

Wo 26/6/85

14.00

Nr: 2618

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

..... M. Philippi en M. den Reijer

onderwerp:

De..continue..vergisting..van..suikers..tot..ethanol

..... door Pichia stipitis

adres:

M. Philippi

M. den Reijer

J.H.A. Schaperlaan 63, 2283 GP Rijswijk

Ten Hove 20

opdrachtdatum: jan. 1985

verslagdatum: juni 1985

DE CONTINUE VERGISTING VAN SUIKERS TOT ETHANOL
DOOR PICHIA STIPITIS

fabrieksvoorontwerp nr. 2618

Januari-juni 1985

Afdeling der scheikundige technologie
Technische Hogeschool Delft

M. Philippi	J.H.A. Schaperlaan 63	2283 GP	Rijswijk
M. den Reijer	Ten Hove 20	2291 CK	Wateringen

INHOUDSOPGAVE

	SAMENVATTING	4
	CONCLUSIES	5
1	INLEIDING	6
2	UITGANGSPUNTEN VAN HET ONTWERP	7
	2.1 samenstelling van de afvalstroom	7
	2.2 fermentatie van suikers	8
	2.3 groei op suikers en bijprodukten	9
3	PROCESBESCHRIJVING	10
	3.1 totale proces	10
	3.2 fermentatie	12
	3.3 gist afscheiding	12
	3.4 ethanolzuivering	13
	3.5 groei op bijprodukten en suikerresten	13
	3.6 zuivering van afvalstromen	14
4	APPARATUURBEREKENING	15
	4.1 fermentoren	15
	4.1.1 vergistingsfermentor (R 1)	15
	4.1.2 groeifermentor (R 4)	17
	4.1.3 overzicht fermentoren	19
	4.2 centrifuge	19
	4.3 destillatiekolom	19
	4.4 membraanscheiding	21
	4.5 warmtewisselaar (H 2)	22
	4.6 voorverwarmer en reboiler (H 1 ; H 5)	22
	4.7 condensoren (H3 en H4)	23
	4.8 pompen	23

5	MASSA- EN WARMTEBALANS	25
5.1	inleiding	25
5.2	processchema	26
5.3	massa- en warmtebalans	27
5.3.1	fermentatie en groei	27
5.3.2	zuivering ethanol en opwerking van de spui	29
5.4	stroom/componenten staat	31
6	OVERZICHT SPECIFICATIE APPARATUUR	34
7	KOSTENBEREKENING	39
7.1	inleiding	39
7.2	lozingskosten	39
7.3	investeringen	39
7.4	arbeidskosten	40
7.5	verdere kosten	40
7.6	totale kosten	41
7.7	opbrengst	42
8	LIJST VAN GEBRUIKTE SYMBOLEN	43
9	LITERATUUROVERZICHT	45
	BIJLAGE I anaerobe fermentatie van xylose door gisten	46

SAMENVATTING

In dit ontwerp wordt een suiker bevattende afvalstroom van een papierfabriek met behulp van de gist *Pichia stipitis* vergist tot ethanol. Het zuiveren van de afvalstroom kan met de gist *Pichia stipitis* in een continu proces plaats vinden.

Het proces is als volgt opgebouwd :

De voorgezuiverde afvalstroom wordt in 2 fermentoren van 25 m³ en 30 m³ vergist. De scheiding van de gist en de ethanoloplossing vindt plaats in een centrifuge. De ethanoloplossing wordt gezuiverd in een destillatiekolom (aantal trappen 12, hoogte 7 m, diameter .65 m), en vervolgens in een membraanscheidingsapparaat. De afgescheiden gist wordt via 2 groeifermentoren van 1 m³ teruggevoerd naar de 2 fermentoren waar de vergisting plaats vindt. Een klein deel van deze gist wordt gespuid nadat in een zuiveringsfermentor van 15 m³ de spui voldoende is gezuiverd.

De ingaande afvalstroom is 150 ton/dag. De uitgaande ethanolstroom is ongeveer 3 ton/dag. De kosten per jaar zijn ongeveer Fl. 2 miljoen. De kostprijs per ton ethanol wordt Fl. 1879,-. De opbrengst per ton ethanol blijkt Fl. 2020,- te zijn.

CONCLUSIES

1. Uit het voorontwerp is duidelijk geworden dat het zuiveren van de afvalstroom economisch gezien goed haalbaar is. Er behoeven vrijwel geen lozingskosten te worden betaald terwijl de opbrengst aan ethanol en eventueel veevoeder dusdanig hoog is dat hiermee de kosten geheel gedekt worden.

2. Van de pas ontdekte gist *Pichia stipitis* zijn nog te weinig gegevens bekend. Daarom hebben we een groot aantal gegevens moeten aannemen, zoals omzettingssnelheid en groeisnelheid.

3. Het model voor de simultane groei en vergisting op meerdere suikers is in de literatuur nog nauwelijks beschreven. Er zijn wel enige praktische gegevens bekend omtrent de groei op afgewerkte sulfietloog. Ons ontwerp is daarom sterk gesimplificeerd.

4. Er is niet gewerkt aan de optimalisering van het gehele proces. Er is slechts naar de haalbaarheid van het proces gekeken.

5. De koeling van de vergistingsfermentoren kan hoogstwaarschijnlijk achterwege blijven, omdat de warmte waarschijnlijk naar de omgeving kan worden afgevoerd.

(Bij alle berekeningen is gewerkt met meer decimalen dan in dit verslag is weergegeven. Daarom lijkt het dat sommige berekeningen niet geheel en al kloppen; dit is te wijten aan het afronden.)

1 INLEIDING

Dit voorontwerp werd uitgevoerd naar aanleiding van de ontdekking van een nieuwe gist, *Pichia stipitis*. De belangrijkste eigenschap van deze gist is het anaeroob vergisten van xylose tot ethanol. Deze gist is ontdekt bij de vakgroep Microbiologie en is gepatenteerd door het Zweedse bedrijf ALFA-LAVAL. ALFA-LAVAL is van plan deze gist te gaan gebruiken voor de omzetting van de afvalstroom van een papierfabriek. Andere langer bekende gisten zijn wel in staat aeroob te groeien op xylose, maar kunnen xylose niet vergisten. *Pichia stipitis* is om deze reden uitermate geschikt voor de continue vergisting van bijvoorbeeld de afvalstroom van een papierfabriek, waarin een grote hoeveelheid xylose voorkomt. Tot dusverre was de enige mogelijkheid om alle in deze afvalstroom aanwezige suikers te verwijderen, de stroom te gebruiken als grondstof voor de produktie van SCP (Single Cell Protein) dat als veevoeder gebruikt kan worden.

De belangrijkste reden om de afvalstroom te verwerken, is het terugbrengen van het COD-gehalte (Chemical Oxygen Demand-gehalte). Direct lozen van de afvalstroom zou te hoge kosten met zich mee brengen.

De door gisten geproduceerde ethanol kan na menging met benzine gebruikt worden als motorbrandstof, het zogenaamde gasohol.

2 UITGANGSPUNTEN VAN HET ONTWERP

2.1 Samenstelling van de afvalstroom ^{te verwerken} (voeding)

De samenstelling van de afvalstroom, afgewerkte sulfietloog, is verkregen van het Zweedse bedrijf ALFA-LAVAL en heeft betrekking op een redelijk grote Zweedse papierfabriek. De grootte van de ingaande volumestroom bedraagt 150 duizend liter per dag.

In de stroom bevinden zich voornamelijk monosacchariden. Polymeren zoals bijvoorbeeld zetmeel zijn niet meer aanwezig. De samenstelling van de afvalstroom is als volgt:

Tabel 1. De samenstelling van de afvalstroom.

Suiker :		g/l
Glucose	(G)	11.3
Mannose	(M)	31.4
Xylose	(X)	14.5
Galactose	(Ga)	6.6
Arabinose	(A)	3.6

Behalve deze suikers bevat de stroom ook nog vrij en organisch gebonden SO_2 , azijnzuur en vast afval (voornamelijk lignineachtig materiaal). De pH is te laag en de temperatuur is te hoog. Bij het ontwerp is er van uitgegaan dat de stroom reeds voorgezuiverd is door middel van een filtratie en het strippen met stoom, dat er geen azijnzuur meer aanwezig is, dat de pH op de gewenste waarde van 6.5 is gebracht met ammoniumhydroxide en dat de temperatuur terug gebracht is tot 30°C .

Verder is aangenomen dat de stroom voldoende metalen bevat die voor de groei noodzakelijk zijn.

2.2 Fermentatie van suikers

Bij de vergisting van de suikers wordt behalve ethanol ook nog een aantal bijprodukten gevormd waarvan de belangrijkste acetaat en glycerol zijn. In onderstaande tabel is weergegeven in welke hoeveelheden produkt en bijprodukten gevormd worden (in molen):

suiker --> ethanol+ xylitol+ acetaat+ glycerol+ kooldioxide						
G/M/Ga	80	140	0	16	6	146.5
X	80	117	7	1.5	0.5	123.1

Omdat glucose en mannose vrijwel dezelfde eigenschappen vertonen (bijvoorbeeld molekuulformule, ethanolopbrengst en omzettingssnelheid), zijn deze twee suikers in de rest van dit verslag steeds als een geheel beschouwd.

De bij de vergisting vrijkomende warmte is bepaald door het verschil van de verbrandingsenthalpieën voor en na de reactie te berekenen. In onderstaande tabel zijn de verschillende warmteproducties weergegeven in kJ per mol substraat en de omzettingssnelheden in mmol suiker per kilogram biomassa per seconde:

Tabel 2. Warmteproductie en omzettingssnelheid van de suikers

Suiker	ΔH_r kJ/mol substraat	Q_F mmol/kg biomassa/s
G/M	111	0.690
X	108	0.330
Ga	111	0.173

Pichia stipitis is niet in staat om arabinose anaeroob te vergisten.

