

Vakgroep Chemische Procestecnologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

A.C. Keijzer
F.F. Korbijn

onderwerp:

Pyrolyse installatie voor
zuiveringsslib

adres: Bevenstraat 45^A
3074 SC R'dam
010-4323533

opdrachtdatum:

verslagdatum: 30-6-1992

1	Samenvatting en conclusies	1
2	Inleiding	2
2.1	Zuiveringsslib	2
2.2	Slibbehandeling	2
2.3	Slibproductie	2
2.4	Bestemming	3
2.5	Kosten	3
2.6	Vooruitzichten	3
2.7	Doelstelling	4
2.8	Alternatieven	4
2.9	Voordelen van slibpyrolyse	4
3	Uitgangspunten voor het ontwerp	6
3.1	Specificaties	6
3.2	Locatie	6
3.3	Capaciteit	6
3.4	Reactorvoeding	7
3.5	Het pyrolysewater	7
3.6	Het rookgas	7
4	Procesbeschrijving	9
5	Procescondities en -berekeningen	11
5.1	Vooraf	11
5.2	Omzetting	11
5.3	Thermodynamica van de gasfase	12
5.4	Thermodynamica van de vloeistoffase	15
6	Apparatuur en -berekeningen	16
6.1	Voorraadsilo M1	17
6.2	Vorraadbuffer M2	17
6.3	Transportschroef M3	17
6.4	Reactor R4	17
6.5	Fornuis F5	20
6.6	Zandcycloon batterij M6	23
6.7	Ascycloon M7	26
6.8	Warmtewisselaar H8	28
6.9	Opstartkoeler H9	30
6.10	Condensor T10	31
6.11	Compressor C11	32
6.12	Decanter V12	33
6.13	Compressor C13	34
6.14	Warmtewisselaar H14	35
6.15	Opslag pyrolysewater V15	35
6.16	Opslag pyrolysegas V16	36
6.17	Koelwaterpomp P17	37
7	Massa- en warmtebalans	37
7.1	Massabalans	38
7.2	Energiebalans	39
8	Overzicht apparaatspecificaties	40
9	Kostenaspecten	51
9.1	Investerings	51
9.2	Kale apparaatkosten	52
9.3	De totale investering	54
9.4	Operatiekosten van het proces	54

9.5	Directe fabricagekosten K_D	54
9.6	Indirecte fabricagekosten K_0	55
9.7	Algemene kosten K_A	56
9.8	Totale kosten	56
9.9	Economische beschouwingen	56
10	Overzicht geraadpleegde literatuur	58
11	Symbolenlijst	60
12	Bijlagen	61

1 Samenvatting en conclusies

Dit rapport bevat een studie naar een zuiveringsslib verwerkende installatie met een capaciteit van 8.000 ton droog slib per jaar. Dit komt overeen met de slibproductie van een rioolwaterzuiveringsinstallatie met een capaciteit van 500.000 i.e..

Het proces is gebaseerd op pyrolyse van gedroogd slib met een vaste stofgehalte van 94% in een wervelbed reactor. De reactor wordt gestookt met het geproduceerde pyrolysegas.

Het voorontwerp is gemaakt als eindopdracht voor het vak ST44 "De chemische fabriek", onderdeel van de studie Scheikundige Technologie aan de Technische Universiteit Delft.

De installatie is ontworpen voor 8.000 h/j, draaiend met 1 operator. De totale kapitaalinvestering bedraagt f 4.054.000,-, de verwerkingskosten zonder de stortkosten van het residu worden geschat op f 224,- per ton droge stof.

2 Inleiding

2.1 Zuiveringsslib

Afvalwater wordt gezuiverd teneinde een zo schoon mogelijk effluent te verkrijgen. Het zuiveringsslib dat bij de behandeling van dit afvalwater ontstaat dient te worden gezien als noodzakelijkerwijs te produceren afvalstof.

Het slib dat bij bezinking en mechanische zuivering ontstaat wordt primair slib genoemd.

Bij de verdere behandeling van het afvalwater op een rioolwaterzuiveringsinstallatie (rwzi) ontstaat dan het secundaire slib als spuislib bij de biologische zuivering. Afhankelijk van de aard en de intensivering van de biologische zuivering zal meer of minder secundair slib worden gevormd.

2.2 Slibbehandeling

De bij de afvalwaterbehandeling verkregen hoeveelheid slib is zo groot in volume, dat elke behandeling van het slib gebaseerd dient te zijn op volumereductie.

Andere redenen waarom het verder behandeld moet worden zijn de infectueuze aard van het slib (vers slib bevat o.a. pathogene bacteriën en een grote hoeveelheid wormeieren van velerlei soort) en de onaangename geur van het slib, dat bij opslag tevens aanleiding kan geven tot vliegenplagen.

Om te komen tot een produkt dat deze negatieve eigenschappen mist wordt het slib gestabiliseerd. Dit kan gebeuren door middel van anaërobe vergisting, aërobe stabilisatie of thermische stabilisatie.

Na de stabilisatie wordt het slib in het algemeen gedroogd voordat het wordt afgevoerd, voornamelijk uit het oogpunt van kosten voor vervoer en/of storten.

2.3 Slibproduktie

Duvoort - Van Engers in Kursus Slibverwerking 1989¹ vermeldt cijfermateriaal dat afkomstig is van het CBS en het RIVM. Hieron-

der is een en ander samengevat. De cijfers gelden voor Nederland in 1986.

Aantal rwzi's:	491
Capaciteit rwzi's:	$22,9 \cdot 10^6$ i.e.
Slibproduktie rwzi's:	$2,4 \cdot 10^8$ kg droog slib (d.s.)
Particuliere slibproduktie:	$1,8 \cdot 10^8$ kg d.s.
Totale slibproduktie:	$4,2 \cdot 10^8$ kg d.s.

2.4 Bestemming

Het aldus behandelde slib kent in Nederland vier soorten bestemmingen. Het wordt in de landbouw gebruikt, er wordt compost of zwarte grond van gemaakt, het wordt gestort (ook in zee) of het wordt verbrand, zij het in geringe mate. Hieronder staan de cijfers vermeld voor 1986.

landbouw	$2,2 \cdot 10^6$ m ³	$8,3 \cdot 10^7$ kg d.s.
compost	$0,5 \cdot 10^6$ m ³	$5,2 \cdot 10^7$ kg d.s.
storten	$2,1 \cdot 10^6$ m ³	$9,2 \cdot 10^7$ kg d.s.
verbranden	$0,1 \cdot 10^6$ m ³	$1,0 \cdot 10^7$ kg d.s.
totale afzet	$4,9 \cdot 10^6$ m ³	$23,7 \cdot 10^7$ kg d.s.

2.5 Kosten

Zeer weinig gegevens over de kosten van de verwerking zijn beschikbaar. Enige gedateerde cijfers die gevonden zijn voor Nederland komen uit 1983 worden vermeld door Newman e.a.².

verwerking op bouwland:	f 152,- per ton d.s.
verwerking op weiland:	f 138,- per ton d.s.
verwerking op parkland:	f 213,- per ton d.s.

2.6 Vooruitzichten

In de (nabije) toekomst zullen vanwege aanscherping van normen voor zware metalen bij landbouwkundig gebruik en gebruik in compost en zwarte grond deze verwerkingsmethoden sterk afnemen. Een afname van de hoeveelheid zuiveringsslib ligt echter niet in de lijn der verwachting. Een toename is waarschijnlijker, aangezien er in toenemende mate ook defosfateringsslib wordt geprodu-

ceerd. Het ligt dus voor de hand dat er veel onderzoek en ontwikkeling op gang is gekomen naar methodes van slibverbranding, betere ontwateringstechnieken en nieuwe methodes als pyrolyse en natte oxydatie.

Gezien het huidige milieubeleid van de Nederlandse overheid ligt een stijging van de verwerkingskosten in de lijn der verwachting. Ook hierdoor wordt onderzoek naar nieuwe verwerkingsmethoden gestimuleerd.

2.7 Doelstelling

Het doel van dit fabrieksvoorontwerp is om aan de hand van de resultaten van een uitgebreid onderzoek aan een geïndustrialiseerde pyrolyse reactor (Kaminsky^{3,4,5}) een pyrolyseproces voor gedroogd zuiveringsslib te ontwerpen en te kijken wat de kosten van het bedrijven van een dergelijk proces zouden zijn.

2.8 Alternatieven

Rulkens⁶ noemt als alternatieve slibverwerkingsmethoden het Carver-Greenfield droogproces en het VerTech natte oxydatieproces.

Het Carver-Greenfield proces (een soort indamping) gaat uit van voorontwaterd slib met een droge-stofgehalte van 20% en de kosten bedragen, uitgaande van een verwerkingscapaciteit van 500.000 i.e. circa f 685,- per ton droge stof. Hier kunnen echter nog extra kosten bijkomen als het produkt niet gestort kan worden maar moet worden verbrand.

Het VerTech proces (een oxydatie van de organische componenten met zuurstof onder druk) gaat uit van slib met 5% droge stof en de kosten bedragen, uitgaande van een verwerkingscapaciteit van 500.000 i.e. circa f 925,- per ton droge stof.

2.9 Voordelen van slibpyrolyse

Het is de bedoeling dat de cokes (circa 50 gewichtsprocent van slib) wordt gestort of verder verwerkt (bijv. in asfalt). De zware metalen zijn in het cokes veel beter verankerd dan in het slib^{3,4}. Gevaar voor uitloging is dus kleiner. Het cokes is ten opzichte van het slib minder volumineus, minder uitloogbaar en beter handelbaar.

De teer/oliefractie is, evenals de waterfractie, een afvalstroom.

De gasfractie heeft een redelijke warmte-opbrengst bij verbranding. In dit ontwerp is het gas dan ook gebruikt om de pyrolyse-reactor te verhitten.

3 Uitgangspunten voor het ontwerp

3.1 Specificaties

Het gehele proces is, voor wat de samenstelling van de produktstromen betreft, gebaseerd op de gepubliceerde onderzoeksgegevens van Kaminsky^{3,4}. Kaminsky voerde experimenten uit bij verschillende temperaturen. In dit ontwerp is gekozen voor een hoge pyrolysetemperatuur van 750 °C, omdat dan de gasproduktie (voor dit proces een nuttig produkt) maximaal is, en de olieproduktie (afval) minimaal. Bij deze temperatuur is de pyrolyse-enthalpie ongeveer nul. (Dickgiesser⁷).

3.2 Locatie

Bij het procesontwerp is er van uitgegaan dat de installatie op het terrein van een rioolwaterzuiveringsinstallatie wordt geplaatst. Op die manier kan het proces gemakkelijk van grondstof worden voorzien en kunnen ook de afvalwaterstromen gemakkelijk worden verwerkt. Tevens kan er van uitgegaan worden dat de eventueel benodigde vergunningen reeds voorhanden zijn.

3.3 Capaciteit

Voor wat betreft de capaciteit van de installatie is uitgegaan van een grote rwzi, met een verwerkingscapaciteit van 500.000 inwonerequivalenten (i.e.). Kaminsky verkreeg het slib van de Duitse rwzi Alfeld/Leine, waar tevens een slibontwaterings-/drogingsinstallatie in bedrijf is (Bahrs⁸). Gegevens van deze ontwaterings-/drogingsinstallatie zijn geëxtrapoleerd. Alfeld/Leine produceert van het slib van de zuiveringsinstallatie waar 30.000 i.e. wordt verwerkt, in 5 werkdagen van 8 uur 9,8 ton droog slib. Voor een installatie van 500.000 i.e. wordt dit dan 163,3 t per week, wat voor een volcontinu pyrolyseproces neerkomt op circa 1.000 kg per uur. Er wordt uitgegaan van een volcontinu pyrolyseproces (8.000 uur per jaar) om te vermijden dat de pyrolyse- reactor telkens opnieuw moet worden opgestookt. De jaarcapaciteit van de installatie bedraagt derhalve 8.000 t droog

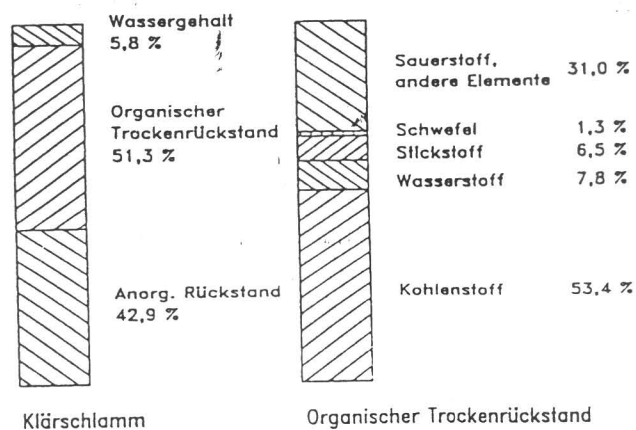


Abb. 8. Mittlere Zusammensetzung des für die Pyrolyseuntersuchungen verwendeten ausgefaulten Klärschlamm.

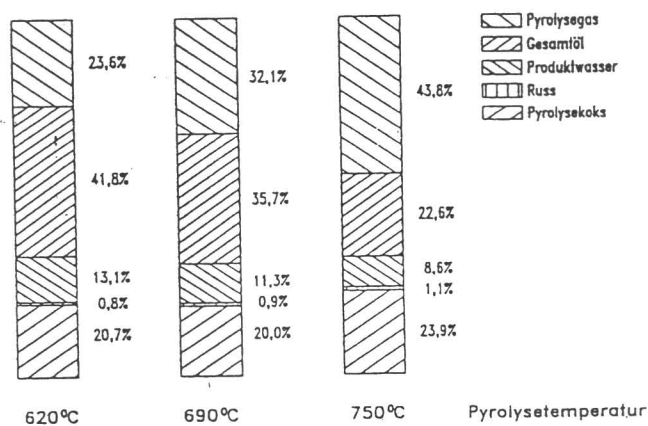


Abb. 9. Verteilung der Produktfraktionen bei Pyrolyse von Klärschlamm nach dem Hamburger Verfahren bei 3 unterschiedlichen Temperaturen.

slib.

3.4 Reactorvoeding

Het slib wordt als granulaat aangevoerd met een korrelgrootte tussen de 0,5 en 1,5 mm. Het vaste stof gehalte bedraagt 94 % (kg/kg). De gemiddelde samenstelling is weergegeven in nevenstaande afbeelding. Tevens is de samenstelling in elementen van het organische deel van het slib weergegeven. Gegevens betreffende de warmtecapaciteit en de enthalpie van het slib ontbreken.

3.5 Het pyrolysewater

Gegevens over het pyrolysewater staan vermeld in onderstaande tabel. De grootte van de afvalwaterstroom bedraagt 0,028 kg/s oftewel 0,1 m³/h. Het verontreinigde pyrolysewater wordt geloosd in de aanvoerstroom van de rioolwaterzuiveringsinstallatie (rwzi).

-	pH	9,5	
-	NH ₃	3,2	g/l
-	CZV	41300	mg O ₂ /l
Bevat:		(kg/kg)	
-	Methanol	0,07	%
-	Acetonitril	0,60	%
-	Propionitril	0,04	%
-	Pyrrool	0,06	%
-	Pyridine	0,08	%
-	Acetamide	0,37	%

3.6 Het rookgas

In dit proces wordt het gevormde pyrolysegas gebruikt om de reactor op temperatuur te houden. Welke verbindingen bij de verbranding van het pyrolysegas worden gevormd, is niet goed te voorspellen. Dit zou moeten worden getest voor ingebruikname van de installatie. Hieronder zijn de toegestane concentraties van verschillende verbindingen en elementen in rookgas vermeld. Met name zal de concentratie aan kwik (Hg) en cadmium in de gaten moeten worden gehouden, aangezien deze metalen bij de pyrolysetemperatuur enigszins vluchtig zijn, en dus niet per definitie in het cokes worden verankerd.

Maximaal toegestane concentraties in mg/nm^3 .

Nederland	conc.	Duitsland	conc.
Stof	50	Stof	30
HCl (als Cl)	50	NOx (als NO ₂)	500
HF (als F ⁻)	5	SOx (als SO ₂)	100
Cd, Hg	0,1	HCl (als Cl)	50
Sb, Pb, Cu, Cr,		HF (als HF)	2
Mn, Pt, Sn, Zn	5	CO	100
		organisch C	20
		Cd + Hg samen:	0,2
		As, Co, Se, Te samen:	1
		Sb, Pb, Cr, Cu, Mn,	
		Pt, Sn samen:	5

4 Procesbeschrijving

Hieronder volgt een korte beschrijving van het proces aan de hand van het proces stroomschema.

De reactor R4 wordt gevoed met het slibgranulaat. Dit gebeurt vanuit een opslag M1, door middel van een roterend doseerwiel (*rotary vane feeder*) naar een tussenopslag M2, die op procesdruk is. Vanuit deze tussenopslag wordt het granulaat met een wormwiel M3 ingebracht in de wervelbedreactor R4. Het slib wordt gepyrolyseerd bij 750 °C en 200 kPa in het wervelbed.

De temperatuur van het fluïde bed wordt konstant gehouden door regeling van de pyrolysegasstroom naar het fornuis. De toestand van het bed is afhankelijk van de gasstroom in het bed. Daar deze stroom moeilijk regelbaar is, en slechts indirect bepaald kan worden, is hier gebruik gemaakt van een complexe regeling. Aan de hand van de hoogte van het bed, het ingangsdebiet en de ingangstemperatuur van het fluïdisatie gas wordt de gasstroom in het bed berekend waarmee de compressor geregeld wordt.

Het wervelbed wordt op temperatuur gehouden met fornuis F5, dat als een mantel om R4 is gebouwd, en 18 branders bevat. De branders worden gestookt met het produktgas, dat wordt geleverd uit tussenopslag V16.

De luchtstroom wordt geregeld aan de hand van de pyrolysegasstroom. Hierbij is een bepaalde verhouding tussen gas en lucht gewenst (10% overmaat lucht). De verhouding wordt konstant gehouden door regeling van de luchtstroom.

Zand wordt teruggevoerd in het bed via 4 parallelle Stairmand hoge doorzet cyclonen M6, die ingebouwd zijn in het *freeboard* van het wervelbed.

Met één Stairmand hoge efficiëntie cycloon M7 wordt de pyrolysecokes gescheiden van de gasstroom. De cokes wordt opgeslagen.

In warmtewisselaar H8 wordt de gasstroom afgekoeld tot 300 °C. De warmte wordt overgedragen aan de gasstroom die gebruikt wordt voor operatie van het wervelbed. Om de temperatuur van het gas dat uit de warmtewisselaar komt goed te beheersen is een *bypass* aan de 'koude' kant met een *controller* nodig. De uitgangstemperatuur is belangrijk om neerslag van teer in de warmtewisselaar te

voorkomen.

In direct kontakt koeler T10, uitgerust met *baffle plates*, wordt het gas met proceswater gekoeld tot 30 °C, zodat het pyrolysewater en de pyrolyse-olie condenseren.

