

FVO Nr.

3185

Fabrieksvoorontwerp
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Onderwerp

Extractie van zware metalen en organische stoffen
uit slib, met behulp van in superkritisch CO₂
opgeloste entrainers

*Auteurs**Telefoon*

I.M.H. van Ditshuizen	015-2145105
W.P. Jansema	015-2626769
C. Poelma	015-2616452
M.J.E. van Roosmalen	015-2563604

Keywords

Superkritische extractie, CO₂, vervuild slib, zware metalen,
organische verontreinigingen, tolueen, tri-n-butylfosfaat,
di(2-ethylhexyl)fosforzuur

Datum opdracht : 16 september 1996

Datum verslag : 17 december 1996

FVO Nr.

3185

Fabrieksvoorontwerp
Vakgroep Chemische Procestechnologie

Onderwerp

Extractie van zware metalen en organische stoffen
uit slib, met behulp van in superkritisch CO₂
opgeloste entrainers

Auteurs

Telefoon

I.M.H. van Ditshuizen	015-2145105
W.P. Jansema	015-2626769
C. Poelma	015-2616452
M.J.E. van Roosmalen	015-2563604

Keywords

Superkritische extractie, CO₂, vervuild slib, zware metalen,
organische verontreinigingen, toluen, tri-n-butylfosfaat,
di(2-ethylhexyl)fosforzuur

Datum opdracht : 16 september 1996

Datum verslag : 17 december 1996

Samenvatting

Het onderwerp van dit fabrieksvoorontwerp is de reiniging van slib, vervuild met diverse organische stoffen en zware metalen, door extractie met behulp van superkritisch CO₂ en entrainers. De capaciteit van het proces is 84.833 ton droge stof per jaar, dit komt overeen met 257.067 ton slib per jaar.

Het totale proces bestaat uit twee deelprocessen:

1. De verwijdering van organische stoffen uit het slib. Dit gebeurt met superkritisch CO₂ met daarin opgelost toluen. Dit extractieproces vindt plaats bij 150 bar en 40 °C.
2. De verwijdering van zware metalen uit het slib. Dit gebeurt met superkritisch CO₂ met daarin opgelost de liganden tributylfosfaat en di-(2-ethylhexyl)fosforzuur. Dit extractieproces vindt plaats bij 100 bar en 40 °C.

In dit ontwerp worden het CO₂ en de entrainers zo veel mogelijk gerecycled om de kostprijs te drukken. Bovendien moet voorkomen worden dat liganden en toluen in té grote concentraties in het milieu terechtkomen.

De extractie vindt batchgewijs plaats, terwijl de opwerking van het CO₂ en de entrainers continu verloopt.

De economische haalbaarheid van het proces is bekeken aan de hand van een aantal economische aspecten. De totale investeringen bedragen fl. 121 miljoen. De totale kostprijs voor reiniging bedragen fl. 190,-/ton slib, het proces kan daardoor concurreren met de conventionele reinigings/opslagmethoden (variërend van fl. 120,- tot fl. 300,- per ton slib). Bovendien zijn conventionele reinigingsmethoden slechts geschikt voor verwijdering van óf zware metalen óf organische stoffen.

De 'Pay Out Time' is 2,4 jaar, de 'Internal Rate of Return' is 50 %.

De kostprijs voor het verwijderen van de organische stoffen in een apart proces bedraagt fl. 125,-/ton slib. De kostprijs voor het verwijderen van de zware metalen bedraagt dan

fl. 85,-/ton slib. Deze kostprijzen zijn berekend aan de hand van een ROI van 10 %.

Inhoudsopgave

1. Inleiding
 - 1.1 Achtergrond
 - 1.2 Reinigen van afvalslib
 - 1.2.1 Hogedrukwasprocessen
 - 1.2.2 Elektro-reclamatie
 - 1.2.3 Extractie
 - 1.2.4 Reiniging van slib vervuild met organische stoffen en zware metalen
 - 1.3 Marktsituatie
2. Uitgangspunten
 - 2.1 Doelstelling en capaciteit
 - 2.2 Keuze extractiemiddel, entrainers en procesvoering
 - 2.2.1 Liganden
 - 2.2.2 Toluene
 - 2.2.3 Batchgewijze extractie
 - 2.3 Beschrijving proces
 - 2.4 Grondstofsituatie
 - 2.5 Verwerking van schoon slib
 - 2.6 Fabriekslocatie
 - 2.7 Utilities
 - 2.8 Aannames en gegevens
 - 2.8.1 Slib
 - 2.8.2 CO₂
 - 2.8.3 Entrainers
 - 2.8.4 Zuur
 - 2.8.5 Het extractieproces
 - 2.9 Eigenschappen stoffen en keuze materialen voor apparatuur
3. Processtructuur en procesflowsheet
 - 3.1 Unit operations en procescondities
 - 3.1.1 Verwijdering organische componenten
 - 3.1.2 Verwijdering metalen
 - 3.2 Keuze van de hulpstoffen
 - 3.3 Thermodynamica
4. Apparatuurberekeningen
 - 4.1 Transportschroef
 - 4.2 Extractor organisch materiaal
 - 4.3 Extractor metalen
 - 4.4 Buffervaten
 - 4.5 Pompen en compressoren
 - 4.6 Warmtewisselaars
 - 4.7 Mixer-settler
 - 4.8 Destillatiekolom
 - 4.9 Separatoren

5. Massa- en Energiebalansen
 - 5.1 Massabalans
 - 5.2 Warmtebalans
6. Procesbeheersing en procesregeling
7. Veiligheid
 - 7.1 Eigenschappen gebruikte stoffen
 - 7.2 HAZOP-analyse
 - 7.3 Dow's Fire and Explosion index
8. Economie
 - 8.1. Produktievolume gebonden kosten
 - 8.2 Loonkosten
 - 8.3 Investeringskosten
 - 8.3.1 Methode van Lang
 - 8.3.2 Methode van Taylor
 - 8.4 Rentabiliteit
 - 8.4.1 Return on Investment
 - 8.4.2 Pay Out Time
 - 8.4.3 Internal Rate of Return
 - 8.5 Gevoeligheidsanalyse
9. Conclusie en aanbevelingen

Symbolenlijst
Literatuurlijst

Bijlagen	I	Opdrachtschrijving
	II	Blokschema
	III	Flowsheet
	IV	Componentenbalans
	V	Massa- en Energiebalans
	VI	Apparaatberekeningen
	VII	Specificatieformulieren
	VIII	Economie
	IX	DOW's Fire and Explosion Index
	X	Cyclediagram
	XI	Temperatuur-entropiediagram van CO ₂
	XII	Lijst van stoffen
	XIII	Overige

1. INLEIDING

1.1 Achtergrond

Op vele plaatsen in Nederland zijn grond en waterbodembodem ernstig verontreinigd. De bodem bevat meestal verschillende verontreinigingen, die niet met één techniek kunnen worden verwijderd. De verontreinigingen kunnen bijvoorbeeld bestaan uit PAK's (=Polycyclische Aromatische Koolwaterstoffen), minerale oliën, pesticiden, anorganische verbindingen en zware metalen.

Anorganische verbindingen en zware metalen komen van nature frequent voor in de bodem. Onder zware metalen worden elementen of legeringen verstaan met een soortelijke massa die groter is dan 5000 kg/m^3 . Voorbeelden hiervan zijn cadmium, kwik, lood, chroom, koper en zink. Zware metalen kunnen op drie manieren voorkomen in de bodem:

- als metaal, in elementvorm of in een legering;
- als ion, opgelost in water of gebonden aan kleine bodemdeeltjes;
- als organometaal-verbinding.

Metalen komen in de bodem terecht op plaatsen waar metaal verwerkt wordt. Verspanende bewerkingstechnieken leveren metaalafval waarmee, zeker in vroeger tijden, niet altijd zorgvuldig is omgesprongen. Metaalgieterijen gebruiken vaak vormzand voor gietmallen, waardoor het zand verontreinigd raakt met metaal. De meest schadelijke zware metalen zijn cadmium, kwik en lood. Kwik komt in de bodem voor in elk van de drie bovengenoemde vormen. Cadmium komt met andere metalen als zink voor in ertsen in de bodem. Het komt echter ook vrij bij de produktie van zink. De omvang van deze bodemverontreiniging is zo groot, dat men er tot op heden geen voorstelling van heeft hoe deze verontreiniging moet worden aangepakt. Tot voor kort werden loodverbindingen aan de benzine toegevoegd om het octaangetal te verhogen. Deze loodverbindingen kwamen dan via de uitlaat in het milieu terecht.

De belangrijkste processen waarbij afvalstromen met zware metalen geproduceerd worden zijn galvanische processen. Hierbij worden waterige afvalstromen geproduceerd met metaalgehaltes van 0,1 tot 28,6 %. Bij deze processen betreft het de volgende zware metalen: nikkel, chroom, koper, zink, lood en tin.

De klasse-indeling betreffende vervuiling door metalen wordt als volgt gekenmerkt [Evaluatie Nota Water]:

- klasse 0 concentratiewaarden lager dan de streefwaarde
- klasse 1 concentratiewaarden tussen de streefwaarde en de grenswaarde
- klasse 2 concentratiewaarden tussen de grenswaarde en de toetsingswaarde
- klasse 3 concentratiewaarden tussen de toetsingswaarde en de interventiewaarde
- klasse 4 concentratiewaarden hoger dan de interventiewaarde, voor zware metalen geldt tevens een maximum volgens de signaleringswaarde

tabel 1.1: klasse-indeling

	(Water)bodem (ENW-Wet Bodembescherming)			
	streefwaarde (mg/kg d.s.)	grenswaarde (mg/kg d.s.)	toetsingswaarde (mg/kg d.s.)	interventiewaarde (mg/kg d.s.)
Metalen				
Arseen	29	55	55	55
Barium	200	-	-	625
Cadmium	0,8	2	7,5	12
Cobalt	20	-	-	240
Chroom	100	380	380	380
Koper	36	36	90	190
Kwik	0,3	0,5	1,6	10
Molybdeen	10	-	-	200
Nikkel	35	35	45	210
Lood	85	530	530	530
Zink	140	480	720	720

d.s.=droge stof

De organische vervuilingen bestaan uit minerale oliën, PCB's (Poly Chloor Bifenylen), vluchtige halogene koolwaterstoffen, bestrijdingsmiddelen en PAK's. PCB's hebben unieke eigenschappen op het gebied van elektrische isolatie, bestendigheid tegen hoge temperaturen en warmtegeleidbaarheid. Deze eigenschappen maken PCB's een ideaal koelmiddel in condensatoren en transformatoren.

PAK's komen voor in teer, asfalt, zware oliefracties en dakbedekkingsmaterialen. Er zijn zo'n 250 PAK's bekend, die allen zijn opgebouwd uit twee of meer gekoppelde benzeenringen. Bij een analyse op de aanwezigheid van PAK's worden ten behoeve van de referentiewaarde tien representatieve PAK's bepaald. Dit zijn: naftaleen, fenantreen, antraceen, fluorantreen, benzo-antraceen, benzo-fluorantreen, benzo-pyreen, benzo-perlyleen, chryseen en indeno-pyreen.

Bestrijdingsmiddelen komen in verdunde vorm in het oppervlaktewater terecht. Sommigen zijn zeer persistent en accumuleren daardoor in de voedselketen. Hierdoor worden deze gifstoffen geconcentreerd en vormen zij een bedreiging voor mens en milieu.

Grenswaarden voor de organische vervuilingen zijn:

PAK's: 1 mg/kg d.s.

PCB's: 0.045 mg/kg d.s.

Minerale oliën: 1000 mg/kg d.s.

Van de overige organische vervuilingen zijn de grenswaarden niet bekend.

1.2 Reinigen van afvalslib

Het doel van dit fabrieksvoorontwerp is het ontwerpen van een proces dat afvalslib, vervuild met zware metalen en/of organische stoffen, reinigt. Het overgrote deel van de zware metalen bevindt zich in ionvorm in de waterfase of is gebonden aan kleine bodemdeeltjes. Koolwaterstoffen zijn veelal geadsorbeerd aan de in het slib aanwezige fijne fractie. De concentraties van de zware metalen en de organische vervuilingen moeten komen te liggen beneden de grenswaarden van de Evaluatie Nota Water-wet (ENW-wet) bodembescherming.

Afvalslibs, verontreinigd met koolwaterstoffen, kunnen gereinigd worden met een aantal verschillende technieken. Het betreft hier : thermische reiniging, fysisch-chemische reiniging en biologische reiniging.

Voor slibs, verontreinigd met zware metalen, zijn echter thermische en biologische reiniging ongeschikt: de metalen zijn niet vluchtig en mogelijkheden om de metaalionen door micro-organismen te laten verwijderen zijn er niet. Voor dit slib komen fysisch-chemische methoden zoals extractie, elektro-reclamatie en hogedruk-wasprocessen in aanmerking.

1.2.1 Hogedrukwasprocessen

Hoge druk wasprocessen kunnen zowel in- als ex-situ plaatsvinden. De verontreinigingen worden door middel van hoge druk waterstralen letterlijk van de gronddeeltjes afgespoten. Doordat er vacuüm getrokken wordt, verdampen de vluchtige componenten en worden de verontreinigingen vanuit de bodem naar de vloeisof- en gasfase getransporteerd. Een beperking van deze techniek is dat er grond behandeld kan worden met maximaal 20 % kleideeltjes. Ook kan grond vervuild met organische stoffen niet met deze techniek gereinigd worden. De kosten van deze methode bedragen, wederom afhankelijk van soort en mate verontreiniging, f 150,- tot 200,- per ton. In de praktijk zal de noodzakelijke verdere opwerking van de geconcentreerde verontreinigingen een kostenverhoging met zich mee brengen (bijvoorbeeld kosten voor opslag).

1.2.2 Elektro-reclamatie

Elektro-reclamatie is een techniek waarbij zware metalen uit veenhoudend zand, kleigrond, slibhoudend zand en baggerspecie verwijderd kunnen worden. De werking van deze techniek berust op het feit er dat in een elektrisch veld transport plaats kan vinden van geladen deeltjes. Door de aangelegde stroomsterkte kan de temperatuur stijgen tot ongeveer 40 °C, soms zelfs tot 70 °C. Hierdoor kunnen vluchtige (en schadelijke) verontreinigingen verdampen. Het rendement van deze techniek kan 50 tot 99 % zijn. De kosten van reiniging (die zowel in-situ als ex-situ plaats kan vinden) op deze manier bedragen, afhankelijk van soort en mate van verontreiniging, fl. 150,- tot fl. 270,- per ton grond. Met deze techniek worden aanwezige organische stoffen niet verwijderd.

1.2.3 Extractie

Bij extractieve reiniging van een verontreinigd slib wordt het slib gewassen met een extractiemiddel. De slibverontreinigingen gaan hierbij over van het slib naar de extractiefase. Het extractieproces is kortweg in drie stappen samen te vatten:

1. Het in contact brengen van het extractiemiddel met het verontreinigde slib.
2. Het scheiden van het extractiemiddel en het gereinigde slib.
3. Nabehandeling van het extractiemiddel en het behandelde slib.

Bij de eerste stap kunnen twee mechanismen plaatsvinden: de verontreinigingen lossen op in het extractiemiddel, of de verontreinigingen worden gedispergeerd in het extractiemiddel. In het algemeen wordt als extractiemiddel water met toevoegingen (zuren, basen, complexvormers, oppervlakte-actieve stoffen; verzamelnaam: *entrainers*) gebruikt. Voor de verwijdering van zware metalen worden vaak organische extractiemiddelen met daarin opgeloste liganden gebruikt (evt. aangezuurd). Deze organische oplosmiddelen kunnen echter zelf ook weer verontreiniging van het slib worden. Voor de verwijdering van organische stoffen worden vaak organische oplosmiddelen gebruikt.

1.2.4 Reiniging van slib vervuild met organische stoffen en zware metalen

Uit voorgaande blijkt dat de enige techniek die geschikt is om een slib te reinigen dat vervuild is met zowel organische stoffen als zware metalen extractie is.

1.3 Marktsituatie

Op dit moment worden de meeste vervuilde slibs opgeslagen in opslagbekkens. Voorbeelden hiervan zijn de Slufter (90 mln. m³) en de Papegaaiebek. De kosten van storten bij de AVR bedragen f 220,- per ton slib [lit.ref. 36]. Thermisch behandelen wordt ook gebruikt om vervuild slib te verwerken. Verbranden van het slib bij de AVR kost f 330,- per ton [lit.ref. 36]. Reiniging is moeilijk aangezien de slibs verschillende verontreinigingen bevatten en er nog geen goede en betaalbare techniek is ontwikkeld om de verschillende vervuilingen te verwijderen. Het is erg duur om deze vervuilingen met verschillende technieken aan te pakken. Een methode die op dit moment wordt toegepast om zware metalen te verwijderen uit slib is extractie met organische oplosmiddelen. Deze methode kost tussen de honderd en driehonderd gulden per ton en is niet milieuvriendelijk, er blijft namelijk altijd een hoeveelheid organisch oplosmiddel achter in het slib.

Uit onderzoek is gebleken dat vrijwel alle Nederlandse oppervlaktewateren een min of meer verontreinigde bodem hebben. Het jaarlijkse aanbod aan baggerspecie zal de komende jaren in de orde van grootte liggen van tien tot twaalf miljoen m³ per jaar. Het VROM schrijft (1988) dat er de komende jaren per jaar twee tot vijf miljoen kubieke meter verontreinigde specie een nuttige bestemming moet krijgen. Het zal dus nog vele decennia duren voor al het aanwezige vervuilde slib gereinigd is.

2. UITGANGSPUNTEN

2.1 Doelstelling en capaciteit

Het doel van dit fabrieksvoorontwerp is het ontwerpen van een proces dat slib, vervuild met zware metalen en/of organische stoffen, reinigt en tevens vast te stellen hoe de kosten van dit ontworpen reinigingsproces zich verhouden tot de kosten van conventionele verwerkingsmethoden.

De capaciteit van het ontworpen proces bedraagt 84.833 ton droge stof per jaar. Dit komt neer op 257.067 ton slib per jaar (gemiddeld bevat slib zo'n 67 % water).

2.2 Keuze extractiemiddel, entrainers en procesvoering

Een recente variant op het conventionele extractieproces is extractie met behulp van superkritisch CO₂. Superkritische media hebben de eigenschap snel tot verontreinigingen te kunnen doordringen. Ze vertonen de dichtheid en het oplossend vermogen van een vloeistof, maar de hoge diffusieconstante van een gas.

Een aantal voordelen van extractie met behulp van CO₂ zijn:

- CO₂ is niet vuurgevaarlijk,
- CO₂ is goedkoop,
- CO₂ is niet-toxisch,
- superkritisch CO₂ heeft een hoge diffusiecoëfficiënt en weet goed tot verontreinigingen in stoffen door te dringen.
- het personeel wordt minder blootgesteld aan organische dampen.

Enkele nadelen:

- CO₂ is niet polair en dus een slecht oplosmiddel voor metaalionen,
- CO₂ moet op druk gebracht worden .

Extractie met CO₂ zal gebruikt worden als basis van dit fabrieks-voorontwerp. De extractieve fase is hierbij dus CO₂ , waarin slechts in geringe mate metaalionen en organische stoffen oplossen. In dit proces zal daarom gebruik gemaakt worden van complexerende stoffen (liganden) om de metalen te verwijderen en van een organisch oplosmiddel om de organische stoffen te verwijderen. Hierbij is van belang dat de CO₂ een voldoende hoge druk heeft. Bij hoge druk is de dichtheid namelijk voldoende hoog om de entrainers te kunnen oplossen.

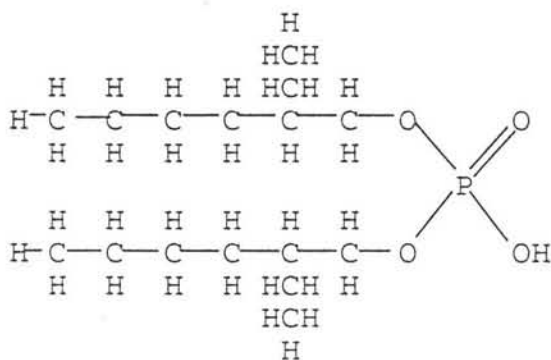
2.2.1 Liganden

De liganden vormen complexen met de metaalionen, die oplossen in CO₂. Tijdens uitgebreid literatuuronderzoek is gekeken naar twee veelgebruikte liganden voor metaalextractie: metaalderivaten van diethyl-dithiocarbamaat (MeDDC) en metaalderivaten van di(trifluoroethyl)-dithiocarbamaat (MeFDDC).

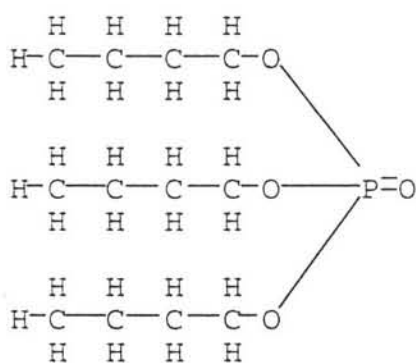
MeDDC heeft een hoog extractierendement voor zware metalen, maar lost niet goed op in superkritisch CO₂ [lit. ref. 50]. MeFDDC lost beter op in CO₂ dan MeDDC, maar nog steeds onvoldoende [lit. ref. 34]. Daarom is verder gezocht naar liganden die wel goed oplossen in CO₂ en eveneens een hoog extractierendement hebben. Gebleken is dat di(2-ethylhexyl)fosforzuur (HDEHP) in combinatie met tri-n-butylfosfaat (TBP) het meest geschikte ligand is voor de verwijdering van zware metalen met CO₂-extractie. Aangezien de oplosbaarheid van HDEHP in CO₂ niet voldoende groot is, wordt TBP toegevoegd. Dit heeft een positief effect op de oplosbaarheid van HDEHP [lit. ref. 21] en voorkomt de vorming van een vierde fase. In het reactiesysteem bevinden zich dan drie verschillende fasen. Dit zijn de vaste fase (zand- en kleideeltjes waarin zich metaalionen bevinden), de vloeistoffase (waterfase tussen de vaste deeltjes, hierin opgelost metaalionen) en een fluïde fase bestaande uit CO₂ met liganden.

TBP heeft ook complexerende eigenschappen, maar deze zijn wel geringer dan die van HDEHP. Een mengsel van deze stoffen combineert een goede oplosbaarheid van de liganden in het CO₂ met een hoge extractie-coëfficiënt.

De structuurformules van de beide liganden zijn in onderstaande figuren weergegeven:



figuur 2.1: HDEHP: di(2-ethylhexyl) fosforzuur



figuur 2.2: TBP: tri-n-butyl fosfaat

De verschillende eigenschappen van de liganden zijn te vinden in de overzichtstabel in bijlage XII.

Bij de extractie van de metalen vinden de volgende reacties plaats:



De totale verdelingscoëfficiënt D van bovenstaande reacties kan als volgt gedefinieerd worden:

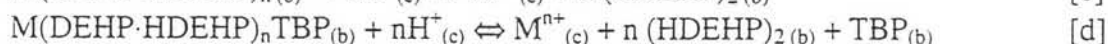
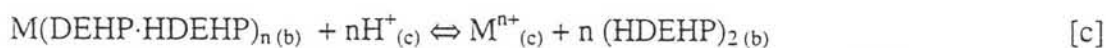
$$D = \frac{[M(DEHP \cdot HDEHP)_n]_{(h)} + [M(DEHP \cdot HDEHP)_n TBP]_{(h)}}{[M^{n+}]_{(a)}} \quad (2.1)$$

met a: waterfase (slib)

b: CO₂-fase

Zoals uit de reacties blijkt, wordt het slib aangezuurd door de uitwisselingsreacties. De pH verandering is echter relatief klein (zie berekening in bijlage XIIb).

Bij de terugwinning van de liganden vinden de volgende reacties plaats (dezelfde reacties als boven, maar dan met andere evenwichtsligging):



met c: zuurfase

Bij de reacties [c] en [d] liggen de evenwichten naar rechts door de overmaat zuur die gebruikt wordt. Warmte-effecten zijn bij de bovenstaande reacties te verwaarlozen. Het gaat hier voor het grootste gedeelte om reacties, waarbij de concentraties reagerende stoffen erg laag zijn. Tijdens de metaal-extractie zal bovendien de bulk (de grote hoeveelheid slib) de eventuele warmte absorberen en dus zal de temperatuurstijging minimaal blijven. Op bijlage XIIa is een berekening te zien van de temperatuurstijging van het slib als gevolg van de extractie.

2.2.2 Toluëen

De oplosbaarheid van organische stoffen in CO₂ kan verhoogd worden door een entrainer toe te voegen aan het superkritische CO₂. Er zijn verschillende entrainers bekend die organische stoffen uit slib halen, dit zijn: methanol, benzeen en toluëen. Benzeen valt meteen af als entrainer wegens carcinogeniteit. Methanol blijkt heel goed te werken bij droge grond, maar een stuk minder bij vochtige grond. Aangezien slib vochtig is, valt ook methanol als entrainer af. Toluëen blijkt wel goed te werken bij vochtige grond en is dus gekozen als entrainer [lit. ref. 26].

