

VERTROUWELIJK

Vakgroep Chemische Procestechnologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

B.J. Bezemer

P.G.M. Lelieveld

onderwerp:

Productie van L-lysine uit

varkensdrijfmestcentrifugaat

adres: Swanendrift 70
3332 RN Zwijndrecht

Zilvermeeuwstraat 7
3145 XR Maassluis

opdrachtdatum: september 1991

verslagdatum: maart 1992

Paragraaf 3

Opmerkingen:

□ heldere formulering van probleemstelling

- doelstelling

- randvoorwaarden (f3.2): - 7000 uur (vanwege vervuiling?)

- koolstofrendement

- verblijftijd

- warmte terugwinning

* niet vermeld: ranges in condities, alleen de gemiddelden

* waarom 500 m³ (standaard?)

* relatieve omzetting NH₃ en D = 0.05 h⁻¹?

* omzettingsscharacteristieken: 80% NH₃ (N) → L-lysine

95% NH₃ wordt omgezet

vd N en C

50% v.d C in Melasse → C in L-lysine

15% waarom?

* wat doet de rest? - gasvormig product?

- opgelost .. in vloeistof

- vaste stof als suspensie?

* hoeveel C in centrifugaat? Verwaarloosbaar.

ontbrekt: → * hoeveel van C in melasse in L-lysine? pas in App. II, pag 44

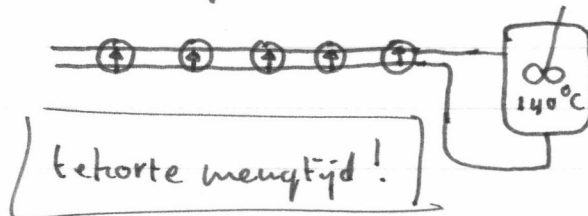
- proces structuur:

- batch of continu: waarom continu?

- waarom geen afvalstroomverwerking en voorafgaande scheiding? Impact van mogelijke recycles?

Paragraaf 4:

4.2 waarom geen sterilisatie in mengvat met warmte wisseling



$$21.7 \text{ kg/s} = \frac{21.7}{995} \text{ m}^3/\text{s} =$$

$$0.022 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$V = 7 \text{ m}^3$$

$$\tau = \frac{V}{0.022} = 320.5$$

$$\tau = 10 \rightarrow V = 0.22 \text{ m}^3$$

* Dit proces zou aardig zijn om dmv een flexibiliteitsanalyse door te rekenen!

Paragraaf 5:

- Mis samenstellingsfactoren; logica vld volgorde van presentatie; m.i. eerst ~~mit~~ eigensch. grondstoffen + yields op producten + scheid. eff. → massa balansen. Nu eerst in §n al massabalansen

- §5.4 Fys. eigenschappen welke stof?

Paragraaf 6:

Melasse opslag te krap gekozen: precies één schip past erin
Scheep kunnen vertraging / of versneld komen; weekend!
Advies: ~~1500 ton~~ 1.5 maal scheepsinhoud.

Paragraaf 7:

- 7.2 Holding tube: - voordelen: gecontroleerde verblijftijd.
- waarom geen CSTR met stoominjectie?

Paragraaf 8: □ keuze van stroom door shell: $0.3 - 1 \text{ m/s}$ koude, geconc. ·
tube: warme, verdunde
 $1 \text{ à } 2 \text{ m/s}$

- druk van 1.1 bar van stoom bij flash warmte recuperatie voldoende om 140°C te halen?
 $P_{\text{H}_2\text{O}}(140^\circ\text{C}) = \frac{53.25}{1.1 \cdot 10^5} = 3.6 \text{ bar}$
Voldoende druk om te injecteren?

- p. 19: Vgl. (12) en (13) toelichten: waterkoeling?
term 3: W_s ?

Paragraaf 9: p.20: isotherme vloeistof?/gas?

p. 21 : [zuurstof concentratie]_{vloeistof} = 0.15 [zuurstof]_{vloeistof, evenw.}

$$C_{\ell} \stackrel{?}{=} \cancel{0.75} 0.15 \cdot \frac{P_{xO_2} \cdot a}{RT_0}$$

rationaliteit?

p. 21 : zuurstof consumptie al vastgelegd: waar?

door conversie eis. → inlaat vrij kiezen

Iteratief proces → convergentie?

Paragraaf 10: regeling F naar fermentor

Paragraaf 12: QC ^{van} ~~naar~~ reactor met H_2SO_4 en NaOH
separate leidingen i.v.m. menging van
achtergebleven materiaal?

Paragraaf 13: goed gestructureerd en van relevant
niveau voorzien.

* effect van vraag van molasse op
andere producten waarin molasse is gebruikt.

VERTROUWELIJK

TU Delft
Faculteit der Scheikundige Technologie
en der Materiaalkunde

De produktie van L-lysine met varkensdrijfmest

*Fabrieksvoorontwerp
behorende
bij het college st44
"De Chemische fabriek"*

Delft, februari 1992

B.J. Bezemer
Swanendrift 70
3332 RN Zwijndrecht

P.G.M. Lelieveld
Zilvermeeuwstraat 7
3145 XR Maassluis

FVO Nr. 2929
Opdrachtdatum: september 1991

Begeleiders: Prof.Dr.Ir. J.J. Heijnen
TU Delft

Ir. J.J.M. Hofmeester
Gist-brocades

Verzoeken
voor afstudeerwerk →

N. Kossen

INHOUDSOPGAVE

1	SAMENVATTING	4
2	INLEIDING	5
2.1	Algemeen: De achtergrond van de mestoverschot problematiek	5
2.1.1	Dierlijke mest	5
2.1.2	Soorten en hoeveelheden	5
2.1.3	Gevolgen voor het milieu	6
2.1.4	Aanpak van de overschotproblematiek	6
2.2	Het Fabrieksvoorontwerp	7
3	HET PROCESCONCEPT EN DE RANDVOORWAARDEN	8
3.1	Het procesconcept	8
3.2	De ontwerp randvoorwaarden	8
4	BESCHRIJVING EN PROCESONTWERP	10
4.1	Inleiding	10
4.2	Procesbeschrijving	10
4.3	Massabalans	11
5	GROND- EN HULPSTOFFEN	13
5.1	Mestcentrifugaat	13
5.2	Melasse	13
5.3	Hulpstoffen	13
5.4	Fysische eigenschappen	14
6	OPSLAG	15
6.1	Mestcentrifugaatopslag	15
6.2	Melasse	15
7	STERILISATIE	16
7.1	Inleiding	16
7.2	De holding tube	16
8	WARMTERECUPERATIE	17
8.1	Inleiding	17
8.2	Recuperatie met behulp van pijpenwarmtewisselaar	17
8.3	Recuperatie met behulp van flash-methode	18
9	FERMENTATIE	20
9.1	Inleiding	20
9.2	Simulatie van OTR	20
9.3	Luchtcompressie	21
9.4	Warmtebalans over fermentor	22
10	PROCESREGELING	24

11 MATERIAALKEUZE	25
12 VEILIGHEIDSASPECTEN	26
13 ECONOMIE	27
13.1 Totale investering	27
13.2 Produktiekosten	28
13.2.1 Variabele Kosten	28
13.2.2 Vaste kosten	30
13.2.3 Directe produktiekosten	31
13.2.4 Indirecte produktiekosten	32
13.3 Totale kosten	32
14 DISCUSSIE	35
15 CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN	37
16 LITERATUUR	38
17 BIJLAGEN	39
I: Symbolenlijst	40
II: De hoofdstromen	43
III: holding tube	49
IV: Dimensionering van pijpenwarmtewisselaar H11	50
V: Luchtcompressor	56
VI: OTR simulaties	58
VII: Koelmantel	59
VIII: Sparger	63
IX: Dimensionering fermentor	65
X: Pompberekening	66
XI: Mengvat	67
XII: Economie alternatieve procesvoeringen	68
XIII: Kostprijs	76
XIV: Processchema, massa- en warmtebalans, apparatenlijsten en specificatieformulieren	77

1 SAMENVATTING.

Dit fabrieksvoorontwerp behandelt de continue produktie van L-lysine uit varkensdrijfmestcentrifugaat door een aëroob microorganisme. Als extra koolstofbron en energiebron wordt melasse aan het varkensdrijfmestcentrifugaat toegevoegd. Voor de berekeningen is een fictief L-lysine producerend microorganisme gebruikt met een koolstofrendement van 50% op melasse en een stikstofrendement van 80% op ammoniak, beide voor L-lysine.

hoe
veel?

Medium sterilisatie vindt plaats door middel van directe stoominjectie. Warmte wordt teruggewonnen door de gesteriliseerde stroom af te koelen tegen de nog te steriliseren stroom met behulp van warmtewisselaars. De fermentatie vindt continu plaats in vier parallel geschakelde bellenkolommen.

Per jaar wordt 500.000 m^3 varkensdrijfmestcentrifugaat verwerkt. De produktie van L-lysine bedraagt 9800 ton per jaar. Er is uitgegaan van 7000 werkuren per jaar, bij continue procesvoering. **Er is alleen naar de produktie gekeken. Voorkweek, opzuivering en afvalstroomverwerking zijn niet bestudeerd.** De economische beschouwing van het proces is alleen gebaseerd op de bestudeerde stappen. De totale investering voor de deze stappen is Mf 36,55. De rentabiliteit uitgedrukt in ROI is 26.9%.

Doordat de processtromen corrosieve, erosieve en verstoppende eigenschappen hebben, vormt de warmtewisselingssectie een zwakke schakel. Er zijn alternatieven bestudeerd om dit te ondervangen. Warmterecuperatie door middel van de flashmethode geeft niet alleen een grotere bedrijfszekerheid, maar is ook uit economisch oogpunt aantrekkelijk. Er zijn twee configuraties van de flashmethode bestudeerd. De totale investeringen voor deze procesvoering zijn Mf 27,98 respectievelijk Mf 28,53, de rentabiliteit ROI 37,0% respectievelijk 35.7%. Een laatste alternatief dat bestudeerd is, is het steriliseren van de processtroom zonder warmterecuperatie. De totale investering voor dit proces is Mf 26.68. De rentabiliteit uitgedrukt in ROI is 36.9%. Een bezwaar voor de alternatieve procesvoeringen vormt de grotere thermische vervuiling.

□ exergetisch rendement?

2 INLEIDING.

Dit fabrieksvoorontwerp is gemaakt in het kader van de studie Chemische Technologie aan de Technische Universiteit Delft. In samenwerking met de Koninklijke Gist-brocades N.V. (G.B.) is de produktie van L-lysine op varkensdrijfmestcentrifugaat bestudeerd.

De uitgewerkte oplossing voorziet in het verwerken van 500.000 m³ varkensdrijfmestcentrifugaat en de produktie van 9800 ton L-lysine per jaar. L-lysine wordt onder andere gebruikt als veevoer additief. De markt voor L-lysine groeit sterk, er worden dus geen problemen verwacht met de afzet van het produkt. Het is echter niet zo dat het hele mestprobleem met deze methode kan worden opgelost. Hieronder volgt eerst een uiteenzetting van de mestoverschot problematiek en vervolgens een inleiding tot het fabrieksvoorontwerp.

2.1 Algemeen: De achtergrond van de mestoverschot problematiek.

2.1.1 Dierlijke mest.

Dierlijke mest is afkomstig van de veehouderij, waar met name runderen, varkens en kippen worden gehouden voor menselijke consumptie in binnen- en buitenland. Door de sterke groei van de veestapel gedurende de laatste 25 jaar zijn in een aantal concentratie gebieden grote mestoverschotten ontstaan. Hierdoor kon het gebeuren dat een van oorsprong nuttig afvalprodukt (organische meststof) een milieu-onvriendelijke afvalstof is geworden. Het teveel aan in de mest aanwezige mineralen kan niet meer volledig door het gewas worden opgenomen, waardoor het natuurlijk milieu te sterk wordt belast, met alle gevolgen van dien.

De oorzaak hiervan ligt in het doorbreken van een min of meer natuurlijke kringloop bestaande uit de volgende schakels: vee - bemesting met dierlijke mest - omzetting in de bodem tot voedingsstoffen voor planten - groei van gewassen - ruwvoer voor het vee. Deze "kringloop" kwam met name voor op de gemengde bedrijven. Met het op grote schaal invoeren van fabrieksmatig geproduceerde mengvoeders (mogelijk geworden door import van goedkope grondstoffen uit ontwikkelingslanden) en het gebruik van kunstmeststoffen, is het grond gebonden karakter van de veehouderij verdwenen en is de kringloop verstoord.

In de afgelopen 25 jaar is de "produktie" aan landbouwhuisdieren sterk toegenomen, terwijl door de sterke schaalvergroting die heeft plaatsgevonden het aantal bedrijven over deze periode sterk is gedaald. Men spreekt over intensieve veehouderij of bio-industrie en de gevolgen daarvan voor het milieu.

2.1.2 Soorten en hoeveelheden.

Er wordt onderscheid gemaakt in vaste en vloeibare mest, de zogenaamde drijfmest. Drijfmest bestaat uit een mengsel van urine, faeces en water (spoelwater en gemorst drinkwater), het kenmerkt zich door een laag gehalte aan droge stof. In het kader van de problematiek van de mestoverschotten vormt drijfmest vanwege het hoge watergehalte het grootste probleem. De "produktie" aan dierlijke mest in Nederland bedraagt ruim 90

miljoen ton per jaar. Het landelijke mestoverschot wordt op ruim 13 miljoen ton geraamd. Dit overschot bestaat voor circa 75% uit varkensmest. Verwacht wordt dat het mestoverschot door een strengere regelgeving in de toekomst tot circa 25 miljoen ton zal oplopen.

2.1.3 Gevolgen voor het milieu.

Daar er onvoldoende cultuurgrond beschikbaar is treedt er in veel gevallen overdosering op van de in de mest aanwezige mineralen, met name stikstof, fosfaat en kali. De overdosering brengt zowel voor de landbouw zelf als voor het milieu schadelijke gevolgen met zich mee. Ophoping van mineralen en zware metalen (eveneens aanwezig in mest) kunnen op den duur leiden tot aantasting van de bodemvruchtbaarheid en verslechtering van de gewassen. Uitspoeling naar het grondwater van stikstof in de vorm van nitraat leidt tot aantasting van de kwaliteit van dit water, dat dient als grondstof voor een belangrijk deel van de drinkwatervoorziening. Op een aantal plaatsen is een maximum toegestane concentratie van 50 mg nitraat per liter reeds overschreden. Dit kan betekenen dat de kosten van de drinkwaterbereiding in de toekomst zullen stijgen. Accumulatie van fosfaat in de bodem zal op den duur leiden tot verzadiging van de bodem, waarna uitspoeling van fosfaat naar grond- en oppervlaktewater zal plaatsvinden. Tezamen met de directe afspoeling van stikstof en fosfaat levert dit een belangrijke bijdrage aan de ongewenste eutrofiëring (= overbemesting) van het oppervlakte water. In al deze gevallen is er duidelijk sprake van vermesting. Daarnaast levert de mest ook een bijdrage aan de verzuring (zure regen). Dit wordt in hoofdzaak veroorzaakt door de emissie van ammoniak, die behalve uit de stallen ook bij het uitrijden van mest vrijkomt. Tenslotte kan intensieve veehouderij en mest in verband worden gebracht met verspreiding van milieuverontreinigende stoffen, zoals zware metalen en met de emissie van stank.

2.1.4 Aanpak van de overschotproblematiek.

Een voor de hand liggende maatregel ter beperking van de mestoverschotten is inkrimping van de intensieve veehouderij. Gezien het grote belang van de bedrijfstak voor de Nederlandse economie -exportwaarde circa 18 miljard gulden, overeenkomend met circa 9% van de totale export - is deze maatregel tot op heden niet bespreekbaar. De overheid houdt vooralsnog vast aan de instandhouding van een perspectief biedende veehouderij.

Veel ideeën zijn geopperd om het mestprobleem aan te pakken. Voorbeelden van enkele van deze ideeën zijn het transporteren van mest uit concentratiegebieden naar mestarme gebieden, het in zee dumpen van drijfmest, het verschepen van mest naar ontwikkelingslanden, of het aanpassen van de veevoer samenstelling.

Een oplossing waar veel van verwacht wordt is centrale mestverwerking. Dit wil zeggen dat mest op grote schaal wordt verwerkt tot een verkoopbaar (organisch) kunstmestprodukt en een vergaand gezuiverde, losbare mestvloeistof. Naar de haalbaarheid in technisch en economisch opzicht van dergelijke grootschalige oplossingen wordt momenteel door verschillende instanties onderzoek gedaan. Naar verwachting zullen de kosten die de mestproducent uiteindelijk moet gaan betalen in de buurt liggen van de f. 15,- à f.20,- per m³ mest (lit. 1).

2.2 Het Fabrieksvoorontwerp.

Het fabrieksvoorontwerp is gebaseerd op het continu verwerken van 500.000 m³ varkensmestcentrifugaat en de produktie van 9800 ton L-lysine per jaar. Het mestcentrifugaat ontstaat uit een voorbewerking van varkensdrijfmest en bevat 40 g/l droge stof. Het mestcentrifugaat bevat 6 kg NH₃/m³. Het proces is ontworpen voor het produceren van L-lysine in een steriele omgeving door een mutant/variant van zogenaamde "coryneforme" bacteriën (de geslachten Arthrobacter, Brevibacterium en Corynebacterium) die gestoord zijn in de regulatie van de lysinesynthese. Het microörganisme zet de in het mestcentrifugaat aanwezige stikstof om in L-lysine.

Daar elk microörganisme een koolstof- en energiebron nodig heeft en het mestcentrifugaat zelf niet voldoende hiervan bevat wordt een extra koolstof- en energiebron toegevoegd; melasse.

Er is expliciet gekeken naar de opslag van mestcentrifugaat en melasse, de continue sterilisatie van beide ingaande processtromen en de fermentatie van L-lysine door een Brevibacterium in een reactor.

In dit rapport worden de termen mestcentrifugaat, centrifugaat en supernatant door elkaar gebruikt, er wordt echter altijd dezelfde substantie, varkensdrijfmestcentrifugaat, bedoeld.

$$\begin{array}{lcl}
 500.000 \text{ m}^3 \text{ centrifugaat} & \left\{ \begin{array}{l} \rightarrow 40 \cdot 5 \cdot 10^8 \cdot 10^{-3} \text{ kg droge stof} = 20 \cdot 10^6 \text{ kg} \\ \rightarrow 3 \text{ kton NH}_3/\text{jaar} \end{array} \right. & \begin{array}{l} 20 \text{ kton/jaar} \\ 20 \text{ kton/jaar} \end{array} \\
 40 \text{ g/l droge stof} & & \\
 6 \text{ kg NH}_3/\text{m}^3 & &
 \end{array}$$

$$\begin{array}{lcl}
 3 \text{ kton NH}_3/\text{jaar} & = & 3 \cdot \frac{14}{17} \text{ N /jaar} = \frac{42}{17} \text{ kton N/jaar} \\
 \downarrow & & \downarrow 80\% \text{ naar L-lysine} \\
 & & \frac{33.6}{17} \text{ kton N in L-lysine} \\
 & & \approx 2 \text{ kton N in L-lysine} \\
 2 \text{ kton N in L-lysine/jaar} & \leftarrow & \approx 2000 \text{ ton N in L-lysine} \\
 9.8 \text{ kton L-lysine /jaar} & &
 \end{array}$$

3 HET PROCESCONCEPT EN DE RANDVOORWAARDEN.

De opdracht was het ontwerpen van een continu fermentatie proces dat de ammoniak in varkensdrijfmestcentrifugaat omzet in L-lysine. Gestreefd is, met inachtnaam van de later genoemde randvoorwaarden, naar een minimale kostprijs per m^3 mestcentrifugaat. De kostprijs wordt berekend over drie deel stappen van het continue proces, die een onderdeel vormen van een groter geheel.

3.1 Het procesconcept.

De nadruk in het fabrieksvoorontwerp licht op drie proces stappen:

1 Opslag:

De opslagfaciliteiten voor mestcentrifugaat en voor melasse. Deze dienen als voeding voor het proces.

2 Sterilisatie:

De continue sterilisatie van de reactanten, mestcentrifugaat en melasse.

3 Fermentatie:

Tijdens de fermentatie wordt de ammoniak uit het mestcentrifugaat gebruikt voor de produktie van L-lysine door een geschikte mutant van het microörganisme *Brevibacterium flavum*. De fermentatie vindt aeroob plaats.

3.2 De ontwerp randvoorwaarden.

* Aangenomen is dat de fabriek 80 % van de tijd volledig in gebruik is, dit komt neer op 7000 bedrijfsuren per jaar. Voor het hoofdontwerp is gerekend met een verdunningssnelheid van 0.05 h^{-1} . Dit lijkt gebaseerd op de voortgangsrapporten van TNO (lit. 2,3) een reële waarde. Bestudeerd is de invloed van hogere verdunningssnelheden op de grootte van het totale volume.

Het fabrieksvoorontwerp is doorgerekend voor een organisme in de fermentor dat een koolstofrendement heeft van 50%. De invloed van lagere en hogere koolstofrendementen op het ontwerp is bestudeerd. Voor de voeding, de sterilisatie, de fermentor en de microbiele karakteristiek zijn de randvoorwaarden hieronder vermeld.

De voeding:

- Het proces is ontworpen voor de verwerking van 500.000 ton mestcentrifugaat per jaar. Het mestcentrifugaat bevat ongeveer $6 \text{ kg NH}_3/\text{m}^3$.
- De samenstelling van het mestcentrifugaat is bekend. Hierin bevinden zich diverse vetzuren die gefermenteerd kunnen worden.
- Als extra koolstof en energiebron voor de fermentatie wordt melasse toegevoegd.
- In het mestcentrifugaat en de melasse zijn alle noodzakelijke nutrienten voor groei onder continue proces voering aanwezig.

* normaal 8000

vermindering vanwege vervuilingaspecten?

Sterilisatie:

- Om de ingaande processtroom te steriliseren wordt deze 10 seconden op 140°C gehouden.

De fermentor:

- De fermentor of de configuratie fermentors bestaat uit eenheden van ongeveer 500 m³ werkvolume.
- De fermentor is steriliseerbaar.
- De ammoniak in het mestcentrifugaat wordt voor 95% omgezet.
- De fermentatie temperatuur is 31°C en de pH 7.1 .
- De zuurstof spanning is minimaal 15% van de verzadigingsdruk in lucht ten opzichte van de omgeving.
- De toegevoerde luchtstroom aan de fermentor is steriel.

De microbiële karakteristiek:

- Gebruikt is een 'model microorganisme' gebaseerd op een mutant van *Brevibacterium flavum* die instaat is meer L-lysine te produceren dan nodig voor eigen huishouding.
- 80% van in de ammoniak aanwezige stikstof is omgezet naar stikstof in L-lysine.
- 50% van in de melasse aanwezige koolstof wordt is omgezet in koolstof in L-lysine.

4 BESCHRIJVING EN PROCESONTWERP.

4.1 Inleiding.

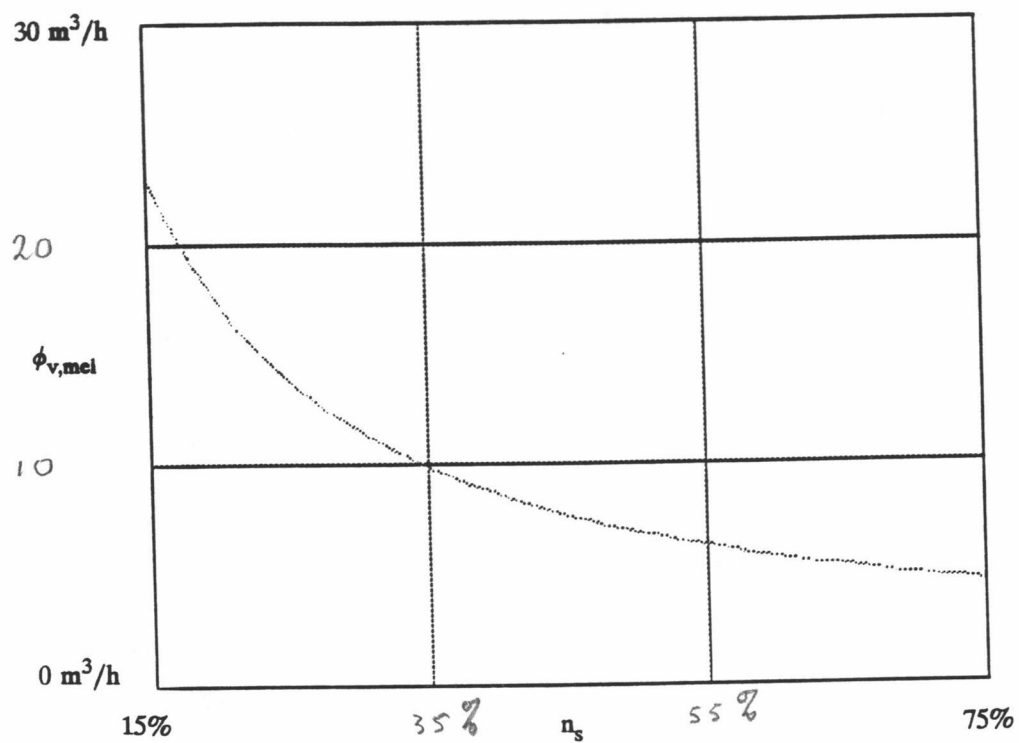
Er wordt in dit fabrieksvoorontwerp een varkensdrijfmestcentrifugaat stroom met een vaste ammoniak concentratie verwerkt. De ammoniak in het centrifugaat wordt gebruikt voor de synthese van L-lysine door een microorganisme in een fermentor. Deze fermentatie moet steriel worden bedreven, daar het lysine producerende organisme verdrongen zou worden door andere microorganisme. In het centrifugaat zitten te weinig koolstof- en energiebronnen om het organisme de beoogde NH_3 fixatie te doen bewerkstelligen. Melasse wordt toegevoegd als extra koolstof- en energiebron. Het centrifugaat en de melasse wordt opgeslagen in tanks. De uit de opslag komende stromen worden gemengd en vervolgens door middel van heatshock gesteriliseerd. Na de sterilisatie sectie, waarin gestreefd wordt naar een efficiënte warmtehuishouding, gaat de stroom naar de fermentor. De aerobe fermentatie vindt plaats in een bellenkolom.