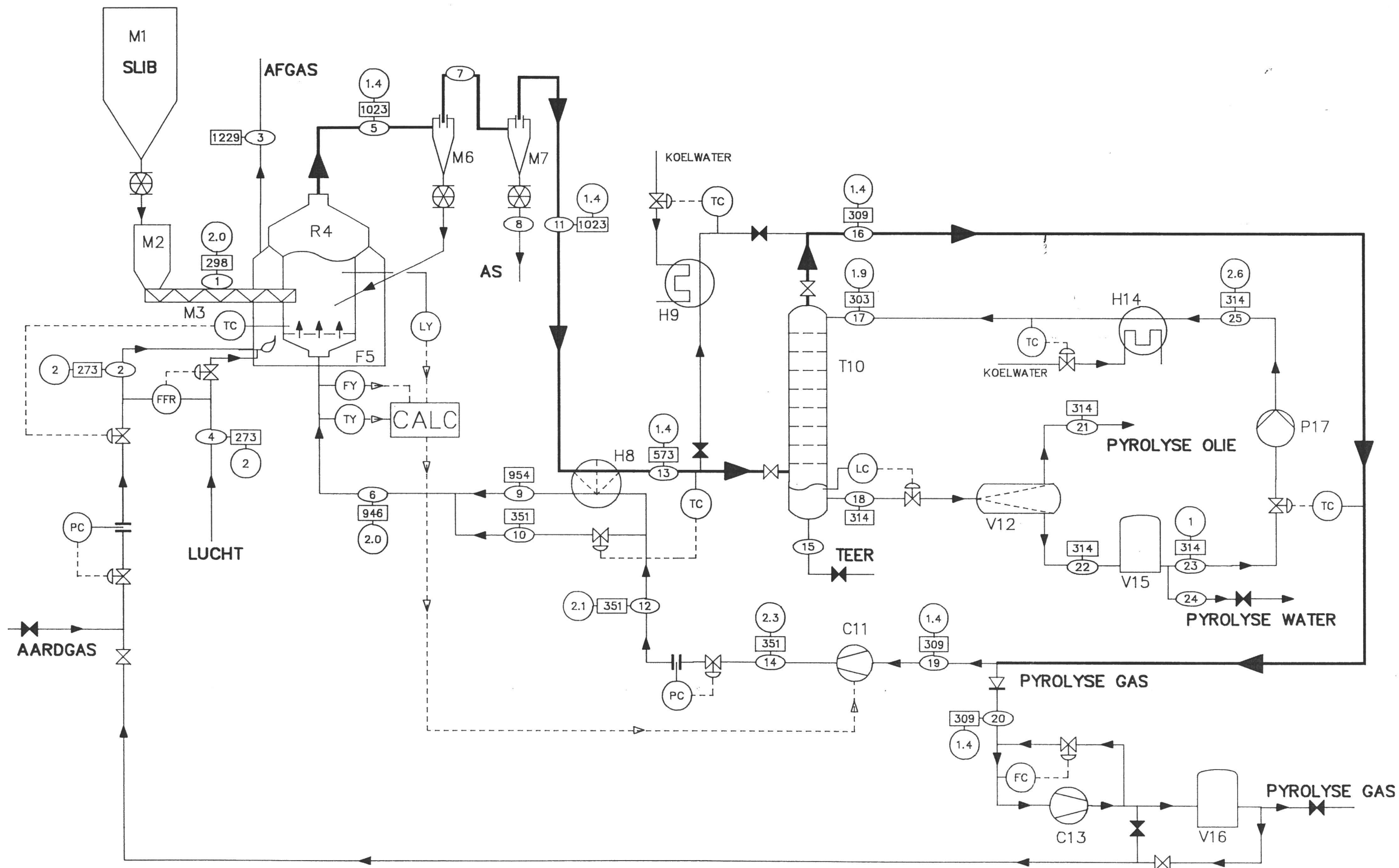
De uitgangstemperatuur van het gas wordt konstant gehouden door regeling van het debiet de koude koelwaterstroom.

De gecondenseerde stroom, een mengsel van pyrolyse-olie en pyrolysewater, gaat naar decanter V12, waar de stroom gescheiden wordt. De stroom mag de decanter, een *gravity settler*, niet te met een te grote snelheid binnenstromen, en tevens moet het vloeistofniveau onderin de condensor in de gaten worden gehouden. Deze twee gegevens bepalen de stand van de kraan tussen de condensor en de decanter.

De olie uit de decanter gaat naar opslag, het water naar tussenopslag V15, vanwaar het hergebruikt wordt als koelmedium voor condensor T10. Deze stroom wordt afgekoeld tot 30 °C met koelwater in plaatkoeler H14.

De decanter is zelfregelend en behoeft geen externe controle. De uitgangstemperatuur van de koeler H14 wordt konstant gehouden door regeling van het debiet van de koelwaterstroom.

Het produktgas wordt gesplitst in een recyclestroom die gebruikt wordt voor het bedrijven van het wervelbed van R4, en een produktstroom die in tussenopslag V16 wordt opgeslagen. Met compressor C11 wordt de recyclestroom weer op druk gebracht om vervolgens in warmtewisselaar H8 opgewarmd te worden tot circa 600 °C. Het in V16 opgeslagen pyrolysegas wordt gebruikt voor het stoken van fornuis F5. De druk na compressor C13 wordt door middel van smoring terug gebracht tot de gewenste druk. Een drukslagklep tussen compressor C13 met zijn smoring en de aftap van de stroom naar compressor C11 zorgt ervoor dat de smoring geen invloed heeft op de recyclestroom.



M 1 VOORRAAD SILO
M 2 BUFFER BUNKER
M 3 TRANSPORTSCHROEF
R 4 FLUIDE BED REACTOR
F 5 FORNUIS

M 6 ZAND CYCLONEN
M 7 AS CYCLOON
H 8 WARMTEWISSELAAR
H 9 OPSTART KOELER
T 10 CONTACT KOELER

C 11 COMPRESSOR
C 12 DECANTER
C 13 COMPRESSOR
H 14 KOELWATER KOELER
V 15 OPSLAG PYROLYSE WATER

V 16 OPSLAG PYROLYSE GAS
P 17 KOELWATER POMP

PYROLYSE INSTALLATIE VOOR ZUIVERINGSSLIB
FABRIEKS VOORONTWERP Nr 2848
F.F.Korbijn A.C.Keijzer
(x) Stroomnummer t Temperatuur K (P) Druk atm.

5 Procescondities en -berekeningen

5.1 Vooraf

Alle berekeningen voor dit fabrieksvoorontwerp zijn ingevoerd in een Lotus Symphony 'programmeerbaar' rekenblad. In dit rekenblad staan alle gegevens voor zowel de apparatuur als de processtromen, evenals alle gebruikte formules. Er is hiertoe overgegaan omdat er gewerkt wordt met een nogal afwijkend proces (weinig standaard processtappen) en een processtroom die uit veel componenten bestaat.

5.2 Omzetting

Voor wat betreft de omzetting is volledig uitgegaan van de gegevens van Kaminsky^{3,4}. Hij geeft voor de samenstelling van het gedroogde zuiveringsslib (alle percentages zijn massaprocenten):

water	5,8 %
organisch materiaal	51,3 %
anorganisch materiaal	42,9 %

gedroogd zuiveringsslib	100,0 %

Het organische deel van het slib wordt tijdens de pyrolyse omgezet. Het anorganische deel komt in de cokes terecht en het water in de gasstroom. Voor de produktfracties van het bij 750 °C omgezette organische materiaal geeft Kaminsky :

pyrolysegas	43,8 %	22,5 %
pyrolyse-olie	22,6 %	11,6 %
pyrolysewater	8,6 %	4,4 %
cokes en roet	25,0 %	12,8 %

organisch materiaal	100,0 %	51,3 %

Als we bovenstaande informatie verwerken tot de samenstelling van het slib na de pyrolyse-omzetting krijgen we het volgende staatje:

OLIECOMPONENTEN

Opgave van Kaminsky:

C ₅ -koolwaterstoffen	1,45
C ₆ -koolwaterstoffen	1,51
C ₇ -koolwaterstoffen	0,69
Cyclopentadien	0,22
Overige alifaten etc	1,97

Benzeen	9,32
Indeen	1,58
Naftaleen	1,69
Bifenyl	0,46
Acenaftyleen	0,36
Fluoreen	0,19
Fenantreen	0,30
Overige aromaten	15,64

Fenol	1,84
Cresol	1,88
Methylfuraan	0,19
Methylbenzofuraan	0,17
Rest O-houdende stoffen	0,17

Acetonitril	2,39
Methylbenzonitril	0,40
Naftonitril	0,32
Pyrrool	1,33
Indool	0,80
Chinoline/Isochinoline	0,30
Rest N-houdende stoffen	3,35

Overige stoffen	2,19
-----------------	------

Teer/rest	49,29

	100,0

Gereduceerde set:

Pentaaan	2,3
Hexaaan	2,4
Heptaaan	1,1

Benzeen	21,1
Indeen	3,6
Naftaleen	3,8
Bifenyl	1,0

Fenol	2,1
Cresol	2,1

Acetonitril	4,7
-------------	-----

Pyrrool	2,6
Indool	1,6

Teer + overige	51,6

	100,0

GASCOMPONENTEN

Waterstof	0,14
Methaan	11,94
Ethaan	4,26
Etheen	6,96
Propeen	2,98
Koolmonoxide	43,67
Kooldioxide	28,07
Stikstof	1,98

	100,0

water	10,2 %
gas	22,5 %
olie	11,6 %
cokes	55,7 %

omgezet zuiveringsslib	100,0 %

5.3 Thermodynamica van de gasfase

Gezien de grote hoeveelheid aan componenten in het gasmengsel zoals dat in dit proces rondgaat was berekening van de thermodynamische en transporteigenschappen van dit mengsel niet eenvoudig. Allereerst werd dan ook het aantal door Kaminsky opgegeven oliecomponenten gereduceerd tot 13, een beter werkbaar aantal. De massafracties van de weggeschrapte componenten werd verdeeld over de overgebleven componenten (zie nevenstaande tabel).

Ook de samenstelling van het pyrolysegas staat hiernaast vermeld in tabelvorm.

De vergelijkingen om de eigenschappen te schatten komen, tenzij anders vermeld, uit Perry⁹.

5.3.1 Dichtheid

De dichtheid, of beter het specifiek volume van het gasmengsel, is op elk punt in het proces berekend met de vergelijking van Redlich-Kwong. Deze vergelijking luidt, in een handige vorm geschreven:

$$Z^3 - Z^2 + (A - B^2 - B)Z - AB = 0$$

met:

$$Z = \frac{PV}{RT}$$

$$A = \frac{a_{mix}P}{R^2 T^{2,5}}$$

$$B = \frac{b_{mix}P}{RT}$$

$$a_{mix}^{\frac{1}{2}} = \sum_{i=1}^n X_i a_i^{\frac{1}{2}}$$

$$b_{mix} = \sum_{i=1}^n X_i b_i$$

$$a_i = \frac{\Omega_a R^2 T_{c_i}^{2,5}}{P_{c_i}}$$

$$b_i = \frac{\Omega_b R T_{c_i}}{P_{c_i}}$$

De betekenis van de verschillende symbolen in bovenstaande vergelijkingen luidt:

Ω_a	=	$(9 - (2^{1/3} - 1))^{-1} = 0,42748...$
Ω_b	=	$(2^{1/3} - 1)/3 = 0,086640...$
R	=	gaskonstante = $8,20575 \cdot 10^{-2} \text{ dm}^3 \text{ atm}/(\text{K} \cdot \text{mol})$
T_{c_i}	=	kritische temperatuur van component i [in K]
P_{c_i}	=	kritische druk van component i [in K]
X_i	=	molfractie van component i
n	=	aantal componenten in het mengsel
P	=	procesdruk [in atm]
T	=	procestemperatuur [in K]
V	=	specifiek volume [in dm^3/mol]
Z	=	compressibiliteit van het gasmengsel

De Redlich-Kwong vergelijking, een derde orde of kubische vergelijking in Z , geeft verschillende waarden voor Z als oplossing. De grootste reële oplossing is de juiste. De vergelijking kan analytisch worden opgelost (zie Perry⁹, hoofdstuk 2).

Uit het specifiek volume en de gemiddelde molmassa van het gasmengsel kan de dichtheid van het gas worden bepaald bij elke druk en temperatuur.

5.3.2 Warmtecapaciteit

Voor de berekening van de warmtecapaciteit van het componenten van het gasmengsel is gebruik gemaakt van de algemene polynoom voor de warmtecapaciteit van een ideaal gas:

$$C_{p_i} = a_i + b_i T + c_i T^2 + d_i T^3$$

De konstanten a_i t/m d_i werden gevonden in Coulson¹⁰, Reid¹¹ en Yaws¹².

De warmtecapaciteit van het mengsel werd vervolgens berekend via:

$$C_p = \sum_{i=1}^n X_i C_{p_i}$$

5.3.3 Enthalpie

De enthalpie van alle stoffen kan op elk moment in het proces worden berekend met behulp van de volgende vergelijking:

$$H_T = H_f^{298} + \int_{298}^T C_p dT$$

De waarden voor de standaard vormingsenthalpie bij 298 °C H_f^{298} komen uit Coulson e.a.¹⁰. Als vergelijking van C_p als functie van de temperatuur is de vergelijking uit paragraaf 5.3.2 gebruikt. Als stoffen op een gegeven moment condenseren wordt ΔH_{vap} nog van de enthalpie afgetrokken.

5.3.4 Viscositeit

Ook de schatting van de viscositeit η van het gasmengsel is geschiedt in twee stappen. Allereerst werd de viscositeit voor de zuivere stoffen geschat bij de procestemperatuur met een vergelijking uit Reid¹¹:

$$\eta_i(T) = \frac{3,5 M_i^{1/2} P_{c_i}^{2/3} T_{c_i}^{-1/6} T_{r_i}}{(1 + 0,36 T_{r_i} (T_{r_i} + 1) (1 + 4/T_{c_i}))^{1/6}}$$

met: $T_{r_i} = T/T_{c_i}$

De viscositeit van het gasmengsel werd vervolgens geschat met de volgende uitgebreide formule:

$$\eta_{mix} = \frac{\sum_{i=1}^n \frac{X_i \eta_i}{\sum_{j=1}^n X_j \phi_{ij}}}{\sum_{j=1}^n X_j \phi_{ij}}$$

ϕ_{ij} is een parameter die geschat kan worden via:

$$\phi_{ij} = \frac{[1 + (\eta_i/\eta_j)^{1/2} (M_j/M_i)^{1/4}]^2}{[8(1 + M_i/M_j)]^{1/2}}$$

In bovenstaande vergelijkingen staan de volgende symbolen voor:

η	=	viscositeit [in μP]
M	=	molmassa
P_c	=	kritische druk [in atm]
T_c	=	kritische temperatuur [in K]

5.3.5 Warmtegeleidingscoëfficiënt

De warmtegeleidingscoëfficiënt λ voor de zuivere componenten bij procestemperatuur is geschat met een variatie op de Eucken relatie:

$$\lambda_i = (1,16 C_{v_i} + 16,736) (\eta_i / M)$$

met: λ = warmtegeleidingscoëfficiënt [in cal/(cm-s-K)]
 C_v = warmtecapaciteit bij konstant volume [cal/(mol-K)]
 η = viscositeit [in P]

De warmtegeleidingscoëfficiënt van het gasmengsel is vervolgens geschat met de volgende formule:

$$\lambda_{mix} = \frac{\sum_{i=1}^n X_i \lambda_i}{\sum_{j=1}^n X_j A_{ij}}$$

hierin is parameter A_{ij} geschat via:

$$A_{ij} = \frac{1}{4} \left\{ 1 + \left[\frac{\eta_i}{\eta_j} \left(\frac{M_j}{M_i} \right)^{3/4} \left(\frac{T + S_i}{T + S_j} \right) \right]^{1/2} \right\}^2 \left(\frac{T + S_{ij}}{T + S_i} \right)$$

η_i stelt hierin de viscositeit van component i bij temperatuur T voor, terwijl:

$$S_i = 1,5 T_{b_i}$$

$$S_{ij} = S_{ji} = C (S_i S_j)^{1/2}$$

met: T_{b_i} = Normale kooktemperatuur van i [in K]
 C = Konstante: 0,73 als i en j beide erg polair, anders 1,0.

Het effect van de druk op de warmtegeleidingscoëfficiënt speelt pas een rol bij drukken van boven de 10 atmosfeer en kan dus voor dit proces worden verwaarloosd.

5.4 Thermodynamica van de vloeistoffase

De eigenschappen van de vloeistoffase zijn van minder belang voor het proces dan die van de gasfase. Alleen de dichtheid en de warmtecapaciteit van de oliefase zijn nodig voor kontaktcondensor T10 en decanter V12. De dichtheid werd berekend uit het molair volume via de wet van Amagat:

$$V_{mix} = \sum_{i=1}^n y_i V_i$$

De warmtecapaciteit werd berekend door de bijdragen van alle afzonderlijke componenten bijelkaar op te tellen via:

$$Cp_{L_{mix}} = \sum_{i=1}^n y_i Cp_{L_i}$$

6 Apparatuur en -berekeningen

6.1 Voorraadsilo M1

De voorraadsilo M1 is berekend op een voorraad slibgranulaat, voldoende om de reactor één week van voeding te voorzien. De inhoud van de silo moet dan 10 m^3 bedragen. Het granulaat wordt met een roterend doseerwiel (*rotary vane feeder*) overgebracht naar de voorraadbuffer M2, waarin procesdruk heerst.

6.2 Voorraadbuffer M2

De voorraadbuffer heeft een inhoud van $1,5 \text{ m}^3$, ruim voldoende voor reactorvoeding voor één dag. Vanaf hier zijn de apparaten uitgevoerd in corrosiebestendig materiaal, zoals AISI 316L.

6.3 Transportschroef M3

De transportschroef verzorgt het transport van het slibgranulaat naar de reactor. Het debiet bedraagt 1 ton per dag of $0,28 \text{ kg/s}$.

6.4 Reactor R4

6.4.1 Reactortype keus

Een belangrijke reden waarom de keus is gevallen op een wervelbed is de uitstekende warmteoverdracht in dit type reactor. Verder kan met dit type reactor vrij eenvoudig een behoorlijke doorzet worden gerealiseerd.

De keuze werd uiteraard beperkt door de gegevens uit het artikel van Kaminsky, en die waren voor de wervelbedreactor het meest uitgebreid, met name voor wat betreft de produktanalyse bij verschillende temperaturen.

6.4.2 Reactormodel

Van een reactormodel als zodanig was in dit voorontwerp geen sprake. Het ontwerp is gebaseerd op geëxtrapoleerde gegevens van Kaminsky^{3,4}. Die gegevens bestaan uit reactortype, pyrolysetemperatuur, verblijftijd in de reactor, en een analyse van de voeding (slibgranulaat) en de produkten. Ook de verdere modellering van het fluïde bed is gebaseerd op empirische gegevens. Aan de hand van experimentele gegevens van Botterill¹³ aangaande de porositeit van het bed en de minimale fluïdisatiesnelheid bij verschillende bedtemperaturen en deeltjes, is het bed verder ontworpen.

6.4.3 Ontwerpparameters

Bij het opschalen van de reactor zijn de verblijftijd, de pyrolysetemperatuur en de geometrische verhoudingen van het wervelbed gelijk gehouden. Er is in dit voorontwerp van uit gegaan dat de voedingsstroom en vooral de samenstelling van de produktstroom gelijk zijn aan die van de reactor op laboratoriumschaal.

Voor er sprake kan zijn van een echt ontwerp zullen er tests moeten worden gedaan met wervelbedreactoren van de juiste schaal.

Thermodynamische gegevens over deze reactie ontbreken bijna volledig. Er is aangenomen dat de anorganische fractie van het slib niet reageert en dus alleen opgewarmd wordt. Voor de warmtecapaciteit van deze anorganische fractie is een waarde aangenomen die overeenkomt met de gemiddelde warmtecapaciteit van verschillende anorganische zouten. De warmtecapaciteit van de pyrolysecokes is gelijk verondersteld aan die van houtskool. Aangezien de pyrolysecokes koolstof als voornaamste bestanddeel bevat; is een vormingsenthalpie H_f van 0 J/mol aangenomen. De reaktiewarmte van de pyrolyserieactie is op 0 gesteld.

