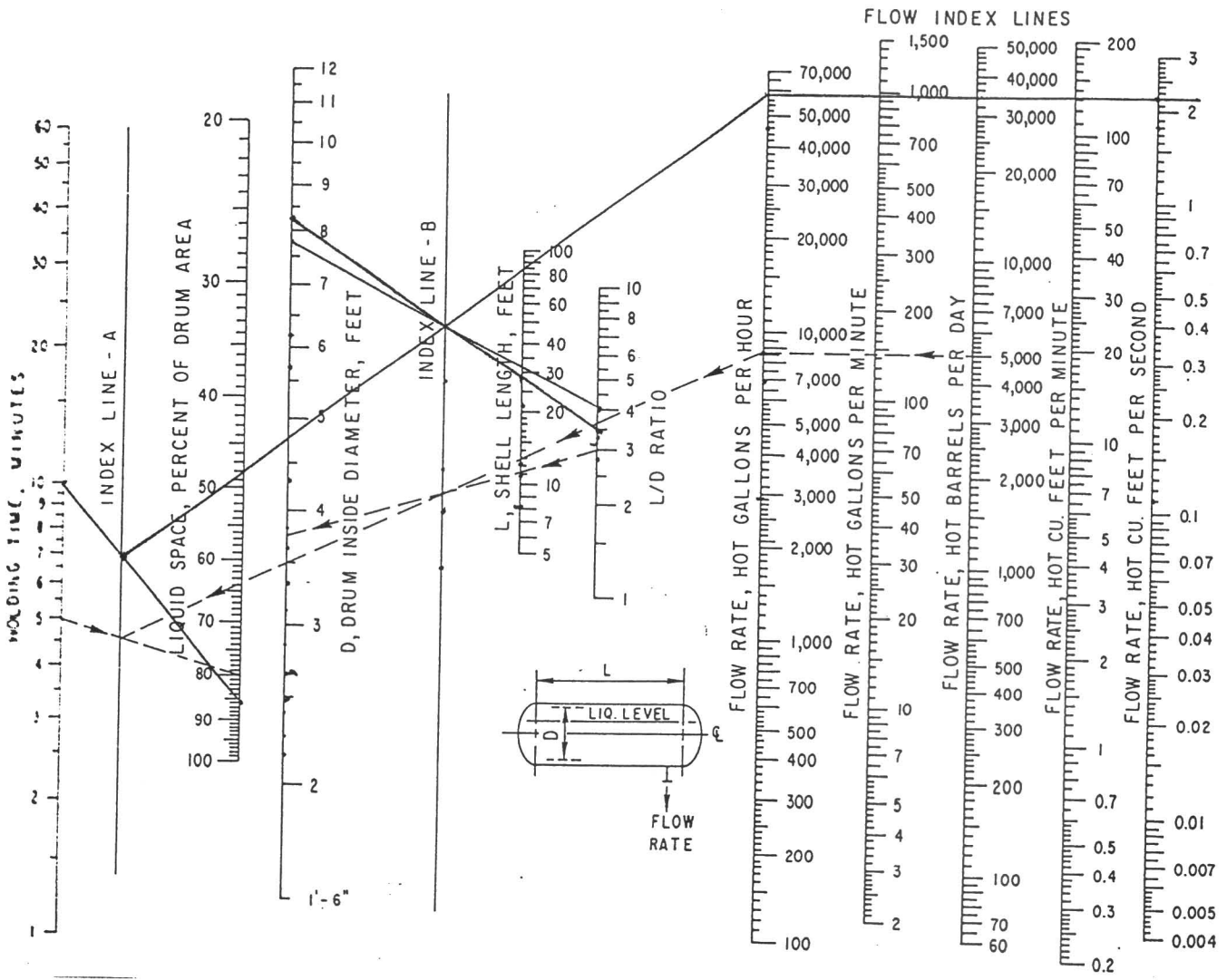
De verblijftijd van het vloeibare aluminium- en antimoonchloride in de saturator is gelijk aan:  $2.92 / 0.242 = 12.1$  uur.

Voor de berekening van de dimensies van de saturator wordt er van uitgegaan van dat de hoogte gelijk is aan de diameter. Hieruit volgt:

$$D = H = (4 * V / \pi)^{1/3} = 2.31 \text{ m.}$$

Hieruit volgt voor de snelheid van de vloeistof in het vat:

$$v = 0.242 / (0.25 * \pi * D^2 * 0.3 * 60) = 3.208 * 10^{-3} \text{ m/s}$$



## Dimensionering van een gas-vloeistofscheider V14.

Omdat er relatief weinig gas wordt afgescheiden is er gekozen voor een horizontale drum. Volgens Evans [9] moet bij een horizontale drum de lengte-diameter verhouding tussen de drie en de vijf liggen. Bovendien moet het volume dat het vloeistof inneemt ongeveer 86% van het totale volume van de drum zijn.

