

Delft

Nr: 2553

Laboratorium voor Chemische Technologie

Verslag behorende
bij het fabrieksvoorontwerp
van

F.R. van Gaalen en J.W.F. Lugtmeijer

onderwerp:

ZUIVERING VAN AFVALWATER VAN BIOTECHNOLOGISCHE

INDUSTRIEEN MET BEHULP VAN GEIMMOBILISEERDE

MICROORGANISMEN

adres: Diepenbrockstraat 180
2625 XA Delft

Lange Geer 52
2611 PW Delft

opdrachtdatum: 01-01-1983

verslagdatum: 19-02-1985

Fabrieksvoorontwerp 2553
Afdeling der Scheikundige Technologie
Technische Hogeschool Delft

ZUIVERING VAN AFVALWATER VAN BIOTECHNOLOGISCHE
INDUSTRIEEN MET BEHULP VAN GEIMMOBILISEERDE MIKROORGANISMEN

februari 1985

-Jan Willem Lugtmeijer

Lange Geer 52

2611 PW Delft

015-126526

-Frans van Gaalen

Diepenbrockstraat 180

2625 XA Delft

015-620447

Samenvatting

Dit verslag beschrijft een voorontwerp voor de zuivering van afvalwater dat afkomstig is van biotechnologische industrieën, suikerfabrieken, aardappelverwerkende industrieën enz. Het debiet van het afvalwater is $0.042 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ en het COD-gehalte van het afvalwater is $4000 \text{ mg O}_2/\text{l}$. De zuivering geschiedt anaeroob en in het proces worden biologische fluide bed reactoren toegepast. De zuiveringsinstallatie bevat een methaanreactor, een denitrificatiereactor en een nitrificatiereactor.

De aanwezige organische koolstofverbindingen worden omgezet in CO_2 en in CH_4 . Er wordt circa $850\,000 \text{ Nm}^3$ methaan per jaar geproduceerd.

De stikstofhoudende verbindingen worden omgezet in N_2 (of) in de vorm van NO_3^- geloosd met het gezuiverde water.

De zwavelhoudende verbindingen worden omgezet in SO_4^{2-} en als zodanig geloosd.

Het fosfaatgehalte verandert niet door de zuiveringsinstallatie.

De economische analyse van het proces leert dat het zeer aantrekkelijk is om de zuiveringsinstallatie te implementeren, wegens de vermindering van de lozingsheffingen en de methaanopbrengsten.

Het verdient aanbeveling om een aantal procesvariabelen en een aantal kinetiekgegevens nauwkeuriger te bepalen in een pilot plant opstelling, alvorens de echte installatie te bouwen.

Inhoudsopgave.

1. Inleiding	5
2. Uitgangspunten	7
2.1. Algemene uitgangspunten	7
2.2. Fysische eigenschappen en constantes	11
3. Theoretische beschouwingen en procesbeschrijving	13
4. Procescondities en beschrijving van de apparatuur	25
4.1. Voorraadtank	25
4.2. Methaanreactor	25
4.3. Gaswasser	35
4.4. Denitrificatiereactor	43
4.5. Nitrificatiereactor	47
4.6. Pompen	53
4.7. Compressoren	59
4.8. Procesregeling	63
4.9. Warmtebeschouwingen	63
5. Massa- en warmtebalans	65
6. Apparaatstromen	67
7. Apparatenlijsten	71
8. Economische analyse van de afvalwaterzuiveringsinstallatie	79
8.1. Kosten	79
8.2. Baten	83
8.3. Conclusie van de economische analyse	83
9. Symbolenlijst	85
10. Referenties	89
Bijlage 1	91

1. INLEIDING

Het strenger worden van de milieuwetgeving, betreffende het lozen van afvalwater en het hoger worden van de heffingen op het lozen van afvalwater, maken het voor bedrijven noodzakelijk om zelf het afvalwater geheel of gedeeltelijk te zuiveren, alvorens het via het openbare rioleringsnet of op oppervlaktewateren geloosd kan worden. Een zuiveringsinstallatie zal in het algemeen afvalwater moeten reinigen met een samenstelling, die specifiek is voor de herkomst. In dit verslag wordt een voorontwerp besproken, dat geschikt is voor het behandelen van afvalwater van biotechnologische industriëen, suikerfabrieken, aardappelverwerkende industriëen etc.

Reeds lang is bekend, dat d.m.v. anaerobe methaanvergisting, organische stoffen in een brandbaar gas (tot $2/3 \text{ CH}_4$, verder voorname lijk CO_2) kunnen worden omgezet.

Langzame groei van bacteriën en lage omzettingssnelheden van organisch afval van anaërobe processen t.o.v. aërobe processen vormden hierbij echter een probleem. Enkele processen werden ontwikkeld, die echter bij hoge temperaturen en hoge COD-gehalten werkten en waarbij geen vergaande zuivering werd bereikt. Young and McCarty [10] introduceerden een nieuw concept met het ontwerp van het anaërobe biologische filter, waarbij biomassa, vastgehecht op een oppervlak, toegepast werd. Later ontstond het concept van het biologische fluide bed, waarbij biomassa als film op korrels groeit en waarbij het contact tussen vloeistof en biomassa in een fluide bed plaats heeft. Hierbij kunnen hoge concentraties biomassa gehaald worden, waardoor de omzettingssnelheid en de vloeistofsnelheid in de reaktor hoger kunnen worden. In dit rapport wordt het concept van de biologische fluide bed reaktor toegepast op een afvalwaterzuiveringsinstallatie.

2. UITGANGSPUNTEN

2.1. Algemene uitgangspunten

De te ontwerpen afvalwaterzuiveringsinstallatie moet $150 \text{ m}^3 \cdot \text{h}^{-1}$ afvalwater verwerken met een afvalgehalte overeenkomend met 400.000 IE (Inwonerequivalenten). De samenstelling van het afvalwater is gegeven door Koot [1] en Lourens [2].

COD:	$4000 \text{ mg O}_2 \cdot \text{l}^{-1}$
N_{kj} :	$500 \text{ mg N} \cdot \text{l}^{-1}$ (Ammoniak & Organisch N)
SO_4^{2-} :	$500 \text{ mg SO}_4 \cdot \text{l}^{-1}$
NO_3^- :	$200 \text{ mg N} \cdot \text{l}^{-1}$

Het afvalwater bevat geen belangrijke hoeveelheden H_2S .