De drukval over het wervelbed is berekend met de Ergun-vergelijking:

$$\frac{\Delta P_b}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\eta_f U}{(\phi d_m)^2} + 1.75 \frac{(1-\epsilon)}{\epsilon^3} \frac{\rho_f U^2}{\phi d_m} \quad \text{met} \quad U = \frac{\phi_v g}{A}$$

Om de drukval te kunnen berekenen is het noodzakelijk de porositeit van het bed, welke afhankelijk is van de deeltjes en de gassnelheid in het bed, bij de betreffende omstandigheden te kennen. Doorgaans worden deze gegevens verkregen door experimenten bij de gewenste omstandigheden uit te voeren. Er zijn verschillende schattingsmethoden voor de porositeit, welke echter hier niet toegepast kunnen worden vanwege de hoge temperatuur in het bed. Op basis van experimenten van Botterill¹³ is de porositeit van het bed bij de gewenste temperatuur geschat. Om toepasbare schattingen te verkrijgen, is bij dit ontwerp gebruik gemaakt van zand met identieke eigenschappen (dichtheid, deeltjesgrootte-verdeling en sfericiteit) als bij de experimenten van Botterill. De gegevens aangaande het zand zijn in onderstaande

tabel weergegeven:

afmetingen:	gemiddelde diameter	460 μm
	range	353 - 600 μm
	sfericiteit	0,8 -
eigenschappen:	dichtheid	2670 kg/m^3
	warmtecapaciteit	800 J/kg, K

Door middel van regressie is de onderstaande schatting voor de porositeit bij minimale fluïdisatie ϵ_{mf} bij een bepaalde bedtemperatuur T_b tot stand gekomen.

$$\epsilon_{mf} = 0.428 - 61 \cdot 10^{-6} T_b + 110 \cdot 10^{-9} T_b^2 - 16 \cdot 10^{-12} T_b^3$$

Met de porositeit bij minimum fluïdisatie kan vervolgens de gassnelheid bij minimale fluïdisatie in het bed berekend worden. Onder deze omstandigheden is de drukval over het bed gelijk aan het gewicht van de deeltjes in het bed. Door substitutie van ΔP door $(1-\epsilon_{mf})-(\rho_p-\rho_f)-g-L$ wordt onderstaande gemodificeerde Ergun-vergelijking verkregen, waaruit de gassnelheid bij minimale fluïdisatie, U_{mf} , berekend kan worden.

$$Ar = 150 \frac{(1-\epsilon_{mf})}{\phi^2 \epsilon_{mf}^3} Re_{p\,mf} + 1.75 \frac{(1-\epsilon_{mf})}{\phi \epsilon_{mf}^3} Re_{p\,mf}^2$$

met

$$Re_{p\,mf} = \frac{\rho_f U_{mf} d_m}{\eta_f} \quad Ar = \frac{\rho_f (\rho_p - \rho_f) g d_m^3}{\eta_f^2}$$

Uit de experimenten van Botterill blijkt dat bij gassnelheden groter dan de gassnelheid bij minimale fluïdisatie, de porositeit lineair toeneemt met de verhouding U/U_{mf} . Door lineaire regressie is de helling, ϵ_{cor} , bepaald zodat met de onderstaande formule de porositeit bij een gegeven gassnelheid bepaald kan worden.

$$\epsilon_{cor} = 0.0873 - 59.03 \cdot 10^{-6} T_b$$

$$\epsilon = \epsilon_{mf} + \left[\frac{U}{U_{mf}} - 1 \right] \epsilon_{cor}$$

Met de bovenstaande gegevens kunnen vervolgens een aantal andere eigenschappen van het fluïde bed berekend worden, zoals het totale volume van de poriën, V_{void} , de hoogte van het bed, H_b , en de gas verblijftijd, τ_g .

$$V_{void} = V_p \frac{\epsilon}{1-\epsilon} \quad H_b = \frac{V_{void} + V_p}{A} \quad \tau_g = \frac{V_{void}}{\phi_{vg}}$$

Bij gassnelheden groter dan noodzakelijk voor minimale fluïdisatie, loopt het teveel aan gas als bellen door het bed. Over het algemeen laat dit verschijnsel zich moeilijk modelleren. Hier is

dit verschijnsel beschreven met ϵ_{cor} uit de experimenten van Botterill.

De warmteoverdracht in de reactor kan onderverdeeld worden in een aantal verschillende typen. In de eerste plaats is er de warmteoverdracht tussen het bedmateriaal en het slib. Gegevens hierover ontbreken maar er kan worden aangenomen dat deze groot genoeg is om een volledige pyrolyse van het slib te bewerkstelligen. In de tweede plaats is er de warmteoverdracht tussen het bedmateriaal en het fluïdisatiegas. Deze warmteoverdracht is over het algemeen zo groot dat de temperatuur van het gas al na slechts enkele centimeters in het bed gelijk is aan de bedtemperatuur, zodat dit type warmteoverdracht verwaarloosd kan worden. In de derde plaats is er de warmteoverdracht van de wand van de reactor naar het

$$\begin{aligned}
 h_{bw} &= h_{pc} + h_{gc} + h_{rad} \\
 h_{pc} &= h_{pc,Max} \cdot 70\% \\
 h_{pc,Max} &= 35.8 \cdot \rho_p^{0.2} \cdot k_f^{0.6} \cdot d_m^{-0.6} \\
 h_{gc} &= 0.86 \cdot Ar^{0.39} \cdot k_f \cdot d_m^{-0.5} \quad \text{voor } d_m > 0.8 \text{ mm} \\
 h_{rad} &= \frac{\epsilon_m \sigma (T_b^4 - T_w^4)}{(T_b - T_w)} \quad \text{met } \epsilon_m = 0.6
 \end{aligned}$$

bedmateriaal. Deze warmteoverdracht is niet verwaarloosbaar. Voor berekening van deze gegevens is uitgegaan van de verzamelde formules zoals gegeven door Roward¹⁴.

De warmteoverdracht tussen de wand en het bed is opgebouwd uit drie componenten; een warmteoverdracht door deeltjesconvectie, h_{pc} , een warmteoverdracht door gasconvectie, h_{gc} , die slechts een rol speelt bij deeltjes groter dan 0,8 mm en hier dus verwaarloosd kan worden, en de warmteoverdracht door straling h_{rad} .

Het fornuis (zie verderop) is ontworpen om de reactor op een konstante temperatuur van 750 °C te houden en eventuele fluctuaties in inlaattemperatuur op te vangen.

6.4.4 Reactorkarakteristieken

Hieronder staan de belangrijkste karakteristieken van de reactor vermeld. In de bijlagen staan de uitdraaien van het rekenblad weergegeven, waarop alle voor de berekening noodzakelijke details staan vermeld. Dit geldt niet alleen voor de reactor, maar voor alle apparaten die van belang zijn voor het doorrekenen van het processchema.

Dimensies reactor

- Diameter	1,2	m
- Maximale bedhoogte	3,0	m
- Zand massa	3000	kg
- Zand volume V_p	1,12	m ³

Minimum fluïdisatie

- ϵ_{mf}	0,46	-
- $Re_{p\ mf}$	0,99	-
- U_{mf}	0,12	m/s
- $\phi_{v\ g\ mf}$	0,13	m ³ /s

Proces omstandigheden

- $\phi_{v\ g}$	1,0	m ³ /s	- ϕ_{slib}	0,28	kg/s
- $P_{g\ in}$	200	kPa	- $\phi_{v\ slib}$	0,23	l/s
- ΔP	59	kPa			
- τ_g	2,0	s			
- $T_{g\ in}$	673	°C	- $T_{slib\ in}$	25	°C
- $T_{g\ uit}$	750	°C	- T_b	750	°C

Bed omstandigheden

- U	0,88	m/s	$h_{pc\ max}$	699,0	W/m ² K
- ϵ	0,63	-	$h_{pc\ (70\%)}$	489,3	W/m ² K
- V_{void}	1,98	m ³	h_{rad}	158,0	W/m ² K
- H_b	2,75	m	h_{bw}	647,3	W/m ² K
- V_b	3,1	m ³	T_w	805	°C
- A_w	10,3	m ²			

6.4.5 Evaluatie

- Om een enigszins nauwgezette berekening van het proces mogelijk te maken is volledig uitgegaan van de gegevens van de lab-opstelling van Kaminsky. Daarbij is de reactor feitelijk als een black box behandeld, met dezelfde voeding en dezelfde produktsamenstelling als bij Kaminsky.
- De reactie is afhankelijk van de slibsamenstelling, de temperatuur, de druk, en de verblijftijd in de reactor en het is aannemelijk dat ook de reactorgeometrie invloed heeft op de produktsamenstelling.
- Uit bovenstaande opmerkingen blijkt dat, voordat een proces-ontwerp wordt gemaakt, onderzoek moet worden verricht aan een wervelbedreactor op de gewenste schaal, met het te verwerken slib.

6.5 Fornois F5

6.5.1 Keuze reactorverwarmingssysteem

Voor de verwarming van de reactor is gekozen voor de plaatsing

van de reactor in een cilindervormig fornuis. De gewenste reactortemperatuur, 750 °C, is dusdanig hoog dat de warmteoverdracht voornamelijk plaats zal vinden door straling. Op grond hiervan is de keuze gevallen op een warmteoverdrachtssysteem op basis van straling in plaats van convectie of geleiding.

Er zijn twee mogelijkheden voor wat betreft het stralend medium: stoom of het geproduceerde pyrolysegas. Om de kosten zo laag mogelijk te houden is geen stoom gebruikt (dit vergt een stoomfabriek). Gebruik van het pyrolysegas heeft nog een extra voordeel, aangezien het nog een redelijke verbrandingswarmte heeft. Door gebruik te maken van het pyrolysegas wordt het proces qua warmtehuishouding zelfvoorzienend.

Als er geen pyrolysegas aanwezig is, bijvoorbeeld bij het opstarten, zal het fornuis bedreven moeten kunnen worden met bijvoorbeeld aardgas als brandstof.

Voor de branders is gekozen voor geïnduceerde stromingsbranders, met een 40% exces lucht. Er is dan geen luchtcompressor nodig, wat het systeem eenvoudig houdt.

6.5.2 Fornuis model

Het fornuis is ontworpen met de Lobo-Evans methode zoals beschreven door Kern¹⁵. Deze methode is oorspronkelijk bedoeld om de verwarming van een buizensysteem in een fornuis te berekenen. De warmteoverdracht kan worden berekend met de onderstaande formule.

$$\frac{Q_{rad}}{\alpha A_w F} = \sigma [T_g^4 - T_w^4] \quad \text{met } \alpha = 1$$

Hierin is T_g de temperatuur van het stralende medium, het afgas, aan de uitgang van het fornuis en F een efficiëntiefactor die bepaald wordt door de geometrie van het fornuis en de aard van het stralend medium. Voor het fornuis in dit voorontwerp kan de fractie van het totale warmtewisselend oppervlak dat bestraald wordt, α , op 1 gesteld worden. De efficiëntiefactor F kan berekend worden aan de hand van de onderstaande formules:

$$F = \left[\frac{1}{\epsilon_f} + \frac{1}{\epsilon_w} - 1 \right]^{-1} \quad \text{met } \epsilon_w = 0,90$$

$$\epsilon_f = \epsilon_g \left[1 + \frac{A_r}{A_w} \left[1 + \frac{\epsilon_g}{1 - \epsilon_g} \frac{1}{F_{rw}} \right]^{-1} \right] \quad \text{met } F_{rw} = 0,5$$

In de bovenstaande formules is ϵ_w de emissiefactor voor de warme wand, ϵ_g de emissiefactor van het stralende gas, A_r het oppervlak van de buitenwand, die de straling weerkaatst naar de binnenwand met oppervlak A_w en F_{rw} de stralingsfractie die van de buitenwand

de binnenwand bereikt. De emissiefactor van het gas, ϵ_g , kan bepaald worden aan de hand van de bijdrage van de twee stralende componenten in het verbrandingsgas, CO_2 en H_2O ten opzicht van een zuivere zwarte stralingsbron. Aan de hand van de onderstaande formule kan deze emissiefactor berekend worden.

$$\epsilon_g = \left[\frac{(q_{\text{CO}_2} + q_{\text{H}_2\text{O}})_{T_g, L, P_x} - (q_{\text{CO}_2} + q_{\text{H}_2\text{O}})_{T_w, L, P_x}}{(q_{z, T_g} - q_{z, T_w})} \right] \frac{100 - \% \text{Corr}}{100}$$

$$\text{met } q_{z, T} = \sigma \epsilon_z T^4 \text{ en } \epsilon_z = 1,0$$

In de bovenstaande formule wordt de bijdrage van een stralende component, q_x , bepaald door temperatuur, de partiaaldruk p_x van de component en de gemiddelde stralingsafstand L . Een schatting van de gemiddelde stralingsafstand is gemaakt op basis van de hydraulische diameter van het fornuis. De gemiddelde stralingsafstand kan berekend worden met de onderstaande formule:

$$L = 3,5 \cdot D_{\text{hydraulisch}} = \frac{3,5}{4} \frac{(D_o^2 - D_i^2)}{(D_o + D_i)}$$

De gebruikte waarden voor de q_{CO_2} en $q_{\text{H}_2\text{O}}$ zijn verkregen door interpolatie van door Kern getabellerde waarden. Daar het benodigd vermogen bepaald wordt door de reactor, kan vervolgens de uitgangstemperatuur van het afgas berekend worden. Uit de warmtebalans over het fornuis volgen tenslotte de benodigde hoeveelheden brandstof en pyrolysegas en het rendement van het fornuis. Bij berekening van de warmtebalans over het fornuis is gebruik gemaakt van de *Lower Heating Value* van het pyrolyse gas. Bij deze berekeningen zijn de warmteoverdracht door convection en het warmteverlies naar de omgeving verwaarloosd. Deze twee factoren hebben uitsluitend invloed op het uiteindelijke rendement van het fornuis, en zullen slechts weinig invloed op de dimensionering van het fornuis hebben. Tevens dient opgemerkt te worden dat de warmteoverdracht in werkelijkheid groter is dan de hier berekende warmteoverdracht daar er gerekend wordt met de temperatuur van het rookgas aan de uitgang van het fornuis. De temperatuur van het verbrandingsgas zal in het fornuis gemiddeld hoger zijn.

6.5.3 Ontwerpparameters

De reactortemperatuur en de daarvoor benodigde warmteoverdracht zijn bepalend voor het ontwerp. De gemiddelde stralingsafstand, en daarmee de geometrie van het fornuis, is een ontwerpparameter. Tevens is de concentratie van de stralende componenten in het gasmengsel, waarvan water en kooldioxyde de belangrijkste zijn, van invloed. Deze concentratie wordt bepaald door de samenstelling van het pyrolysegas en de hoeveelheid lucht die bijgemengd wordt.

Uit berekeningen blijkt een diameter van de buitenwand van 2,8 m optimaal, verdere vergroting van de buitendiameter geeft een minimale verbetering van het rendement van het fornuis. Gekozen is voor verbranding bij 202 kPa met een 10 % overmaat lucht. Bij gebruik van een 10 % overmaat lucht kan er geen gebruik gemaakt worden van zelf-aanzuigende branders zodat er een compressor nodig is. Het gebruik van een lage overmaat is gunstig in verband met de gereduceerde vorming van stikstofoxydes bij de verbranding. Dit heeft tevens een gunstige invloed op het rendement van het fornuis.

6.5.4 Fornuiskarakteristieken

- Q_{rad}	373,0	Kw	- Rendement	56	%
- ϕ_{gas}	0,039	kg/s	- T_{gas}	25	°C
- ϕ_{lucht}	0,223	kg/s	- T_{lucht}	25	°C
- ϕ_{afgas}	0,262	kg/s	- T_{afgas}	956	°C
- D_o buiten	2,8	m	- P_{brander}	202	kPa
- D_i binnen	1,2	m	- Overmaat lucht	10.0	%
- A_w	10,4	m ²	- P_{CO_2}	34,7	kPa
- A_r	34,6	m ²	- $P_{\text{H}_2\text{O}}$	23,7	kPa
- L	1,4	m	- T_w	805	°C
- $\Delta H_{\text{con } 298}^{\circ}$ (LHV)	-483,7	J/mol			

6.6 Zandcycloon batterij M6

6.6.1 Keuze cycloon

Deze scheider heeft als functie het verwijderen van het meege-dragen zand van het fluïde bed, om het vervolgens terug te voeren naar het fluïde bed. Hiervoor zijn verscheidene oplossingen mogelijk. Van deze oplossingen valt een filter direct af vanwege de hoge temperatuur van de gasstroom en de hoge drukval van een filter. Een andere mogelijk oplossing is een *impacter*, echter deze valt af door zijn grootte. Een cycloon voldoet in deze situatie beter, deze is bestand tegen de hoge temperatuur, heeft een lage drukval en vergt weinig onderhoud. Deze cycloonbatterij zal in de reactor boven het fluïde bed geïnstalleerd worden, voor eenvoudige terugvoer van het zand naar het bed. De keuze van het type cycloon is op empirische wijze tot stand gekomen, door het doorrekenen van verscheidene typen cyclonen. De uiteindelijke keuze is gevallen op een parallelschakeling van vier cyclonen van het type Stairmand hoge doorzet met een diameter van 0,35 m en een hoogte van 1,40 m.

De cyclonen worden gelegegd door middel van *rotary vane feeders*.

6.6.2 Cycloonmodel

De berekening aan de cyclonen is uitgevoerd met de methode van Leith en Licht zoals beschreven door Leith¹⁶. Deze methode voorstelt de fractionele efficiëntie van een cycloon als functie van cycloongeometrie, ingangssnelheid van het gas, temperatuur, deeltjesdiameter, viscositeit van het gas en deeltjesdichtheid. Deze efficiëntie is gegeven door de onderstaande formule:

$$eff = 1 - \exp[-2 (C \psi)^{\frac{1}{2n+2}}]$$

In deze vergelijking is n de vortexcoëfficiënt die de gasstroming in de cycloon beschrijft, ψ een dimensieloze groep voor de inertie van de deeltjes in de gasstroom en C een ruimtelijke factor welke bepaald wordt door de geometrie van de cycloon. De waarde van C ligt dus vast bij de keuze van de cycloon. Met de onderstaande formules kunnen n en ψ berekend worden:

$$n_{283 K} = 0.67 D^{0.14} \quad \frac{1 - n_T}{1 - n_{283 K}} = \left[\frac{T}{283 K} \right]^{0.3}$$

$$\psi = \frac{d^2 \rho_p v_i (n + 1)}{18 \eta D}$$

In de bovenstaande formule is v_i de gassnelheid in de inlaat. De drukval van de cycloon kan berekend worden met de onderstaande formule waarin ΔH een door de geometrie bepaalde drukfactor is die vast ligt met het gekozen type.

$$\Delta P = \Delta H \left(\frac{1}{2} \rho_g v_i^2 \right)$$

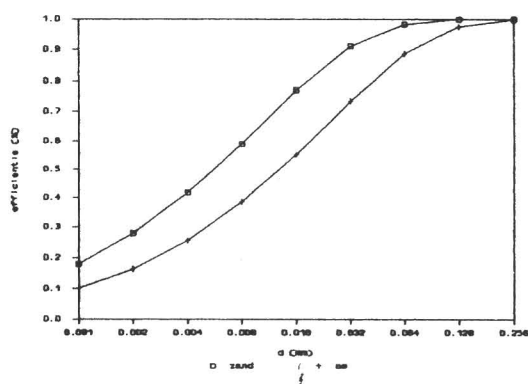
Aan de hand van de bovenstaande formules is het mogelijk om de efficiëntie van de cycloon als functie van de deeltjesgrootte te bepalen. De efficiëntiecurves voor zowel zand als as zijn te zien in onderstaande afbeelding.

6.6.3 Ontwerpparameters

Voor het ontwerp lagen een aantal parameters vooraf vast zoals het totale gasdebiet, druk, temperatuur en deeltjesgrootte verdeling van het zand. De vrije ontwerpparameters zijn het type cycloon, de grootte van de cycloon en het aantal parallelle cyclonen. Hierbij dient wel opgemerkt te worden dat de grootte van de cyclonen door de positionering in de reactor gelimiteerd is.