4.2 Procesbeschrijving.

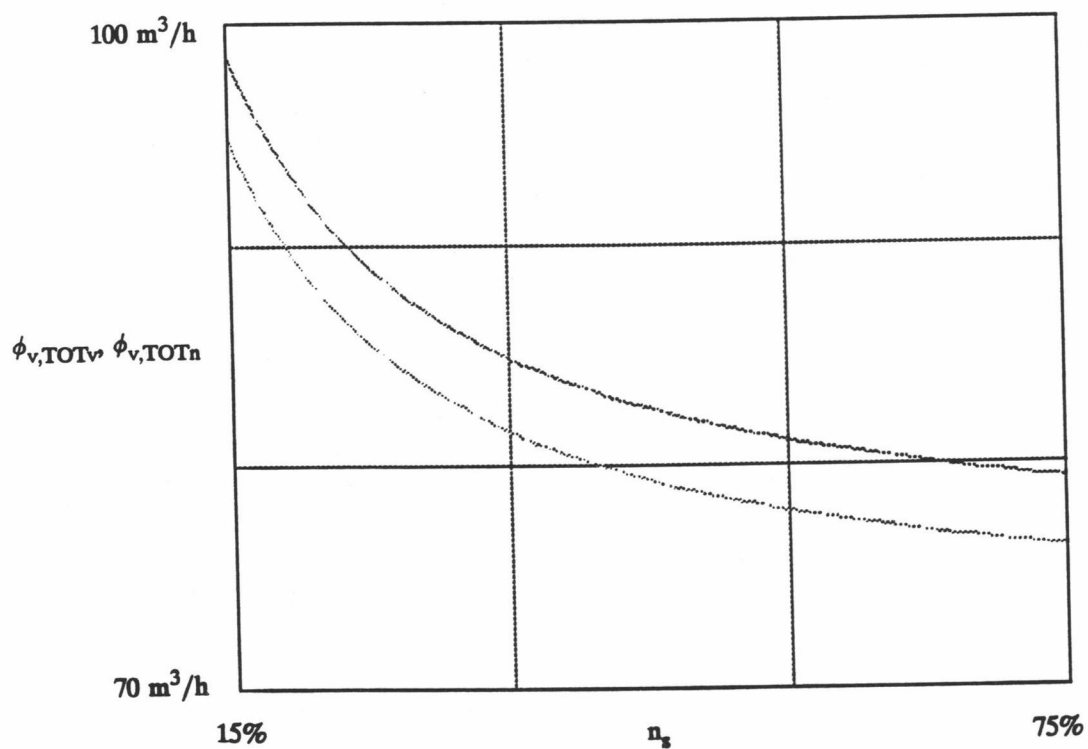
In bijlage XIV is het procesflowdiagram (PFD) opgenomen. Het mestsupernatant wordt opgeslagen in twee opslagsilo's M1, en wordt hierin aangezuurd tot $\text{pH} = 6$ met een H_2SO_4 -oplossing. Een propellerroerder in de silo zorgt dat het zuur wordt opgemengd en dat gesuspendeerde deeltjes in het supernatant niet uitzakken. In het mestsupernatant vindt fermentatie plaats, waarbij methaan gevormd wordt. De lucht boven het mestsupernatant wordt afgezogen om de vorming van een explosief gasmengsel te voorkomen. Melasse wordt opgeslagen in twee tanken V1. Mestsupernatant (1) en melasse (2) worden in het mengvat V5 gepompt door pomp P2 respectievelijk P4, om opgemengd te worden. Vanuit dit mengvat worden vier processtraten gevoed (a,b,c en d). Een processtraat bestaat uit een warmtewisselingssectie, holding tube, een fermentor met luchtcompressor. Het mengsel (3) wordt naar de warmtewisselingssectie (H7 t/m H11) gepompt (P6), waarin opwarming plaatsvindt tot 119°C . De verwarmde stroom (8) wordt verder verhit met verzadigde stoom van 6 bar tot 140°C (9). In een holdingsectie M12 wordt de stroom 10 seconde op deze temperatuur gehouden voor sterilisatie. De gesteriliseerde stroom (10) wordt in de warmtewisselingssectie (H11 t/m H7) afgekoeld tot 40°C (15) tegen de nog te steriliseren stroom (3). Deze stroom dient als voeding voor de fermentor R14. De warmtewisselingssectie en de holdingtube worden per fermentor dubbel uitgevoerd om bij verstopping over te kunnen stappen op de andere eenheid.

De fermentatie wordt bedreven bij een druk van 2 bar(a), temperatuur van 31°C en een pH van 7.1. De pH wordt geregeld door toevoeging van natronloog of zwavelzuuroplossing. Schuimvorming wordt tegengegaan door toevoeging van antischuim. De fermentor wordt op temperatuur gehouden door een koelmantel. In de fermentor wordt door een microorganisme onder aerobe omstandigheden het aminozuur L-lysine geproduceerd. Zuurstof wordt aan de fermentor toegevoerd als lucht (19) via een tweetrapscompressie (C15, H16, C17). De temperatuur na compressie is 111°C . De lucht wordt gefilterd in filter M18.

In het afgas (20) bevinden zich vetzuren die tijdens de fermentatie zijn gevormd. Het afgas geeft stankproblemen door deze vetzuren en wordt verwerkt in een in een fornuis voor stoomgeneratie. Het uitstromende beslag uit de fermentor (21) gaat naar de opwerking waar het gevormde L-lysine wordt opgezuiverd.



Figuur 4.1: De benodigde melasse stroom in m^3/h als functie van het koolstofrendement.



Figuur 4.2: De totale processtroom voor en na sterilisatie in m^3/h als functie van het koolstofrendement.

4.3 Massabalans.

In deze paragraaf wordt de massabalans behandeld over de gehele fabriek. De grootte van de continu per uur te verwerken supernatant stroom is gebaseerd op de op jaar basis te verwerken stroom. Er is rekening gehouden met het uitvallen van een gedeelte van de produktie capaciteit. Verlies van produktie capaciteit treedt op bij schoonmaak activiteiten, de opstart procedure en onvoorziene problemen (bijvoorbeeld infectie). Per uur moet 72 m^3 supernatant worden verwerkt. Hierin zit 6 kg/m^3 ammoniak, dit komt neer op een ammoniak stroom van 430 kg/h . Van de stikstof in deze stroom wordt 80% ingebouwd in lysine, 20% in biomassa. Hieruit volgt een lysine stroom van 1400 kg/h , en een biomassa stroom van 600 kg/h . De grootte van in de produktstroom aanwezig afval is 4500 kg/h . Dit bestaat uit rest COD van de melasse, biomassa en vaste deeltjes uit het mestcentrifugaat. Afhankelijk van het koolstofrendement wordt de hoeveelheid per uur toe te voegen melasse berekend (Figuur 4.1, Tabel II.1 in bijlage II). Hoe hoger het koolstofrendement hoe minder melasse hoeft worden toegevoegd. De melasse stroom wordt gemengd met de mestsupernatantstroom. De grootte van deze gemengde stroom is afhankelijk van het koolstofrendement, maar wordt vooral bepaald door de grootte van de supernatant stroom (Figuur 4.2, Tabel II.1).

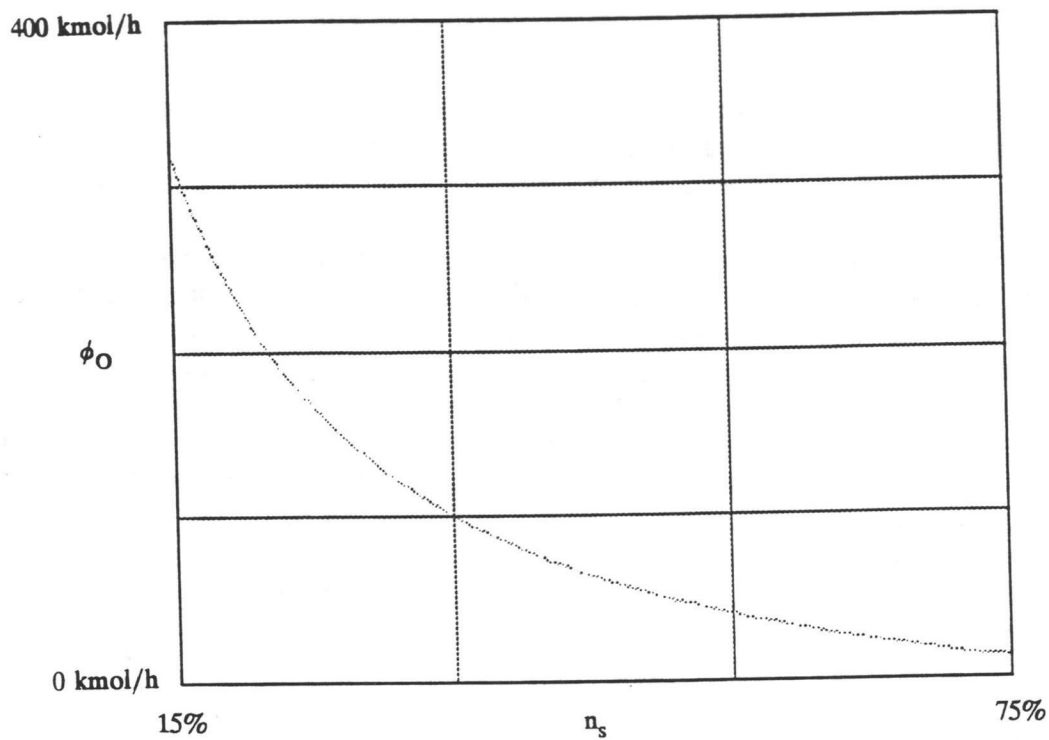
Door middel van directe stoom injectie wordt deze stroom gesteriliseerd. De benodigde hoeveelheid stoom voor de sterilisatie en de grootte van de totale stroom bij verschillende koolstofrendementen staan eveneens in Figuur 4.2 (Tabel II.1).

De grootte van de stoom stroom is gebaseerd op het verwarmen van mest van 15°C , de opslag-temperatuur van het supernatant en van de melasse, naar 40°C . Er is aangenomen dat door middel van warmterecuperatie de koude mest stroom tot 115°C kan worden opgewarmd aan de hete gesteriliseerde mest stroom van 140°C . Toevoeging van stoom zorgt er dus voor dat de mest stroom van 115°C naar 140°C wordt opgewarmd.

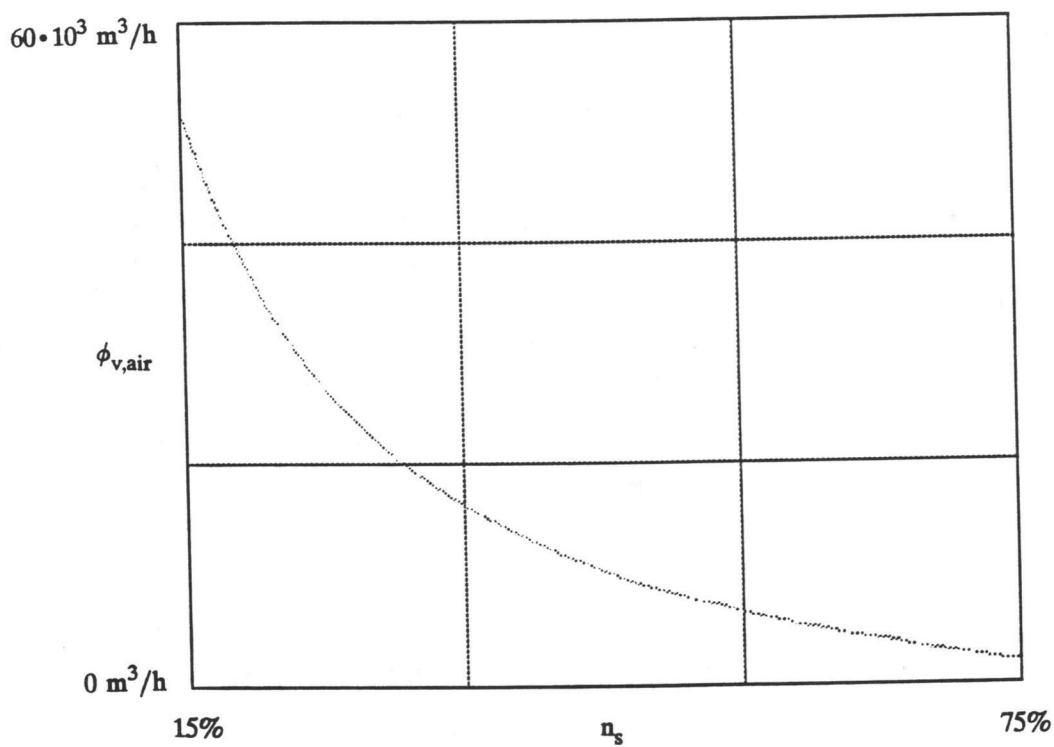
De voor de fermentatie benodigde hoeveelheid zuurstof en de daar uit volgende benodigde luchtstroom in normaal kubieke meters bij verschillende koolstofrendementen staan weergegeven in Figuur 4.3 en Figuur 4.4 (Tabel II.2). De benodigde hoeveelheid zuurstof blijkt sterk afhankelijk van het koolstofrendement. In de berekening van de benodigde zuurstof stroom zijn de vetzuren meegenomen. Een cmol vetzuren is gelijk gesteld aan een cmol sucrose. Er is een reductiegraadbalans opgesteld waarin voor de substraat stroom de som van de toegevoegde sucrose stroom (in de vorm van melasse) en de, in sucrose omgerekende, stroom vetzuren in de mest is ingevuld. Voor details van de berekeningen van de hoofdstromen wordt verwezen naar bijlage II.

De grootte van het totale benodigde vloeistof reactor volume bij vier verschillende verdunningssnelheden, respectievelijk 0.05 , 0.08 , 0.14 en 0.20 per uur bij verschillende koolstofrendementen staat weergegeven in Figuur 4.5 (Tabel II.3). Het totale benodigde vloeistof reactor volume is sterk afhankelijk van de verdunningssnelheid en in mindere mate van het koolstofrendement.

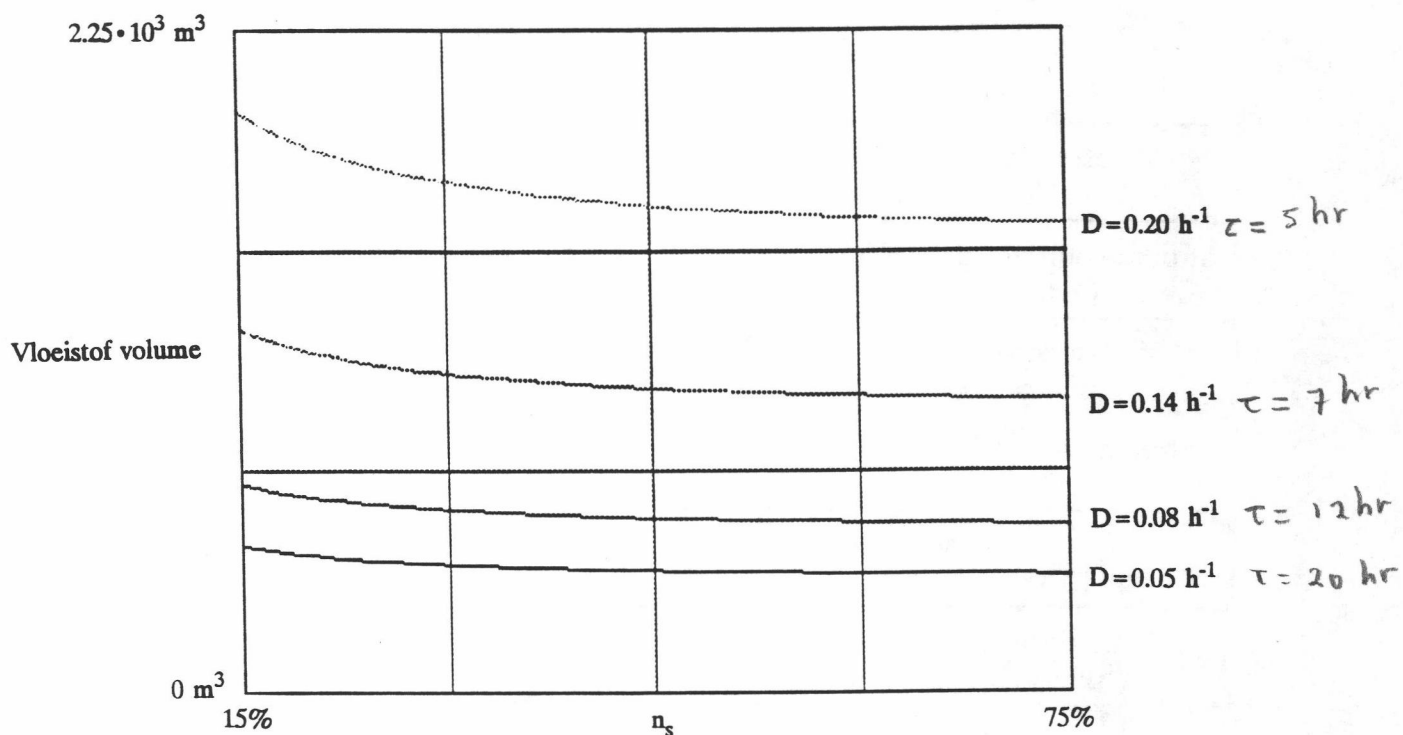
Er is bij een verdunningssnelheid van 0.05 h^{-1} bij verschillende koolstofrendementen gekeken naar de invloed van een hogere temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/warmte recuperatie sectie op de grootte van de stroom stroom. Een hogere temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/warmterecuperatie sectie betekend een lager warmterecuperatie rendement, zodat er dus meer stoom nodig is om de stroom naar de vereiste sterilisatie temperatuur te brengen. De grootte van de stroom stroom is bestudeerd bij vier verschillende temperaturen van de stroom uit de sterilisatie/warmte



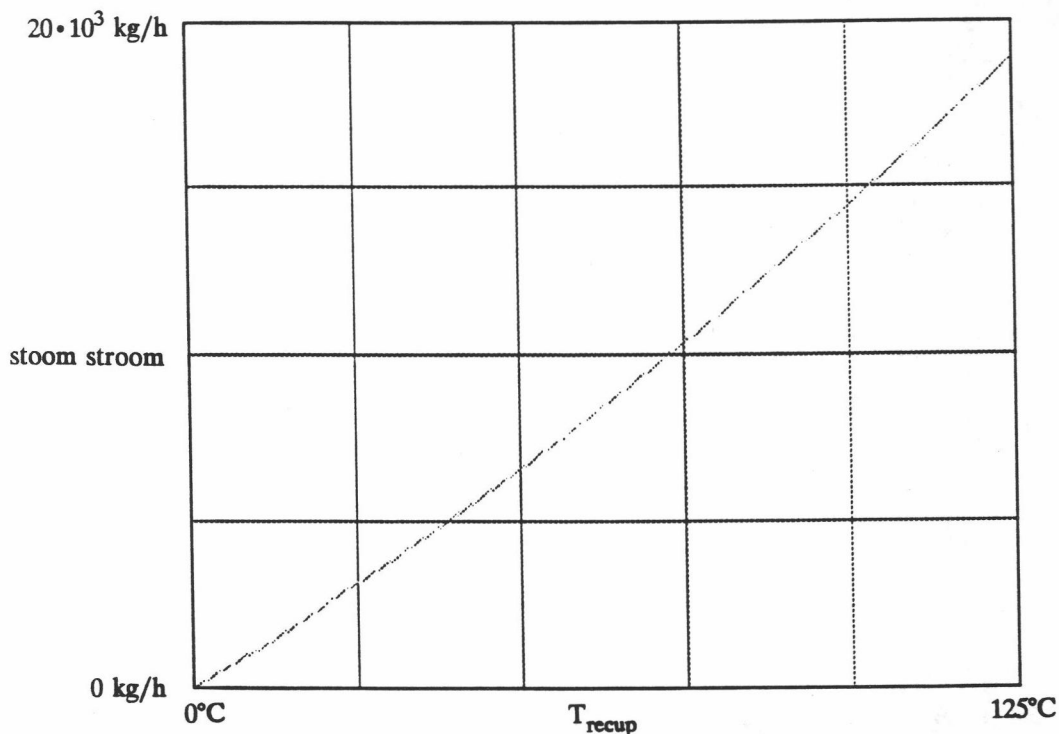
Figuur 4.3: De benodigde hoeveelheid zuurstof in kmol/h als functie van het koolstofrendement.



Figuur 4.4: De benodigde luchtstroom in m^3/h als functie van het koolstofrendement.



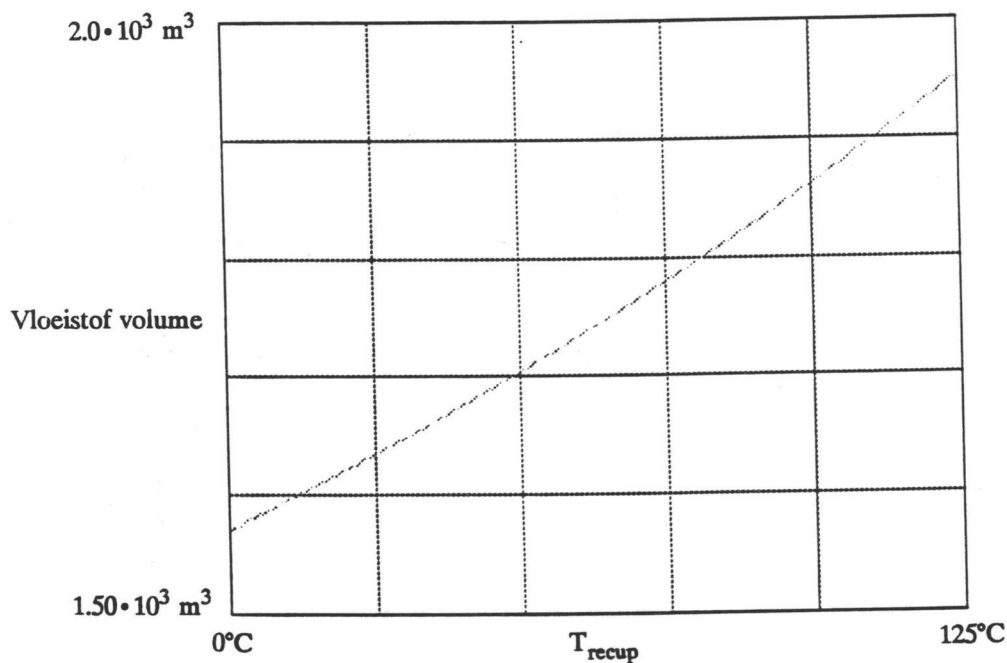
Figuur 4.5: Het benodigde fermentorvloeistofvolume in m^3 bij vier verschillende verdunningssnelheden, respectievelijk 0,05, 0,08, 0,14 en 0.20 h^{-1} , als functie van het koolstofrendement.



Figuur 4.6: De stroomstroom in kg/h als functie van het aantal gerecupereerde graden celsius bij een verdunningssnelheid van 0.05 h^{-1} en een koolstofrendement van 50%.

	Koolstofrendement [%]	
	35	50
Melasse stroom [m ³ /h]	10	7
Stroom vóór sterilisatie [m ³ /h]	82	79
Stoom stroom [10 ³ ·kg/h]	3.3	3.2
Stroom na sterilisatie [m ³ /h]	85	82
Vloeistof volume [10 ³ ·m ³]	1.7	1.6
Zuurstof behoefte [kmol/h]	100	51
Luchtstroom [10 ³ ·m ³ /h]	16	8

Tabel 4.1: Overzicht van de verschillende processtromen bij twee koolstofrendementen, 35% en 50%, bij een verdunningsnelheid van 0.05 per uur. De temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/recuperatie sectie is 40°C.



Figuur 4.7: Het benodigde vloeistofvolume in m³ als functie van het aantal gerecupereerde graden celcius bij een verdunningsnelheid van 0.05 h⁻¹ en een koolstofrendement van 50%.

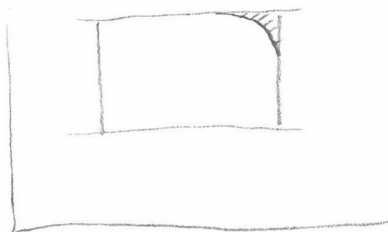
recuperatie sectie, respectievelijk 40°C, 60°C, 80°C, en 140°C (Tabel II.4). Dit komt neer op een gerecupeerd aantal graden van respectievelijk 100°C, 80°C, 60°C, en 0°C. Figuur 4.6 geeft de stroomstroom in kg/h als functie van het aantal gerecupereerde graden celcius bij een koolstofrendement van 50%.

Het totale benodigde vloeistof reactor volume bij verschillende koolstofrendementen en bij een verdunningssnelheid van 0.05 per uur staat in Tabel II.5. Dit is tevens gedaan voor de vier verschillende temperaturen van de stroom uit de sterilisatie/warmte recuperatie sectie, respectievelijk 40°C, 60°C, 80°C en 140°C. Figuur 4.7 geeft het benodigde vloeistofvolume in m³ als functie van het aantal gerecupereerde graden celcius bij een verdunningssnelheid van 0.05 h⁻¹ en een koolstofrendement van 50%.

Het benodigde vloeistof reactor volume neemt toe bij een hogere temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/warmterecuperatie sectie.

* Figuur 4.1 t/m Figuur 4.7 en Tabel II.1 t/m Tabel II.5 geven het verband weer tussen de verschillende variabelen. Om verder bestuderen en doorrekenen van de fabriek mogelijk te maken zijn verschillende variabelen vast gekozen. Dit is gedaan om het fabrieksvoorontwerp overzichtelijk te houden. In overleg met Gist-brocades is besloten om de fabriek door te rekenen bij twee verschillende koolstofrendementen, respectievelijk 35% en 50% bij een verdunningssnelheid van 0.05 per uur. De temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/recuperatie sectie is 40°C gekozen. Tabel 4.1 geeft een overzicht van de stromen en de grootte van het benodigde vloeistof reactor volume bij de twee verschillende koolstofrendementen. In Tabel II.6 is nog een extra overzicht gegeven van de grootte van de stroom stroom en van het benodigde vloeistof reactor volume bij de twee gekozen koolstofrendementen als functie van de temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/warmterecuperatie sectie. Voor details van de berekeningen van de hoofdstromen wordt verwezen naar bijlage II.

* flexibiliteits analyse à la Grossman / Pisticopoulos zou mogelijk zijn om te kijken of ontwerp voldoet binnen operating window.



$$y = f(u, d, p)$$

$$< u <$$

$$< p <$$

$$< y <$$

$$< \frac{y}{p} <$$

5 GROND- EN HULPSTOFFEN.

5.1 Mestcentrifugaat.

Het varkensdrijfmestcentrifugaat kan beschouwd worden als water met 40 g/l kleine deeltjes met een dichtheid rond de 1000 kg/m³. De pH van het mestcentrifugaat is 8-9. In het opgeslagen mestcentrifugaat vindt fermentatie plaats door diverse microorganismen. Hierbij kunnen brandbare gassen worden geproduceerd zoals methaan. Bij opslag van varkensdrijfmestcentrifugaat kunnen ook emissies van luchtverontreinigende stoffen (ammoniak, stank) optreden en is er sprake van risico's als bedwelmings/vergiftiging door ammoniak en zwavelwaterstof, en ontplofingsgevaar. De mest-stank wordt veroorzaakt door een conglomeraat van vluchtige (organische) stoffen die in de mest aanwezig zijn. De mate waarin de emissie plaatsvindt hangt af van de wijze van opslag. De pH, de temperatuur, het aan de lucht blootgestelde oppervlak en de ventilatie zijn hiervoor bepalend.

Uit minerale stikstof kan ammoniak (NH₃) ontstaan via het evenwicht:



Zowel bij hogere temperatuur als bij hogere pH gaat dit evenwicht naar rechts, de ammoniak emissie neemt toe. Daar we de emissie van ammoniak willen minimaliseren zal de opslag dus plaats moeten vinden bij een lage pH. Bij een pH van 6 blijkt de opslag temperatuur, mits kleiner dan 35°C, geen invloed meer te hebben op de ammoniak emissie. Tevens is het zo dat, hoe groter het aan de lucht blootgestelde oppervlak van de mest is, hoe groter de emissie van ammoniak en stank is.

5.2 Melasse.

Melasse is een in grote hoeveelheden bij de suikerproductie vrijkomende "afvalstroom". In dit proces wordt bietmelasse gebruikt. Bietmelasse bevat 50-60 wt-% sucrose, een spoor van reducerende suikers en 0.5-2.0 wt-% raffinose. De pH kan variëren van 7.5-8.6 (lit. 4). Bietmelasse is een goedkope energie- en koolstofbron (f 0,25/kg) en is geschikt als substraat voor bovengenoemde microorganismen. Het proces is doorgerekend met een sucrose concentratie van 500 g/l.

5.3 Hulpstoffen.

Het aanzuren van het mestcentrifugaat gebeurt door zwavelzuur. Volgens Gist-brocades moet 9.25 ml geconcentreerd H₂SO₄ per liter mestcentrifugaat worden toegevoegd om pH 6 te verkrijgen. De sterilisatie vindt plaats bij pH 6 en de fermentatie bij pH 7. Het is niet bekend hoeveel zuur of base toegevoegd moet worden tijdens de fermentatie. Dit zal experimenteel vastgesteld moeten worden.

De hoeveelheid antischuim nodig tijdens de fermentatie is niet bekend. Uit experimenten door Gist-brocades blijkt dat veel antischuim nodig is, maar dat geprobeerd wordt dit te reduceren door andere procesvoering. Met de antischuimbehoefte is verder geen rekening gehouden.