2.2.3 Batchgewijze extractie

Er is voor dit fabrieksvoorontwerp gekozen voor een batchgewijze extractie. Hiervoor zijn verschillende redenen aan te voeren:

- de extractiesnelheid is zo laag dat enkel een batchreactor gebruikt kan worden.
- reactorontwerp voor continue verwerking bij hoge druk met vaste stof is complex
- het is erg moeilijk om slurries rond te pompen bij lage flowsnelheden zonder dat de vaste stof uitzakt en de apparatuur verstopt raakt.
- de gebruikte slurry vervuult de procesapparatuur zodanig dat deze regelmatig gereinigd moet worden, een continu proces zou regelmatig onderbroken moeten worden om de apparatuur te reinigen.

2.3 Beschrijving proces

Voor de extractie van metalen kan plaatsvinden moeten eerst de organische stoffen uit het slib verwijderd worden. De aanwezigheid van organische stoffen zou ervoor zorgen dat het superkritische CO_2 verzadigd zou raken met deze organische stoffen. De liganden zouden dan verdreven worden uit het CO_2 , ook zouden er problemen tijdens de opwerking ontstaan. Daarom wordt voor de metaalextractie een proces geplaatst dat ervoor zorgt dat 90 % van de organische stoffen wordt verwijderd. Dit proces wordt gemodelleerd met naftaleen als organische modelstof voor de organische stoffen, CO_2 als extractiemiddel en tolueen als entrainer (hulpstof). Dit deelproces, dat de organische componenten verwijderd, is gebaseerd op een door dhr. J.J. Feddes ontworpen proces [lit. ref. 26].

Het slib wordt door een transportband, waarin het slib wordt verwarmd tot 40°C , naar de extractor vervoerd. Daarna wordt de reactor op druk gebracht tot 75 bar, door het overhevelen van CO_2 vanuit de extractor waar hiervoor de extractie heeft plaatsgevonden. Daarna wordt de extractor gevuld met de fluïde CO_2 / tolueen fase tot de druk 150 bar bedraagt. Vervolgens vindt gedurende 20 minuten extractie plaats. Hierna wordt de extractor doorstroomd met CO_2 . Dit gebeurt om de nog aanwezige entrainer uit het slib te verwijderen. Uit het hierbij onstane mengsel van CO_2 , entrainers en verontreiniging wordt zoveel mogelijk CO_2 en entrainer teruggewonnen door dit met behulp van separatoren, een destillatiekolom en diverse compressoren te regenereren. Een deel van het CO_2 dat in de extractor achterblijft na het spoelen wordt hierna overgebracht naar de volgende reactor. Een ander deel gaat de compressorenreeks in en een klein deel gaat de buitenlucht in. Door de 3 extractoren om en om te laten extraheren (zie cyclediagram in bijlage X) en de uitgaande stromen naar een buffervat te leiden, kan de regeneratie door separatoren continu plaatsvinden.

Aan het eind van de extractie van organische stoffen wordt het slib in een vergelijkbaar extractieproces van zware metalen ontdaan. Hierna kan het slib afgevoerd worden.

Er zijn enkele kleine verschillen tussen de deelprocessen (organische stoffen- en metaalverwijdering):

- Bij het organische gedeelte zal er na enkele flashers en separatoren (waarin CO₂ gescheiden wordt van de organische verontreinigingen en toluene) een destillatie plaatsvinden, waarbij 99 % van het toluene over de top wordt gerecycled.
- Bij het gedeelte van de metaalverwijdering wordt ook eerst het CO₂ afgescheiden. Hierna stroomt het metaal-ligandmengsel echter door een zure oplossing (H₂SO₄ / water), waarbij de metalen in de zure fase terecht zullen komen en de liganden de andere fase zullen vormen. De geregenereerde liganden gaan via een buffervat weer naar de extractor. Beide fasen stromen continu door de mixer-settler. De stroom die uit de mixer-settler komt, zal nog verder opgewerkt moeten worden. Hiervoor moet de stroom eerst geneutraliseerd worden met CaO. Er vindt hydrolyse plaats om de metalen te verwijderen. Vervolgens wordt het gevormde CaSO₄ geloosd. Deze opwerking kan bijvoorbeeld plaatsvinden bij Union-Minière.

Om het verlies aan CO₂, liganden en toluene te compenseren zal bij elke nieuwe batch verse extractant en entrainer toegevoegd moeten worden. Deze hoeveelheden staan in de massabalans in bijlage V.

Het bovenstaande is samengevat in het blokschema op bijlage II.

2.4 Grondstofsituatie

De in het reinigingsproces benodigde grondstoffen zoals CO₂ en H₂SO₄ zijn voldoende verkrijgbaar tegen prijzen van fl. 0,28/kg resp. fl. 0,04/kg. De liganden (zie verderop in dit verslag) HDEHP en TBP zijn relatief duur (fl. 34,39/kg resp. fl. 7,14/kg), maar worden zoveel mogelijk gerecycled zodat ook hier de kosten meevallen. Toluene is ruim verkrijgbaar tegen een prijs van fl. 1,-/kg.

Het te reinigen afvalslib kan per boot worden aangevoerd vanuit opslagbekkens zoals de Slufter (een beunbak heeft een capaciteit van 600 tot 1500 m³ slib).

2.5 Verwerking van schoon slib

Na verdere verwerking van het schone slib zijn de volgende producten te onderscheiden:

- zand
- klei
- grond
- vormvast (Ecogrind, kunstbasalt)/cement

Deze producten kunnen in vrijwel alle deelmarkten van de bouwsector een toepassing vinden en er kan dus geld worden verdiend door deze producten te verkopen.

De volgende toepassingsvormen worden haalbaar geacht:

- dijken en oevers
- wegen
- afdichtingen
- (geluids)wallen
- bouwrijp maken van terreinen
- duinen
- toeslagmaterialen in asfalt- en betonmengsels
- vormvaste elementen voor de bouw
- cementklinkers

2.6 Fabriekslocatie

De beste positionering van de fabriek zal zijn in de Botlek. Daar bevinden zich vele opslagbekkens en aan- en afvoer per schip kan op die plaats goed worden gerealiseerd. Een andere mogelijke plaats is aan de Hollandsche IJssel, aangezien onlangs besloten is, dat grote hoeveelheden vervuild slib uit de Hollandsche IJssel verwijderd moeten worden. De aan- en afvoer mogelijkheden zijn in dit gebied eveneens voldoende.

2.7 Utilities

Er zal gebruik gemaakt worden van High Pressure Steam. Deze stoom heeft een druk van 40 bar en daalt in temperatuur van 270 °C naar de condensatietemperatuur van 250 °C. Ook Low Pressure Steam zal gebruikt worden. Deze heeft een druk van 3 bar en daalt in temperatuur van 140 °C naar 133,5 °C, waar het condenseert.

Om te koelen wordt er gebruik gemaakt van koelwater, dat op 3 bar van 20 °C naar 40 °C wordt opgewarmd. In een enkel geval moet 'chilling water' gebruikt worden van 1 bar en 0 °C (fl. 1,50/m³), om een voldoende groot temperatuurverschil te krijgen.

Om het slib te verwarmen wordt gebruik gemaakt van aardgas. Verder zal er elektriciteit worden aangewend om de stroomverbruikende apparaten van energie te voorzien.

2.8 Aannames en gegevens

2.8.1 Slib

Er waren analyses van twee monsters slib, afkomstig uit de Vijfsluizenhaven bij de tweede Beneluxtunnel, beschikbaar. De belangrijkste gegevens over de samenstelling staan in de onderstaande tabel.

tabel 2.1: samenstelling slibmonster (bron: Ministerie van Verkeer en Waterstaat)

Component	hoeveelheid in monster 1	hoeveelheid in monster 2	Eenheid
Water	66,1	65,58	%
Lutum	21,0	22	%
Organisch stofgehalte	9,90	12,42	%
Cadmium	12,48	8,57	mg / kg
Kwik	2,20	<0,10	mg / kg
Koper	118,07	262,54	mg / kg
Nikkel	33,87	36,09	mg / kg
Lood	178,62	302,06	mg / kg
Zink	985,53	1247,86	mg / kg
Chroom	163,04	234,04	mg / kg
Arseen	19,08	100,81	mg / kg
PAK's	7,08	5,14	mg / kg
Vluchtige halogene koolwaterstoffen	21,41	33,66	µg / kg
Bestrijdingsmiddelen	8,10	118,90	µg / kg
Minerale olie	3232,32	4830,92	mg / kg
PCB's	109,09	450,08	µg / kg

Het slib dat als uitgangspunt voor het proces dient, is samengesteld door het hoogste gehalte van een component in de twee monsters te nemen. Het processlib ziet er dan als volgt uit:

tabel 2.2: samenstelling processlib

Component	hoeveelheid (in mg / kg d.s., tenzij aangegeven)	grenswaarde (in mg/kg d.s.)	te verwijderen percentage
Water	67,34 massa%	-	-
Vaste stof	32,66 massa%	-	-
Cadmium	12,48	2	84
Kwik	2,20	0,5	77
Koper	262,54	36	86
Nikkel	36,09	35	3
Lood	302,06	530	-
Zink	1247,86	480	62
Chroom	234,04	380	-
Arseen	100,81	55	45
PAK's	7,08	1	84
Vluchtige halogene koolwaterstoffen	33,66E-3		
Bestrijdingsmiddelen	118,90E-3		
Minerale olie	4830,92	1000	79
PCB's	450,08E-3	0,05	89

d.s.=droge stof

Hierbij bestaat de vaste stof voornamelijk uit lutum.

Het totaal aan organische stoffen is 4838,6 mg/kg droge stof en het totaal aan metalen bedraagt 2198,08 mg/kg droge stof.

Verder zal de slibvoeding een grootte hebben van 257.067 ton/jaar hebben. Dit betekent een droge stof voeding van 84.833 ton/jaar.

Het slib wordt in beunbakken (600 - 1500 m³ per keer) aangevoerd, er wordt uitgegaan van een 'constante' aanvoer: het opslagvat van de fabriek is altijd gevuld.

2.8.2 CO₂

Het CO₂ wordt aangeleverd met een zuiverheid van 100 %. Dit was de enige leverbare zuiverheid bij Hoek Loos. Andere bedrijven zouden CO₂ misschien kunnen leveren met een lagere zuiverheid (100 % is niet nodig), waardoor de eenheidsprijs lager zou komen te liggen.

2.8.3 Entrainers

Er wordt vanuit gegaan dat de entrainers TBP, HDEHP en toluen worden aangeleverd met een zuiverheid van 100 %.

2.8.4 Zuur

Er wordt gebruik gemaakt van H₂SO₄ met een concentratie van 10 massaprocent.

2.8.5 Het extractieproces

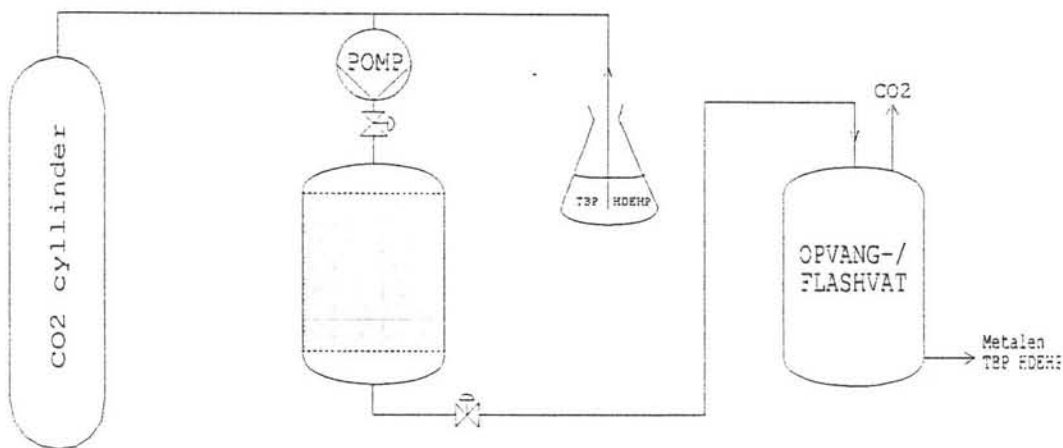
Het werkelijke extractieproces is zeer complex en daardoor moeilijk te modelleren. Oorzaken hiervan zijn:

- het proces is een driefasensysteem met verschillende stofoverdrachten
- er zijn een groot aantal simultane evenwichtsreacties
- de fysisch/chemische binding van de ionen aan het lutum is onbekend
- er zijn zeer weinig gegevens, een groot aantal moet geschat worden

Vanwege de complexiteit en het gebrek aan gegevens wordt er uitgegaan van een zogenaamd 'Black Box'-model: alleen de in- en uitgaande stromen van de extractor worden beschouwd.

Om toch iets te weten te komen over het proces (en om te kijken of het in praktijk überhaupt wel werkt), zijn door het bedrijf Feyecon enkele proeven uitgevoerd. Met de opstelling zoals deze in figuur 2.1 weergegeven is, werd het extractieproces op een eenvoudige wijze uitgevoerd: allereerst werd de extractor, een autoclaaf, voor ongeveer de helft met slib gevuld (enkele honderden grammen). Nadat deze afgesloten was met poreuze metalen platen, werden de liganden vanuit een erlenmeyer de extractor ingepompt, gevolgd door het op druk brengen met CO₂. Na ongeveer een half uur werd de fluïde inhoud naar een opvangvat geleid, waar het CO₂ er af gelaten werd, zodat het ligand geanalyseerd kon worden.

In een tweede serie werden het CO₂ en de liganden sámen de autoclaaf ingebracht.



Figuur 2.3 : Proefopstelling

De condities staan in onderstaande tabel:

tabel 2.3 condities proeven

proefnummer	temperatuur (°C)	druk (bar)	ligandadditie
1	20	60	ligand in slib
2	40	100	ligand in slib
3	20	60	ligand in CO ₂
4	40	100	ligand in CO ₂

Na het doen van deze proeven zijn de monsters geanalyseerd om het metaalgehalte in het slib te meten. Voordat deze analyses plaats konden vinden, werden de metalen ontsloten met behulp van koningswater. Daarna vonden de analyses door middel van ICP-AES (=Inductively Coupled Plasma Atomic Emission Spectrometry) plaats.

De resultaten hiervan zijn in onderstaande tabel samengevat:

tabel 2.4 resultaten proeven, gehalten in slib

metaal	gehalte in slib (onbehandeld) (ppm)	gehalte in slib na eerste proef (ppm)	gehalte in slib na tweede proef (ppm)	gehalte in slib na derde proef (ppm)	gehalte in slib na vierde proef (ppm)
Cd	21,4	135	-53,3	28,7	-46,5
Hg	18,2	15,2	-3,7	17,0	-8,99
Cu	4361	3902	8672	3034	2770
Ni	43,6	41,1	50,5	43,8	43,0
Pb	240	211	257	228	214
Zn	751	502	658	681	627
Cr	135	117	148	125	122
As	124	120	150	131	128

Voor zink en koper zijn eveneens de hoeveelheden in de extractant (fluïde-fase) bepaald. De resultaten van deze proeven staan in de volgende tabel:

tabel 2.5 : metaalgehalten in ligand

metaal	gehalte proef 1 (ppm)	gehalte proef 2 (ppm)	gehalte proef 3 (ppm)	gehalte proef 4 (ppm)
Cu	317	52,2	55,7	49,1
Zn	126	127	41,5	57,5

Uit de resultaten van deze proeven is enkel op te maken dat de extractie werkt. Door de zeer onnauwkeurige meetmethode kan niet bepaald worden in welke mate de verschillende metalen geëxtraheerd worden. Er wordt ervan uitgegaan dat het proces een extractierendement van 90 % voor elk metaal kan bereiken. Op deze aanname zijn dan ook alle berekeningen gebaseerd.

2.9 Eigenschappen stoffen en keuze materialen voor apparatuur

Een overzicht van de voorkomende stoffen en hun fysische eigenschappen is te vinden in bijlage XII.

Met het oog op de veiligheid zal er rekening moeten worden gehouden met de toxiciteit van de liganden en de H₂SO₄-oplossing.

Alle apparatuur wordt vervaardigd van RVS-304 omdat:

- De liganden en de H₂SO₄-oplossing corrosief zijn.
- De slibdeeltjes voor slijtage van de apparatuur zorgen.

3. PROCESSTRUCTUUR EN PROCES FLOWSHEET

Voor het hele proces is de flowsheet in bijlage III te vinden, het eerste deelproces is het verwijderingsproces van organische componenten, het tweede is de verwijdering van metalen.

3.1 Unit operations en procescondities

3.1.1 Verwijdering organische componenten

Het transport naar extractor [R11] gebeurt met een transportschroef [M2].

In transportschroef [M2] wordt het slib door verbranding van aardgas verwarmd van 10 °C naar 40 °C.

De extractor [R11] is een cilindrische trommel. De trommel wordt volgestort met slib en vervolgens gevuld met CO₂ en tolueen. Nadat de toevoerleidingen ontkoppeld zijn, wordt de trommel gedurende de gehele extractietijd van 20 minuten rondgedraaid, zodat de inhoud goed gemengd wordt. Dit ronddraaien kan plaatsvinden doordat de reactor op een rolbank ligt. De druk in deze extractor is 150 bar, de temperatuur is 40 °C, deze condities zijn een compromis tussen optimale extractie-efficiency en minimale kosten.

Na de extractie wordt het CO₂ met tolueen en organische stoffen verdreven door 'schoon' CO₂. Het verdreven mengsel wordt opgevangen in een buffervat [V17] om een continue recovery te waarborgen.

Een klep brengt deze processtroom van 150 naar 90 bar. Verhitter [H24] zorgt ervoor dat het superkritische CO₂ een lagere dichtheid krijgt, zodat een goede fasenscheiding plaats kan vinden in de eerste separator [V27].

Separatoren [27], [41] en [52] zijn zogenaamde 'Knock-out pots', vaten waarin vloeistof/gas scheiding plaatsvindt door de zwaartekracht. Er zal slechts een kleine hoeveelheid fijne druppeltjes meegaan met de gasfase. In drie stappen wordt zoveel mogelijk CO₂ verwijderd, waarna dit wordt gerecycled.

Het CO₂ dat over de top gaat (uit de eerste twee separatoren [V27 en [V41]]) wordt gekoeld, zodat het vloeibaar wordt (condensatie in [H32] en [H46]) en met een pomp ([P36] en [P49]) op 150 bar gebracht kan worden. Daarna wordt het naar het CO₂ recyclevoorraadvat [V3] gebracht. Dit alles gebeurt volgens de aangegeven weg in het bijgeleverde CO₂-diagram in bijlage XI.

Het tolueen (met wat CO₂ en organische stoffen) dat over de bodem van separator [V27] komt, wordt met een klep naar 45 bar geflashed, waarna het de tweede separator [V41] in gaat. Het bodemprodukt van deze separator, bestaande uit tolueen, CO₂ en organische stoffen, wordt met een klep naar 1,5 bar geflashed en de derde separator [V52] ingevoerd. De topstroom van deze separator (voornamelijk CO₂) wordt met compressor [C53] op 56,6 bar gebracht en met heater [H54] op 21 °C (zodat de CO₂ vloeibaar wordt). Vervolgens wordt de stroom met [P49] op 150 bar gebracht.

De bodemstroom van deze separator [V52] bevat voornamelijk tolueen en organische stoffen en wordt een kolom ingevoerd [T57]. Deze kolom is een zeefplaatkolom waarin destillatie plaatsvindt, waardoor tolueen teruggevoerd kan worden naar het recyclevoorraadvat [V5] en de organische verontreinigingen afgevoerd kunnen worden. Van het tolueen wordt 99 % teruggewonnen.

Warmtewisselaar [H55] zorgt voor voorverwarming van de voeding van de destillatiekolom d.m.v. warmte-uitwisseling met de topstroom.

Van de hoeveelheid CO₂ die na het spoelen in de extractor zit, wordt de helft overgepompt naar de extractor waarin de volgende batch slib ontdaan wordt van organische stoffen. De andere helft wordt in een compressorenreeks weer op druk en temperatuur gebracht en CO₂-recyclevat [V3] in geleid.

3.1.2 Verwijdering metalen

Buffervat [V12] zorgt voor een goede aansluiting van de beide processen.

Extractor [R13] is wederom een cilindrische tank, die op een rolbank verblijft tijdens de extractie. De procesdruk en temperatuur zijn respectievelijk 100 bar en 40 °C. Bij deze druk heeft het CO₂ een voldoende hoge dichtheid om er de liganden in op te lossen en bij deze temperatuur is de extractie acceptabel. De gekozen druk en temperatuur zijn een compromis tussen extractie-efficiency en de kosten.

Verwarmer [H9] brengt de processtroom (CO₂ en liganden) op de gewenste procestemperatuur (40 °C).

Voor de flasher en daaropvolgende verwarmer [H26] wordt verwezen naar het schema in bijlage XI. De stroom van CO₂, liganden en metalen krijgt zodanige eigenschappen (2 fasen), dat ze in separator [V28] gesplitst wordt in een gasfase en een vloeistoffase.

Condensor [H34] condenseert de gasfase (CO₂) zodat deze makkelijker op druk gebracht kan worden.

Pomp [P38] is een verdringerpomp die de vloeibare CO₂ stroom weer op de gewenste druk brengt (100 bar).

Een klep brengt de bodemstroom van separator [V28] naar 3 bar, zodat deze verder verwerkt kan worden.

Separator [V43] zorgt voor de verwijdering van de laatste restjes CO₂, die daarna op druk gebracht moeten worden (100 bar) om het recyclevat [V6] binnen te gaan.

De bodemstroom van separator [V43] gaat naar een mixer-settler [V45/V48] waar H₂SO₄ toegevoegd wordt. De liganden zullen in de organische fase blijven en kunnen teruggevoerd worden naar ligandrecyclevat [V14], de metalen gaan naar de waterige zuurfase en zullen verder opgewerkt moeten worden.

3.2 Keuze van de hulpstoffen

Omdat superkritisch CO₂ alleen niet genoeg organische stoffen resp. metalen kan oplossen, moest gezocht worden naar de juiste entrainers. Deze stoffen moesten aan de volgende eisen voldoen:

1. Goede binding met de te verwijderen stoffen
2. Voldoende oplosbaar in superkritisch CO₂
3. Regenereerbaar

Voor het eerste deelproces is toluene gekozen als entrainer. Toluene en benzeen geven volgens [lit. ref. 26] de beste resultaten bij waterhoudend slib. Omdat toluene minder toxisch en minder vluchtig is dan benzeen is voor het eerste gekozen.

Voor het tweede deelproces is een uitgebreid literatuuronderzoek gedaan naar metaalcomplexerende stoffen. Hieruit bleek dat HDEHP de beste metaalcomplexvormer was. Aangezien HDEHP echter niet voldoende oplost in superkritisch CO₂ werd besloten een hulpstof toe te voegen, die de oplosbaarheid van HDEHP in superkritisch CO₂ vergroot en zelf ook een metaalcomplexvormer is. Dit werd TBP.

3.3 Thermodynamica

Van het ligand HDEHP is nauwelijks iets bekend over thermodynamische eigenschappen; ook van TBP is niet alles bekend. Om het proces door te rekenen, moesten er dus grove schattingen gemaakt worden. De bij de metaalcomplexering vrijkomende warmte is geschat uit [lit. ref. 14] Met behulp van deze schatting is berekend hoeveel het slib zou opwarmen gedurende het proces. Deze berekening staat in bijlage VI. Uit deze berekening bleek dat de bij de metaalcomplexvorming vrijkomende energie verwaarloosd mag worden in de warmtebalans e.d.

Er is gebruik gemaakt van temperatuur-enthalpie diagrammen van CO₂ [lit. ref. 6] om pompen, compressoren, flashers en warmtewisselaars door te rekenen.

4. PROCES FLOWSHEET- EN APPARATUURBEREKENINGEN

4.1 Transportschroef

Voor het transport van het slib worden in het proces transportschroeven gebruikt. De allereerste transportschroef, die het slib in de eerste extractor brengt, wordt ook nog gebruikt als verhitter. Door middel van een fornuis wordt het slib zo op proces temperatuur gebracht. De benodigde hoeveelheid aardgas is berekend in bijlage VI.

4.2 Extractor organisch materiaal

Er wordt 84.833 ton droge stof per jaar verwerkt. Dit komt overeen met 257.067 ton slib per jaar (uitgegaan van een hoeveelheid water van 67 massaprocent). De fabriek is 8000 uren per jaar in bedrijf. Er moet dus 31,6 ton slib per uur worden verwerkt. Er zullen 3 extractors afwisselend in bedrijf zijn. In het cycle-diagram op bijlage X is te zien welke stappen uitgevoerd worden (zoals laden, extractie, op druk brengen etc.). De extractietijd bedraagt 20 minuten, de tijd tussen twee extracties bedraagt 10 minuten. Wanneer er drie extractors zijn, kunnen er dus $60/(20+10) = 2$ batches per uur plaatsvinden; per batch betekent dit 16 ton slib.