2.3 Groei op suikers en bijprodukten

Groei kan behalve op suikers ook plaats vinden op de bijprodukten die tijdens de fermentatie gevormd worden. Als samenstelling voor 1 'mol' biomassa is genomen $\text{CH}_{1.8}\text{O}_{0.6}$; het gehalte aan stikstof en sporenelementen is buiten beschouwing gelaten. In de volgende tabel zijn de reactievergelijkingen voor groei weergegeven (in molen) en de hierbij optredende warmteëffecten (in kJ per mol substraat), berekend op grond van verschillen in verbrandingsenthalpieën:

Tabel 3. Reactievergelijkingen voor groei in molen en warmteproduktie in kJ/mol substraat

	substraat+	zuurstof	--> biomassa+	kooldioxide+	water	ΔH_r
G/M/Ga	100	137.7	402.0	198.0	238.2	556
X/A	100	114.8	335.0	165.0	198.5	472
Xylitol	100	146.4	339.3	160.7	294.6	448
Acetaat	100	123.0	67.0	133.0	139.7	503
Glycerol	100	161.0	164.3	135.7	252.1	747
Ethanol	100	205.6	82.1	117.9	226.1	913

De specifieke groeisnelheid μ voor glucose, mannose en galactose bedraagt 0.35 h^{-1} , voor xylose 0.38 h^{-1} en voor alle andere substraten 0.20 h^{-1} . Aangenomen is dat de concentratie aan suikers en bijprodukten steeds zo hoog is dat er geen substraatlimitatie optreedt; tijdens fermentatie en groei zijn de omzettingssnelheid en de groeisnelheid iets kleiner dan hun maximale waarde gekozen. De reacties zijn van de ^{nulde} eerste orde, dus onafhankelijk van de substraatconcentratie.

3 PROCESBESCHRIJVING

3.1 Totale proces

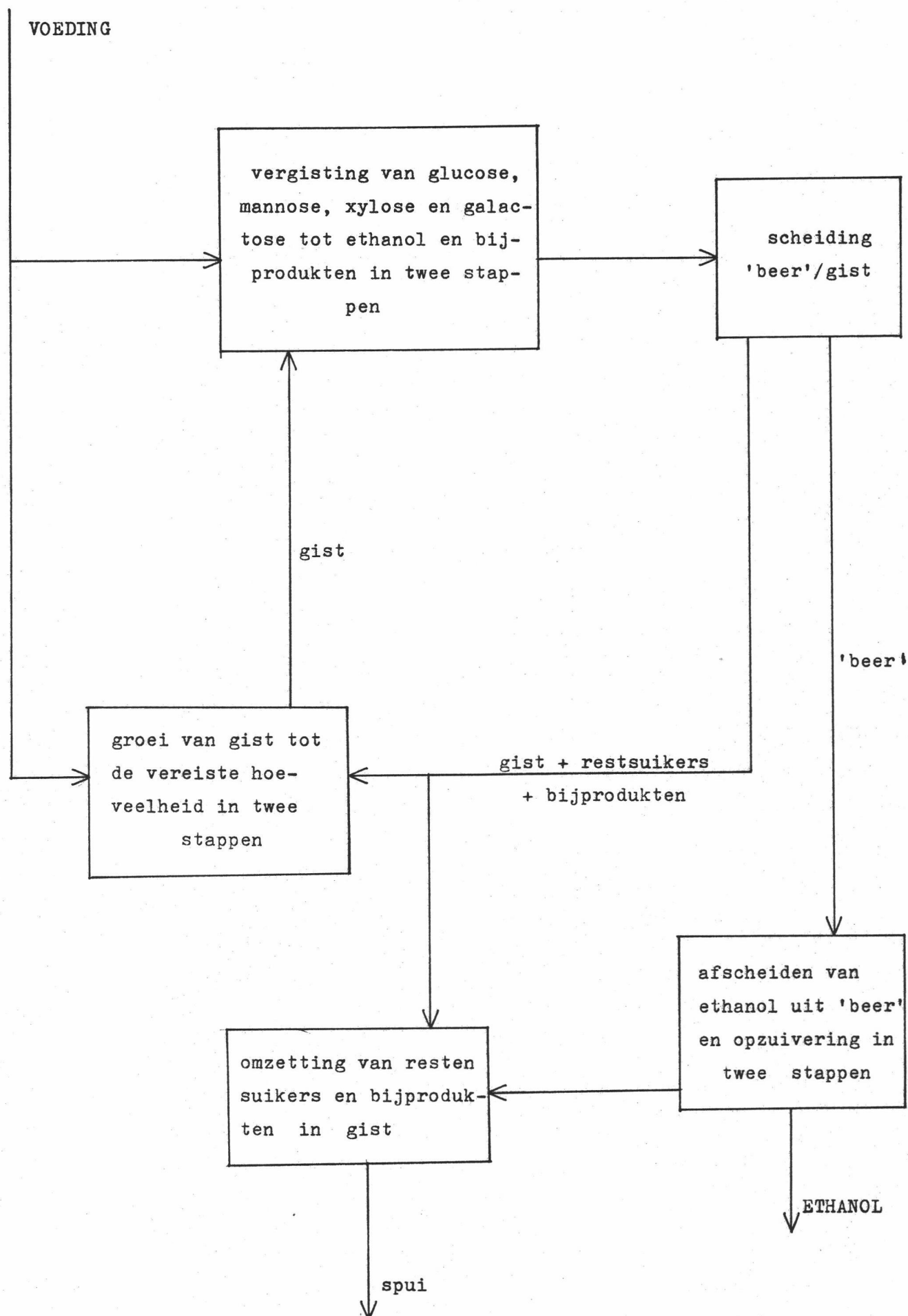
De meeste processen waarbij met behulp van micro-organismen ethanol wordt gevormd, worden uitgevoerd als batch of fed-batch proces. Omschakelen naar een continu proces biedt echter o.a. de volgende voordelen:

- * de ethanolopbrengst kan hoger worden omdat minder substraat nodig is om op te groeien;
- * er is geen tijdverlies voor vullen en legen van reactoren;
- * het proces is beter beheersbaar.

Omdat er tegenwoordig veel onderzoek gedaan wordt naar het ontwikkelen van continue processen en om bovenstaande redenen is besloten dit voorontwerp op te zetten als een continu proces.

Het gehele proces valt uiteen in vijf onderdelen. Het eerste gedeelte is een tweestaps fermentatie van de suikers tot ethanol; in het tweede deel wordt de gist afgescheiden van de verdunde ethanoloplossing, het zogenaamde 'beer'; in het derde onderdeel wordt de verdunde ethanoloplossing met behulp van twee stappen van ethanol ontdaan; in het vierde onderdeel groeit het ene deel van de geconcentreerde gistsuspensie verder in twee groei-reactoren; in het vijfde onderdeel, de zuiveringsreactor, zet het andere deel van de geconcentreerde gistsuspensie de overgebleven suikers en bijprodukten om in biomassa, waarna dit gespuid wordt.

Het totale proces is schematisch weergegeven in figuur 1. Aan de hand van dit blokschema worden de verschillende onderdelen in dit hoofdstuk apart behandeld.



figuur 1. blokschema van het proces voor de continue omzetting van suikers tot ethanol door de gist *Pichia stipitis*

3.2 Fermentatie

Uit onderzoek naar de produktie van SCP uit afgewerkte sulfietloog is gebleken dat bij gebruik van een fermentor alleen glucose, mannose en voor een kleiner gedeelte xylose omgezet worden. Wanneer een tweede fermentor hier in serie achter geplaatst wordt, blijkt het ook mogelijk galactose en arabinose in voldoende mate om te zetten. In verband hiermee zijn in dit ontwerp twee fermentoren in serie opgenomen. Aangenomen is dat in de eerste fermentor glucose en mannose voor 95% vergist worden en xylose voor 10%. In de tweede fermentor worden dan glucose, mannose en xylose voor 90% vergist en galactose voor 75%.

3.3 Gist afscheiding

Het scheiden van de gist en de oplossing en het weer terugvoeren van de gist naar het fermentatie gedeelte heeft als voordeel dat er minder substraat nodig is om de gist op te groeien en dat er meer ethanol gevormd kan worden. De afscheiding kan onder andere uitgevoerd worden met een settler of een centrifuge. Aangezien er te weinig bekend is omtrent het bezinkgedrag van de gist (bijvoorbeeld wat betreft flocculatiegedrag en bezinkingssnelheid), is gekozen voor een continue centrifuge. Deze heeft als voordeel dat fluctuaties in de grootte van de stroom beter opgevangen kunnen worden. Bovendien is bekend dat het gekozen type in de praktijk bewezen heeft de gewenste scheiding te kunnen bewerkstelligen.

3.4 Ethanolzuivering

De meest gebruikte manier om ethanol uit een verdunde oplossing te verwijderen is destillatie. Het nadeel van destillatie is echter dat het systeem water-ethanol een azeotroop vertoont bij een ethanol molfractie van ongeveer 0.9. Hierdoor is het niet mogelijk de ethanol zuiverder te verkrijgen dan ongeveer 96 gew-%. Voor toevoeging aan benzine is dit wel nodig. Verdere zuivering wordt in de praktijk dan verkregen door bijvoorbeeld een azeotropische of een extractieve destillatie.

In dit voorontwerp is als eerste stap gebruik gemaakt van een destillatie tot de molfractie aan ethanol 0.8 bedraagt. Voor de volgende zuiveringsstap is gekozen voor pervaporatie aangezien op het moment in de vakgroep Bioprocestechnologie onderzoek aan pervaporatie wordt gedaan.

Bij pervaporatie wordt de te scheiden vloeistof langs één kant van een membraan geleid. Dit membraan is zo gekozen dat de te verwijderen stof beter doorlaatbaar is dan de andere stof(fen). Aan de andere kant van het membraan wordt de doorgelaten stof meegevoerd met een luchtstroom of verwijderd door een vacuüm aan te leggen. Het voordeel van pervaporatie is, dat er veel minder energie nodig is dan bij destillatie. Tevens is bij pervaporatie geen hulpstof nodig.