6.6.4 Cycloondimensies

Stairmand High throughput					
Geometrie			Dimensies		
	D	1,000	D	0,35	m
	a/D	0,750	a	0,26	m
	b/D	0,375	b	0,13	m
	De/D	0,750	De	0,26	m
	S/D	0,875	S	0,31	m
	h/D	1,500	h	0,53	m
	H/D	4,000	H	1,40	m
	B/D	0,375	B	0,13	m
	C	8,4	n	0,38	-
			$\phi_{v \ g}$	0,426	m ³ /s
			v_i	12,4	m/s
	ΔH	7,2	ΔP	257	Pa



Afbeelding: Zandcycloon 1

6.7 Ascycloon M7

6.7.1 Keuze cycloon

De bovengenoemde afwegingen voor cycloonbatterij M6 gelden ook voor deze cycloon. Deze cycloon is bedoeld om alle kleinere deel-

tjes, as en roet, uit de gasstroom te verwijderen. Hierbij is de volgende aanname gedaan dat de as en roet deeltjes gevormd bij de pyrolyse in het fluïde bed door attritie veel kleiner zijn dan het zand in het bed, en daardoor makkelijk door de gasstroom worden meegevoerd. In het geval dat dit niet voor alle as en roet opgaat, zal er een afvoer onderin het fluïde bed een afvoer geïnstalleerd moeten worden. De efficiëntiecurve voor de ascycloon en de cumulatieve efficiëntiecurve voor beide cyclonen zijn voor zowel zand als as te zien in onderstaande afbeeldingen. Voor deze cycloon is gekozen voor een cycloon van het Stairmand hoge efficiëntie type met een diameter van 0,7 m en een hoogte van 2,78 m.

6.7.2 Cycloonmodel

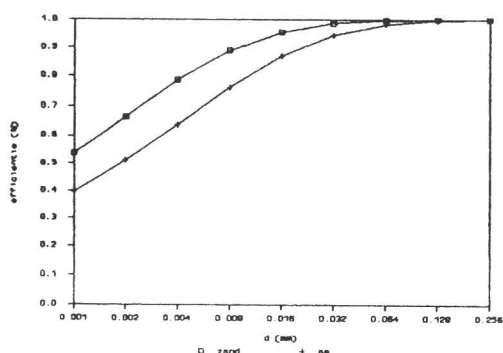
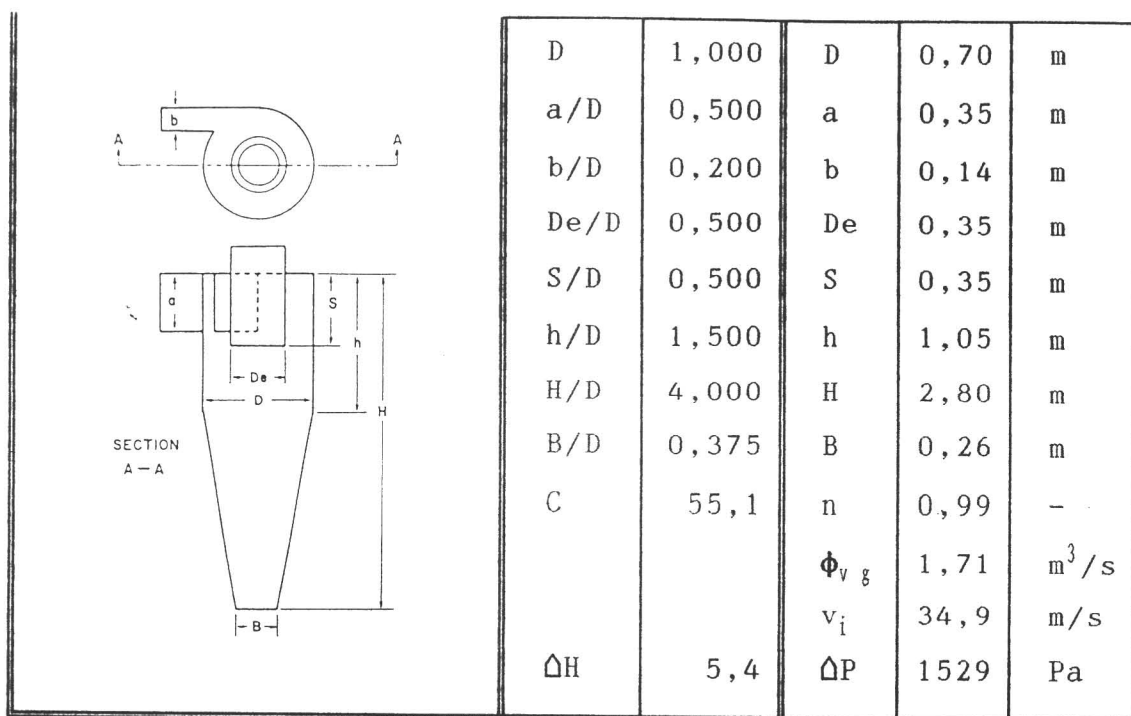
Voor deze cycloon is het dezelfde model gebruikt als voor cycloonbatterij M6.

6.7.3 Ontwerpparameters

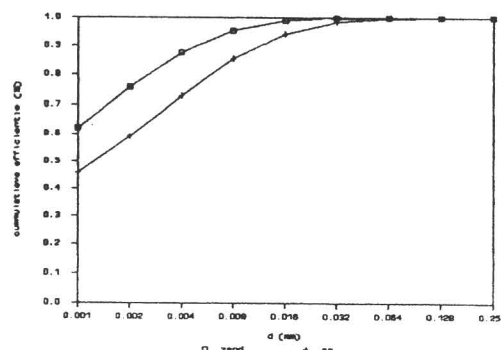
Voor deze cycloon gelden dezelfde parameters als voor cycloonbatterij M6. Echter met als verschil de aanname dat de as- en roetdeeltjes veel kleiner zijn dan de zanddeeltjes. Verder is de dichtheid van deze deeltjes kleiner dan van het zand. Verder is voor deze cycloon de grootte niet gelimiteerd daar deze buiten de reactor gepositioneerd zal worden.

6.7.4 Cycloon dimensies

Stairmand High Efficiency		
	Geometrie	Dimensies



Afbeelding: Ascycloon



Afbeelding: Cumulatieve efficiëntie

6.8 Warmtewisselaar H8

6.8.1 Keuze type warmtewisselaar

De belangrijkste schakel in dit procesontwerp na de reactor is de warmtewisselaar. Gekozen is voor een pijpenbundel (*tube-shell*) warmtewisselaar. Dit type kan gemakkelijk hoge temperaturen en een grote doorzet aan en is goed door te rekenen voor verschillende situaties.

6.8.2 Ontwerpoeverwegingen

Omdat met name de stroom produktgas een vuile stroom is, is gekozen voor een type dat gemakkelijk is schoon te maken: type

CET, met rechte buizen (dus één passage) en een vierkante *pitch*. De warme stroom, met de oliecomponenten, wordt door de buizen gevoerd, omdat de buizen gemakkelijk te reinigen zijn. De warmtewisselaar is ontworpen conform TEMA standaarden¹⁷.

De stofgegevens van de beide gasstromen konden worden berekend (zie hoofdstuk 4). De uitlaattemperatuur van de warme stroom is zo gekozen dat zoveel mogelijk (hopelijk alle) gevormde olie- en teerachtige verbindingen in de gasfase blijven. Om ervoor te zorgen dat deze temperatuur nooit veel lager komt te liggen bij fluctuaties in de gasproductie, is een *bypass* aan de koude kant aanwezig.

6.8.3 Warmtewisselaar model

Het gebruikte model om de warmtewisselaar door te rekenen staat bekend als de methode van Bell en is beschreven door Coulson e.a.¹⁰. Dit is een vrij nauwkeurige methode die rekening houdt met bijna alle onderdelen van de warmtewisselaar. Ook de drukval is met deze methode berekend.

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt U_t volgt uit:

$$\frac{1}{U_t} = \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_i} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k_w}$$

hierin is:

h_o	=	warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de buitenkant van de buizen [W/m^2K]
h_i	=	warmteoverdrachtscoëfficiënt aan de binnenkant van de buizen [W/m^2K]
h_{od}	=	warmteweerstand door vuil aan de buitenkant van de buizen [W/m^2K]
h_{id}	=	warmteweerstand door vuil aan de binnenkant van de buizen [W/m^2K]
k_w	=	warmtegeleidingscoëfficiënt van het buismateriaal [W/mK]
d_o	=	buitendiameter van de buizen [m]
d_i	=	binnendiameter van de buizen [m]

De vuilweerstand zijn zowel aan de binnenkant als aan de buitenkant van de buizen geschat op $2000 W/m^2K$. De warmtegeleidingscoëfficiënt van het buismateriaal is geschat op $19,2 W/mK$. Waarden voor h_o , h_i en de drukval aan beide kanten volgden uit de berekeningsmethode van Bell, zoals hierboven genoemd.

De overgedragen hoeveelheid warmte Q is te berekenen met:

$$Q = U_t \cdot A \cdot \Delta T_{ln}$$

waarin:

- A = warmtewisselend oppervlak [m^2]
 ΔT_{ln} = logaritmisch over de buislengte gemiddeld temperatuursverschil tussen de binnenkant en de buitenkant van de buizen [K]

ΔT_{ln} volgt voor een warmtewisselaar met een enkele passage en tegenstrooming uit:

$$\Delta T_{ln} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

met:

- T_1 = instroomtemperatuur buitenkant buizen [K]
 T_2 = uitstroomtemperatuur buitenkant buizen [K]
 t_1 = instroomtemperatuur binnenkant buizen [K]
 t_2 = uitstroomtemperatuur buitenkant buizen [K]

6.8.4 Berekening processchema

De warmtewisselaar is het belangrijkste knooppunt in het proceschema en veroorzaakt een reeks extra iteraties om de hele processtroom door te rekenen. Immers, zowel veranderingen aan de warme kant van de warmtewisselaar als veranderingen aan de koude kant van de warmtewisselaar hebben invloed op de totale warmteoverdrachtscoëfficiënt U_t . Dit knooppunt verhindert echter niet een convergentie bij het doorrekenen van het processchema.

6.8.5 Warmtewisselaarkarakteristieken

-	Capaciteit	656	kW
-	Warmtewisselend oppervlak	200	m^2
-	Totale warmteoverdrachtscoëfficiënt	25,1	$Wm^{-2}K^{-1}$
-	Gemiddeld temperatuursverschil	131	K
-	Inlaattemperatuur warme stroom	750	$^{\circ}C$
-	Uitlaattemperatuur warme stroom	300	$^{\circ}C$
-	Inlaattemperatuur koude stroom	78	$^{\circ}C$
-	Uitlaattemperatuur koude stroom	681	$^{\circ}C$
-	Debiet warme stroom	1,35	m^3s^{-1}
-	Debiet koude stroom	0,62	m^3s^{-1}
-	Buisdiameter binnen	29,0	mm
-	Buisdiameter buiten	31,8	mm

-	Aantal buizen	329	-
-	Lengte buizen	6	m
-	Totale diameter	889	mm
-	<i>Baffle spacing</i>	254	mm
-	<i>Pitch</i>	39,7	mm
-	Drukval 'warme' kant (buizen)	0,2	kPa
-	Drukval 'koude' kant (mantel)	8,7	kPa

6.9 Opstartkoeler H9

Deze warmtewisselaar is voor de procesberekeningen niet van belang, maar voor het bedrijven van het proces wel. Het vermogen moet tenminste 249 kW bedragen. Dit apparaat is niet in detail uitgewerkt.

6.10 Condensor T10

6.10.1 Keuze type condensor

Gezien de sterk vervuilende aard van het condensaat (olie en teer) is gekozen voor een direct contact koeltoren uitgerust met *baffle plates*. Dit type is zeer ongevoelig voor vervuiling.

Een extra voorziening is de voorraadbak onder in de kolom. Deze is bedoeld om gevormd teer op te slaan en zal periodiek moeten worden gelegeerd (stroom 15). Het olie/watermengsel wordt dus niet afgetapt onder uit de kolom, maar aan de zijkant (stroom 16). De voorraadbak is gedimensioneerd op een verblijftijd van de vloeistoffase van 1 minuut.

6.10.2 Condensormodel

Voor het ontwerp van dit type koeltoren is voor zowel schotel als kolom gebruik gemaakt van de ontwerpregels van Scheimann^{18,19}

De warmteoverdracht in de condensor werd geschat met een empirische vergelijking, vermeld door Fair²⁰:

$$Ua = 0.02 \Phi_G^{0.7} \Phi_L^{0.4}$$

met Ua : volumetrische warmteoverdrachtscoëfficiënt
[BTU/(ft³, h, °F)]

Φ_G : gasdebiet per oppervlak [lb/(hr, ft²)]

Φ_L : vloeistofdebiet per oppervlak [lb/(hr, ft²)]

De hoeveelheid overgedragen warmte Q volgt uit:

$$Q = Ua \cdot V \cdot \Delta T_{lm}$$

waarin V het volume van het warmtewisselend deel van de condensor voorstelt.

De drukval is berekend met de methode van Bell, identiek als aan de mantelzijde van de warmtewisselaar.

6.10.3 Condensorkarakteristieken

- Koelcapaciteit	383	kW
- Gasdebiet in	0,8	kg/s
- Koelwaterdebiet	8,1	kg/s
- Drukval	0,6	kPa
- Hoogte condensorgedeelte	6,23	m
- Hoogte buffer	0,34	m
- Verblijftijd in buffer	60	s
- Diameter kolom	1,34	m
- <i>Baffle spacing</i>	0,46	m
- Inlaattemperatuur gasstroom	300	°C
- Inlaattemperatuur koelwaterstroom	30	°C
- Uitlaattemperatuur water + condensaat	36	°C
- Uitlaattemperatuur gasstroom	41	°C

6.11 Compressor C11

6.11.1 Keuze type compressor

Er is hier gekozen voor een schottenpomp, op grond van een aantal verschillende argumenten. Voor het bedrijven van het fluïde bed is een konstante, stabiele volumestroom gas en een constante druk in het bed nodig. Een verdringer biedt als voordeel dat een (variabele) volumestroom bij konstante druk en temperatuur geleverd kan worden, onafhankelijk van de stromingseigenschappen van de zuig- en persleidingen en het gewenste debiet. Een centrifugaalcompressor biedt deze voordelen niet, wat regeling van het proces aanzienlijk bemoeilijkt.

De drukverhouding (P_u/P_i) bedraagt 1,7, wat de druk boven de gewenste druk brengt. Door smoring kan de gewenste druk bereikt worden. Regeling van het debiet vindt plaats door regeling van het toerental. Dit is een duurdere regeling dan de gebruikelijke regeling door terugstromen van gecomprimeerd gas door een *bypass*. Deze methode is hier niet mogelijk omdat bij regeling van het debiet op deze wijze de uitgangstemperatuur beïnvloed wordt, wat

een storende werking heeft op regeling van de warmtewisselaar H8, en dientengevolge ook op de regeling van het fluïde bed. Bij gebruik van regeling van het debiet met het toerental doet dit probleem zich niet voor.

6.11.2 Compressormodel

Verdringers laten zich, volgens Van den Bergh²¹, beschrijven met de onderstaande modellering. De compressie en expansie van een gas in een verdringer is in principe een polytroop proces, echter voor een eerste schatting kan aangenomen dat het isentropisch verloopt. Het benodigde vermogen voor een isentrope verdringer kan met de onderstaande formules bepaald worden.

$$W_{isentrop} = \frac{\kappa}{\kappa - 1} P_i \phi_v \left[(P_o/P_i)^{\frac{\kappa}{\kappa - 1}} - 1 \right]$$

$$C_v = C_p - R \qquad \kappa = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Vervolgens geeft Van den Bergh de verschillende rendementen van verdringer. Het totaal rendement, η_{tot} , is afhankelijk van de drukverhouding tussen in- en uitgang en opgebouwd uit het mechanische rendement, η_m , en het isentropisch rendement, η_{is} . Het isentropisch rendement geeft de afwijking van het isentropisch gedrag.

$$T_u = T_i (P_o/P_i)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}}$$

De temperatuur na isentropische compressie kan met de onderstaande formule berekend worden:

$$\eta_{tot} = \eta_m \cdot \eta_{isentrop}$$

$$W_t = \frac{W_{isentrop}}{\eta_{tot}}$$

$$W_{polytroop} = \frac{W_{isentrop}}{\eta_{isentrop}}$$

De temperatuurdaling als gevolg van de drukregeling door smoring is berekend volgens de methode gegeven door Smith²². De daling van de temperatuur bleek zeer klein, kleiner dan 0,5 °C, en is verder verwaarloosd.

6.11.3 Compressorkarakteristieken

COMPRESSOR C11 : Schottenpomp, verdringer

C_p	34,91	J/mol K	κ	1,31	-
P_i	136,7	kPa	ϕ_v	0,44	m ³ /s
P_0	233,0	kPa	T_i	36,1	°C
P_0/P_i	1,70	-	T_0	78,0	°C
$W_{isentrop}$	34,8	kW	η_{is}	0,86	-
$W_{polytrop}$	40,5	kW	η_m	0,85	-
W_t	47,7	kW	η_{tot}	0,73	-

6.12 Decanter V12

De decanter is een verticale *gravity settler*, en de ontwerpprocedure uit Coulson e.a.¹⁰ is gevolgd. Hieronder staan de voornaamste karakteristieken van de direct contact koeler vermeld.

- Doorzet	8,15 kg/s
- Hoogte	3,2 m
- Diameter	3,2 m
- Debiet oliefractie	0,01 kg/s
- Debiet waterfractie	8,14 kg/s
- Dichtheid oliefractie	847 kg/m ³
- Dichtheid waterfractie	1000 kg/m ³
- Toevoerhoogte	2,68 m van de basis

Omdat de uitgaande stroom uit de decanter op atmosferische druk is, moet de druk in de condensor de vloeistofstroom in de decanter op gang houden. Bij het plaatsen van de decanter moet hier rekening mee worden gehouden. Tevens rekening houdend met de drukval in de leiding van de condensor naar de decanter volgt dat de basis van de decanter maximaal 1,5 meter boven het uitgangsniveau van de condensor mag worden geplaatst.

6.13 Compressor C13

6.13.1 Keuze type compressor

Er is gekozen voor een ééntraps compressor met axiale waaier.

6.13.2 Compressormodel

Deze compressor is ontworpen via de methode zoals beschreven in Van den Berg²¹. Het specifieke toerental, N_q , voor een compressor

is op dezelfde wijze gedefinieerd als bij de hieronder beschreven centrifugaalpomp P17. Met behulp van het specifieke toerental en het debiet kan in een grafiek voor compressoren het rendement bepaald worden. Het theoretische vermogen, $W_{\text{theoretisch}}$, voor isentropische compressie, en het technische vermogen W_t kunnen berekend worden met de onderstaande formules.

$$W_{\text{theoretisch}} = \dot{\phi}_m \frac{\kappa}{\kappa - 1} R T_i \left[\left(P_o / P_i \right)^{\frac{\kappa - 1}{\kappa}} - 1 \right] \quad W_t = \frac{W_{\text{theoretisch}}}{\eta_{\text{tot}}}$$

De uitgangstemperatuur na isentropische compressie kan berekend worden met dezelfde formule als bij compressor C11.

6.13.3 Compressorkarakteristieken

- $\dot{\phi}_v$	0,0404	m ³ /s	P_i	139,8	kPa
- $\dot{\phi}_m$	0,0624	kg/s	P_o	500,3	kPa
- H_{aan}	36,8	m	N	3000	omw/min
- T_i	36	°C	N_q	0,121	rpm (m ³ /s) ^{1/2} /m ^{3/4}
- T_o	146	°C	η_{tot}	0,87	-
- $W_{\text{theoretisch}}$	8,4	kW	W_t	9,7	kW

6.14 Warmtewisselaar H14

6.14.1 Keuze type warmtewisselaar

Met deze warmtewisselaar wordt de koelwaterstroom voor de condensor op de gewenste stroom gebracht. Er zijn twee koelmiddelen beschikbaar, water en omgevingslucht. Vanwege de hoogte van de gewenste uitgangstemperatuur, de slechte warmtecapaciteit van lucht en geluidsoverlast heeft gebruik van lucht hier niet de voorkeur. Vanwege de kleine temperatuurverschillen tussen de vloeistofstromen is er een grote warmtewisselend oppervlak nodig. Met een plaatkoeler kan er een hoog oppervlak bereikt worden met een compact apparaat. Vanwege de lage drukval is gekozen voor een *looped-flow* stromingssysteem. Hierbij worden de koude en warme stroom opgesplitst en lopen parallel in tegenstroom door de warmtewisselaar.