Voor de berekening van de omzetting van de vervuilende componenten, zijn de gehalten omgerekend naar concentraties in $\text{mmol} \cdot \text{l}^{-1}$. Ter vereenvoudiging zijn bovendien de termen "Chemisch Zuurstof Verbruik" en "Kjeldahl Stikstof Gehalte" omgewerkt naar respectievelijk een CH_2O -concentratie en een NH_3 -concentratie. CH_2O is gekozen als de organische zuurstofverbruikende stof, omdat in het algemeen de verhouding C:H:O ongeveer 1:2:1 bedraagt in organisch afvalwater. Uit reactievergelijking (1) is af te leiden, dat 1 mg COD overeenkomt met $1/32 \text{ mmol CH}_2\text{O}$:



Het Kjeldahl-stikstof-gehalte geeft aan hoeveel N aanwezig is in de vorm van NH_3 en organische stikstof. Voor de berekeningen is N_{kj} beschouwd als NH_3 , waarbij geldt:

$$1 \text{ mg } N_{\text{kj}} = 1/14 \text{ mmol } \text{NH}_3$$

Naberekening volgt dan voor de concentraties in het afvalwater:

$$\begin{aligned}C_{\text{CH}_2\text{O}} &= 147 \text{ mmol.l}^{-1} \\C_{\text{NH}_3} &= 35.7 \text{ mmol.l}^{-1} \\C_{\text{SO}_4^{2-}} &= 5.21 \text{ mmol.l}^{-1} \\C_{\text{NO}_3^-} &= 14.3 \text{ mmol.l}^{-1} \\C_{\text{H}_2\text{S}} &= 0.00 \text{ mmol.l}^{-1}\end{aligned}$$

Het afvalwater dient te worden gezuiverd tot een COD-gehalte van 10% van het oorspronkelijke. Dit komt overeen met een CH_2O -gehalte van 15 mmol.l^{-1} .

ER is nog geen eis voor het nitraatgehalte van het uitgaande afvalwater. De verwachting is, dat de schadelijke effecten van NO_3^- vanwege de bevordering van eutrofiëring over enkele jaren tot het eisen van een verlaging van het nitraatgehalte zal leiden. Dit aspect van de afvalwaterzuivering heeft daarom eveneens aandacht gekregen.

De verwijdering van fosfaten is niet beschouwd in het ontwerp. De zuiveringsinstallatie dient ongevoelig te zijn voor fluktuaties in debiet en samenstelling.

Het afvalwater bestaat uit effluenten, afkomstig van verschillende biotechnologische processen, die bij temperaturen van 20°C tot 40°C plaats vinden. Als procestemperatuur voor de zuivering is 20°C aangenomen.

Er is van uitgegaan, dat gebruik gemaakt wordt van biologische fluide bed reaktoren.

De utilities, noodzakelijk voor de installatie zijn stroom bij 380 V en een verbinding van de opslagtank van het geproduceerde methaan naar een gasafnemer (binnen hetzelfde bedrijf, bv. voor het opwekken van stroom). Daarnaast wordt lucht gebruikt. De installatie wordt uitgevoerd in staal en beton (kolom 2 & 3 en de voorraadtank). Het verdient aanbeveling om de korrosieve eigenschappen van de processtromen te onderzoeken en eventueel gedeeltes van de installatie in roestvrij staal uit te voeren. Met name

de aanwezigheid van NH_3 , CO_2 en O_2 in water zouden kunnen leiden tot korrosie.

De zuiveringsinstallatie vereist geen bijzondere veiligheidsmaatregelen.

2.2. Fysische eigenschappen en konstantes.

Dichtheden:	Water	1000	kg.m^{-3}
	Biomassa	1110	kg.m^{-3}
	Zand	2600	kg.m^{-3}
Molekuulgewichten:	H_2O	18	g.mol^{-1}
	H_2S	34	g.mol^{-1}
	NH_3	17	g.mol^{-1}
	CH_4	16	g.mol^{-1}
	lucht	28.8	g.mol^{-1}
Henry coëfficiënten:	NH_3	144	Pa
(20 °C)	CO_2	$1.45 \cdot 10^3$	Pa
	H_2S	$4.83 \cdot 10^2$	Pa
	CH_4	$3.76 \cdot 10^4$	Pa
Dampspanning van water:		2307	Pa (20 °C)
Dynamische viscositeit van water:		$1 \cdot 10^{-3}$	Ns.m^{-2}
Gaskonstante:		8.314	$\text{J.mol}^{-1}.\text{K}^{-1}$
Versnelling van de zwaartekracht:		9.81	m.s^{-2}

3. THEORETISCHE BESCHOUWINGEN EN PROCESBESCHRIJVING

In de vakliteratuur zijn diverse publikaties verschenen, die een wiskundige beschrijving van biologische fluide bed reaktoren geven. Balansen voor substraat, produkt en biomassa voor een zandkorrel zijn eenvoudig af te leiden. Het is tevens mogelijk om deze balansen te koppelen aan balansen over de vloeistoffase in een fluide bed.

Rittmann and McCarty [6] geven afleidingen voor het berekenen van de substraatflux en de produktflux in een biofilm om een draagerkorreltje. Shieh et al. [7] introduceren een effectiveness faktor voor gelijktijdige diffusie en substraatomzetting. Kossen [8] geeft aan op welke manier een biomassabalans voor een biofilm om een korreltje kan worden opgesteld. De hoeveelheid biomassa vermeerdt door aangroei; anderzijds sterft biomassa af en worden mikroörganismen onder invloed van schuifkrachten in het fluide bed losgemaakt.

De theoretische beschrijvingen van eerder genoemde auteurs blijken in de praktijk voor het ontwerpen van een biologische fluide bed reaktor van weinig nut. Er zijn weinig tot geen bruikbare gegevens beschikbaar. Dit is een gevolg van de slecht definiëerbare "reaktanten". De biomassa is in het algemeen een mengkultuur en het substraat bestaat uit een mengsel van stoffen, die allemaal met verschillende snelheden worden omgezet en verschillende produkten opleveren. Het is daarom begrijpelijk, dat er nauwelijks bruikbare publikaties verschijnen over diffusiekoëfficiënten, reaktiesnelheidskonstantes, afschuifspanningen en groeisnelheden van de mikroörganismen voor het ontwerpen van het proces.