3.5 Groei op bijprodukten en suikerresten

Alvorens de gist naar het fermentatie gedeelte teruggevoerd kan worden, moet de gist bijgroeien om het verlies aan gist bij de

spui op te vangen. Als voeding voor de groei kan gebruik gemaakt worden van de tijdens de fermentatie ontstane bijprodukten en overgebleven suikers. Omdat deze hoeveelheden niet toereikend zijn, moet een klein gedeelte van de voedingsstroom door deze groei-reactor geleid worden. Hiervoor zijn weer twee fermentoren in serie geplaatst. In de eerste fermentor worden alleen glucose, mannose en xylose omgezet; in de tweede fermentor alle overige stoffen.

3.6 Zuivering van afvalstromen

Om ophoping van inerte en voor de gist giftige stoffen te vermijden, moet een gedeelte van de stroom gespuid worden. In de te spuien stroom zitten nog steeds veel organische verbindingen waardoor deze stroom niet zonder voorbewerking geloosd mag worden. Door van deze stroom eerst biomassa te maken raakt men de giftige en inerte stoffen kwijt. Hierna kan de gist makkelijk van deze stroom gescheiden worden, bijvoorbeeld met een filter, en verkocht worden als veevoeder.

Samengevat is het belangrijkste doel van deze fermentor het omzetten van de verontreinigingen in een handzamer vorm.

4 APPARATUURBEREKENING

4.1 Fermentoren

In de fabriek komen vijf verschillende fermentoren voor van ongeveer 25, 30, 1, 1 en 15 m³. Alle vijf fermentoren zijn gemaakt van staal 316 en bezitten een turbineroerder. De twee fermentoren van 25 en 30 m³ waar de vergisting plaats vindt, worden gekoeld met behulp van mantels, terwijl de andere drie fermentoren waar de groei plaats vindt, worden gekoeld met behulp van spiralen. De drie fermentoren waar de groei plaats vindt worden tevens belucht. Alle fermentoren bezitten een automatische pH-regeling.

Omdat de fermentoren waar de vergisting plaats vindt en de fermentoren waar de groei plaats vindt duidelijk van elkaar verschillen wordt van beiden een rekenvoorbeeld gegeven.

4.1.1 Vergistingsfermentor (R 1).

In de eerste fermentor wordt 95% van de hoeveelheid glucose + mannose en 10% van de hoeveelheid xylose omgezet. Dit komt neer op .334 mol glucose en mannose / seconde en .014 mol xylose / seconde. De benodigde massa gist, m, kan berekend worden met de formule:

$$m = \sum (n_i / Q_i)$$

waarbij n_i de om te zetten hoeveelheid van verbinding i is en Q_i de omzettingssnelheid waarmee dit gebeurt. Om dit om te kunnen zetten is 527.5 kg biomassa nodig. Het benodigde volume voor deze fermentor wordt nu bij een gistconcentratie van 25 kg / m³, 21.4 m³. De tankdiameter $T_f = 2.1$ m, de hoogte $H_f = 6.2$ m + 1 m extra =

7.2 m en de roerderdiameter $D = .7$ m. (Aangenomen is $T_r = H/3$ en $D = T/3$). Het volume van de fermentor wordt 24.3 m^3 . Er wordt geroerd met een vermogen van ongeveer $.5 \text{ kW} / \text{m}^3$. Het vermogenskental voor een turbineroerder is $Po=0.6$ terwijl de dichtheid van de oplossing is $\rho = 1025 \text{ kg} / \text{m}^3$. Het toerental van de roerder $n = 4.7 \text{ s}^{-1}$. De formule voor de warmteproductie door de roerder is nu:

$$P = Po * \rho * n^3 * D^5$$

De totaal af te voeren warmte wordt nu 48.5 kW .

Voor het berekenen van de temperatuur van het koelwater moeten de verschillende warmteoverdrachtscoëfficiënten worden bepaald. De warmteoverdrachtscoëfficiënt van de oplossing, van de vatwand en van het koelwater kunnen worden berekend met de onderstaande formules.

Oplossing:

$$\begin{aligned} \alpha_{\text{opl}} &= .112 * (\lambda / T_r) * (\rho * n * D^2 / \eta)^{.75} * (C_p * \eta / \lambda)^{.44} * (T_r / D)^{.4} * (w / D)^{.13} * (\eta_w / \eta)^{-.25} \\ &= .112 * (.623 / 2.07) * (1025 * 4.7 * .69^2 / .6 * 10^{-3})^{.75} * \\ &\quad (4200 * .6 * 10^{-3} / .623)^{.44} * 3^{.4} * (1/6)^{.13} * (1/.6)^{-.25} \\ &= 5832 \text{ W} / \text{m}^2 * \text{K} \end{aligned}$$

Vatwand:

$$\alpha_w = \lambda / d = 16 / .005 = 3200 \text{ W} / \text{m}^2 * \text{K}$$

Koelwater:

$$\begin{aligned} \alpha_k &= .020 * (\lambda / T_r) * (u * d * \rho / \eta)^{.8} * (C_p * \eta / \lambda)^{.33} * (Du / T_r) \\ &= .020 * (.623 / 2.07) * (1 * .10 * 1000 / 10^{-3})^{.8} * (4200 * 10^{-3} / .623)^{.33} * \\ &\quad (2.17 / 2.07) \\ &= 120 \text{ W} / \text{m}^2 * \text{K} \end{aligned}$$

De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt U wordt als volgt berekend:

$$U = (1/\alpha_{op} + 1/\alpha_w + 1/\alpha_k)^{-1} = \underline{113 \text{ W} / \text{m}^2 \cdot \text{K}}.$$

Het bruikbare koeloppervlak is 50.3 m^2 . De af te voeren warmte bedraagt 48.5 kW . Met de formule $\phi_w = U \cdot A \cdot \Delta T_{ln}$ volgt $\Delta T_{ln} = 8.5^\circ \text{C}$. De ingaande temperatuur van het koelwater is $T_{in} = 20.0^\circ \text{C}$ terwijl de uitgaande temperatuur is $T_{uit} = 22.3^\circ \text{C}$. De benodigde waterstroom om de oplossing te koelen is 5.0 l/s . (Per liter water is op te nemen aan warmte $\rho \cdot C_p \cdot \Delta T = 1 \cdot 4200 \cdot 2.3 = 9660 \text{ kJ/l}$).

4.1.2 Groeifermentor (R 4)

In de groeifermentor (R 4) wordt gerekend met een groeisnelheid $\mu = .32 \text{ h}^{-1}$ ($= 8.89 \cdot 10^{-5} \text{ s}^{-1}$). Het benodigde volume kan nu als volgt worden berekend:

$$V = (\phi_{g,uit} - \phi_{g,in}) / \mu \cdot C_{g,uit}$$

$$(C_{g,uit} = \phi_{g,uit} / \phi_{10} = 44.51 / .460 = 96.76 \text{ g/l})$$

$$V = (44.51 - 36.68) / 8.89 \cdot 10^{-5} \cdot 96.76 = .91 \text{ m}^3$$

Met een overdimensionering van 20% wordt $V = 1.1 \text{ m}^3$. Er volgt nu dat $T_T = .8 \text{ m}$, $H_T = 2.3 \text{ m}$ en $D = .3 \text{ m}$ ($T_T = H_T/3$ en $D = T_T/3$). Door de reactie wordt 45.6 kW warmte geproduceerd terwijl de roerder slechts $.9 \text{ kW}$ aan warmte produceert. Het toerental is $n = 10.8 \text{ s}^{-1}$. De hoeveelheid warmte die dus afgevoerd moet worden is 46.4 kW . Er wordt gekoeld met behulp van koelspiralen. Met $T_{in} = 20^\circ \text{C}$ en $T_{uit} = 28^\circ \text{C}$ wordt $\Delta T_{ln} = 23.78^\circ \text{C}$. De benodigde koelwaterstroom is 1.38 l/s . De dikte van de spiraalwand is 3 mm . De diameter van de spiralen is $d = 15 \text{ mm}$. De diameter van de spiralen in het vat $D_c = .74 \text{ m}$. De totale warmteoverdrachtscoëfficiënt wordt weer berekend uit de partiële warmteoverdrachtscoëfficiënten van de oplossing in het vat, van de spiraalwand en van het koelwater in de spiraal.

Oplossing:

$$\begin{aligned}\alpha_{\text{opl.}} &= 9.2 * (\lambda / \tau * (\rho * n * D^2 / \eta)^{.62} * (\tau / C)^{.27} \\ &= 9.2 * (.623 / .78) * (1030 * 10.8 * .26^2 / 2 * 10^{-3})^{.62} * (.78 / .75)^{.27} \\ &= 21252 \text{ W / m}^2 * \text{K}\end{aligned}$$

Spiraalgewand:

$$\alpha_{\text{sp.w.}} = \lambda_w / d = 15.9 / .003 = 5300 \text{ W / m}^2 * \text{K}$$

Spiraalgewand:

$$\begin{aligned}\alpha_{\text{sp.}} &= .0225 * (\lambda / d) * (1 + 3.5 * d / D_c) * (\rho * v * d / \eta)^{.8} * (C_p * \eta / \lambda)^{.4} \\ &= .0225 * (.623 / .015) * (1 + 3.5 * .015 / .75) * (1000 * 8.33 * .015 / 10^{-3})^{.8} * \\ &\quad (4200 * 10^{-3} / .623)^{.4} \\ &= 25636 \text{ W / m}^2 * \text{K}\end{aligned}$$

Totaal:

$$\begin{aligned}U &= (1/\alpha_{\text{opl.}} + 1/\alpha_{\text{sp.w.}} + 1/\alpha_{\text{sp.}})^{-1} \\ &= \underline{3640 \text{ W / m}^2 * \text{K}}\end{aligned}$$

Het benodigd uitwisselend oppervlak $A = \phi_w / U * \Delta T_{\text{ln}} = .6 \text{ m}^2$. De omtrek van de spiraal is $4.71 * 10^{-2} \text{ m}$ en de benodigde spiraallengte is 12.1 m . De lengte van een omslag ($D_c = .74 \text{ m}$) is 2.3 m . Het aantal omwentelingen dat nodig is, is 5.2 . Het aantal omwentelingen dat aangebracht wordt is 6 .