6.14.2 Warmtewisselaarmodel

Voor het ontwerp van deze warmtewisselaar is gebruik gemaakt van de methode van Buonopane²³. Deze geeft de voor de warmteoverdracht de volgende vergelijking:

$$Q_{ex} = F U A_t \Delta T_{ln}$$

In deze formule is F een correctiefactor voor het aantal platen en het stromingspatroon, A_t het totale oppervlak en U de warmteoverdrachtscoëfficiënt, welke is opgebouwd uit de warmteoverdracht in de vloeistoffilm tussen de platen en de warmtegeleiding van de platen. De logaritmisch gemiddelde temperatuur, ΔT_{ln} , ligt hier vast daar de uitgangstemperatuur van de koelstroom gelimiteerd is door de maximale watertemperatuur bij lozing op het oppervlaktewater (40 °C). Dimensionering heeft plaats gevonden met een temperatuur van 30 °C. De vrije variabele is hier het oppervlak. Er is gebruik gemaakt van een zelfde type plaat als bij de experimenten van Buonopane.

De drukval over de warmtewisselaar is berekend met de methode van Bell (zie Coulson¹⁰) voor drukval over buizen, waarbij gebruik gemaakt is van de hydraulische diameter van de platen.

6.14.3 Warmtewisselaarkarakteristieken

Warme stroom			Koude stroom		
Debiet	8,10	kg/s	Debiet	8,95	kg/s
T_i	41	°C	T_i	20	°C
T_u	30	°C	T_u	30	°C
ΔP	21,2	kPa	ΔP	25,0	kPa
Stromen	115	stuks	Stromen	116	stuks
Plaat dimensies			Eigenschappen		
Hoogte	0,80	m	Q_{ex}	375,0	kW
Breedte	0,18	m	U	1130	W/m ₂ K
Dikte	6	mm	A_T	32,9	m ₂
Afstand	12	mm	F	0,967	-
Oppervlak	0,14	m ²			

6.15 Opslag pyrolysewater V15

Er wordt 0,1 m³/h aan pyrolysewater geproduceerd. De stroom pyrolysewater die als koelmedium in de condensor wordt gebruikt, bedraagt circa 29 m³/h. De grootte van de opslagtank is gebaseerd op een recirculatie van de tankinhoud eens in de twee uur. Dit komt dus neer op een tankinhoud van circa 60 m³. Bij het opstarten kan deze tank met oppervlaktewater worden gevuld.

6.16 Opslag pyrolysegas V16

In de opslag van het pyrolysegas moet genoeg gas aanwezig zijn om bij het opstarten na een *shut-down* de reactor weer op temperatuur te brengen. De warmte-inhoud van de reactor en de zandvulling is ongeveer 1,75 GJ. De verbrandingswarmte van het pyrolysegas bedraagt 484 kJ/mol, het thermisch rendement (op bedrijfstemperatuur) 56%, zodat circa 6,4 kmol nodig is voor het opwarmen van de reactor met inhoud. Als het gas opgeslagen wordt op een druk van 500 kPa dan komt dit neer op circa 30 m³ pyrolysegas. Een gastank van 50 m³ is derhalve ruim voldoende.

6.17 Koelwaterpomp P17

6.17.1 Keuze type pomp

Voor deze pomp is gekozen voor een standaard centrifugaal pomp.

6.17.2 Pompmodel

De pomp is ontworpen via de methode beschreven door Van den Bergh²¹. Uitgangspunt is de drukwinst over de pomp, H_{man} , uitgedrukt in meters vloeistofkolom. Met de drukwinst kan vervolgens de specifieke hoeksnelheid N_s en het specifieke toerental N_q berekend worden met onderstaande formules:

$$N_s = \frac{\omega \phi_v^{0.5}}{g H_{man}^{0.75}} \quad N_q = \frac{N \phi_v^{0.5}}{H_{man}^{0.75}} = 53 N_s$$

Met behulp van het specifieke toerental en het debiet kan vervolgens in een grafiek het rendement van de pomp bepaald worden. Met de onderstaande formule kan het benodigde theoretische vermogen $W_{theoretisch}$ en het technische vermogen W_t bepaald worden.

$$-W_{theoretisch} = \phi_m g H_{man} \quad -W_{tech} = \frac{-W_t}{\eta_{tot}}$$

6.17.3 Pompkarakteristieken

P_i	95,9	kPa	N_s	0,304	-
P_o	262,8	kPa	N_q	4,86	rpm (m ³ /s) ^{1/2} /m ^{3/4}
H_{man}	17,0	m	W_{th}	1,35	kW
ϕ_v	0,0081	m ³ /s	η	0,55	-
N	1500	omw/min	W_t	2,46	kW

7 Massa- en warmtebalans

7.1 Massabalans

Uit de analyse van Kaminsky^{4,4} van de produkten die gevormd worden bij de pyrolyse zijn voor de berekeningen de significant voorkomende componenten gebruikt (zie ook paragraaf 5.3). Na deze selectie is de samenstelling genormeerd.

De berekening van de massabalans heeft plaats gevonden door elke component in het systeem apart te beschouwen. De enige conversie van componenten vindt plaats in de reactor R4. Bij de reactie wordt het slib geheel omgezet naar de verschillende componenten waarvan de produktsamenstelling is geven. Voor de overzichtelijkheid is in de stroom-/componentenstaten slechts onderscheid gemaakt tussen verschillende componentgroepen. De samenstelling van deze componentgroepen, welke hieronder gegeven zijn, zijn vrijwel konstant in het gehele proces.

Alleen de samenstelling van de pyrolyse-olie verandert bij condensatie, waarbij er een splitsing in vloeibare en gasvormige componenten optreedt. Het is mogelijk dat deze vaste componenten uit de pyrolyse-olie niet als vaste stof ontstaan maar oplossen in de organische pyrolyse-olie. Voor de berekening is aangenomen dat de vaste stof gevormd wordt. Indien deze stoffen oplossen is de hoeveelheid energie die bij de condensatie afgevoerd moet worden kleiner.

Zoals eerder vermeld bevat de waterfase verschillende andere componenten. Deze hebben echter geen invloed op de berekeningen en zijn verwaarloosd.

Hier dient nog een opmerking gemaakt te worden aangaande de stromen 15 en 24. Deze stromen zijn in principe ophopingen van stof. In geval van stroom 15, de teer en vaste stof uit de condensor, blijft de stof in de condensor en dient op gezette tijden verwijderd te worden. Deze beide stromen vinden niet continu plaats en moeten beschouwd worden als gemiddelde stromen over langere perioden.

De as bestaat uit 23% organische resten, waarvoor cokes als modelstof aangenomen is, en 77% anorganische resten. Als modelstof voor de gevormde teer is antraceen genomen.

Tabel VI Samenstelling Pyrolyse gas

GAS	y_i (mol _i /mol)	m_i (g _i /g)
koolmonoxide	0,440	0,4367
methaan	0,210	0,1193
kooldioxide	0,180	0,2807
etheen	0,070	0,0696
ethaan	0,040	0,0426
waterstof	0,020	0,0014
propeen	0,020	0,0298
stikstof	0,020	0,0198

Tabel VII Samenstelling pyrolyse olie

OLIE COMPONENTEN	VOOR T10		Fase	NA T10 (L)		IN T10 (S)	
	y_i $\frac{\text{mol}_i}{\text{mol}}$	m_i $\frac{\text{kg}_i}{\text{kg}}$		y_i $\frac{\text{mol}_i}{\text{mol}}$	m_i $\frac{\text{kg}_i}{\text{kg}}$	y_i $\frac{\text{mol}_i}{\text{mol}}$	m_i $\frac{\text{kg}_i}{\text{kg}}$
pentaan	0,052	0,0475	L	0,059	0,0576		
hexaan	0,045	0,0496	L	0,051	0,0602		
heptaan	0,018	0,0227	L	0,020	0,0276		
benzeen	0,438	0,4360	L	0,496	0,5288		
indeen	0,050	0,0744	S			0,411	0,4471
naftaleen	0,048	0,0785	S			0,090	0,1176
bifenyl	0,011	0,0207	S			0,309	0,2471
fenol	0,036	0,0434	L	0,057	0,0902		
cresol	0,031	0,0434	L	0,036	0,0526		
acetonitril	0,186	0,0971	L	0,210	0,1178		
pyrrool	0,063	0,0537	L	0,071	0,0652		
indool	0,022	0,0331	S			0,189	0,1882

7.2 Energiebalans

Daar de massastromen, en dus ook de molstromen, voor elke component bekend zijn, is de warmte-inhoud voor elke component afzonderlijk berekend. De uiteindelijk warmte-inhoud, de enthalpie, van een stroom is verkregen door de enthalpiën van de afzonderlijke componenten te sommeren.

De berekening van de bijdrage van de verschillende componenten is afhankelijk van de toestand van de component. Voor gasvormig componenten is de enthalpie als volgt berekend:

$$H_T = \sum_{i=1}^n y_i H_{T,i}$$

$$H_{T,i} = H_{f,i}^{\circ}{}_{298} + \int_{298}^T C_{p,i,g} dT$$

$$C_{p,i,g} = A + B T + C T^2 + D T^3$$

$$H_{T,i} = H_{f,i}^{\circ}{}_{298} + A (T-298) + \frac{B}{2} (T^2-298^2) + \frac{C}{3} (T^3-298^3) + \frac{D}{4} (T^4-298^4)$$

Vanwege het grote temperatuurbereik waarbij gasvormige componenten voorkomen, is het niet mogelijk om de warmtecapaciteit konstant te veronderstellen, en is er gebruik gemaakt van een formule met viriaalcoëfficiënten om de warmtecapaciteit te berekenen. Door directe integratie van deze formule wordt een nauwkeurige formule voor de enthalpie verkregen.

De enthalpie van vloeibare componenten is met de onderstaande formule berekend. Vanwege de geringe variatie in temperatuur waarbij de vloeistoffen voorkomen is de warmtecapaciteit konstant verondersteld.

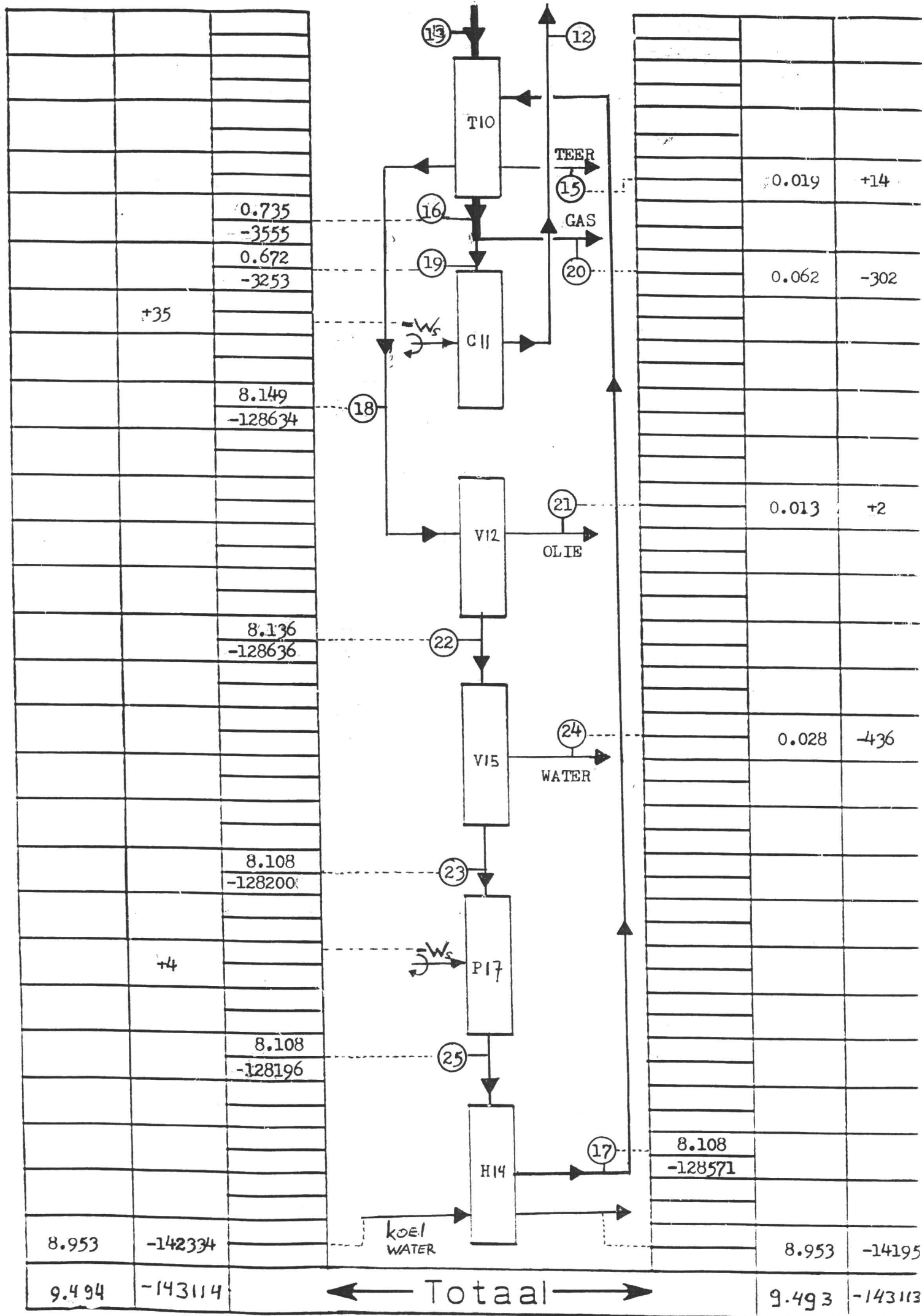
$$H_{T,i} = H_{f,i}^{\circ}{}_{298} - \Delta H_{vap,i}{}_{298} + C_{p,i,l} (T - 298)$$

De enthalpie van de vaste componenten is met de onderstaande formule berekend. Ook hier kan de warmtecapaciteit konstant verondersteld worden.

$$H_{T,i} = H_{f,i}^{\circ}{}_{298} - \Delta H_{vap,i}{}_{298} - \Delta H_{melt,i}{}_{298} + C_{p,i,s} (T - 298)$$

Gezien de relatief lage drukken is het niet noodzakelijk een drukcorrectie op de enthalpie toe te passen.

Voor verdere gegevens over de berekening van warmtestromen wordt verwezen naar de betreffende apparaten.



Apparaatstroom ↓ Componenten	1		2		3		4		5	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Slib	0.278	-631								
Pyrolyse water									0.028	-338
Pyrolyse gas			0.039	-188					0.734	-2687
Pyrolyse olie									0.016	+32
Pyrolyse teer									0.017	+45
Pyrolyse as									0.155	+129
Lucht							0.224	+0		
Afgas					0.263	-561				
TOTAAL :	0.278	-631	0.039	-188	0.263	-561	0.224	+0	0.950	-2819

Apparaatstroom ↓ Componenten	6		7		8		9		10	
	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Slib										
Pyrolyse water			0.028	-338						
Pyrolyse gas	0.672	-2561	0.734	-2687			0.661	-2507	0.011	-54
Pyrolyse olie			0.016	+32						
Pyrolyse teer			0.017	+45						
Pyrolyse as			0.155	+129	0.155	+129				
TOTAAL :	0.672	-2561	0.950	-2819	0.155	+129	0.661	-2507	0.011	-54

M in kg/s

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	11		12		13		14		15	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Slib										
Pyrolyse water	0.028	-338			0.028	-366				
Pyrolyse gas	0.734	-2687	0.672	-3217	0.734	-3282	0.672	-3217		
Pyrolyse olie	0.016	+32			0.016	+16			0.002	+1
Pyrolyse teer	0.017	+45			0.017	+27			0.017	+13
Pyrolyse as										
Lucht										
Afgas										
TOTAAL :	0.795	-2948	0.672	-32177	0.795	-3604	0.672	-3217	0.019	+14

Apparaatstroom	16		17		18		19		20	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Slib										
Pyrolyse water			8.108	-128571	8.136	-128636				
Pyrolyse gas	0.735	-3555					0.672	-3253	0.062	-302
Pyrolyse olie					0.013	+2				
Pyrolyse teer										
Lucht										
Afgas										
TOTAAL :	0.735	-3555	8.108	-128571	8.149	-128634	0.672	-3253	0.062	-302

M in kg/s

Stroom / Componenten staat

Apparaatstroom	21		22		23		24		25	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
Slib										
Pyrolyse water			8.136	-128636	8.108	-128200	0.028	-436	8.108	-128196
Pyrolyse gas										
Pyrolyse olie	0.013	+2								
Pyrolyse teer										
Pyrolyse as										
Lucht										
Afgas										
TOTAAL :	0.013	+2	8.136	-128636	8.108	-128200	0.028	-436	8.108	-128196

8 Overzicht apparaatspecificaties

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	R4	V12	V15	V16	
Benaming, type	Reactor, Wervelbed	Decanter, "Gravity settler"	Opslag pyrolysewater tank	Opslag pyrolysegas vat	
Abs.of eff.* druk in bar	ABS. 2,03	Atmosferisch	Atmosferisch	ABS. 5,0	
temp. in °C	750 °C	41 °C	41 °C	25 °C	
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	5,6 m ³ 1,2 m 5,0 m	6,4 m ³ 3,2 m 3,2 m	60 m ³ 5 m 3 m	50 m ³ 2 m 4 m	
Vulling: * schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm	Zand, korrelgrootte 353-600 µm	n.v.t.	n.v.t.	n.v.t.	
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI-316L	AISI-316L	AISI-316L	AISI-316L	
aantal serie/parallel	1	1	1	1	

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	F5	H8	H9	H14	
Benaming, type	Fornuis	Warmte- wisselaar Tube/shell	Warmte- wisselaar (voor opstarten)	Warmte wisselaar Plaat	
Medium pijpen-/ mantelzijde	Reactor R4 / Afgas	Pyrolysegas Pyrolysegas	Pyrolysegas Koelwater	Pyrolysewater Koelwater	
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	373 kW	656 kW	249 kW	375 kW	
Warmtewisselend oppevl. in m ²	10,4 m ²	200 m ²	—	33 m ²	
Aantal ^{serie/} parallel	1	1	1	1	
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	n.v.t. / 2,03 (ABS.)	1,42 (ABS.) / 2,07 (ABS.)	—	2,62 (ABS.) / 1,5 (ABS.)	
temp. in / uit in °C pijpszijde mantelzijde	n.v.t. / in: n.v.t. uit: 956 °C	in: 750 °C uit: 300 °C / in: 78 °C uit: 681 °C	—	in: 41 °C uit: 30 °C / in: 20 °C uit: 30 °C	
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI-316L	AISI-316L	—	AISI-316L	

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	M3	C11	C13	P17	
Benaming, type	Transport- schroef	Compressor, Schottenpomp	Compressor ééntraps	Koelwater- pomp centrifugaal	
te verpompen medium	Slib- granulaat	Pyrolysegas	Pyrolysegas	Pyrolyse- water	
Capaciteit in t/d of kg/s*	1,0 t/d	0,672 kg/s	0,062 kg/s	8,11 kg/s	
Dichtheid in kg/m ³	840 kg/m ³	1,54 kg/m ³	1,54 kg/m ³	1000 kg/m ³	
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.)*	n.v.t.	P _i = 1,40 (ABS.) P _u = 2,32 (ABS.)	P _i = 1,40 (ABS.) P _u = 5,0 (ABS.)	P _i = 0,96 (ABS.) P _u = 2,6 (ABS.)	
temp. in °C in / uit	25°C/ 25°C	36°C/ 78°C	36°C/ 146°C	41°C/ 41°C	
Vermogen in kW theor./ prakt.		35 kW/ 48 kW	8,4 kW/ 9,7 kW	1,4 kW/ 2,5 kW	
Speciaal te ge- bruiken mat.	AISI-316L	AISI-316L	AISI-316L	AISI-316L	
aantal serie/parallel	1	1	1	1	

* aangeven wat bedoeld wordt

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.10		Fabrieksnummer : 2848	
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :			
Functie..... : destillatie / extraktie / absorptie / <u>condensatie</u> * Type toren..... : gepakt / schotel / spiroer / * Type schotel..... : klokje / zeefplaat / valve / <u>affle</u> * Aantal schotels..... : theoretisch : n.v.t. Aantal schotels..... : praktisch : 13 Schotelafstand / HETS : 0,46 m Materiaal schotel : AISI-316L Diameter toren..... : 1,34 m Hoogte toren : 6,57 Materiaal toren : AISI-316L Verwarming..... : geen / open stroom / reboiler / *			
BEDRIJFSKONDITIONES :			
Stroomnummer :	Voeding (13)	Top (16)	Bodem (18)
Temperatuur..... °C	300°C	36°C	41°C
Druk..... bar	1,4 bar	1,4 bar	1,4 bar
Dichtheid..... kg/m ³	0,82 kg/m ³	1,55 kg/m ³	1000 kg/m ³
Massastroom..... kg/s	0,80 kg/s	0,73 kg/s	8,15 kg/s
Reflux/absorptie middel (17)	30 °C 1,9 bar 1000 kg/m ³ 8,11 kg/s		
Extraktie middel/...			
Samenstelling in mol % resp. gew. %			
ONTWERP :			
Aantal klokjes / zeefgaten / ** :	0		
(Aktief) schoteloppervlak..... :	1,29 m ²		
Lengte overlooprand..... :	mm		
Diameter valpijp / gat / :	0 mm		
Type pakking..... : Materiaal pakking : n.v.t. Afmetingen pakking :			
Verdere gegevens op schets vermelden			

*doorstrepen wat niet van toepassing is.