Uitgaande van een slibdichtheid van 1200 kg/m^3 is het slibvolume per batch gelijk aan $13,3 \text{ m}^3$. Er moet echter ook CO_2 en entrainer toegevoegd worden. Deze extractantfase bestaat uit 95 % CO_2 en 5 % tolueen. Voor een extractie worden ongeveer gelijke hoeveelheden slib en extractant gebruikt, zodat het totale volume op 25 m^3 komt (13 m^3 slib en 12 m^3 extractant).

De afmetingen van de trommel worden dan als volgt: vanwege constructie eisen (100 bar) wordt de diameter maximaal 1,5 m. Met een doorsnede van $1,77 \text{ m}^2$ geeft dit een lengte van 14,1 m. Voor de wanddikte wordt de volgende formule gebruikt:

$$e = \frac{P_i \cdot D_i}{2f - P_i} \quad (4.1)$$

Met hierin:

e	wanddikte [m]
P_i	ontwerpdruk [Pa]
f	design stress [Pa]

Voor de ontwerpdruk wordt een druk genomen die 20 % boven de procescondities ligt, om zo fluctuaties op te kunnen vangen. De design stress, een materiaaleigenschap, bedraagt voor RVS 304 130 N/mm^2 ($1,3 \cdot 10^8 \text{ Pa}$). Hieruit volgt dat voor de eerste extractor een wanddikte vereist is van 9,2 cm. RVS 304 is overigens het materiaal dat voor alle procesapparatuur gebruikt is: het is corrosiebestendig, maar niet al te duur.

De extractor ligt op rolbanken, zodat deze tijdens de extractie en het spoelen kan rollen, waardoor het slib en het extractant goed gemengd worden. Voor het vullen is echter een horizontale orientatie niet optimaal.

De beste oplossing lijkt dus een extractor die onder een kleine hoek ligt. Tijdens het vullen kan de extractor ook draaien, zodat er een gelijkmatige vulling zal zijn.

4.3 Extractor metalen

Voor deze extractors geldt hetzelfde als boven. Er zijn echter twee belangrijke wijzigingen: de druk bedraagt geen 100 bar, maar 150 bar en de extractantsamenstelling is anders. Uitgaande van de maximale oplosbaarheid van HDEHP en TBP, zal er 1,4 m³ HDEHP, 1,8 m³ TBP en 8,5 m³ CO₂ aan het slib toegevoegd worden. Op molbasis is dit ruim voldoende om alle metalen te verwijderen.

De afmetingen van deze extractor zijn hetzelfde als de afmetingen van de extractor in het eerste deelproces. De wanddikte van deze reactor is 7,3 cm.

4.4 Buffervaten

De buffervaten zoals die in de rest van het proces voorkomen, zijn allen zo groot dat er ruim één batch in kan. Zie voor de verdere groottes (en berekeningen hiervan) bijlage VI.

4.5 Pompen en compressoren

De in het proces gebruikte pompen moeten over het algemeen een relatief kleine stroom naar een hoge druk brengen (hoge opvoerhoogte). Hierdoor vallen de gebruikelijke centrifugaalpompen af. Voor de berekeningen van de arbeid die de verdringerpompen moeten leveren, wordt verwezen naar bijlage VI. Voor het berekenen van het vermogen van een pomp is de volgende formule gebruikt:

$$W = \frac{\Phi_{v,in} \cdot P_{in} - \Phi_{v,uit} \cdot P_{uit}}{\eta} \quad (4.2)$$

Met hierin:

W	vermogen [W]
Φ_v	volumestroom [m ³ /s]
P	druk [Pa]
η	effectiviteit [-]

Voor de effectiviteit van de pompen is een waarde van 0,72 aangenomen.

Van de compressoren is het meerendeel ééntraps centrifugaal, met een drukverhouding van 2. Compressor 47 is echter 3-traps centrifugaal, compressor 53 is 4-staps centrifugaal. De berekening van de compressorarbeid (zie bijlage VI) is gedaan met behulp van het computerprogramma ChemCad III.

Voor de compressoren zijn de in- en uitgaande drukken gespecificeerd, alleen bij C53 en C47 is de drukverhouding (2,5) en begindruk gespecificeerd.

4.6 Warmtewisselaars

De dimensionering van de warmtewisselaars is gebaseerd op de methode die in lit.ref. 18 wordt gegeven. De gebruikte formules zijn hieronder weergegeven, de berekeningen staan in bijlage VI.

Bij het ontwerp van een warmtewisselaar moet eerst het benodigde uitwisselingsoppervlak worden berekend, dit gebeurt aan de hand van een gegeven warmtestroom en een bekend temperatuurverschil. De algemene formule voor warmteoverdracht door het oppervlak luidt:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_m \quad (4.3)$$

Met hierin:

Q	warmtestroom [J/s]
U	overall warmteoverdrachtscoëfficiënt [W/m ² K]
A	uitwisselingsoppervlak [m ²]
ΔT_m	gemiddeld temperatuurverschil [K]

Het gemiddelde temperatuurverschil, de drijvende kracht voor het warmtetransport, wordt berekend door het logaritmisch temperatuurverschil, ΔT_{lm} , te vermenigvuldigen met een correctiefactor (F_t).

$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} \quad (4.4)$$

De correctiefactor is met behulp van figuur 12.19 [lit. ref. 18] bepaald., indien nodig werd voor een tweede shell pass gekozen [lit. ref. 18, figuur 12.20].

Voor tegenstroom wordt het logaritmisch temperatuurverschil berekend met:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} \quad (4.5)$$

met	T_1	inlaatstroom mantelzijde [K]
	T_2	uitlaatstroom mantelzijde [K]
	t_1	inlaatstroom buiszijde [K]
	t_2	uitlaatemperatuur buiszijde [K]

Met behulp van Fig. 12.1 [lit. ref. 18] is de overal coëfficiënt bepaald.

Met bovenstaande manier is het uitwisselend oppervlak te bepalen. In enkele gevallen is de benodigde koelwaterstroom echter te groot. Over de koelwaterstroom is een balans op te stellen:

$$c_{p,ps} \cdot \Phi_{kw} \cdot \Delta T_{kw} = c_{p,ps} \cdot \Phi_{kw} \cdot \Delta T_{ps} \quad (4.6)$$

Met hierin:

c_p	warmtecapaciteit [J/kgK]
Φ	massastroom [kg/s]
ΔT	temperatuurverschil [K]
ps	processtroom
kw	koelwater

Soms blijkt het temperatuurverschil te klein. Een mogelijkheid is dan om, in plaats van enorme stromen koelwater, zogenaamd 'chilling water' te gebruiken. In dit proces blijkt het voor twee condensoren goedkoper om koelmachines in te zetten. Het vermogen dat deze apparaten verbruiken, is één derde van de hoeveelheid thermische energie die overgedragen wordt.

4.7 Mixer-settler

In de mixer-settler vinden twee processen plaats. In de mixer worden de liganden door middel van aanzuring geregenereerd, in de settler worden de ligandfase en de zure fase weer gescheiden, op basis van verschil in dichtheid.

De mixer is een continue, geroerde tank. De (vereenvoudigde) samenstelling van de twee fases is als volgt:

1. ligandfase: 55 % TBP en 45 % HDEHP
2. zuurfase: 53 % water en 47 % zwavelzuur

Scheiding vindt plaats onder invloed van de zwaartekracht, als gevolg van het verschil in dichtheid tussen de twee vloeistoffen. De settlesnelheid hangt af van de viscositeit van de vloeistoffen en de druppelgrootte.

Om de settlesnelheid (in laminaire gebieden) te bepalen wordt de wet van Stokes gebruikt:

$$v = \frac{d^2 \cdot g \cdot (\rho_d - \rho_l)}{18 \cdot \eta_l} \quad (4.7)$$

Met hierin:

d	druppelgrootte [m],
g	gravitatieconstante [m/s^2],
ρ_d	de dichtheid van de druppel [kg/m^3],
ρ_l	de dichtheid van de vloeistof [kg/m^3],
η_l	de viscositeit van de vloeistof [$Pa \cdot s$].

De normale druppelgrootte wordt verondersteld een waarde van 2 mm te hebben. Deze druppelgrootte kan worden geregeld met de roersnelheid van de mixer. Voor de viscositeit van de zuurfase is $5 \cdot 10^{-3}$ Pa·s aangenomen. De viscositeit van TBP is $3,32 \cdot 10^{-3}$ Pa·s, de viscositeit van HDEHP (gemeten met Ubbelohde-meter) bedraagt $55,6 \cdot 10^{-3}$ Pa·s. De dichtheid van de ligandfase is $972,7 \text{ kg/m}^3$ en de dichtheid van de zuurfase is 1389 kg/m^3 . Bij toepassing van formule (4.7) bij liganddruppeltjes in zuurfase is de stijgsnelheid $2,0 \cdot 10^{-2} \text{ m/s}$. Bij zuurdruppeltjes in ligandfase is de settlesnelheid $8,5 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$, wanneer de langste verblijftijd gebruikt wordt, kunnen de dimensies bepaald worden, hiervoor wordt verwezen naar bijlage VI. De bezinkbak heeft een hoogte van 1 meter, een breedte van 10 meter en een lengte van 5,6 m. Deze tamelijk grote afmetingen zijn noodzakelijk vanwege de hoge viscositeit van de beide fasen. Hierdoor is de valsnelheid relatief klein. Uit berekeningen van het Reynoldsgetal (zie formule hieronder en de berekeningen in de bijlage) blijkt dat de stroming laminair is, hierdoor is een goede scheiding mogelijk..

$$Re = \frac{\rho \cdot v \cdot D}{\eta} \quad (4.8)$$

Met hierin:

ρ	dichtheid stromende fase [kg/m^3],
v	snelheid druppel [m/s],
D	hydraulische diameter, diameter druppel [m],
η	viscositeit [$\text{Pa}\cdot\text{s}$].

De inlaat van de settler zit ongeveer 10 cm boven de bodem, dit is ongeveer de hoogte van het scheidingsvlak. De uitlaat voor de ligandfase zit aan de bovenkant, de uitlaat voor het zuur in de bodem.

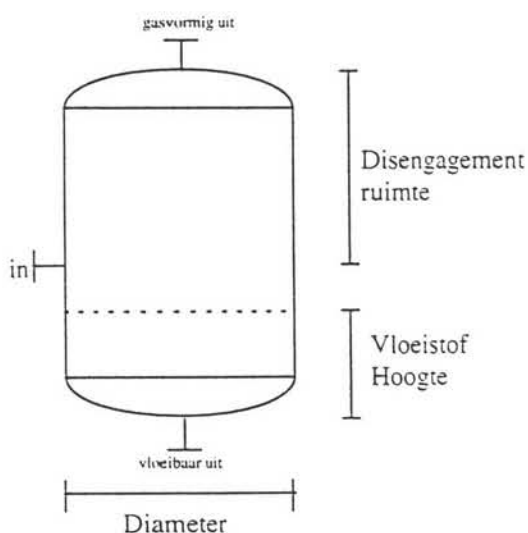
4.8 Destillatiekolom

De destillatiekolom [T57] heeft als functie het scheiden van het tolueen en de organische stoffen. De organische stoffen zijn afval, terwijl het tolueen wordt gerecycled. In de voedingsstroom zit ook nog een restje CO_2 , dit gaat met het tolueen over de top. De destillatiekolom is doorgerekend met behulp van het computerprogramma ChemCad III. Er is gekozen voor een zeefplaatkolom. Bij het simuleren is als organische component naftaleen, een relatief licht polycyclisch aromatisch koolwaterstof. De gedachte hierachter is, dat als naftaleen goed van het tolueen gescheiden wordt, de overige (zwaardere) componenten ook goed van het tolueen gescheiden worden.

De destillatiekolom heeft 12 schotels, waarvan schotel 9 de voedingsschotel is. De eerste specificatie is een tolueen-terugwinning van 99 %. De tweede specificatie is dat de reflux ratio gelijk is aan 0,4. Het gebruikte thermodynamica-model was Soave-Redlich-Kwong. De verdere specificaties en stroomgegevens zijn te vinden in bijlage VII.

4.9 Separatoren

Door de flasher (klep) vindt er een verandering in druk en temperatuur plaats, waardoor twee fasen ontstaan. In de separatoren vindt de daadwerkelijke scheiding plaats tussen vloeibaar en gasvormig, op basis van verschil in dichtheid. In het vat vallen de druppeltjes vloeistof omlaag, de gasvormige fase verlaat het vat aan de bovenkant. Bovenin de separatoren worden bovendien mistmatten aangebracht. Kleine druppeltjes die toch boven komen worden hier afgevangen en coalesceren tot grote druppels, die terugvallen. In figuur 4.1 zijn de namen van de karakteristieke afmetingen gegeven. Bij het ontwerpen van de separatoren is gebruik gemaakt van [lit. ref. 18, vergelijking 10.9.]



figuur 4.1: karakteristieke afmetingen separator

Allereerst wordt de ontwerp-gassnelheid berekend met behulp van de dichtheden van de vloeistof- en gasfase:

$$\hat{u}_v = 0.035 \sqrt{\frac{\rho_L}{\rho_v}} \quad (4.9)$$

met $\hat{u}_v$ maximale ontwerp gassnelheid [m/s]
 ρ_L vloeistofdichtheid [kg/m³]
 ρ_v gasdichtheid [kg/m³]

Wanneer de volumestroom van het gas bekend is, kan het oppervlak van de separator berekend worden:

$$A_{sep} = \frac{\Phi_v}{\hat{u}_v} \quad (4.10)$$

met Φ_v volumestroom gas [m³/s].
 A_{sep} oppervlak separator [m²]

De diameter van de separator, D_{sep} , volgt dan uit:

$$D_{sep} = \sqrt{\frac{4 \cdot A_{sep}}{\pi}} \quad (4.11)$$

De 'disengagement' ruimte, de ruimte die boven de vloeistofspiegel vrij gehouden wordt voor het gas, is gelijk aan deze diameter.

Uit de vloeistof-volumestroom kan, met een gekozen hold-up het vloeistofvolume berekend worden:

$$V_L = \Phi_{Lx} \cdot t_h \quad (4.12)$$

met Φ_{Lx} vloeistof-volumestroom [m³/s]
 t_h hold-up [s]
 V_L vloeistofvolume [m³]

Voor de hold-up is 10 minuten gekozen, alleen bij separator 43 is een hold-up van slechts 1 minuut gekozen, omdat de separator anders veel te groot werd. Hierdoor verloopt de scheiding wel minder goed.

Wanneer het volume V_L door het oppervlak A_{sep} gedeelde wordt, kan de vloeistofhoogte berekend worden:

$$h_L = \frac{V_L}{A_{sep}} \quad (4.13)$$

met h_L vloeistofhoogte [m]

Voor de wanddiktes van de separatoren is ook hier formule (4.1) gebruikt.

5. MASSA- EN WARMTEBALANS

5.1 massabalans

In dit fabrieksvoorontwerp zijn de massabalans en de warmtebalans uitgerekend met behulp van het computerprogramma Microsoft Excel.

Er is uitgegaan van een totale droge stofverwerking van 12,8 m³/batch.

In het eerste deelproces worden de organische stoffen zoveel mogelijk verwijderd. In de eerste extractor wordt een hoeveelheid CO₂ toegevoegd van 11,2 m³. Na de extractie van 20 minuten is 90 % van de organische stoffen opgelost in het CO₂/tolueen mengsel. Vervolgens wordt het tolueen uitgespoeld met een hoeveelheid CO₂ van 33,6 m³ (drie keer de extractiehoeveelheid). Het verdrongen CO₂ van extractie en spoelen wordt opgevangen in buffervat 17. Aan het eind van de spoelperiode zit er nog 11,7 m³ CO₂ in de extractor (meer dan in het begin, want het tolueen is verwijderd). De helft hiervan wordt overgebracht in de tweede extractor, van de andere helft gaat 99,1 % naar de compressorenreeks (het deel dat de reactor verlaat met een druk boven 1,5 bar), 0,7 % verlaat het proces via een spui (het deel dat de reactor verlaat met een druk onder de 1,5 bar) en 0,2 % blijft in de slibstroom achter.

Uit buffervat 17 komt daarna continu een stroom, waarvan het tolueen en CO₂ zoveel mogelijk teruggewonnen worden.

In separator 27 gaat 97 % van het CO₂ over de top naar het CO₂-recyclevat [V3].

Van het tolueen gaat 3 % mee over de top en komt in V3 terecht.

In separator 41 gaat 55 % van het CO₂ over de top naar V3.

Van het tolueen gaat 0,5 % mee over de top.

In separator 52 gaat 96 % van het CO₂ over de top naar C53.

Van het aanwezige tolueen gaat 0,55 % over de top naar C53.

Deze percentages komen uit [lit.ref. 26].

Bij al deze separatoren gaan de organische stoffen en de rest van het tolueen via de bodem.

In de destillatiekolom worden de organische stoffen afgescheiden als bodemprodukt en gaat alle CO₂ en 99 % van het tolueen over de top naar V5. De destillatiekolom is doorgerekend met behulp van Chemcad III.

In het tweede deelproces wordt 10 % van de zware metalen verwijderd.

De separatoren werken met een CO₂ -rendement van steeds 99 % (over de top). Dit percentage is aangenomen.

Bij separator 28 gaat 0,1 % van de TBP/HDEHP/organische stoffen en metalen mee met het CO₂ over de top. Bij separator 43 is dit 1 % van de organische stoffen, 0,1 % van de liganden en 0 % van de metalen. Ook deze percentages zijn aangenomen.

De bodemstroom uit separator 43 gaat naar de mixer-settler. Hier wordt met H_2SO_4 een zeer groot gedeelte van de liganden teruggewonnen. Hierbij wordt ervan uitgegaan dat TBP en HDEHP een oplosbaarheid in water hebben van $4,2 \cdot 10^{-4}$ kg/kg hebben en daarom niet geheel teruggewonnen kunnen worden.

De overgebleven zure metaalstroom wordt aan Union Minière geleverd die de stroom opwerken.

5.2 warmtebalans

De warmtebalans is berekend met de enthalpieën van de verschillende componenten. De enthalpieën zijn berekend via de volgende formule:

$$H = T \cdot c_p + V \cdot P \quad (5.1)$$

met	T	temperatuur [K]
	c_p	warmtecapaciteit [J/kgK]
	V	specifiek volume [m ³ /kg]
	P	druk [Pa]

Als uitgangspunt is genomen dat bij 0 K de enthalpieën van alle stoffen gelijk aan nul zijn.

De enthalpie van een stroom is berekend door de enthalpieën van de afzonderlijke componenten bij elkaar op te tellen. De enthalpieverandering, die ontstaat door samenvoeging van de afzonderlijke componenten, is verwaarloosd.

In het eerste deelproces komt het slib binnen op een temperatuur van 10 °C (deze temperatuur is aangenomen als de gemiddelde buitentemperatuur). Het slib wordt opgewarmd in de transportschroef tot een extractietemperatuur van 40 °C.

De kleppen zijn zodanig berekend dat deze (vrijwel) isenthalpisch zijn.

In het tweede deelproces zijn de enthalpieën berekend via de volgende formule:

$$H = T \cdot c_p + V \cdot (1 - \gamma \cdot T) \cdot P \quad (5.2)$$

De toevoeging in de formule houdt rekening met de compressibiliteit van de vloeistoffen in het proces. Deze toevoeging werd in het eerste deelproces niet gebruikt, omdat daar vooral wordt gewerkt met CO_2 met daarin opgelost zeer kleine hoeveelheden toluen en PAK's.

De omrekening van kJ/batch naar kJ/s werd gedaan aan de hand van de duur van de verschillende stappen in het proces.

De eenheid kJ/batch vertelt echter meer dan kJ/s, aangezien niet alle processen gelijktijdig verlopen.

In bijlage V staan de massa- en energiebalans zowel in het voorgeschreven schema, als in de oorspronkelijke spreadsheet (Microsoft Excel).

6. PROCESBEHEERSING EN PROCESREGELING

Een goede procesregeling is zeker nodig, omdat de slibstroom per batch een andere samenstelling zal hebben. Om schommelingen in het proces op te vangen, zijn er dus een redelijk groot aantal controllers aangebracht.

- De temperatuur van de ingaande slibstroom wordt gemeten en op basis hiervan zal de warmtetoevoer naar de transportschroef bepaald worden. Dit feedforward systeem zorgt er voor dat het slib op de juiste procescondities de extractor binnenkomt. Tijdens het vullen is er een controller die de hoeveelheid slib in de extractor meet, omdat een afwijking van de normale hoeveelheid ongewenst is: te veel slib verlaagt het extractierendement, te weinig slib verlaagt de doorvoer terwijl slib dat schoner is dan de normale 'schone' slibstroom niet meer oplevert. Deze controller is alleen bij de extractie van organische stoffen getekend, omdat de flowsheet anders onduidelijk werd.
- Bij alle verwarmers en koelers wordt van de uitgaande processtroom de temperatuur gemeten en vergeleken met een toetsingswaarde, waarna de flow van respectievelijk de koelwaterstroom of het stoom gecorrigeerd kan worden. In het processchema (bijlage III) is alleen bij koeler H1 het regelsysteem weergegeven, omdat de flowsheet anders te onoverzichtelijk zou worden.
- Het pomp / compressor-regelsysteem is ook slechts éénmaal weergegeven (zie pomp 4), hoewel de controllers op alle apparaten aangebracht zijn. De druk van de uitgaande processtroom wordt gemeten en indien noodzakelijk kan de pomp- of compressorarbeid aangepast worden. In de compressoren reeks (C15 tot C35) zal een geavanceerder systeem noodzakelijk zijn: de processtromen veranderen hier in de tijd.
- Na de flashers wordt de druk gemeten en kan, indien nodig, de stand van de klep aangepast worden (zie bv. de flasher na buffervat 17). Wanneer niet naar de juiste druk en temperatuur geflashed wordt, zal de recovery niet optimaal verlopen, wat een verlaging van het procesrendement oplevert.
- In de separatoren wordt de hoogte van vloeistofspiegel gecontroleerd, indien nodig kan de uitgaande vloeistofstroom geregeld worden. Als de vloeistofspiegel niet op de normale hoogte zit, zal er een minder goede gas/vloeistofscheiding zijn, waardoor ook dit tot een verlaging van het rendement leidt.
- In de bezinkbak (settler) zal de hoogte van de scheiding tussen de twee fasen gecontroleerd worden. Indien nodig wordt de zure metaalzoutenstroom geknepen of juist vergroot. Van de uitgaande ligandstroom wordt de pH gemeten. Wanneer deze boven een bepaalde waarde komt, zal de ligandstroom niet voldoende geregenereerd zijn en moet er meer zuur toegevoegd worden.
- De destillatiekolom wordt op de gebruikelijke manier geregeld: bovenin wordt de druk gemeten en kan, indien nodig, de topstroom aangepast worden. Onderin wordt de hoogte van de vloeistofspiegel bepaald en kan, indien nodig, de stroom van organische stoffen aangepast worden.

7. VEILIGHEID EN MILIEU

Een belangrijk aspect, bij het ontwerpen van de fabriek en tijdens het in bedrijf zijn hiervan, is veiligheid. Hoewel een fabriek zo ontworpen wordt dat de risico's zo klein mogelijk worden gehouden, bijvoorbeeld door keuzes tijdens het ontwerp en de implementatie van een goed regelsysteem, zal er altijd iets fout kunnen gaan. Er zal dus een risicoanalyse gedaan moeten worden. Deze zal in dit verslag bestaan uit een beschouwing van de gebruikte stoffen, een HAZOP-analyse en een 'DOW's fire and explosion index'-beschouwing.

7.1. Eigenschappen gebruikte stoffen

Tolueen is een kleurloze vloeistof met een geur die typerend is voor de stof. Het is licht ontvlambaar en schadelijk bij inademing. Het vlampunt ligt bij 4 °C, de zelfontbrandingstemperatuur bij 535 °C. De damp mengt zich goed met lucht en vormt gemakkelijk explosieve mengsels. Ten gevolge van het geringe geleidingsvermogen van de vloeistof kunnen elektrostatische ladingen worden opgewekt bij stroming, beweging etc. Tolueen reageert heftig met oxidatiemiddelen en met geconcentreerd salpeterzuur (kans op brand en explosie).

TBP is een kleurloze, visceuze, bijna reukloze vloeistof. De damp mengt zich goed met lucht. Een voor de gezondheid gevaarlijke concentratie in de lucht zal door verdamping van deze stof bij 20 °C slechts zeer langzaam worden bereikt. Bij verbranding ontstaan bijtende en giftige fosforoxide dampen.

Zwavelzuur is een kleurloze vloeistof. Het is een sterk oxidatiemiddel, tolueen reageert dus heftig met zwavelzuur. In dit proces zijn de twee stappen waarbij tolueen en zwavelzuur gebruikt worden strikt gescheiden. Verder reageert zwavelzuur met vele organische verbindingen en tast kleding aan. De stof reageert heftig met basen en is corrosief. Het tast onedele metalen aan onder vorming van brandbaar gas.