Als typerend voorbeeld van een niet bruikbare publikatie moge een artikel van Karube [9] dienen. Karube publiceerde resultaten van experimenten met een monokultuur van methaanvormende mikroörganismen, geïmobiliseerd in een agar-matriks. Als substraat werd onder andere glukose, sukrose, propionzuur, azijnzuur en mierenzuur gebruikt; van elk substraat werd de om-

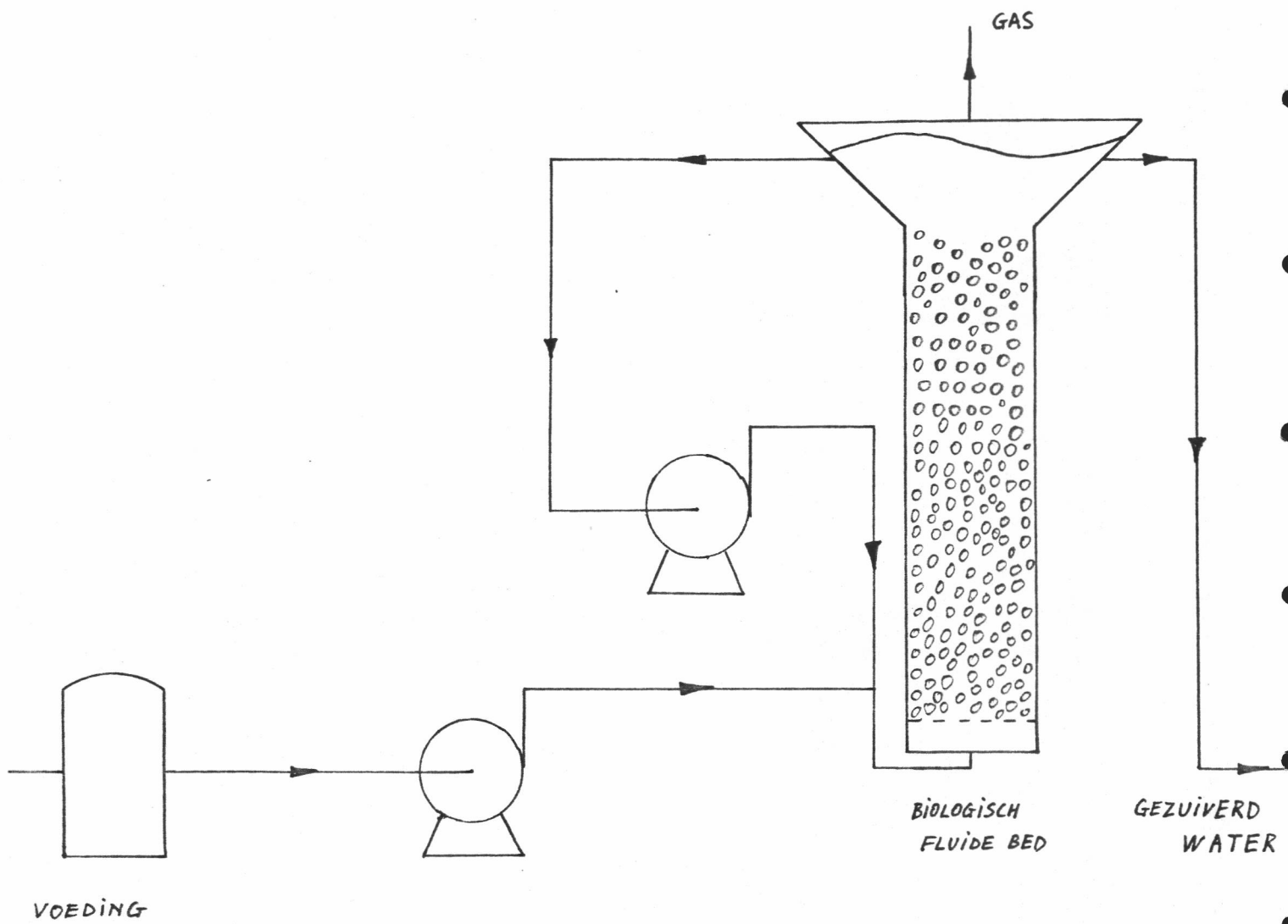


fig 1: Schema van de opstelling van Jewell en Switzenbaum.

zettingssnelheid bepaald. De experimenten werden bovendien op zeer kleine schaal, batchgewijs en bij 40 °C uitgevoerd. De omstandigheden wijken dus zoveel af van het in dit verslag te ontwerpen proces, dat de gegevens niet bruikbaar zijn.

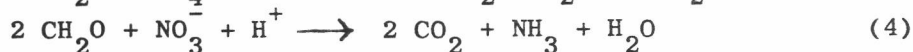
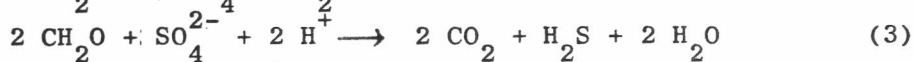
Switzenbaum and Jewell [10, 11] geven een beschrijving voor een anaëroob methaan-vormend proces voor de zuivering van huishoudelijk afvalwater. In figuur 1 is een schematische voorstelling van hun pilotplant weergegeven. Het proces van Switzenbaum and Jewell bestaat uit slechts één kolom, waarin methaanvormende bacteriën op zandkorrels in een biologisch fluide bed aanwezig zijn. De opstelling bevatte ca. 30 kg. DS.m⁻³ biomassa, voor 95 % aanwezig op de vaste drager in laagjes van 15 tot 20 µm dikte. Een aantal voordelen van het proces worden vermeld. Het proces is in staat om afvalwater met een COD -gehalte van enkele honderden mg.l⁻¹ te zuiveren bij 20 °C. De hoeveelheid geproduceerde vaste stof, die in het effluent komt is gering, 30 g DS.m⁻³. De verblijftijd van het afvalwater is vele malen kleiner en de biomassakonsentratie is vele malen groter dan bij vergelijkbare processen, waarbij geen gebruik gemaakt wordt van een fluide bed reaktor. Dit resulteert in een veel kleinere procesinstallatie. Tenslotte wordt vermeld, dat de installatie niet gevoelig was voor storingen in temperatuur, konsentratie en debiet.

Een aantal nadelen van de publikatie zijn de onduidelijke en dimensioneel niet korrekte gegevens over de kinetiek en de stofoverdracht en de tekortkoming van het proces ten aanzien van de verwijdering van nitraat en eventueel gevormde gereduceerde verbindingen zoals NH₃ en H₂S. Tevens vragen wij ons af of door de cirkulatiestroom de vorming van niet gehechte biomassa niet zodanig bevorderd wordt, dat na verloop van tijd de gehechte biomassa erdoor overwoekerd wordt.

Het uiteindelijke ontwerp voor de afvalwaterzuivering, dat in dit rapport beschreven wordt, is ontwikkeld op basis van een patentaanvraag [12]. In dit zuiveringsproces ondergaat het afvalwater eerst een methaangisting, waarna vervolgens de gereduceerde componenten in het afvalwater geoxideerd worden door beluchting. Er is bovendien in een nitraatverwijderingsstap

voorzien.