** indien een toren schotels van verschillend ontwerp bevat, dit vermelden!

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	M1	M2	M6	M7	
Benaming, type	Opslag slib silo	Buffer slib vat	Zandcycloon Hoge Doorzet	Ascycloon Hoge Eff.	
Capaciteit	10 m ³ (1 week)	1,5 m ³ (1 dag)	0,426 m ³ /s (per stuk)	1,71 m ³ /s	
Abs.of eff.* druk in bar	Atmosferisch	ABS. 2,03	ABS. 1,41	ABS. 1,41	
temp. in °C	25	25	750	750	
Inhoud in m ³ of afmetingen in m *	10 m ³	1,5 m ³	Hoogte 1,40 m Diameter 0,35 m	Hoogte 2,80 m Diameter 0,70 m	
aantal serie/parallel	1	1	4 parallel	1	

* aangeven wat bedoeld wordt

9 Kostenaspecten

In dit hoofdstuk worden de benodigde investeringen en de financiële opbrengst van het voorontwerp besproken. De resultaten van de berekeningen moeten worden bekeken als schattingen, aangezien ze gebaseerd zijn op een voorontwerp en niet op een definitief en geheel uitgewerkt procesontwerp.

9.1 Investerings

Voor berekening van de investeringen is gebruik gemaakt van een zogenaamde faktormethode, zoals o.a. beschreven in Montfoort e.a.²⁴ en Coulson e.a.¹⁰. De factoren die gebruikt zijn komen uit laatstgenoemde bron.

De faktormethode gaat uit van de kale aanschaffkosten van de losse karakteristieke procesapparaten. De som van deze kosten, de PCE (*Purchase Cost Equipment*), wordt vermenigvuldigd met een reeks factoren, wat dan steeds het bedrag van een kostensoort oplevert. De factoren voor alle directe en indirecte kostensoorten leveren samen met de PCE het voor de investering benodigde vaste kapitaal (*Fixed Capital*). De totale investering I_T volgt dan uit de som van het vaste kapitaal I_F en een schatting voor het werkkapitaal I_W , in formulevorm:

$$I_T = I_F + I_W$$

De directe kostensoorten zijn:

1. Plaatsing van apparatuur, inclusief fundering en ondersteuning;
2. Leidingen, inclusief isolatie en verf;
3. Elektriciteit, energie en verlichting;
4. Instrumentarium en controlekamer;
5. Procesgebouwen en -constructies;
6. Diensten, voorzieningen voor stoom, koelwater en/of lucht, brandbestrijdingsvoorzieningen;
7. Opslagfaciliteiten van grondstoffen en produkten;
8. Grond, inclusief bouwrijp maken;
9. Hulpgebouwen, kantoren, laboratoriumruimtes, werkplaatsen.

De factoren 6 t/m 9 kunnen (deels) worden weggelaten als gebouwd wordt op een reeds bestaande locatie.

De indirecte kostensoorten zijn:

10. Ontwerp en engineering;
11. Kosten aannemer (*contractor*);
12. *Contingency*, een faktor voor onvoorziene tegenslagen.

De factoren die gebruikt zijn, zijn die voor een proces met zowel vaste stof als vloeistof. De kostensoorten 6 en 9 zijn weggelaten omdat er uitgegaan wordt van een installatie bij een rwzi.

De waarden van de factoren staan vermeld in onderstaande tabel.

f_1	Plaatsing	0.45
f_2	Leidingen	0.45
f_3	Instrumenten	0.15
f_4	Energie	0.10
f_5	Procesgebouwen	0.10
f_7	Opslag	0.20
f_8	Grond bouwrijp maken	0.05
f_{10}	Ontwerp / engineering	0.25
f_{11}	Aannemer	0.05
f_{12}	Onvoorzien	0.10 +

		1.90

Het vaste kapitaal is nu te berekenen volgens:

$$I_F = (1 + \sum_{i=1}^{i=12} f_i) \cdot PCE$$

Voor deze installatie komt wordt bovenstaande vergelijking dus:

$$I_F = 2,90 \cdot PCE$$

Het werkkapitaal kan volgens Holland (in Ward²⁵) worden geschat als 15% van het vaste kapitaal; zodat geldt:

$$I_T = I_W + I_F = 0,15 \cdot I_F + I_F = 1,15 \cdot I_F$$

Als de vergelijking van het vaste kapitaal ingevuld wordt in de vergelijking van de totale investering krijgen we de totale investering als functie van de kale aanschafkosten van de apparatuur:

$$I_T = 3,335 \cdot PCE$$

9.2 Kale apparaatkosten

De kosten van de aan te schaffen apparatuur is zoveel mogelijk geschat met behulp van het WEBCI/WUBO prijzenboekje, uitgegeven door de Nederlandse Stichting voor Kostentechniek (DACE)²⁶. Alle prijzen zijn in Nederlandse guldens (f) en zijn gebaseerd op het eerste kwartaal van 1989.

9.2.1 De reactor R4

Voor een schatting van prijs van de reactor is uitgegaan van een staande tank met gelijke afmetingen, uitgevoerd in AISI 316L, en een plaatdikte van 8 mm. Het bedrag voor een dergelijke tank bedraagt kf 58,-.

9.2.2 Het fornuis F5

Voor een schatting van de prijs van de het fornuis is uitgegaan van een cilindrische tank van het juiste formaat van AISI 316L met een dikte van 5 mm vermenigvuldigd met een faktor twee voor de branders. De aanschafkosten voor het fornuis bedragen dan kf 110,-.

9.2.3 De warmtewisselaars H8, H9 en H14

Warmtewisselaar H8 is geschat als geheel uitgevoerd in AISI 316L, met een warmtewisselend oppervlak van 200 m^2 . De prijs van zo'n apparaat is kf 198,-. De andere twee warmtewisselaars hebben AISI 316L pijpen, maar een gewone stalen mantel. De kosten van deze apparaten bedragen kf 50,- voor opstartkoeler H9 en kf 50,- voor (plaatkoeler) H14. De aanschafkosten van alle warmtewisselaars tezamen bedragen kf 300,-.

9.2.4 De condensor T10

Er is uitgegaan van een kolom van 10 m hoog en 1,5 m diameter, geheel uitgevoerd in AISI 316L. De prijs bedraagt dan kf 230,-.

9.2.5 De decanter V12

De decanter is een staande cilindrische tank met bolle fronten, en is uitgevoerd in AISI 316L. De prijs voor een dergelijke tank van 3,2 m hoog en 3,2 m diameter (5 mm dik) is kf 60,-.

9.2.6 De compressoren C11 en C13

Voor een gietstalen compressor inclusief elektromotor met een

maximale capaciteit van $1500 \text{ m}^3/\text{h}$ moet kf 80,- worden betaald. Voor een roestvaststalen uitvoering wordt deze prijs vermenigvuldigd met een materiaalfactor 2,0. Compressor C11 kost dus kf 160,-. Daarbij komt nog circa kf 80,- voor compressor C13, zodat de totaalkosten voor compressoren kf 240,- bedragen.

9.2.7 Koelwaterpomp P17

Een centrifugaalpomp met een capaciteit van $30 \text{ m}^3/\text{h}$ kost circa kf 5,-.

9.2.8 Transportschroef M3

De kosten voor een transportschroef van 1 m lang, uitgevoerd in AISI 316L worden geschat op kf 10,-.

Hiermee zijn alle voor de *PCE* van belang zijnde apparaten behandeld.

9.3 De totale investering

De totale kale aanschaffkosten van de apparatuur (*PCE*) bedraagt nu kf 1013,-. Een geschatte prijsindex om deze prijzen naar 1992 te vertalen is een faktor 1,20. De *PCE* bedraagt nu kf 1215,-.

Het vaste kapitaal I_f bedraagt $2,90 - PCE = \text{kf } 3525,-$. Het totale investeringsbedrag I_f wordt $3,335 - PCE = \text{kf } 4054,-$.

9.4 Operatiekosten van het proces

Bij de berekening van de kosten voor dit proces is gebruikt gemaakt van de theorie uit zowel Montfoort²⁴ als Coulson¹⁰.

De totale kosten K_T kunnen worden opgesplitst in de volgende bijdragen:

$$K_T = K_A + K_F = K_A + K_O + K_D$$

met: K_A = algemene kosten
 K_F = fabricagekosten
 K_O = indirecte fabricagekosten (*plant overheads*)
 K_D = directe fabricagekosten

Hieronder zullen de directe fabricagekosten, de indirecte fabricagekosten en de algemene kosten apart worden besproken.

9.5 Directe fabricagekosten K_D

9.5.1 Grondstoffen

Het uitgangsmateriaal van dit proces, het gedroogde zuiverings-slib, is niet een marktprodukt maar afval van een vorige proces-stap. De grondstofkosten zijn derhalve nihil.

9.5.2 Overige materialen

Onder deze noemer vallen de materialen die nodig zijn voor het bedrijven van het proces maar niet vallen onder grondstoffen of onderhoudsmaterialen. Gedacht moet worden aan veiligheidskleding en dergelijke. De kosten worden geschat als 10 procent van de onderhoudskosten (zie 9.5.4). Dit komt neer op kf 20,-.

9.5.3 Hulpstoffen

De hulpstoffen van dit proces bestaan uit elektriciteit/brandstof, aardgas en koelwater.

Dit proces is in hoge mate zelfvoorzienend. Een rwzi is altijd op een plaats gevestigd waar voldoende oppervlaktewater aanwezig is, dat kan dienen als koelwater voor de koeling van de recyclestroom naar de condensor (warmtewisselaar H14).

De hoeveelheid benodigde elektriciteit wordt geschat op 100 kW of $3,2 \cdot 10^9$ kJ/jaar. Omgerekend komt dit neer op ca. 10^6 kWh/j, à 0,10 f/j, dus kf 100,-.

9.5.4 Onderhoud

De onderhoudskosten beslaan zowel de mankracht als de materialen. Ze worden geschat op 5 procent van de totale investering, ofwel $0,05 \cdot 4054 = \text{kf } 203,-$.

9.5.5 Loon

Voor de schattingen van het aantal benodigde manuren kan gebruik worden gemaakt van de Wessel relatie voor een continu proces:

$$\frac{\text{manuren}}{\text{ton produkt}} = 1,3 \frac{\text{aantal stappen}}{(\text{capaciteit})^{0,76}}$$

waarbij de capaciteit is uitgedrukt in tonnen per dag.

Als er wordt uitgegaan van twee processtappen, te weten de pyrolyse en de oliescheiding, bij een verwerkingscapaciteit van 1 ton per dag, volgt voor het aantal manuren per ton verwerkt slib $1,3 \cdot 2 / 1^{0,76} = 2,6 = \text{aantal manuren per dag!}$

Aangezien dit nogal laag uitvalt kan er beter worden uitgegaan

van 1 functieplaats voor de gehele installatie. Als we voor de kosten van één functieplaats kf 350,- nemen²⁴, volgt voor de loonkosten van dit proces een bedrag van kf 350,-.

9.5.6 Kapitaalkosten

Onder de kapitaalkosten vallen zaken als afschrijving en rente. De kosten kunnen worden geschat als 15 procent van het vaste kapitaal I_f . Deze bedragen derhalve kf 530,-.

9.5.7 Heffingen, verzekering, royalties en licenties

Als schatting voor deze kostenposten is uitgegaan van 4 procent van het vaste kapitaal I_f . De kosten bedragen dan kf 141,-.

De totale direkte fabricagekosten bedragen nu kf 1344,-.

9.6 Indirecte fabricagekosten K_0

Deze kostengroep, ook wel *plant overheads* genoemd, wordt geschat op 50 procent van de loonkosten uit de groep directe fabricagekosten. De indirecte fabricagekosten bedragen dus kf 175,-.

9.7 Algemene kosten K_A

Deze groep kosten, ook wel omschreven als *Sales, Administration and Research*, kan worden geschat als 20 procent van de directe fabricagekosten K_D . De algemene kosten zijn dan kf 270,-.

9.8 Totale kosten

De som van K_A , K_D en K_0 bedraagt kf 1790,-. Dit zijn de kosten voor het pyrolyseren van 8.000 ton droog slib. De kosten per ton d.s. bedragen derhalve slechts f 224,-.

9.9 Economische beschouwingen

De opbrengsten van het proces worden in theorie geleverd door een vermindering van de verwerkingskosten voor het produkt, daar het volume afval is afgenomen. Tevens kan het door de betere eigen-

schappen ook naar goedkopere verwerkingssoorten.

Als we er van uitgaan dat de stortkosten tegenwoordig f 300,- per ton droge stof bedragen kunnen we een 'virtuele' opbrengst berekenen.

De reductie in afvalmassa bedraagt circa 55%: de 43% anorganische stoffen blijft qua massa en volume ongewijzigd, van de 51% organische stoffen blijft 25 massa% (wordt 13%) over. Het roet en cokes zal een hogere dichtheid hebben dan de oorspronkelijke biomassa, zodat vermoedelijk circa 50 volume% van de oorspronkelijk te storten massa overblijft. Het verschil in stortkosten tussen 1 ton onverwerkt gedroogd slib en 1 ton gedroogd slib na pyrolyse bedraagt dus $0,5 \cdot 300 = f\ 150,-$. De kosten voor de pyrolyse van 1 ton droog slib bedragen f 224,-, zoals hierboven berekend. De virtuele opbrengst bedraagt dus $150 - 224 = -f\ 74,-$ per aangevoerde ton droog slib.

Het komt er dus op neer dat dit proces rendabel wordt om uit te voeren na de drogingsstap zodra de stortkosten hoger dan f 414,- per ton d.s. worden.

Een andere manier om naar dit proces te kijken is de totale kosten inclusief storten te vergelijken met alternatieve processen, zoals het VerTech en het Carver-Greenfield proces (zie hoofdstuk 2).

Het VerTech proces gaat uit van slib met 5% vaste stof en de verwerking inclusief storten van het restant kost circa f 925,- per ton droge stof.

Het Carver-Greenfield proces gaat uit van slib met 20% vaste stof en de verwerking inclusief storten kost circa f 685,- per ton droge stof. De processen zijn steeds ontworpen voor een capaciteit gebaseerd op 500.000 i.e., net als deze pyrolyse-installatie.

De pyrolyse-installatie zoals in dit verslag beschreven gaat uit van slib met 94% vaste stof en de verwerking inclusief storten wordt geschat op circa f 375,-.

In dit scenario zou het pyrolyseproces interessant zijn als voor minder dan f 300,- per ton d.s. het vaste stofgehalte van 20% naar 94% kan worden gebracht.

Aangezien dit niet een commercieel aantrekkelijk proces is, en de uitvoering van het proces slechts kosten met zich meebrengt, is het niet mogelijk verdere economische beschouwingen aan de hand van de *Pay Out Time* of de *Internal Rate of Return* uit te voeren.

10 Overzicht geraadpleegde literatuur

1. *Kursus Slibverwerking 1989*, Stichting Postacademisch Onderwijs: Gezondheidstechniek en milieutechnologie, Delft, 1989.
2. Newman, P.J., A.V. Bowden and A.M. Bruce, "Production, treatment and handling of sewage sludge", in *Sewage Sludge Treatment and Use: new developments, technological aspects and environmental effects*, (A.H. Dirkzwager and P. L'Hermite, Eds.), Elsevier, London, 1989.
3. Kaminsky, W., "Pyrolyse von Biomasse", *Chem.-Ing.-Tech.* 61, 1989, 10, blz. 775-782.
4. Kaminsky, W., "Klärschlamm-pyrolyse: Vor dem grosstechnischen Einsatz?", *Chem. Ind. (Düsseldorf)* 6, 1987, blz. 66.
5. Kaminsky, W., *Entsorgung von ölhaltigen Sonderabfällen nach dem Hamburger Pyrolyseverfahren*, Schmidt, Berlin, 1990.
6. Rulkens, W.H., NVA-symposium rwzi 2000 STORA en DBW/RIZA
7. Dickgiesser, G., *Klärschlamm-entsorgung - Verfahrenshinweise und -empfehlungen aufgrund von Kostenminimierungs- und Betriebssicherheitsbetrachtungen*, Dissertatie, Universität Karlsruhe, Fakultät für Bauingenieur und Vermessungswesen, 1981.
8. Bahrs, D. und H. Albers, "Betriebsanalyse der Klärschlamm-trocknung Alfeld", *Korrespondenz Abwasser* 31, 1984, blz. 994.
9. Perry, R.H. and C.H. Chilton (Eds.), *Chemical Engineers Handbook*, 5th Edition, McGraw-Hill, New York, 1984
10. Coulson, J.M., J.F. Richardson and R.K. Sinnott, *Chemical Engineering*, Volume 6: Design, Pergamon, Oxford, 1983.
11. Reid, R.C., T.K. Sherwood and J.M. Prausnitz, *The Properties of Gases and Liquids*, 3rd Edition, McGraw-Hill, 1977.
12. Yaws, C.L. e.a., "Physical and Thermodynamical Properties: Correlation constants for chemical compounds", *Chem. Eng.*, Aug. 16, 1976.
13. Botterill, J.S.M., Teoman, Y., Yüregir, K.R., "The Effect of Operating Temperature on the Velocity of Minimum Fluidization, Bed Voidage and General Behaviour", *Powder Technology*, 31 (1982) 101-110

14. Roward, J.R., "Fluidized bed technology : principles and applications", IOP Publishing Ltd., England, New York, 1989.
15. Kern, D.Q., "Process Heat transfer", McGraw-Hill Book Company, New York, 1950
16. Leith, D., "Cyclones", in *Handbook of Powder Science and Technology*, (M.E. Fayed and L. Otten, Eds.), Van Nostrand Reinhold Company, New York, 1984.
17. TEMA, *Standards of the Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association*, 6th Edition, Tubular Heat Exchanger Manufacturers Association, New York, 1978.
18. Scheimann, A.D., "How to Size Shower Deck Baffled Towers Quicker, Part 1: Tower Diameter", *Petro./Chem. Eng.*, March 1965, blz. 28-33.
19. Scheimann, A.D., "How to Size Shower Deck Baffled Towers Quicker, Part 2: Tower Tangent Length", *Petro./Chem. Eng.*, April 1965, blz. 75-79.
20. Fair, J.R., *Chem. Eng. Prog. Sym. Ser. No. 118*, 68, 1972.
21. van den Bergh, W.J.B., "Apparaten voor vloeistof en gas-transport. Mengen en roeren. Deel III", Dictaat bij Apparaten voor de procesindustrie, st42/i20, TU Delft, november 1987.
22. Smith, J.M., Van Ness, H.C., "INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS", McGraw-Hill Book Company, New York, 1987
23. Buonopane, R.A., Troupe, R.A., Morgan, J.C., "Heat transfer design method for plate heat exchangers", *Chem.Eng.Prog.* 59 (1963) 57
24. Montfoort, A.G., *De chemische fabriek*, Deel II: Cost engineering en Economische aspecten, TU Delft, Faculteit der Scheikundige Technologie en der Materiaalkunde, Vakgroep Chemische Technologie, 1988.
25. Ward, T.J., "Cost-Estimating Methods", in *Plant Design and Cost Estimating*, American Institute of Chemical Engineers, New York, 1986.
26. DACE, *WEBCI/WUBO prijzenboekje*, Dutch Association of Cost Engineers, Leidschendam, 1989.