Een normale verblijftijd voor de vloeistof in de drum is 10 minuten. Per uur stroomt er  $224.46 \text{ m}^3$  vloeistof uit de drum. Met deze gegevens kunnen de afmetingen van de drum bepaald worden. Hierbij wordt gebruik gemaakt van het nomogram uit [9], dat op de pagina hiernaast staat weergegeven. Het nomogram werkt met Engelse eenheden.

Het vloeistof debiet is omgerekend in Engelse eenheden en is gelijk aan:

$$\phi l = 224.46 \text{ m}^3/\text{s} = 2.20 \text{ ft}^3/\text{s}$$

Er wordt een lijn getrokken van de rechter lijn (10 min.) naar de lijn waarop het volumepercentage van de drum staat weergegeven (86%). Deze lijn snijdt de "index line-a". Vanuit dit snijpunt wordt een lijn getrokken naar de lijn "flow rate, hot gallons per hour", welke terechtkomt in het punt 58000. Dit komt overeen met  $2.20 \text{ ft}^3/\text{s}$ . De laatstgenoemde lijn snijdt de "index line-b".

Er is gekozen voor een L/D-ratio van 4. Vanuit dit punt wordt een lijn getrokken door het snijpunt op de "index line-b" tot aan de schaal, waar de drumdiameter staat uitgezet. Deze is  $7.75 \text{ ft}$ . Een correctie van  $6 \text{ inch } 0.5 \text{ feet}$  is nodig. De diameter wordt  $8.25 \text{ ft}$ . Vanuit dit punt wordt er tenslotte een lijn getrokken door het (snij)punt op de "index line-b" tot aan de "L/D ratio"-schaal. De lengte van de drum is nu af te lezen:

L = 28 ft.

Dit levert de volgende resultaten op voor de horizontale drum:

L	=	8.5 m
D	=	2.5 m
L/D	=	3.5
V <sub>tot</sub>	=	42.4 m <sup>3</sup>
V <sub>l</sub>	=	37.4 m <sup>3</sup>
Vloeistofstroom	=	224.5 m <sup>3</sup> /uur
Gasstroom	=	380.0 m <sup>3</sup> /uur
Verblijftijd	=	10 min.



## Dimensionering van de soda-wash V23.

De koelwaterstofstroom uit de zoutzuurkolom bevat nog sporen zoutzuur. In de sodawash wordt dit geneutraliseerd met natronloog, opgelost met water. Er moet 0.584 kg HCl/uur geneutraliseerd worden met evenzoveel natronloog. Als er uitgegaan wordt van een overmaat van 1.5 is er per uur 0.876 kg NaOH nodig. Een 1 M oplossing natronloog bevat 39.997 g/l. Totaal is er  $0.9285 / (39.997 \cdot 10^{-3}) = 21.90$  liter per uur van 1 M NaOH-oplossing nodig.

De koolwaterstroom heeft een debiet van  $173.77 \text{ m}^3/\text{uur}$ . Om een redelijke menging van de apolaire -en de polairefase te krijgen is de waterige stroom van 21.90 l/uur te klein. Er moet eenmalig bij het opstarten extra water toegevoegd worden. Gekozen is voor een hoeveelheid polairefase van 0.4 maal de apolairefase. Er moet zodoende  $0.4 \cdot 173.77 = 69.51 \text{ m}^3/\text{uur}$  extra water toegevoegd worden.

Er wordt uitgegaan van een verblijftijd van 10 minuten. Het volume van het vat is:  $10 \cdot 60 \cdot ((173.77 + 69.51) / 3600) = 40.55 \text{ m}^3$ .

Voor het bepalen van de afmetingen van het vat wordt weer uitgegaan van figuur 1 (bijlage 2).