In de eerste stap van het proces wordt het aanwezige CH_2O grotendeels omgezet in CH_4 en CO_2 . Zwavelhoudende componenten leveren daarnaast nog H_2S en er wordt NH_3 gevormd uit stikstofhoudende componenten. De hierbij relevante reactievergelijkingen zijn:



Het gas, dat bij de methaan-fermentatie gevormd wordt, bevat naast CH_4 tevens CO_2 en een deel van het gevormde H_2S . De rest van het H_2S is terug te vinden in het vloeibare effluent in de vorm van opgelost H_2S of HS^- . Het NH_3 lost grotendeels op in het vloeibare effluent.

Het gevormde gas kan slechts gebruikt worden na verwijdering van het H_2S in een absorber.

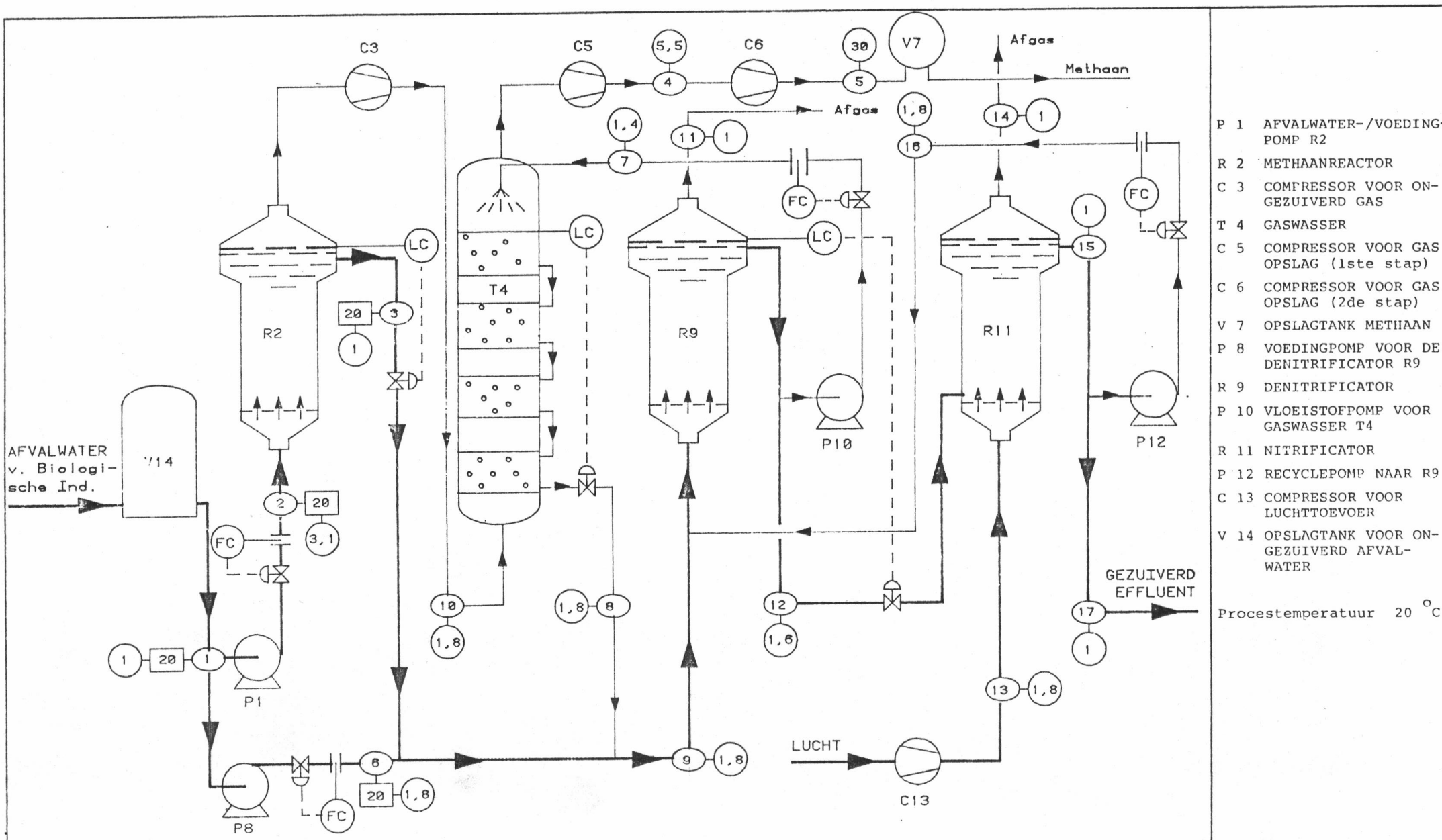
Beluchting van het vloeibare effluent in aanwezigheid van nitrificerende mikroörganismen kan NH_3 doen omzetten in NO_3^- . Er ontstaat dan een effluent, dat niet giftig is, maar door het hoge gehalte aan nitraat kan leiden tot eutrofiëring van het oppervlaktewater indien het wordt geloosd. Dit probleem kan worden opgelost door NO_3^- te reduceren tot N_2 met behulp van denitrificerende mikroörganismen. Als elektronendonoren kunnen geoxideerde organische verbindingen dienen.

Een aantal moeilijkheden deden zich voor bij de oorspronkelijke procesconfiguratie:

1-De lucht, die gebruikt wordt in de nitrifikatiestap, wordt vervuild met H_2S en mercaptanen e.d.

2-De anaerobe omstandigheden tijdens de denitrifikatie leiden tot een ongewenste gedeeltelijke omzetting van SO_4^{2-} tot H_2S . Dit leidt tot inhibitie van de denitrificerende organismen; bovendien is H_2S een ongewenste component in het effluent.

3-De anaërobe omstandigheden van de denitrifikatie leiden tot een zuurstofloos effluent, dat als zodanig niet geloosd kan worden.