11 Symbolenlijst

A	warmtewisselend oppervlak	m^2
A	bodemoppervlak fluïde bed	m^2
A_r	oppervlak van de buitenwand; <i>Refractory</i>	m^2
A_t	totale oppervlak	m^2
A_w	oppervlak binnenwand	m^2
Ar	Arrhenius getal	-
C	geometrie parameter cycloon	-
C_p, C_p	warmtecapaciteit bij konstante druk	J/mol K
C_v, C_v	warmtecapaciteit bij konstant volume	J/mol K
C_{p_i}	C_p van component i	J/mol K
D	diameter cycloon	m
D_i	binnendiameter fornuis	m
D_o	buitendiameter fornuis	m
d_m	gemiddelde deeltjes diameter	m
d_o	buitendiameter van de buizen	m
d_i	binnendiameter van de buizen	m
g	gravitatie constante	$kg/m\ s^2$
F	geometriefactor stralingsoverdracht fornuis	-
F	correctiefactor voor aantal platen en stromingspatroon	-
F_{rw}	fractie straling van buiten- naar binnenwand	-
H_b	hoogte fluïde bed	m
H_{man}	opvoerhoogte	m vlst.
H_{T_0}	enthalpie bij temperatuur T	J/mol
$H_{f\ 298}$	vormingsenthalpie bij 1 atm. en 298 K	J/mol
$H_{vap\ 298}$	verdampingsenthalpie bij 298 K	J/mol
H_{melt}	smeltenthalpie	J/mol
ΔH_{com}	verbrandingswarmte, <i>Lower Heating Value</i> ; gasvormig water	J/mol
ΔH	geometrie bepaalde drukfactor bij cyclonen	-
h_i	warmteoverdrachtscoëfficiënt binnenkant buizen	W/m^2K
h_o	warmteoverdrachtscoëfficiënt buitenkant buizen	W/m^2K
h_{od}	warmteweerstand door vuil aan buitenkant buizen	W/m^2K
h_{id}	warmteweerstand door vuil aan binnenkant buizen	W/m^2K
h_{bw}	warmteweerstand tussen fluïde bed en de wand	W/m^2K
h_{pc}	overdrachtscoëf. warmteoverdracht deeltjes convectie	W/m^2K
h_{gc}	overdrachtscoëf. warmteoverdracht gas convectie	W/m^2K

h_{rad}	overdrachtscoëf. warmteoverdracht straling	$\text{W/m}^2\text{K}$
k_w	warmtegeleidingscoëfficiënt van het buismateriaal	W/mK
k_f	warmtegeleidingscoëfficiënt fluïdum (gas)	W/mK
L	hoogte bed	m
L	gemiddelde stralingsafstand in fornuis	m
M	molmassa	g/mol
M_i	molmassa component i	g/mol
N	toerental	omw/min
N_s	specifieke hoeksnelheid	-
N_q	specifiek toerental	rpm
n	vortex coëfficiënt cycloon	$(\text{m}^3/\text{s})^{1/2}/\text{m}^{3/4}$
P	druk	Pa
P_c	kritische druk	Pa
P_{c_i}	kritische druk van component i	Pa
P_i	ingangsdruk	Pa
P_o	uitgangsdruk	Pa
P_x	partiaaldruk component x	Pa
ΔP	drukval	Pa
ΔP_b	drukval over fluïde bed	Pa
Q_{ex}	warmtewisselend vermogen	W
Q_{rad}	warmtestroom door straling	W
$q_{\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}}$	stralingsenergie component $\text{CO}_2/\text{H}_2\text{O}$	W
q_z	stralingsenergie van zwarte straler	W
R	gaskonstante	-
Re_p	Reynoldsgetal m.b.t. deeltjes	-
T	temperatuur	K
T_c	kritische temperatuur	K
T_r	gereduceerde temperatuur	K
T_{c_i}	kritische temperatuur van component i	K
T_{b_i}	normale kooktemperatuur van i	K
T_1	instroomtemperatuur buitenkant buizen	K
T_2	uitstroomtemperatuur buitenkant buizen	K
t_1	instroomtemperatuur binnenkant buizen	K
t_2	uitstroomtemperatuur buitenkant buizen	K
ΔT_{ln}	logaritmisch gemiddeld temperatuursverschil	K
T_b	temperatuur bed	K
T_w	temperatuur wand	K
T_g	temperatuur gas/afgas	K
U	warmteoverdrachtscoëfficiënt	$\text{W/m}^2\text{K}$

U_a	volumetrische warmteoverdrachtscoëfficiënt	BTU/(ft ² h, °F)
U_t	totale warmteoverdrachtscoëfficiënt	W/m ² K
U	gassnelheid in fluïde bed	m/s
U_{mf}	gassnelheid bij minimale fluïdisatie	m/s
V	specifiek volume	dm ³ /mol
v_i	gassnelheid bij intreden cycloon	m/s
V_b	volume fluïde bed	m ³
V_p	volume deeltjes in fluïde bed	m ³
V_{void}	volume tussen de deeltjes in het bed	m ³
$W_{isentrop}$	arbeid bij isentropie compressie	Nm
$W_{polytrop}$	arbeid bij polytropie compressie	Nm
W_t	technisch vermogen	W
$W_{theoretisch}$	theoretisch vermogen	W
X_i	molfractie van component i	-
Z	compressibiliteit van het gasmengsel	-
ϵ_m	emissiefactor voor stralingsoverdracht in fluïde bed	-
ϵ_w	emissiefactor voor de warme wand	-
ϵ_g	emissiefactor van het stralende gas	-
ϵ_z	emissiefactor zwarte straler (=1)	-
ϵ	porositeit van het fluïde bed	-
ϵ_{mf}	porositeit van het fluïde bed bij minimale fluïdisatie	-
τ_g	verblijftijd gas in fluïde bed	s
ϕ_v	volumedebiet	m ³ /s
ϕ_m	massadebiet	kg/s
ψ	dimensieloze groep voor inertie deeltjes in cycloon	-
κ	compressibiliteit C_p/C_v	-
λ	warmtegeleidingscoëfficiënt	cal/(cm·s·K)
Φ_G	gasdebiet per oppervlak	lb/(hr, ft ²)
Φ_L	vloeistofdebiet per oppervlak	lb/(hr, ft ²)
η_{tot}	totaal rendement	-
η_m	mechanisch rendement	-
η_{is}	isentropisch rendement	-
η	viscositeit	μP
η_f	viscositeit fluïdisatie gas	μP
η	viscositeit	μP
σ	Boltzman konstante	J/K
	dichtheid	kg/m ³
f	dichtheid fluïdisatie gas	kg/m ³
p	dichtheid deeltjes	kg/m ³
	sfericiteit	-

ECONOMISCHE BEREKENINGEN

- PCE	<i>Purchase Cost Equipment</i> , aanschaf kosten apparaten	f
- I_T	totale investering	f
- I_F	vast kapitaal	f
- I_W	werkkapitaal	f
- K_T	totale kosten	f
- K_A	algemene kosten	f
- K_F	fabricagekosten	f
- K_0	indirecte fabricagekosten (<i>plant overheads</i>)	f
- K_D	directe fabricagekosten	f

12 Bijlagen

R4

FLUID BED REACTOR

Toestandsvariabelen

Gasdebiet 1.0000 m³/s MassaPrt: 3000 kg
 : 0.8842 m/s V prt : 1.12359550 m³
 voids : 1.9854 m³ A prt : 18319.4919 m²
 Tverbl. : 1.9854 s (betr. op oorspr. deeltjes)
 Porr : 0.6386 -
 (A,E,Vp) 2.7490 m P, atm 2.00E+00
 P bed : 58.9732 kPa T bed, K 1.02E+03
 DP dis : 0.1 kPa <= T wand, K 1.08E+03
 P tot : 59.07317 kPa T gas, K 9.46E+02

Q(4.21): 0.006746
 A_o/A : 0.081862
 holes = 2 mm
 N holes = 29470.33 holes = 2.6058267 holes/cm²

Reactor dimensies

max : 3.0000 m A : 1.1309 m²
 D : 1.2000 m V : 3.3928 m³
 A_w : 11.3094 m²

Slib (bij T = 750 C)

Gas debiet 1000.00 kg/h = 0.27778 kg/s
 In Anorg 0.429 kg/kg 0.11917 kg/s
 Gas Prd 0.22469 kg/kg 0.06242 kg/s
 Olie Prd 0.11594 kg/kg 0.03221 kg/s
 Water Prd 0.10212 kg/kg 0.02837 kg/s
 AsTot Prd 0.55725 kg/kg 0.15479 kg/s
 As Anorg 0.42900 kg/kg 0.11917 kg/s
 As Coke 0.12825 kg/kg 0.03563 kg/s

+ roet

Tot Prd Gasfase 0.12298611 kg/s
 Hf_slib = -2.27 MJ/kg

Deeltjes eigenschappen (verondersteld)

0.00046 m diameter
 2670 kg/m³ dichtheid
 0.8 - sphericiteit
 800 J/kg,K warmtecapaciteit
 W/m,K warmtegeleidingscoefficient
 0.000353 0.0006 m Diameter range

Warmte overdracht

Re : 7.467051905 -
 Nu (3.4) 0.409463482 -
 h_{gp} : 90.3 W/m²,K
 h_{pc}(max) 699.0 W/m²,K
 h_{pc}(70%) 489.3 W/m²,K
 h_{rad} 158.0 W/m²,K
 h_{bs} : 647.3 W/m²,K

IN Warmte Balans Reactor UIT

Gas : -2561111 J/s gas : -2686525 J/s
 dHreac : exotherm J/s water: -338433 J/s
 J/s olie : 77010 J/s
 Slib [0]: -630556 as [0]: 38821 J/s
 Slib [A]: 0 J/s as [A]: 90431 J/s

tot : -3191666 J/s -2818696 J/s

dus Q : 372.971 kW toevoeren
 Ontwerpma 0 % => 372.97 kW

Minimum Fluidizatie

E_{mf} (bij T) : 0.463585
 Arrhenius: 1276.747
 1/phi e₃: 12.54643
 (1-e)/phi² e₃ : 8.412607
 Re_{mf} 0.994562
 U_{mf} 0.117772
 Porositeits Corr Factor: 0.026891

Maximum snelheid

U_t (Re_p < 0.4) 8.859814
 Re_p 78.92126
 U_t (Re_p > 0.4) 3.702548
 Re_p 32.98148
 (correctie n.v.t.)

Cilinder mantel :

Fornuis FS

Benodigd vermogen = 372971 W = 1272632 BTU/hr
 A wand = 10.36 m²
 Q wand bed / A_w = 35988.84 W/m²
 T_{wand} = 1078.60 K
 h_{bed to wand} = 647.29 W/m² K
 Q_{bw}/A_w(T_w) - Q_{bw}/A_w = -0.274439 W

D bed = 1.2 m H bed = 2.749005 m
 D mant = 2.8 m
 A_w = 10.36 m²
 A_r = 24.18 m²
 A_w + A_r = 34.55 m²
 A_r/A_w = 2.333333
 L_{rad} = 1.4 m = 4.593175 ft

P brander = 2 atm
 Excs lucht = 10 %
 P CO₂ = P_c = 0.3440565 P_c L = 1.580312 atm ft
 P H₂O = P_w = 0.2355702 P_w L = 1.082015 atm ft
 P_wL + P_cL = 2.662327 atm ft
 Ratio = 0.5935828 => % Cor = 7.7

T_{brander} = 298.00 K (verwarloos de voor opwarm) Q_{rad} = 372970 W
 T_{wand} = 1078.60 K = 1481.79 F Q_{need} = 372971 W
 T_{gas} = 1228.69 K = 1751.96 F Q_{rad} - Q_{need} = -1 W

T_{gas} T_{wand}
 Q black = 41390.09 24578.61 BTU/hr/ft²
 Q CO₂ = 7715.90 4561.17 BTU/hr/ft²
 Q H₂O = 10139.44 6935.05 BTU/hr/ft²
 vlam emissie: E_g = 0.3491 (berekend)
 Wand emissie: E_s = 0.9000 (aannname)
 Eff emissie: E_f = 0.7421
 Refrac frct: F_{rc} = 0.5000
 Ruimte fact: F_e = 0.6856

Q_{fuel} = -17152 J/ g pyrolyse gas H_t gas = -136882 J/mol
 Q_{gas uit} = 7501 J/ g pyrolyse gas H_tafgas = -409059 J/mol p_{gas}
 bij T_{gas} uit = 1228.694 K
 Q_{los}(2%) = 0 J/ g pyrolyse gas 0 J/mol p_{gas}
 Q_{rad} beschikbaar = 9652 J/ g pyrolyse gas -9652 J/g
 => rendement = 56.27042 %
 -> gasdebiet = 0.039 kg/s = 1.370 mol/s
 -> luchtdebiet = 0.223 kg/s = 7.824 mol/s
 -> verbrd prod = 0.262 kg/s = 8.842 mol/s

MassaBal= 0.000

Newton Interploatie q CO₂ voor P_c L 1.580312 Bij T

T (F)	Q(invul)	Dt y	Dt2 y	Dt3 y
	BTU/hr/ft ²			
1200	2683.207	803.79239	1801.733	-2279.81
1400	3486.999	2605.5257	-478.082	2017.935
1600	6092.525	2127.4429	1539.852	
1800	8219.968	3667.2958		
2000	11887.26			
	T _{int} - T _x	281.78714	81.78714	-118.212
	T _w (int)	=1481.7871 F		
200	Q _w (int)	=4561.1733 BTU/hr ft ²		
	T _{int} - T _x	551.96048	351.9604	151.9604
	T _g (int)	=1751.9604 F		
	Q _g (int)	=7715.8983 BTU/hr ft ²		

Newton Interploatie q H₂O voor P_w L 1.082015

T (F)	Q(invul)	Dt y	Dt2 y	Dt3 y
	BTU/hr/ft ²			
1200	4261.841	1940.4655	262.5628	769.3190
1400	6202.307	2203.0283	1031.881	-81.9569
1600	8405.335	3234.9102	949.9249	
1800	11640.24	4184.8352		
2000	15825.08			
	T _{int} - T _x	281.78714	81.78714	-118.212
	T _w (int)	=1481.7871 F		
200	Q _w (int)	=6935.0499 BTU/hr ft ²		
	T _{int} - T _x	551.96048	351.9604	151.9604
	T _g (int)	=1751.9604 F		
	Q _g (int)	=10139.442 BTU/hr ft ²		

CO₂ Q (T=1200F) voor P_c L = 1.580312

P _c L	T = 1200F	T = 1400F	T = 1600F
(atm ft) Q	A	Q	A
0.2	1200	1500	2000
0.4	1500	-1875	2400
0.6	1650	2343.75	2700
1	1950	-1376.48	3100
2	2400	3800	5700

>Q(1200)=2683.207 >Q(1200)=3486.999 >Q(1200)= 6

H₂O Q (T) voor P_w L = 1.082015

P _c L	T = 1200F	T = 1400F	T = 1600F
(atm ft) Q	A	Q	A
0.2	1400	4500	2000
0.4	2300	-3750	3300
0.6	2900	4166.666	4300
1	4000	-2504.96	5900
2	5400	8300	12000

>Q(1200)=4261.841 >Q(1200)=6202.307 >Q(1200)= 8

T = 1800F T = 2000F
 Q A Q A
 4000 5300 5300 8000
 5000 -3750 6900 -10000
 5700 3125 7700 10937.5
 6800 -1686.50 9000 -6076.38
 8000 10500
 >Q(1200)=8219.968 >Q(1200)=11887.26

T = 1800F T = 2000F
 Q A Q A
 3700 11500 4700 16500
 6000 -2500 8000 -7500
 8100 -2604.16 10700 -520.833
 11200 2356.150 14200 51909.72
 16200 220000
 >Q(1200)=11640.24 >Q(1200)=15825.08

MassaBal= 0.000

CO2 Q (T=1200F) voor PcL = 1.580312

PcL T = 1200F T = 1400F T = 1600F
 (atm ft) Q A Q A Q A
 0.2 1200 1500 2000 2000 2900 3500
 0.4 1500 -1875 2400 -1250 3600 -3750
 0.6 1650 2343.75 2700 520.8333 4000 4166.666
 1 1950 -1376.48 3100 -74.4047 4700 -2356.15
 2 2400 3800 5700
 >Q(1200)=2683.207 >Q(1200)=3486.999 >Q(1200)= 6092.525

H2O Q (T) voor PwL = 1.082015

PcL T = 1200F T = 1400F T = 1600F
 (atm ft) Q A Q A Q A
 0.2 1400 4500 2000 6500 2700 9000
 0.4 2300 -3750 3300 -3750 4500 -3750
 0.6 2900 4166.666 4300 2604.166 6000 -6.8E-12
 1 4000 -2504.96 5900 -1264.88 8100 967.2619
 2 5400 8300 12000
 >Q(1200)=4261.841 >Q(1200)=6202.307 >Q(1200)= 8405.335

berekening zandcycloon (hogedoorzet)

M6

aantal cyclonen = 4

gasdebiet $Q = 0.4263 \text{ m}^3/\text{s} = 1534.820 \text{ m}^3/\text{h}$

Stairmaid High throughput

Geometrie verhoudingen $D = 0.35$

a/D 0.75 a 0.2625

b/D 0.375 b 0.13125

De/D 0.75 De 0.2625

S/D 0.875 S 0.30625

h/D 1.5 h 0.525

H/D 4 H 1.4

B/D 0.375 B 0.13125

C 50.4

D1t_H 7.2

Q/D2 16500 D 0.304990 m

v_i 12.37446 m/s

n_283 = 0.578421

n_I = 0.380123

Z = 0.921491 m

dc = 0.174314 m

D1t_P = 257.02475 Pa

= 0.0025366 atm

C = 8.379246 d p = 40 μm

zand as

Phi = 0.320207 0.05996385

eta = 0.942713 0.78957399

Totaal gas debiet :

1.7053558 m³/s

Ro p zand= 2670 kg/m³

Visco = 0.000036 Pas

Ro p ass 500

berekening ascycloon (hoge Eff.)

M7

aantal cyclonen = 1

gasdebiet $Q = 1.7108 \text{ m}^3/\text{s} = 6159.035 \text{ m}^3/\text{h}$

Swift HEff

Geometrie verhoudingen $D = 0.7$

a/D 0.5 a 0.35

b/D 0.2 b 0.14

De/D 0.5 De 0.35

S/D 0.5 S 0.35

h/D 1.5 h 1.05

H/D 4 H 2.8

B/D 0.375 B 0.2625

C 55.1

D1t_H 5.4

Q/D2 5500 D 1.058217 m

v_i 34.91516 m/s

n_283 = 0.637365

n_I = 0.991479

Z = 1.734306 m

dc = 0.441423 m

D1t_P = 1529.7359 Pa

= 0.0150973 atm

C = 55.12178 d p = 50 μm

zand as

Phi = 1.018512 0.19073274

eta = 0.995906 0.97296003

Totaal gas debiet :

1.7108432 m³/s

Ro p zand= 2670

Visco = 0.000036

Ro p ass 500

DE WARMTEWISSELAAR!!!!