5.4 Fysische eigenschappen.

Aan verschillende vloeistoffasen in het proces zijn de fysische eigenschappen van water toegekend. Alhoewel melasse visceuser is dan water is verondersteld dat als een mengsel met mestsupernatant water wordt benaderd. Als dichtheid ρ is genomen 995 kg/m^3 (lit. 5). De dynamische viscositeit η van water wordt bij een temperatuur T (K) berekend volgens de vergelijking (lit. 5):

$$\log \eta = 658.25 \cdot \left[\frac{1}{T} - \frac{1}{283.16} \right] - 3 \quad (1)$$

De kinematische viscositeit ν volgt uit:

$$\nu = \frac{\eta}{\rho} \quad (2)$$

Voor de soortelijke warmte C_p van water is algemeen $4.2 \text{ kJ/(kg} \cdot ^\circ\text{C)}$ genomen. Voor het doorrekenen van de warmterecuperatie met behulp van de flashmethode (paragraaf 8.3) is de volgende relatie gebruikt (lit. 11):

welke stat $\rightarrow$

$$\frac{C_p}{R} = 8.712 + 1.25 \cdot 10^{-3} \cdot T - 0.18 \cdot 10^{-6} \cdot T^2 \quad (3)$$

8696 *9.0685 = 75*

en voor de C_p van waterdamp is gebruikt:

$$\frac{C_p}{R} = 3.470 + 1.450 \cdot 10^{-3} \cdot T + 0.121 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 \quad (4)$$

waarin C_p in $\text{J/(mol} \cdot \text{K)}$ en T in K. De dampspanning van water als functie van de temperatuur is berekend met een Antoine vergelijking (lit. 5):

$$p^{sat} = 133.32 \cdot \exp \left[18.3036 - \frac{3816.44}{T - 46.13} \right] \quad (5)$$

6 OPSLAG.

6.1 Mestcentrifugaatopslag.

Voor alle stromen die in grote hoeveelheden in het fabrieksvoorontwerp worden gebruikt dient opslag capaciteit te zijn groot genoeg om eventuele fluctuaties in toe- en afvoer op te kunnen vangen. Gesteld is dat een weekend 64 uur (8+48+8) duurt. De verblijftijd van alle stromen in de opslag is kort. De minimale hoeveelheid supernatant opslagvolume bij continue proces voering is:

$$\text{m}^3/\text{dag} \cdot \frac{64 \text{ uur/dag}}{24} \cdot \frac{500000 \text{ m}^3/\text{jaar}}{365 \text{ dagen/jaar}} \cdot \frac{64 \text{ uur}}{24 \text{ uur/dag}} \cdot \frac{1}{0.8} = 4600 \text{ m}^3 \quad (6)$$

Met een gasvolume boven de vloeistof van ongeveer 10% zou het totale volume van de opslagtank op 5000 m³ komen. Het opslagvolume wordt gedeeld over twee silo's, waardoor een kwaliteitsscheiding van aangevoerde supernatant mogelijk is. De silo's zijn van beton. De silo's worden afgedekt om stankoverlast en verdunning door inregening tegen te gaan. Dit moet een vrijdragende afdekking zijn, omdat met een drijvende afdekking de mengmogelijkheden beperkt worden.

De silo's moeten goed ontlucht worden omdat door methaanvorming een explosief gasmengsel kan ontstaan. Daarvoor moeten er tevens methaansensoren geplaatst worden. De vrijgekomen gassen kunnen niet direct geloosd worden vanwege de stank. Evenals het afgas van de fermentor kunnen deze aan de verbrandingsgassen voor het fornuis toegevoegd worden.

Er moet gemengd worden om het zuur op te mengen en om het uitzakken van de gesuspendeerde deeltjes te voorkomen. Het mengen gebeurt door een dompelmixer. Deze bestaat uit een elektromotor, die via een vertraging aan een speciaal geconstrueerde propeller is gekoppeld. Het mengen hoeft niet continue te gebeuren. Voor grotere silo's (D > 25) moet het vermogen van de elektromotor 15 kW zijn (lit. 6).

6.2 Melasse opslag.

Melasse kan aangevoerd worden door een binnenvaartschip. Een binnenvaartschip kan ongeveer 1000 ton verschepen. De opslagcapaciteit moet ook van deze orde zijn, ongeveer 1000 m³. Bij een continue procesvoering is de melassestroom 7 m³/h. Hieruit volgt dat een opslagtank van 1000 m³ een buffer is voor 3.5 dagen. Het opslagvolume wordt over twee tanken verdeeld van ieder 500 m³. De tanken worden uitgevoerd in roestvast staal.

7 STERILISATIE.

7.1 Inleiding.

De definitie van sterilisatie is de complete vernietiging of verwijdering van alle levende micro-organismen (sporen en niet-sporen vormende bacteriën, virussen, schimmels en protozoa). Verhittings methoden gebruikmakend van verzadigde stoom onder druk of hete lucht worden het meest toegepast, deze methoden zijn het meest betrouwbaar en relatief gemakkelijk te gebruiken en te beheersen.

In dit ontwerp is gekozen voor continue medium sterilisatie. Continue medium sterilisatie is gebaseerd op "high temperature short time" (HTST) behandeling. Dit heeft het voordeel dat een korte temperatuur verhoging een relatief veel destructiever effect heeft op de thermische vernietiging van cellen dan van nutrienten. Voordeel van continue sterilisatie ten opzichte van batch gewijze sterilisatie is niet alleen dat de verblijftijd van het medium veel korter is dan bij batch gewijze sterilisatie, maar ook van een effectiever stoom gebruik.

Er is gekozen voor directe stoominjectie in de te steriliseren stroom. Directe stoominjectie heeft het voordeel boven indirecte verhitting dat geen warmtewisselaar nodig is, die met de vervuilende processtromen verstopt kan raken. Bezwaar is echter dat door toevoeging van stoom, de processtromen groter worden en verdunning optreedt van reactanten en producten bij de fermentatie.

Door de gesuspendeerde deeltjes in het mestsupernatant bestaat het gevaar dat verstopping optreedt van de holding tube of de warmtewisselaars. De holding tube en de warmtewisselingsectie worden daarom per fermentor dubbel uitgevoerd om bij verstopping over te kunnen schakelen op de reservesectie, waardoor de continuïteit van het proces niet verstoord wordt.

7.2 De holding tube.

De holding tube is ontworpen om een continue stroom van 6.65 kg/s, zijnde $1/(3.396)$ deel van de totale te steriliseren stroom en toegevoegde stoom uit het gehele proces, 10 seconde op 140°C te houden. Deze berekeningen zijn gedaan aan de hand van lit. 7. Daar de stroming in de holding tube turbulent moet zijn en om een fysisch zo realistische mogelijke pijp te ontwerpen is Reynolds $7 \cdot 10^5$ gekozen.

In de berekeningen is rekening gehouden met niet ideale propstroom. De mate van axiale dispersie is vastgelegd in het Peclet getal. Het effect van de mate van axiale dispersie op de verblijftijd in de continue sterilisator is weergegeven in Figuur III.1 bijlage III (lit. 7). De ontworpen holding tube heeft een diameter van 6.5 cm en een lengte van 23.6 m. De snelheid, 2.0 m/s is hoog genoeg om fouling te minimaliseren. De drukval is 0.368 bar/100m per 100 m, dit is niet te hoog (lit. 5). Voor details van de berekeningen van de holding tube wordt verwezen naar bijlage III. Voor de bedrijfszekerheid wordt per fermentor een extra holding tube geïnstalleerd, met het oog op het verstopt raken van de buis.

8 WARMTERECUPERATIE.

8.1 Inleiding.

Er zijn verschillende methoden om de warmte uit de stroom uit de stoom injectie sectie terug te winnen. In het fabrieksvoorontwerp is een configuratie van de eenvoudigste pijpenwarmtewisselaars, één "shell" en twee "tube-passes" en een methode om de warmterecuperatie met behulp van een flash-methode te bewerkstelligen doorgerekend.

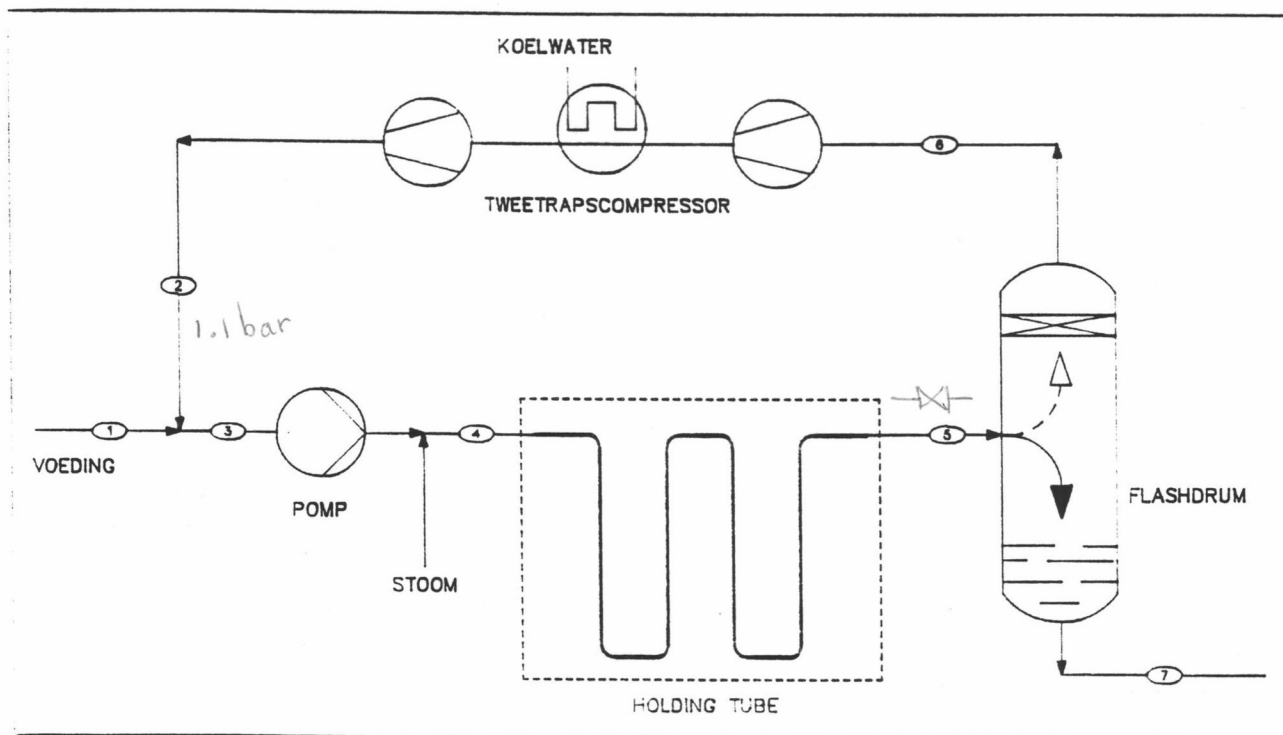
8.2 Recuperatie met behulp van pijpenwarmtewisselaar.

Om de warmte in de hete proces stroom te gebruiken voor het opwarmen van de koude proces stroom is een configuratie van pijpenwarmtewisselaars ontworpen. De pijpenwarmtewisselaars zijn ontworpen volgens de methode van Kern. (lit. 5). Varkensdrijfmestcentrifugaat (supernatant) is een sterk vervuilende vloeistof. Voor sterk vervuilende vloeistoffen dient de snelheid in de buizen 1 tot 2 m/s te zijn. De stroom snelheid aan de shell zijde moet tussen de 0.3 m/s en 1 m/s zitten. Om een deze snelheid in de buizen te bewerkstelligen is gekozen voor een kleine buisdiameter. In dit gedetailleerde ontwerp geeft een hete supernatant stroom, afkomstig uit de sterilisatie sectie, zijn warmte af aan een koude supernatant stroom. De hete stroom van 140°C wordt met behulp van vijf pijpenwarmtewisselaars gekoeld naar een temperatuur van 40°C. De koude supernatant stroom wordt in vijf stappen verwarmt van 15°C naar 119°C. In het, in de bijlage IV beschreven programma wordt de eerste pijpenwarmtewisselaar uit de configuratie van vijf, volledig doorgerekend. Deze warmtewisselaar is representatief voor de vier hier opvolgende warmtewisselaren. Het ontwerp is gebaseerd op het steriliseren van een kwart van de totale proces stroom zijnde de stroom supernatant gemengd met melasse voor een produktie unit, een van de vier fermentors van 500 m³.

De grootte van de totale per tijdseenheid te verwerken stromen afhankelijk van koolstofrendementen staan vermeld in Tabel II.1 bijlage II. De stroom vóór sterilisatie staat voor de koude stroom die door de shell zijde van de vijf in serie geschakelde warmtewisselaars gaat. De stroom ná sterilisatie, door toevoeging van stoom iets groter dan de stroom vóór sterilisatie, staat voor de hete stroom die door de buis zijde gaat van de vijf in serie geschakelde warmtewisselaars gaat. Voor het ontwerp zijn buizen gekozen met een lengte van 2.39 m (8 ft), een buiten diameter van 12 mm en een binnen diameter van 8 mm. De details omtrent de berekeningen en een overzicht van de gevolgde ontwerp procedure staan in bijlage IV.

Het blijkt zeer moeilijk te zijn om een reële configuratie pijpenwarmtewisselaars te ontwerpen. Dit komt door de hoge eisen die zijn gesteld aan het rendement. Door fouling veroorzaakt door het varkensdrijfmestcentrifugaat zal de warmteoverdracht afnemen tijdens de procesvoering of verstopping optreden. In theorie wordt de beoogde warmte uitwisseling met vijf pijpenwarmtewisselaars gehaald. De drukval over de shell is realistisch, over de buizen is de drukval laag. Evenals de holding tube, wordt per fermentor een extra serie van vijf warmtewisselaars geïnstalleerd. Dit om de bedrijfszekerheid te verzekeren bij verstopping van een warmtewisselaar.

keuze van verdeling van stroom over tube/shell



Figuur 8.1: Schematische weergave van de warmterecuperatie sectie volgens de flashmethode.

- * NH_3 afflashen en NH_3 terugwinnen en apart verwerken
- * schuim toestanden in flashdrum?

8.3 Recuperatie met behulp van flash-methode.

Door de specifieke eigenschappen van de processtromen, kan de warmterecuperatiesectie opgebouwd uit pijpenwarmtewisselaars problemen opleveren, zoals corrosie, erosie en dichtslibben van buizen door gesuspenderde deeltjes. Er is een alternatief doorgerekend voor de warmterecuperatie. De gesteriliseerde processtroom wordt geflashed in een drum bij verlaagde druk. De gevormde vloeistofstroom gaat naar de fermentor. De gevormde dampfractie wordt gecomprimeerd en gerecycled naar de stroom die naar de sterilisatie gaat.

Figuur 8.1 is een schematische weergave van de methode. Aan de koude voeding (1) wordt warme waterdamp (2) van 1.1 bar toegevoegd. De vloeistofstroom (3) wordt op 6 bar gebracht door een pomp. Injectie van stoom zorgt ervoor dat de vloeistofstroom verwarmd wordt tot 140°C voor de sterilisatie in de holding tube (4). De gesteriliseerde vloeistofsstroom (5) wordt geflashed in een flashdrum onder vacuüm. De ontstane gasstroom (6) wordt gecomprimeerd (2) en teruggevoerd aan de voeding (1). De vloeistof uit de flashdrum is de voeding voor de fermentor (7), al dan niet gekoeld.

Er is gesteld dat de damp uit de flashdrum gecomprimeerd wordt tot een druk van 1.1 bar. De compressie wordt uitgerekend aan de hand van de regels voor een adiabatische compressie. Voor een isentropische compressie van ideaal gas geldt de volgende vergelijking voor de specifieke arbeid verricht door de compressor:

$$W_s \text{ (isentrop)} = -C_p \cdot T_1 \cdot \left[\left(\frac{p_2}{p_1} \right)^{R/C_p} - 1 \right] \quad (7)$$

waarin p_1 , T_1 de condities voor en p_2 , T_2 de condities na de compressie zijn. Om de niet idealiteit in rekening te brengen wordt een isentropisch rendement η geïntroduceerd die gegeven wordt door:

$$\eta = \frac{W_s \text{ (isentrop)}}{W_s} \quad (8)$$

waarin W_s de werkelijke specifieke arbeid is. In de berekening is een rendement van 70% genomen, waarna W_s berekend kan worden. Voor enthalpieverandering van het gas door de compressie geldt:

$$\Delta H = -W_s \quad (9)$$

De temperatuur T_2 wordt gegeven door:

$$T_2 = T_1 + \frac{\Delta H}{C_p} \quad (10)$$

Het systeem is voor twee uitvoeringsvormen doorgerekend, een eentrapsc compressie van de damp na de flashdrum, en een tweetrapsc compressie met tussentijdse koeling waarna toevoeging aan de voeding (1) volgt. Een zo laag mogelijke druk in de flashdrum

resulteert in een zo laag mogelijke temperatuur van de voeding naar de fermentor. Om dit te bereiken worden de compressoren zo bedreven dat de uitgangstemperatuur van de waterdamp voor een normaal uitgevoerde compressor maximaal is. Dit is ongeveer 150°C (lit. 8).

Voor het systeem met de eentrapscompressor blijkt dat met een uitgangstemperatuur van de damp uit de compressor van 150°C de flashdrumcondities zijn:

$$T = 90.0^{\circ}\text{C} \text{ en } p = 0.70 \text{ bar},$$

en een benodigd specifiek compressorvermogen W_s van -114 kJ/kg

Het systeem met een tweetrapscompressor en een tussentijdse koeling van de damp tot de verzadigingstemperatuur bij die druk heeft de volgende flashdrumcondities:

$$T = 75.6^{\circ}\text{C} \text{ en } p = 0.40 \text{ bar},$$

en een totaal benodigd specifiek compressorvermogen W_s van -255 kJ/kg.

Voor de berekening van de grootte van de verschillende processtromen in het proces zijn enkele balansen over het systeem opgesteld.

- Massabalans over hele proces:

$$\phi_{m, \text{in}} + \phi_{m, \text{stoom}} = \phi_{m, \text{uit}} \quad (11)$$

- Energiebalans over hele proces:

$$\phi_{m, \text{in}} \cdot H_{l, 15^{\circ}} + \phi_{m, \text{stoom}} \cdot H_{\text{stoom}} - \phi_{m, \text{recycle}} \cdot W_s = \phi_{m, \text{uit}} \cdot H_{l, \text{flash}} \quad (12)$$

- Energiebalans over flashdrum:

$$[\phi_{m, \text{in}} + \phi_{m, \text{recycle}}] \cdot H_{l, 140} = \phi_{m, \text{uit}} \cdot H_{l, \text{flash}} + \phi_{m, \text{recycle}} \cdot H_{g, \text{flash}} \quad (13)$$

De oplossingen van dit stelsel vergelijkingen zijn opgenomen in Tabel 1.

Tabel 7.2: oplossingen van balansenstelsel. Variant 1 en 2 zijn systeem met respectievelijk een één- en tweetrapscompressor.

variant	$\phi_{m, \text{uit}}$ [kg/s]	$\phi_{m, \text{recycle}}$ [kg/s]	$\phi_{m, \text{stoom}}$ [kg/s]
1	24.43	2.64	2.74
2	23.76	3.35	2.06

De temperaturen van de vloeistofstroom uit de flashdrum is voor beide varianten hoger dan van de stroom die uit de warmterecuperatie met warmtewisselaars komt. Verondersteld wordt dat de koeling hiervoor opgevangen kan worden door de koelspiraal om de fermentor. Als in tegenstelling wat hier verondersteld wordt dit niet mogelijk is dan zal extra koeling, bijvoorbeeld door warmtewisselaar, nodig zijn. Hiermee wordt echter het voordeel van deze methode (geen warmtewisselaars) boven de eerder genoemde, teniet gedaan.

9 FERMENTATIE.

9.1 Inleiding.

De fermentatie wordt uitgevoerd in een bellenkolom. Doordat het fermentatie medium sterk vervuילend is, is een eenvoudige fermentorconfiguratie gewenst, waarin geen onderdelen aanwezig zijn die verstoppfen of onnodig blootgesteld worden aan corrosie en erosie. De bellenkolom is hiervoor geschikt omdat hierin een minimaal grensvlak tussen medium en fermentor wordt bewerkstelligd en dat er uitgezonderd de sparger geen apparaten met het medium in contact komt.

Het werkvolume van de fermentor is 500 m^3 , met een H/D verhouding van 3. De grootte van het fermentorvolume is gesuggereerd door Gist-brocades en is verder niet veranderd.

9.2 Simulatie van OTR.

De benodigde luchtstroom naar de fermentor is bepaald met een simulatie. Met behulp van een zuurstofbalans voor de luchtstroom over de fermentor is de zuurstofoverdracht (OTR) berekend. De gebruikte differentiaalvergelijkingen zien er als volgt uit:

Zuurstofbalans

$$\frac{dx_{O_2}}{dz} = \frac{k_l \cdot a}{\phi_{mol,g}} \cdot \left[\frac{p \cdot x_{O_2}}{R \cdot T_o} \cdot \alpha - C_l \right] \cdot V_f \quad (14)$$

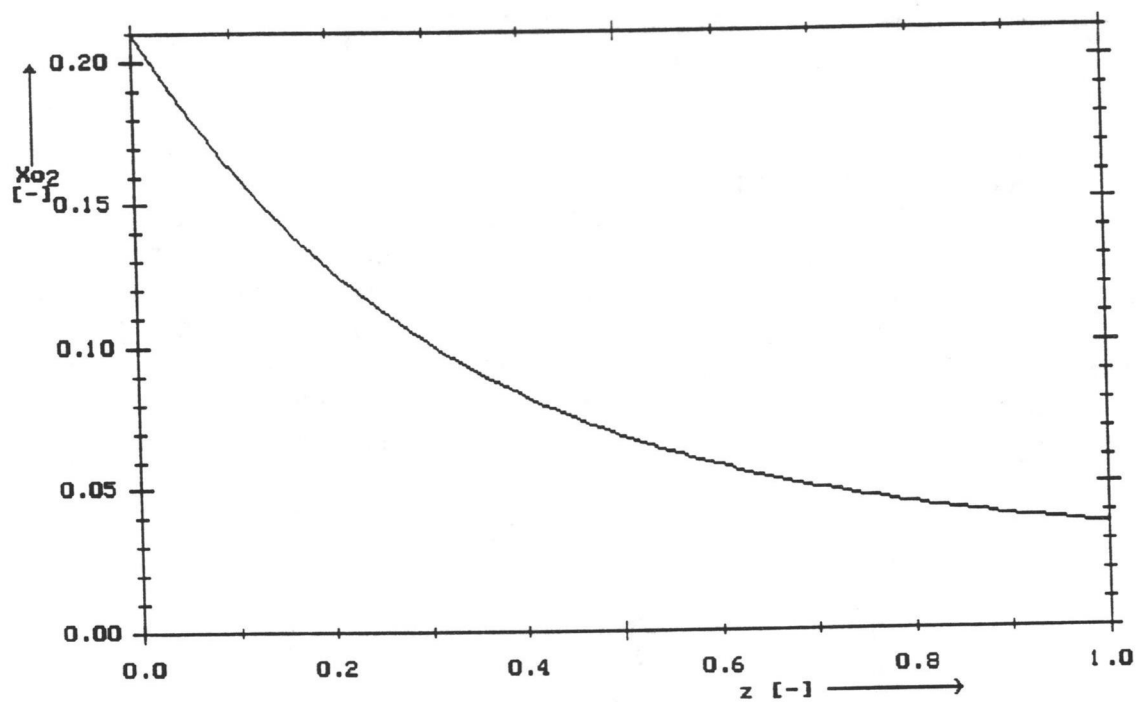
Drukvariatie

$$\frac{dp}{dz} = -\rho_b \cdot g \cdot (1-\epsilon) \cdot H \quad (15)$$

Voor het gebruik van dit model zijn de volgende aannamen gemaakt:

- De totale molstroom gas blijft constant over de lengte van de fermentor. Er is daarbij verondersteld dat een mogelijke afname van de molstroom door de overdracht van zuurstof naar de vloeistoffase gecompenseerd wordt door stofoverdracht naar het gas van bijvoorbeeld water en CO_2 ,
- De gasstroom heeft direct bij het intreden in de fermentor de temperatuur van de reactor aangenomen,
- De gasstroom gaat in propstroom door de reactor heen,
- De vloeistoffase is ideaal gemengd verondersteld wat de zuurstofconcentratie betreft,
- De gas hold-up is constant over de reactor hoogte,
- Op het gas is de ideale gaswet van toepassing,
- De zuurstofoplosbaarheid is niet afhankelijk van de samenstelling van de vloeistoffase.

Reactiesnelheid is bepaald door aanwezigheid (uitputting) van een van de grondstoffen (NH_3) en niet door de zuurstof.



Figuur 9.1: Molfractie x_{O_2} in de luchtstroom in de fermentor als functie van de dimensieloze hoogte z , voor een H/D verhouding 3.

De Bunsen coëfficiënt wordt berekend volgens de empirische relatie (lit. 9):

$$\alpha = 4.900 \cdot 10^{-2} - 1.335 \cdot 10^{-3} \cdot T + 2.759 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 3.235 \cdot 10^{-7} \cdot T^3 + 1.614 \cdot 10^{-9} \cdot T^4 \quad (16)$$

waarin de temperatuur T uitgedrukt wordt in °C. De volumetrische stofoverdrachtscoëfficiënt $k_1 a$ is berekend met de vergelijking (lit. 10):

$$k_1 a^{20} = 0.32 \cdot v_s^{0.7} \quad (17)$$

waarin v_s de superficiële gassnelheid betrokken op de gasstroom in Nm^3 . Deze stofoverdrachtscoëfficiënt geldt bij 20°C. Een correctie wordt toegepast voor een andere temperatuur volgens:

$$k_1 a = k_1 a^{20} \cdot \theta^{(T-20)} \quad (18)$$

waarin θ op 1.022 is gesteld en T in °C.

De zuurstofconcentratie in de vloeistoffase is op 15% van de verzadigingsconcentratie gesteld (lit. 2) en is berekend met vergelijking (16). De gas hold-up is berekend met de volgende relatie:

$$\epsilon = \frac{v_s}{0.25} \quad (19)$$

De simulatie is zo uitgevoerd, dat naar een molstroom gas is gezocht die net zo groot is als de zuurstof consumptie snelheid (OUR). De OUR is eerder bepaald als zijnde $4.14 \text{ mmol}/(\text{m}^3 \cdot \text{s})$. De differentiaalvergelijkingen zijn opgelost met een Runge-Kutta procedure in een Turbo Pascal programma. De belangrijkste delen van het computer programma zijn opgenomen in bijlage VI. De benodigde gasstroom $\phi_{v,g}$ om de vereiste OUR te bereiken is $0.257 \text{ Nm}^3/\text{s}$ (0.33 kg/s). De gas hold-up is berekend als 0.037. In Figuur 9.1 is het verloop van de O_2 concentratie in de fermentor gegeven.

9.3 Luchtcompressie.

De druk van de lucht die uit de sparger de fermentor ingaat moet gelijk zijn aan de druk p_f in de fermentor. De atmosferische lucht moet gecomprimeerd worden om aan de fermentor te kunnen toevoeren. De druk aan de uitgang van de compressor p_{uit} moet gelijk zijn aan de druk in de fermentor plus de drukval van apparaten tussen de compressor en de fermentor (filter en sparger):

$$p_{uit} = p_f + \Delta p_{lost} \quad (20)$$

De druk in de fermentor ter hoogte van de luchttoevoer p_f is 3.57 bar (bijlage VIII). De drukval over de tussenliggende apparaten Δp_{lost} is geschat op 0.5 bar. De drukval over een luchtfilter is ongeveer 0.3 bar (lit. 7) en over een warmtewisselaar ongeveer 0.2 bar. De drukval over de sparger is te verwaarlozen (bijlage VIII). De druk die de compressor

p_{uit} moet leveren is dan 4.07 bar.