- P 1 AFVALWATER-/VOEDING-POMP R2
- R 2 METHAANREACTOR
- C 3 COMPRESSOR VOOR ON-GEZUIVERD GAS
- T 4 GASWASSER
- C 5 COMPRESSOR VOOR GAS OPSLAG (1ste stap)
- C 6 COMPRESSOR VOOR GAS OPSLAG (2de stap)
- V 7 OPSLAGTANK METHAAN
- P 8 VOEDINGPOMP VOOR DE DENITRIFICATOR R9
- R 9 DENITRIFICATOR
- P 10 VLOEISTOFFPOMP VOOR GASWASSER T4
- R 11 NITRIFICATOR
- P 12 RECYCLEPOMP NAAR R9
- C 13 COMPRESSOR VOOR LUCHTTOEVOER
- V 14 OPSLAGTANK VOOR ON-GEZUIVERD AFVAL-WATER

Procestemperatuur 20 °C

fig. 2 : AFVALWATERZUIVERING MET BEHULP VAN GEIMMOBILISEERDE MICROORGANISMEN

Stroomnummer
 Absolute druk in bar
 Temperatuur in °C

J.W.F. Lugtmeijer Fabrieksvoorontwerp No 2553
 F.R. van Gaalen Februari 1985

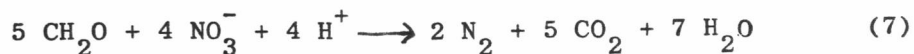
4-Het gevormde methaan dient apart te worden gezuiverd.

De problemen, betreffende de nitrifikatie en de denitrifikatie kunnen worden opgelost door het effluent van de methaanreaktor eerst te gebruiken als elektronendonor voor de denitrifikatie. Vervolgens worden de overblijvende gereduceerde componenten in de nitrifikator door beluchting geoxideerd. Een deel van de geoxideerde stroom wordt naar de denitrifikator teruggevoerd en de rest wordt geloosd. Een flowsheet van dit proces wordt gegeven in figuur 2. Dit is tevens het flowsheet van de ontworpen procesinstallatie.

In dit proces worden de sulfides, die tijdens de methaanfermentatie ontstonden, gebruikt voor de denitrifikatie:



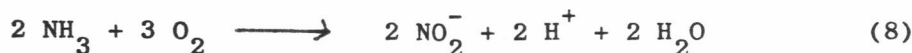
De S/N verhouding is te laag om met S^{2-} alle NO_3^- te reduceren tot N_2 . Het overblijvende NO_3^- , dat aan de denitrifikator wordt toegevoerd, wordt omgezet m.b.v. niet omgezet CH_2O uit het oorspronkelijke afvalwater; met het oog hierop is een deel van het inkomende afvalwater om de methaanreaktor heengeleid. De reactievergelijking luidt:



Het gedeelte van het H_2S , dat tijdens de methaanfermentatie is gevormd en zich in de gasfase bevindt, kan, na door de absorber uit het gas te zijn gewassen, eveneens naar de denitrifikator worden geleid, om als elektronendonor te dienen. Als absorptiemiddel kan het effluent van de denitrifikatiekolom worden gebruikt.

Na de denitrifikatie is alleen nog NH_3 als ongewenste component in het water aanwezig. Het NH_3 is gevormd in de methaankolom of was reeds in het afvalwater aanwezig en gaat

ongestoord door de denitrifikator. In de nitrifikator wordt NH_3 geoxideerd door beluchting en in aanwezigheid van Nitrosomonas spp. en Nitrobacter spp. volgens de reactievergelijkingen (8) en (9):



Hierbij zijn geen storende sulfides aanwezig, omdat de zwavelhoudende componenten reeds zijn omgezet in SO_4^{2-} . Een gedeelte van het effluent van de nitrifikator wordt gerecirculeerd naar de denitrifikator en de rest wordt geloosd. Aldus wordt slechts een fractie van het oorspronkelijk aanwezige stikstof in de vorm van NO_3^- geloosd en wordt de rest omgezet in N_2 .

Om fluktuaties in het debiet van het te behandelen afvalwater te onderdrukken wordt het afvalwater eerst verzameld in een voorraadtank. Deze heeft een inhoud, overeenkomend met met de afvalwaterproduktie van 10 uur en is bij normale bedrijfsvoering half vol.

De methaanfermentatie, de denitrifikatie en de nitrifikatie worden allemaal uitgevoerd in een biologisch fluide bed reaktor, waarin biomassa groeit als een film op een drager (zand). De mikroörganismen zullen hierdoor niet uitspoelen, ondanks de korte verblijftijden (d.w.z. hoge verdunningssnelheden).

De werkwijze voor het bereiden en in stand houden van biomassa op een vaste drager in een fluide bed, is beschreven in een patent [13]. Biomassakonsentraties, die typerend zijn voor processen, waarbij geen gebruik wordt gemaakt van dragers, zijn 1 à 3 kg DS.m⁻³. Dit wordt veroorzaakt door de zeer lage bezink-snelheid van losse mikroörganismen, waardoor in een continue reaktor steeds biomassa uitspoelt. Het gevolg van lage biomassa-konsentraties is lage omzettingssnelheden en dus lange verblijftijden.

Hoge konsentraties van 60 kg DS.m⁻³ of meer zijn haalbaar, wanneer de biomassa geïmmobiliseerd wordt. Een hoge biomassakon-sentratie is nodig voor het bereiken van hoge konversiesnelheden.

R = 5hr?
Messinhalf?
Inkubator
45hr?

high biomass concentration
1. high biomass concentration
high biomass concentration

De hoge biomassakonsentraties elimineren tevens het probleem van overtollige biomassaproductie.

Een eis, die gesteld wordt, is dat de organismen blijven hechten onder omstandigheden van hoge afschuifkrachten. Deze krachten treden op bij korte verblijftijden of wanneer lucht in het fluide bed wordt geïnjecteerd.

De biomassa hecht aan het oppervlak van de dragerkorrels door middel van slijmlagen.

Het bereiden en in stand houden van biomassa gebeurt door het aanleggen van zodanige kondities in de kolom, dat alle niet gewenste organismen uitspoelen. Dit wordt bereikt door de vloeistof-verblijftijd in de kolom kleiner te maken dan de verdubbelingstijd van de niet-hechtende mikroörganismen.

De mikroörganismen, die aan de drager hechten worden dan niet overwoekerd door niet-hechtende organismen. Zij hechten zich aan de drager, waardoor ze niet uit de reaktor worden gespoeld en krijgen aldus de kans zich te vermenigvuldigen, in tegenstelling tot de andere organismen.

De dikte van de biomassalaag is in stationaire toestand konstant. Enerzijds treedt groei op, maar anderzijds zorgen afschuifkrachten (en in tweede instantie diffusielimitering van substraat) ervoor, dat biomassa uitspoelt of afsterft.

De drager is zilverzand met een gemiddelde korreldiameter van 0.2 mm.

De proceskondities en andere gegevens over de procesvoering worden toegelicht in het volgende hoofdstuk.