Dit resulteert in:

Hoogte tank	= 5.50 m
Hoogte vloeistofniveau	= 3.72 m
Diameter tank	= 3.72 m
Diameter roerder	= 1.24 m
Hoogte tot onderkant roerder	= 1.24 m
Breedte keerschot	= 0.37 m
Aantal keerschotten	= 10
Breedte roerplaat	= 0.31 m
Hoogte roerplaat	= 0.25 m
Aantal roerplaten	= 6

Voor de berekening van het toe te voeren vermogen wordt uitgegaan van een temperatuur van  $112 \text{ }^\circ\text{C}$  in de geroerde tank, omdat de toegevoegde NaOH-oplossing klein is t.o.v. de koolwaterstofstroom. Om dezelfde reden kan gerekend worden met de viscositeit en de dichtheid van het koolwaterstofmengsel

Bij de temperatuur  $112 \text{ }^\circ\text{C}$  zijn de dichtheid en de viscositeit van de koolwaterstoffen:

$$\rho_{kw} = 567.255 \text{ kg/m}^3$$

$$\eta_{kw} = 6.702 \cdot 10^{-6} \text{ kg/ms}$$

Om een redelijke menging te krijgen wordt er van uit gegaan dat de roerder 50 omwentelingen per minuut moet maken. Hieruit volgt:  $N = 50/60 = 0.8333$  1/s. Voor een roerder is het Reynoldsgetal gedefinieerd als:

$$Re = (N * \rho * d^2) / \eta = 1.08 * 10^8$$

Als het Reynoldsgetal groter is dan 10000 is de menging turbulent. Er wordt dus voldoende hard geroerd. Uit figuur 11 in [3] is met het Reynoldsgetal het vermogenskental  $P_v$  af te lezen:  $P_v = 5$ . Het benodigde vermogen wordt berekend met:

$$P = P_v * \rho * N^3 * D^5 = 4.81 \text{ kW.}$$

```

program droogkolom;
USES Crt;

```

```

const
  MH2O      = 18;
  MStr      = 58.25;
  equilwt   = 0.2;
  abswarmte = 4.187e3;
  RhoMols   = 704.792;
  CpStr     = 1.554e2;
  Du        = 3.175e-3;

  CrushM    = 6.577;
  G          = 9.18;

```

```

var
  waterStr,
  totaalStr,
  Molsieve,
  Dimfaktor,
  DeltaT,
  Rtijd,
  Volumebed,
  Reh,
  Dw,
  CrushSt,
  K,
  DeltaP,
  E,
  vO,
  vgem,
  Rho,
  Mu,
  L,
  D,
  LL,
  OldD      : real;

```

```

begin
  Clrscr;
  writeln;
  write('Waterstroom [kmol/h]           : ');
  readln(waterstr);
  write('TotaalStroom [kmol/h]         : ');
  readln(totaalstr);
  write('Bed voidage                          : ');
  readln(E);
  write('tijd van actief gebruik [uur]       : ');
  readln(Rtijd);
  write('overdimensionering                   : ');
  readln(dimfaktor);

```



```

gotoXY( 40, whereY);
writeln('snelheid           = ', v0:9:5, ' m/s');
write('Reh                 = ', Reh:6:1);
gotoXY( 40, whereY);
writeln('deltaP            = ', deltaP:5:2, ' N/M2');
write('L                   = ', L:4:2, ' m');
gotoXY( 40, whereY);
writeln('D                   = ', D:4:2, ' m');
write('Gekorrigeerde lengte = ', LL:4:2, ' m');
gotoXY( 40, whereY);
writeln('volume              = ', LL*3.14*D*D/4:4:2, ' m3');
write('maximale belasting   = ', K:4:2, ' N');
gotoXY( 40, whereY);
writeln('breukbelasting       = ', Crushst:4:1, ' N');
writeln;
writeln('tevreden ?');
readln(d);
end;
until (k/crushst < 0.01) and (1/oldD < 4);
end.

```

Waterstroom [kmol/h] : 5.519  
 TotaalStroom [kmol/h] : 1706.22  
 Bed voidage : 0.4  
 tijd van actief gebruik [uur] : 24  
 overdimensionering : 1.25  
 kolomdiameter : 2  
 Viscositeit [kg/ms] : 0.00067  
 dichtheid [kg/m<sup>3</sup>] : 566

1.4 %, kolomdiameter vergroot

2.40

1/d = 4.9 diameter vergroot.

berekende waarden :

kg Molsieve nodig	= 11921.04 kg	volumebed	= 52.86 m <sup>3</sup>
deltaT	= 1.6 C	snelheid	= 0.00749 m/s
Reh	= 22.3	deltaP	= 5197.57 N/M <sup>2</sup>
L	= 8.12 m	D	= 2.88 m
Gekorrigeerde lengte	= 9.12 m	volume	= 59.37 m <sup>3</sup>
maximale belasting	= 0.42 N	breukbelasting	= 60.4 N

tevreden ?