HDEHP is een zeer viskeuze, kleurloze en geurloze vloeistof. Het heeft een vlampunt van boven de 230 °C en is sterk corrosief. Bij thermische ontleding kunnen giftige fosforoxide- en/of fosfinedampen ontstaan. De stof veroorzaakt ernstige beschadiging van het weefsel van slijmvliezen en bovenste ademhalingswegen, ogen en huid. Voor zover bekend, zijn de chemische, fysische en toxicologische eigenschappen van deze stof niet grondig onderzocht.

7.2. HAZOP-analyse

tabel 7.1: transportschroef

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
no flow	geen voeding naar reactor, vertraging proces	zo snel mogelijk herstellen, geen direct gevaar
more flow	teveel voeding: rendement omlaag	slibpeil controleren en aanpassen, teveel terugvoeren
less temp.	slib bevroren	hogere warmtetoevoer schroef
mainte- nance	corrosie, vastlopen schroef, lekkage: lagere flow	zo snel mogelijk herstellen, regelmatig schroef controleren

tabel 7.2: extractors

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
more pressure	afdichtingen en extractor beschadigd; lekkage	doorkoppelen extraherend vat aan leeg vat d.m.v. veiligheidscircuit, pressure controller
more temperature	afdichtingen beschadigd, lekkage	doorkoppelen extraherend vat aan leeg vat d.m.v. veiligheidscircuit, temperature controller
less pressure	minder extractierendement	langer extraheren, rest van cyclus aanpassen, pressure controller
less temperature	minder extractierendement	langer extraheren, rest van cyclus aanpassen, temperature controller
no rotation	minder extractierendement	langer extraheren, rest van cyclus aanpassen
no maintenance*	lekkage, minder extractie.	stopzetten proces en repareren extractor, regelmatig checken

* maintenance zal hierna niet langer expliciet genoemd worden, het bovenstaande geldt voor alles.

tabel 7.3: hogedrukvaten v17 en v18 (buffervaten)

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
more pressure	afdichtingen en vat beschadigd, lekkage	CO ₂ -spoelstroom stoppen, flow naar recovery opvoeren, pressure controller
less pressure	recovery verloopt niet als gewenst	klep na vat dichtdraaien, pressure controller
less temperature	dichtheid CO ₂ stijgt	stoomflow heater 24/26 hoger, temperature controller

tabel 7.4: hogedrukvaten v3 en v6 (recycle vaten)

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
more pressure	afdichtingen en vat beschadigd, lekkage	recovery stopzetten, teveel aan CO ₂ naar leeg extractorvat, pressure controller
less pressure	extractorrendement omlaag (door te lage druk in extractor)	pompen 42, 38 en compressor 47 checken, eventueel 'vers' CO ₂ op hogere druk aanvoeren, pressure controller
less temperature	lager extractorrendement (door te lage temperatuur in extractor)	hogere stoomflow heater 9 / meer warmtetoevoer in schroef, temperature controller

tabel 7.5: separatoren

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
more pressure	recovery verloopt niet goed, lekkage, schade aan separatoren	klep ervoor controleren en aanpassen, pressure controller. noodgevallen: verwarming uitschakelen en kleppen open, hierdoor overschot via destillatie naar afvalstroom
more flow	te hoge vloeistofspiegel, onvoldoende scheiding	klep ervoor controleren en aanpassen, level controller
more temperature	recovery verloopt niet goed	stoomflow in heater controleren, temperatuur controller
less pressure	recovery verloopt niet goed	klep checken, pressure controller
less flow	te lage vloeistofspiegel, onvoldoende scheiding	klep checken, flow controller
less temperature	recovery verloopt niet goed	stoomflow in heater controleren en aanpassen, temperature controller

tabel 7.6: compressors, pompen en warmtewisselaars

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
no flow	geen aanvoer, geen procesvoering mogelijk	proces stilleggen en repareren
less flow	minder aanvoer, korte termijn: geen probleem, structureel: als boven	apparaat checken eventueel pomp van ander deelproces gebruiken

tabel 7.7: destillatiekolom

probleem	gevolg	vereiste actie, opmerkingen
no flow	geen destillatie mogelijk	aan- en afvoer controleren, herstellen, flowcontroller
more flow	minder goede scheiding, reboiler en condensor werken niet zoals gewenst	aan- en afvoer controleren, herstellen, flowcontroller
more pressure	hogere drukval, kolom werkt niet zoals gewenst	aan- en afvoer controleren herstellen, kolom controleren op verstopping, pressurecontroller
less pressure	lagere drukval, kolom werkt niet zoals gewenst	aan- en afvoer controleren herstellen, pressurecontroller
more temperature	kolom werkt niet zoals gewenst	warmtewisselaar 55 aanpassen
less temperature	kolom werkt niet zoals gewenst	warmtewisselaar aanpassen
different composition	er gaat niet alleen toluen over de top, ophoping organisch materiaal	purge aanbrengen

7.3 DOW's fire & explosion index

DOW's fire & explosion index (DFEI) is een manier om de veiligheid van een fabriek te bekijken, waarbij er met een strafpuntensysteem gewerkt wordt. Al naar gelang de relatieve risico's van bijvoorbeeld bepaalde processtappen, procescondities of stoffen, zal er zo een totale index samengesteld kunnen worden, die een beeld geeft van het proces als geheel. Er is bij dit fabrieksvoorontwerp gebruik gemaakt van [lit.ref. 2].

Er werd eerst een 'Material Factor' bepaald voor elke proces-unit.
In onderstaande tabel staan deze 'units' verklaard.

Tabel 7.8: proces-units

Unit nr.	Omschrijving
I	Extractor pak's + slibverwarming
II	Compressortrein
III	CO2 scheiding van toluen (V3,P4,V17..P56)
IV	Toluen recycle (distillatiekolom+voorraadvat (V5)+P8)
V	Extractor metalen + buffervat slib + H9)
VI	Compressortrein
VII	CO2 scheiding van liganden (V6, P7,V18..V43, C47,H50,P51)
VIII	Liganden recycle (mixer settler, V14, P10)

Daarna werden achtereenvolgens een 'General Hazard Factor', een 'Special Hazard Factor' en een 'Unit Hazard Factor' bepaald.

Het produkt van de 'Unit Hazard Factor' en de 'Material Factor' wordt de Fire and Explosion Index genoemd. Deze index werd gebruikt om de 'Area of Exposure' te bepalen, het gebied rond de proces-unit dat beschadigd kan worden bij een ongeval. Deze 'Area of Exposure' is per apparaatsectie bepaald en is te vinden in bijlage IX.

Daarna werd de waarde van alle proces-apparaten in de 'Area of Exposure' bepaald om zo de 'Base Maximum Probable Property Damage' (Base MPPD) te bepalen. Via deze Base MPPD kan de 'Actual MPPD' bepaald worden. De 'Actual MPPD' wordt gebruikt om de 'Maximum Probable Days Outage' (MPDO) te berekenen. Deze berekeningen zijn te vinden in bijlage IX.

Tenslotte wordt met deze MPDO de 'Business Interruption Loss' berekend. Uit deze analyse (bijlage IX) blijkt dat de extractoren en de destillatiekolom de grootste gevarenposten zijn in de fabriek.

8. ECONOMIE

Bij dit ontwerp is de economie van groot belang. Er moet worden gekeken of de fabriek rendabel is en geen verlies draait als er een redelijke prijs per ton slib wordt betaald. Om daar achter te komen moeten de kosten en de geschatte opbrengsten tegen elkaar worden afgewogen.

De totale kosten kunnen worden opgesplitst in een aantal posten. Dit alles kan worden samengevat in de volgende formule:

$$K_T = 1.13 \cdot K_P + 2.6 \cdot K_L + 0.247 \cdot I_{gem} \quad (8.1)$$

K_T = Totale produktkosten

K_P = Produktievolume gebonden kosten

K_L = Loonkosten

I_{gem} = Gemiddelde investeringskosten

In dit model wordt in de factor voor de investeringskosten rekening gehouden met rente en afschrijving. Deze factor is als volgt berekend:

Bij de factor 0,13 (constante) wordt 0,117 (variabele) opgeteld. Deze factor 0,117 is de 'capital charge' voor een projectlooptijd van 15 jaar en een rentevoet van 8 % [lit. ref. 37].

De verschillende kosten worden hieronder behandeld.

8.1 Produktievolume gebonden kosten

De produktievolume gebonden kosten zijn opgebouwd uit de kosten voor grondstoffen, hulpstoffen en utilities. Om deze kosten te berekenen zijn de massa- en warmtebalans gebruikt.

Tabel 8.1: kosten gebruikte stoffen

stof	eenheid	hoeveelheid (eenheid/jaar)	kosten (fl/eenheid)	totale kosten (fl/jaar)
CO ₂	kg	$1,29 \cdot 10^6$	0,28	$3,62 \cdot 10^5$
Tolueen	kg	$7,20 \cdot 10^4$	1,00	$7,20 \cdot 10^4$
HDEHP	kg	$3,20 \cdot 10^3$	34,4	$1,10 \cdot 10^5$
TBP	kg	$3,20 \cdot 10^3$	7,14	$2,28 \cdot 10^4$
H ₂ SO ₄	kg	$3,44 \cdot 10^5$	0,04	$1,28 \cdot 10^4$

tabel 8.2: kosten utilities

stof	eenheid	hoeveelheid (eenheid/jaar)	kosten (fl/eenheid)	totale kosten (fl/jaar)
electriciteit	kWh	$1,42 \cdot 10^7$	0,13	$1,84 \cdot 10^6$
LP steam	kg	$2,65 \cdot 10^7$	0,03	$7,94 \cdot 10^5$
HP steam	kg	$2,42 \cdot 10^6$	0,035	$8,46 \cdot 10^4$
koelwater	kg	$3,94 \cdot 10^8$	0,0001	$3,94 \cdot 10^4$
chilling water	kg	$4,08 \cdot 10^8$	0,0015	$6,11 \cdot 10^5$
aardgas	m ³	$6,75 \cdot 10^5$	0,26	$1,76 \cdot 10^5$

Het totaal aan produktievolume gebonden kosten bedraagt 4,13 Mfl./jr.

Als er, i.p.v. condensoren met chilling water, koelmachines gebruikt zouden worden zouden deze kosten 4,17 Mfl./jr bedragen.

8.2 Loonkosten

Voor de berekening van de loonkosten is gebruik gemaakt van de formule van Wessel [lit. ref. 37] :

$$\frac{\text{manuren}}{\text{tonprodukt}} = k \cdot \frac{\text{aantalstappen}}{(\text{capaciteit/dag})^{0,76}} \quad (8.2)$$

De k-waarde is een parameter voor het soort proces, deze is gecorrigeerd voor een produktiviteitsstijging van 6 % per jaar. De k-waarde voor een gemengd proces in 1996 is 1,7.

Het proces is onder te verdelen in zes stappen: twee extractiestappen, twee opwerkingsstappen (terugwinning toluen en CO₂ resp. liganden en CO₂) en twee CO₂- terugwinningsstappen met compressorenreeksen.

De capaciteit per dag is 704 ton slib. Uit de formule volgt dat er 0,07 manuren/ton produkt nodig is. Dit kan omgerekend worden naar het aantal functieplaatsen per jaar met de volgende formule:

$$\text{aantal functieplaatsen} = \frac{\text{manuren}}{\text{ton}} \cdot \left(\frac{\text{ton}}{\text{dag}} / \frac{\text{manuren}}{\text{dag}} \right) \cdot \frac{\text{aantaldiensten}}{\text{dag}} \quad (8.3)$$

Er is uitgegaan van 24 manuren per dag en vijf diensten per dag (rekening gehouden met ziekte e.d.). Uit formule (8.3) blijkt dan dat het aantal functieplaatsen 10,3 bedraagt.

Ervanuitgaande dat een functieplaats fl. 150.000,- per jaar kost, worden de loonkosten per jaar fl. 1,54 miljoen.

8.3 Investeringskosten

De investeringskosten kunnen worden opgedeeld in een aantal deelinvesteringskosten:

I_B = investering in de proceseenheden

I_H = investering in de hulpparaatuur

I_L = investering in niet tastbare zaken

I_w = investering in het werkkapitaal

De investeringskosten voor de proceseenheden zijn op verschillende manieren uit te rekenen. Deze kosten zullen op twee manieren uitgerekend worden.

Er is gekozen voor de methode van Lang en de methode van Taylor. De methode van Lang is gekozen, omdat in deze methode alle apparaten worden meegenomen en niet (zoals bij Taylor) met stappen wordt gewerkt. In dit proces spelen de kosten van pompen en warmtewisselaars echter een aanzienlijke rol, terwijl deze in de methode van Taylor onbelangrijk worden geacht en niet meegenomen worden.

8.3.1 Methode van Lang

In deze methode worden de investeringskosten in de proceseenheden berekend met de volgende methode:

$$I_B = F_L \cdot \Sigma E \quad (8.4)$$

F_L = Lang-factor

ΣE = de som van de apparaatkosten [fl.]

De apparaatkosten zijn bepaald met behulp van [lit. ref. 23].

De Lang-factor voor gas-vloeistof processen (het merendeel van de stappen van dit proces bevat gas/vloeistof) is 4,74.

Uit bijlage VIII volgt dat de waarde voor de investering (I_B) fl. 89,3 miljoen.

De investering in de proces eenheden vormen 64 % van de totale investeringen [lit. ref. 37]. Hieruit volgen de totale investeringen:

I = fl. 140 miljoen

8.3.2 Methode van Taylor

De methode van Taylor gaat uit van de volgende vergelijking:

$$I_B = 45 \cdot f \cdot P^{0.39} \cdot \frac{C_I}{300} \quad (8.5)$$

met	I_B	investering in de proceseenheden [k£]
	P	capaciteit [kT/jaar]
	C_I	EPE-index
	f	costliness index

$$f = \sum_1^N 1.3^{S_i} \quad (8.6)$$

De capaciteit van de fabriek is 257 kT slib per jaar.

De EPE-index heeft een waarde van 715.

In bijlage VIII wordt de costliness-index uitgerekend m.b.v. tabel III-22 [lit. ref. 37].

Door deze waarden in te vullen in de formules (8.5) en (8.6) wordt een investering I_B gevonden van fl. 66,1 miljoen.

De totale investeringen worden dan:

$$I = 103 \text{ miljoen}$$

Voor de berekening van de totale kosten zal met het gemiddelde van de investeringen gewerkt worden.

$$I_{\text{gem}} = \text{fl. } 121 \text{ miljoen}$$

De totale kosten worden nu uitgerekend door de waarden van K_P , K_L en I_{gem} in vgl. (8.1) in te vullen.

$$K_T = \text{fl. } 38,6 \text{ miljoen}$$

Als de compressorenreeksen en de extractoren van de twee deelprocessen geïntegreerd worden, levert dit een I_{gem} op van fl. 98,5 miljoen.

8.4 Rentabiliteit

De rentabiliteit van het proces is op verschillende manieren te berekenen:

- Return on Investment (ROI)
- Pay Out Time (POT)
- Internal Rate of Return (IRR)

De methoden zijn alle berekend op basis van een proceslooptijd van 15 jaar.

8.4.1 Return on Investment

De ROI is een methode waarbij de jaarlijkse winst gedeeld wordt door de totale investeringen. Er wordt gebruik gemaakt van de volgende formule:

$$ROI = \frac{W}{I_F + I_W} \cdot 100\% \quad (8.7)$$

In bijlage VIII is de berekening uitgewerkt.

De winst is berekend door het verschil van opbrengsten en kosten te berekenen. De opbrengsten hangen af van de prijs die per ton gereinigd slib betaald wordt.

Deze prijs is vastgesteld op een waarde, zodat de ROI gelijk aan 10 % is. De totale reinigingsprijs per ton slib is dan fl. 190,-.

Er is een ROI van 10 %. Dit betekent dat de verkoopprijs gelijk is aan de minimale verkoopprijs.

8.4.2 Pay Out Time

De Pay Out Time geeft aan hoeveel jaren het minimaal duurt om de investeringen terug te verdienen. De gebruikelijke grootte ligt tussen de anderhalf en twee jaar.

In bijlage VIII zijn de berekeningen te vinden. Uitgaande van een verkoopprijs van fl. 190,-/ton slib krijgt de POT een waarde van 2,14 jaar. Dit is aan de hoge kant.

8.4.3 Internal Rate of Return

De IRR-waarde geeft net als de ROI-waarde het percentage van de investeringen dat wordt terugverdiend per jaar. Het verschil met de ROI is, dat er nu ook rekening gehouden wordt met rente en projectduur.

De IRR wordt berekend door de netto contante waarde van de cash flows op nul te stellen. De cashflow wordt berekend uit de winst en afschrijvingen per jaar.

De berekeningen staan in bijlage VIII.

De gevonden waarde voor de IRR = 71 %.

8.5 Gevoeligheidsanalyse

De totale kosten worden bepaald met de volgende formule:

$$K_T = 1,13 \cdot K_p + 2,6 \cdot K_L + 0,247 \cdot I_{gem} \quad (8.1)$$

met:

$$1,13 \cdot K_p = 4,7 \text{ Mfl/jr}$$

$$2,6 \cdot K_L = 4,0 \text{ Mfl/jr}$$

$$0,247 \cdot I_{gem} = 29,9 \text{ Mfl/jr}$$

Hieruit blijkt dat de investeringen de grootste kostenpost vormen. Bij integratie van de compressorenreeksen en extractoren van de twee deelprocessen wordt de bijdrage van de investeringen aan de totale kosten fl. 24,3 miljoen. Dit levert een duidelijke besparing op de totale kosten.

Als de twee processen afzonderlijk bedreven zouden worden, zou de prijs bij reiniging van organische stoffen fl. 125,-/ton slib bedragen en de prijs bij metaalreiniging fl. 85,-/ton slib. Deze prijzen zijn wederom berekend op basis van een ROI van 10 %. De berekeningen staan in bijlage VIII.

9. CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN

Er wordt per jaar 84.833 ton droge stof gereinigd met superkritisch CO₂ en entrainers. Hierbij wordt het slib voor 90 % ontdaan van organische stoffen en zware metalen, zodat het slib in de categorie van minst vervuilde slibs valt en weer overal voor gebruikt kan worden.

De massa- en warmtebalans zijn voor een groot deel gebaseerd op aannames. Er zouden meer experimenten gedaan moeten worden om te kijken of een extractierendement van 90 % wel haalbaar is of dat het nog verhoogd kan worden. Ook dient er onderzoek gedaan te worden naar fysische eigenschappen van HDEHP (bijvoorbeeld naar specifieke warmtecapaciteit). Hiervan zijn er te weinig bekend om nauwkeurige berekeningen te doen.

De extractorontwerpen zouden nog verder gespecificeerd kunnen worden. Het proces van vullen en legen van de extractor (slib) verdient meer aandacht.

Verder zou er aanvullend onderzoek gedaan kunnen worden naar de mechanismen die een rol spelen bij de reiniging. Ook dient de flexibiliteit van het proces getest te worden. Het is namelijk de bedoeling dat een dergelijk reinigingsproces slibs kan verwerken met sterk wisselende samenstellingen.

De investeringen van het proces bedragen fl. 121 miljoen . Deze waarde is het gemiddelde van de berekende waarden volgens de methodes van Taylor en Lang.

De kostprijs van het gereinigde slib bij een ROI van 10 % bedraagt fl. 190,-/ton slib (bij gegeven samenstelling voor reiniging). Deze prijs hangt uiteraard van de initiële vervuilingsgraad van het slib af.

Deze kostprijs van de afzonderlijke deelprocessen zijn als volgt: de kosten voor verwijdering van organische stoffen fl.125,-/ton en de kosten voor verwijdering van metalen fl. 85,-/ton.

De huidige prijs voor storting van slib bedraagt fl 220,-/ton, de kosten voor verbranding bedragen fl.330,-/ton. Het ontworpen proces kan dus concurreren met de bestaande reinigings/opslagmethoden.

De grootste kostenposten in het proces zijn de investeringskosten. Doordat het proces uit twee deelprocessen bestaat, bestaat de fabriek uit relatief veel apparaten. Vooral het recyclen van CO₂ zorgt voor veel extra apparatuur, zoals compressoren, koelmachines en pompen.

Het verdient daarom aanbeveling om te onderzoeken of de compressorreeksen en/of de extractorsecties van de afzonderlijke deelprocessen samengevoegd kunnen worden. Het slib zou in dezelfde extractor kunnen blijven, waar dan eveneens de verwijdering van metalen zou kunnen plaatsvinden. Deze wijziging zou uiteraard een kostprijsverlagende werking hebben, doordat er minder apparaten nodig zijn en er minder energie verbruikt wordt (er blijft maar één keer CO₂ in de reactor achter, dus maar een keer compressie nodig).

De totale investeringskosten zouden dan aanzienlijk dalen.

Er zou ook aan een proces kunnen worden gedacht waarbij de organische en metaalextractie niet apart plaatsvinden. Bij dit proces kan dan bij de regeneratie bijvoorbeeld eerst de organische fase (tolueen met daarin de PAK's) teruggewonnen worden (door bijvoorbeeld te strippen met een organische fase die niet in superkritisch CO₂ oplost en de liganden niet stript). Deze combinatie van de twee processen zou wellicht een groot effect op de kostprijs hebben.

Het verdient aanbeveling een goedkopere producent voor CO₂ te zoeken. De CO₂ kostenpost zou dan verlaagd kunnen worden. Verder zou het slib (na eventuele verdere opwerking) verkocht kunnen worden.

Uit de Veiligheidsanalyse bleek dat de procesveiligheid goed te waarborgen is. Over de toxicologie van HDEHP is erg weinig bekend, terwijl het toch een gevaarlijke stof is. Hier zou onderzoek naar gedaan moeten worden.