De groeireactoren moeten belucht worden. Aangenomen wordt dat er sprake is van een coalescerend medium. Voor coalescerende media geldt:

$$k_{\text{la}} = 2.6 * 10^{-2} * (P_g / V)^{.4} * (v_s)^{.5}$$

$$\text{Met } P_g / V = 1000 \text{ kg/m}^3 \text{ en } v_s = 2 \text{ m/s volgt } k_{\text{la}} = .58.$$

$$\text{De zuurstofstroom } \phi_o = k_{\text{la}} * (C^* - C_{\text{vlst.}}).$$

$$\text{Met } C^* = 40 \text{ g/m}^3 \text{ en } C_{\text{vlst.}} = 1 \text{ g/m}^3 \text{ volgt } \phi_o = 22.6 \text{ g/m}^3 \text{ lucht.}$$

Er is nodig een zuurstofstroom van 6.4 g/s , wat inhoudt dat er een luchtstroom van 280 l lucht/s door de fermentor gaat.

4.1.3 Overzicht fermentoren

Tabel 4. Overzicht van de verschillende fermentoren. Hierin is U de totale warmteoverdrachtscoëfficiënt.

	R 1	R 2	R 3	R 4	R 5
Volume (m ³)	24.3	28.1	.8	1.1	15.0
Diameter (m)	2.1	2.2	.7	.8	1.9
Hoogte (m)	7.2	7.5	2.1	2.3	5.6
Roerderdiameter (m)	.7	.7	.2	.3	.6
Toerental (s ⁻¹)	4.7	4.5	12.8	10.8	6.4
Warmtestroom (kW)	48.5	28.8	87.5	46.4	277.2
U (W / m ² *K)	113	106	3185	3640	3695
Koeloppervlak (m ²)	50.3	44.7	3.8	.6	1.1
T uit (°C)	22.3	26.6	28.0	28.0	28.0
Waterstroom (l/s)	5.0	1.0	2.6	1.4	8.3
Omwentelingen spiraal (-)	---	---	6	6	11
Beluchting (l lucht/s)	---	---	160	280	420

4.2 Centrifuge

Het type centrifuge dat gebruikt wordt is een nozzle discharge centrifuge. Dit type centrifuge is gekozen omdat bekend is dat dit type in de praktijk wordt gebruikt voor een zelfde soort scheiding. De procescondities van de centrifuge zijn hieronder weergegeven:

bowl diameter	25 cm
aantal toeren	10000 rpm
aantal maal g	14200
vermogen	15 kW

4.3 Destillatiekolom

Het berekenen van de destillatiekolom is gebeurd met behulp van een programma uit lit. 4. Het te destilleren mengsel is beschouwd als een binair mengsel, bestaande uit water en ethanol;

de hoeveelheden van de andere componenten zijn veel lager dan die van de twee hoofdcomponenten en bovendien zijn ze alle veel minder vluchtig. De gegevens die ingevoerd zijn, zijn de volgende:

$$\text{Van Laar constanten : } A = \ln \gamma_E^\infty = \ln 5.18$$

$$B = \ln \gamma_w^\infty = \ln 2.94$$

$$\text{Overige constanten : } \alpha_0 = 2.4$$

$$q = 1$$

$$R = 3 \cdot R_{\min}$$

$$\text{Stromen: } x_{\text{feed}} = 8.5 \cdot 10^{-3}$$

$$x_{\text{top}} = .8$$

$$x_{\text{bodem}} = 1.7 \cdot 10^{-4}$$

x is de molfractie van ethanol

De voeding komt binnen op kookpunt, 100°C .

De volgende gegevens worden uit het programma verkregen:

Aantal schotels in de stripsectie	$N_s = 3.5$
Aantal schotels totaal	$N = 9.6$
Verhouding molenstromen destillaat/voeding	$D = .01$
Verhouding molenstromen residu/voeding	$B = .99$
Verhouding molenstromen vloeistof-top/voeding	$L_r = .26$
Verhouding molenstromen damp-top/voeding	$V_r = .27$
Verhouding molenstromen vloeistof-bodem/voeding	$L_s = 1.26$
Verhouding molenstromen damp-bodem/voeding	$V_s = .27$
Minimale reflux	$R_{\min} = 8.48$

Het aantal theoretische schotels is 9.6. Het rendement wordt 80% gekozen, zodat het aantal werkelijke schotels 12 is. De kolom wordt nu gedimensioneerd zoals weergegeven in lit. 3.

Dichtheid vloeistof-top = 815 kg / m³

Dichtheid damp-top = 1.39 kg / m³

Dichtheid vloeistof-voeding = 1000 kg / m³

Dichtheid damp-voeding = .62 kg / m³

$$\Phi = L_r / V_r * (\rho_g / \rho_l)^{.5} = .04$$

Uit fig.10, lit. 3 volgt $\lambda_{s,max} = .095$ m/s

$$U_{g,s,max} = \lambda_{s,max} * (\rho_l / \rho_g)^{.5} = .095 * (815 / 1.39)^{.5} = 2.30 \text{ m/s}$$

Het schoteloppervlak A = volumestroom damp-top / $U_{g,s,max} = .30$ m².

De diameter van de kolom Dk = .65 m.

Voor de schotels is verder aangenomen dat de schotelafstand Hs = .5 m, de overlooprand Hw = .05 m, de steek s = .025 m, de vrije doortocht van de schotels F = .1 en de lengte van de overlooprand per eenheid schotelopper--vlak b = 1 m/m². De hoogte van de kolom wordt 12*.5 = 6 m + 1 m extra = 7 m. De diameter van de kolom .65 m.

4.4 Membraanscheiding

Uit de praktijk is bekend dat voor de scheiding van een voeding met X_{water} = .2 en X_{ethanol} = .8 een permeatiesnelheid haalbaar is van ongeveer 4 kg water / m² / hr. De membraanscheiding vindt plaats bij een temperatuur van T = 60 °C. Het materiaal dat gebruikt wordt voor het membraan is cellophaan. De dikte van het membraan is 10 - 20 μm.

De voedingsstroom is

$$.95 \text{ mol/s} * .2 \text{ mol water/mol} = .19 \text{ mol water/s.}$$

$$.19 \text{ mol water/s} * .018 \text{ kg water/mol water} * 3600 \text{ s/hr} =$$

$$12.3 \text{ kg water/hr.}$$

Het benodigd membraanoppervlak is:

$$12.3 / 4 = 3.2 \text{ m}^2. \text{ (overdimensionering)}$$

4.5 Warmtewisselaar (H 2)

Er wordt gebruik gemaakt van een warmtewisselaar om de voedingsstroom van de destillatiekolom op te warmen met de bodemstroom van de destillatiekolom. De uit te wisselen warmtestroom bedraagt 341.7 kW. Er wordt uitgegaan van een warmteoverdrachtscoëfficiënt $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$. Het temperatuurverschil aan de ingang van de voedingsstroom bedraagt $50 - 30 = 20^\circ\text{C}$, terwijl het temperatuurverschil aan de uitgang $100 - 79.4 = 20.6^\circ\text{C}$. Hierdoor wordt $\Delta T_{ln} = 20.3^\circ\text{C}$. Het uitwisselend oppervlak wordt:

$$A = \dot{Q}_w / U * \Delta T_{ln} = 341.7 * 10^3 / 500 * 20.3 = 33.7 \text{ m}^2.$$

4.6 Voorverwarmer en reboiler (H 1 ; H 5)

De voorverwarmer en de reboiler hebben een warmteoverdrachtscoëfficiënt $U = 1250 \text{ W/m}^2\text{K}$. Met $\Delta T_{in} = 110.6^\circ\text{C}$ en $\Delta T_{uit} = 90^\circ\text{C}$ wordt $\Delta T_{ln} = 99.9^\circ\text{C}$. Er wordt gewerkt met stoom van lage druk, dus met een temperatuur van 190°C . Voor de over te dragen warmte is alleen rekening gehouden met de condensatiewarmte. Deze condensatiewarmte is 2260 kJ/kg . De voorverwarmer heeft een warmtetoevoer van 144.5 kW wat neerkomt op $A = 1.2 \text{ m}^2$. Aan stoom is nu $144.5 / 2260 = 64 \text{ g/s}$ nodig. Dit wordt per jaar 2018 ton stoom. De reboiler heeft een warmtetoevoer van 983.7 kW wat neerkomt op $A = 7.8 \text{ m}^2$. Aan stoom is 435 g/s nodig. Dit wordt per jaar 13727 ton stoom.

4.7 Condensoren (H 3 en H 4)

De condensor H 3 dient om de topstroom van de destillatiekolom te condenseren. De warmtestroom bedraagt 985.9 kW. De warmteoverdrachtscoëfficiënt $U = 500 \text{ W/m}^2\text{K}$. De inlaattemperatuur van het water is 20°C terwijl de uitlaattemperatuur 40°C is. De topstroom heeft een temperatuur van 80°C . Hierdoor wordt $\Delta T_{\text{ln}} = 49.3^\circ\text{C}$. Het uitwisselend oppervlak $A = 40 \text{ m}^2$ en de benodigde waterstroom $\phi_v = 985.9 / 4.2 \cdot 20 = 11.7 \text{ l/s}$.

De condensor H 4 dient om de uitgaande dampstroom van de pervaporatie, die bestaat uit ethanol/water te condenseren. De warmtestroom bedraagt 8.5 kW. De dampstroom van 60°C wordt gekoeld met een condensor van -2°C .