## Dimensionering van de vloeistof-vloeistof scheider V24.

De vloeistof-vloeistof scheider krijgt een stroom van  $243.40 \text{ m}^3/\text{hr}$  te verwerken. Een verblijftijd van 10 minuten is gebruikelijk bij een gas-vloeistofscheider. Aangezien een vloeistof-vloeistofscheider iets langzamer werkt, is een verblijftijd van 15 minuten gekozen. Het volume van de vloeistof-vloeistofscheider komt dus op:

$$V_{1-1} = 15 \cdot 60 \cdot 243.40 / 3600 = 60.85 \text{ m}^3$$

De lengte-diameter verhouding is volgens de gangbare verhouding van 5 : 1 gekozen. Het volume kan als volgt herschreven worden:

$$\begin{aligned} V &= 0.25 * \pi * D^2 * 5 * D \\ \langle == \rangle \quad V &= 1.25 * \pi * D^3 \\ \langle == \rangle \quad D^3 &= V / (1.25 * \pi) \end{aligned}$$

Hieruit volgt voor de afmetingen van de vloeistof-vloeistofscheider:

$$\begin{aligned} V &= 60.85 \text{ m}^3 \\ D &= 2.49 \text{ m} \\ L &= 12.46 \text{ m} \end{aligned}$$

Er wordt vanuit gegaan dat 0.1 gewichtsprocent water in de koolwaterstoffenstroom opgelost. Dit is gebaseerd op de oplosbaarheid van water in de koolwaterstofstroom.

Er lost dan  $99.31 \text{ l}$  water per uur in de koolwaterstofstroom op. Deze hoeveelheid zit verdisconteerd in de totale waterstroom, die de sodawash binnenstroomt.

## Berekening van de refluxcondensator H32.

In de refluxcondensator condenseert het n-butaan bij een temperatuur van 117.4 °C. De hoeveelheid warmte die aan het koelwater overgedragen moet worden bedraagt 8527.565 kW (condensatiewarmte  $r = 213$  kJ/kg).

De inlaattemperatuur van het koelwater is 20°C. De uitlaattemperatuur van het koelwater is 40°C.

Bij de gemiddelde koelwatertemperatuur worden de volgende waarden voor de stofgegevens van het koelwater gevonden:

$$\begin{aligned} \rho_k &= 995 \text{ kg/m}^3 \\ \nu_k &= 0.8e-06 \text{ m}^2/\text{s} \\ \eta_k &= 798e-06 \text{ kg/ms} \\ C_{pk} &= 4.186 \text{ kJ/kg K} \\ \lambda_k &= 0.614 \text{ W/m K} \end{aligned}$$

De benodigde hoeveelheid koelwater volgt uit:

$$m_k = Q / (C_{pk} \cdot \Delta T_k) = 101.86 \text{ kg/s}$$

Het warmte-uitwisselend oppervlak V.O. is gelijk aan:

$$V.O. = Q / (k_u \cdot \Delta T_{ln})$$

Het logaritmisch temperatuurverschil volgt uit:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(\Delta T_{max} - \Delta T_{min})}{\ln(\Delta T_{max} / \Delta T_{min})} = 87.02^\circ\text{C}$$

Voor  $k_u$  is een schatting gemaakt:

$$k_u = 557 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Het berekende V.O is gelijk aan:

$$V.O. = 175.93 \text{ m}^2$$

Met behulp van het configuratieblad A-11 is voor een 2-pass fixed tubecondensator gekozen met de volgende afmetingen:

$D_i$	= 0.7366 m
$d_u$	= 0.0254 m
$d_i$	= 0.020 m
aantal buizen	= 410
lengte	= 5.38 m
$l/D_i$	= 7.3
steek	= 0.03175 m

De snelheid van het koelwater is gelijk aan:

$$C_k = 101.86 / (995 \cdot 410 \cdot 0.5 \cdot \pi \cdot 0.25 \cdot 0.02^2) = 1.59 \text{ m/s}$$



Deze snelheid is voldoende groot om vervuiling tegen te gaan.  
Het Reynolds getal is berekend met de volgende formule:

$$Re = c_k \cdot d_i / \nu_k = 39750$$

Uit de figuur op pagina A-14 volgt voor f:

$$f = 0.02592$$

Voor de drukval in de buizen geldt:

$$\Delta P = 4 \cdot (f \cdot l / (d_i \cdot (\eta / \eta_w) + n)) \cdot 0.5 \cdot \rho \cdot c^2 = 0.45 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

(n=2, ( $\eta / \eta_w$ )=1)

Deze drukval is acceptabel.