Symbolenlijst

η	effectiviteit	-
η_l	viscositeit vloeistof	Pa·s
ΔT_{kw}	temperatuurverschil koelwater	K
ΔT_{lm}	logaritmisch temperatuurverschil	K
ΔT_m	gemiddeld temperatuurverschil	K
ΔT_{ps}	temperatuurverschil processtroom	K
ρ	dichtheid stromende fase	kg/m ³
ρ_d	dichtheid druppel	kg/m ³
ρ_l	dichtheid vloeistof	kg/m ³
ρ_v	dichtheid gas	m/s
ΣE	som van de apparaatkosten	fl.
ϕ_{kw}	massastroom koelwater	kg/s
ϕ_{Lx}	vloeistof volumestroom	m ³ /s
ϕ_v	volumestroom gas	m ³ /s
A	uitwisselingsoppervlak	m ²
A_{sep}	oppervlak separator	m ²
C_I	EPE-index	-
c_p	warmtecapaciteit	J/kgK
$c_{p,ps}$	warmtecapaciteit processtroom	J/kgK
d	druppelgrootte	m
D	hydraulische diameter	m
D	verdelingscoëfficiënt	-
D_{sep}	diameter separator	m
e	wanddikte	m
f	costliness index	-
f	ontwerpspanning	Pa
F_L	Langfactor	-
F_t	correctiefactor	-
g	zwaartekrachtversnelling	m/s ²
H	enthalpie	J/kg
h_L	vloeistofhoogte	m
I_B	investeringen in de proceseenheden	fl.
I_{gem}	gemiddelde investeringskosten	fl.
I_H	investering in hulpapparatuur	fl.
I_L	investering in niet tastbare zaken	fl.
I_w	investering in werkapparatuur	fl.
k	parameter voor het soort proces	-
K_L	loonkosten	fl.
K_p	productievolume afhankelijke kosten	fl.
K_T	totale produktkosten	fl.
P	capaciteit	kT/jr
P	druk	Pa
P	druk	Pa
P_i	ontwerpdruk	Pa
Q	warmtestroom	J/s
Re	Reynoldsgetal	-

T	temperatuur	K
t_1	inlaattemperatuur buiszijde	K
T_1	inlaattemperatuur mantelzijde	K
t_2	uitlaattemperatuur buiszijde	K
T_2	uitlaattemperatuur mantelzijde	K
t_h	hold-up	s
$\hat{u}_v$	maximale ontwerp gassnelheid	m/s
U	overall warmteoverdrachtscoefficient	W/m ² K
v	settle snelheid	m/s
V	specifiek volume	m ³ /kg
V_L	vloeistofvolume	m ³
W	vermogen	J/s

Literatuurlijst

1. 'Beilstein', 4, 1, 3, 1531-1532.
2. 'DOW's Fire Explosion Index Hazard Classification Guide', AIChE Journal, (1981)
3. 'Engineering and Process Economics', (1977), 2, 259.
4. Abou-Nemeh, I.; Van Peteghem, A.P., 'Extraction of Multi-component System of Metals from Simulated and Industrial Effluents by Liquid Surfactant Membranes (LSM)', Hydrometallurgy, (1992), 31, 149-162.
5. Amer, S.; Figueiredo, J.M.; Luis, A., 'The recovery of zinc from the leach liquors of the CENIM-LNETI process by solvent extraction with di (2 ethylhexyl)phosphoric acid', Hydrometallurgy, (1995), 37, 323-337.
6. Angus, S.; Armstrong, B., 'International Thermodynamic Tables of the Fluid State', (1976).
7. Bartle, K.D.; Burford, M.D.; Clifford, A.A.; Cowey, C.M., 'Measurement of the Solubility of Metal Complexes in Supercritical Fluids'.
8. Bednar, H.H., 'Pressure Vessel Design Handbook', (1981).
9. Beneitez, P.; Ayllon, S., 'Extraction Studies on the System between Bis(2-ethylhexyl)phosphoric Acid and Chromium(III) in several Aqueous Solutions', Solvent Extraction and Ion Exchange, (1987), 5(4), 597-609
10. Bibo, B.H.; Lemkowitz, S.M., 'Chemical Risk Management', (1995).
11. Bovenberg, W.A.; Drabe, K.E.; Oudkerk, M.T., 'Supercritische Extractie betaalbaar', Polytechnisch Tijdschrift: Procestechologie (1994), 49(3), 40-42.
12. Chaiko, D.J.; Fredrickson, D.R., 'Thermodynamic Modelling of Chemical Equilibria in Metal Extraction', Sep. Sci. Technol., (1988), 23, 1435-1451.
13. Chemiekaarten, SHD Tjeenk Willink, NIA, VNCI, (1991).
14. Christensen, J.J.; Izatt, R.M., 'Handbook of Metal Ligand Heats', (1983)
15. Constantinescu, I.; Vladulescu, M.; Constantinescu, I., 'Extraktion von Mo(IV) aus wäßrigen Mineral säuren mit Di(2-ethylhexyl)phosphat in Kerosin', Anal. Chem., (1986), 324, 137-141.
16. Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; Backhurst, J.R., 'Chemical Engineering', (1991), vol 2.
17. Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; Peacock, D.G., 'Chemical Engineering', (1991), vol 3.
18. Coulson, J.M.; Richardson, J.F.; Sinnott, R.K., 'Chemical Engineering', (1993), vol 6.
19. Dalton, J.C., 'A Solvent Extraction Method for the Determination of Microgram Amounts of Chromium', Anal. Chim. Acta., (1962), 27, 296-297.
20. De Haas, K.S.; Brink, P.A.; Crowther, P., 'Solvent Extraction of Iron, Cobalt and Nickel from Thiocyanate Melts', J. inorg. nucl. Chem., (1971), 33, 4301-4309.
21. Dehgani, F.; Lucien, F.P.; Cotton, N.J.; Wells, T.; Foster, N.R., 'Novel Techniques for Processing Metals with Supercritical Fluids',
22. Douglas, J.M., 'Conceptual Design of Chemical Processes', (1988).
23. Dutch Association of Cost Engineers, 'DACE-prijzenboekje', (1994).
24. Eldridge, R.B., 'Oil Contaminant Removal from Drill Cuttings by Supercritical Extraction', Ind. Eng. Chem. Res., (1996), 35, 1901-1905.
25. Everwijn, T.S.; Hoffman, F.R.; Ramhit, H.; Schultz, C.E.; Verwaart, J.W.A., 'Bodemreinigingstechnieken, aanpak van vervuilde, droge en waterbodems', (1992).
26. Feddes, J.J., 'Supercritical Extraction of Contaminated Soil', (1993).
27. Hytoft, G.; Coniglio, L.; Knudsen, K.; Gani, R., 'Simulation, Design and Analysis of Supercritical Extraction Processes', AIChE. Symp. Ser., (1995), 304, 284-288.
28. Ishimori, T.; Watanabe, K.; Nakamura, E., 'Inorganic Extraction Studies on The System between Tri-nbutyl Phosphate and Hydrochloric Acid', Bulletin of the Chemical

- Society of Japan, (1960), 33, 636-644.
29. Janssen, L.P.B.M.; Warmoeskerken, M.M.C.G., 'Transport Phenomena Data Companion', (1991).
 30. Jawad, M.H.; Farr, J.R., 'Structural Analysis and Design of Process Equipment', (1984).
 31. Jiang, T.; Su, Y., 'Extraction of Zinc and Cadmium from Chloride Liquors by Tri-n-butyl Phosphate', *Act. Metal. Sin.*, (1991), 4, 1-7.
 32. Juang, R.; Chang, Y., 'Effects of Tri-n-butylphosphate and 2-ethyl-1-hexanol on the Extraction of Zinc with Di (2-ethylhexyl)phosphoric Acid', *J. Chem. Eng. Japan*, (1992), 25, 339-341.
 33. Laintz, K.E.; Wai, C.M., 'Solubility of Fluorinated Metal Diethyldithiocarbamates in Supercritical CO₂', *The Journal of Supercritical Fluids*, (1991), 4, 194-198.
 34. Laintz, K.E.; Wai, C.M.; Yonker, C.R.; Smith, R.D., 'Extraction of Metal Ions from Liquid and Solid Materials by Supercritical Carbon Dioxide', *Anal. Chem.*, (1992), 64, 2875-2878.
 35. MacLean, D.W.J.; Dreisinger D.B., 'The Kinetics of Zinc Extraction in the Di(2-ethylhexyl) phosphoric Acid, n-heptane-Zn(ClO₄)₂, HClO₄, H₂O System using the Rotating Diffusion Cell', *Hydrometallurgy*, (1993), 33, 107-136.
 36. Ministerie van Volkshuisvesting, Ruimtelijke Ordening en Milieubeheer, 'Bodemextractie met superkritische kooldioxide', publikatiereeks milieutechnologie, (1994), 2.
 37. Montfoort, A.G., 'De Chemische Fabriek', (1991), deel 1a, deel 1b, deel 2.
 38. Nash, K.L.; Choppin, G.R., 'The Thermodynamics of Synergistic Solvent Extraction of Zinc', *J. inorg. nucl. Chem.*, (1977), 39, 131-135.
 39. Neuman, R.D.; Zhou, N.; Wu, J.; Jones, M.A.; Gaonkar, A.G.; Park, S.J.; Agrawal, M.L., 'General Model for Aggregation of Metal-extractant Complexes in Acidic Organophosphorus Solvent Extraction Systems', *Sep. Sci. Tech.*, (1990), 25(13-15), 1655-1674.
 40. Pushparaja; Sudersanan, M., 'Extraction of Zinc by a Binary Mixture of Di (2-ethylhexyl)phosphoric Acid & Tri-n-octylphosphine Oxide or Tributyl Phosphate', *Ind. J. Chem.*, (1980), 19a, 998-1002.
 41. Rabald, E., 'Corrosion Guide', (1968).
 42. Remy, H., 'Lehrbuch de Anorganischen Chemie', 1, 884-888.
 43. Reverchon, E., 'Mathematical Modelling of Supercritical Extraction of Sage Oil', *AIChE J.*, (1996), 42(6), 1765-1771.
 44. Rice, N.M.; Smith, M.R., 'Recovery of Zinc, Cadmium and Mercury(II) from Chloride and Sulphate Media by Solvent Extraction', *J. appl. Chem. Biotechnol.*, (1975), 25, 379-402.
 45. Sánchez Loredó, M.G.; Román-Moguel, G.J.; Carrillo Romo, de J., F., 'Recovering Metals from Hydrometallurgical Residues', *Journal of Metallurgy*, (1995), 47(6), 46-47.
 46. Schweizer, P.A., 'Handbook of Separation Techniques for Chemical Engineers', 1, 293.
 47. Sigalés, B., 'How To Design Settling Drums', *Liquid Liquid Separation*, 7, 344-347.
 48. Smith, J.M.; Van Ness, H.C., 'Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics', (1987).
 49. Tauber, S.; de Graauw, J., 'Pompen en Compressoren', (1993).
 50. Wai, C.M., 'Metal Extraction with Supercritical Fluids', *The Minerals, Metals and Materials Society*, (1996), 233-245.

51. Wai, C.M., 'Supercritical Fluid Extraction of Lanthanides and Actinides with Fluorinated β -diketones'
52. Woerlee, G.F., 'Industrie moet Supercritische Extractie herontdekken', Polytech. Tijdschr.:Procestech. (1996), 51(5), 49.
53. Yazdi, A.; Beckman, E.J., 'Highly CO₂ Soluble Chelating Agents for Supercritical Extraction and Recovery of Heavy Metals', Mat. Res. Soc. Symp. Proc., (1994), 344, 211-217.

Bijlage I

Opdrachtomschrijving

Opdrachtschrijving

Onderwerp FVO: Extractie van zware metalen en organische stoffen uit slib, met behulp van in superkritisch koolstofdioxide opgeloste entrainers.

Uitvoerende studenten:	Inge van Ditshuizen	015-2145105
	Willem Jansema	015-2626769
	Christian Poelma	015-2616452
	Maaïke van Roosmalen	015-2563604

Begeleider: G.J. Witkamp

Periode: September 1996-december 1996

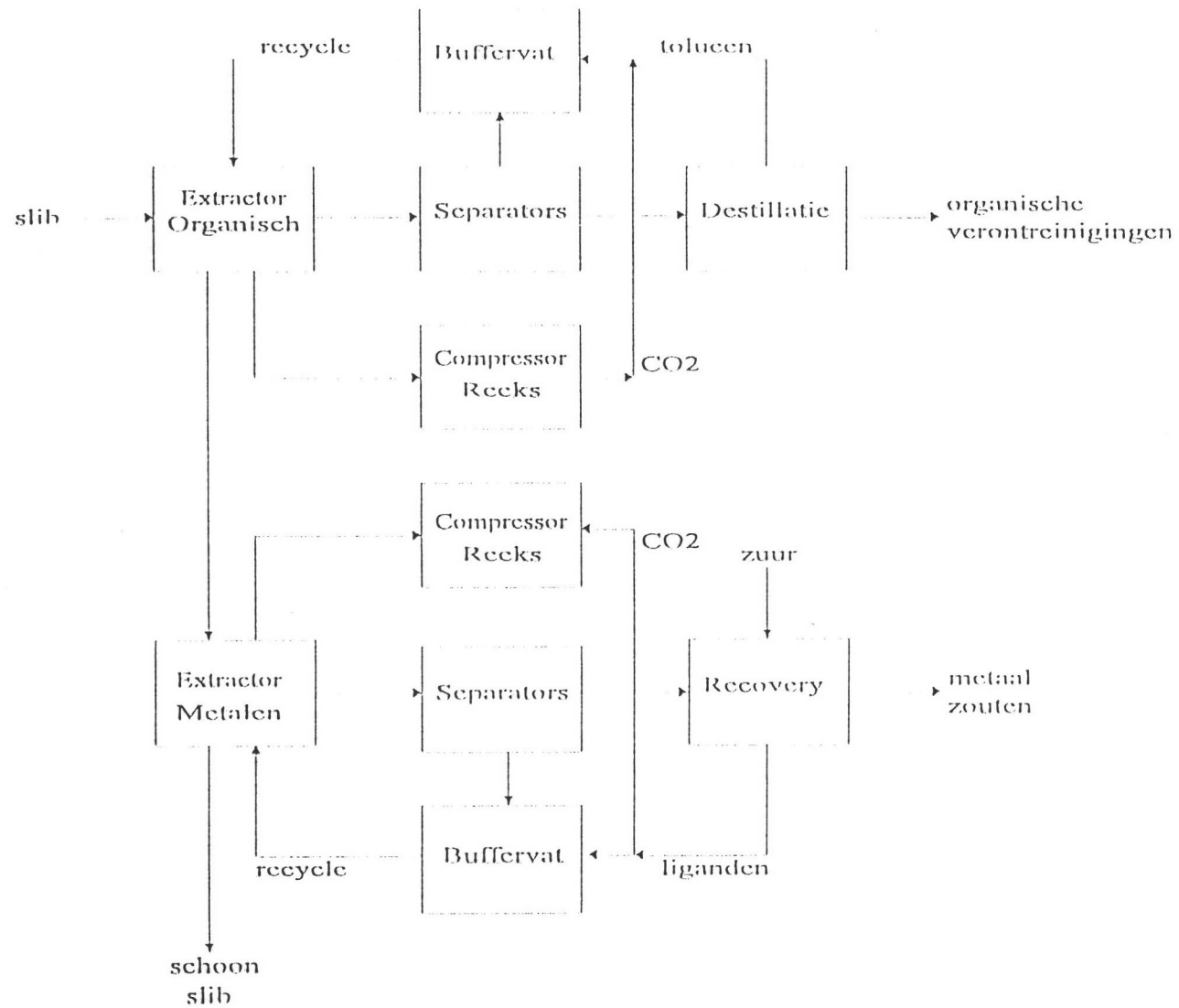
Beschrijving:

Ontwerp van een proces dat slib, verontreinigd met zware metalen en organische stoffen, reinigt. Het ontwerp van het deelproces dat de organische stoffen verwijderd wordt gebaseerd op een door dhr. J.J. Feddes ontworpen proces, de entrainer die hierbij gebruikt wordt, is toluen. Bij het deelproces dat de zware metalen verwijderd zijn de entrainers twee liganden, te weten tri-n-butylfosfaat en di(2-ethylhexyl)fosforzuur.

Bijlage II

Blokschema

Schematische weergave van de reiniging van slib



Bijlage III

Flowsheet

Bijlage IV

Componentenbalans

Stroomnummer:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Componenten:	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Droge Stof			5230.0										
Water			10800.0				193.0						
Pak's			25.3							0.1		0.1	
Metalen			11.5										
CO2	14.3	14.3		40.6		19262.4		40.2		4697.6	4007.3	31141.9	40.6
Tolueen	448.8	448.8			4.5							18.7	
HDEPH						1.4			0.2				
TBP						1.7			0.2				
H2SO4							21.5						
TOT. MASSA:	463.1	463.1	16066.8	40.6	4.5	19265.5	214.5	40.2	0.4	4697.7	4007.3	31160.7	40.6
Componenten:	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13
Componenten:	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Droge Stof			1184595.0										
Water			1281960.0				229419.1						
Pak's			10742.4									45.0	
Metalen			1370.8										
CO2	11614.5	11621.6		22127.0		10247596.8		21909.0		2457314.6	3084018.1	18100883.5	21798.1
Tolueen	231266.6	231221.8			2165.4							10178.9	
HDEPH						779.9			107.6				
TBP						947.1			107.6				
H2SO4							8625.8						
TOT. ENERGIE:	242881.1	242843.4	2478668.2	22127.0	2165.4	10249323.8	238044.9	21909.0	215.1	2457314.6	3084018.1	18111107.4	21798.1

Stroomnummer:	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water								1.5	1.5	1.5	1.5	1.5	1.5
Pak's			0.1					0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
Metalen								0.1	0.1	0.1	0.1	0.1	0.1
CO2	19262.4	40.2	31196.8	54.9	14.3	14.3	14.3	19303.8	41.4	1.2	1.2	1.2	19303.8
Tolueen			472.0	453.3	453.3	453.3	448.8						
HDEPH	1.4							1206.2	1204.8	1204.8	1204.8	1204.6	1206.2
TBP	1.7							1468.5	1466.8	1466.8	1466.8	1466.6	1468.5
H2SO4													
TOT. MASSA:	19265.5	40.2	31668.9	508.2	467.6	467.6	463.1	21980.2	2714.7	2674.5	2674.5	2674.1	21980.2
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water								1859.3	1859.3	1859.3	1783.1	1783.1	1985.1
Pak's			45.0					45.0	45.0	45.0	42.5	42.5	48.0
Metalen								12.5	12.5	12.5	11.9	11.9	13.3
CO2	10247596.8	21386.4	18131090.0	30206.5	8408.4	11621.6	11621.6	10269637.4	22040.6	654.2	22862.9	953.9	11949052.2
Tolueen			258950.0	248771.0	248771.0	233387.2	231221.8						
HDEPH	779.9							683419.6	682639.7	682639.7	647833.9	647833.9	729147.9
TBP	947.1							832036.0	831088.9	831088.9	788737.5	788737.5	887708.3
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	10249323.8	21386.4	18390085.0	278977.6	257179.4	245008.8	242843.4	11787009.7	1537685.9	1516299.5	1461271.7	1439362.7	13567954.7

Stroomnummer:	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof	5230.0	5230.0	5230.0	5230.0									
Water	10800.0	10800.0	10800.0	10801.5									
Pak's	25.3	2.7	2.7	2.7		0.1	0.2	22.8	0.1	0.1			
Metalen	11.5	11.5	11.5	1.2					10.4				
CO2		8.9	8.9	8.0	31.7	4729.3	9385.8	35885.5	23312.0	4656.5	40.8	4048.1	3958.4
Tolueen								472.0					
HDEPH				0.1					1206.1				
TBP				0.1					1468.4				
H2SO4													
TOT. MASSA:	16066.8	16053.1	16053.1	16043.6	31.7	4729.4	9386.0	36380.3	25997.0	4656.6	40.8	4048.1	3958.4
	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36	37	38	39
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof	1310115.0	1310115.0	1310115.0	1310115.0									
Water	14198760.0	14198760.0	14198760.0	14200732.1									
Pak's	11880.9	1267.9	1267.9	1267.9				10658.0					
Metalen	1515.7	1515.7	1515.7	158.2									
CO2		7309.6	7309.6	6570.4				20581095.0					
Tolueen								258950.0					
HDEPH				59.5									
TBP				59.5									
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	15522271.6	15518968.2	15518968.2	15518962.5	0.0	0.0	0.0	20850702.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Stroomnummer:	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's			22.6				0.1			0.1			
Metalen							10.4						
CO2	3863.9	94.5	26499.7	4007.3	3834.3	124.1	15305.5	94.5	124.1	4375.7	280.8	372.2	280.8
Tolueen			472.0										
HDEPH							1206.1						
TBP							1468.4						
H2SO4													
TOT. MASSA:	3863.9	94.5	26994.3	4007.3	3834.3	124.1	17990.5	94.5	124.1	4375.8	280.8	372.2	280.8
	40	41	42	43	44	45	46	47	48	49	50	51	52
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's			10949.7				48.0						
Metalen							1383.2						
CO2			15581823.6	3084018.1			9466451.8						
Tolueen			259033.6										
HDEPH							729328.7						
TBP							887647.8						
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	0.0	0.0	15851806.9	3084018.1	0.0	0.0	11084859.4	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Stroomnummer:	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's	22.6			0.1		22.6		0.1			0.1		
Metalen				10.4				10.4					
CO2	26499.7	4284.3	372.2	15305.5	280.8	26499.7	372.2	15305.5	664.6	856.4	3991.9	3102.0	664.6
Tolueen	472.0					472.0							
HDEPH				1206.1				1206.1					
TBP				1468.4				1468.4					
H2SO4													
TOT. MASSA:	26994.3	4284.3	372.2	17990.5	280.8	26994.3	372.2	17990.5	664.6	856.4	3992.0	3102.0	664.6
	53	54	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's	10949.7			48.0		10542.9		42.9					
Metalen				1383.2				1244.9					
CO2	15581823.6			9466451.8		15661322.7		9767970.1					
Tolueen	259033.6					249452.0							
HDEPH				729328.7				653947.4					
TBP				887647.8				796019.6					
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	15851806.9	0.0	0.0	11084859.4	0.0	15921317.6	0.0	11219224.9	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0

Stroomnummer:	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's			22.6		0.1		0.1	0.1	0.1			22.6	
Metalen					10.4								
CO2	856.4	1357.2	26499.7	1752.9	15305.5	14.3	31141.9	4697.6	3299.3	1357.2	25704.7	795.0	2205.5
Tolueen			472.0			448.8	18.7				14.2	457.8	
HDEPH					1206.1								
TBP					1468.4								
H2SO4													
TOT. MASSA:	856.4	1357.2	26994.3	1752.9	17990.5	463.1	31160.7	4697.7	3299.4	1357.2	25718.9	1275.4	2205.5
	66	67	68	69	70	71	72	73	74	75	76	77	78
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's			11661.6		42.9		45.0					11661.6	
Metalen					1244.9								
CO2			20031123.2		11119445.8	12798.5	18100883.5	2457314.6			19430182.7	600940.5	
Tolueen			111074.0			418236.7	10178.9				8301.3	267629.9	
HDEPH					653947.4								
TBP					796019.6								
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	0.0	0.0	20153858.8	0.0	12570700.6	431035.2	18111107.4	2457314.6	0.0	0.0	19438484.1	880232.0	0.0

Stroomnummer:	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water			0.1					0.1		0.1		22.6	
Pak's			10.4										
Metalen													
CO2	1752.9	15152.4	153.1	1357.2	25704.7	1752.9	15152.4	2751.8	3549.8	1904.7	25704.7	795.0	408.6
Tolueen					14.2						14.2	457.8	
HDEPH		1.2	1204.9				1.2						
TBP		1.5	1466.9				1.5						
H2SO4													
TOT. MASSA:	1752.9	15155.1	2835.4	1357.2	25718.9	1752.9	15155.1	2751.9	3549.8	1904.8	25718.9	1275.4	408.6
	79	80	81	82	83	84	85	86	87	88	89	90	91
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's			42.9									10746.3	
Metalen			1244.9										
CO2		11008218.6	111227.2		14934430.7		8008043.4				15191477.7	618271.5	
Tolueen					7456.4						7817.1	246662.6	
HDEPH		650.6	653296.8				650.5						
TBP		813.2	795206.5				813.3						
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	0.0	11009682.4	1561018.2	0.0	14941887.1	0.0	8009507.2	0.0	0.0	0.0	15199294.8	875680.4	0.0

Stroomnummer:	92	93	94	95	96	97	98	99	100	101	102	103	104
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water										193.0			
Pak's			0.1	0.1		0.1		0.1	0.1	0.1	22.6		
Metalen				10.4				10.4	10.4	10.4			
CO2	2751.8	3549.8	4656.5	153.1	3958.4	4656.5	437.3	1.5	1.5	1.5	357.7	3958.4	15152.4
Tolueen							2.3				455.5		
HDEPH				1204.9				1204.7	1204.7	1204.7			1.2
TBP				1466.9				1466.7	1466.7	1466.7			1.5
H2SO4										21.5			
TOT. MASSA:	2751.8	3549.8	4656.6	2835.4	3958.4	4656.6	439.6	2683.4	2683.4	2897.9	835.8	3958.4	15155.1
	92	93	94	95	96	97	98	99	100	101	102	103	104
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's				42.3		42.9		42.3			10746.3		
Metalen				8645.5				8645.5					
CO2				121377.7		2460960.3	340088.2	1189.2			278183.3	2105868.8	8061076.8
Tolueen							1239.2				245423.4		
HDEPH				645946.9				645839.7					668.4
TBP				786405.1				786297.9					835.5
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	0.0	0.0	0.0	1562417.5	0.0	2461003.2	341327.5	1442014.6	0.0	0.0	534353.0	2105868.8	8062580.7

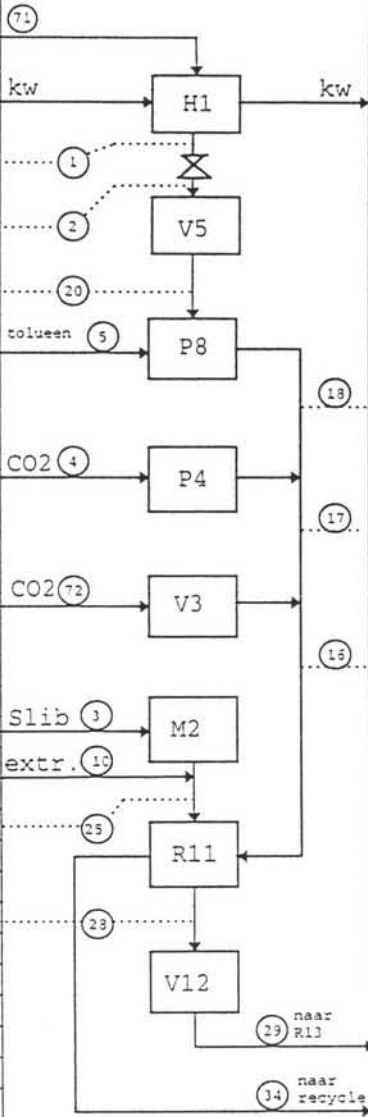
Stroomnummer:	105	106	107	108	109	110	111	112	113	114	115	116	117
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water							1.5	191.5					
Pak's		0.1		22.6			0.1		0.1				
Metalen							0.1	10.3					
CO2	151.6	4656.5	437.3	357.7	151.6	151.6	1.2	0.3	30798.5	26142.0	437.3	151.6	19110.8
Tolueen			2.3	455.5					16.5	16.5	2.3		
HDEPH	0.2				0.2	0.2	1204.6	0.1				0.2	1.2
TBP	0.2				0.2	0.2	1466.6	0.1				0.2	1.5
H2SO4								21.5					
TOT. MASSA:	152.0	4656.6	439.6	835.8	152.0	152.0	2674.1	223.8	30815.1	26158.5	439.6	152.0	19113.5
	105	106	107	108	109	110	111	112	113	114	115	116	117
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)
Componenten:													
Droge Stof													
Water							1783.1	227636.1					
Pak's		45.0		10242.3			42.5		45.0				
Metalen							11.9	1227.8					
CO2	120188.5	2478655.0	231113.1	290237.8	160620.2	80833.1	953.9	238.5	17907892.7	15429237.7	237760.0	83486.1	10166945.6
Tolueen			1118.0	233944.8					9009.0	9009.0	1191.9		
HDEPH	107.2				217.5	109.0	647833.9	53.8				114.1	668.4
TBP	107.2				217.5	109.0	788737.5	53.8				114.1	835.5
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	120402.9	2478700.0	232231.1	534424.9	161055.2	81051.1	1439362.7	229209.8	17916946.6	15438246.7	238951.9	83714.3	10168449.5