De lucht wordt als een ideaal gas verondersteld en de compressie adiabatisch. Er is een compressor efficiency η gedefinieerd van 70%.

Als randvoorwaarde is genomen dat de temperatuur van het gas tijdens compressie niet hoger wordt dan 150°C. Hierdoor is een tweetrapscompressor nodig waarbij het gas na de eerste compressie gekoeld wordt tot 20°C. De temperatuur van het gecomprimeerde gas 111°C. Het elektrisch vermogen benodigd voor de compressie is 67.6 kW. De compressie berekening is opgenomen in bijlage V.

9.4 Warmtebalans over fermentor.

Met behulp van de warmtebalans wordt de benodigde koelcapaciteit berekend. De totaal gegenereerde warmtestroom Q_{tot} is als volgt opgebouwd (lit. 10):

$$Q_{tot} = Q_{gas} + Q_{met} + Q_{evap} + Q_{exch} + Q_{sen} \quad (21)$$

De afzonderlijke warmteeffecten worden hieronder nader verklaard.

De lucht die aan de fermentor wordt toegevoerd wordt adiabatisch gecomprimeerd, resulterend in een verhoging van de luchttemperatuur. Het temperatuurverschil tussen medium en lucht leidt tot de warmtestroom Q_{gas} :

$$Q_{gas} = C_{p,g} \cdot (T_{g,i} - T_b) \cdot \phi_{v,g} \cdot \rho_g \quad (22)$$

$$Q_{gas} = 1 \cdot 10^3 \cdot (111 - 31) \cdot 0.257 \cdot 1.29 = 26.6 \text{ kW}$$

De metabole activiteit van het microörganisme leidt tot warmteproductie Q_{met} . Voor een aerobe fermentaties wordt per mol geconsumeerde zuurstof ongeveer 460 kJ (ΔH_{met}) warmte geproduceerd. Q_{met} volgt nu uit:

$$Q_{met} = \Delta H_{met} \cdot OUR \cdot (1 - \varepsilon) \cdot V_f \quad (23)$$

$$Q_{met} = 460 \cdot 4.14 \cdot 10^{-3} \cdot (1 - 0.037) \cdot 500 = 916.7 \text{ kW}$$

De gecomprimeerde lucht die aan de fermentor wordt toegevoegd is vooraf gedroogd. De uitgaande gasstroom is verzadigd met water. Hierdoor wordt een warmtestroom Q_{evap} onttrokken aan de fermentor door verdamping van water uit het medium. Uit een stoomtabel (lit. 11) volgt dat de verzadigingsdruk P_{sat} van water bij T_b (31°C) gelijk is aan 4.49 kPa is. Bij een systeemdruk P_o van 2 bar is de verzadigingsmassafractie water $X_{g,u}$ $1.4 \cdot 10^{-2}$. $X_{g,i}$ is de massafractie water in de ingaande luchtstroom ($5 \cdot 10^{-3}$). Voor Q_{evap} geldt:

$$Q_{evap} = -\Delta H_v \cdot \rho_g \cdot \phi_{v,g} \cdot (X_{g,u} - X_{g,i}) \quad (24)$$

$$Q_{evap} = -2428 \cdot 1.29 \cdot 0.257 \cdot (1.4 \cdot 10^{-2} - 5 \cdot 10^{-3}) = -8.1 \text{ kW}$$

Door de lagere omgevingstemperatuur ontstaat er een warmtestroom Q_{exch} van de fermentor naar de omgeving. De warmteoverdrachtscoëfficiënt h_w wordt geschat op $10 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$. Als uitwisselend oppervlak A_f wordt de wand en de onderzijde van de fermentor genomen.

$$Q_{\text{exch}} = -h_w \cdot A_f \cdot (T_b - T_s) \quad (25)$$

$$Q_{\text{exch}} = -10 \cdot 391 \cdot (31 - 15) = -62.6 \text{ kW}$$

De vloeistofstroom uit de sterilisatie sectie naar de fermentor heeft een hogere temperatuur dan het medium, waardoor er een warmtestroom Q_{sen} naar de fermentor plaatsvindt:

$$Q_{\text{sen}} = \phi_{m,l} \cdot C_{p,l} \cdot (T_{in,l} - T_b) \quad (26)$$

$$Q_{\text{sen}} = 6.65 \cdot 4.2 \cdot 10^3 \cdot (40 - 31) = 251.6 \text{ kW}$$

De bovenstaande warmtestromen vormen samen Q_{tot} volgens vergelijking (21):

$$Q_{\text{tot}} = 26.6 + 916.7 + (-8.1) + (-62.6) + 251.6 = 1124 \text{ kW}$$

Om de fermentor in steady state te houden zal de warmtestroom Q_{tot} afgevoerd moeten worden door een koelelement. Er is gekozen voor een koelmantel bestaande uit halve buizen, die op de buitenzijde van fermentor zijn gelast en waardoor de koelvloeistof stroomt. Dit is een eenvoudige manier van koeling. Een koelspiraal in de fermentor zou problemen geven vanwege het vervuilende medium.

In bijlage VII is de koelmantel doorgerekend. Het resultaat is dat een uitwisselend oppervlak van 147 m^2 nodig is, waarbij het koelwater wordt opgewarmd van 15°C naar 28°C . In bijlage IX is de dimensionering en uitvoering van de fermentor verder uitgewerkt.

$$\Delta T_{\text{adiab}} = \frac{1124 \text{ kW}}{63 \text{ kW/}^\circ\text{C}} = 18^\circ\text{C}$$

10 PROCESREGELING.

In het procesflowdiagram (bijlage XIV) zijn schematische enkele regelkringen aangegeven, die voor de continue procesvoering nodig zijn.

Het mestsupernatant heeft een pH = 8-9 en wordt opgeslagen in opslagtank M1 bij pH = 6. Het aanzuren met een zwavelzuuroplossing wordt via een cascade koppeling geregeld. De slaafregeling zorgt dat er verhoudingsgewijs H_2SO_4 -oplossing wordt toegevoegd per hoeveelheid instromend mestsupernatant. Een pH-regeling, de meesterkring, meet de pH en kan de toevoeging van zuuroplossing beïnvloeden als de pH in de opslag verloopt.

Het mengvat (V5) wordt gevoed met het mestcentrifugaat (1) en melasse(2). Door ratio-control wordt de juiste verhouding melasse toegevoerd. Als meesterkring dient een niveauregelaar in het mengvat, die de toestroom van mestcentrifugaat regelt. Op deze manier blijft het vloeistofniveau in het vat constant ongeacht hoeveel fermentoren gevoed moeten worden.

De stoomtoevoer, die dient voor sterilisatie wordt geregeld door temperatuurcontrole van de achterliggende stroom (9).

De gasafvoer van de fermentor R14 wordt geregeld door drukregeling. De procesvoering van de fermentor wordt bij 2 bar gevoerd. De temperatuur van de fermentor wordt geregeld met de hoeveelheid koelwater door de mantel, via een cascade koppeling. De slaafkring zorgt voor een constante stroom koelwater. Een temperatuurcontrole kan het setpoint van de koelwaterstroom variëren als de fermentortemperatuur verloopt. Een pH-controle regelt de toevoer van natronloog.

11 MATERIAALKEUZE.

Voor het doorrekenen van het proces zijn de materiaaleigenschappen van roestvrijstaal (AISI 316) gebruikt. De processtroom bestaande uit mestsupernatant en melasse bevat een concentratie van ongeveer 2.4 g/l aan chlorides, waardoor roestvrijstaal nogal onderhevig is aan stress corrosie en pitting.

Low interstitial ferretic staal zijn bijna immuun voor stress corrosie cracking en kan dus veilig gebruikt worden voor oplossingen die chlorides bevatten (lit. 12). Dit staal kan gebruikt worden voor de warmtewisselaars. Dit staal is niet beschikbaar in plaatdiktes hoger dan 5 mm, omdat daarboven de lassen niet meer naar behoren gemaakt kunnen worden. Voor de fermentor moet een ander materiaal genomen worden.

Duplex ferretic/austinitisch staal (AISI 329) goed bestand tegen stress corrosie door chlorides (lit. 12). Dit staal is in alle vormen beschikbaar, zoals platen, buizen en sheets. Voor de opslagtanken van natronloog, zwavelzuur en melasse kan roestvrijstaal (AISA 316) gebruikt worden.

12 VEILIGHEIDSASPECTEN.

De processtromen in het proces bestaan hoofdzakelijk uit sterk verdunde waterige oplossingen, met een milde pH. Er worden echter enkele geconcentreerde oplossingen gebruikt.

In het proces wordt gewerkt met een NaOH-oplossing. Natriumhydroxide is een sterke base en reageert heftig met zuren. De stof is corrosief en lost op in water onder sterke warmteontwikkeling met kans op bijtende nevels (lit. 13). De apparaten die in aanraking met natronloog komen, dienen gemaakt te zijn van corrosiebestendig materiaal, zoals roestvrij staal.

Er wordt gewerkt met zwavelzuur. Zwavelzuur is een sterk oxidatiemiddel, reageert heftig met basen en is eveneens corrosief. De mengvaten en pijpleidingen die met zwavelzuur in aanraking komen, dienen gemaakt te zijn van corrosiebestendig materiaal, zoals roestvrijstaal (lit. 13).

13 ECONOMIE.

Het proces zoals het in voorgaande hoofdstukken is doorgerekend, is alleen bekeken voor de continue fermentatie. De voorkweek van het microorganisme, de opwerking van de L-lysine en de verwerking van afvalstromen zijn achterwege gebleven. Alleen voor de voorkweek is een schatting van de investeringskosten gedaan.

13.1 Totale investering.

De totale investering I voor het project is de som van het vaste kapitaal I_v en het werkkapitaal I_w . Het vaste kapitaal zijn de kosten voor het neerzetten van een procesinstallatie. Het werkkapitaal is nodig voor de kosten die samenhangen met het opstarten van het proces.

De berekening van het vaste kapitaal is gedaan volgens de methode van Guthrie (lit. 5). Het principe van de methode Guthrie is als volgt te beschrijven. Aan de hand van de aanschafkosten van de belangrijkste procesapparatuur (Purchase Cost Equipment) wordt via factoren F , de overige kosten geschat van zaken zoals die in Tabel 13.2 zijn opgesteld. Via deze factoren volgt de totale aanschafkosten van de procesinstallatie (Physical Plant Cost). De factoren zijn afkomstig uit lit. 5. De berekening van PCE is opgenomen in Tabel 13.1. De prijzen zijn geschat met behulp van lit. 14.

aannames discussietabel in dit geval.

Tabel 13.1: Lijst en prijzen van de belangrijkste procesapparatuur.

apparaat	aantal	prijs per stuk [kf]	Totale prijs [kf]	percentage PCE [%]
fermentor	4	960,-	3 840,-	55
warmtewisselaar	40	47,-	1 880,-	27
opslag supern.	2	160,-	320,-	5
opslag melasse	2	160,-	320,-	5
mengvat	1	86,-	86,-	1
pomp	8	12,-	78,-	1
tweetrapscompressor	4	74,-	296,-	4
filter	4	30,-	120,-	2
PCE =			6 958,-	100

Toelichting tot Tabel 13.1. Het hele proces wordt met vier fermentoren uitgevoerd. Per fermentor staan vijf warmtewisselaars in serie en deze zijn dubbel uitgevoerd, totaal 40. Per fermentorstraat één pomp, waarnaast een reserve geplaatst is, totaal 8. Per fermentor één tweetrapscompressor en één filter.

De PPC wordt berekend volgens:

$$PPC = PCE \cdot (1 + F_{\text{totaal}}) \quad (27)$$

waarin F_{totaal} is berekend volgens Tabel 13.2. Uit verg. (27) volgt dat: $PPC = \text{Mf } 21,92$. De materiaalkosten voor de voorkweek van de microorganismen wordt $\text{Mf } 1,0$ geschat, waarna volgt $PPC = \text{Mf } 22,92$

Indirecte kosten in de investeringskosten zijn voor design en engineering, contractor en onvoorziene kosten. Deze dragen een totale factor F van 0.45 bij aan het vaste kapitaal. Het vaste kapitaal wordt nu $\text{Mf } 33,23$

Het werkkapitaal wordt als 10% van het vaste kapitaal genomen. De totale investering I nodig voor dit proces is dan $\text{Mf } 36,55$.

Tabel 13.2: Lijst van factoren F voor verschillende onderdelen

Onderdeel	F
opbouw apparatuur	0.40
pijpen	0.70
instrumentatie	0.20
elektr. aansluiting	0.10
utilities	0.50
overige opslag	0.05
terrein	0.05
bijgebouwen	0.15
$F_{\text{totaal}} =$	2.15

Lang factoren
hebben een zekere
verffijning nodig
(zie coll. diktat)

13.2 Produktiekosten.

De produktiekosten zijn verbonden met het draaiend houden van het proces. De produktiekosten zijn opgebouwd uit variabele kosten K_p , vaste kosten K_i en indirecte produktiekosten K_o .

13.2.1 Variabele Kosten.

De variabele kosten K_p bestaan uit kosten voor grondstoffen en energie, die direct samenhangen met de massa en energiebalans. De kostprijs van de benodigde grond- en hulpstoffen zijn opgenomen in bijlage XIII.

Grondstoffen

stof	benodigd [ton]	kosten [Mf]
mest supernatant	500 000	-10,00
melasse	53 280	13,32
stoom	22 230	0,48
H ₂ SO ₄	8 515	1,27
Totaal		5,07

fl 20,- / ton

De jaarlijkse kosten voor hulpstoffen zoals antischuim, en zuur of base voor de fermentor zijn niet meegenomen in de berekening. De jaarkosten aan grondstoffen zijn Mf 5,07 .

Elektriciteit

Het elektriciteitsverbruik is berekend voor de belangrijkste verbruikers. Dit is uitgewerkt in onderstaande tabel. Het aantal pompen voor de koelmantel is als volgt berekend: vier fermentoren met ieder vier koelsecties, die ieder gevoed worden door één pomp geeft 16 pompen.

apparaat	aantal	vermogen [kW]	energie [MWh]
pomp P6	4	9.3	261
mengvat	1	0.7	6
luchtcompressor	4	67.6	1 895
mengpomp	2	15.0	131
pomp koelmantel	16	3.0	336
Totaal			2 629

De totale benodigde elektrische energie is 2629 MWh. Met een prijs van f 0.10/kWh worden de jaarkosten kf 263,-

Koelwater

Koelwater wordt gebruikt voor de koelmantel van de fermentor en voor de koeling bij de tweetrapscompressie voor de luchttoevoer aan de fermentor.

	stroom [kg/s]	stroom [m ³ /y]
koelmantel	65.92	2 089 300
compressor	1.50	47 430

De totale hoeveelheid koelwater per jaar is 2 136 730 m³. De jaarkosten hiervoor zijn kf 107,-

De totale variabele kosten zien er dan als volgt uit:

	kosten [Mf]
grondstoffen	5,07
elektriciteit	0,26
koelwater	0,11
variabele kosten K _v	5,44

13.2.2 Vaste kosten.

Onder vaste kosten vallen de kosten die niet direct samenvallen met de grootte van de processtromen. Onder de vaste kosten worden gerekend onderhoudskosten, loonkosten, afschrijving en rente en verzekering.

Voor de kosten van onderhoud wordt 10% van het vaste kapitaal genomen. Deze 10% is vrij hoog met het oog op de vervuulende, corrosieve en erosieve eigenschappen van de processtromen. De onderhoudskosten zijn Mf 3,32.

De Wessel relatie (lit. 15) legt een relatie tussen het aantal mensen en de capaciteit, het aantal stappen en het al dan niet continu zijn van het proces. De relatie is als volgt:

$$\frac{\text{manuren}}{\text{ton product}} = k \cdot \frac{\text{aantal stappen}}{(\text{capaciteit/dag})^{0.76}} \quad (28)$$

De factor k heeft grote invloed en is afhankelijk van het soort proces (discontinu, gemengd of continu). Voor een gemengd proces geldt k=17 (in 1952) en moet gecorrigeerd worden voor 1992. Met een productiviteitsstijging van 6% per jaar volgt k = 1.75 . De capaciteit per dag is 0.389•3600•24 = 33.6 ton/dag. Het proces bestaat uit

twee stappen (voorkweek, fermentatie). Hieruit volgt dat het aantal manuren per ton produkt 0.24 is. Vermenigvuldigen met het aantal tonnen per dag en delen door 24 geeft 0.34 functieplaatsen per stap. Dit moet met ongeveer vijf vermenigvuldigd worden voor het totaal aantal mensen per stap. Dat geeft een totaal van 4 arbeidsplaatsen. Dat is nogal weinig.

Anders bekeken. Per shift moet er één persoon aanwezig zijn. Uit veiligheidsoverwegingen moeten twee personen aanwezig zijn. Vermenigvuldigen met vijf voor het totaal aantal arbeiders is 10.

De loonkosten bedragen ongeveer f 70 000,- per arbeidsplaats. In totaal Mf 0,70 per jaar.

De kosten voor plant overheads hebben betrekking op general management, beveiligings-, medisch- en kantine personeel. Dit is personeel dat niet direct met de produktie te maken heeft. De kosten hiervoor worden 50% van de loonkosten genomen en dat is Mf 0,35 .

Voor de afschrijving wordt tien jaar genomen, zonder restwaarde. De afschrijving van de installatie met een rentevoet van 8% geeft een annuïteitsfactor van 0.149 . De kapitaalsafhankelijke kosten zijn dan:

$$0.149 \cdot \text{totale investering} = \text{Mf } 5,45$$

De verzekeringskosten worden 1% van het vaste kapitaal genomen. Dat is Mf 0,33 .

De kosten voor lokale belastingen wordt 2% van het vaste kapitaal genomen en is dan Mf 0,66

De totale vaste kosten K_i zien er als volgt uit:

	kosten [Mf]
onderhoud	3,32
loonkosten	0,70
plant-overhead	0,35
afschrijving	5,45
verzekering	0,33
lokale belastingen	0,66
vaste kosten K_i	10,81

13.2.3 Directe produktiekosten.

De berekende produktieafhankelijke kosten K_p en vaste kosten K_i vormen samen de directe produktiekosten K_d . K_d is Mf 16,25.

* dit versluiert de opbrengst; de 8% rente is niet noodzakelijk terwijn nodig als uit eigen middelen gefinancierd wordt.

13.2.4 Indirecte produktiekosten.

Indirecte produktiekosten K_o vormen de verkoopkosten, administratie, research en algemene overheads. Deze wordt 20% van de directe produktiekosten genomen en wordt dan Mf 3,25 .

13.3 Totale kosten.

De totale produktiekosten K_T bestaan uit de eerder berekende directe produktiekosten K_d en indirecte produktiekosten K_o .

Bij een productie van $9.8 \cdot 10^3$ ton lysine per jaar wordt de kostprijs f 1,99/kg. De kostprijs heeft op zich geen betekenis omdat de kosten voor de opwerking niet zijn opgenomen. De marktprijs van L-lysine is ongeveer f 4,-/kg, zodat de omzet $9.8 \cdot 10^6 \cdot 4,00 = \text{Mf } 39,20$ bedraagt. Als economisch criterium voor de uitvoerbaarheid van het proces wordt de 'Return on Investment' (ROI) berekend. Hierbij wordt de jaarlijkse winst gedeeld door de totale investering:

$$ROI = \frac{W}{I} \cdot 100\% \quad (29)$$

De resultaten zijn opgenomen in het onderstaande overzicht.

	kosten [Mf]
Investeringen	
*vast kapitaal I_v	33,23
*werk kapitaal I_w	3,32
Totale Investering I	36,55
Inkomsten door verkoop	39,20
- variabele kosten K_p	5,44
- vaste kosten K_i	10,81
- indirecte prod. kosten K_o	3,25
Belastbaar inkomen	19,70
- Inkomsten belasting 50%	9,85
Netto winst W	9,85
ROI (%)	26,9

Als criterium voor de economische levensvatbaarheid van een proces wordt genomen dat ROI 20%-30% moet zijn. Om het effect van wijzigingen in de procesvoering op de kosten te illustreren zijn enkele varianten doorgerekend (bijlage XII), waarvan hieronder het enkel de resultaten worden gegeven.

Omdat het aantal warmtewisselaars aanzienlijk is doordat voor elke warmtewisselaar een reserve wordt geïnstalleerd, is het effect bekeken van het halveren van de reserve warmtewisselaars. De kostprijs van de L-lysine voor deze variant is f 1,91. Hieronder volgt het economisch overzicht, waarvan de berekening in bijlage XII is opgenomen.

	kosten [Mf]
Investeringen	
*vast kapitaal I_v	31,08
*werk kapitaal I_w	3,11
Totale Investering I	34,19
Inkomsten door verkoop	39,20
- variabele kosten K_p	5,44
- vaste kosten K_i	10,18
- indirecte prod. kosten K_o	3,12
Belastbaar inkomen	20,46
- Inkomsten belasting 50%	10,23
Netto winst W	10,23
ROI (%)	29,9

Als alternatief voor de warmtewisselingsectie is de warmterecuperatie volgens de flash methode doorgerekend. Hierop zijn twee varianten, recycle van de dampfractie met één compressiestap (variant 1) en met twee compressiestappen (variant 2). Verondersteld is dat de extra koeling van de fermentor, geen invloed heeft op de prijs van de fermentor. De kostprijs van de L-lysine bedraagt voor de twee varianten f 1,87 respectievelijk f 1,92. Hieronder volgt een economisch overzicht, waarvan de berekening in bijlage XII is opgenomen.

	kosten 1 [Mf]	kosten 2 [Mf]
Investeringen		
*vast kapitaal I_v	25,44	25,94
*werk kapitaal I_w	2,54	2,59
Totale Investering I	27,98	28,53
Inkomsten door verkoop	39,20	39,20
- variabele kosten K_p	6,89	6,97
- vaste kosten K_i	8,52	8,72
- indirecte prod. kosten K_o	3,08	3,14
Belastbaar inkomen	20,71	20,37
- Inkomsten belasting 50%	10,36	10,19
Netto winst W	10,35	10,18
ROI (%)	37,0	35,7

Om te bekijken hoezeer de warmtewisselingssectie de kosten bepaald is zijn de economische aspecten wanneer deze wegvalt. De te steriliseren stroom wordt dan alleen verhit door stoom tot 140°C. De koeling van deze stroom vindt plaats in de fermentor. Ook hier is verondersteld dat de extra koeling van de fermentor, geen invloed heeft op de prijs van de fermentor. De kostprijs van de L-lysine bedraagt voor dit proces f 1,99. Hieronder volgt een economisch overzicht, waarvan de berekening in bijlage XII is opgenomen.

	kosten [Mf]
Investeringen	
*vast kapitaal I_v	24,26
*werk kapitaal I_w	2,42
Totale Investering I	26,68
Inkomsten door verkoop	39,20
- variabele kosten K_p	8,10
- vaste kosten K_i	8,17
- indirecte prod. kosten K_o	3,25
Belastbaar inkomen	19,68
- Inkomsten belasting 50%	9,84
Netto winst W	9,84
ROI (%)	36,9

14 DISCUSSIE.

Het proces zoals het in dit FVO is bekeken vormt een gedeelte van een totaalproces. Er is alleen gekeken naar de continue fermentatie. Aspecten die niet aan de orde zijn gekomen zijn de voorkweek, de opzuivering van L-lysine, de verwerking van afvalstromen, biomassa en melassewater, en de kosten die met deze handelingen samenhangen.

Voor het doorrekenen van het proces is voor de L-lysine produktie is het koolstofrendement van het microorganisme 50% op melasse gesteld. Dit is een vooralsnog fictief microorganisme, dat een dergelijk hoog rendement kan behalen. Gist-brocades heeft opdracht gegeven om met dit rendement te werken. In Figuur 4.1 t/m Figuur 4.5 is te zien hoezeer de verschillende grootheden, totaal fermentorvolume, melasseconsumptie en zuurstofbehoefte, afhankelijk zijn van het koolstofrendement.

Bij de aanvang van het FVO is het werkvolume van één fermentor vastgelegd op 500 m³. Zodoende dat voor een totaal fermentorvolume van 1698 m³, vier fermentoren nodig geacht werden. Hierdoor zou met een totaalvolume van 2000 m³, 15% onbenut gelaten worden. Er is de fout gemaakt het fermentorvolume niet te verkleinen naar ongeveer 425 m³. In feite is de capaciteit van de procesinstallatie nu $5.9 \cdot 10^6$ ton in plaats van $5 \cdot 10^6$ ton varkensdrijfmestcentrifugaat per jaar.

De sterilisatie is doorgerekend bij een stoomdruk van 6 bar. Tegen het einde van dit FVO is uit experimenten bij Gist-brocades gebleken dat de sterilisatie van de processtroom in de holdingbuis bij een druk hoger dan 12 bar moet plaatsvinden. Bij lagere drukken verdampt de ammoniak waardoor gasbellen in de buis ontstaan wat tot gevolg heeft dat de sterilisatie niet naar behoren verloopt. Deze nieuwe gegevens zijn niet meer doorgevoerd in de berekening.

Er zijn vijf warmtewisselaars in serie nodig om de beoogde afkoeling/opwarming van de bij de sterilisatie betrokken stromen te bewerkstelligen. Met meerdere shell passes (nu één) zouden minder warmtewisselaars nodig zijn, omdat de tegenstroomeffectiviteit zou toenemen. De uitvoering van de warmtewisselaars zou dan complexer worden. Dit maakt de apparaten nog gevoeliger voor fouling en ook zou het schoonmaken van de warmtewisselaars bemoeilijkt worden.

Het proces is doorgerekend als zouden alle apparaten geconstrueerd zijn van roestvaststaal. Met de componenten die in de processtromen aanwezig zijn zou roestvaststaal niet het geschikte materiaal zijn, zoals in hoofdstuk 11 Materiaalkeuze is aangegeven. Er is met de fysische eigenschappen en kostprijs van roestvaststaal gerekend omdat deze algemeen beschikbaar zijn. De geadviseerde materialen zijn varianten hierop (lit. 12). Er moet rekening mee gehouden worden dat het gebruik van deze materialen, afwijkingen kan geven op de gedane kostenberekening.

De factoren F, gebruikt in de Guthrie methode voor de berekening van de investeringskosten, zijn gemiddelden voor de chemische industrie. Het is zeer wel mogelijk dat bepaalde factoren hoger of lager uitvallen in een specifieke tak van de chemische industrie. In dit relatief eenvoudige proces is de diversiteit van procesapparatuur laag en moet afgevraagd worden of het rekenen met gemiddelden wel geoorloofd is.

De opzet van het bekeken proces is vrij eenvoudig: een sterilisatie/warmterecuperatie sectie gevolgt door een fermentor, vormen het hart van de operatie. De grondstoffen die gebruikt worden (melasse, stoom) zijn relatief goedkoop, waarbij de inname van mestcentrifugaat ongeveer f 20,- per ton oplevert. De grootste kostenpost vormt de

flexibil.

afschrijving van de investeringen (Mf 5,45 per jaar) en daarmee samenhangend het onderhoud (Mf 3,11 per jaar), op de totale kosten van Mf 19,70 per jaar. Door het aantal reserve warmtewisselaars te halveren is getracht de met de investeringen samenhangende kosten te reduceren. Dit heeft echter weinig effect, omdat de grootste kostenpost in de investeringen gevormd wordt door de fermentoren.

De ROI, als indicatie voor de rentabiliteit van het proces, is hoog (27%). Hierbij moeten kanttekeningen geplaatst worden. De opzuivering van de L-lysine uit de produktstroom van de fermentatie vormt een cruciale factor in het wel of niet uitvoerbaar zijn van het proces, zowel in technisch als economisch opzicht. Omdat de opzuivering, verwerking van afvalstromen en de voorkweek in geen enkel opzicht aan de orde zijn gekomen, vormt het economisch overzicht niet meer dan een indicatie van de economische aspecten. De rentabiliteit van het proces zou verhoogd kunnen worden door de kosten te verlagen (kleinere fermentoren), of door een groter deel van de capaciteit van de installatie te benutten.