4.8 Pompen

In het proces worden 10 centrifugaalpompen gebruikt. Met behulp van de wet van Bernoulli (lit. 8) kan het drukverschil en het benodigde pompvermogen worden berekend.

$$\phi_a = \phi_m \cdot (g \cdot (h_2 - h_1) + A_{wr}) = \phi_v \cdot (\rho \cdot g \cdot (h_2 - h_1) + \rho \cdot A_{wr}) = \phi_v \cdot (p_1 - p_2)$$
$$(p_1 - p_2) = \rho \cdot g \cdot (h_2 - h_1) + \rho \cdot A_{wr}$$

$$A_{wr} = 4f \cdot L / D_i \cdot 0.5 \cdot \langle v \rangle^2 + \sum K_w \cdot 0.5 \cdot \langle v \rangle^2$$

Voor gladde leidingen met $L=25 \text{ m}$ en $D_i=0.05 \text{ m}$ wordt $4f=0.02$.

Voor leidingen met enkele bochten en kniestukken hebben wij aangenomen $\sum K_w=4$.

Verder geldt $\langle v \rangle = v / (0.25 \cdot \pi \cdot D_i^2)$.

Met $\phi_v=1.5 \cdot 10^{-3} \text{ m}^3/\text{s}$ wordt $\langle v \rangle=0.76 \text{ m/s}$ en wordt $A_{wr}=4.09$.

Met een hoogteverschil van 8 m en $\rho = 1025 \text{ kg/m}^3$ wordt $p_1 - p_2 = 8.6 \cdot 10^4 \text{ N/m}^2$.

De grote pompen die tussen de 1.5 en 2 l/s moeten verpompen hebben een vermogen van ongeveer 150 W.

De pompen die ongeveer .5 l/s verpompen hebben een vermogen van ongeveer 30 W.

De kleinste pompen die minder dan .1 l/s verpompen hebben een vermogen van ongeveer 5 W.

5 MASSA EN WARMTEBALANS

5.1 Inleiding

De massabalansen zijn berekend met de in hoofdstuk 2 vermelde reactievergelijkingen.

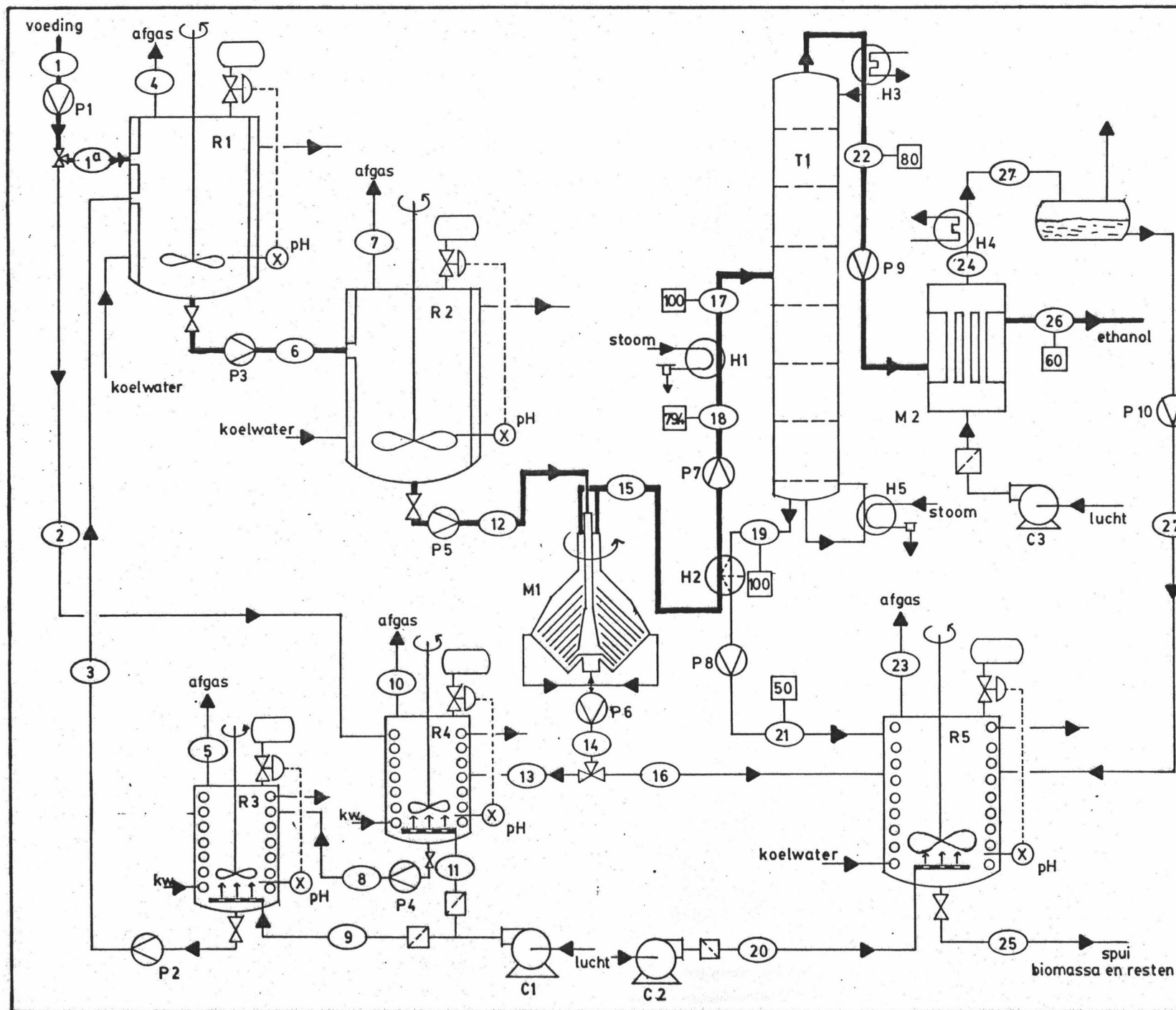
De warmtebalansen zijn berekend met de methode waarbij ervan uit wordt gegaan dat de enthalpie voor alle verbindingen bij 25 °C en 1 atm gelijk aan nul is. De warmte inhoud van alle stromen bij temperatuur T kan nu berekend worden met de formule:

$$H' = C_p * (T-25) + \Delta H_v$$

ΔH_v is de verdampingswarmte wanneer de verbinding bij deze temperatuur T gasvormig is.

Voor de berekeningen is gebruik gemaakt van de volgende waarden:

verbinding	C_p (kJ/kg*K)	ΔH_v (kJ/kg)
water	4.2	2260
glucose	1.3	-
mannose	1.3	-
xylose	1.3	-
galactose	1.3	-
arabinose	1.3	-
gist	1.3	-
xylitol	1.3	-
acetaat	2.2	-
glycerol	2.4	-
ethanol	2.8	860
kooldioxide	0.9	-
zuurstof	0.8	-



systeemdruk is atmosferisch

○ stroomnummer

□ temperatuur in °C

- R1 1^e vergistingsreactor
- R2 2^e vergistingsreactor
- R3 1^e groeireactor
- R4 2^e groeireactor
- R5 zuiveringsreactor
- M1 nozzle discharge centrifuge
- M2 pervaporatie ethanol/water
- T1 destillatie ethanol/water
- C1 luchtcompressor
- C2 als C1
- C3 als C1
- H1 voorverwarmer
- H2 warmtewisselaar
- H3 topcondensor
- H4 condensor
- H5 reboiler
- P1 voedingspomp
- P2 t/m overige pompen
- P10

CONTINUE VERGISTING VAN
SUIKERS TOT ETHANOL
DOOR PICHIA STIPITIS

fabrieksvoorontwerp nr. 2618

juni 1985

M.Philippi

M. den Reijer

Apparaatstroom	1		1 ^a		2		3		4	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1662.3	34.91	1420.0	29.82	242.2	5.09	411.9	8.65		
glucose/mannose	74.1	0.48	63.3	0.41	10.8	0.07				
xylose	25.2	0.16	21.6	0.14	3.7	0.02				
galactose	11.6	0.08	9.9	0.06	1.7	0.07				
arabinose	6.2	0.04	5.3	0.04	0.9	0.01				
gist							47.8	0.31	27.9	0.11
kooldioxide										
Totaal:	1779.4	35.67	1520.1	30.47	259.3	5.20	459.7	8.96	27.9	0.11

Apparaatstroom	5		6		7		8		9	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water			1831.9	38.47			407.6	8.56		
glucose/mannose			3.2	0.02						
xylose			19.4	0.13						
galactose			9.9	0.06			0.9	0.01		
arabinose			5.3	0.04			1.4	0.01		
gist			47.8	0.31			44.3	0.29		
xylitol			0.2	0.00			0.2	0.00		
acetaat			4.0	0.04			0.4	0.01		
glycerol			2.3	0.03			0.2	0.00		
ethanol			27.9	0.39			3.6	0.05		
CO ₂ /O ₂	6.3 /	0.03/			12.5/	0.05/			/6.4	/0.03
Totaal:	6.3	0.03	1951.9	39.49	12.5	0.05	459.6	8.93	6.4	0.03

31 M in g/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	10		11		12		13		14	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water					1831.9	38.47	161.9	3.40	208.8	4.39
glucose/mannose					0.3	0.00	0.0	0.00	0.0	0.00
xylose					1.9	0.01	0.2	0.00	0.0	0.00
galactose					2.5	0.02	0.2	0.00	0.3	0.00
arabinose					5.3	0.04	0.4	0.00	0.6	0.00
gist					47.8	0.31	36.7	0.24	47.3	0.31
xylitol					1.7	0.01	0.2	0.00	0.2	0.00
acetaat					4.9	0.05	0.4	0.01	0.6	0.01
glycerol					2.8	0.03	0.3	0.00	0.3	0.00
ethanol					40.3	0.57	3.5	0.05	4.6	0.06
CO ₂ / O ₂	7.1 /	0.03 /	3.6 /	0.02 /						
Totaal:	7.1	0.03	3.6	0.02	1939.4	39.51	203.8	3.70	263.0	4.78