Stroomnummer:	118	119	120	121	122	123	124	125					
	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)	M (kg/batch)					
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's		22.6			22.6			22.6					
Metalen													
CO2	343.4	14.3	343.4	343.4	14.3	343.4	14.3						
Tolueen	2.2	453.3	2.2	2.2	453.3	2.2	448.8	4.5					
HDEPH													
TBP													
H2SO4													
TOT. MASSA:	345.6	490.2	345.6	345.6	490.2	345.6	463.1	27.1					
	118	119	120	121	122	123	124	125					
	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)	Q (kJ/batch)					
Componenten:													
Droge Stof													
Water													
Pak's		10242.3			12140.7			17225.7					
Metalen													
CO2	278634.8	11603.0	423686.9	193059.5	12309.4	192990.8	12811.4						
Tolueen	1129.9	232814.9	2747.6	1113.0	275969.0	1170.0	463969.4	5507.6					
HDEPH													
TBP													
H2SO4													
TOT. ENERGIE:	279764.7	254660.2	426434.5	194172.5	300419.2	194160.8	476780.8	22733.3					

Bijlage V

Massa- en energiebalans

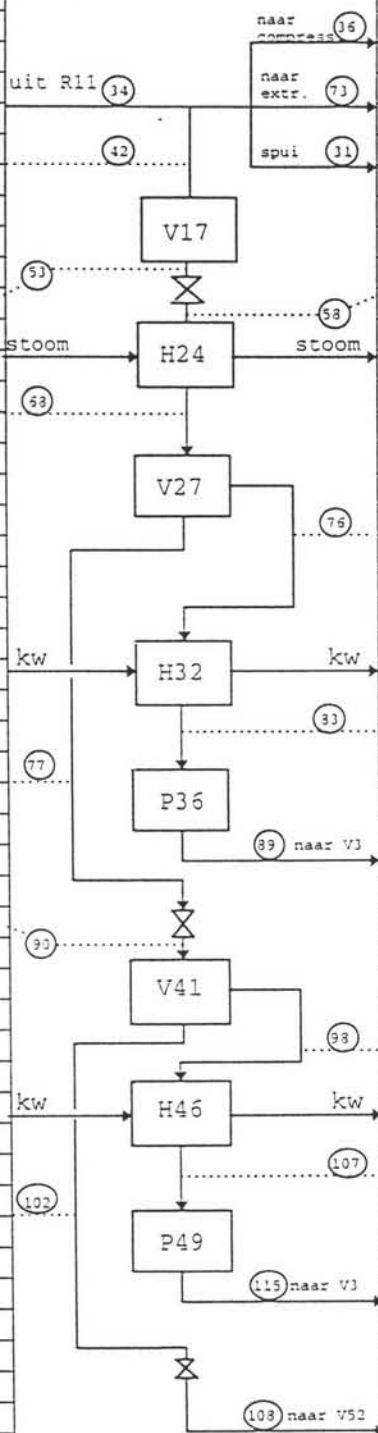
Massa- en warmtebalans

[illegible][illegible]

M in kg/batch
Q in kJ/batch

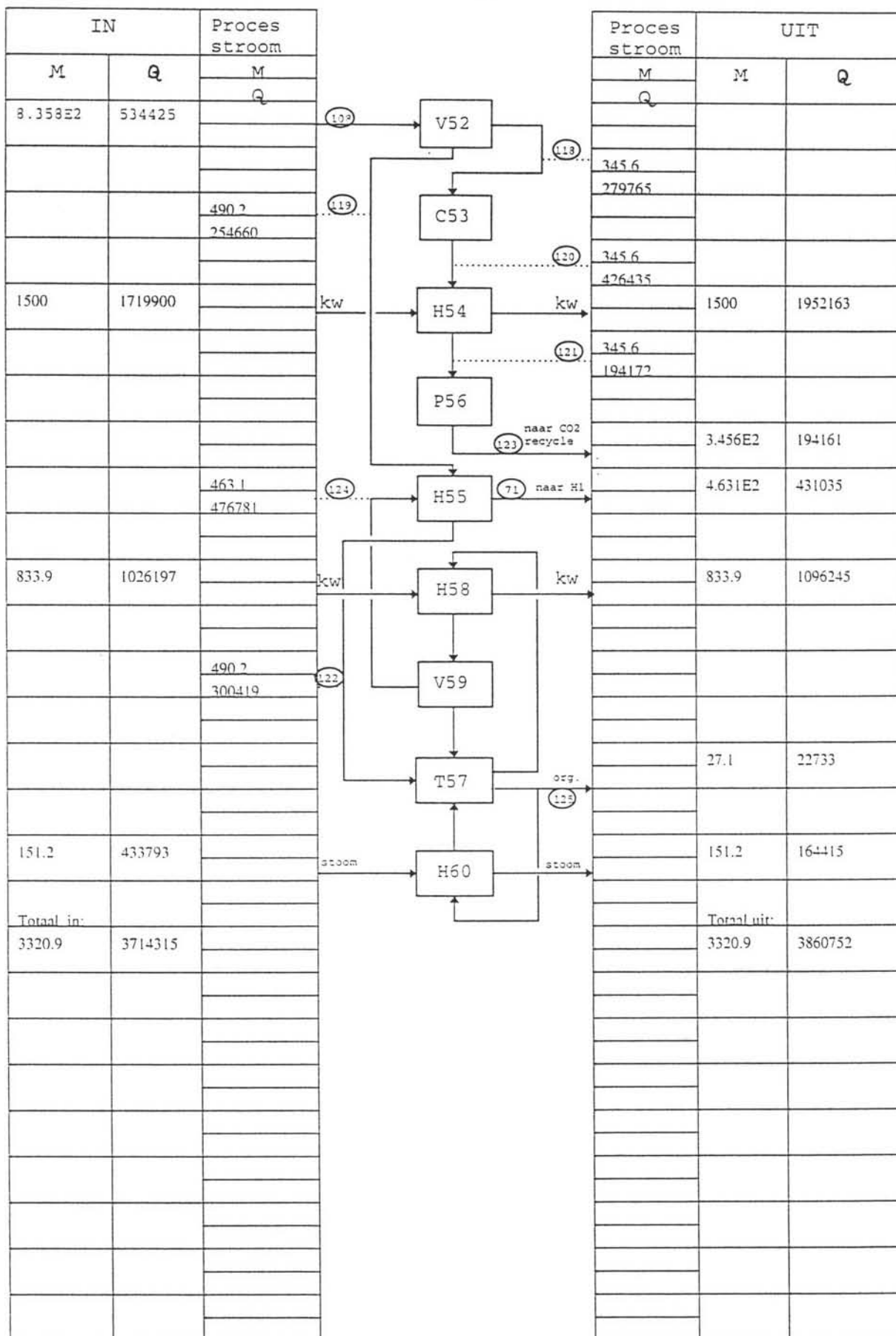
Vervolg

IN		Proces stroom
M	Q	M
		Q
3.63803E4	20850703	
		26994.3
		15851807
		26994.3
		15851807
2020.3	15918187	
		26994.3
		20153859
50505.0	19440414	
		1275.4
		880232
		1275.4
		875680
3188.1	341371	
		835.8
		534353
Totaal in:		
92093.7	56550675	

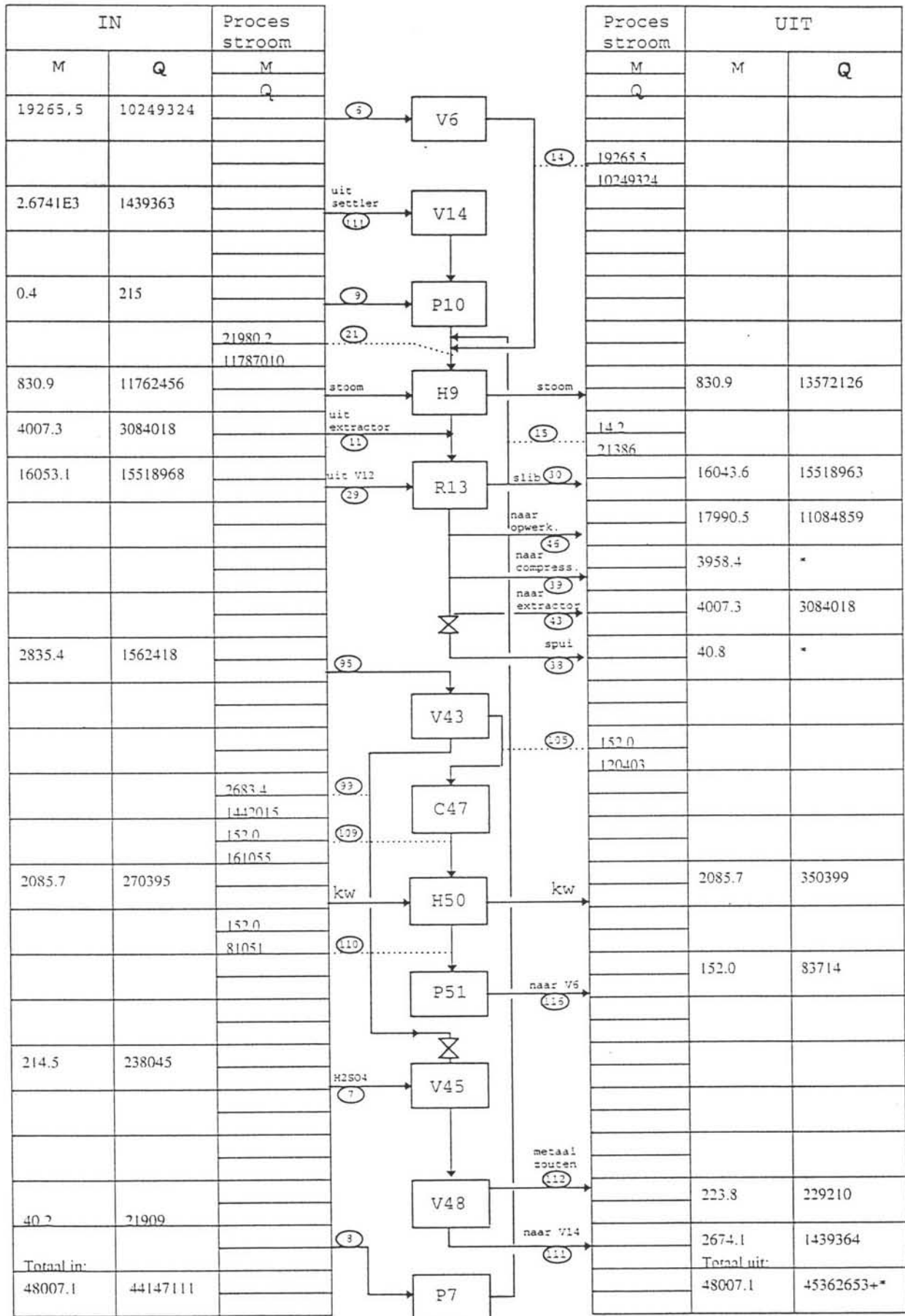


Proces stroom	UIT	
M	M	Q
Q		
	4.65666E3	*
	4.6977E3	2457315
	31.7	
26994.3		
15921318		
	2020.3	20318460
25718.9		
19438484		
	50505.0	15198406
25718.9		
14941887		
	2.57189E4	15199295
439.6		
341328		
	3188.1	318741
439.6		
232231		
	4.396E2	238952
	835.8	534425
	Total uit:	
	92093.7	54265594 plus *

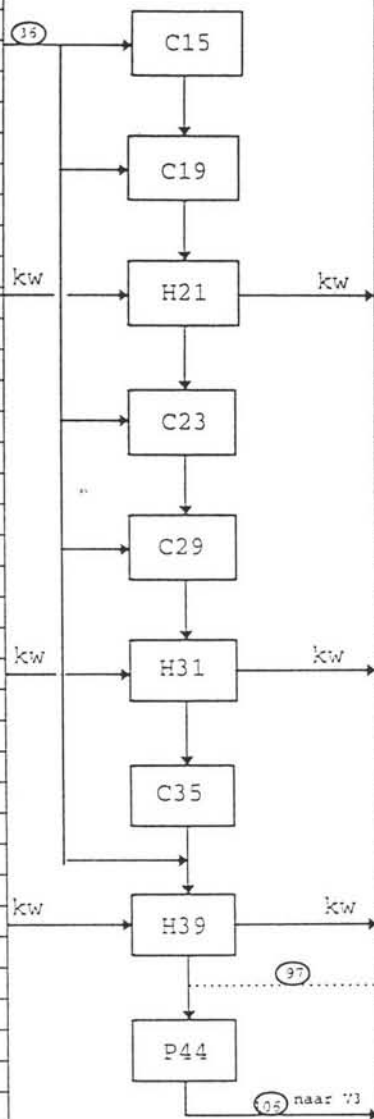
Vervolg



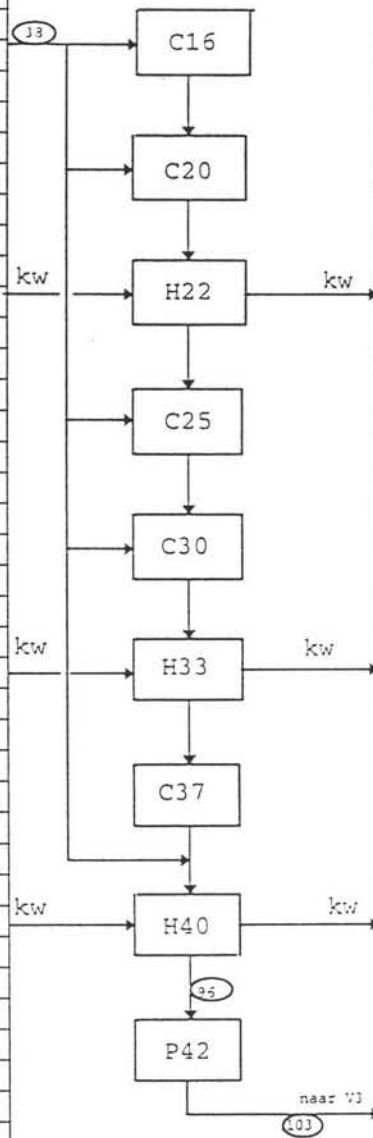
Vervolg



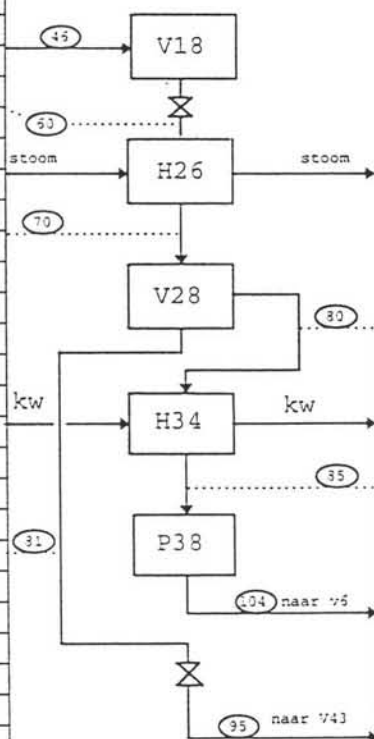
Vervolg

[illegible][illegible]

Vervolg

[illegible][illegible]

Slot

[illegible][illegible]

Bijlage VI

Apparaatberekeningen

[illegible]

[illegible]

Organisch proces		CO2 stroom: 7.80 kg/s							
5 compressoren		Comp 35	Comp 29	Comp 23	Comp 19	Comp 15	Koeler 21	Koeler 31	Condensor 39
Energie	J/s	4.08E+05	4.97E+05	4.45E+05	4.75E+05	3.96E+05	6.28E+05	1.05E+06	2.58E+06
Kappa	-	1.360	1.280	1.289	1.274	1.288			
Tin CO2	C	50.8	114.4	49.5	68.5	10.0	135.3	183.5	116.1
Tuit CO2	C	116.1	183.5	114.4	135.3	68.5	49.5	50.8	9.8
Pin CO2	bar	23	12	6	3	1.5	6	23	45
Puit CO2	bar	45	23	12	6	3	6	23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	41.32	16.8	10.08	4.69	2.83			
Dichth.CO2	uit kg/m3	66.88	27.2	16.8	7.85	4.69			
LMTD	C						56.1	73.3	32.7
U	W/m2C						200	200	150
A	m2						55.9	79.0	1632.5
Koelwaterstr	kg/s						7.5	12.5	16
Tin water	C						20.0	20.0	0.0
Tuit water	C						40.0	40.0	38.5
4 Compressoren									
Energie	J/s	3.99E+05	4.90E+05	4.38E+05	3.99E+05		2.09E+05	1.05E+06	2.53E+06
Kappa	-	1.366	1.284	1.289	1.287				
Tin CO2	C	45.3	109.5	45.2	15.0		74.4	178.1	109.9
Tuit CO2	C	109.9	178.1	109.5	74.4		45.2	45.3	9.8
Pin CO2	bar	23	12	6	0		6	23	45
Puit CO2	bar	45	23	12	6		6	23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	42.32	17.02	10.22	5.61				
Dichth.CO2	uit kg/m3	68.42	27.58	17.02	9.30				
LMTD	C						29.6	66.4	30.5
Koelwaterstr	kg/s						2.5	12.5	15
Tin water	C						20	20	0
Tuit water	C						40	40	40
3 Compressoren									
Energie	J/s	3.90E+05	4.51E+05	4.01E+05				8.37E+05	2.47E+06
Kappa	-	1.373	1.296	1.297					
Tin CO2	C	39.6	80.8	20.0				146.1	103.5
Tuit CO2	C	103.5	146.1	80.8				39.6	9.8
Pin CO2	bar	23	12	6				23	45
Puit CO2	bar	45	23	12				23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	43.42	18.56	11.19					
Dichth.CO2	uit kg/m3	70.12	29.98	18.56					
LMTD	C							51.18	28.88
Koelwaterstr	kg/s							10	15
Tin water	C							20	0
Tuit water	C							40	39.36
2 Compressoren									
Energie	J/s	3.92E+05	3.71E+05					3.35E+05	2.48E+06
Kappa	-	1.370	1.321						
Tin CO2	C	40.9	25.0					83.4	105.0
Tuit CO2	C	105.0	83.4					40.9	9.8
Pin CO2	bar	23	12					23	45
Puit CO2	bar	45	23					23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	43.15	22.71						
Dichth.CO2	uit kg/m3	69.72	36.41						
LMTD	C							30.8	29.3
Koelwaterstr	kg/s							4.0	15.0
Tin water	C							20.0	0.0
Tuit water	C							40.0	39.6
1 Compressor									
Energie	J/s	3.73E+05							2.38E+06
Kappa	-	1.387							
Tin CO2	C	30.0							92.8
Tuit CO2	C	92.8							9.8
Pin CO2	bar	23							45
Puit CO2	bar	45							45
Dichth.CO2	in kg/m3	45.44							
Dichth.CO2	uit kg/3	73.24							
LMTD	C								25.3
Koelwaterstr	kg/s								14
Tin water	C								0
Tuit water	C								40

0 Compressor									
Energie	J/s								1.84E+06
Kappa	-								
Tin CO2	C								35.0
Tuit CO2	C								9.8
Pin CO2	bar								45.0
Puit CO2	bar								45.0
Dichth.CO2	in kg/m3								
Dichth.CO2	uit kg/3								
LMTD	C								7.5
Koelwaterstr	kg/s								15
Tin water	C								0
Tuit water	C								29.34
Metaal verwijdering CO2 stroom: 6.67 kg/s									
5 compressoren									
		Comp 5	Comp 4	Comp 3	Comp 2	Comp 1	Koeler 22	Koeler 33	Condensor 40
Energie	J/s	3.71E+05	4.33E+05	3.87E+05	4.06E+05	3.38E+05	5.02E+05	8.37E+05	2.33E+06
Kappa	-	1.347	1.282	1.286	1.273	1.288			
Tin CO2	C	66.6	120.8	55.2	68.5	10.0	135.3	190.7	133.9
Tuit CO2	C	133.9	190.7	120.8	135.3	68.5	55.2	66.6	9.8
Pin CO2	bar	23	12	6	3	1.5	6	23	45
Puit CO2	bar	45	23	12	6	3	6	23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	38.75	16.48	9.89	4.69	2.83			
Dichth.CO2	uit kg/m3	62.87	26.75	16.48	7.85	4.69			
LMTD	C						60.32	88.74	37.9
U	W/m2C						200	200	150
A	m2						41.6	47.2	410.7
Koelwaterstr	kg/s						6	10	15
Tin water	C						20	20	0
Tuit water	C						40	40	37.18
4 Compressoren									
Energie	J/s	3.44E+05	4.13E+05	3.69E+05	3.41E+05		2.09E+05		2.18E+06
Kappa	-	1.363	1.285	1.291	1.287				
Tin CO2	C	47.4	103.9	40.3	15.0		74.4	171.8	112.3
Tuit CO2	C	112.3	171.8	103.9	74.4		40.3	47.4	9.8
Pin CO2	bar	23	12	6	0		6	23	45
Puit CO2	bar	45	23	12	6		6	23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	41.93	17.3	10.4	5.61				
Dichth.CO2	uit kg/m3	67.8	28.02	17.3	9.3				
LMTD	C						26.7	66.5	31.2
Koelwaterstr	kg/s						2.5	10	13
Tin water	C						20	20	0
Tuit water	C						40	40	40
3 Compressoren									
Energie	J/s	3.43E+05	3.86E+05	3.43E+05					2.17E+06
Kappa	-	1.363	1.297	1.298					
Tin CO2	C	46.4	80.8	20.0					111.1
Tuit CO2	C	111.1	146.1	80.8				146.1	9.8
Pin CO2	bar	23	12	6				46.38	45
Puit CO2	bar	45	23	12				23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	42.11	18.56	11.19				23	
Dichth.CO2	uit kg/m3	68.11	29.98	18.56					
LMTD	C							57.3	30.9
Koelwaterstr	kg/s							8.0	13.0
Tin water	C							20.0	0.0
Tuit water	C							40.0	39.9
2 Compressoren									
Energie	J/s	3.51E+05	3.17E+05						2.22E+06
Kappa	-	1.360	1.321						
Tin CO2	C	52.3	25.0					83.4	117.8
Tuit CO2	C	117.8	83.4					52.3	9.8
Pin CO2	bar	23	12					23	45
Puit CO2	bar	45	23					23	45
Dichth.CO2	in kg/m3	41.06	22.71						
Dichth.CO2	uit kg/m3	66.47	36.41						
LMTD	C							37.6	32.6
Koelwaterstr	kg/s							2.5	13
Tin water	C							20	0
Tuit water	C							40	40

Dimensionering apparatuur									
Deelproces verwijdering organische stoffen									
			per batch						
V5 toluen opslagvat	CO2		14.3	kg		8.13	m3		
1 bar, 30 gr. C	tolueen		448.8	kg		0.50	m3		
						8.63	m3 tankinhoud		
voor de veiligheid nemen we 9 m3 tank van roestvrij staal									
design stress (sigma):	1.30E+08	N/m2							
design pressure (Pd):	1.20E+05	Pa				$t = Pd \cdot Di / (2 \cdot \sigma - Pd)$			
diameter (Di):	2	m							
hoogte	2.86	m							
wanddikte (t) =	0.92	mm			maar volgens C&R blz 722				7mm
					minimale wanddikte 7 mm				
V3 CO2 recycle opslagtank									
	CO2		3.11E+04	kg		38.73	m3		
	tolueen		1.65E+01	kg		0.02	m3		
						38.75	m3 tankinhoud		
voor de veiligheid nemen we 40 m3 tank van roestvrij staal									
design stress	130	N/mm2 =	1.30E+08	Pa					
design pressure	1.80E+07	Pa							
diameter	2	m							
hoogte	12.73	m							
wanddikte	149	mm							
V17 Buffervat									
Per Batch	CO2	PAK	Tolueen	Totaal					
kg	2.65E+04	2.26E+01	4.72E+02						
m3	3.30E+01	2.52E-02	5.25E-01	33.6					
voor de veiligheid nemen we 35 m3 tank van roestvrij staal									
design stress	130	N/mm2 =	1.30E+08	Pa					
design pressure	1.80E+07	Pa							
diameter	2	m							
hoogte	11.1	m							
wanddikte	149	mm							
Separatoren									
Het principe van deze scheiding berust op dichtheidsverschil van de 2 fasen.									
C&R blz 410									
V27 Separator									
max design vap. v. =	6.92E-02	m/s			stroom in (kg/batch)	65C, 90 bar			
					CO2	Paks	Tolueen		
vap. density:	230	kg/m3			2.65E+04	2.26E+01	4.72E+02		
liq. density	900	kg/m3							
					V (m3)	H (m)			
vapour volumetric flowrate:	0.08	m3/s			1.54	1.39			
vessel area:	1.11	m2							
diameter:	1.19	m			=disengagement space				
liquid vol. flowrate:	3.67E-04	m3/s			zie plaatje blz 411 C&R				
Volume for 10 min. hold-up:	0.22	m3							
Liquid depth:	0.20	m							
wanddikte:	51.5	mm							