Uit grafiek A-12 volgt voor het Nusseltgetal:

$$Nu = 220$$

Voor  $\alpha_i$  volgt nu:

$$\alpha_i = Nu \cdot \lambda / d_i = 6754 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$$

Voor  $\alpha_u$  is een waarde gekozen van:  $\alpha_u = 840 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$

De wandtemperatuur is gelijk aan:

$$T_{wa} = T_i + \frac{\alpha_u}{(0.02/0.0254) \cdot \alpha_i + \alpha_u} \cdot (T_u - T_i) = 41.92^\circ\text{C} \quad (T_i = 30^\circ\text{C}, T_u = 117.4^\circ\text{C})$$

De gemiddelde condensaat-filmtemperatuur  $T_f$  is:

$$T_f = (117.4 + 41.92) / 2 = 79.66^\circ\text{C}$$

Gegevens van het n-butaancondensaat bij  $80^\circ\text{C}$  zijn:

$$\begin{aligned} \rho &= 576.2 \text{ kg/m}^3 \\ \lambda &= 0.0787 \text{ W/mK} \\ \eta &= 9.73 \cdot 10^{-5} \text{ Ns/m}^2 \end{aligned}$$

voor de warmteoverdrachts coëfficiënt  $\alpha_u$  geldt :

$$\alpha_u = 0.725 \left( \frac{\lambda^3 \cdot \rho^2 \cdot r \cdot g}{\eta \cdot \Delta T \cdot d_u} \right)^{1/4} = 841.25 \text{ W.m}^2 \cdot \text{K}$$

Controle van de wandtemperatuur met de berekende  $\alpha_i$  en  $\alpha_u$ :

$$T_{wa} = 30 + \frac{841.25}{(0.02/0.0254) \cdot 6754 + 841.25} \cdot (117.4 - 30) = 41.94^\circ\text{C}$$

De temperatuur verschillen tussen de hier berekende wandtemperatuur en de eerder berekende evenals de gemiddelde koelwatertemperatuur zijn dermate gering dat correctie niet noodzakelijk is.

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt  $ku$  wordt berekend met:

$$ku = \frac{1}{\frac{du}{(di \cdot \alpha_i)} + 0.0254 \cdot \ln(25.4/20) / (2 \cdot 50) + 1/\alpha_u + 2 \cdot 0.000176}$$

$$ku = 562.01 \text{ W/m}^2\text{K}$$

Met deze  $ku$ -waarde wordt het V.O opnieuw berekend:

$$Au = 8527565 / (562.01 \cdot 87.02) = 174.37 \text{ m}^2$$

Voor de vergroting van het V.O met 15% i.v.m. in- en uitstroomeffecten levert:

$$Au \cdot 1.15 = 200.52 \text{ m}^2$$

De lengte van de buizen komt hiermee op:

$$l = 200.52 / (410 \cdot \pi \cdot 0.0254) = 6.13 \text{ m}$$

De drukval wordt nu:

$$\Delta P = 4 \cdot (0.02592 \cdot 6.13 / (0.02 \cdot 1) + 2) \cdot 0.5 \cdot 995 \cdot 1.59^2 = 0.50 \cdot 10^5 \text{ N/m}^2$$

Deze druk is acceptabel.

De uiteindelijke condensor ziet er als volgt uit:

V.O	=	200.52	m <sup>2</sup>
L	=	6.13	m
du	=	0.0254	m
di	=	0.020	m
Di	=	0.7366	m
steek	=	0.03175	m (driehoekssteek)
N	=	410	buizen
tube passes	=	2.	

## Berekening van de reboiler H33.

In de reboiler H33 wordt de bodemstroom uit kolom T31, die voornamelijk uit isopentaan bestaat verdampt met behulp van hoge druk stoom (40 bar, 410 °C, Tcond. = 250 °C).