H18(1)

Q	=	Fi_mol	Cp	(T_i - T_u)	
620242	=	28.77599954	47.89811882	1023	573 warm
-645463	=	23.41743892	45.71083824	351.1	954.1 koud
	=	U	A	dTln	
655767	=	30	167.1	130.8	
655767	=	25.1	200.0	130.8	
Gewenst :	=	25.1	200.0	130.8	<= gewenste dTln

TEMA T (= TEMA S) 1 1/4-in on 1 9/16-in square pitch single pass max baffle space
 Shell ID (inch) number of tubes A bij 1 = 20 ft 87.4810 inch
 35 889 329 200.0481127 <-- 7.29009 feet
 min 7"
 Square pitch tube thickness
 Tube Warm hi dPi Uo 0.109 inch
 O.D. W/m2,K (atm) W/m2,K
 (inch)
 1 1/4 35.28465256 0.001589055 25.06339801

Shell Koud ho dPo
 I.D. W/m2,K (atm)
 (inch)
 35 129.2698918 0.086269396

$$U_o = \frac{1}{\frac{1}{U_o} + \frac{1}{h_o} + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o}{d_i} \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o \ln(d_o/d_i)}{2k_w}}$$

25.06339801 0.039898819 0.007735753 0.031048349 0.0005 0.000547 0.00006

Stofgegevens

koude stroom		warme stroom	
druk	2.045466310 atm		1.4 atm
temp	652.6 K		798.0 K
dichth	1.39 kg/m3		0.64 kg/m3
warmtecap	1619.6 J/kg,K		1733.5 J/kg,K
visc	0.000026 Pas		0.000030 Pas
wgelcoeff	0.062 W/m,K		0.074 W/m,K
Fi_v	0.62 m3/s		1.35 m3/s

T_gem 725.3127175 845.8928916
 °K °F
 18%Cr,8%Ni 12.5 21.63375 Waarden voor
 alloy 800 11.1 19.21077 Kw
 BTU W/m,K

H8(2)

Tube 00	Tube ID	Str. opp	Ut	Rei	Pri	Nui	hi	dPi
inch m	inch m	m2 m/s				berekend W/m2,K		(atm)
1.25 0.03175	1.141 0.028981	0.217032 6.226292276	3835.41965	0.700869	13.75086	35.28465	0.001589	

Shell ID	Shell 00	o	Us	Reo	Pro	Nuo	hoc	Fn	Fw	Fb
inch m	inch m	m2 m/s								
35 0.889	35.875 0.911225	0.403684 13.69898439	23344.2091	0.670644	113.9736	223.8812	1.015	1.08	0.938076	0.56

baffle cut	pitch	Db	baffle spacing	As	Ab	Ncv	Hb	Bb	R'a	thetb
inch m	inch m	inch m	m2 m2	m	m	m	m	rad		
0.2 1.5625	0.039687 0.880580	10 0.254	0.0451612 0.002138	13.22786	0.173590	0.197131	0.136	1.85	0	

beta'l	L	Nb	Jf	dPoi	F'b	F'l	dPc	Uw	Uz	dPw	dPe	dPs
fig 12.38	m	fig 12.36	(atm)				(atm)	m/s	m/s	(atm)	(atm)	(atm)
0.515 6.096	23 0.056964	0.007737 0.827451965	0.25958626	0.001661	12.62775	13.15246	0.001420	0.00851941	0.086269	4.37		

ho
W/m2,K
129.2698918

Atb	Nt	Asb	AL	AL/As	betaL
m2		m2	m2	m2	
0.011252706	329	0.008759	0.020011	0.4431194	0.305

Nw	Ra	Aw
44.744	0.136	0.048992

T10

Condensordimensionering

$Q_t = U_a \cdot V_t \cdot dT_{ln}$
 383177.4 638.0367 8.845427 67.89462 [J/s]

$U_a = C \cdot PHI^g \cdot PHI^i$
 34.26220 0.02 62.64190 27.34766 [BTU/ft³,h,F]

Kolomgeometrie

Hoogte 6.234577 m Baffle spacing 1.5 ft = 0.4572 m
 Diameter 1.344036 m $PHI_{m,g}$ 0.764838 kg/s = 563.4194 lb/hr, sqft
 Volume 8.845427 m³ $PHI_{m,l}$ 8.108121 kg/s = 5972.863 lb/hr, sqft

$ACFS/A_o = 16.75021 \Rightarrow A_o = 1.527150 \text{ ft}^2 = 0.141872 \text{ m}^2$ (Scheimann, Eq. 1)
 ($\rho_{hog,av}$) $D_t = 4.409567 \text{ ft} = 1.344036 \text{ m}$ (Scheimann, Eq. 2)

$\rho_{hog,av}$ 0.073828 lb/ft³ ACFS 25.58010 ft³/s (gem debiet)
 $\rho_{ho,l}$ 62.5 lb/ft³ % open 10

Liquid Surge Height, H_s : 0.342893 m, verblijftijd (min) van 1 min

Drukval berekening

$PHI = 0.647475 \text{ m}^3/\text{s}$
 $U_s = 1.053673 \text{ m/s}$
 $U_w = 4.563639 \text{ m/s}$
 $U_z = 2.192848 \text{ m/s}$
 $dP_{window} = 5.680200 \text{ Pa}$
 $H_{col}/H_{baf} = 13.63643 \Rightarrow dP = 577.4576 \text{ Pa}$
 Marge = 500 Pa

SCHOTTEN POMP [VERDRINGER]

CH

```

=====
T in  = 309.2819 K      T uit = 351.128782 K      Cp = 34.90910603 J/mol K
P in  = 1.379274 atm    P uit = 2.09506864 atm    Cv = 26.59469603 J/mol K
Debiet = 0.672137 kg/s  <= gewenst bij Reactor In    K = 1.312634142
Debiet = 0.437127 m3/s = 1573.66062 m3/h    K/K-1 = 4.198626966
Debiet = 23.81515 mol/s    K-1/K = 0.238173099
debiet regeling via toerental    M = 28.2231 g/mol
drukregeling door smoring

```

Dimensieering : [DIM]

```

Pin  = 1.35 atm = 136788.75 Pa <=
Puit = 2.30 atm = 233047.5 Pa <=
Tin  = 309.2819 K
Pu/Pi = 1.703703

```

Berekening :

```

Pin  = 1.379274636 atm
Tin  = 309.2819594 K
Puit = 2.349875306 Pa
Pu/Pi = 1.703703703

```

Isentropisch

```

Tuit = 351.1287 K
Wis  = 1460.763 J/mol = 34788.3014 W
Pu/Pi => Eta tot = 0.73 API B21
      Eta mech = 0.85
      Eta is  = 0.86

```

isentropisch

```

Tuit = 351.1287824 K
Wis  = 1461 J/mol = 34788.30141 W
Wpt  = 1701 J/mol = 40506.92630 W
Wtech = 2001 J/mol = 47655.20742 W

```

Polytropisch

```

Wpt  = 1701 J/mol = 40506.9263 W
Wtech = 2001 J/mol = 47655.2074 W

```

DECANTER (verticale cilinder) V12

```

=====
Debiet                      Dichtheid
Totaal = 8.149337 kg/s      Dispers = 999.7151 kg/m3
Water  = 8.136487 kg/s      Water   = 1000 kg/m3
Olie   = 0.012849 kg/s      Olie   = 846.9474 kg/m3
Water is continue fase (c), olie de disperse fase (d)
Lc = 0.008165 m3/s          r = 1.6 m *
Ld = 0.000015 m3/s          l = 3.2 m
Ai = 8.042477 m2            visc_w = 0.0008 Pa s
Uc = 0.001015 m/s           Dd = 150 um *
Eis: Uc = Lc/Ai < OK        Ud = -0.00208 m/s
interband 0.32 m            tband = 153 s
U'd = 0.000001 m/s          tband = 2.6 min <-- 2 < tband < 5
Dwd = 8 um <--            Dwd < 150 um
Utot = 0.008151 m3/s        Ap = 0.008151 m2
Dpipe = 0.101877 m          Dpipe = 101.8774 mm
Zd = 2.88 m                 Zi = 1.6 m
Zc = 2.68 m
P = 141205 Pa               Patm = 101325 Pa
P surge cnd = (Ro * g * Hsurge) = 3363 Pa
P hydrost disp fase = (Ro_d * g * (Zd-Zi)) = 10635 Pa
Pcond uit = Psysteem + Psurge = 144568.2 Pa
Pdec in = Patm + P hydrost disp fase = 111959.9 Pa
Regel Marge = 1000 Pa
Drukval leiding = Pcon - Pdec in - Marge = 31608.29 Pa
Drukval stroming = 1006.248 Pa
Drukval hoogte (Ro*g*[Hdec_in-Hcnd_uit]) = 30602.04 Pa
      Hdec_in - Hcnd_uit = 3.120363 m
      H bot dec - Hcnd uit = 1.520363 m

      Hdec water uit - Hcnd uit = 4.204456 m
      stel Hcnd uit = 0.75 m
      Hdec water uit = 4.954456 m
  
```

COMPRESSOR PYROLYSEGAS VOOR OPSLAG C13

P in = 1.379274 atm = 139755 Pa

P uit = 4.938125 atm = 500357 Pa

Hman = 36.75858 m

Debiet = 0.062415 kg/s =

0.040404 m³/s =

85.61399 (US) gal/min

N = 3000 omwent/min

n trap 1

Pi 139755.4 Pa

Pu 500357.2 Pa

Ro = 1.544769 kg/m³

Hman 36.75858 m

Debiet = 0.062415 kg/s

0.040404 m³/s

Nq = 0.121454

Nq = 350.2733

S.I.

British Units

TotRend = 0.87

Cp = 34.90910 J/mol K

kappa= 1.312613

R = 294.5813 J/kg K

Ti = 309.2819 K = 36.28195 C

Wtheor = 8474.875 W

Wtech = 9741.236 W

Tu = 419.0587 K = 146.0587 C

PLAAT KOELER H14

```

=====
Binnen : Debiet = 8.108121 kg/s = 0.0081488657 m3/s
          T in  = 40.89175 C      Q exc = 375019.27
          T uit = 30 C           d_p = 0.006
          P in  = 2.586060 atm     Lengte = 0.8
          P uit = 2.376433 atm
          Ro = 995 kg/m3         Breedte = 0.1778
          visc = 0.0008 Pa s     d_e = 0.012
          Cp = 4188.853 J/kg K   A_p = 0.14224
          Labda = 0.63225 W/m K  A_s = 0.0010668
          Pr = 5.300248          D_Plaaat = 0.001016
          Serie Paralel          h_p = 16
  
```

```

N = 1 115
u_s = 7.638606 0.066422 m/s 0.1421416
Re = 114006.2 991.3583 -
Nu = 981.0595 44.89952 -
h_h = 51689.57 2365.643 W/m2 K
j_f = 0.038004 0.157775 -
DP = 588371.4 21240.41 Pa
DP = 5.806774 0.209626 atm
  
```

```

                                497.37730072 mol/s
Buiten Debiet = 8.952791 kg/s = 0.0089977803 m3/s
        Tin = 20 C=> Hin = -142334 KJ/s
        Tuit = 30 C=> Huit= -141959 KJ/s
        Qexc = 375019.2 375.01927232
  
```

```

N = 1 116
u_s = 8.434364 0.072710 m/s
Re = 125882.8 1085.197 -
Nu = 1046.333 47.61815 -
h_c = 55128.70 2508.881 W/m2 K
j_f = 0.036890 0.153552 -
DP = 696332.3 24985.95 Pa
DP = 6.872265 0.246592 atm
  
```

```

U = 9902.398 1130.196
DT ln = 10.43953
  
```

```

Serial
F = 1 (fig 8) F = 1, voor N =1 (serieel model)
A = Q/(U F DTln) = 3.627706 m2
N = A/Ap = 25.50412 platen
  
```

```

looped
F = 0.942 0.967 F = 0.967 N=even
A = Q/(U F DTln) = 33.74175 m2 F = 0.942 N = oneven
N = A/Ap = 237.2170 platen
      231.08 DP hot = 0.2096266457 atm
n hot strm= 115 Dp cold = 0.2465922155 atm
n cld strm= 116
n strm = 231 => N plates = 232
  
```

IN :

Debiet = 8.136487 kg/s (exr teer) = 0.008136 m3/s 1ft = 0.3048

Ht in = 1401882 J/s T in = 41 C 1 BTU/h = 0.293071

UIT :

Debiet = 8.108121 kg/s = 0.008108 m/s W/m2 C

Ht (Tt) = 1384098 J/s T tank = 41 C BTU/h.ft2.F = 5.67826

D tank = 5 m A wand = 31.41592 m2

H tank = 2 m A bot = 19.63495 m2

V tank = 39.26990 m3 = A top = 23.56194 m2 (ronde top)

Vol in : 16.02309 dag As = 31.41592 m2

H vol = 2 m At = 23.56194 m2

Cp w = 4188.853 J/kg K

T in = 41.28195 C h_to = 5.9 BTU/hr ft33.50173 W/m2 C

T amb = 20 C h_tig = 1.84 BTU/hr ft10.44799 W/m2 C (schatting)

T grnd = 10 C h_til = 8.4 BTU/hr ft47.69738 W/m2 C

T tank = 40.75225 C k_g = 0.8 BTU/hr ft1.384584 W/m C

Us = 19.67934 W/m2 C Us*As + Ut*At = 805.8976 W/C

Ut = 7.964236 W/m2 C 4*D*k_g = 27.69168 W/C

Q los = 17576 J/s stel dH = Huit - Hin + Q = 0

Hin = 1401882 J/s dH = -208

Huit = 1384098 J/s

=====

P uit

P kolom = 1.379274 atm

Ingangs overdruk = 0.5 atm

Puit = Pkol+Pover = 1.879274 atm

Pin leid WW-Cnd = 2.376433 atm

Drukval WW = 0.209626 atm

Pin WW = 2.586060 atm

Pin leid Pomp-WW = 2.593922 atm

P in = 0.946011 atm = 95855 Pa

P uit = 2.593922 atm = 262830 Pa

Hman = 17.02091 m

Debiet = 8.108121 kg/s =

0.008108 m³/s =

128.5163 (US) gal/min

N = 1500 omwent/min

Ns = 0.304502

Nq = 16.13864 (m³/s)^{0.5} m^{-0.75}/minNq = 878.1856 rpm (gpm)^{0.5} ft^{-0.75}

Type = Centrifug/radwaier TotRend = 0.55

Wtheor = 1353.854 W (^ fig 6.2)

Wtech = 2461.554 W

Delt H = 0.303591 KJ/kg

Beta = 0.000425 /K uitzetting

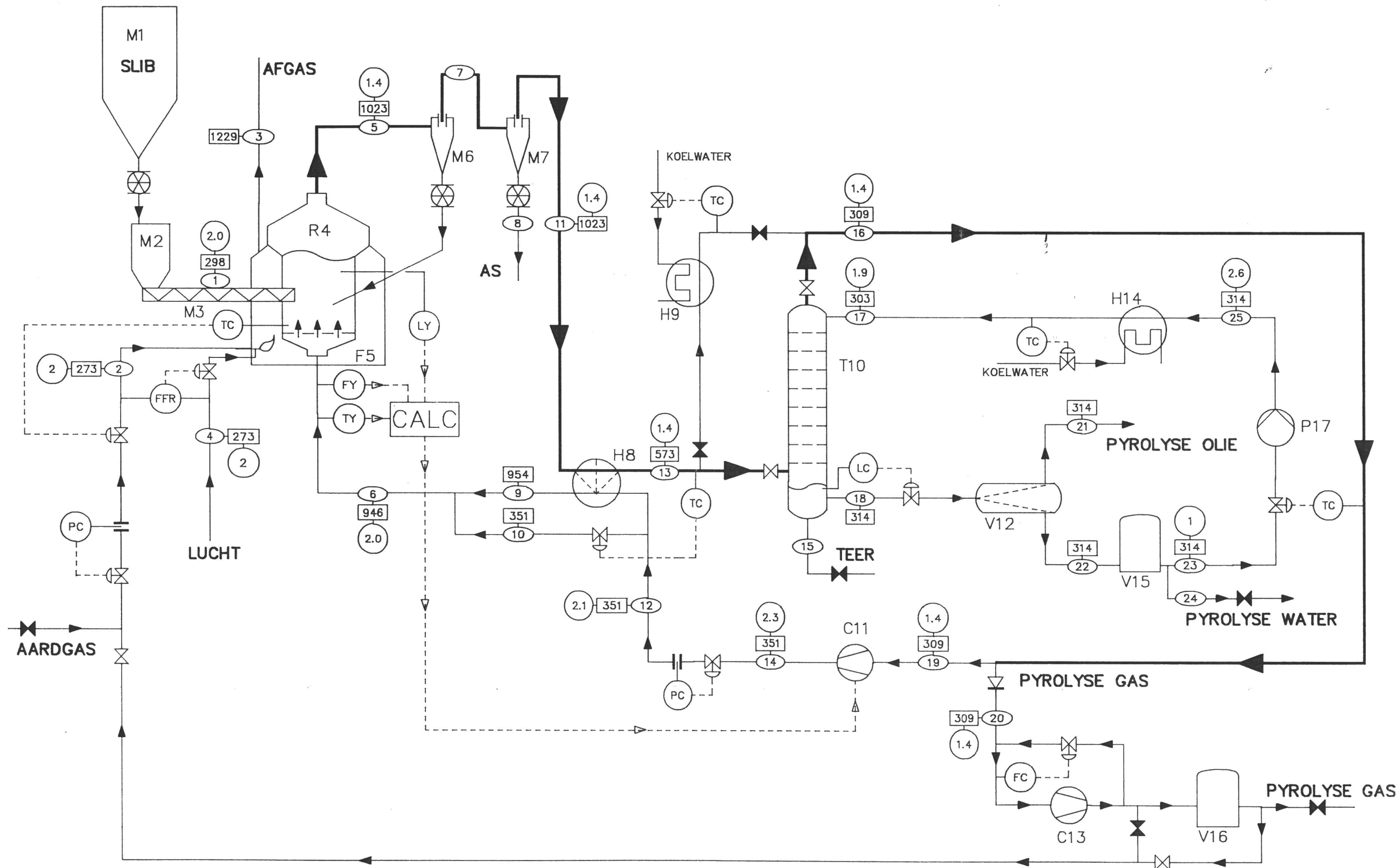
Cp = 4.188853 KJ/kg K

Delt P = 166.9751 kPa

T in = 40.75225 K

Delt T = 0.139507 K =>Tuit=40.89175 K

(S&vN 7.37)



M 1 VOORRAAD SILO
M 2 BUFFER BUNKER
M 3 TRANSPORTSCHROEF
R 4 FLUIDE BED REACTOR
F 5 FORNUIS

M 6 ZAND CYCLONEN
M 7 AS CYCLOON
H 8 WARMTEWISSELAAR
H 9 OPSTART KOELER
T 10 CONTACT KOELER

C 11 COMPRESSOR
C 12 DECANTER
C 13 COMPRESSOR
H 14 KOELWATER KOELER
V 15 OPSLAG PYROLYSE WATER

V 16 OPSLAG PYROLYSE GAS
P 17 KOELWATER POMP

PYROLYSE INSTALLATIE VOOR ZUIVERINGSSLIB
FABRIEKS VOORONTWERP Nr 2848

F.F.Korbijn

A.C.Keijzer

(x) Stroomnummer (t) Temperatuur K (P) Druk atm.