4. PROCESKONDITIONS EN BESCHRIJVING VAN DE APPARATUUR

4.1. Voorraadtank (V 14)

De afvalwaterstroom is 42 l.s^{-1} . Het volume van de tank moet gelijk zijn aan de hoeveelheid water, die in 10 uur wordt geproduceerd:

$$V = 10 \cdot 3600 \cdot 42 \cdot 10^{-3} \approx 1500 \text{ m}^3$$

Indien het nivo maximaal tot op 1 m van de rand staat, geeft dit als afmetingen:

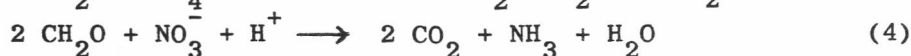
Lengte: 15 m

Breedte: 10 m

Diepte: 11 m

4.2. Methaankolom (R 2)

In de eerste kolom, de methaankolom, wordt de organische stof afgebroken tot CO_2 en gereduceerde C, S en N-verbindingen. Dit proces kan in de volgende drie reactievergelijkingen worden samengevat:



De omzettingssnelheid van SO_4^{2-} naar H_2S bedraagt volgens [13]:
 $3.69 \text{ mg SO}_4^{2-} / \text{g biomassa per uur}$.

De omzettingssnelheid van CH_2O naar CH_4 en CO_2 is volgens [13]:
 $8.96 \text{ mg CH}_2\text{O} / \text{g biomassa per uur}$.

De omzettingssnelheid van nitraat is niet bekend, maar aangenomen wordt, dat deze niet als beperkende factor geldt.

In de denitrifikator zal NO_3^- door S^{2-} worden gereduceerd. Omdat hiervoor niet genoeg sulfide aanwezig is, zal een deel van de CH_2O in het influent hiervoor nodig zijn. Rekening houdend met het feit, dat 10 % van het COD-gehalte niet hoeft te worden verwijderd, wordt hier toe 15 l.s^{-1} influent om de methaankolom heengeleid.

Handwritten notes:
Zie tabel 4-1
op bladz. 11-12

Om nu de grootte van de methaanreaktor te bepalen is de totaal benodigde hoeveelheid biomassa van belang. Deze kan m.b.v. vergelijking (10) worden bepaald:

$$X = (C_{s,in} - C_{s,uit}) \times \Phi_v / r_s \quad (10)$$

Hierin is:

X	Hoeveelheid biomassa	g DS
$C_{s,in}$	Substraatconcentratie aan ingang	mg.l ⁻¹
$C_{s,uit}$	Substraatconcentratie aan uitgang	mg.l ⁻¹
Φ_v	Volumedebiet	l.s ⁻¹
r_s	Omzettingssnelheid van substraat	(mg substr. / g biom). s ⁻¹

Voor de sulfaatomzetting levert dit:

$$X = (500 * 27 * 3600) / 3.69 \approx 1.316 * 10^7 \text{ g DS}$$

Voor de CH₂O-omzetting levert dit:

$$X = ((3240 - 615) * 27 * 3600) / 8.96 \approx 2.835 * 10^7 \text{ g DS}$$

Er moet dus minimaal ca. $30 * 10^3$ kg DS biomassa aanwezig zijn. Bij een biomassakonsentratie van 60 g.l^{-1} [13] levert dit een kolom van 465 m^3 op.

Voor de verdere dimensionering is een schatting van de minimale fluidisatiesnelheid nodig. Dit gaat met onderstaande formule (Volgens [14]):

$$v_{o,i} = ((V/d_p) \times ((170 \times v \times (1-\epsilon) / (v_{o,i} \times d_u) + 1.75))^{-1} \times g \times \rho_s \times d_p^3 \times (\rho_s - \rho_l) \times \epsilon^3 / \eta^2)^{-1} \quad (11)$$

Hierin is:

$v_{o,i}$	Minimale fluidisatiesnelheid	$m.s^{-2}$
ν	Kinematische viscositeit	$m^2.s$
d_u	Diameter van een deeltje	m
ϵ	Fractie disperse fase	-
g	Versnelling van de zwaartekracht	$m.s^{-2}$
ρ_s	Dichtheid vaste fase	$kg.m^{-3}$
ρ_l	Dichtheid vloeibare fase	$kg.m^{-3}$
η	Dynamische viscositeit	$Ns.m^{-2}$

De dichtheid van de vaste fase is echter onbekend, maar kan uitgerekend worden met vergelijking (12):

$$\rho_s = (d_p^3 \times \rho_p + (d_u^3 - d_z^3) \times \rho_{bio}) / d_u^3 \quad (12)$$

Hierin is:

d_z	Diameter zandkorrel	m
ρ_z	Dichtheid zand	$kg.m^{-3}$
ρ_{bio}	Dichtheid biomassa	$kg.m^{-3}$

De diameter van de zandkorrels is 200 μm . Aangezien geen gegevens over het berekenen van de dikte van de biofilm in stationaire toestand beschikbaar zijn, is op grond van [13] aangenomen, dat de film 50 μm dik is. Uit (11) en (12) volgt nu:

$$\rho_s \approx 1.74 \text{ kg.m}^{-3}$$

$$v_{o,i} \approx 0.703 * 10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$$

Als procesfluidisatiesnelheid wordt nu gekozen:

$$v_{fl} = 1 * 10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$$

Bij een debiet van 27 $l.s^{-1}$ geeft dit een doorsnede van:

$$A = 27 \text{ m}^2$$

Bij een volume $V = 465 \text{ m}^3$ geeft dit een hoogte:

$$h = 17.2 \text{ m}$$

Uit de methaanreaktor komen een gas- en een vloeistofstroom. Hiervan worden nu de samenstellingen berekend. Over de kolom kunnen de volgende vier balanssen worden opgesteld:

CO_2 -balans:

$$\Phi_g^m \cdot y_{\text{CO}_2} + \Phi_1^m \cdot x_{\text{CO}_2} = 2 \cdot \Delta C_{\text{SO}_4} \cdot \Phi_1 + 2 \cdot \Delta C_{\text{NO}_3} \cdot \Phi_1 \quad (13)$$

NH_3 -balans:

$$\Phi_g^m \cdot y_{\text{NH}_3} + \Phi_1^m \cdot x_{\text{NH}_3} = \Delta C_{\text{NO}_3} \cdot \Phi_1 + C_{\text{NO}_3}^{\text{in}} \cdot \Phi_1 \quad (14)$$

CH_4 -balans:

$$\Phi_g^m \cdot y_{\text{CH}_4} + \Phi_1^m \cdot x_{\text{CH}_4} = \Delta C_{\text{CH}_2\text{O}} \cdot \Phi_1 \quad (15)$$