Het isopentaan wordt verdampt bij een temperatuur van 153 °C. De inlaat temperatuur van het stoom is 410 °C en de uitgaande temperatuur is gelijk aan 160 °C. Volgens Chemcad is de enthalpieverandering van stoom bij een temperatuursverandering van 410 °C naar 160 °C gelijk aan:

$$\Delta H = 2.59 \text{ MJ/kg.}$$

De over te dragen hoeveelheid warmte is door Chemcad berekend en is gelijk aan:  $\dot{Q} = 31310.28 \text{ MJ/uur} = 8697.3 \text{ kW}$

De benodigde massastroom stoom is dus gelijk aan

$$\dot{m} = 31310.28/2.59 = 12088.91 \text{ kg/uur} = 3.358 \text{ kg/s.}$$

De massastroom is isopentaan, die de reboiler ingaat is gelijk aan:

$$\dot{m} = 46.67 \text{ kg/s.}$$

De massastroom is isopentaan, die verdampt wordt is gelijk aan:

$$\dot{m} = 46.26 \text{ kg/s.}$$

De verdampingswarmte is gelijk aan:

$$r = 31310.28 * 1000 / (46.26 * 3600) = 188.0 \text{ kJ/kg.}$$

Uit het API-dictaat [1] volgt voor  $ku$ :  $ku = 130 * 5.678 = 738.14 \text{ W/m}^2\text{K}$

De maximale warmteflux wordt berekend met de volgende formule:

$$\begin{aligned} q_{\max} &= 0.054 * \sqrt{(\rho_d) * r * [\sigma * (\rho_v - \rho_d) * g]} \\ &= 0.054 * \sqrt{(69.95) * 188.0 * [1.84 * 10^{-3} * (614.1 - 69.95) * 9.81]^{1/4}} \\ &= 150.32 \text{ kW/m}^2. \end{aligned}$$

De gemiddelde logaritmischetemperatuur is gelijk aan:

$$\begin{aligned} \overline{\Delta T}_{\ln} &= ((410 - 153) - (410 - 160)) / \ln((410 - 153) / (410 - 160)) \\ \overline{\Delta T}_{\ln} &= 69.4 \text{ °C.} \end{aligned}$$

Het warmtewisselend oppervlak is gelijk aan:

$$\begin{aligned} Au^* &= Q / (ku * \overline{\Delta T}_{\ln}) \\ Au^* &= 169.78 \text{ m}^2. \end{aligned}$$

De warmteflux is dan gelijk aan:

$$\begin{aligned} q^* &= Q / Au^* = 8697.3 / 169.78 = 51.22 \text{ kW/m}^2. \\ \text{Deze waarde is kleiner dan de maximale warmte flux.} \end{aligned}$$

Met behulp van het configuratieblad A-11 uit [1] is voor een 2-pass U-buis reboiler gekozen met de volgende afmetingen:

Di	= 0.8382	m
du	= 0.0254	m
di	= 0.020	m
aantal buizen	= 406	

$$\begin{aligned} l/D_i &= 6.24 \\ \text{steek (vierkant)} &= 0.0318 \text{ m} \end{aligned}$$

Voor de berekening van de snelheid van het stoom door de buizen moet de dichtheid van het stoom bekend zijn. Hiervoor is het gemiddelde genomen van de dampdichtheid en de vloeistofdichtheid van stoom bij 40 bar en 250 °C. Smith en Van Ness [6] geven de volgende specifieke volumes van stoom onder genoemde omstandigheden:

$$V_l = 50.04 \text{ cm}^3/\text{g}$$

$$V_g = 1.251 \text{ cm}^3/\text{g}$$

Hieruit volgt:

$$\bar{V} = 25.65 \text{ cm}^3/\text{g} \quad \text{en voor } \bar{\rho} \text{ volgt hieruit:}$$

$$\bar{\rho} = 38.99 \text{ kg/m}^3.$$

Voor de snelheid van stoom door de buizen geldt de volgende formule:

$$\begin{aligned} C_w &= \dot{m}_w / (\bar{\rho} * \pi/4 * d_i * 256/2) \\ &= 1.35 \text{ m/s.} \end{aligned}$$

Voor de berekening van  $\alpha_w$  is de kritische druk van het mengsel dat uit de bodem van de kolom stroomt nodig. De kritische druk van zuiver isopentaan is:  $P_{krit.} = 33.37 \text{ bar}$ .

Met de volgende formule is  $\alpha_w$  berekent ( $P = 22.3 \text{ bar}$ ):

$$\begin{aligned} \alpha_w &= 0.036 * 10^{-3} * (P_{krit})^{0.69} * (\dot{q})^{0.7} [1.8 * (P/P_{krit})^{0.17} + 4 * (P/P_{krit})^{1.2} + \\ &\quad 10 * (P/P_{krit})^{10}] \\ \alpha_w &= 9771.74 \text{ W/m}^2 \text{ K.} \end{aligned}$$

Voor de berekening van  $\alpha_i$  wordt eerst het Reynoldsgetal berekent:

$$Re = \bar{\rho}_w * C_w * d_i / \eta = 38.99 * 1.35 * 0.02 / 1.4 * 10^{-5} = 7.7 * 10^4$$