V41 Separator									
max design vap. v. =		0.105 m/s		stroom in (kg/batch)		41C, 45 bar			
				CO2		Paks		Tolueen	
vap.density:		100 kg/m3		795.0		22.6		458.1	
liq. density		900 kg/m3							
				V (m3)		h (m)			
vapour volumetric flowrate:		5.30E-03 m3/s		0.23		4.49			
vessel area:		5.05E-02 m2							
diameter:		0.25 m		disengagement space					
liquid vol. flowrate:		3.56E-04 m3/s		zie plaatje blz 411 C&R					
Volume for 10 min. hold-up:		0.21 m3							
Liquid depth:		4.23 m							
wanddikte:		5.4 mm							
V52 Separator									
max design vap. v. =		0.65 m/s		stroom in (kg/batch)		29C, 1.5 bar			
				CO2		Paks		Tolueen	
vap.density:		2.65 kg/m3		357.7		22.6		455.8	
liq. density		900 kg/m3							
				V (m3)		H (m)			
vapour volumetric flowrate:		0.09 m3/s		0.27		1.66			
vessel area:		0.14 m2							
diameter:		0.42 m							
liquid vol. flowrate:		3.54E-04 m3/s		zie plaatje blz 411 C&R					
Volume for 10 min. hold-up:		2.13E-01 m3							
Liquid depth:		1.52E+00 m							
wanddikte:		0.29 mm							
maar minimum tot 1 meter diameter praktisch: 5 mm									
Deelproces metaalverwijdering									
per batch									
V14 Ligand opslagvat		CO2	0.00E+00 kg	0.00 m3					
1 bar, 10C		TBP	0.00E+00 kg	0.00 m3					
		HDEHP	1.20E+03 kg	1.25 m3					
		Pak's	0.00E+00 kg	0.00 m3					
				1.25 m3					
voor de veiligheid nemen we 6 m3 tank van roestvrij staal									
design stress (sigma):		1.30E+08 N/m2							
designpressure (Pd):		1.20E+05 Pa		t = Pd*Di / (2*sigma - Pd)					
diameter (Di):		2 m2							
hoogte		1.9 m							
wanddikte (t) =		0.9 mm		maar volgens C&R blz 722					
				minimale praktische wanddikte: 5mm					
V6 CO2 recycle opslagtank									
		CO2	0.00E+00 kg	0.0 m3					
		TBP	0.00E+00 kg	0.00E+00 m3					
		HDEHP	0.00E+00 kg	0.00E+00 m3					
		rest verwaarloosbaar		0.00 m3					
voor de veiligheid nemen we een 18 m3 tank van roestvrij staal									
design stress (sigma):		1.30E+08 N/m2							
designpressure (Pd):		1.20E+07 Pa							
diameter (Di):		2 m2							
hoogte		5.7 m							
wanddikte (t) =		96.8 mm							

V18 Buffervat						
Per Batch	CO2	PAK	TBP	HDEHP	totaal	
kg	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	0.00E+00	
m3	0.00E+00	0	0.00E+00	0.00E+00	0.0	m3
voor de veiligheid nemen we 26 m3 tank van roestvrij staal						
design stress		130	N/mm2 =	1.30E+08	Pa	
design pressure		1.80E+07	Pa			
diameter		2	m			
hoogte		8.3	m			
wanddikte		148.8	mm			
Separatoren						
Het principe van deze scheiding berust op dichtheidsverschil van de 2 fasen.						
C&R blz 410						
V28 Separator						
max design vap. v. =		4.61E-02	m/s		stroom in (kg/batch)	10C, 45 bar
					CO2	Paks TBP
vap. density:	560	kg/m3			1.53E+04	6.64E-02 1.47E+03
liq. density	972	kg/m3				
					V (m3)	H (m)
vapour volumetric flowrate:			0.02	m3/s	0.88	2.24
vessel area:			0.40	m2		
diameter:			0.71	m = disengagement space		
liquid vol. flowrate:			1.01E-03	m3/s	zie plaatje blz 411 C&R	
Volume for 10 min. hold-up:			0.60	m3		
Liquid depth:			1.53	m		
wanddikte:	15	mm				
V43 Separator						
max design vap. v. =		0.44	m/s		stroom in (kg/batch)	9 C, 3 bar
					CO2	Paks TBP
vap. density:	6.24	kg/m3			1.53E+02	6.63E-02 1.46E+03
liq. density	972	kg/m3				
					V (m3)	H (m)
vapour volumetric flowrate:			0.02	m3/s	0.07	1.83
vessel area:			0.04	m2		
diameter:			0.22	m = disengagement space		
liquid vol. flowrate:			1.00E-03	m3/s	zie plaatje blz 411 C&R	
Volume for 1 min. hold-up:			0.1	m3		
Liquid depth:			1.6	m		
wanddikte:	0.1	mm				
Maar de minimale wanddikte is 5 mm!						

Berekening afmetingen settler							
Tijd per batch:	25	min.		Stokes:	v=	8.56E-03	
Per Batch	Doorvoer:	2.15E+02	kg zuur,water	1.08E+03	kg / m3	1.33E-04	m3/s
		2.67E+03	kg ligand	9.73E+02	kg / m3	1.83E-03	m3/s
Continue Doorvoer:	7.06E+00	m3 / uur					
Settle-snelheid:	8.56E-03	m / s		Verblijftijd langzaamste deeltje			
				3.17E+01	s		
Stel: Hoogte bak:	4	m					
Stel: Breedte	10	m					
Dus: Doorsnee bak	40	m2		Re =	3.32E-01	zuurdruppel, vertikaal	
				Re =	5.02E+00	liganddruppel, vertikaal	
Supf.Snelh.door bak:	1.77E-01	m / s		Re =	6.85E+01	zuurdruppel, horizontaal	
				Re =	6.18E+00	zuurdruppel, horizontaal	
Lengte bak:	5.6	m					
V bak	223.7	m3					
Opwarmen van slib door transportschroef							
Door transportschroef per batch:	5226	kg slib					
	11.5	kg metalen					
	10774	kg water					
	25	kg Org.					
Q = M*cp*dT		dT =	30				
Cp (slib)	0.8	kJ/kgK	Qslib	1.25E+05	kJ		
Cp (water)	4.2	kJ/kgK	Qwater	1.36E+06	kJ		
Cp (CO2)	0.846	kJ/kgK	QCO2	0.00E+00	kJ		
Cp (met)	0.4	kJ/kgK	Qmet	8.63E+02	kJ		
Cp (Org)	2.5	kJ/kgK	QOrg	3.00E+02	kJ		
			Qtot	1.48E+06	kJ		
Heat of combustion (Hoc)							
Nat. Gas	54.626	Mj/kg					
Q = Hoc * M		M =	27.17	kg natural gas nodig			
			42.19	m3			
gas:	0.26	gulden/m3	10.97	gulden per batch			

Bijlage VII

Specificatieformulieren

APPARAAT NO.	V 3	V5	V6	R 11	V 12
Benaming : Type :	opslagtank voor gerecycled CO ₂	opslagtank voor gerecycled tolueen	opslagtank voor gerecycled CO ₂	extractor rollend cilindrisch vat	slib opslagvat betonnen bak
Abs./Eff. druk* [bar] :	150 bar abs.	1 bar abs.	100 bar abs.	150 bar abs.	1 bar abs.
Temp. [°C] :	40	30	15	40	10
Inhoud [m ³]: Diameter [m] : L of H [m] :	40 2 12.7	9 2 2.9	18 2 5.7	25 2 8.0	14 3 2
Vulling* : Schotels (+ aantal) : Vaste pakking: Kat. type : Kat. vorm : _____ _____					
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	beton
Aantal in - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Overig :					

* Doorhalen wat niet van toepassing is.

APPARAAT NO.	R13	V14	V17	V18	V27
Benaming : Type :	extractor rollend cilindrisch vat	opslagtank gerecycled ligand	buffervat	buffervat	separator
Abs./Eff. druk* [bar] :	100 bar abs.	1 bar abs.	150 bar abs.	100 bar abs.	90 bar
Temp. [°C] :	40	10	40	40	65
Inhoud [m³]:	25	6	35	26	1.5
Diameter [m] :	2	2	2	2	1.2
L of H [m] :	8.0	1.9	11.1	8.3	1.4
Vulling* : Schotels (+ aantal) : Vaste pakking: Kat. type : Kat. vorm : _____ _____ _____					
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Aantal in - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Overig :					

* Doorhalen wat niet van toepassing is.

APPARAAT NO.	V28	V41	V43	V48	V52
Benaming : Type :	separator	separator	separator	settler	separator
Abs./Eff. druk* [bar] :	45 bar abs.	45 bar abs.	3 bar abs.	1 bar abs.	1.5 bar abs.
Temp. [°C] :	10	41	9	9	29
Inhoud [m³]:	1.4	0.23	0.12	223	0.27
Diameter [m] :	0.70	0.25	0.22	2	0.42
L of H [m] :	3.5	4.5	3.2	5.6	1.7
Vulling* : Schotels (+ aantal) : Vaste pakking: Kat. type : Kat. vorm : _____ _____ _____					
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Aantal in - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Overig :					

* Doorhalen wat niet van toepassing is.

APPARAAT NO.	T 57				
Benaming : Type :	destillatiekolom schotelkolom				
Abs./Eff. druk* [bar] :	1.5-1.6 bar abs.				
Temp. [°C] :	voeding:85 topprodukt:123 bodempod:235				
Inhoud [m³]: Diameter [m] : L of H [m] :	0.60 0.46 3.6				
Vulling* : Schotels (+ aantal) : Vaste pakking: Kat. type : Kat. vorm : _____ _____ _____	zeefplaat 12 (praktisch)				
Speciale constructie- materialen	RVS 304				
Aantal in - serie : - parallel :	1				
Overig :					

APPARAAT NO.	H1	H9	H21	H22	H24
Benaming : Type :	koeler floating head	heater floating head	koeler floating head	koeler floating head	heater floating head
Medium - pijpen : - mantel :	tolueen water	CO ₂ en liganden LP steam	CO ₂ water	CO ₂ water	CO ₂ en tolueen LP steam
Capaciteit Uitgewisselde warmte [kW]:	120	960 (vullen) 1300 (spoelen)	628	502	2900
Warmtewisse- lend opper- vlak [m²]:	9.7	25	56	42	134
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Abs./Eff.* druk [bar]: - pijpen : - mantel :	abs. 1.5 3	abs. 100 3	abs. 6 3	abs. 6 3	abs. 90 3
Temp. in/uit [°C] - pijpen : - mantel :	122/30 20/40	15/40 140/133.5	135/50 20/40	135/55 20/40	32/65 140/133.5
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS304
Overig :					

* doorhalen wat niet van toepassing is

APPARAAT NO.	H26	H31	H32	H33	H34
Benaming : Type :	heater floating head	koeler floating head	koelmachine	koeler floating head	koelmachine
Medium - pijpen :	CO ₂ , liganden	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂
- mantel :	LP steam	water	-	water	-
Capaciteit Uitgewisselde warmte [kW]:	900	1050	2800	837	2000
Warmtewisse- lend opper- vlak [m²]:	20	79	-	47	-
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Abs./Eff.* druk [bar]: - pijpen : - mantel :	abs. 45 3	abs. 23 3	abs. 90 -	abs. 23 3	abs. 45 -
Temp. in/uit [°C] - pijpen : - mantel :	10.1/10.1 140/133.5	178/45 20/40	65/30	191/67 20/40	10/10
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304		RVS 304	
Overig :					

* doorhalen wat niet van toepassing is

APPARAAT NO.	H39	H40	H46	H50	H54
Benaming : Type :	condensor floating head	condensor floating head	condensor floating head	condensor floating head	condensor floating head
Medium - pijpen : - mantel :	CO2 chilling water	CO2 chilling water	CO2 chilling water	CO2 chilling water	CO2 chilling water
Capaciteit Uitgewisselde warmte [kW]:	2580	2335	73	53	186
Warmtewisse- lend opper- vlak [m²]:	1632	411	50	22	22
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Abs./Eff.* druk [bar]: - pijpen : - mantel :	abs. 45 3	abs. 45 3	abs. 45 3	abs. 47 3	abs. 59 3
Temp. in/uit [°C] - pijpen : - mantel :	116/9.8 0/39	134/9.8 0/37	41/10 0/15	297/11 0/40	458/21 0/36.3
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Overig :					

APPARAAT NO.	H 55	H58	H60		
Benaming :	warmtewisse- laar	condensor	reboiler		
Type :	floating head	floating head	thermosyphon		
Medium					
- pijpen :	tolueen en PAK's	tolueen	tolueen en PAK's		
- mantel :	tolueen	water	HP steam		
Capaciteit Uitgewisselde warmte [kW]:	35	47	180		
Warmtewisse- lend opper- vlak [m ²):	1423	0.62	9.4		
Aantal	1	1	1		
- serie :					
- parallel :					
Abs./Eff.* druk [bar]:	abs.	abs.	abs.		
- pijpen :	1.5	1.5	1.6		
- mantel :	1.5	3	40		
Temp. in/uit [°C]					
- pijpen :	29/85	123/123	235/235		
- mantel :	123/122	20/40	270/250		
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304		
Overig :					

APPARAAT NO.	P4	P 7	P8	P10	C15
Benaming : Type :	verdringer	verdringer	verdringer	verdringer	centrifugaal
Te verpompen medium :	CO ₂	CO ₂	tolueen en CO ₂	CO ₂ en ligand	CO ₂
Capaciteit : [t/d]/[kg/s]*	0.034 [kg/s]	0.033 [kg/s]	1.57 [kg/s]	2.23 [kg/s]	7.80 [kg/s]
Gem. Dichtheid [kg/m ³] :	872	895	839	972	3.76
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.)* [bar] :	60/150 abs.	60/100 abs.	1/150 abs.	1/100 abs.	1.5/3 abs.
Temp. In/Uit [°C] :	10/19	10/15	30/40	10/20	10/68
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	0.36 0.50	0.17 0.24	26 36	91 130	316 396
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Overig :					

* Doorhalen wat niet van toepassing is.

APPARAAT NO.	C 16	C 19	C 20	C23	C25
Benaming : Type :	centrifugaal	centrifugaal	centrifugaal	centrifugaal	centrifugaal
Te verpompen medium :	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂
Capaciteit : [t/d]/[kg/s]*	6.67 [kg/s]	7.80 [kg/s]	6.67 [kg/s]	7.80 [kg/s]	6.67 [kg/s]
Gem. Dichtheid [kg/m ³] :	3.76	-	-	-	-
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.)* [bar] :	1.5/3 abs.	3/6 abs.	3/6 abs.	6/12 abs.	6/12 abs.
Temp. In/Uit [°C] :	10/68	-	-	-	-
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	271 338	380 475	325 406	356 445	310 387
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Overig :					

APPARAAT NO.	C 29	C30	C 35	P36	C37
Benaming : Type :	centrifugaal	centrifugaal	centrifugaal	verdringer	centrifugaal
Te verpompen medium :	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂
Capaciteit : [t/d]/[kg/s]*	7.80 [kg/s]	6.67 [kg/s]	7.80 [kg/s]	17.1 [kg/s]	6.67 [kg/s]
Gem. Dichtheid [kg/m ³] :	-	-	-	747	-
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.)* [bar] :	12/23 abs.	12/23 abs.	23/45 abs.	90/150 abs.	23/45 abs.
Temp. In/Uit [°C] :	-	-	-	30/41	-
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	397 496	346 433	327 408	120 170	297 371
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Overig :					

* Doorhalen wat niet van toepassing is.

APPARAAT NO.	P 38	P 42	P 44	C 47	P 49
Benaming : Type :	verdringer	verdringer	verdringer	3-traps centrifugaal	verdringer
Te verpompen medium :	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂	CO ₂
Capaciteit : [t/d]/[kg/s]*	10.1 [kg/s]	6.67 [kg/s]	7.80 [kg/s]	0.10 [kg/s]	0.29 [kg/s]
Gem. Dichtheid [kg/m ³] :	900	900	864	24	854
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.)* [bar] :	45/100 abs.	45/100 abs.	45/150 abs.	3/47	45/150
Temp. In/Uit [°C] :	10/15	10/15	10/22	9/24	10/22
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	60 83	39 54	100 140	22 27	3.7 5.2
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1	1	1
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304	RVS 304
Overig :					

APPARAAT NO.	P 51	C 53	P 56		
Benaming : Type :	verdringer	4-traps centrifugaal	verdringer		
Te verpompen medium :	CO ₂	CO ₂	CO ₂		
Capaciteit : [t/d]/[kg/s]*	0.10 [kg/s]	0.23 [kg/s]	0.23 [kg/s]		
Gem. Dichtheid [kg/m ³] :	860	21	810		
Zuig-/pers- druk (abs./ eff.)* [bar] :	47/100 abs.	1.5/59 abs.	59/150 abs.		
Temp. In/Uit [°C] :	11/22	29/458	21/30		
Vermogen [kW] - theorie : - praktijk :	0.76 0.93	78 98	2.3 3.2		
Aantal - serie : - parallel :	1	1	1		
Speciale constructie- materialen	RVS 304	RVS 304	RVS 304		
Overig :					

APPARAAT NO.	M 2				
Benaming :	transportschroef				
Type :	verwarmend				
Capaciteit :	53 [kg/s]				
Abs./Eff.* druk [bar]:	1 bar abs.				
Temp. [°C]:	10/40				
Inhoud [m³]: of L [m] : B [m] : H [m] :					
Aantal - serie : - parallel :	1				
Speciale constructie- materialen	RVS 304				
Overig :	vermogen 5 MW Er dient 0.14 m³gas/s verbrand te worden.				

Datum: 6/12/96

Ontwerpers:

Inge v.Ditshuizen

Willem Jansema

Christian Poelma

Maaïke van Roosmalen

SPECIFICATIEFORMULIER TORENS

APPARAATNUMMER : T 57

Algemene eigenschappen

Functie = - destillatie / extractie / absorptie / _____

Type toren = - gepakt / schotel / sproeier / _____

Type schotel = - klokje / zeefplaat / valve / _____

Aantal schotels

- theoretisch = 6,7

- praktisch = 12

- Voedingschotel(pract) = 9

Schotelaafstand (HETS) = 0,3 [m] ----- Materiaal schotel :RVS 304

Diameter toren = 0,46 [m] ----- Hoogte toren : 3,6 [m]

Materiaal toren = RVS 304

Verwarming = - geen / open stoom / reboiler / _____

Bedrijfscondities

[illegible]

Ontwerp

Aantal klokjes /
zeefgaten / _____ : 631 (10% van Aa/1,964*10⁻⁵)
Oppervlak hole = $1/4 \cdot \pi \cdot d^2$
(Met d = 5mm) = 1,964*10⁻⁵
Totale hole opp = 10% van Aa

Actief schoteloppervlak : 0,12 [m²]

Lengte overlooprand : 0,35 [m]

Diameter valpijp /
gat / _____ : 0,083 [mm]

Type pakking :

Materiaal

pakking :

Afmetingen

pakking

- inhoud : [m³]

- lengte : [m]

- breedte : [m]

- hoogte : [m]

Datum: 5 /12/1996
Ontwerpers:
 I.M.H. van Ditshuizen
 W.P. Jansema
 C. Poelma
 M.J.E. van Roosmalen

SPECIFICATIEFORMULIER WARMTEWISSELAAR

APPARAATNUMMER: H 54		Aantal serie : 1	
		Aantal parallel : 1	
Algemene eigenschappen			
Type	: - warmtewisselaar - koeler - condensor - verdamper		
Uitvoering	: - met vaste pijpplaten - floating head - haarspeld - dubbele pijp - platenwarmtewisselaar		
Positie	: - horizontaal - verticaal		
Capaciteit	: 186	[kW]	(berekend)
Warmtewisselend oppervlak	: 22.3	[m ²]	(berekend)
Overall warmteoverdrachts-coëfficiënt	: 150	[W/m ² .K]	(globaal)
Logaritmisch temperatuursverschil (LMTD)	: 130	[°C]	
Aantal passages pijpzijde	: 1		
Aantal passages mantelzijde	: 2		
Correctiefactor LMTD (min. 0.75)	: 1		
Gecorrigeerde LMTD	: 130	[°C]	
Bedrijfscondities			
		Mantelzijde	Pijpzijde
Soort fluidum		water	CO ₂
Massastroom [kg/s]		1	
Massastroom te			
- verdampen [kg/s]			0.23
- condenseren [kg/s]			
Gemiddelde soortelijke warmte [kJ/kg.°C]			
Verdampingswarmte [kJ/kg]			198
Temperatuur IN [°C]		0	458
Temperatuur UIT [°C]		36.3	20.8
Druk [bar]		3	59
Materiaal		RVS 304	RVS 304

Bijlage VIII

Economie

Kostenberekening

Bron:

Engineering & Process Economics

volgens Taylor

2. 1977, blz. 259

$I_b = 45f \cdot P^{0.39} \cdot C_i / 300$, waarin $f = \text{sigma } (1.3)^{\sum S_i}$

Ib: 26427.5957 kPond

P = capaciteit in kT/jaar =

257 ltotaal 41293.1183 kPond

Ci = EPE-index =

715 1.03E+08 gulden

f = 'costliness' index

103 miljoen gulden

Stap	Doorvoer	M of C	Reactie/ opslagtijd	Druk/ temp.	Overig (toxisch)	Totaal	C.Index
extractie 1	2	1	0	3	0	6	4.8
extractie 2	2	1	0	3	1	7	6.3
buffertank	1	0	0	0	0	1	1.3
comp.reeks	1	1	0	3	0	5	3.7
scheiding	-1	1	0	2	0	2	1.7
destillatie	-3	1	0	0	0	-2	0.6
comp.reeks	1	1	0	3	1	6	4.8
scheiding	-1	1	0	2	1	3	2.2
settler	-3	1	0	0	1	-1	0.8
opslag CO2	-3	1	0	3	0	1	1.3
opslag overig	-3	1	0	0	1	-1	0.8
totaal:							28.3

Kosten

Factorial method of cost estimation (Lang)

De totale fixed capital costs zijn gelijk aan de som van de major equipment items maal de "Lang" factor

Totale apparaatkosten

Als H40, H39, H46, H54 en H50 koelmachines worden
als comperssorreeksen en
extractoren samengevoegd worden

apparaatnr	prijs FL	prijs FL	prijs FL
H1	4.03E+04	4.03E+04	4.03E+04
M2	4.00E+04	4.00E+04	4.00E+04
V3	1.33E+06	1.33E+06	1.33E+06
P4	7.80E+03	7.80E+03	7.80E+03
V5	6.90E+04	6.90E+04	6.90E+04
V6	4.67E+05	4.67E+05	4.67E+05
P7	8.00E+03	8.00E+03	8.00E+03
P8	1.80E+04	1.80E+04	1.80E+04
H9	5.52E+04	5.52E+04	5.52E+04
P10	4.00E+04	4.00E+04	4.00E+04
R11	6.00E+06	6.00E+06	6.00E+06
V12	1.00E+04	1.00E+04	1.00E+04
R13	3.60E+06	3.60E+06	
V14	3.70E+04	3.70E+04	3.70E+04
C15	3.70E+05	3.70E+05	3.70E+05
C16	2.70E+05	2.70E+05	
V17	1.00E+06	1.00E+06	1.00E+06
V18	1.00E+06	1.00E+06	1.00E+06
C19	2.00E+05	2.00E+05	2.00E+05
C20	1.70E+05	1.70E+05	
H21	9.43E+04	9.43E+04	9.43E+04
H22	7.59E+04	7.59E+04	
C23	1.50E+05	1.50E+05	1.50E+05
H24	1.62E+05	1.62E+05	1.62E+05
C25	1.20E+05	1.20E+05	
H26	5.06E+04	5.06E+04	5.06E+04
V27	5.80E+04	5.80E+04	5.80E+04
V28	4.00E+04	4.00E+04	4.00E+04
C29	8.00E+04	8.00E+04	8.00E+04
C30	7.00E+04	7.00E+04	
H31	1.27E+05	1.27E+05	1.27E+05
H32	5.00E+04 koelmachine	5.00E+04 koelmachir	5.00E+04
H33	8.74E+04	8.74E+04	
H34	5.00E+04 koelmachine	5.00E+04 koelmachir	5.00E+04
C35	5.00E+04	5.00E+04	5.00E+04
P36	5.00E+04	5.00E+04	5.00E+04
C37	4.00E+04	4.00E+04	
P38	3.00E+04	3.00E+04	3.00E+04
H39	1.30E+06	5.00E+04 koelmachir	5.00E+04
H40	4.04E+05	5.00E+04 koelmachine	
V41	1.00E+04	1.00E+04	1.00E+04
P42	2.40E+04	2.40E+04	
V43	5.00E+03	5.00E+03	5.00E+03
P44	4.60E+04	4.60E+04	4.60E+04
V45	8.30E+04	8.30E+04	8.30E+04
H46	8.97E+04	5.00E+04 koelmachir	5.00E+04
C47	4.00E+04	4.00E+04	4.00E+04
V48	3.50E+05	3.50E+05	3.50E+05
P49	2.50E+04	2.50E+04	2.50E+04
H50	5.06E+04	5.00E+04 koelmachir	5.00E+04
P51	9.00E+03	9.00E+03	9.00E+03
V52	7.00E+03	7.00E+03	7.00E+03
C53	4.00E+04	4.00E+04	4.00E+04
H54	4.40E+04	5.00E+04 koelmachir	5.00E+04
H55	5.06E+04	5.06E+04	5.06E+04
P56	1.60E+04	1.60E+04	1.60E+04
T57	6.50E+04	6.50E+04	6.50E+04
H58	1.44E+04	1.44E+04	1.44E+04
V59	2.00E+04	2.00E+04	2.00E+04
H60	4.03E+04	4.03E+04	4.03E+04
TOTAAL:	1.89E+07	1.72E+07	1.27E+07