De alternatieve procesuitvoeringen (geen warmterecuperatie, warmterecuperatie door middel van flashmethode) zijn minder uitvoerig bekeken dan het basisproces. In de economische berekeningen van deze varianten zijn veronderstellingen en aannamen gedaan, die wellicht bij uitvoerige uitwerking niet geoorloofd blijken te zijn. Zo is verondersteld dat verdunning van het fermentormedium, zoals dat plaatsvindt bij meer stoomtoevoeging, geen invloed heeft op de opbrengst van L-lysine. De flashmethode is hoofdzakelijk bekeken omdat hiervan verondersteld is dat het risico voor verstopping door de processtromen kleiner is, waardoor de procesvoering zekerder is. Dit is tevens de reden dat geen reserve eenheid is opgenomen.

Terwijl in de procesvoering met warmtewisselaars de kosten vooral bepaald worden door met de investeringen samenhangende kosten, verschuift in de alternatieve procesvoeringen het accent naar de variabele kosten. Bij de alternatieve procesvoeringen is meer stoom en koelwater nodig doordat er minder (flashmethode) of geen (volledige sterilisatie door stoom) warmte wordt teruggewonnen. Verder zijn de elektriciteitskosten bij de flashmethode hoger door de compressor die hierin is opgenomen. Te zien is in de economische overzichten dat de winsten voor de verschillende procesvoeringen niet ver uiteenlopen, ongeveer Mf 10,- per jaar, maar dat de investeringen spreiding vertonen. Het basisproces blijft aanzienlijk achter bij de alternatieve procesvoeringen. Het flashproces heeft een hogere rentabiliteit dan het basisproces. De ROI's van het flashproces en het proces zonder warmterecuperatie zijn ongeveer gelijk 37%. De investeringskosten voor het flashproces zijn hoger, maar dit wordt gecompenseerd door lagere variabele kosten.

Er moet wel opgemerkt worden dat hoge warmterecuperatie een kleiner fermentorvolume betekent en belangrijker, dat de concentraties in de processtromen, waaronder ook van L-lysine, hoger zijn. Hogere L-lysine concentratie betekent dat er een kleinere volumestroom naar de opwerking gaat en dat er meer of makkelijker opgezuiverd kan worden. De verdunning voor de flashmethode bedraagt ongeveer 8% en voor het proces zonder warmterecuperatie 19%.

15 CONCLUSIES EN AANBEVELINGEN.

De kosten van het basisproces hangen in grote mate af van de met de investeringen samenhangende kosten en dan voornamelijk de fermentoren. Het dubbel uitvoeren van procesapparatuur, dat nodig is vanwege het vervuilende karakter van de processtromen, is hier in grote mate schuldig aan.

De extra investeringskosten die samenhangen met de warmterecuperatie door warmtewisselaars wegen niet op tegen de alternatieve procesvoeringen waarbij minder of geen warmteterugwinning plaatsvindt. Hoewel in deze studie de bezwaren die met deze alternatieven samenhangen niet zijn uitgewerkt, zullen deze vooral liggen bij de opwerking. Bij de alternatieven worden de processtromen verdund door meer stoomtoevoeging, waardoor minder opbrengst of moeilijker een bepaalde opbrengst wordt gehaald.

Vooraf de foulinggevoelige warmtewisselaars zullen in de praktijk een bezwaar vormen. Deze bezwaren zijn niet tot uiting gekomen in de opzet van de berekeningen. Een warmterecuperatiesectie die minder gevoelig is voor fouling zou groter uitgevoerd kunnen worden, daar de bedrijfszekerheid hiervan zou hoger zou zijn.

De berekende economische resultaten zijn een indicatie voor de kosten van het proces. Ze moeten eerder kwalitatief geïnterpreteerd worden om met elkaar te vergelijken, dan kwantitatief, doordat in de berekening belangrijke aspecten zoals opzuivering en afvalverwerking niet zijn meegenomen. De winst van alle varianten is ongeveer gelijk, het verschil wordt gevormd door de investeringskosten en de kosten die hiermee samenhangen. Het proces met de flashmethode met een compressor, geeft de hoogste rentabiliteit, met inachtnaam van de veronderstellingen die zijn gedaan aangaande het rendement bij verdunning. Er is verondersteld dat de flashmethode een hogere bedrijfszekerheid heeft dan het proces met een warmtewisselingssectie. Door de hogere rentabiliteit en bedrijfszekerheid vormt dit een aantrekkelijk alternatief boven het basisproces. Experimentele uitwerking van deze methode moet verder uitwijzen of dit technisch uitvoerbaar is.

De rentabiliteit van alle processen kan verhoogd worden door het fermentorvolume aan te passen aan de capaciteit.

Het economische uitvoerbaar zijn van het proces staat of valt met de kosten voor de niet bekeken posten, voorkweek, opwerking, afvalstroomverwerking. Bij de procesvoering worden aanzienlijke afvalstromen gevormd. Deze bestaan uit biomassa, vaste deeltjes uit het mestcentrifugaat en rest COD van melasse. De stroom van deze componenten bedraagt totaal 4500 kg/h. Voor de verwerking van de afvalstromen moet een oplossing gevonden worden.

Het koolstofrendement en stikstofrendement zijn van grote invloed op de dimensionering van het proces. Er zullen voor verdere uitwerking van het proces meer exacte waarden beschikbaar moeten zijn.

16 LITERATUUR.

- [1] F. van Voorneburg, "Chemische Feitelijkheden, Aktuele Chemische Encyclopedie", KNCV, Den Haag, 6e jaargang (1987-1988), blz. 54
- [2] TNO rapport nr. A 90.063. Verwerking van varkensdrijfmest middels de produktie van essentiële aminozuren. 1e voortgangsverslag, dhr. B. ten Brink
- [3] TNO rapport nr. B 91.304. Verwerking van varkensdrijfmest middels de produktie van essentiële aminozuren. 2e voortgangsverslag, dhr. B. ten Brink
- [4] Kirk-Othmer's Encyclopedia of Chemical Technology, 3^e Ed., 22, (1978-1984), blz. 517
- [5] J.M. Coulson, J.F. Richardson, R.K. Sinnott, Chemical Engineering Volume 6 An Introduction to Chemical Engineering Design, 1e druk, Pergamon Press, Oxford e.a. (1991). blz. 81, 159, 187-194, 511, 638, 641
- [6] Mestopslag en Mestverwerking, Consulentenschap in algemene dienst voor de bedrijfsuitrusting in de veehouderij(CAD-BV), Wageningen (1988).
- [7] M. Moo-Young, "Comprehensive Biotechnology, vol. 2: The Principles of Biotechnology: Engineering Considerations", Pergamon Press, New York, 1985.
- [8] A.G. Montfoort, F.A. Meijer, A. van den Ham, "Handleiding voor het maken van een fabrieksvoorontwerp", TU Delft, Delft, 1987.
- [9] H.J. Rehm, G. Reed, Biotechnology Volume 2, Fundamentals of Biochemical Engineering, VCH, Weinheim, 1985. blz. 163, 460
- [10] R.G.J.M. van der Lans, Ed., Bioprocetechnologie, Module 2 Transport Phenomena in Bioreactors, 1e druk, TU Delft (1989). blz. 1.8, 4.49-4.53, 5.18
- [11] J.M. Smith, H.C. Van Ness, Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 4e druk, McGraw-Hill Book Company, New York e.a. (1987). blz. 109, 114, 237
- [12] L.S. Evans, Chemical and Process Plant a Guide to the Selection of Engineering Materials, 2e druk, Hutchinson, London (1980). blz. 40, 44
- [13] Chemiekaarten, gegevens voor veilig werken met chemicaliën, 3e druk, Stuurgroep-chemiekaarten (NVVK, VI, VNCI) 1984. blz. 150
- [14] Webci/Wubo prijzenboekje, ten behoeve van ramingen, 14e druk, Dutch Association of Cost Engineers (1989). blz. 25
- [15] A.G. Montfoort, De chemische fabriek deel II: Cost engineering en Economische aspecten, TU Delft (1989)
- [16] R.H. Perry, C.H. Chilton, S.D. Kirkpatrick, Chemical Engineers' Handbook, 4e druk, McGraw-Hill Book Company, New York e.a. (1963). blz. 6-16
- [17] J.M. Smith, E. Stammers en L.P.B.M. Janssen, Fysische Transportverschijnselen I, Delftse Uitgevers Maatschappij (1981). blz. 41, 108
- [18] Collegediktaat Produktbewerken 1990, TU Delft. Hfst. 10

17 BIJLAGEN.

- I: Symbolenlijst
- II: De hoofdstromen
- III: holding tube
- IV: Dimensionering van pijpenwarmtewisselaar H11
- V: Luchtcompressor
- VI: OTR simulaties
- VII: Koelmantel
- VIII: Sparger
- IX: Dimensionering fermentor
- X: Pompberekening
- XI: Mengvat
- XII: Economie alternatieve procesvoeringen
- XIII: Kostprijs
- XIV: Processchema, massa- en warmtebalans, apparatenlijsten en specificatieformulieren

Bijlage I: Symbolenlijst.

a	=	temperatuurvereffeningscoëfficiënt,	$[m^2/s]$,
A	=	oppervlakte,	$[m^2]$,
b	=	breedte,	$[m]$,
C	=	concentratie,	$[kg/m^3, mol/l]$,
C_p	=	soortelijke warmte,	$[J/(kg \cdot ^\circ C)]$,
d	=	diameter,	$[m]$,
D	=	diameter,	$[m]$,
D	=	dilution rate,	$[h^{-1}]$,
E_z	=	axiale dispersie coëfficiënt,	$[m^2/s]$,
f	=	frictie factor,	$[-]$,
F	=	coëfficiënt Guthrie methode,	$[-]$,
g	=	versnelling van de zwaartekracht,	$[m/s^2]$,
h	=	warmteoverdrachtscoëfficiënt,	$[W/(m^2 \cdot K)]$,
H	=	hoogte,	$[m]$,
H	=	enthalpie,	$[J/kg]$,
ΔH	=	enthalpie toename,	$[J/kg]$,
I	=	investeringskosten,	$[f]$,
k_{ja}	=	volumetrische zuurstofoverdrachtscoëfficiënt,	$[s^{-1}]$,
K	=	kosten,	$[f]$,
M	=	molecuulmassa,	$[kg/mol]$,
N	=	aantal,	$[-]$,
OTR	=	zuurstoftransportsnelheid,	$[mol/(m^3 \cdot s)]$,
OUR	=	zuurstofconsumptiesnelheid,	$[mol/(m^3 \cdot s)]$,
p	=	druk,	$[Pa, bar]$,
Δp	=	drukval,	$[Pa, bar]$,
P	=	vermogen,	$[W]$,
P_v	=	vermogenskental,	$[-]$,
PCE	=	purchase cost equipment,	$[f]$,
Pe	=	getal van Peclet,	$[-]$,
PPC	=	physical plant cost,	$[f]$,
Q	=	warmtestroom,	$[J/s]$,
r	=	drukverhouding,	$[-]$,
R	=	gasconstante,	$[J/(mol \cdot K)]$,
ROI	=	return on investment,	$[\%]$,
Re	=	getal van Reynolds,	$[-]$,
S	=	oppervlakte van een doorsnede,	$[m^2]$,
t	=	tijd,	$[s]$,
T	=	temperatuur,	$[^\circ C, K]$,
T	=	diameter,	$[m]$,
u	=	superficiële snelheid,	$[m/s]$,
U	=	totale warmteoverdrachtscoëfficiënt,	$[W/(m^2 \cdot K)]$,
v	=	snelheid,	$[m/s]$,
V	=	volume,	$[m^3]$,
W	=	specifieke arbeid,	$[J/kg]$,

W	=	winst,	[f],
x	=	molfractie,	[-],
X	=	massafractie,	[-],
z	=	dimensieloze lengte,	[-],

Grieks

α	=	Bunsen coëfficiënt, volume gas gereduceerd tot 0°C en 1 atmosfeer, per eenheid oplosmiddelvolumen bij een partiële gasdruk van 1 atmosfeer,	[-],
ϵ	=	gas hold-up,	[-],
η	=	dynamische viscositeit,	[Pa·s],
λ	=	warmtegeleidbaarheid,	[W/m·°C],
ν	=	kinematische viscositeit,	[m ² /s],
ρ	=	soortelijke massa,	[kg/m ³],
θ	=	correctiefactor,	[-],
ϕ	=	debiet,	[mol/s, m ³ /s, kg/s],

Subscripts

air	id.
atm	atmosferisch
b	broth
c	circulatie, compressie of kooldioxide
evap	evaporation
exch	exchange
f	fermentor
flash	id.
gas,g	gas of damp
in,i	in
i	intern
koel,k	koeling
l	lysine, vloeistof
ln	logaritmisch
lost	id.
m	massa of mixing
mest	varkensdrijfmestcentrifugaat
met	metabolisme
mel	melasse
mol	mol
n	stikstof
nmest	ammoniak in mestcentrifugaat
nuut	stikstof uit
o	bij 0°C of zuurstof
recycle	id.
s	shaft, shell, substraat, superficieel of omgeving
sat	saturated
sectie	id.
sen	sensible
smest	substraat in mestcentrifugaat
stoom	id.
t	tube
tot	totaal
uit,u	uit
v	volume
w	wand
x	biomassa
1	id.
2	id.

Tabel II.1: De melasse stroom, de stromen vóór en na sterilisatie en de stoom stroom als functie van het koolstofrendement.

Koolstof- rendement [%]	Melasse stroom [m ³ /h]	Stroom vóór sterilisatie [m ³ /h]	Stoom stroom [10 ³ *kg/h]	Stroom na sterilisatie [m ³ /h]
15	23	95	3.8	99
25	14	86	3.5	89
35	10	82	3.3	85
45	8	79	3.2	83
50	7	79	3.2	82
55	6	78	3.1	81
65	5	77	3.1	80
75	5	76	3.1	79

Tabel II.2: De gasstromen als functie van het koolstofrendement.

Koolstof rendement [%]	Zuurstof behoefte [kmol/h]	Lucht stroom [10 ³ ·m ³ /h]
15	320	71
25	166	37
35	100	22
45	64	14
50	51	11
55	41	9
65	24	5
75	13	3

Bijlage II: De hoofdstromen.

In deze bijlage worden de grootte van de verschillende processtromen berekend. De berekeningen zijn gebaseerd op het verwerken van 500.000 ton mestcentrifugaat per jaar. Het koolstofrendement is gevarieerd tussen de 15% en de 75%. Het stikstofrendement is 80%. De grootte van de stoom stroom is gebaseerd op het verwarmen van het centrifugaat van 15°C, de opslag temperatuur van het centrifugaat naar de temperatuur van de in de fermentor gaande stroom. Er is aangenomen dat er geen warmteverliezen zijn in de sterilisatie/recuperatie sectie.

Bestudeerd is de invloed van varierende van T_{15} , de temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/recuperatie sectie, op de grootte van de stromen en op het benodigde totale fermentorvolume.

In de volgende berekeningen worden de grootte van de processtromen door gerekend voor een koolstofrendement van 50% en een temperatuur van 40°C de stroom uit de sterilisatie/recuperatie sectie.

De door de gehele fabriek per uur te verwerken varkensdrijfmestcentrifugaatstroom is:

staat hier verkeerd / speelt een rol bij berek. naar wren.

$$\phi_{v,mest} = \frac{I}{\rho_l \cdot P} \quad (30)$$

$$\phi_{v,mest} = \frac{500000}{(995 \cdot 0.8)} = 6.28 \cdot 10^3 \text{ m}^3/\text{jaar} = 72 \text{ m}^3/\text{h} = 19.9 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

502.5 10³ m³
502.5 10³ m³/jaar = 71.8 m³/h

hierin is I de op jaarbasis te verwerken stroom, en P een factor die het niet het hele jaar in gebruik zijn van de fabriek in rekening brengt. P is 0.8 gekozen. Dit is gelijk aan:

$$\phi_{m,mest} = \phi_{v,mest} \cdot \rho_l \quad (31)$$

$$\phi_{m,mest} = 19.9 \cdot 10^{-3} \cdot 995 = 19.8 \text{ kg/s}$$

De ammoniak concentratie in het centrifugaat bedraagt 6 kg/m³, de totale ingaande stikstofstroom is:

$$\phi_{m,nmest} = \phi_{v,mest} \cdot C_n \quad (32)$$

$$\phi_{m,nmest} = 19.9 \cdot 10^{-3} \cdot 6 = 0.119 \text{ kg/s}$$

In molen is dit:

$$\phi_{mol,nmest} = \frac{\phi_{m,nmest}}{M_{NH_3}} \quad (33)$$

$$\phi_{mol,nmest} = 0.119 \cdot 10^3 / 17 = 7.025 \text{ mol/s}$$

Tabel II.3: Het totale reactor volume bij vier verschillende verdunningsnelheden als functie van het koolstofrendement.

Koolstof rendement [%]	Vloeistof volume bij $D=0.05 \text{ h}^{-1}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]	Vloeistof volume bij $D=0.08 \text{ h}^{-1}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]	Vloeistof volume bij $D=0.14 \text{ h}^{-1}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]	Vloeistof volume bij $D=0.20 \text{ h}^{-1}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]
15	2.0	1.2	0.7	0.5
25	1.8	1.1	0.6	0.4
35	1.7	1.1	0.6	0.4
45	1.7	1.0	0.6	0.4
50	1.6	1.0	0.6	0.4
55	1.6	1.0	0.6	0.4
65	1.6	1.0	0.6	0.4
75	1.6	1.0	0.6	0.4

Tabel II.4: De benodigde stoom stroom, bij $D=0.05$ per uur, bij vier verschillende eindtemperaturen als functie van het koolstofrendement. De eindtemperatuur is de temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/warmte recuperatie sectie.

Koolstof rendement [%]	Stoom stroom $T_{\text{end}}=40^\circ\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{kg/h}$]	Stoom stroom $T_{\text{end}}=60^\circ\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{kg/h}$]	Stoom stroom $T_{\text{end}}=80^\circ\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{kg/h}$]	Stoom stroom $T_{\text{end}}=140^\circ\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{kg/h}$]
15	3.8	7.1	10.6	22.8
25	3.5	6.4	9.6	20.6
35	3.3	6.1	9.2	19.6
45	3.2	6.0	8.9	19.1
50	3.2	5.9	8.8	18.9
55	3.1	5.9	8.7	18.8
65	3.1	5.8	8.6	18.5
75	3.1	5.7	8.6	18.4

Aangenomen is dat 95% van de in mest aanwezige stikstof wordt omgezet in L-lysine:

$$\phi_{mol,n} = 0.95 \cdot \phi_{mol,nmest} \quad (34)$$

$\phi_{mol,n} = 6.67 \text{ mol/s}$
is gelijk aan:

$$\phi_{m,n} = \phi_{mol,n} \cdot M_n \quad (35)$$

$$\phi_{m,n} = 0.113 \text{ kg/s}$$

De onomgezette stikstofstroom bedraagt:

$$\phi_{m,nuit} = \phi_{m,nmest} - \phi_{m,n} \quad (36)$$

$$\phi_{m,nuit} = 0.119 - 0.113 = 6.0 \cdot 10^{-3} \text{ kg/s}$$

Uit een elementen balans voor stikstof volgt voor de uitgaande biomassa stroom:

$$\phi_{mol,x} = (1 - n_n) \cdot \phi_{mol,n} \cdot \frac{1}{0.2} \quad (37)$$

$$\phi_{mol,x} = (1 - 0.8) \cdot 6.67 \cdot 1/0.2 = 6.67 \text{ cmol/s}$$

$$\phi_{m,x} = \phi_{mol,x} \cdot M_{mol,x} \quad (38)$$

$$\phi_{m,x} = 6.67 \cdot 24.6 \cdot 10^{-3} = 0.164 \text{ kg/s,}$$

met n_n het stikstofrendement (80%). Voor de biomassa is de standaard samenstelling aangenomen: $\text{CH}_{1.8}\text{O}_{0.5}\text{N}_{0.2}$.

Voor de L-lysine stroom volgt uit de elementenbalans:

$$\phi_{mol,l} = n_n \cdot \phi_{mol,n} \cdot 3 \quad (39)$$

$$\phi_{mol,l} = 0.80 \cdot 6.67 \cdot 3 = 16.0 \text{ cmol/s}$$

$$\phi_{m,l} = \phi_{mol,l} \cdot M_l \quad (40)$$

$$\phi_{m,l} = 16.0 \cdot 24.3 \cdot 10^{-3} = 0.389 \text{ kg/s,}$$

de samenstelling op cmol basis van L-lysine is: $\text{CH}_{2.33}\text{O}_{0.33}\text{N}_{0.33}$.

De benodigde sucrose stroom bij een koolstofrendement (n_s) van 50% bedraagt:

$$\phi_{mol,s} = \frac{1}{n_s} \cdot \phi_{mol,l} \quad (41)$$

$$\phi_{mol,s} = 1/0.5 \cdot 16.0 = 32.0 \text{ cmol/s}$$

$\text{C}_3 \text{H}_7 \text{ON}$

Tabel II.5: Het totale vloeistofvolume, bij $D = 0.05 \text{ h}^{-1}$, bij verschillende eindtemperaturen als functie van het koolstofrendement.

Koolstof rendement [%]	Vloeistof volume bij $T_{\text{end}} = 40^{\circ}\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]	Vloeistof volume bij $T_{\text{end}} = 60^{\circ}\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]	Vloeistof volume bij $T_{\text{end}} = 80^{\circ}\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]	Vloeistof volume bij $T_{\text{end}} = 140^{\circ}\text{C}$ [$10^3 \cdot \text{m}^3$]
15	2.0	2.0	2.1	2.4
25	1.8	1.8	1.9	2.1
35	1.7	1.8	1.8	2.0
45	1.7	1.7	1.8	2.0
50	1.6	1.7	1.8	2.0
55	1.6	1.7	1.7	1.9
65	1.6	1.7	1.7	1.9
75	1.6	1.6	1.7	1.9

$$\phi_{m,s} = \phi_{mol,s} \cdot M_s \quad (42)$$

$$\phi_{mol,s} = 32.0 \cdot 30.0 \cdot 10^{-3} = 0.961 \text{ kg/s}$$

$$\phi_{v,s} = \frac{\phi_{m,s}}{\rho_l} \quad (43)$$

$$\phi_{v,s} = 0.961/995 = 9.66 \cdot 10^{-4} \text{ m}^3/\text{s}$$

De concentratie sucrose in melasse is $500 \cdot \text{kg} \cdot \text{m}^{-3}$, de benodigde melasse stroom is:

$$\phi_{v,mel} = \frac{\phi_{m,s}}{C_s} \quad (44)$$

$$\phi_{v,mel} = 0.961/500 = 1.92 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\phi_{m,mel} = \rho_{mel} \cdot \phi_{v,mel} \quad (45)$$

$$\phi_{m,mel} = 1100 \cdot 1.92 \cdot 10^{-3} = 2.11 \text{ kg/s}$$

De totale stroom vóór sterilisatie is:

$$\phi_{v,TOTv} = \phi_{v,mest} + \phi_{v,mel} \quad (46)$$

$$\phi_{v,TOTv} = (19.9 + 1.92) \cdot 10^{-3} = 21.8 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\phi_{m,TOTv} = \phi_{v,TOTv} \cdot \rho_l \quad (47)$$

$$\phi_{m,TOTv} = 21.8 \cdot 10^{-3} \cdot 995 = 21.7 \text{ kg/s}$$

De voor de sterilisatie benodigde stroom stroom, gebaseerd op het opwarmen van het centrifugaat van 15°C (T_3) naar 40°C (T_{15}), volgt uit een warmtebalans over de stromen. De totale stroom stroom is:

$$\phi_{m,stoom} = \frac{\phi_{m,TOTv} \cdot C_{p,l} \cdot (T_{15} - T_3)}{H_{stoom} - C_{p,l} \cdot T_{15}} \quad (48)$$

$$\phi_{m,stoom} = (21.7 \cdot 4.2 \cdot 10^3 \cdot (40-15)) / (2756.7 \cdot 10^3 - 4.2 \cdot 10^3 \cdot 40) = 0.881 \text{ kg/s}$$

$$\phi_{v,stoom} = \frac{\phi_{m,stoom}}{\rho_l} \quad (49)$$

$\phi_{v,stoom} = 0.881/995 = 0.885 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$,
met H_{stoom} , de enthalpie van stoom bij 6 bar en 140°C .

Tabel II.6: De stroomstroom en het vloeistof volume bij twee koolstofrendementen, respectievelijk 35% en 50%, als functie van de eindtemperatuur. De eindtemperatuur is de temperatuur van de stroom uit destersilatie/warmte-recuperatie sectie.

T_{end} [°C]	T_{lost} [°C]	T_{recup} [°C]	Stoom stroom [10 ³ ·kg/h]		Vloeistof volume D=0.05 h ⁻¹ [10 ³ ·m ³]	
			ns=35%	ns=50%	ns=35%	ns=50%
15	0	125	0	0	1.63	1.57
20	5	120	0.6	0.6	1.64	1.58
30	15	110	1.9	1.9	1.67	1.61
40	25	100	3.3	3.2	1.70	1.64
50	35	90	4.7	4.5	1.73	1.66
60	45	80	6.1	5.9	1.75	1.69
70	55	70	7.6	7.3	1.78	1.72
80	65	60	9.2	8.8	1.81	1.75
90	75	50	10.7	10.4	1.85	1.78
100	85	40	12.4	11.9	1.88	1.81
110	95	30	14.1	13.6	1.91	1.84
120	105	20	15.9	15.3	1.95	1.88
130	115	10	17.7	17.1	1.99	1.91
140	125	0	19.6	18.9	2.03	1.95

De totale de fermentor ingaande stroom is:

$$\phi_{v,TOTn} = \phi_{v,mest} + \phi_{v,mel} + \phi_{v,stoom} \quad (50)$$

$$\phi_{v,TOTn} = (19.9 + 1.92 + 0.885) \cdot 10^{-3} = 22.7 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\phi_{m,TOTn} = \rho_l \cdot \phi_{v,TOTn} \quad (51)$$

$$\phi_{m,TOTn} = 995 \cdot 22.7 \cdot 10^{-3} = 22.6 \text{ kg/s}$$

In de mest zitten vetzuren. Aangenomen is dat de hoeveelheid vetzuren ($11.79 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3}$, lit. 2) overeenkomt met een equivalente hoeveelheid sucrose. De totale "sucrose" in de centrifugaatstroom is:

$$\phi_{m,smest} = C_{smest} \cdot \phi_{v,mest} \quad (52)$$

$$\phi_{m,smest} = 11.79 \cdot 19.9 \cdot 10^{-3} = 0.235 \text{ kg/s}$$

$$\phi_{mol,smest} = \frac{\phi_{m,smest}}{M_s} \quad (53)$$

$$\phi_{mol,smest} = 0.235/30 \cdot 10^{-3} = 7.8 \text{ cmol/s}$$

Uit de elementenbalans volgt de zuurstof stroom:

$$\phi_o = \frac{4 \cdot (\phi_{mol,s} + \phi_{mol,smest}) - 4.2 \cdot \phi_{mol,x} - \frac{14}{3} \cdot \phi_{mol,l}}{4} \quad (54)$$

$$\phi_o = (4 \cdot (32.0 + 7.8) - 4.2 \cdot 6.67 - 14/3 \cdot 16.0)/4 = 14.16 \text{ mol/s}$$

Uit de koolstof balans volgt de kooldioxide stroom:

$$\phi_{mol,c} = \phi_{mol,s} - \phi_{mol,l} - \phi_{mol,x} \quad (55)$$

$$\phi_{mol,c} = 32.0 - 16.0 - 6.67 = 9.344 \text{ cmol/s}$$

Ruwe berekening van grootte van de totale afvalstroom:

$$\phi_{m,afval} = \phi_{m,mest} \cdot C_{vast} + f \cdot \phi_{m,mel} + \phi_{m,x}$$

$$\phi_{m,afval} = 1.26 \text{ kg/s}$$

Hierin is C_{vast} de concentratie vaste stof in de varkensdrijfmestcentrifugaat en is f de fractie COD van de niet door het microörganisme omgezette melasse.