Apparaatstroom	15		16		17		18		19	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1623.1	34.08	47.0	0.99	1623.1	511.26	1623.1	370.94	1619.6	510.19
glucose/mannose	0.3	0.00	0.0	0.00	0.3	0.03	0.3	0.02	0.3	0.03
xylose	1.7	0.01	0.1	0.00	1.7	0.17	1.7	0.12	1.7	0.17
galactose	2.2	0.01	0.1	0.00	2.2	0.21	2.2	0.16	2.2	0.21
arabinose	4.7	0.03	0.1	0.00	4.7	0.46	4.7	0.34	4.7	0.46
gist	0.5	0.00	0.7	0.07	0.5	0.05	0.5	0.03	0.5	0.05
xylitol	1.5	0.01	0.0	0.00	1.5	0.15	1.5	0.11	1.5	0.15
acetaat	4.3	0.05	0.1	0.00	4.3	0.71	4.3	0.51	4.3	0.71
glycerol	2.5	0.03	0.1	0.00	2.5	0.44	2.5	0.32	2.5	0.44
ethanol	35.7	0.50	1.0	0.01	35.7	7.49	35.7	5.44	0.7	0.15
Totaal:	1676.4	34.73	59.2	1.07	1676.4	520.97	1676.4	376.44	1638.0	512.55

32 M in g/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	20		21		22		23		24	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water			1619.6	170.06	3.4	0.79			3.4	7.92
glucose/mannose			0.3	0.01						
xylose			1.7	0.06						
galactose			2.2	0.07						
arabinose			4.7	0.15						
gist			0.5	0.02						
xylitol			1.5	0.05						
acetaat			4.3	0.24						
glycerol			2.5	0.15						
ethanol			0.7	0.05	35.0	5.38			0.7	0.65
kooldioxide / O ₂	/ 9.5	/ 0.04					12.5 /	0.06 /		
Totaal:	9.5	0.04	1638.0	170.85	38.4	6.17	12.5	0.06	4.1	8.57

Apparaatstroom	25		26		27					
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
water	1677.2	35.22	0.1	0.01	3.4	0.07				
glucose/mannose	0.0	0.00								
xylose	0.2	0.00								
galactose	0.2	0.00								
arabinose	0.5	0.00								
gist	19.1	0.12								
xylitol	0.2	0.00								
acetaat	0.4	0.01								
glycerol	0.3	0.00								
ethanol	0.2	0.00	34.3	3.36	0.7	0.01				
Totaal:	1698.3	35.36	34.3	3.37	4.1	0.08				

33 M in g/s
Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparatenlijst voor reactoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	R 1	R 2	R 3	R 4	R 5
Benaming, type	vergistings- reactor	vergistings- reactor	groei- reactor	groei- reactor	zuiverings- reactor
Abs.of eff.* druk in bar	1	1	1	1	1
temp. in °C	30	30	30	30	30
Inhoud in m ³	24.3	28.1	0.8	1.1	15.0
Diam. in m	2.1	2.2	0.7	0.8	1.9
l of h in m	7.2	7.5	2.1	2.3	5.6
Vulling: * schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm					
Speciaal te ge- bruiken mat.	staal 316	staal 316	staal 316	staal 316	staal 316
aantal serie/parallel	1	1	1	1	1
koeling	mantel	mantel	spiraal	spiraal	spiraal
sterilisatie	x	x	x	x	-
beluchting	-	-	x	x	x

alle reactoren zijn voorzien van een pH-regeling

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor warmtewisselaars, fornuizen

Apparaat No:	H 2	H 1	H 5	H 3	
Benaming, type	warmte- wisselaar	voorverwar- mer	reboiler	condensor	
Medium pijpen-/ mantelzijde	beide een waterige op- lossing van o.a.suikers	stoom/ waterige etha- nol oplossing	zie H 1	koelwater/ ethanol	
Capaciteit, uitgewisselde warmte in kW.	341.7	144.5	983.7	985.9	
Warmtewisselend oppervl. in m ²	34	1.2	8	40	
Aantal serie/ parallel	1	1	1	1	
Abs. of eff.* druk in bar pijpen- / mantelzijde	1	1	1	1	
temp. in / uit in °C pijpzijde mantelzijde	30 / 79.4 100 / 50	190 / 100 79.4 / 100	190 / 100 100 / 100	20 / 40 80 / 80	
Speciaal te ge- bruiken mat.					

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P1-3-5-7-8	P2-4-6	P9-10		
Benaming, type	centrifugaal	centrifugaal	centrifugaal		
te verpompen medium	waterige opl. gly-	van gist, suikers, acetaat, cerol en ethanol			
Capaciteit in t/d of kg/s*	1500-2000 g/s	250-500 g/s	40 g/s		
Dichtheid in kg/m ³	± 1025	± 1025	± 1025		
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.*)					
temp. in °C in / uit	30 tot 100	30	60 tot 80		
Vermogen in kW theor./ prakt.	0.150	0.035	0.005		
Speciaal te ge- bruiken mat.					
aantal serie/parallel	5	3	2		

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor diversen

Apparaat No:	M 1	M 2			
Benaming , type	nozzle discharge centrifuge	pervapo- ratie apparaat			
Capaciteit in g/s	1950	40			
absolute druk in bar	1	1			
temp. in °C	30	60			
Inhoud in m ³ of afmetingen in m	diameter 0.25 m	membraan- oppervlak 3.2 m ²			
toerental aantal g vermogen	10000 rpm 14200 x g 15 kW	n.v.t. n.v.t. n.v.t.			
membraandikte	n.v.t.	10-20 µm			

TORENSPECIFIKATIEBLAD

Apparaatnummer : T.1..			Fabrieksnummer :		
ALGEMENE EIGENSCHAPPEN :					
Functie..... : destillatie / extraktie / absorptie /* Type toren..... : gepakt / schotel / sproeier /* Type schotel..... : klokje / zeefplaat / valve /* Aantal schotels..... : theoretisch : 9.6 Aantal schotels..... : praktisch : 12 Schotelafstand / HETS : 0.50 m Materiaal schotel : Diameter toren..... : 0.65 m Hoogte toren : 7 m Materiaal toren : Verwarming..... : geen / open stoom / reboiler /*					
BEDRIJFSKONDITIONES :					
	Voeding	Top	Bodem	Reflux/absorp- tie middel	Extraktie middel/...
Temperatuur..... °C	100	80	100		
Druk..... bar	1	1	1		
Dichtheid..... kg/m ³	1000	815	1000		
Massastroom..... g/s	1676.4	38.4	1638.0		
Samenstelling in mol % resp. gew. %					
ONTWERP :					
Aantal klokjes / zeefgaten /**: Aktief schoteloppervlak..... 0.30. : m ² Lengte overlooprand..... 330..... : mm Diameter valpijp / gat / : mm			Type pakking..... : Materiaal pakking : Afmetingen pakking :		
Verdere gegevens op schets vermelden					

*doorstrepen wat niet van toepassing is.

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

7 KOSTENBEREKENING

7.1 Inleiding

In dit hoofdstuk wordt een globale weergave van de kosten voor dit proces gegeven. De kosten van de verschillende apparaten zijn vrij ruim geschat. Tevens is geprobeerd alle apparaten zoveel mogelijk te schatten met gegevens uit één jaar (lit. 12).

7.2 Lozingskosten

De kosten voor het lozen van de totale suikerstroom kunnen als volgt berekend worden .

Lozing : $150000 \text{ liter/dag} * 70 \text{ gram suiker/liter} =$

$10^7 \text{ gram suiker/dag.}$

Nodig voor verbranding $= 10^7 \text{ gram } O_2 / \text{dag}$

1 inwonerequivalent = $180 \text{ gram } O_2\text{-verbruik/dag} * 365 \text{ dagen}$

Totaal 56000 inwonerequivalenten

1 inwonerequivalent = Fl. 50,-

De kosten voor totale lozing zijn Fl. $2.8 * 10^6 / \text{jaar.}$

De lozingskosten voor de spui zijn Fl. 59.000,-/jaar.

7.3 Investeringskosten

Voor het berekenen van de investeringen zijn we uitgegaan van de methode van Miller zoals die weergegeven is in lit. 9. Bij deze methode worden de investeringen gerelateerd aan de apparaatkosten via een Lang-factor. De totale apparaatkosten zijn Fl. 860.000,- . De gemiddelde apparaatkosten zijn Fl. 39.091,- .

Er is aangenomen dat 1 dollar = 3.5 Fl. Met behulp van de tabel vinden wij een Lang-factor $L=4$. De totale investeringen zijn dus Fl. 3.440.000,- .

Tabel 5 : Apparaatkosten (lit. 12)

Apparaat	Prijs	Aantal	Totaal
R1 Fermentor (25 m ³)	Fl. 150.000,-	1	Fl. 150.000,-
R2 Fermentor (30 m ³)	175.000,-	1	175.000,-
R3-4 Fermentor (1 m ³)	50.000,-	2	100.000,-
R5 Fermentor (15 m ³)	125.000,-	1	125.000,-
M1 Centrifuge	60.000,-	1	60.000,-
M2 Membraanscheiding	10.000,-	1	10.000,-
T1 Destillatiekolom	80.000,-	1	80.000,-
P1-10 Pompen (gemiddeld)	5.000,-	10	50.000,-
H2 Warmtewisselaar	20.000,-	1	20.000,-
C1-3 Compressor	30.000,-	3	90.000,-
		22	Fl. 860.000,-

Gemiddelde apparaatkosten Fl. 39.091,-

7.4 Arbeidskosten

De arbeidskosten worden bepaald met de Wessel-relatie (lit. 9).

$$\text{Man-uren/ton} = (k * \text{aantal stappen}) / (\text{tonnen per dag})^{.76}$$

Voor een continu proces geldt $k=10$. Het aantal stappen in het proces is 8. Het aantal tonnen per dag dat wordt verwerkt is 10. Het aantal man-uren/ton = $1.8 \cdot 1.8 * \text{aantal ton} / 8 \text{ uur} * 1.5 = 3.5$ is het aantal werknemers. De kosten van 1 werknemer zijn Fl. 100.000,- / jaar. De totale kosten worden dus Fl. 350.000,-/jaar.