Het Prandtlgetal is gelijk aan:

$$Pr = c_p * \eta / \lambda = 2.5 * 10^3 * 5 * 10^{-4} / 0.12 = 10.42$$

Met behulp van de grafiek op pagina A12 uit [1] volgt voor het Nusseltgetal:

$$Nu = 6.5 * 10^2.$$

Voor  $\alpha_i$  volgt nu:

$$\alpha_i = Nu * \lambda / d_i = 650 * 0.12 / 0.02 = 3900 \text{ W/m}^2 \text{ K}$$

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt  $k_u$  kan nu berekent worden:

$$\begin{aligned} k_u &= 1 / ( 254/200 * (1/\alpha_i) + 0.0254 * \ln(2.54/2.0) / 120 + 1/9771.74 + 0.000528) \\ &= 993/.51 \text{ W/m}^2 \text{ K.} \end{aligned}$$

Het warmtewisselend oppervlak kan nu opnieuw berekent worden:

$$A_u = 8697.3 \cdot 10^3 / (993.51 \cdot 69.4) = 126.14 \text{ m}^2$$

De invloed van deze nieuwe oppervlakte op  $\alpha_u$  en dus op  $k_u$  kan gecheckt worden:

$$q = Q/A_u = 8697.3 \cdot 10^3 / 126.14 = 68.95 \cdot 10^3 \text{ W/m}^2 \text{ K.}$$

$$\alpha_u = (68.95 \cdot 10^3 / 51.22 \cdot 10^3) \cdot 9771.7 = 13154.2 \text{ W/m}^2 \text{ K.}$$

De invloed van  $\alpha_u$  op  $k_u$  wordt nog geringer dan hij al was.

Wordt de waarde van  $A_u$  met 15% vergroot wegens in- en uitstroomeffecten dan wordt  $A_u$ :

$$A_u = 145.06 \text{ m}^2$$

De lengte van de buizen kan iets verkleind worden:

$$l = 145.06 / (406 \cdot \pi \cdot 0.0254) = 4.48 \text{ m.}$$

De reboiler ziet er als volgt uit:

V.O.	= 145.06	m <sup>2</sup>
L	= 4.48	m
du	= 0.0254	m
di	= 0.020	m
Di	= 0.8382	m
steek	= 0.0318	m (vierkantssteek)
N	= 406	buizen
U-passes	= 2.	

## Dimensionering van reactor R39.

Volgens U.S. patent 4,376,225 ligt de liquid hourly space velocity tussen de 2 en de 20 per uur.

Op grond hiervan is uitgegaan van een verblijftijd van 3 minuten van de isobutaan/isobuteenstroom in de reactor. Voor de verblijftijd van de katalysator in de reactor is uitgegaan van 7 dagen. Tenslotte is voor de porositeit van het katbed een waarde van 0.3 aangenomen. Hieruit volgt voor het reactorvolume:

$$\begin{aligned} V_{\text{reactor}} &= V_{\text{koolwaterstoffen}} + V_{\text{kat}} \\ &= V_{\text{koolwaterstoffen}}/0.3 \end{aligned}$$

De massastroom koolwaterstoffen is gelijk aan:  $m = 29.7528 \text{ kg/s}$ .  
De dichtheid van deze stroom is gelijk aan:  $\rho = 0.8315 \text{ kg/m}^3$ .  
Het reactor volume is dan gelijk aan:

$$\begin{aligned} V_{\text{reactor}} &= (29.7528/0.8315) \cdot 180/0.3 = 21468 \text{ m}^3 \\ V_{\text{kat}} &= V_{\text{reactor}} \cdot 0.7 = 15027.6 \text{ m}^3. \end{aligned}$$

De dichtheid van  $\text{Al}_2\text{O}_3$  ligt volgens het Handbook [5] tussen de 3.5 en 3.9. Volgens Perry's [4] is het volume van de holtes in een  $\text{Al}_2\text{O}_3$ -katdeeltje gelijk aan:  $0.388 \text{ cm}^3/\text{g}$ .

Hieruit volgt:

1 gram  $\text{Al}_2\text{O}_3$  heeft een volume van  $0.256 \text{ cm}^3$ . Wordt hierbij het volume van de holtes opgeteld, dan volgt hieruit:

1 gram  $\text{Al}_2\text{O}_3$  heeft een volume van  $0.644 \text{ cm}^3$ .

Het totaalgewicht van de kat is  $15027.6/0.644 = 23334.8 \text{ ton}$ .