Uit een vuistregeltje (lit. 10) dat luidt dat per m kolom de absolute zuurstofconcentratie 0.55% afneemt, volgt voor de berekening van de uitgaande zuurstof concentratie:

$$O_u = O_i - q \cdot H \quad (56)$$

$O_u = 21 - 0.55 \cdot 17.9 = 11.2\%$,
met H , de hoogte van een fermentor, is $17.9 \cdot \text{m}$.
Het opgenomen percentage zuurstof is:

$$\Delta O = O_i - O_u \quad (57)$$

$$\Delta O = 21.0 - 11.2 = 9.8\%$$

De totale benodigde hoeveelheid lucht is:

$$\phi_{v,air} = \frac{\phi_o}{\Delta O} \cdot V_g \quad (58)$$

$\phi_{v,air} = 14.16 \cdot 0.022 / 0.098 = 3.179 \text{ m}^3/\text{s}$
met V_g het molair volume $\approx 22 \cdot \text{liter}$.
Deze stroom wordt verdeeld over 4 fermentoren.
Voor één fermentor geldt:

$$\phi_{v,lucht,fl} = \frac{\phi_{v,lucht}}{4} \quad (59)$$

$$\phi_{v,g} = 3.179 / 4 = 0.79 \text{ m}^3/\text{s}$$

Met deze methode is het luchtdebiet berekend als functie van het koolstofrendement. De resultaten zijn opgenomen in Tabel II.2. Voor het gedetailleerd doorrekenen van het proces is de luchtstroom bepaald door een zuurstofoverdrachtsimulatie Bijlage VI. Hieruit volgt dat de luchtstroom per fermentor moet zijn $\phi_{v,g} 0.257 \text{ Nm}^3/\text{s}$ (0.33 kg/s). Voor de onderstaande berekeningen is dit gasdebiet gebruikt.
De superficiële gassnelheid is:

$$v_s = \frac{\phi_{v,lucht,fl}}{\frac{\pi}{4} \cdot D_f^2} \quad (60)$$

$v_s = 0.257 / (\pi / 4 \cdot 6^2) = 9.20 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$
met D_f de diameter van de fermentor, is $5.965 \cdot \text{m}$.

De bellensnelheid v_b wordt $0.25 \cdot \text{m} \cdot \text{s}^{-1}$ gesteld. De ϵ is:

$$\epsilon = \frac{v_s}{v_b} \quad (61)$$

$$\epsilon = 9.20 \cdot 10^{-3} / 0.25 = 0.037$$

Het totale benodigde vloeistof volume:

$$V_l = \frac{\phi_{v,tot}}{D} \quad (62)$$

$$V_l = 22.7 \cdot 10^{-3} \cdot 3600 / 0.05 = 1635 \text{ m}^3$$

Het totale benodigde fermentor volume is:

$$V_{tot} = \frac{V_l}{1 - \epsilon} \quad (63)$$

$$V_{tot} = 1635 / (1 - 0.037) = 1698 \text{ m}^3$$

Het aantal benodigde fermentoren is:

$$N_f = \frac{V_{tot}}{V_f} \quad (64)$$

$$N_f = 1698 / 500 = 3.396,$$

waarbij het werkvolume van één fermentor, V_f is 500 m^3 .

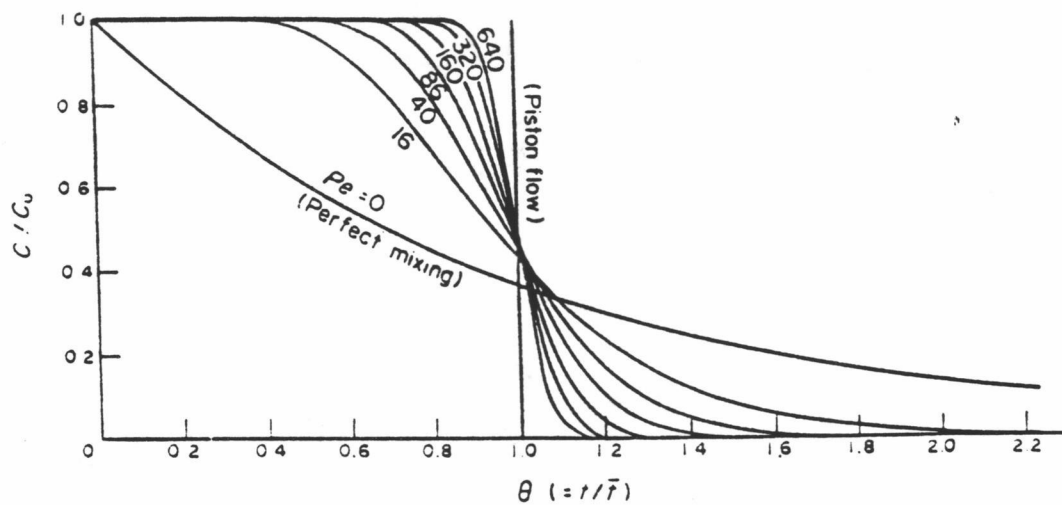
Tabel II.1 geeft de benodigde melasse stroom, de totale processtroom vóór(*) in, en na sterilisatie in m^3/h als functie van het koolstofrendement.

Tabel II.2 geeft de benodigde hoeveelheid zuurstof in kmol/h als functie van het koolstofrendement, en de benodigde lucht stroom in m^3/h als functie van het koolstofrendement.

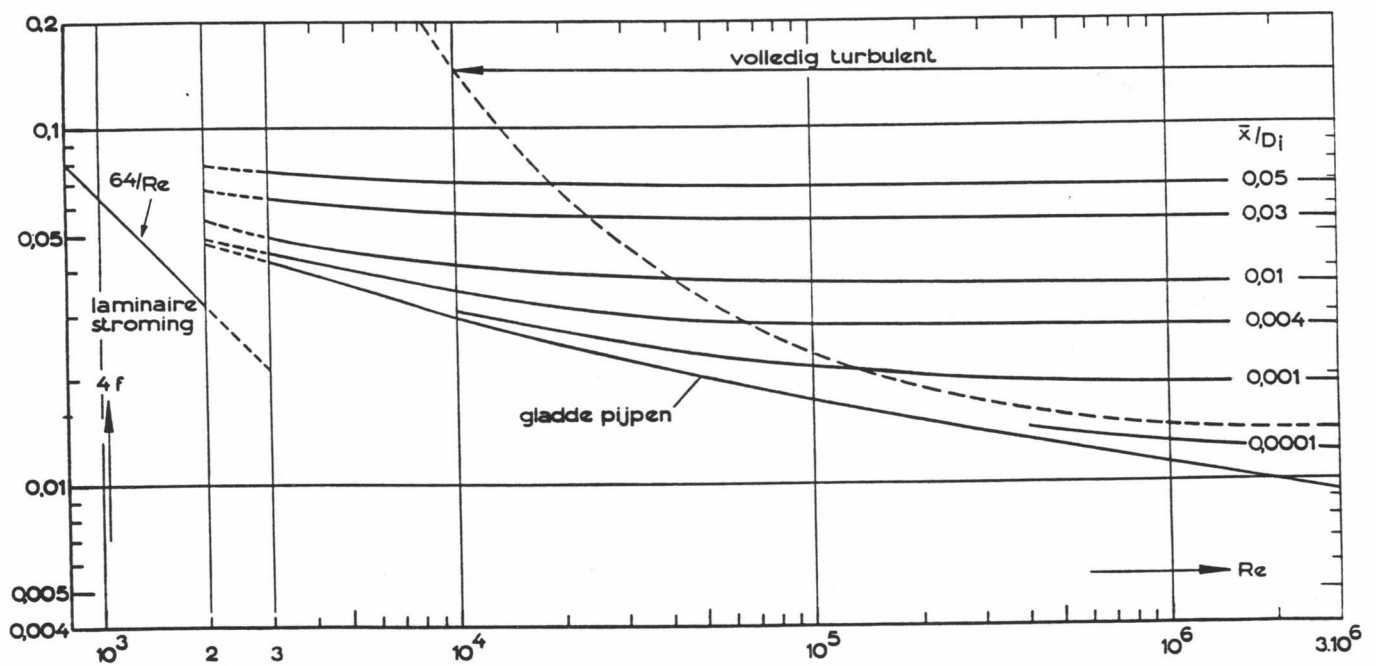
Tabel II.3 geeft het benodigde vloeistof reactor volume in m^3 bij vier verschillende verdunningssnelheden, respectievelijk 0.05, 0.08, 0.14, en 0.20 h^{-1} , als functie van het koolstofrendement.

Tabel II.6 geeft de stoom stroom in kg/h als functie van het aantal gerecupereerde graden celcius bij een koolstofrendement van 50% en het benodigde vloeistof volume in m^3 als functie van het aantal gerecupereerde graden celcius bij een verdunningssnelheid van 0.05 per uur en een koolstofrendement van 50%. Het aantal gerecupereerde graden celcius is het temperatuur verschil tussen de sterilisatie temperatuur en de temperatuur van de stroom uit de sterilisatie/warmte-recuperatie sectie.

De getallen in de hierboven besproken tabellen zijn uitgezet in grafieken, zie paragraaf 4.3.



Figuur III.1: Effect van verschillende stroomtypen gegeven voor verschillende Pe , waarden van het Peclet getal, en holding tijden in continue medium sterilisatie (lit. 7).



Figuur III.2: Verband tussen de frictiefactor f en Re bij stroming door pijpen met cirkelvormige doorsnede bij verschillende relatieve ruwheden $\bar{x}/D_i$

Bijlage III: holding tube.

De holding tube is ontworpen om stroom (9), zijnde de stroom uit de stoominjector, 10 seconde (θ) op 140°C te houden. Stroom (9), een kwart van de totaal in het proces te steriliseren stroom is 6.65 kg/s. De viscositeit van water bij 140°C is $1.856 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Pa} \cdot \text{s}$. Het Reynolds getal moet groter zijn dan $2 \cdot 10^4$, gekozen is een Reynolds getal van $7 \cdot 10^5$. Er is een correctiefactor ω van 0.85 gekozen die de lengte van de buis moet corrigeren voor axiale dispersie. Later in de berekening zal deze waarde geverifieerd worden. De benodigde pijpdiameter is:

$$d = \frac{4 \cdot V}{Re \cdot \pi \cdot \eta} \quad (65)$$

$d = 4 \cdot 6.65 / 7 \cdot 10^5 \cdot \pi \cdot 1.856 \cdot 10^{-4} = 0.065 \text{ m}$
De lineaire snelheid is:

$$u = \frac{4 \cdot \phi_m}{\rho_l \cdot \pi \cdot d^2} \quad (66)$$

$u = 4 \cdot 6.65 / 995 \cdot \pi \cdot 0.065^2 = 2.00 \text{ m/s}$
De axiale dispersie coëfficiënt bedraagt:

$$E_z = \frac{u \cdot d}{2} \quad (67)$$

$E_z = 2.00 \cdot 0.065 / 2 = 0.065 \text{ m}^2/\text{s}$
Voor de benodigde pijplengte volgt:

$$L = \frac{\theta \cdot u}{\omega} \quad (68)$$

$L = 10 \cdot 2.00 / 0.85 = 23.6 \text{ m}$
Nu kan het Peclet getal berekend worden:

$$Pe = \frac{u \cdot L}{E_z} \quad (69)$$

$Pe = 2.00 \cdot 23.6 / 0.065 = 723$
Uit Figuur III.1 (lit. 7) blijkt dat de waarde ω eerder gekozen, voor dit Peclet getal correct is. De drukval over de pijp is:

$$\frac{\Delta p}{L} = 4f \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_l \cdot \frac{u^2}{d} \quad (70)$$

$\Delta p/L = 1.2 \cdot 10^{-5} \cdot 0.5 \cdot 995 \cdot 2.00^2 / 0.065 = 0.368 \text{ bar}/100\text{m}$,
waarin de frictiefactor $4f$ ($1.2 \cdot 10^{-5}$) bepaald is uit Figuur III.2 (lit. 11).
De drukval over de holding tube bedraagt $\Delta p_{\text{buis}} = (\Delta p/L) \cdot L = 0.09 \text{ bar}$.

Tabel IV.1: Resultaten pijpenwarmtewisselaar ontwerp.

Nr	t_1 [°C]	t_2 [°C]	T_1 [°C]	T_2 [°C]	F_t [-]	u_t [m/s]	u_s [m/s]	dP_t [bar]	dP_s [bar]
H11	140	120	98	119	0.82	0.86	0.66	0.09	0.63
H10	120	100	77	98	0.84	0.91	0.69	0.10	0.71
H9	100	80	57	77	0.85	0.96	0.71	0.11	0.79
H8	80	60	36	57	0.86	1.01	0.74	0.13	0.89
H7	60	40	15	36	0.87	1.06	0.77	0.15	1.00

Nr	N_t [-]	D_s [m]
H11	310	0.383
H10	292	0.375
H9	277	0.368
H8	264	0.361
H7	252	0.354

Bijlage IV: Dimensionering van pijpenwarmtewisselaar H11.

Als voorbeeld van het doorrekenen van warmtewisselaars is pijpenwarmtewisselaar H11 doorgerekend. Warmtewisselaar H11 heeft één shell en twee tube passes. In deze warmtewisselaar geeft een hete supernatant stroom, afkomstig uit de sterilisatie sectie, zijn warmte aan een koude supernatant stroom. Warmtewisselaar H11 maakt deel uit van een serie van vijf warmtewisselaars, waarin de hete stroom van 140°C (T_{10}) wordt gekoeld naar een temperatuur van 40°C (T_{15}). De koude supernatant stroom van 15°C (T_3) wordt in deze serie verwarmt. In Tabel IV.1 zijn de belangrijkste gegevens van de warmtewisselaars H7 t/m H11 vermeld.

De grootte van de totale stroom vóór sterilisatie ($\phi_{m,8}$) en ná sterilisatie ($\phi_{m,10}$) bij een verdunningsnelheid van 0.05 per uur en een koolstofrendement van 50% bedragen respectievelijk 21.7 kg/s en 22.6 kg/s (Tabel II.6). De totale hoeveelheid over te dragen warmte is:

$$Q_{tot} = \phi_{m,tot} \cdot C_{pw} \cdot (T_{10} - T_{15}) \quad (71)$$

$$Q_{tot} = 9492 \text{ kW}$$

De temperatuur van de opgewarmde stroom (T_8) uit de configuratie van vijf warmtewisselaren is:

$$T_8 = \frac{Q_{TOT}}{C_{pw} \cdot \phi_{m,tot}} + T_3 \quad (72)$$

$$T_8 = 119^\circ\text{C}$$

De totale proces stroom wordt verdeeld over vier productie units.

De af te koelen supernatant stroom (10) bevindt zich aan de buiszijde. De op te warmen stroom (3) bevindt zich aan de shell-zijde. De temperatuur van de af te koelen stroom daalt in stappen van 20°C. De temperatuur van de op te warmen stroom stijgt in stappen van 20.8°C. Voor pijpenwarmtewisselaar H11 geldt:

Voor stroom (10) geldt:

$$\phi_{m,t} = 6.65 \text{ kg/s}$$

$$T_{10} = 140^\circ\text{C}$$

$$T_{11} = 120^\circ\text{C}$$

Voor stroom (3) geldt:

$$\phi_{m,s} = 6.39 \text{ kg/s}$$

$$T_7 = 98^\circ\text{C}$$

$$T_8 = 119^\circ\text{C}$$

In de berekeningen zijn voor supernatant de fysische constanten van water genomen:

$$\rho_1 = 995 \text{ kg/m}^3$$

$$C_p = 4.2 \cdot 10^{-3} \text{ J/kg} \cdot \text{K}$$

$$\lambda_1 = 0.59 \text{ W/m} \cdot \text{K}$$

Tabel IV.2: Typische totale warmteoverdrachtscoëfficiënten.

Shell and tube exchangers		
Hot fluid	Cold fluid	U (W/m ² °C)
<i>Heat exchangers</i>		
Water	Water	800-1500
Organic solvents	Organic solvents	100-300
Light oils	Light oils	100-400
Heavy oils	Heavy oils	50-300
Gases	Gases	10-50
<i>Coolers</i>		
Organic solvents	Water	250-750
Light oils	Water	350-900
Heavy oils	Water	60-300
Gases	Water	20-300
Organic solvents	Brine	150-500
Water	Brine	600-1200
Gases	Brine	15-250
<i>Heaters</i>		
Steam	Water	1500-4000
Steam	Organic solvents	500-1000
Steam	Light oils	300-900
Steam	Heavy oils	60-450
Steam	Gases	30-300
Dowtherm	Heavy oils	50-300
Dowtherm	Gases	20-200
Flue gases	Steam	30-100
Flue	Hydrocarbon vapours	30-100
<i>Condensers</i>		
Aqueous vapours	Water	1000-1500
Organic vapours	Water	700-1000
Organics (some non-condensibles)	Water	500-700
Vacuum condensers	Water	200-500
<i>Vaporisers</i>		
Steam	Aqueous solutions	1000-1500
Steam	Light organics	900-1200
Steam	Heavy organics	600-900

Voor de berekening van de viscositeit bij verschillende temperaturen T van water is verg. (1) gebruikt.

De hoeveelheid overgedragen warmte voor H11 is:

$$Q = \phi_{m,t} \cdot C_{pw} \cdot (T_{10} - T_{11}) \quad (73)$$

$$Q = 559 \text{ kW}$$

Voor tegenstroom wordt de volgende formule gebruikt om het gemiddelde temperatuur verschil in de warmtewisselaar te berekenen:

$$\Delta T_{lm} = \frac{(T_7 - T_{11}) - (T_8 - T_{10})}{\ln \left[\frac{T_7 - T_8}{T_8 - T_7} \right]} \quad (74)$$

$$\Delta T_{lm} = 21.3^\circ\text{C}$$

De temperatuur correctie factor is berekend met:

$$F_t = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln \left[\frac{1 - S}{1 - R \cdot S} \right]}{(R - 1) \cdot \ln \left[\frac{2 - S \cdot [R + 1 - \sqrt{R^2 + 1}]}{2 - S \cdot [R + 1 + \sqrt{R^2 + 1}]} \right]} \quad (75)$$

$$F_t = 0.821,$$

een functie van twee dimensieloze temperatuur verhoudingen:

$$R = \frac{T_7 - T_8}{T_{11} - T_{10}} \quad (76)$$

$$R = 1.041$$

$$S = \frac{T_{11} - T_{10}}{T_7 - T_{10}} \quad (77)$$

$$S = 0.48$$

Voor het gecorrigeerde temperatuurverschil geldt:

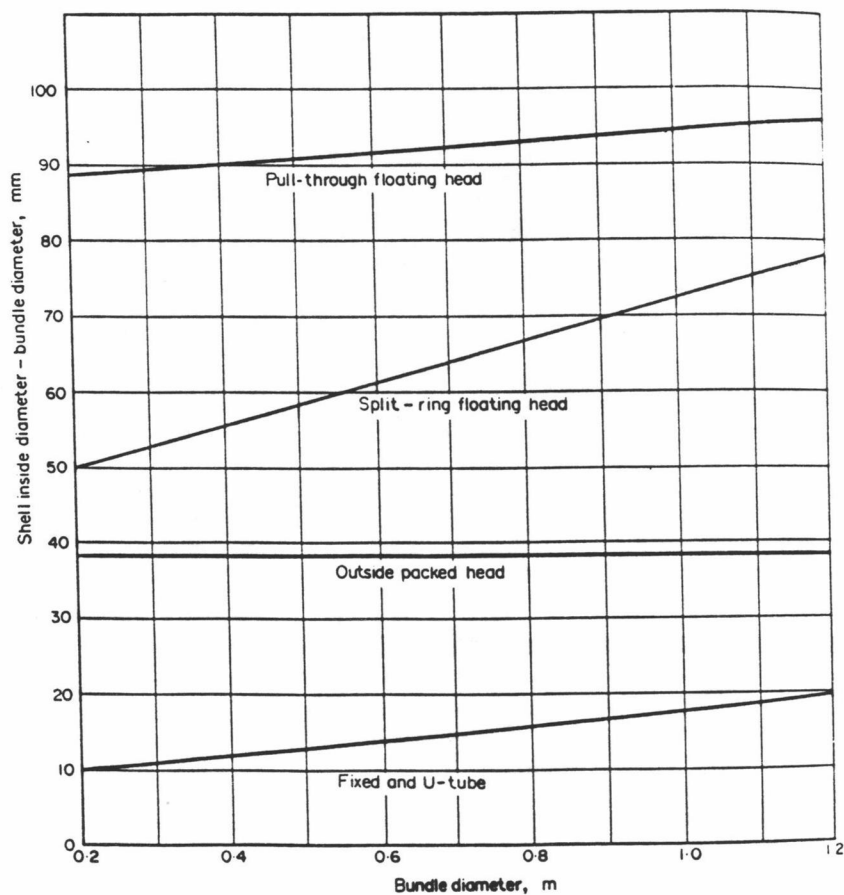
$$\Delta T_m = F_t \cdot \Delta T_{lm} \quad (78)$$

$$\Delta T_m = 17.5^\circ\text{C}$$

Tabel IV.3: constanten voor gebruik in verg. (82)

Triangular pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.319	0.249	0.175	0.0743	0.0365
n_1	2.142	2.207	2.285	2.499	2.675

Square pitch, $p_t = 1.25d_o$					
No. passes	1	2	4	6	8
K_1	0.215	0.156	0.158	0.0402	0.0331
n_1	2.207	2.291	2.263	2.617	2.643



Figuur IV.1: Shell-bundle clearance.

Het benodigde uitwisselend oppervlak is:

$$A = \frac{Q}{\Delta T_m \cdot U} \quad (79)$$

$A = 27.845 \text{ m}^2$,
met $U = 1150 \text{ kg} \cdot \text{s}^{-3} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$ (Tabel IV.2, lit. 5)

De buizen van de pijpenwarmtewisselaar zijn 2.39 m lang, de buiten diameter (d_o) is 12 mm de binnen diameter is 8 mm.

Het oppervlak van één buis is:

$$A_{\text{buis}} = L \cdot d_o \cdot \pi \quad (80)$$

$A_{\text{buis}} = 0.09 \text{ m}^2$
Het aantal benodigde buizen is:

$$N_t = \frac{A}{A_{\text{buis}}} \quad (81)$$

$$N_t = 310$$

Er is gekozen voor een vierhoekige pitch van 1.25 met het oog op het reinigen van de buitenkant van de buizen. Bij deze pitch zijn de constanten K_1 en n_1 respectievelijk 0.156 en 2.291 (Tabel IV.3, lit. 5). De bundel diameter is:

$$D_b = d_o \cdot \left[\frac{N_t}{K_1} \right]^{\frac{1}{n_1}} \quad (82)$$

$$D_b = 0.33 \text{ m}$$

Uit Figuur IV.1 (lit. 5) volgt een "Bundle diametrical clearance" van 54 mm, de shell diameter is:

$$D_s = D_b + 54 \cdot 10^{-3} \text{ mm} \quad (83)$$

$$D_s = 0.383 \text{ m}$$

De buis zijde coëfficiënt:

De gemiddelde temperatuur aan de buiszijde:

$$T_m = \frac{T_{10} + T_{11}}{2} \quad (84)$$

$$T_m = 130^\circ\text{C}$$

Het oppervlak van een doorsnede van één buis is:

$$A_b = \frac{1}{4} \cdot \pi \cdot d_i^2 \quad (85)$$

$$A_b = 5.0 \cdot 10^{-5} \text{ m}^2$$

Het aantal buizen per pas is:

$$N_{tp} = \frac{N_t}{2} \quad (86)$$

$$N_{tp} = 155$$

Het totaal doorstroomde oppervlak is:

$$A_t = N_{tp} \cdot A_b \quad (87)$$

$$A_t = 7.77 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

De water-massa snelheid:

$$G_t = \frac{\phi_{m,t}}{A_t} \quad (88)$$

$$G_t = 856.8 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

De lineaire water snelheid is:

$$u_t = \frac{G_t}{\rho_l} \quad (89)$$

$$u_t = 0.861 \text{ m/s}$$

De "binnen" vloeistof coëfficiënt is:

$$h_i = C_{pw} \cdot [1.35 + 0.02 \cdot T_m] \cdot \frac{u_t^{0.8}}{d_i^{0.2}} \quad (90)$$

$$h_i = 9.711 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

De shell zijde coëfficiënt:

Het aantal schotten (n_s) in de tank is 3. De "baffle spacing" wordt dan:

$$l_b = \frac{D_s}{n_s} \quad (91)$$

$$l_b = 128 \text{ mm}$$

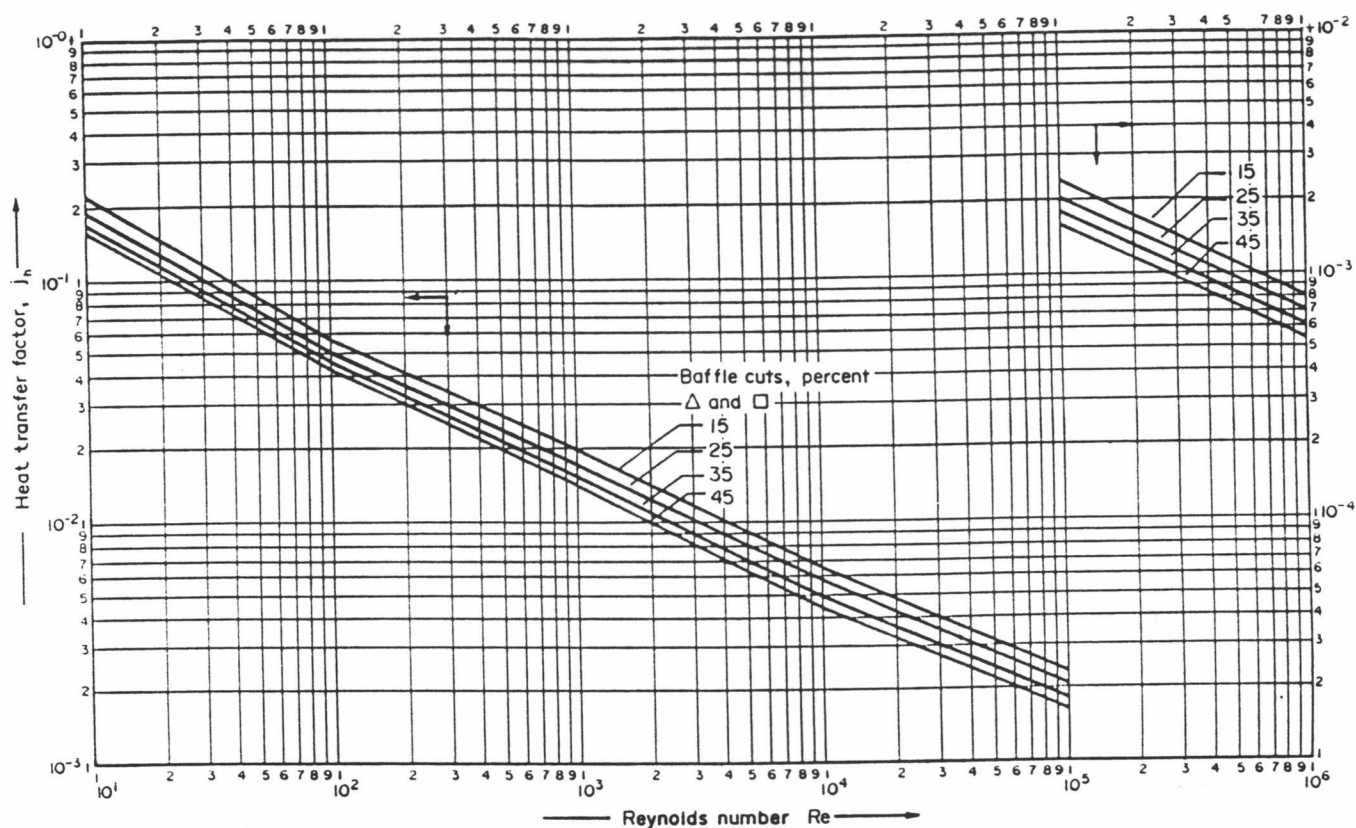


Figure IV.2: Shell-side heat-transfer factors, segmental baffles.