H_2S -balans:

$$\Phi_g^m \cdot y_{\text{H}_2\text{S}} + \Phi_1^m \cdot x_{\text{H}_2\text{S}} = \Delta C_{\text{SO}_4} \cdot \Phi_1 \quad (16)$$

Hierin is:

Φ_g^m	Molenstroom gasfase	mol.s^{-1}
Φ_1^m	Molenstroom vloeistoffase	mol.s^{-1}
y_p	Fraktie p in gasfase	-
x_p	Fraktie p in vloeistoffase	-
C_p^{in}	Konsentrasi p in ingaande stroom	mol.m^{-3}
ΔC_p	Omzetting van p in kolom	mol.m^{-3}

Om de frakties in gas- en vloeistoffase te bepalen zijn de Henry-koëfficiënten nodig: Uit [3] blijkt (Bij 20°C) :

$$\begin{aligned} H_{\text{NH}_3} &= 144 \text{ Pa} \\ H_{\text{CO}_2} &= 1.45 \cdot 10^3 \text{ Pa} \\ H_{\text{H}_2\text{S}} &= 4.83 \cdot 10^2 \text{ Pa} \\ H_{\text{CH}_4} &= 3.76 \cdot 10^4 \text{ Pa} \end{aligned}$$

Handwritten notes:
 H₂S
 CH₄

Om nu de samenstelling en het debiet van het uitgaande gas te berekenen is nog één ekstra vergelijking noodzakelijk:

$$y_{\text{NH}_3} + y_{\text{CO}_2} + y_{\text{H}_2\text{S}} + y_{\text{CH}_4} + y_{\text{H}_2\text{O}} = 1 \quad (17)$$

Uit de dampspanning van water bij 20 °C volgt:

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0231$$

Uit (13) t/m (17) volgt nu:

$$y_{\text{NH}_3} = (0.027 \cdot (14.29 + 35.71)) / (\Phi_g^m + (27 / (0.018 \cdot 144)))$$

$$y_{\text{CO}_2} = (0.027 \cdot (10.42 + 28.57 + 43.75)) / (\Phi_g^m + (27 / (0.018 \cdot 1.45 \cdot 10^3)))$$

$$y_{\text{H}_2\text{S}} = (0.027 \cdot 5.21) / (\Phi_g^m + (27 / (0.018 \cdot 4.83 \cdot 10^2)))$$

$$y_{\text{CH}_4} = (0.027 \cdot 43.75) / (\Phi_g^m + (27 / (0.018 \cdot 3.76 \cdot 10^4)))$$

$$y_{\text{NH}_3} + y_{\text{CO}_2} + y_{\text{H}_2\text{S}} + y_{\text{CH}_4} + 0.0231 = 1$$

Oplossen van dit stelsel levert voor de gasstroom:

$$\Phi_g^m = 2.96 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$y_{\text{NH}_3} = 0.0007$$

$$y_{\text{CO}_2} = 0.5590$$

$$y_{\text{H}_2\text{S}} = 0.0232$$

$$y_{\text{CH}_4} = 0.3938$$

$$y_{\text{H}_2\text{O}} = 0.0231$$

Voor de vloeistofstroom volgt hier dan uit:

$$\begin{aligned} \phi_1 &= 0.027 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \\ x_{\text{NH}_3} &= 8.98 \cdot 10^{-3} \\ x_{\text{CO}_2} &= 3.86 \cdot 10^{-4} \\ x_{\text{H}_2\text{S}} &= 4.82 \cdot 10^{-5} \\ x_{\text{CH}_4} &= 1.05 \cdot 10^{-5} \end{aligned}$$

4.3. Gaswasser (T4)

In de gaswasser moet de H_2S -fractie worden teruggebracht van 0.023 tot 0.003, om het gas geschikt te maken als energiebron voor verschillen- de installaties. Dit wil zeggen dat verwijderd moet worden:

$$2.96 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1} * (0.023 - 0.003) \approx 0.06 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1} \text{ H}_2\text{S}$$

De molfractie H_2S in de vloeistofstroom, die in evenwicht is met de in- gaande gasstroom, is $4.82 * 10^{-5}$ mol H_2S /mol vloeistoffase. Dit wil zeggen dat er bij een oneindig aantal scheidingsstappen $0.06 / 4.82 * 10^{-5}$ mol. s^{-1} vloeistoffase nodig is, of $1250 \text{ mol} \cdot \text{H}_2\text{O} \cdot \text{s}^{-1}$. Dit komt overeen met 22.5 l/s. Bij een scheidingsfactor van 2 is $45 \text{ l/s} = 0.045 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ vereist. Het gasdebiet is $0.066 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

Wegens de verhouding tussen het gas- en het vloeistofdebiet is een schotelkolom of een gepakte kolom niet mogelijk [16]. Er is daarom gekozen voor een bellenkolom.

De diameter van de bellen, die ontstaan zal $5 * 10^{-3}$ m bedragen [15]. De snelheid van de bellen t.o.v. de vloeistoffase zal $0.25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1}$ zijn. Als we nu $\epsilon = 0.2$ kiezen, is de doorsnede van de kolom te berekenen:

$$(v_{\text{bel}} + v_1) * A * \epsilon = \phi_g \quad (18)$$

Hierin is:

v_{bel}	stijgsnelheid van een bel	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
v_1	vloeistofsnelheid	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
A	doorsnede kolom	m^2
ϕ_g	volumedebiet van de gasstroom	$\text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$
ϵ	fractie gas	-

Uit (18) volgt nu :

$$0.25 \text{ m} \cdot \text{s}^{-1} * A * 0.2 = 0.066 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \Rightarrow A \approx 1.55 \text{ m}^2$$

Dit levert voor de superficiële gas- en vloeistofsnelheden v_g^s en v_l^s :

$$v_g^s = 0.066/1.55 \text{ m.s}^{-1} \approx 0.0428 \text{ m.s}^{-1}$$

$$v_l^s = 0.045/1.55 \text{ m.s}^{-1} \approx 0.0290 \text{ m.s}^{-1}$$

De stijgsnelheid van een bel is dus:

$$v_{\text{bel}} = 0.25 \text{ m.s}^{-1} - 0.0290/(1-0.2) \text{ m.s}^{-1} = 0.214 \text{ m.s}^{-1}$$

De dispersiecoëfficiënt van de vloeistoffase kan berekend worden met vergelijking (19):

$$D_e = 0.35 * (g * D_i * v_g^s)^{0.33} \quad (19)$$

Hierin is:

D_e	dispersiecoëfficiënt	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$
D_i	binnendiameter van de kolom	m

Hieruit volgt:

$$D_e = 0.35 * (9.81 \text{ m.s}^{-2} * 1.405 \text{ m} * 0.0428 \text{ m.s}^{-1})^{0.33}$$

$$D_e = 0.412 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-1}$$

Het Bodensteingetal is:

$$Bo = v_l^s * h / D_e \quad (20)$$

Hierin is:

h	hoogte van de kolom	m
-----	---------------------	---

Zelfs bij een 10 m hoge kolom geldt:

$$Bo \approx 1$$

Hieruit volgt dat de vloeistoffase bijna ideaal gemengd is. Om dat dit de scheiding bemoeilijkt wordt voor een cascade van bellenkolommen gekozen.