7.5 Verdere kosten

De volgende kosten moeten ook in rekening worden gebracht.

Afschrijving

Er is aangenomen dat op lineaire basis is afgeschreven. Omdat de verschillende apparaten een verschillende levensduur hebben, hebben ze ook een verschillende afschrijvingsduur. De afschrijvingsduur voor de gehele fabriek is bepaald op 7 jaar. Ieder jaar wordt dus ongeveer 14% van de totale apparaatkosten afgeschreven.

Onderhoud / Rente / Verzekeringen

Voor onderhoud, rente en verzekeringen zijn de volgende percentage's van de investeringen aangehouden:

Onderhoud	3 %	= Fl. 103.200,-
1 Rente	3.5 %	= Fl. 120.400,-
Verzekeringen	2 %	= Fl. 68.800,-

7.6 Totale kosten

De totale kosten per jaar zijn in de onderstaande tabel weergegeven.

Tabel 6. De totale kosten per jaar.

Kostenpost	Kosten Fl./jaar
Lozing	59.000,-
Arbeid	350.000,-
Elektriciteit / stoom / water	850.000,-
Afschrijving (14 %)	481.600,-
Onderhoud (3 %)	103.200,-
Rente (3.5 %)	120.400,-
Verzekeringen (2 %)	68.800,-
Totale kosten / jaar	Fl. 2.033.000,-

7.7 Opbrengst

De totale kosten per jaar zijn Fl. 2.033.000,-. De ethanol-productie per jaar bedraagt 1082 ton/jaar. De kostprijs per ton wordt nu Fl. 1879,-.

De opbrengst per ton ethanol was in 1976 Fl. 2020,-. Deze prijs zal nu waarschijnlijk hoger liggen. De winst met deze gegevens wordt per jaar ongeveer Fl. 150.000,-. Tevens wordt 625 ton per jaar aan biomassa geproduceerd. Deze biomassa kan verkocht worden als veevoer. De opbrengst hiervan is ons niet bekend.

Uit de kostenberekening blijkt duidelijk dat het rendabel is om dit proces uit te gaan voeren.

B LIJST VAN GEBRUIKTE SYMBOLEN

A	warmte uitwisselend oppervlak	m^2
A _{wr}	mechanische energie	m^2 / s^2
C	hoogte van de roerder in de tank	m
C*	zuurstof evenwichtsconcentratie in vloeistof	g / m^3
C _p	soortelijke warmte	kJ / kg*K
C _{v1st}	zuurstof concentratie in vloeistof	g / m^3
d	diameter koelbuis	m
D	roerderdiameter	m
D _c	diameter koelspiraal	m
D _i	diameter leiding	m
D _u	diameter van tank + mantel	m
f	frictiefactor	-
g	valversnelling	m / s^2
h	hoogte	m
H	hoogte van de tank	m
ΔH_r	warmteproduktie	kJ / mol
k _{la}	massa transportcoëfficiënt	s^{-1}
$\sum K_w$	weerstandsgetal	-
L	lengte van een leiding	m
m	hoeveelheid biomassa	kg
n	toerental van de roerder	s^{-1}
n _i	aantal molen van component i	mol
P	vermogen van de roerder	kW
P _o	vermogenskental	-
q	warmte-inhoud voeding destillatiekolom	-
Q _E	omzettingssnelheid	mmol / kg biomassa / s
Q _i	omzettingssnelheid component i	mmol / kg biomassa / s

R	reflux verhouding	-
T	temperatuur	°C
ΔT_{ln}	logaritmisch temperatuurverschil	°C
T	diameter van de tank	m
u	snelheid van het koelwater	m / s
U	totale warmteoverdrachtscoëfficiënt	W / m ² *K
U _{g,s,max}	maximale dampnelheid betrokken op totale kolomdoorsnede	m / s
v	superficiële gassnelheid	m / s
$\langle v \rangle$	gemiddelde vloeistofsnelheid	m / s
V	volume	m ³
w	hoogte van het roerderblad	m
α	warmteoverdrachtscoëfficiënt	W / m ² *K
α_o	relatieve vluchtigheid	-
γ_E^∞	activiteitscoëfficiënt van ethanol bij oneindige verd.	-
γ_w^∞	activiteitscoëfficiënt van water bij oneindige verdunning	-
η	viscositeit	N * s / m ²
η_w	viscositeit aan de wand van de koeling	N * s / m ²
λ	warmtegeleidingscoëfficiënt	W / m*K
$\lambda_{s,max}$	belastingsfactor bij flooding	-
ρ	dichtheid	kg / m ³
ϕ	flowparameter	-
ϕ_a	pompvermogen	W
ϕ_g	massastroom gist	kg / s
ϕ_l	volumestroom lucht	m ³ / s
ϕ_m	massastroom	kg / s
ϕ_v	volumestroom	m ³ / s
ϕ_w	warmtestroom	W
ϕ_{10}	grootte van volumestroom nummer 10	1 / s

- (1) R.H. Perry & C.H. Chilton , Chemical Engineers Handbook , 5th Ed. , (1973) , McGraw-Hill New York
- (2) J.A. Roels , Energetics and kinetics in biotechnology 1st Ed. , (1983) , Elsevier Biomedical Press Amsterdam
- (3) F.J. Zuiderweg , Collegediktaat Fysische scheidingsmethoden deel I en II , (1980) , Delft
- (4) J.A. Wesselingh , Seperation Processes on your pocket computer , (1982) , DUM Delft , 57-68
- (5) N.W.F. Kossen e.a. , collegediktaat Bioprocestechnologie (1984) , Delft
- (6) V.D.I. Waermeatlas , 2e Auflage , (1974)
- (7) R. Weast , Handbook of Chemistry and Physics
- (8) J.M.M. Smith e.a. , collegediktaat Fysische Transportverschijnselen 1 , (1973) , DUM Delft
- (9) A. Montfoort , collegediktaat de chemische fabriek deel 2
- (10) M. Mulder , Pervaporation, proefschrift T.H.Twente (1984)
- (11) Biotechnology Vol. 3 , (Editors Rehm & Reed) , Ch. 3
- (12) WEBCI prijzenboekje , H.A.P. uitgave (1976)
- (13) W.A. Scheffers e.a. , xylose fermentation by yeasts , diverse publikaties , Delft

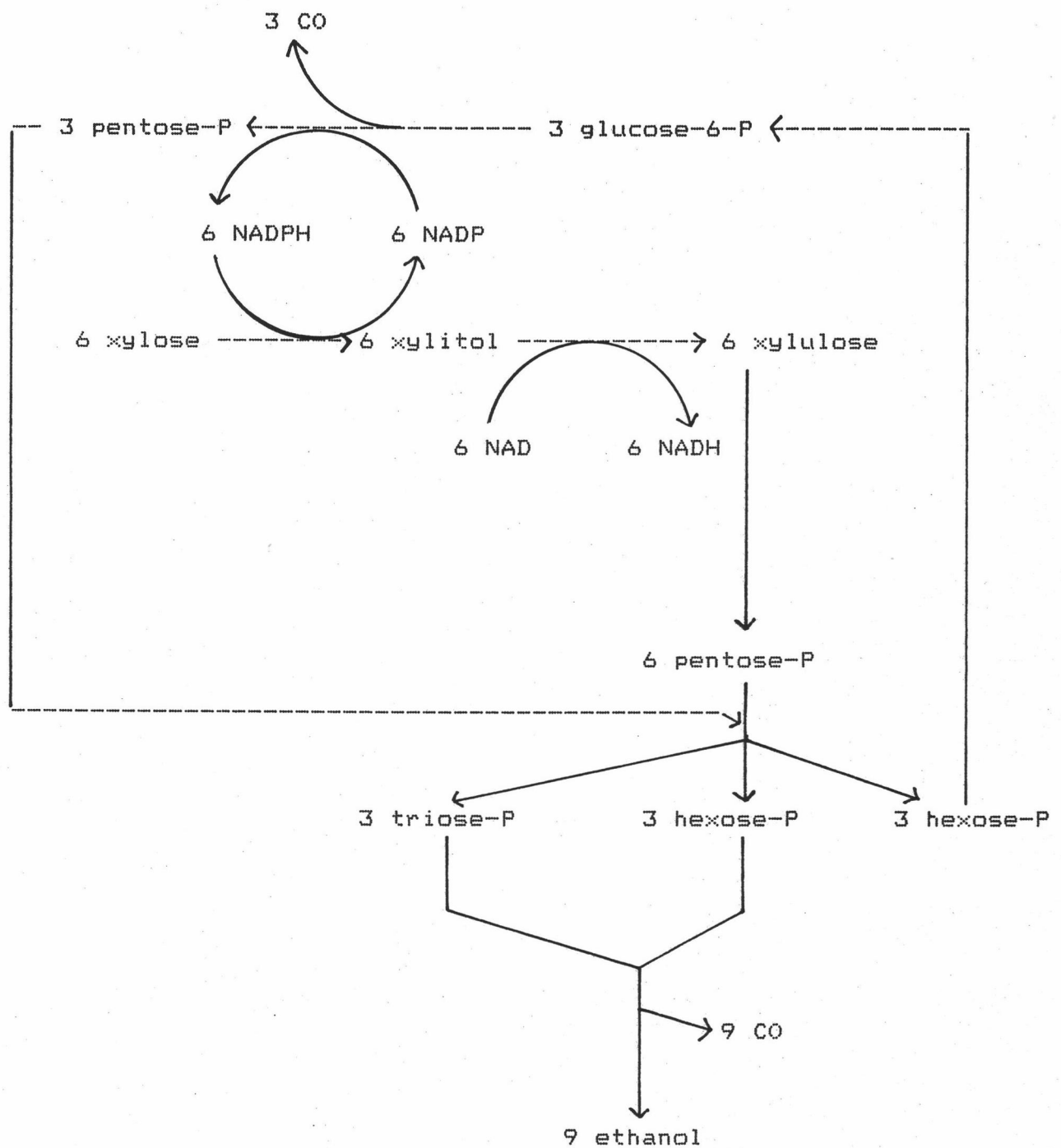
BIJLAGE I

Anaerobe fermentatie van xylose door gisten. (lit. 13)