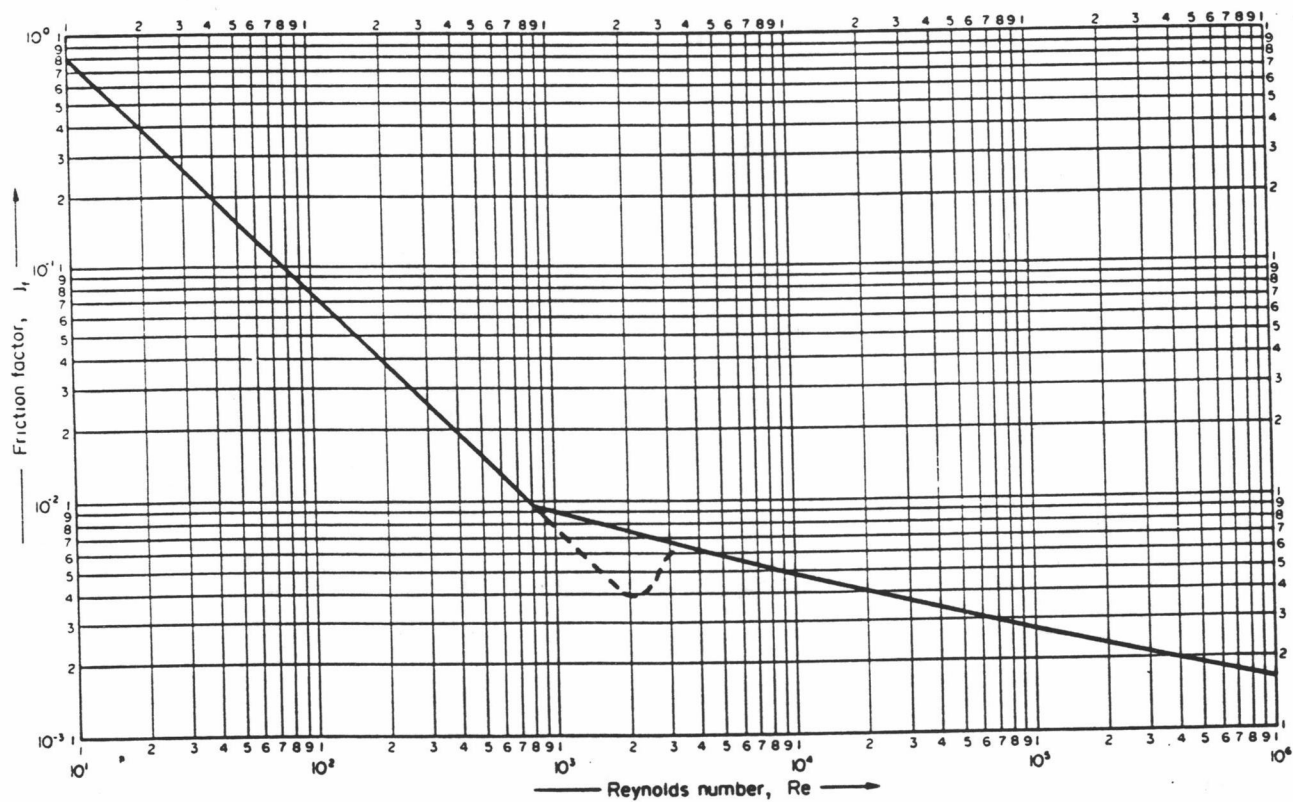


Figure IV.3: Tube-side friction factors.

De "cross-flow" area is:

$$A_s = \frac{(p_t - d_o) \cdot D_s \cdot l_b}{p_t} \quad (92)$$

$$A_s = 9.78 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

,met de "tube pitch", $p_t = 1.25 \cdot d_o = 15 \text{ mm}$.

De water massa snelheid is:

$$G_s = \frac{\phi_{m,s}}{A_s} \quad (93)$$

$$G_s = 365 \text{ kg}/(\text{m}^2 \cdot \text{s})$$

De equivalente hydraulische shell binnen diameter is berekend met:

$$d_e = \frac{1.10}{d_o} \cdot [p_t^2 - 0.917 \cdot d_o^2] \quad (94)$$

$$d_e = 8.52 \text{ mm}$$

De gemiddelde shell zijde temperatuur is:

$$T_{ms} = \frac{T_7 + T_8}{2} \quad (95)$$

$$T_{ms} = 108.5^\circ\text{C}$$

De viscositeit van het water ($\eta(T_{ms})$) in de shell bij deze temperatuur is $2.5 \cdot 10^{-4} \cdot \text{Pa} \cdot \text{s}$, en de thermische geleidbaarheid (λ_l) is $0.59 \cdot \text{W} \cdot \text{m}^{-1} \cdot \text{C}^{-1}$. Voor het Reynolds getal en het Prandtl voor de stroming aan de shell zijde volgt:

$$Re_s = \frac{G_s \cdot d_e}{\eta(T_{ms})} \quad (96)$$

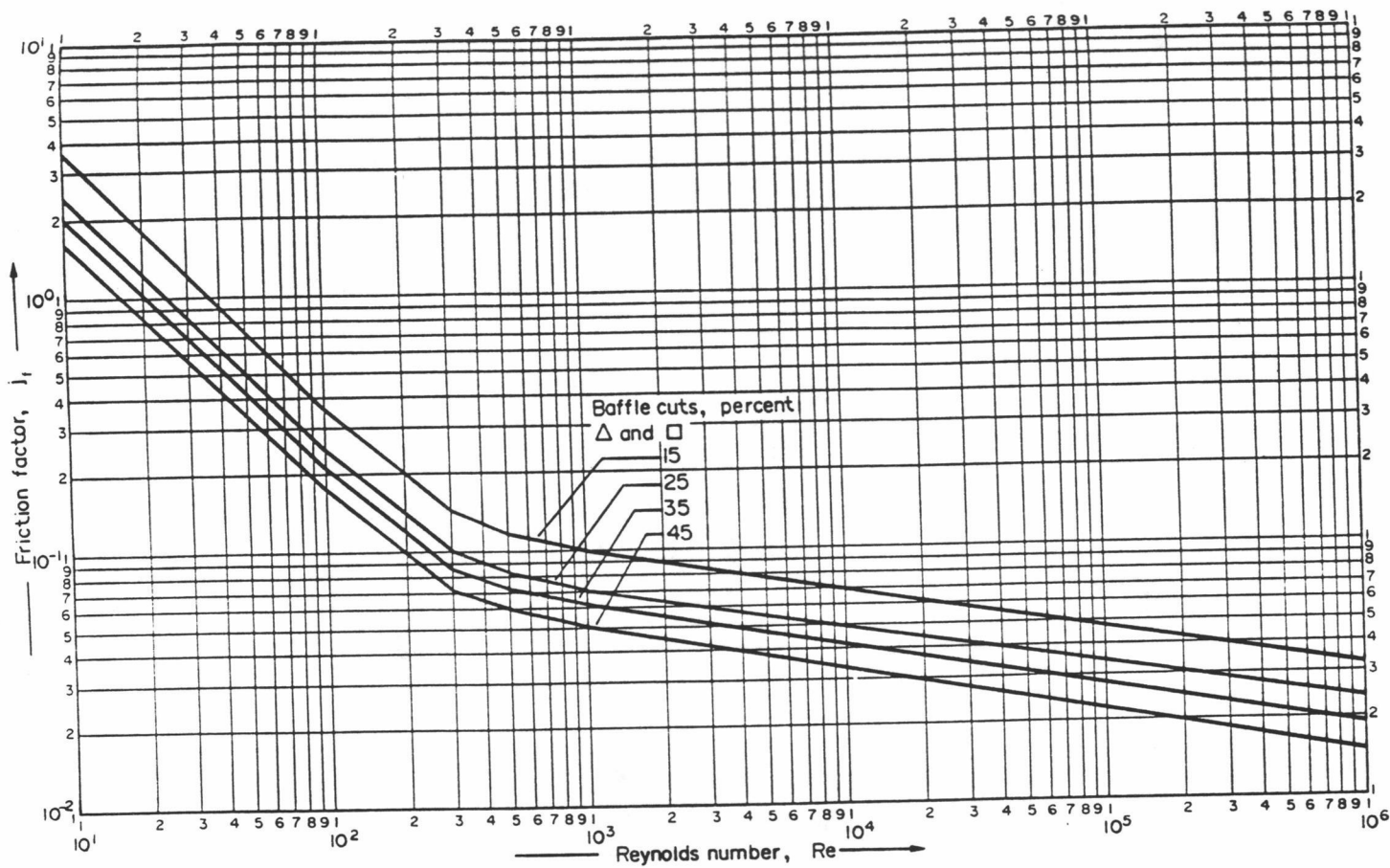
$$Re_s = 2.216 \cdot 10^4$$

$$Pr_s = \frac{C_{pw} \cdot \eta(T_{ms})}{\lambda_l} \quad (97)$$

$$Pr_s = 1.788$$

Uit Figuur IV.2, (lit. 5) volgt dat bij een "baffle cut" van 25%:

$$j_h = 4.22 \cdot 10^{-3} \quad (98)$$



Figuur IV.4: Shell-side friction factors, segmental baffles.

De shell zijde warmte overdrachtscoëfficiënt zonder (viscositeits correctie) bedraagt:

$$h_s = \frac{\lambda_l}{d_e} \cdot j_h \cdot Re_s \cdot Pr_s^{\frac{1}{3}} \quad (99)$$

$$h_s = 7.861 \text{ kW}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

Voor een lage viscositeit vloeistof is geen correctie nodig.

Voor de thermische geleidbaarheid van de buizen (λ_w) is een waarde van $50 \cdot \text{W}/\text{m} \cdot ^\circ\text{C}$ genomen, voor de "fouling coëfficiënten" (h_{od} en h_{id}) de waarde $6000 \cdot \text{W} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

De "overall coëfficiënt":

$$U = \left[\frac{1}{h_s} + \frac{1}{h_{od}} + \frac{d_o \cdot \ln \frac{d_o}{d_i}}{2 \cdot \lambda_w} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_{id}} + \frac{d_o}{d_i} \cdot \frac{1}{h_i} \right]^{-1} \quad (100)$$

$$U = 1339 \text{ W}/(\text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})$$

Voor $Re_t = 3.371 \cdot 10^4$ volgt uit Figuur IV.3 (lit. 5) een frictie factor (j_{ft}) voor de buis zijde van $0.376 \cdot 10^{-2}$.

De drukval over de buis zijde:

$$\Delta P_t = N_p \cdot \left(8 \cdot j_{ft} \cdot \frac{L}{d_i} + 2.5 \right) \cdot \frac{\rho_L \cdot u_t^2}{2} = 4.06 \cdot \text{kPa} \quad (101)$$

$$\Delta P_t = 8.463 \text{ kPa}$$

De lineaire stroom snelheid aan de shell zijde is:

$$u_s = \frac{G_s}{\rho_L} \quad (102)$$

$$u_s = 0.657 \text{ m/s}$$

Voor $Re_s = 2.216 \cdot 10^4$ volgt uit Figuur IV.4 (lit. 5) een frictie factor (j_{fs}) voor de shell zijde van $4.387 \cdot 10^{-2}$.

De drukval over de shell zijde:

$$\Delta P_s = 8 \cdot j_{fs} \cdot \frac{D_s}{d_e} \cdot \frac{L}{l_b} \cdot \frac{\rho_L \cdot u_s^2}{2} \quad (103)$$

$$\Delta P_s = 63.37 \text{ kPa.}$$

Bijlage V: Luchtcompressor.

De drukverhouding r van in en uitgaande gasstroom is:

$$r = \frac{P_{uit}}{P_{atm}} = \frac{4.07}{1.013} = 4.02 \quad (104)$$

Er is gerekend dat per compressiestap eenzelfde drukverhouding wordt bewerkstelligd, dat is per stap een drukverhouding 2.0. Na de eerste compressiestap is de druk 2.03 bar, na de tweede 4.07 bar. De berekening wordt hieronder uitgewerkt voor de eerste compressiestap. Voor een adiabatische compressie geldt (lit. 11):

$$T_2' = T_1 \cdot \left[\frac{p_2}{p_1} \right]^{\frac{\gamma-1}{\gamma}} = T_1 \cdot r^{(\gamma-1)/\gamma} \quad (105)$$

Met $T_1 = 15^\circ\text{C}$ en $\gamma = 1.395$ voor lucht (lit. 16) levert dit voor de eerste compressiestap $T_2' = 77.7^\circ\text{C}$. De arbeid verricht voor deze isentropische compressie is:

$$W_s(\text{isentrop}) = \frac{\gamma}{\gamma-1} \cdot \frac{R}{M_{air}} \cdot [T_2' - T_1] \quad (106)$$

$W_s(\text{isentrop}) = 63.9 \text{ kJ/kg}$

waarin M_{air} de molecuulmassa van lucht is ($28.8 \cdot 10^{-3} \text{ kg/mol}$).

De arbeid verricht voor de werkelijke compressie is met η is 0.70:

$$W_s = \frac{W_s(\text{isentrop})}{\eta} \quad (107)$$

$W_{s,1} = 91.4 \text{ kJ/kg}$

De temperatuur van het gas na de compressie is:

$$T_2 = T_1 + \frac{T_2' - T_1}{\eta} \quad (108)$$

$T_2 = 104.6^\circ\text{C}$

Vervolgens wordt het gas gekoeld tot 20°C , de begintemperatuur voor de tweede compressie. Met vergelijkingen (106) t/m (108) volgt hieruit:

$$W_{s,2} = 92.9 \text{ kJ} \quad T_2 = 111.2^\circ\text{C}$$

De totale arbeid W_s voor de compressie 184.3 kJ/kg . Het massadebiet van lucht voor de compressie is 0.33 kg/s (bijlage VI). Het compressorvermogen is:

$$P_c = \phi_{m,g} \cdot W_s \quad (109)$$

$P_c = 60.8 \text{ kW}$.

Het rendement η van de elektromotor voor de compressor is voor een dergelijk vermogen ongeveer 90% (lit. 5). Het elektrisch vermogen is dan $P/\eta = 60.8/0.9 = 67.6$ kW.

De H/D verhouding van de fermentor is gekozen door het compressorvermogen P_c voor de luchttoevoer te minimaliseren. De luchtstroom $\phi_{m,g}$ en specifieke arbeid W_s zijn voor verschillende H/D verhoudingen berekend, waarna met verg. (109) het compressievermogen berekend is. In Tabel VI.1 zijn de resultaten opgenomen. Te zien is dat het minimale compressorvermogen P_c nodig is voor een H/D van 3.

Tabel VI.1: Resultaten van de optimalisatie voor het minimale compressor vermogen

H/D [-]	W_s [kJ/kg]	$\phi_{m,g}$ [kg/s]	P_c [kW]
2.5	177.3	0.346	61.4
3	184.3	0.330	60.8
3.5	169.5	0.320	54.2
4	196.5	0.312	61.3

Bijlage VI: OTR simulaties.

```

const
  g      = 9.81;           {zwaartekrachtversnelling      }
  R      = 8.314;          {gasconstante       }
  roh    = 995;            {dichtheid vloeistof }
  Po     = 2E5;            {systeemdruk        }
  Temp   = 31;             {reactortemperatuur  }
  HD     = 3;              {hoogte/diameter verhouding }
  V      = 500;            {totaal volume reactor }
  Xo2    = 0.21;           {molfractie zuurstof in lucht }
  Fi_air = 0.235;          {Volumestroom lucht in Nm3 }
  T0     = 273.15;         {standaard temperatuur }
  Atm    = 1.013E5;        {atmosferische druk   }
  Xl     = 0.15;           {percentage O2 verzadiging van }
                           { vloeistof           }

procedure BubColEqs(var Depend, Deriv);

{Procedure waarin de differentiaalvergelijkingen uitgerekend worden}

var
  X      : EqVect absolute Depend;
  dXdZ   : EqVect absolute Deriv;
begin
  ( X[1]= molfractie O2 in gas )
  dXdZ[1] := -kla*V/Fimol*(X[2]*X[1]*AlphaTemp/(R*T0)-Cl);
  ( X[2]= druk in vloeistof )
  dXdZ[2] := -roh*g*H*(1-eps);
end;

procedure Initialisatie; {In procedure 'initialisatie' worden }
const {verschillende variabelen berekend die}
  teta = 1.022; {nodig zijn voor de simulatie }
var
  kla20 : RKFloat;
begin
  D := exp(1/3*ln(V*4/pi/HD)); {Diameter van reactor}
  H := HD*D; {Hoogte van reactor }
  F := pi/4*sqr(D); {Doorsnede van reactor }
  vs := Fi_air/F; {Superficiële gassnelheid }
  eps := vs/0.25; {gas hold-up }
  AlphaTemp:=alpha(Temp); {Bunsencoefficient bij }
                           { reactortemperatuur }
  Cl := Xl*Xo2*Atm*alpha(25)/(R*T0); {O2-concentratie in vloeistof}
  Fimol := Fi_air*Atm/(R*273.15); {molstroom gas }
  kla20 := 0.32*exp(0.7*ln(vs)); {stofoverdrachtscoefficient}
  kla := kla20*exp((Temp-20)*ln(teta)); { bij 20°C en reactortemp}

  ZStart := 0.0; {Startwaarden voor afhankelijke }
  XStart[1] := Xo2; { variabelen}
  XStart[2] := Po+roh*g*H*(1-eps);
  ZFinal := 1.0 ; ZDelta := 0.01; Ready := false;
end;

```

Bijlage VII: Koelmantel.

Een eenvoudig koelsysteem is een koelspiraal van halve buizen gelast tegen de buitenwand van de fermentor. De buizen worden met koelwater doorstroomt. De door koeling af te voeren warmtestroom Q_{koel} is gelijk aan de geproduceerde warmtestroom Q_{tot} berekend in vergelijking (21) en is 1124 kW.

$$v_s = 9.20 \cdot 10^{-3} \text{ m/s}$$

$$T_b = 31^\circ\text{C}$$

$$\rho_b = 995 \text{ kg/m}^3$$

$$D_i = 10 \cdot 10^{-2} \text{ m}$$

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt U is:

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_b} + \frac{d_w}{\lambda_w} + \frac{1}{h_k} \quad (110)$$

De warmteweerstand veroorzaakt door vuilaanslag aan de fermentorwand wordt vooralsnog niet meegenomen. Verondersteld wordt dat dit geen grote rol speelt als de fermentor eens per maand wordt schoongemaakt.

De warmteoverdrachtscoëfficiënt h_b is berekend volgens Deckwer (lit. 9). De vergelijking wordt aanbevolen voor bellenkolommen.

$$h_b = 0.1 \cdot \rho_b \cdot C_{p,b} \cdot v_s \cdot \left[\frac{v_s^3}{\nu_b \cdot g} \cdot \left[\frac{\nu_b \cdot \rho_b \cdot C_{p,b}}{\lambda_b} \right]^2 \right]^{-0.25} \quad (111)$$

De kinematische viscositeit ν_b bij T_b volgt uit verg. (2) en is $6.9 \cdot 10^{-7} \cdot \text{m}^2/\text{s}$. Invullen van de variabelen geeft $h_b = 3.01 \cdot 10^3 \text{ W} \cdot \text{m}^{-2} \cdot ^\circ\text{C}^{-1}$

De koelspiraal om de fermentor bestaat uit halve buizen die aan de buitenkant zijn gelast. De warmteoverdrachtscoëfficiënt h_k wordt als volgt berekend (lit. 17):

$$h_k = 0.027 \cdot \frac{\lambda_k}{D} \cdot \left[\frac{\rho_k \cdot \nu_k \cdot D}{\eta_k} \right]^{0.8} \cdot \left[\frac{\nu_k}{a_k} \right]^{0.33} \quad (112)$$

Hiermee wordt aangenomen dat de halve buis beschouwd mag worden als een ronde buis door de hydraulische diameter D_h te gebruiken.

$$D_h = \frac{4 \cdot \text{doorsnede}}{\text{nat omtrek}} = \frac{4 \cdot \frac{\pi}{8} \cdot D_i^2}{\frac{\pi}{2} \cdot D_i + D_i} \quad (113)$$

waaruit volgt $D_h = 6.1 \cdot 10^{-2} \text{ m}$.

De gemiddelde vloeistofsnelheid v_k in de buis is 1.32 m/s wat later geverifieerd zal worden. Gesteld is dat de temperatuur $T_{k,i}$ van het ingaande koelwater 15°C en $T_{k,u}$ van de uitgaande stroom 28°C. De gemiddelde temperatuur volgt uit:

$$T_{k,m} = \frac{T_{k,i} + T_{k,u}}{2} \quad (114)$$

Ingevuld geeft dit:

$$T_{k,m} = 21.5^\circ\text{C}.$$

De viscositeiten, volgens verg. (114), worden berekend bij deze gemiddelde temperatuur:

$$\eta_{k,m} = 8.1 \cdot 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s} \quad \nu_{k,m} = 8.2 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$$

De temperatuurvereffeningscoëfficiënt a_k volgt uit:

$$a_k = \frac{\lambda_k}{\rho_k \cdot c_{p,k}} \quad (115)$$

en is $1.4 \cdot 10^{-7} \text{ m}^2/\text{s}$.

Substitutie van deze variabelen in verg. (112) geeft $h_k = 4.65 \cdot 10^3 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$.

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt U wordt berekend volgens verg. (110). De dikte d_w van de fermentorwand is afhankelijk van de hoogte. In bijlage IX zijn deze berekend. U_{sectie} wordt berekend als functie van de dimensieloze hoogte z :

z [-]	U_{sectie} [W/m ² ·°C]
0.0-0.25	901
0.25-0.5	955
0.5-0.75	1015
0.75-1.0	1084

Als aangenomen wordt dat per koelsectie evenveel warmte wordt afgevoerd, dan is dat:

$$Q_{\text{sectie}} = \frac{Q_{\text{koel}}}{N_{\text{sectie}}} = \frac{1124}{4} = 281 \text{ kW} \quad (116)$$

Het logaritmisch temperatuurverschil $\Delta T_{\ln}$ tussen fermentormedium en koelvloeistof volgt uit:

$$\Delta T_{\ln} = \frac{T_{k,u} - T_{k,i}}{\ln \left[\frac{T_b - T_{k,i}}{T_b - T_{k,u}} \right]} \quad (117)$$

en $\Delta T_{\ln} = 7.8^\circ\text{C}$.

De oppervlakte A_{sectie} per sectie tussen de fermentor en de koelbuizen wordt berekend volgens:

$$A_{\text{sectie}} = \frac{Q_{\text{sectie}}}{U_{\text{sectie}} \cdot \Delta T_{\ln}} \quad (118)$$

De som van deze oppervlaktes A_{sectie} geven het totaal uitwisselende oppervlakte A en is 147 m^2 . De benodigde pijplengte koelbuis L_k per fermentor volgt uit:

$$L_k = \frac{A}{D_i} \quad (119)$$

$L_k = 1471 \text{ m}$

Het aantal wikkelingen van de buis N_k rond de fermentor is:

$$N_k = \frac{L_k}{\pi \cdot D} \quad (120)$$

$N_k = 79$

De massastroom koelwater per koelsectie $\phi_{m,k}$ volgt uit:

$$\phi_{m,k} = \frac{Q_{\text{sectie}}}{c_{p,k} \cdot (T_{k,u} - T_{k,i})} \quad (121)$$

$\phi_{m,k} = 5.15 \text{ kg/s}$

De gemiddelde vloeistofsnelheid v_k in de koelbuizen kan nu berekend worden:

$$v_k = \frac{\phi_{m,k}}{\rho_k \cdot F} = \frac{\phi_{m,k}}{\rho_k \cdot \frac{\pi}{8} \cdot D_i^2} \quad (122)$$

$v_k = 1.32 \text{ m/s}$.

Als drukval $\Delta p/L$ over de koelbuizen wordt berekend volgens:

$$\frac{\Delta p}{L} = 4f \cdot \frac{1}{2} \cdot \rho_k \cdot \frac{v_k^2}{D_h} \quad (123)$$

waarin de frictiefactor $4f$ wordt berekend met de formule van Blasius (lit. 17), verondersteld dat deze geldig is voor deze vorm buizen:

$$4f = 0.316 \cdot \left[\frac{\rho_k \cdot v_k \cdot D_h}{\eta_k} \right]^{-0.25} \quad (124)$$

Substitutie van de variabelen geeft:

$$\Delta p/L = 0.252 \text{ bar/100m}$$

Deze drukval en vloeistofsnelheid zijn acceptabel (lit. 5).

Bijlage VIII: Sparger.

De sparger voor de inbreng van de lucht in de fermentor is een zogenaamde pijpenblazer. Voor de berekening van de drukval over de sparger is gebruik gemaakt van een ontwerpregel van Gist-brocades. Deze regel stelt dat de drukval twee maal zo groot moet zijn als de hydrostatische druk van een vloeistofkolom zo hoog als de diameter van de pijpen waaruit de sparger is opgebouwd. Verder wordt aangenomen dat de gasdruk in de sparger volledig wordt omgezet in kinetische energie.

De pijpdiameter d_p is 10 cm. De diameter d_o van de gaatjes in de pijpen is 3 mm. Drukval Δp_o over een gaatje is de hydrostatische druk van twee maal pijpdiameter:

$$\Delta p_o = \rho_b \cdot g \cdot (2 \cdot d_p) \quad (125)$$

$$\Delta p_o = 1.95 \text{ kPa}$$

De drukval Δp_o wordt volledig omgezet in kinetische energie waaruit volgt:

$$\Delta p_o = \frac{1}{2} \cdot \rho_b \cdot v_g^2 \quad (126)$$

waaruit de gassnelheid v_g berekend kan worden volgens:

$$v_g = \sqrt{2 \cdot \frac{\Delta p_o}{\rho_g}} \quad (127)$$

Verondersteld wordt dat de uitgang van de sparger één meter boven de bodem van de fermentor staat. De druk ter hoogte van de uitgang is met een gas holdup ε van 0.037:

$$P_{uit} = P_o + \rho_b \cdot g \cdot (1 - \varepsilon) \cdot (H - 1) \quad (128)$$

$$P_{uit} = 3.59 \text{ bar.}$$

Het gas komt met een temperatuur T_g uit de sparger. T_g is 111°C en volgt uit de luchtcompressorberekening (bijlage V). De dichtheid van de lucht ρ_g uit sparger volgt uit:

$$\rho_g = \frac{P_{uit}}{R \cdot T_g} \cdot M_{lucht} \quad (129)$$

$$\rho_g = 3.24 \text{ kg/m}^3.$$

De gassnelheid wordt nu berekend uit verg. (127): $v_g = 34.7 \text{ m/s}$.

De massastroom lucht $\phi_{m,g}$ berekend in de OTR simulaties (bijlage VI), is 0.33 kg/s, wat overeen komt met een volumestroom $\phi_{v,g}$ van $102 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$. De totale oppervlakte

aan luchtgaatjes A_g is:

$$A_g = \frac{\phi_{vg}}{v_g} \quad (130)$$

$$A_g = 2.94 \cdot 10^{-3} \text{ m}^2$$

De oppervlakte van één gaatje A_o is:

$$A_o = \frac{\pi}{4} \cdot d_o^2 \quad (131)$$

$$A_o = 7.1 \text{ mm}^2.$$

Het totaal aantal gaatjes N in de sparger moet dan zijn:

$$N = \frac{A_g}{A_o} \quad (132)$$

$$N = 416$$

Bijlage IX: Dimensionering fermentor.

Het werkvolume V van de fermentor is 500 m^3 . De hoogte diameter verhouding H/D volgt uit de compressor berekening voor de luchttoevoer en is 3. De diameter D is dan 6.0 m en de hoogte H is 17.9 m. Bovenop deze hoogte komt 10% voor het gasvolume boven de vloeistof, waardoor de totale hoogte H_t wordt 19.7 m en volume V_t van 550 m^3 .