Lang Factor voor gas/vloeistof processen:
4.74E+00

Dus de totale investeringskosten in de proceseenheden (ib) zijn:

ib= 8.93E+07 fl 8.15E+07 fl (koelmachines) 6.02E+07 fl (1 extr/1 compreeks)

De totale investeringskosten zijn:

i= 1.40E+08 fl 1.27E+08 fl (koelmachine) 9.40E+07 fl (1 extr/1 compreeks)

Bepaling Rentabiliteit van het proces

$$ROI = W / (I + I_w) * 100\%$$

10 % zonder koelmachines

$$W = \text{Opbr} \cdot \text{Kosten} =$$

$$W = (\text{zonder koelm}) \quad 1.0E+07$$

$$W = (\text{met koelm}) \quad 1.2E+07$$

$$W = (\text{zkoelm\&geint}) \quad 1.6E+07$$

$$\text{Opbr.} = \text{aantal ton slib/jr} \cdot \text{prijs/ton slib}$$

$$\text{aantal ton slib/jr} = 2.57E+05$$

$$\text{prijs/ton slib} = 1.90E+02 \text{ Fl.}$$

$$\text{Opbr.} = 4.9E+07 \text{ Fl.}$$

Kosten	eenheid	stoffen	hoeveelheid (eenh./jr)	kosten (gulden/eenh)	totale kosten(z koelm) (gulden/jr)	totale kosten (koelmach.gebr.) (gulden/jr)
kg	CO2		1.29E+06	2.80E-01	3.62E+05	3.62E+05
kg	Tolueen		7.20E+04	1.00E+00	7.20E+04	7.20E+04
kg	HDEHP		3.20E+03	3.44E+01	1.10E+05	1.10E+05
kg	TBP		3.20E+03	7.14E+00	2.28E+04	2.28E+04
kg	H2SO4		3.44E+05	3.72E-02	1.28E+04	1.28E+04
totale grondstofkosten proces					5.80E+05	5.80E+05

eenheid	utility	hoeveelheid (eenh./jr)	kosten (gulden/eenh)	totale kosten (gulden/jr)	totale kosten (gulden/jr)
KWh	electriciteit	1.42E+07	1.30E-01	1.84E+06	2.50E+06
kg	LP steam	2.65E+07	3.00E-02	7.94E+05	7.94E+05
kg	HP steam	2.42E+06	3.50E-02	8.46E+04	8.46E+04
kg	koelwater	3.94E+08	1.00E-04	3.94E+04	3.94E+04
kg	chilling water	4.08E+08	1.50E-03	6.11E+05	0.00E+00
m3	aardgas	6.75E+05	2.60E-01	1.76E+05	1.76E+05
totale utilitykosten proces				3.55E+06	3.59E+06
Kp=				4.13E+06	4.17E+06

$$\text{Loonkosten (KI)} \quad k = 1.7 \text{ (gecorr voor 6\% prod.stijg/jr)} \quad 1.54E+06 \quad 1.54E+06$$

$$\text{volgens Wessel} \quad 6 \text{ stappen (2x extr.2x opw.2xcomptrein)}$$

$$\text{capaciteit/dag} \quad 704 \text{ ton}$$

$$150000/\text{pers./jr.} \quad \text{manuren/ton prod.} = 6.99E-02$$

$$\text{aantal functiep/jaar} \quad 1.03E+01 \text{ (manuren/ton)} \cdot (\text{ton/dag}) / (\text{manuren/dag}) \cdot (\text{aantal diensten/dag})$$

Investeringskosten I :

$$\text{gemiddelde investeringskosten Igem}$$

$$I_f = 0.8 \cdot I_{\text{gem}} = 9.70E+07$$

$$I_w = 0.06 \cdot I_{\text{gem}} = 7.28E+06$$

$$\text{Totale kosten per jaar:}$$

$$1.03E+08 \text{ (Taylor)} \quad 1.40E+08 \text{ (Lang zonder koelmach.)}$$

$$I_{\text{gem}} \text{ zonder koelmachines} \quad 1.21E+08 \quad 1.27E+08 \text{ (lang met koelmach.)}$$

$$I_{\text{gem}} \text{ met koelmachines} \quad 1.15E+08 \quad 9.40E+07 \text{ (lang met geintegr. extr. en compreeks)}$$

$$I_{\text{gem}} \text{ zonder koelm\& geintegr} \quad 9.85E+07$$

$$3.86E+07 \text{ (zonder koel)} \quad 3.72E+07 \text{ (met koelmach.)}$$

$$3.30E+07 \text{ (z koel.geintegr.)}$$

Bepaling Pay Out Time

met koelmachines z koelm

$$E_k = K_p + K_i = 5.71E+06 \quad 5.66E+06$$

$$V = \text{opbrengst} = 4.88E+07 \quad 4.88E+07$$

$$E_o = V - E_k = 4.31E+07 \quad 4.31E+07$$

$$I_f = 9.22E+07 \quad 9.70E+07$$

$$POT = I_f / E_o = 2.14E+00 \quad 2.25E+00 \text{ jr}$$

Internal rate of return

Volgens het proces zonder koelmachines

$$I_{\text{gem}} = 1.21E+08$$

$$\text{restwaarde} = 10\% \text{ van } i(\text{gem}) = 1.21E+07$$

$$\text{levensduur} = 15 \text{ jaar}$$

$$\text{cash-flow} = \text{winst} = 1.02E+07$$

jaar	netto-cash-flow
0	-1.21E+08
1	1.02E+07
2	1.02E+07
3	1.02E+07
4	1.02E+07
5	1.02E+07
6	1.02E+07
7	1.02E+07
8	1.02E+07
9	1.02E+07
10	1.02E+07
11	1.02E+07
12	1.02E+07
13	1.02E+07
14	1.02E+07
15	2.23E+07

$$IRR = 0.71$$

$$4.9E+06$$

Bijlage IX

DOW's Fire and Explosion Index

FIRE AND EXPLOSION INDEX

Onderscheiden van verschillende Units:

Unit nr.	Omschrijving
I	Extractor pak's + slibverwarming
II	Compressortrein
III	CO2 scheiding van toluen (V3,P4,V17..P56)
IV	Toluene recycle (distillatiekolom+voorraadvat (V5)+P8)
V	Extractor metalen + buffervat slib + H9)
VI	Compressortrein
VII	CO2 scheiding van liganden (V6, P7,V18..V43, C47,H50,P51)
VIII	Liganden recycle (mixer settler, V14, P10)

	I	II	III	IV	V	VI	VII	VIII
N_f	2	0	2	3	1	0	1	1
N_r	0	0	0	0	2	0	0	2
N_h	1	0	1	2	2	0	2	3
M F	10	1	10	16	24	1	4	24
G P H								
Base	1	1	1	1	1	1	1	1
Mat Trans	0.5	0	0	0.85	0.5	0	0	0.25
E P U	0.3	0.3	0.3	0.3	0	0	0	0
F1	1.8	1.3	1.3	2.15	1.5	1	1	1.25
S P H								
Base	1	1	1	1	1	1	1	1
Above FP	0.3	0	0	0.6	0	0	0	0
Tank Farm	0.8	0	0	0.8	0	0	0	0
Pressure	0.96	0.72	0.96	0.15	0.92	0.72	0.92	0.15
Quantity	0.05	0	0	0.05	0.05	0	0	0.05
Corrosion	0.1	0	0	0	0.1	0	0.1	0.2
Leakage	0.1	0	0.4	0.1	0.1	0	0.4	0.1
Rotating	0.5	0	0	0	0.5	0	0.5	0
F2	3.81	1.72	2.36	2.7	2.67	1.72	2.92	1.5
F3	6.858	2.236	3.068	5.805	4.005	1.72	2.92	1.875
DAM F	0.25	0.04	0.16	0.34	0.74	0.04	0.08	0.55
F&EI	68.58	2.236	30.68	92.88	96.12	1.72	11.68	45
Exp. Rad.	17.55867	0.572488	7.855062	23.78025	24.6098	0.440375	2.990454	11.52144
Degree	Light	Light	Light	Moderate	Moderate	Light	Light	Light
Original \$	6.04E+06	1.13E+06	1.54E+06	1.66E+06	3.67E+06	9.10E+05	1.27E+06	9.90E+05
C1	0.740368	0.740368	0.740368	0.740368	0.740368	0.740368	0.740368	0.740368
C2	0.805843	0.805843	0.805843	0.805843	0.805843	0.805843	0.805843	0.805843
C3	0.635717	0.635717	0.635717	0.635717	0.635717	0.635717	0.635717	0.635717
Ctot	0.379282	0.379282	0.379282	0.379282	0.379282	0.379282	0.379282	0.379282
ACF	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5	0.5
A MPPD	2.46E+06	8.20E+04	6.15E+05	6.56E+05	1.50E+06	4.10E+04	4.10E+05	3.69E+05
MPDO	24	1	9	10	16	1	8	8
VPM	125000	125000	125000	125000	125000	125000	125000	125000
SBI	1470000	61250	551250	612500	980000	61250	490000	490000

Bijlage X

Cyclediagram

Cyclediagram

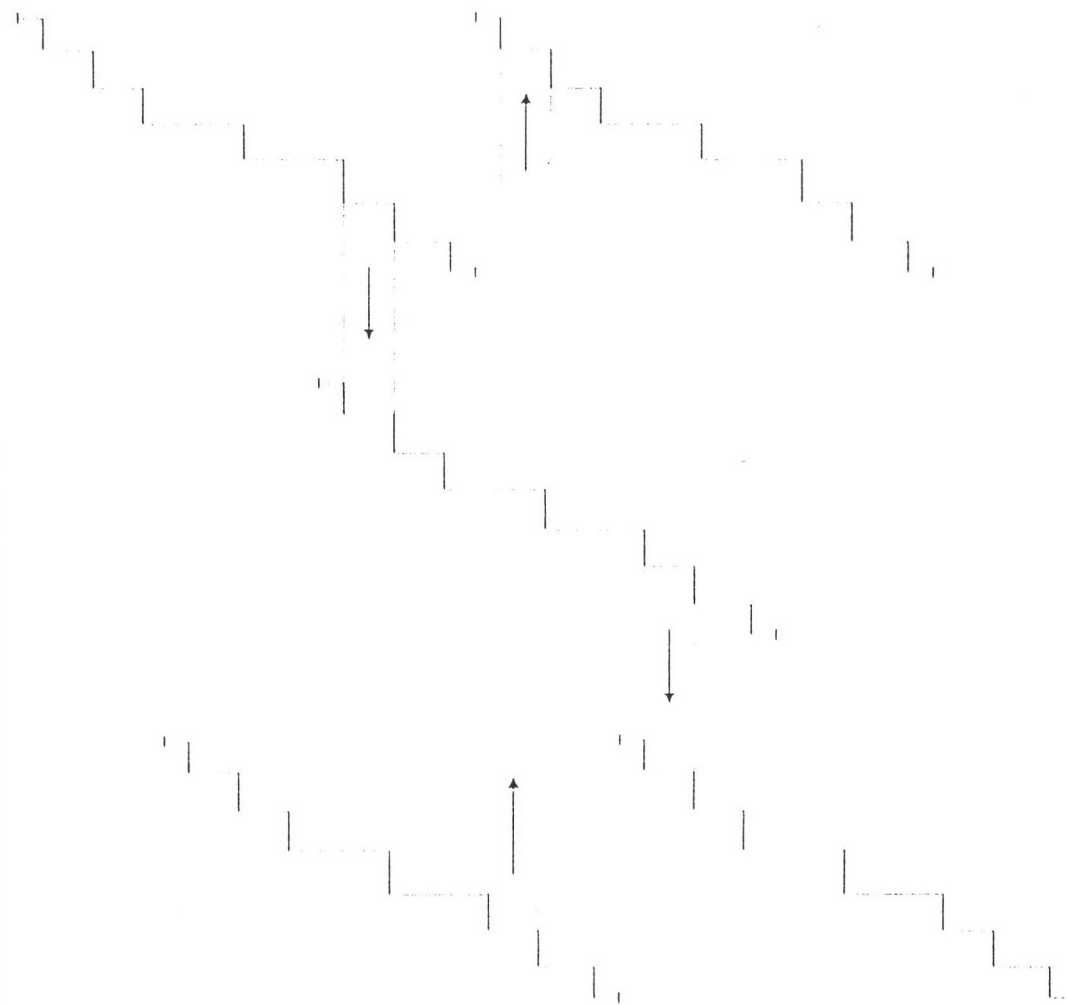
Apparaat stap

tijd in minuten ▶
0 5 10 15 20 25 30 35 40 45 50 60
| | | | | | | | | | | |

Extractor 1 vullen extractor
overhevelen druk
restant druk erbij
extractie
spoelen
overhevelen druk
restant druk eraf
leggen

Extractor 2 vullen extractor
overhevelen druk
restant druk erbij
extractie
spoelen
overhevelen druk
restant druk eraf
leggen

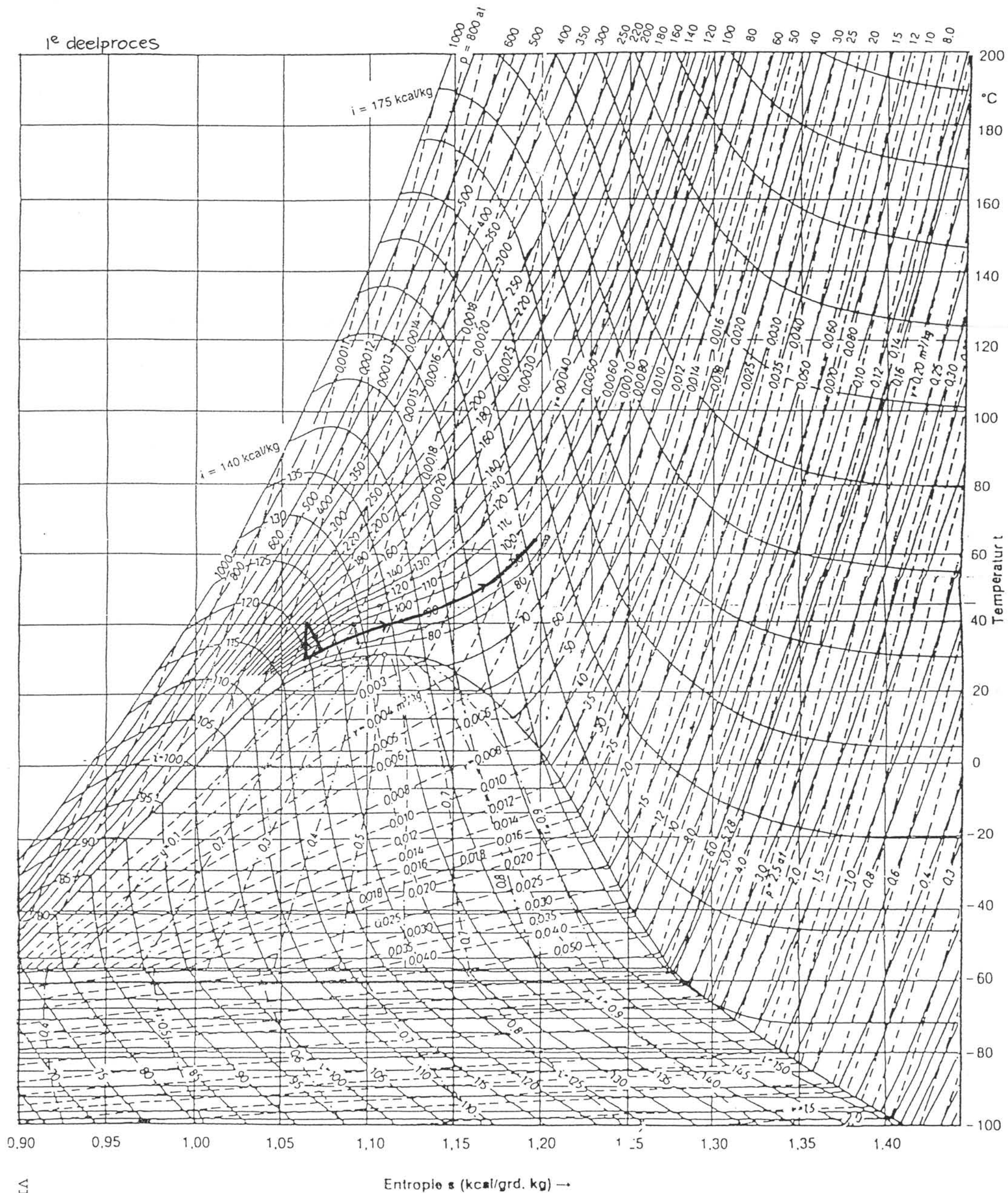
Extractor 3 vullen extractor
overhevelen druk
restant druk erbij
extractie
spoelen
overhevelen druk
restant druk eraf
leggen



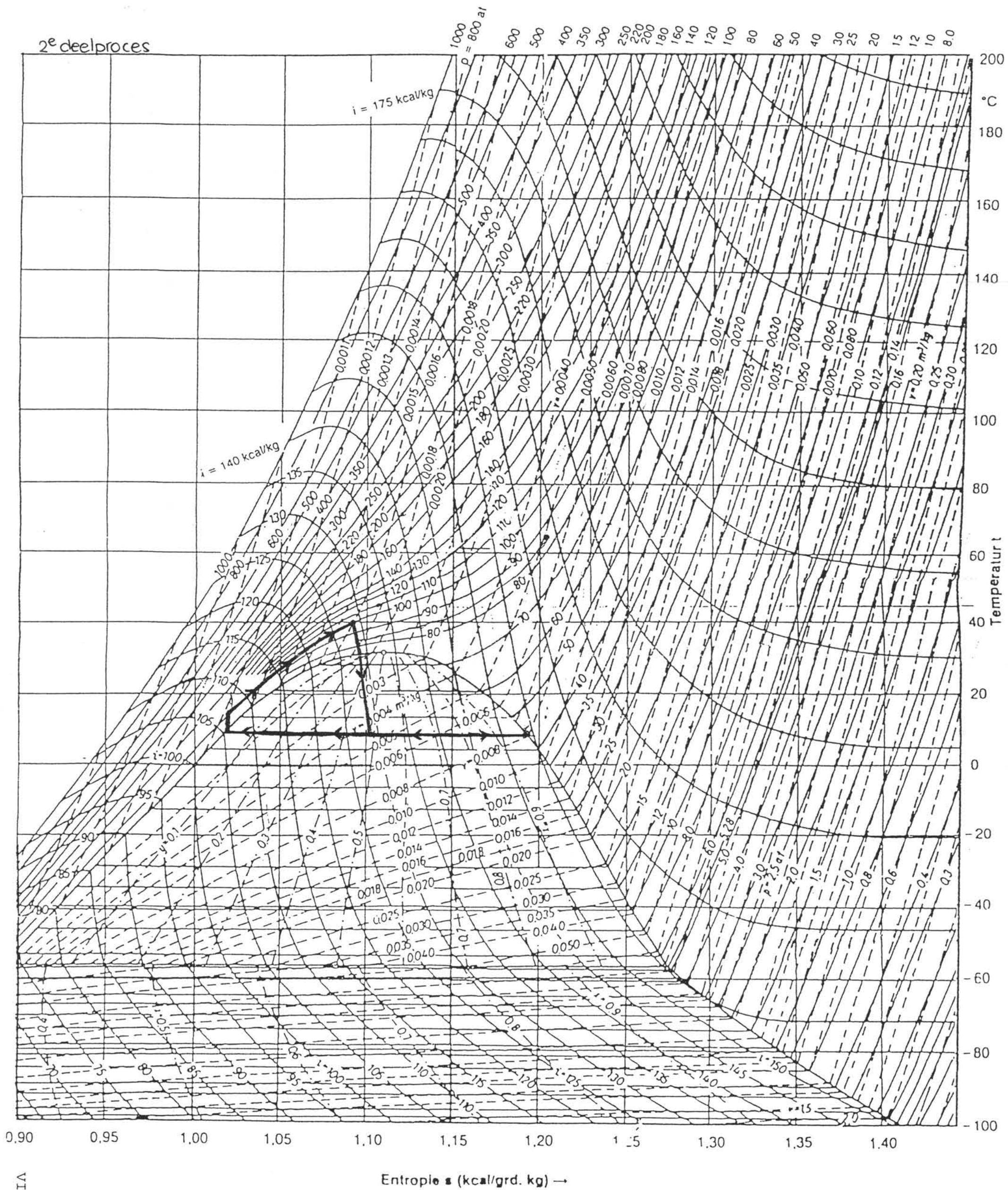
Bijlage XI

Temperatuur-entropiediagram van CO₂

1^e deelproces



Entropie s (kcal/grd. kg) →



Bijlage XII

Lijst van stoffen

Lijst gegevens van gebruikte stoffen

CO₂ (Koolstofdioxide)

Kritische T: 304,25 K

Kritische P: 72,8 atm

naam	structuur-formule	mol-gewicht (kg/mol)	kook-punt (K)	smelt-punt (K)	C _p (KJ/kg/K)	η ·10 ⁻³ (Pa·s)	vloeistof-dichtheid bij 313,2 K (kg/m ³)	MAC-waarde (ppm)	prijs (gld/ton)
CO ₂	CO ₂	44,0·10 ⁻³	194,2	216,6	-		-	5000	280
TBP	C ₁₂ H ₂₇ O ₄ P	266,3·10 ⁻³	562,2		1,9	3,32	979	0,2	7143
HDEHP	C ₁₆ H ₃₅ O ₄ P	322,4·10 ⁻³	482,2	213,2	1,9 (veronder- stelling)	55,6	965	zeer gevaar- lijk	34393
tolueen	C ₆ H ₅ CH ₃	92,1·10 ⁻³	384,2	178,2	1,71		865	40	1000
H ₂ SO ₄	H ₂ SO ₄	98,1·10 ⁻³	330	276,2 (98%)	1,4	24,2	1083	1 (mg/m ³)	37,20

aanvullende gevareninformatie:

TBP: LD50 (oraal/rat) = 1400 mg/kg
LD 50 (huid/konijn) = 3100 mg/kg
doelorgaan: bloed en centraal zenuwstelsel

HDEHP: LD50 (oraal/rat) = 4940 µg/kg
LD50 (huid/konijn) = 1250 µl/kg
doelorgaan: lever

Bijlage XIII

Overige bijlagen

Berekening aanzuring door uitwisseling						
In droge stof						
	mg / kg	mol / kg	mol H+ / kg			
Cadmium	12.5	1.11E-04	2.22E-04			
Kwik	2.2	1.10E-05	2.19E-05			
Koper	262.5	4.13E-03	8.26E-03			
Nikkel	36.1	6.15E-04	1.23E-03			
Lood	302.1	1.46E-03	2.92E-03			
Zink	1247.9	1.91E-02	3.82E-02			
Chroom	234.0	4.50E-03	9.00E-03			
Arseen	100.8	1.35E-03	2.69E-03			
			6.25E-02	mol H+ totaal per kg. droge stof		
1 kg droge stof :						
		3.33E+00	totaal			
		2.33E+00	kg water per kg. droge stof			
[H+]:	2.68E-02	mol/liter =		2.68E-05	mol H+ / m3	
pH (na extractie): 4.57E+00						
Temperatuurstijging van de reactor(inhoud) als gevolg van complexering						
In reactor:	16 ton slib		1.60E+04	kg slib		
Gem.Molm	150 g/mol		35.168	kg metalen	234.4533	mol
			60	kJ/mol metaal		
		Totaal	14067.2	kJ/batch		
		Q = M*cp*dT		dT =	1.099 K	
Cp (slib)	0.8	kJ/kgK				