De dehydrogenatie vindt plaats in 8 reactoren. Per reactor geldt dan:

$$\begin{aligned} V_{\text{reactor}} &= 2683.5 \text{ m}^3 \\ V_{\text{kat}} &= 1873.5 \text{ m}^3 \\ V_{\text{koolwaterstoffen}} &= 805.0 \text{ m}^3 \\ \text{Massa, kat} &= 2916.9 \text{ ton} \\ \text{Massa, koolwaterstoffen} &= 669.4 \text{ kg} \end{aligned}$$

Voor het bepalen van de afmetingen van de reactor wordt gesteld dat:

hoogte = 3 \* diameter.

Er geldt dan:

$$V_{\text{reactor}} = 3/4 \cdot \pi \cdot d^3$$

De afmetingen van een reactor zijn dan:

$$\begin{aligned} \text{Hoogte} &= 31.33 \text{ m} \\ \text{Diameter} &= 10.44 \text{ m}. \end{aligned}$$

## Berekening van de verticale gas-vloeistofscheider V44.

De berekening is uitgevoerd volgens Evans [9]. De volgende gegevens zijn nodig:

$$\begin{aligned} W_l &= 0.9601 \text{ kg/s} = 2.117 \text{ lb/s} \\ W_v &= 1.3073 \text{ kg/s} = 3.081 \text{ lb/s} \\ \rho_l &= 569.7 \text{ kg/m}^3 = 35.565 \text{ lb/ft}^3 \\ \rho_v &= 0.3884 \text{ kg/m}^3 = 0.0242 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

De berekening loopt als volgt:

$$W_l/W_v \cdot \sqrt{(\rho_v/\rho_l)} = 0.018 \implies K_v = 0.34 \quad (\text{grafiek uit [9]}).$$

$$u_{v,\max} = K_v \cdot \sqrt{((\rho_v - \rho_l)/\rho_v)} = 13.02 \text{ ft/s.}$$

$$Q_v = W_v/\rho_v = 3.081/0.0242 = 127.07 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A_{\min} = Q_v/u_{v,\max} = 9.76 \text{ sq ft}$$

$$D_{\min} = \sqrt{(4 \cdot A_{\min}/\pi)} = 3.525 \text{ ft}$$

Afronden tot de volgende 6 inch levert:  $D_{\min} = 4 \text{ ft}$

$$Q_l = W_l/\rho_l = 0.05952 \text{ ft}^3/\text{s.}$$

Stel de verblijftijd is 15 minuten = 900 seconden.

Dan volgt voor  $V_l$ :

$$V_l = 53.568 \text{ ft}^3.$$

$$H_l = V_l/(0.25 \cdot \pi \cdot D^2) = 4.263 \text{ ft}$$

$$H_v = 100 \text{ inch} = 8.33 \text{ ft.}$$

$$H_{\text{tot}} = 12.596 \text{ ft.}$$

$$H_{\text{tot}}/D = 3.15$$

Ongerekend zijn de volgende afmetingen gevonden:

$$\begin{aligned} \text{Hoogte} &= 3.84 \text{ m} \\ \text{Diameter} &= 1.22 \text{ m} \\ \text{Inhoud} &= 4.49 \text{ m}^3 \end{aligned}$$

Grove schatting van de kosten van de CCR.

Het volume aan katalysator in reactor R39 is  $15027.6 \text{ m}^3$ .  
 De verblijftijd van de katalysator in de reactor is zeven dagen. Per dag komt er dus  $2146.8 \text{ m}^3$  katalysator in de CCR terecht. Volgens [13] kan een regeneration shutdown enkele dagen duren. Stel dat dit drie dagen is. Het volume dat een Lock Hopper dan minimaal moet hebben is dan  $6440.4 \text{ m}^3$ . Voor de overige apparaten is een volume van  $2146.8 \approx 2200 \text{ m}^3$  aangenomen. In tabel 9 staat de berekening van de kostprijs weergegeven.

Tabel 9. Berekening van de kostprijs van de CCR.

Apparaten	Volume ( $\text{m}^3$ ) (per stuk)	Materiaal	Prijs per stuk (in $10^6$ gulden)
2 Lock hoppers	6500	Aluminium	1.30
2 Lift engagers	2200	„	0.43
1 Surge hopper	2200	„	0.43
1 Regeneration kolom	2500	„	0.49
1 Disengaging hopper	2200	„	0.43

De totale prijs van de CCR komt hiermee op 5 miljoen gulden.