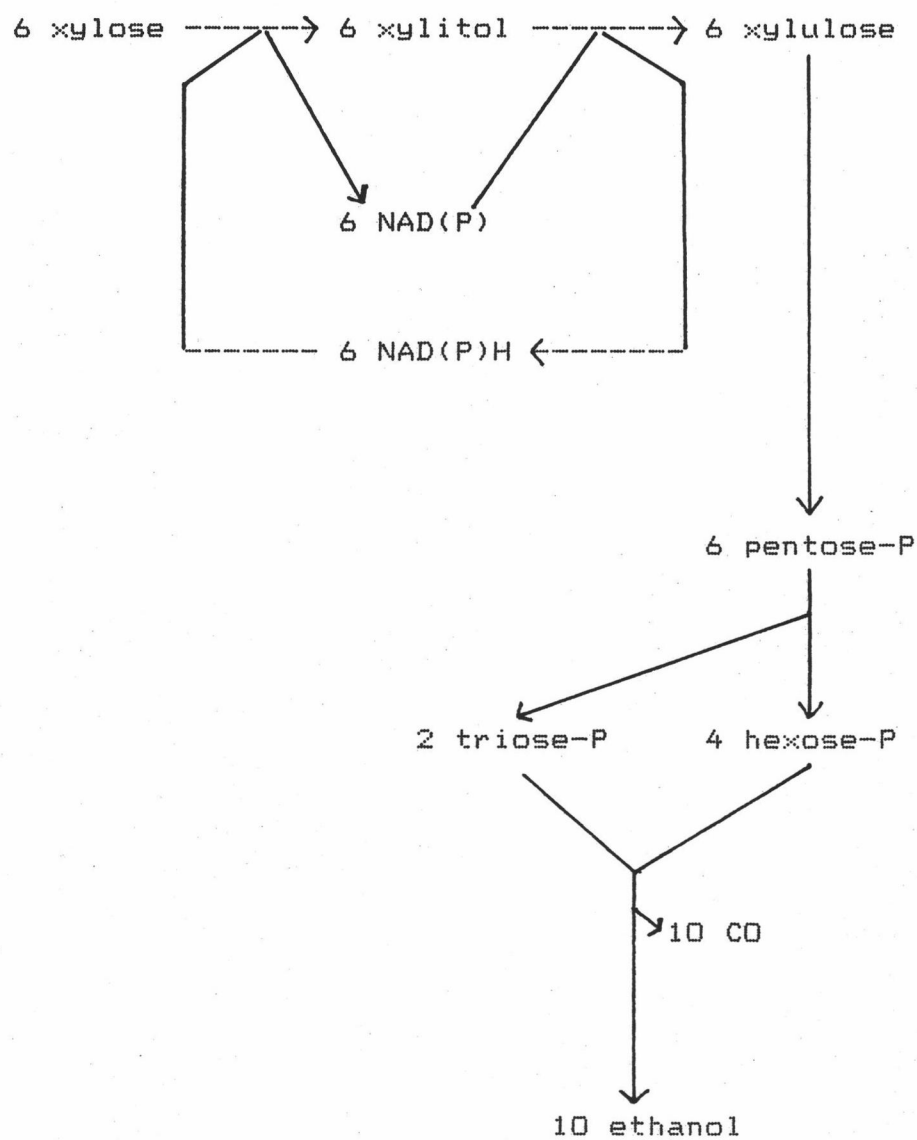
In de meeste gisten, zoals *Candida utilis* vindt de fermentatie van xylose plaats via de reductie van xylose naar xylitol met NADPH, gevolgd door de oxidatie van xylitol naar xylulose door een NAD-afhankelijk dehydrogenase. Omdat *Candida utilis* geen transhydrogenase bezit om $\text{NADH} + \text{NADP}$ om te zetten in $\text{NAD} + \text{NADPH}$ volgt dat NADH niet gebruikt kan worden voor de reductie van xylose. De omzetting van xylose in ethanol zorgt dus voor een ophoping van NADH. NADH kan in anaerobe omstandigheden niet opnieuw worden geoxideerd.

Het schema van xylose metabolisme tijdens alcoholische fermentatie is op de volgende pagina weergegeven (figuur I b).

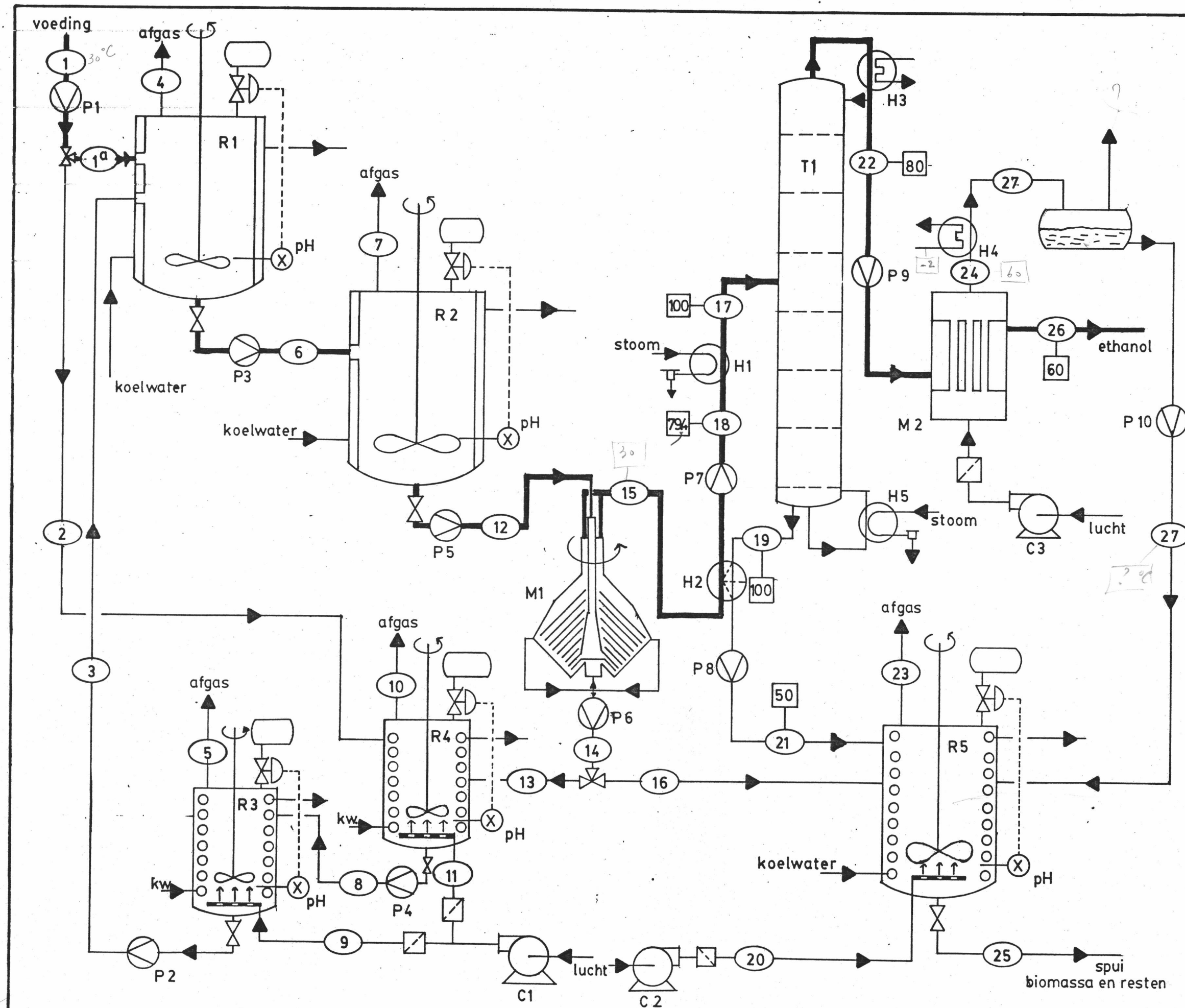
De xylose fermentatie van de gist *Pichia stipitis* vindt echter plaats via een ander schema (figuur II b). Uit dit schema blijkt dat *Pichia stipitis* een NADH-afhankelijk xylose reductase heeft waardoor anaeroob xylose metabolisme met een gesloten redoxbalans mogelijk is. Er vindt nu dus geen ophoping van NADH plaats zoals bij de meeste andere gisten wel het geval is.



Figuur I b. Schematische weergave van xylose metabolisme tijdens alcohol fermentatie.



Figuur II b. Schema van de conversie van xylose naar ethanol via NADPH-afhankelijk xylose reductase.



systeemdruk is atmosferisch
 ○ stroomnummer
 □ temperatuur in °C

- R1 1^e vergistingsreactor
- R2 2^e vergistingsreactor
- R3 1^e groeireactor
- R4 2^e groeireactor
- R5 zuiveringsreactor
- M1 nozzle discharge centrifuge
- M2 pervaporatie ethanol/water
- T1 destillatie ethanol/water
- C1 luchtcompressor
- C2 als C1
- C3 als C1
- H1 voorverwarmer
- H2 warmtewisselaar
- H3 topcondensor
- H4 condensor
- H5 reboiler
- P1 voedingspomp
- P2 } overige pompen
- t/m } overige pompen
- P10 }

CONTINUE VERGISTING VAN
 SUIKERS TOT ETHANOL
 DOOR PICHIA STIPITIS
 fabrieksvoorontwerp nr. 2618
 juni 1985
 M.Philippi M. den Reijer