De wanddikte van de fermentor wordt gevarieerd over de hoogte. Dit geeft een materiaalbesparing omdat met de hoogte de wanddikte kan afnemen. Er is voor vier wanddiktes gekozen over de hoogte H . De wanddikte d_w is berekend met de volgende vergelijking (lit. 5):

$$d_w = \frac{p_i \cdot D}{2 \cdot f - p_i} \quad (133)$$

waarin p_i de ontwerpdruk is. p_i is de som van de statische en de hydrostatische druk plus 10%:

$$p_i = 1.1 \cdot (p_o + \rho_b \cdot g \cdot H \cdot (1-z)) \quad (134)$$

De ontwerpspanning f voor roestvrij staal bij een maximale temperatuur van 150°C , voor sterilisatie is 130 N/mm^2 (lit. 5).

De verdeling van de wanddikten over de dimensieloze hoogte z is opgenomen in de onderstaande tabel.

z [-]	d_w [mm]
0.0-0.25	9
0.25-0.5	8
0.5-0.75	7
0.75-1.0	6

De fermentor verkrijgt extra stevigheid door de koelmantel, die over het hele buitenoppervlak verspreid is. De koelmantel moet van hetzelfde materiaal als de fermentor geconstrueerd worden, om galvanische corrosie te voorkomen.

In de fermentor moet de pH, temperatuur, en de hoeveelheid schuim gemeten worden. Verder moet de fermentor uitgerust worden met een installatie voor het schoonmaken van de wand na een procesrun.

Bijlage X: Pompberekening.

Hieronder volgt een ruwe pompberekening voor pomp P6. Deze pompt processtroom 3 van het mengvat V5 naar het punt waar stoom wordt toegevoegd voor de sterilisatie.

original pressure	bar(a)	1.00
+ static head (≈ 0.5 m)	bar	0.05
-line loss	bar	negl.
pump suction pressure	bar(a)	1.05
delivery pressure	bar(a)	6.00
static head (≈ 1.0 m)	bar	0.10
line loss	bar	negl.
Δp control valve	bar	2.52
Δp exchangers (H7 t/m H11)	bar	4.03
pump discharge pressure	bar(a)	12.65
-suction pressure	bar(a)	1.05
pump differential pressure	bar	11.60
pump head	m	119.0

De drukval over de regelklep Δp_{cv} is berekend met behulp van de volgende ontwerpregel:

$$\Delta p_{cv} = 0.5 \cdot \Delta p_{\text{stelsysteem}} + 0.1 \cdot (p_2 - p_1 + \rho \cdot g \cdot (h_2 - h_1)) \quad (135)$$

$$\Delta p_{cv} = 0.5 \cdot 4.03 + 0.1 \cdot (6.00 - 1.00 + 0.10 - 0.05) = 2.52 \text{ bar}$$

waarin $\Delta p_{\text{stelsysteem}}$ de totale drukval over het systeem door leidingen en apparaten, p_1 en p_2 zijn de originele respectievelijk de bestemmingsdruk en h_1 en h_2 de hoogte van de vloeistofkolom aan de originele respectievelijk bestemmingszijde.

Het toegevoerd pompvermogen P volgt uit:

$$P = \phi_v \cdot \Delta p \quad (136)$$

$$P = 6.4210^{-3} \cdot 11.6 \cdot 10^5 = 7.45 \text{ kW}$$

Het rendement η van de elektromotor voor de pomp is voor een dergelijk vermogen ongeveer 80% (lit. 5). Het elektrisch vermogen is dan $P/\eta = 7.45/0.8 = 9.31 \text{ kW}$.

Bijlage XI: Mengvat.

In het mengvat worden het mestcentrifugaat en de melasse gemengd. Voor de mengtijd t_m geldt (lit. 10):

$$t_m = 4 \cdot t_c = 4 \cdot \frac{V}{2.6 \cdot N \cdot D^3} \quad (137)$$

Voor een standaardconfiguratie van een mengvat geldt (lit. 18):

$$D = T/3$$

$$H = T$$

Verder geldt:

$$V = \pi/4 \cdot T^2 \cdot H$$

Substitutie van V, D en H in verg. (137) levert:

$$t_m = 32.6/N$$

Standaard roersnelheden N zijn 60 tot 120 r.p.m. (lit. 14). Met $N = 60$ r.p.m. volgt dat $t_m = 32.6$ s. Aangenomen wordt dat een verblijftijd t_r in het vat van 10 maal de mengtijd voldoende is, zodat $t_r = 326$ s. Het volume van het mengvat volgt uit:

$$V = t_r \cdot \phi_v \quad (138)$$

$$V = 326 \cdot 21.8 \cdot 10^{-3} = 7.1 \text{ m}^3$$

Uit het volume volgen de dimensies van het vat:

$$H = T = 2.1 \text{ m}$$

$$D = 0.7 \text{ m}$$

Roervermogen

Het roervermogen volgt uit de vergelijking:

$$P = P_v \cdot \rho_l \cdot N^3 \cdot D^5 \quad (139)$$

Het vermogenskental P_v is een functie van het Reynoldsgetal Re . Re voor een roerder:

$$(140) \quad Re = \frac{N \cdot D^2 \cdot \rho_l}{\eta}$$

$$Re = (1 \cdot 0.7^2 \cdot 995) / 1 \cdot 10^{-3} = 4.9 \cdot 10^5$$

Voor deze waarde van Re geldt $P_v = 4$ (lit. 18). Het roervermogen P volgt uit verg. (139) is 0.67 kW.

Bijlage XII: Economie alternatieve procesvoeringen.

Hier volgt de uitwerking van de drie alternatieve procesuitvoeringen die gekenmerkt worden door:

- Het aantal reservewarmtewisselaars wordt gehalveerd ten opzichte van het basisproces,
- De warmterecuperatiesectie wordt vervangen door de flashmethode, waarbij de gesteriliseerde stroom wordt afgeflashd en de gevormde damp wordt grecycled door een een- of tweetrapscompressie,
- Er vindt geen warmterecuperatie plaats. De opwarming voor sterilisatie vindt uitsluitend plaats door stoominjectie.

Halvering van het aantal reserve warmtewisselaars.

Totale investering.

Ten opzichte van het basisproces verandert hier de aanschafkosten voor de warmtewisselaars, waarvan er nu 30 nodig zijn in plaats van 40. De totale prijs voor de warmtewisselaars is dan $30 \cdot \text{kf } 47,- = \text{kf } 1410,-$. Met alle andere aanschafkosten gelijk volgt PCE wordt dan $\text{kf } 6488,-$. Hieruit wordt de PPC berekend volgens verg. (27) en is $\text{kf } 6488 \cdot (1 + 2.15) = \text{Mf } 20,44$. Met materiaalkosten voor de voorkweek van $\text{Mf } 1,0$ volgt $\text{PPC} = \text{Mf } 21,44$.

Indirecte kosten in de investeringskosten zijn voor design en engineering, contractor en onvoorziene kosten. Deze dragen een totale factor F van 0.45 mee aan het vaste kapitaal. Het vaste kapitaal wordt nu $\text{Mf } 31,08$. Het werkkapitaal wordt als 10% van het vaste kapitaal genomen. De totale investering I nodig voor dit proces is dan $\text{Mf } 34,18$.

Variabele kosten.

De variabele kosten zijn gelijk aan die van het basisproces en zijn $\text{Mf } 5,44$

Vaste kosten.

De kosten voor onderhoud worden 10% van het vaste kapitaal genomen. De onderhoudskosten zijn $\text{Mf } 3,11$.

Voor de afschrijving wordt tien jaar genomen, zonder restwaarde. De afschrijving van de installatie met een rentevoet van 8% geeft een annuïteitsfactor van 0.149. De kapitaalafhankelijke kosten zijn dan:

$$0.149 \cdot \text{totale investering} = \text{Mf } 5,09$$

De verzekeringskosten worden 1% van het vaste kapitaal genomen. Dat is $\text{Mf } 0,31$.

De kosten voor lokale belastingen wordt 2% van het vaste kapitaal genomen en is dan $\text{Mf } 0,62$

De totale vaste kosten K_i zien er als volgt uit:

	kosten [Mf]
onderhoud	3,11
loonkosten	0,70
plant-overhead	0,35
afschrijving	5,09
verzekering	0,31
lokale belastingen	0,62
vaste kosten K_i	10,18

Directe productie kosten.

De berekende productieafhankelijke kosten K_p en vaste kosten K_i vormen samen de directe productie kosten K_d . K_d is Mf 15,62.

Indirecte productie kosten.

Indirecte productie kosten K_o vormen de verkoopkosten, administratie, research en algemene overheads. Deze wordt 20% van de directe produktiekosten genomen en wordt dan Mf 3,12 .

Een overzicht van alle kosten en berekening van winst en rentabiliteit zijn opgenomen in paragraaf 13.3

Warmterecuperatie door flashmethode.

Totale investering.

De aanschafkosten voor fermentoren, opslag, mengvat, compressor voor lucht en filters blijven gelijk met het basisproces. De holdingbuizen en warmtewisselaars voor iedere fermenter zijn verdwenen. Hiervoor in de plaats komt één centrale sterilisatie- en warmterecuperatiesectie voor het hele proces. Hiervoor is nodig een flashvat, een pomp die de te steriliseren stroom via de holdingbuis naar het flashvat pompt, een een- of tweetrapscompressor afhankelijk van de variant, een gaskoeler voor de tweetrapscompressie, en warmtewisselaars om de vloeistofstroom uit het flashvat koelt voordat deze naar de fermentor gaat.

apparaat	no.	prijs per stuk [kf]	Totale prijs [kf]	no.	prijs per stuk [kf]	Totale prijs [kf]
fermentor	4	960,-	3 840,-			idem
opslag supern.	2	160,-	320,-			idem
opslag melasse	2	160,-	320,-			idem
mengvat	1	49,-	49,-			idem
tweetrapscompr.	4	74,-	296,-			idem
filter	4	30,-	120,-			idem
pomp in flash	2	6,35	12,70	2	6,35	12,70
flashcompressor	1	150,-	150,-	1	210,-	210,-
flashvat	1	100,-	100,-	1	100,-	100,-
pomp naar ferm.	8	5,50	44,-	8	5,50	44,-
gaskoeler				1	50,-	50,-
PCE			5252,-			5 361,-
PPC = PCE • (1 + F _{totaal})			16 544,-			16 887,-
+ kosten voorkweek			1 000,-			1 000,-
PPC _{totaal} =			17 545,-			17 887,-
+ indirecte kosten (0.45 • PPC _{totaal})			7 895,-			8 049,-
vast kapitaal I _v			25 439,-			25 936,-
+ werk kapitaal I _w (10% I _v)			2 544,-			2 594,-
totale investering I			27 983,-			28 530,-

Het proces met een- of tweetrapscompressor wordt verder aangeduid met variant 1 respectievelijk 2. Een overzicht van de berekening van de investeringskosten is opgenomen in de bovenstaande Tabel.

Variabele kosten.

Voor de grondstofkosten veranderen alleen de stoomkosten. De hoeveelheid benodigde stoom is berekend met verg. (48). Deze is afhankelijk van de temperatuur waarmede de vloeistof uit de flashdrum komt.

stof	benodigd [ton]	kosten 1 [Mf]	kosten 2 [Mf]
mest supernatant	500 000	-10,00	-10,00
melasse	53 280	13,32	13,32
stoom	69 130 / 51 970	1,50	1,13
H ₂ SO ₄	8 515	1,27	1,27
Totaal		6,09	5,72

Elektriciteit

apparaat	aantal	vermogen [kW]	energie 1 [MWh]	energie 2 [MWh]
mengvat	1	0.7	6	6
luchtcompressor	4	67.6	1895	1895
mengpomp	2	15.0	131	131
pomp koelmantel	16	3.0	336	336
flashcompressor	1	301.0	2636	7481
pomp flash	1	67	583	583
pomp naar ferm.	1	33	289	289
Totaal			5876	10721
Kosten (Mf)			0.59	1.07

Koelwater

De hoeveelheid benodigd koelwater neemt toe omdat aangenomen wordt dat de extra koeling die nodig is opgevangen wordt door de koelmantel van de fermentor.

	stroom [kg/s]	stroom 1 [m ³ /y]	stroom [kg/s]	stroom 2 [m ³ /y]
koelmantel	132	4 183 700	109	3 454 700
luchtcompres.	1,50	47 430	1,50	47 430
totaal		4 231 130		3 502 130
kosten kf		212,-		175,-

Hieronder volgt een totaaloverzicht van de variabele kosten.

	kosten 1 [Mf]	kosten 2 [Mf]
grondstoffen	6,09	5,72
electriciteit	0,59	1,07
koelwater	0,21	0,18
totaal	6,89	6,97

	kosten 1 [Mf]	kosten 2 [Mf]
onderhoud (10% I _v)	2,54	2,59
loonkosten	0,70	0,70
plant-overhead	0,35	0,35
afschrijving (0.149 • I)	4,17	4,25
verzekering (1% I _v)	0,25	0,26
lokale belastingen (2% I _v)	0,51	0,57
vaste kosten K _i	8,52	8,72

De directe productiekosten K_d bedragen voor de varianten 1 en 2 Mf 15,41 respectievelijk Mf 15,69. De indirecte productie kosten K_o bedragen Mf 3,08 respectievelijk Mf 3,14.

Een overzicht van alle kosten en berekening van winst en rentabiliteit zijn opgenomen in paragraaf 13.3

Geen warmterecuperatie.

Totale investering.

Ten opzichte van het basisproces vervallen hier de aanschafkosten voor de warmtewisselaars en kan een pomp met een grotere pompcapaciteit gebruikt worden. In onderstaande tabel zijn alle aanschafkosten uitgewerkt.

apparaat	aantal	prijs per stuk [kf]	Totale prijs [kf]	percentage PCE [%]
fermentor	4	960,-	3 840,-	77
opslag supern.	2	160,-	320,-	6
opslag melasse	2	160,-	320,-	6
mengvat	1	86,-	86,-	2
pomp	2	6,5	13,-	0
tweetrapscompressor	4	74,-	296,-	6
filter	4	30,-	120,-	2
PCE =			4 995,-	100

Met PCE is kf 4 995,- volgt uit verg. (27) PPC en deze is $\text{kf } 4\,995 \cdot (1 + 2.15) = \text{Mf } 15,73$
Met materiaalkosten voor de voorkweek van Mf 1,0 volgt PPC = Mf 16,73.

Indirecte kosten in de investeringskosten zijn voor design en engineering, contractor en onvoorziene kosten. Deze dragen een totale factor F van 0.45 mee aan het vaste kapitaal. Het vaste kapitaal wordt nu Mf 24,26. Het werkkapitaal wordt als 10% van het vaste kapitaal genomen. De totale investering I nodig voor dit proces is dan Mf 26,68.

Variabele Kosten.

Grondstoffen

stof	benodigd [ton]	kosten [Mf]
mest supernatant	500 000	-10,00
melasse	53 280	13,32
stoom	132 700	2,88
H ₂ SO ₄	8 515	1,27
Totaal		7,47

De jaarlijkse kosten voor hulpstoffen zoals antischuim, en zuur of base voor de fermentor zijn niet meegenomen in de berekening. De jaarkosten aan grondstoffen zijn Mf 7,47 .

Electriciteit

Het electriciteitverbruik is berekend voor de belangrijkste verbruikers. Dit is uitgewerkt in onderstaande tabel. Het aantal pompen voor de koelmantel is als volgt berekend: vier fermentoren met ieder vier koelsecties, die ieder gevoed worden door één pomp geeft 16 pompen.

apparaat	aantal	vermogen [kW]	energie [MWh]
pomp P6	4	9.3	261
mengvat	1	0.7	6
luchtcompressor	4	67.6	1895
mengpomp	2	15.0	131
pomp koelmantel	16	3.0	336
Totaal			2629

De totale benodigde elektrische energie is 2629 MWh. Met een prijs van f 0.10/kW worden de jaarkosten k_f 263,-

Koelwater

Koelwater wordt gebruikt voor de koelmantel van de fermentor en voor de koeling bij de tweetrapscompressie voor de luchttoevoer aan de fermentor.

	stroom [kg/s]	stroom [m ³ /y]
koelmantel	229.9	7 286 590
compressor	1.50	47 430

De totale hoeveelheid koelwater per jaar is 7 334 020 m³. De jaarkosten hiervoor zijn k_f 367,-

De totale variabele kosten zien er dan als volgt uit:

	kosten [Mf]
grondstoffen	7,47
electriciteit	0,26
koelwater	0,37
variabele kosten K_v	8,10

Vaste kosten.

De kosten voor onderhoud worden 10% van het vaste kapitaal genomen. De onderhoudskosten zijn Mf 2,42.

Voor de afschrijving wordt tien jaar genomen, zonder restwaarde. De afschrijving van de installatie met een rentevoet van 8% geeft een annuïteitsfactor van 0.149 . De kapitaalafhankelijke kosten zijn dan:

$$0.149 \cdot \text{totale investering} = \text{Mf } 3,98$$

De verzekeringskosten worden 1% van het vaste kapitaal genomen. Dat is Mf 0,24 .

De kosten voor lokale belastingen wordt 2% van het vaste kapitaal genomen en is dan Mf 0,48

De totale vaste kosten K_i zien er als volgt uit:

	kosten [Mf]
onderhoud	2,42
loonkosten	0,70
plant-overhead	0,35
afschrijving	3,98
verzekering	0,24
lokale belastingen	0,48
vaste kosten K_i	8,17

Directe productie kosten.

De berekende productieafhankelijke kosten K_p en vaste kosten K_i vormen samen de directe productie kosten K_d . K_d is Mf 16,27.

Indirecte productie kosten.

Indirecte productie kosten K_o vormen de verkoopkosten, administratie, research en algemene overheads. Deze wordt 20% van de directe produktiekosten genomen en wordt dan Mf 3,25 .

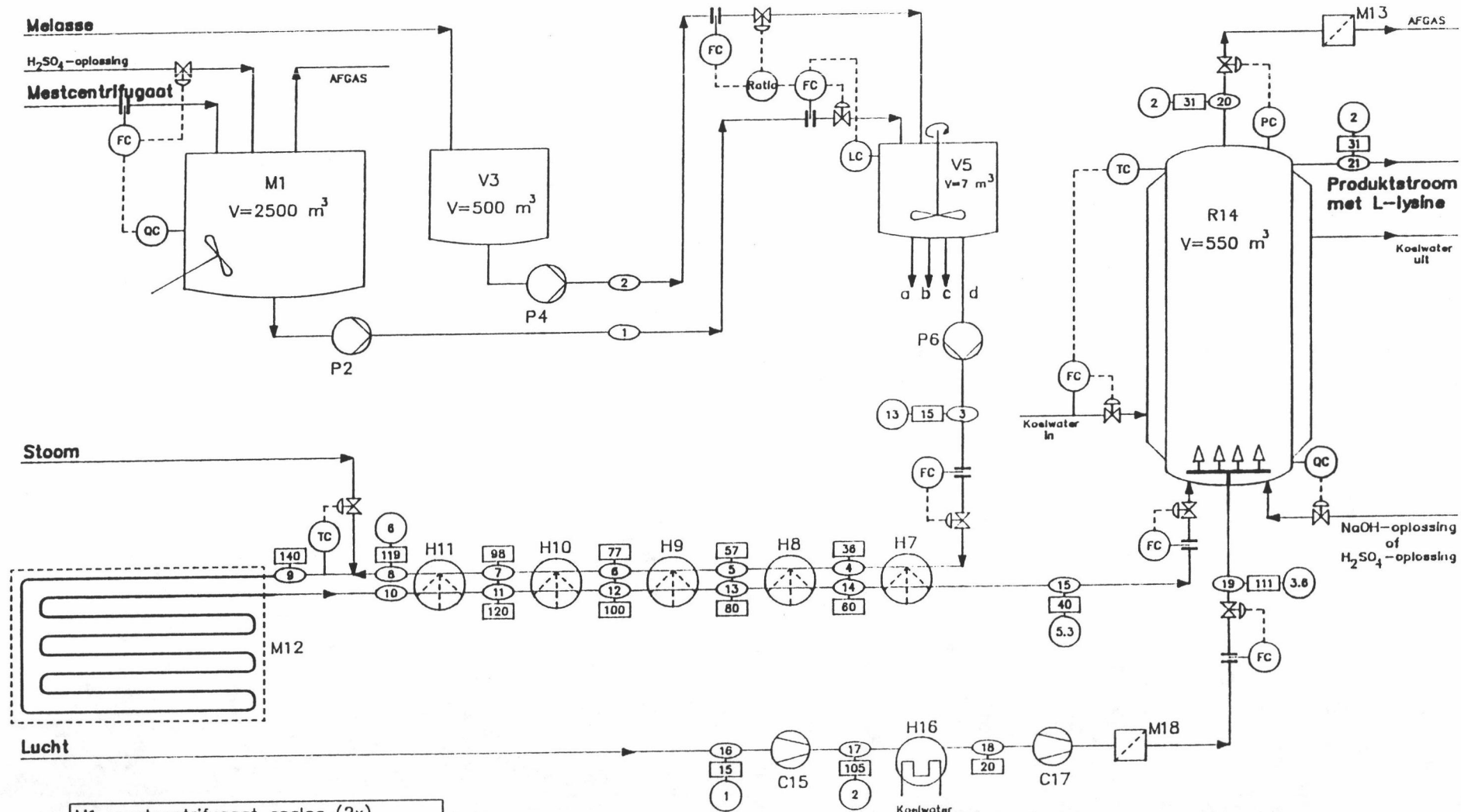
Een overzicht van alle kosten en berekening van winst en rentabiliteit zijn opgenomen in paragraaf 13.3

Bijlage XIII: Kostprijs.

Goed

bulkprijs (excl. btw)

supernatant	f -20,00/ton
melasse	f 0,25/kg
H ₂ SO ₄ (98%)	f 0,15/kg
NaOH	f 1,64/kg
stoom, 10 bar(abs.),220°C	f 21,70/ton
koelwater	f 0,05/m ³
elektriciteit	f 0,10/kWh



M1 mestcentrifugaat opslag (2x)
 V3 melasse opslag (2x)
 V5 mengvat
 H7 t/m H11 warmtewisselaars (4x)
 M12 holding tube (4x)
 M13 filter (4x)
 R14 fermentor (4x)
 C15/H16/C17 tweetrapscompressor (4x)
 M18 filter (4x)

VERTROUWELIJK

PROCESSCHEMA VAN DE PRODUCTIE VAN L-LYSINE UIT VARKENS-DRIJFMESTCENTRIFUGAAT

B.J. Bezemer
 P.G.M. Lelieveld

FVO 2929
 Maart 1992

○ Stroomnummer
 □ Temperatuur in °C

○ Absolute druk in bar

Apparatenlijst voor pompen. blowers. kompressoren

Apparaat No:	P2	P4	P6	C15	C17
Benaming, type	VDMC [*] - pomp	MELASSE pomp	MEDIUM POMP	TWEE TRAPS COMPRESSOR	
te verpompen medium	VDMC [*]	MELASSE	VDMC [*]	LUCHT	LUCHT
Capaciteit in t/d of kg/s [*]	19.8	2.11	6.39	0.33	0.33
Dichtheid in kg/m ³	995	1100	995		
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff. [*])	-	-	/13		
temp. in °C in / uit	15/15	15/15	15/15	15/105	20/111
Vermogen in kW theor./ prakt.	-	-	7.45/9.31	30.2/33.6	30.6/34
Speciaal te ge- bruiken mat.	RVS	RVS	RVS	RVS	RVS
aantal serie/parallel					

* VARKENS DRIJFMESTCENTRIFUGAAT.

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reaktoren. kolommen. vaten

Apparaat No:	V3	V5	R14		
Benaming, type	MELASSE OPSLAG TANK.	MENGVAT	FERMENTOR		
Abs.of eff.* druk in bar	1	1	2		
temp. in °C	15	15	31		
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	500	7	550		
Vulling:* schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - .. - vorm	—	—	—		
Speciaal te ge- bruiken mat.	RVS	RVS	RVS		
aantal serie/parallel	2	1	4		

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	M1	M12	M13	M18	
Benaming, type	VDMC* opslag	HOLDING TUBE	FILTER	FILTER	
Capaciteit [kg s ⁻¹]	19.8	6.65	0.33	0.33	
Abs. of eff.* druk in bar	1	6	2	3.6	
temp. in °C	15	140	31	111	
Inhoud in m ³ of afmetingen in m *	2500	0.78 L = 23.6 m D = 0.065 m	—	—	
aantal serie/parallel	2	4	4	4	

* VARKENS DRIJFMESTCENTRIFUGAAT.

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars. fornuizen

Apparaat No:	H7	H8	H9	H10	H11
Benaming, type	WARMTE- WISSELAAR	→	→	→	→
Medium pijpen-/ mantelzijde	VDMC [*]	→	→	→	→
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	559	→	→	→	→
Warmtewisselend oppevl. in m ²	22.7	23.7	24.9	26.3	27.8
Aantal serie parallel	8	8	8	8	8
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	5.4/9.5	5.5/8.5	5.6/7.8	5.7/7	5.8/6.3
temp. in / uit in °C pijpzijde mantelzijde	60/40 15/36	80/60 36/57	100/80 57/77	120/100 77/98	140/120 98/119
Speciaal te ge- bruiken mat.	RVS	RVS	RVS	RVS	RVS

* VARKENSDRIJFMESTCENTRIFUGAAT.

* aangeven wat bedoeld wordt.

Fabrieksvoorontwerp nr: 2929
Datum: 21-03-1992
Ontworpen door: B.J. Bezemer
P.G.M. Lelieveld

Specificatieformulier Centrifugaalpomp

Apparaatnummer : P6			
Dienst : mediumpomp			
Aantal : 4			
Fysische gegevens pompvloeistof			
Fluïdum	:	VDMC	
Temperatuur	:	15	°C
Dichtheid	:	995	kg/m ³
Viscositeit	:	4.8	10 ⁻⁶ Pa·s
Vermogen			
Capaciteit	:	6.39	kg/s
Zuigdruk	:	1.05	bar
Persdruk	:	12.65	bar
Theoretisch vermogen	:	7.45	kW
Nuttig effect	:	0.80	
Asvermogen	:	9.31	kW
Konstruktieve gegevens			
NPSH	:	119	m
Materiaal	:	RVS	

* VDMC is varkensdrijfmestcentrifugaat.

Fabrieksvoorontwerp nr : 2929
Datum : 21-03-1992
Ontworpen door : B.J. Bezemer
P.G.M. Lelieveld

Warmtewisselaar Specificatieblad

Apparaatnummer : H11		Aantal : 8	
Algemene eigenschappen			
Functie		: Warmtewisseling tussen een warme, gesteriliseerde en een koude mestcentrifugaatstroom	
Type		: warmtewisselaar	
Uitvoering		: vaste pijpplaten	
Positie		: horizontaal	
Capaciteit	: 559	kW	
Warmtewisselend oppervlak	: 27.8	m ²	
Overall warmteoverdrachtscoëfficiënt	: 1150	W/m ² K	
Logaritmisch temperatuurverschil (LMTD)	: 21.3	°C	
Aantal passages pijpzijde	: 2		
Aantal passages mantelzijde	: 1		
Correktiefactor LMTD	: 0.821		
Gecorrigeerde LMTD	: 17.6	°C	
Aantal buizen	: 310		
Buislengte	: 2.39	m	
Buisdiameter (buitendiameter)	: 12	mm	
Wanddikte buizen	: 2.0	mm	
Manteldiameter	: 0.383	m	
Baffle afstand	: 0.80	m	
Baffle cut	: 25	%	
Bedrijfscondities			
		mantelzijde	pijpzijde
Soort fluidum		VDMC*	VDMC*
Massaastroom	kg/s	6.39	6.65
Massaastroom te verdampen/condenseren	kg/s	-	-
Gemiddelde soortelijke warmte	kJ/kg°C	4.2	4.2
Verdampingswarmte	kJ/kg	-	-
Temperatuur IN	°C	98	140
Temperatuur UIT	°C	119	120
Druk	bar	6.2	5.7
Materiaal		RVS	RVS

* varkensdrijfmestcentrifugaat