Voor ieder compartiment geldt:

$$v_g^s * \frac{dC}{dx} = k_1 a * \left(\frac{C}{m} - C_{l,\text{uit}} \right) \quad (21)$$

Hierin is:

$\frac{dC}{dx}$	concentratiegradiënt van H_2S in de gasfase	mol.m^{-4}
$k_1 a$	stofoverdrachtscoëfficiënt betrokken op de vloeistoffase	s^{-1}
C_g	concentratie H_2S in de gasfase	mol.m^{-3}
m	verdelingscoëfficiënt van H_2S	-
C_l	concentratie H_2S in de vloeistoffase	mol.m^{-3}

Een homogene oplossing voor de differentiaalvergelijking (21) is:

$$\ln C_g(x) = (-k_1 a x) / v_g^S + \text{Constante} \quad (22)$$

Hierin is:

$$x \quad \text{hoogte} \quad m$$

Een particuliere oplossing heeft de algemene vorm:

$$C_g = A x + B \quad (23)$$

Hierin is x de lopende parameter voor de hoogte en zijn A en B nader te bepalen constantes.

Invullen van (23) in (21) geeft:

$$A - (k_1 a / v_g^S m) (A x + B) = (-k_1 a C_{1,uit} / v_g^S) \quad (24)$$

Hieruit volgt:

$$A = 0 \quad (25)$$

$$B = C_{1,uit} m \quad (26)$$

Uit (22), (23), (25) en (26) volgt dan:

$$C_g(x) = (-k_1 a x / (v_g^S m) + \text{Const}) + C_{1,uit} m \quad (27)$$

Met de randvoorwaarde voor x=0 dat $C_g = C_g(0)$ wordt de oplossing:

$$C_g(x) = (C_g(0) - C_{1,uit} m) \exp(-k_1 a x / (v_g^S m)) + C_{1,uit} m \quad (28)$$

Uit de brutomassabalans kan $C_{1,uit}$ bepaald worden:

$$(C_{g,in} - C_{g,uit}) v_g^S = (C_{1,uit} - C_{1,in}) v_l^S \quad (29)$$

Er is gekozen voor scheidingstrappen van 0.25 m hoogte. De concentraties van H₂S in de gas- en vloeistoffase werden berekend met behulp van (28) en (29) en zijn gegeven in tabel 1.

Tabel 1. Concentraties van H₂S in de gasfase en in de vloeistoffase als functie van de hoogte.

h (m)	C _g (mol.m ⁻³)	C _l (mol.m ⁻³)
0	0.9437	1.225
0.25	0.5714	0.677
0.50	0.3294	0.320
0.75	0.1907	0.115
1.00	0.0879	0.0

De kolom blijkt uit vier compartimenten te moeten bestaan.

Er wordt een kolom met vier zeefplaten gebruikt. De vloeistoffase stroomt ideaal gemengd over een plaat en wordt vervolgens buiten de kolom om naar de eronderliggende zeefplaat geleid. De gasfase gaat als propstroom door de kolom omhoog.

Op elke zeefplaat is boven de vloeistof een vrije ruimte van circa 0.10 m. Het statische drukverschil voor de vloeistof, tussen een zeefplaat en het vloeistofniveau op de zeefplaat eronder bedraagt dan:

$$\Delta p = \rho * g * h$$

$$\Delta p = 1000 \text{ kg.m}^{-3} * 9.81 \text{ m.s}^{-2} * 0.10 \text{ m}$$

$$\Delta p = 1000 \text{ Pa}$$

Dit is tevens de overdruk van de gasfase op een bepaalde zeefplaat ten opzichte van de vloeistof in de zich erboven bevindende zeefplaat.

De drukval van het gas over een zeefplaat wordt berekend met (30) (zie [16]):

$$\Delta p = \frac{1}{2} \rho_g * (v_{g,p} / C_D)^2 \quad (30)$$

Hierin is;

ρ_g	dichtheid van de gasfase	kg.m^{-3}
$v_{g,p}$	gassnelheid in de perforaties	m.s^{-1}
C_D	doorstroomcoëfficiënt	-

Uit (30) blijkt dat de drukval voor het doorstromen van de zeefplaat slechts enkele Pa zal bedragen voor de gasfase.

Een kolom waarin de vrije ruimte boven de vloeistof op elke zeefplaat ongeveer 0.10 m is, zal voldoen.

Het vloeistofdebiet zal zo geregeld moeten worden dat het vloeistofniveau op elke zeefplaat constant circa 0.10 m onder de vorige zeefplaat blijft.

4.4. Denitrificatiereactor. (R 9)

In de denitrificator wordt de sulfide door nitraat geoxideerd, waarbij sulfaat en stikstof worden gevormd. Het nitraat komt uit de nitrificatiereactor, waarin de aanwezige N-verbindingen compleet geoxideerd zijn en via een recyclestroom teruggevoerd worden. Het nitraat, dat in overmaat aanwezig is zal daarnaast organisch materiaal kunnen oxideren tot CO₂ en H₂O. Hiertoe is een deel van de oorspronkelijke afvalwaterstroom langs de methaanreactor geleid.

Het proces kan met de onderstaande vergelijkingen (6) en (7) worden beschreven:



Om de omzettingen in de reactor te berekenen zijn de grootten en samenstellingen van de stromen van belang:

stroom 6: $\Phi_v = 0.645 * 0.042 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$

$$C_{CH_2O} = 0.147 \text{ mol} \cdot \text{l}^{-1}$$

$$C_{S^{2-}} = 0$$

$$C_{NO_3^-} = 0.0143 \text{ mol} \cdot \text{l}^{-1}$$

stroom 3: $\Phi_v = 0.355 * 0.042 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$

$$C_{CH_2O} = 0$$

$$C_{S^{2-}} = 0.0052 \text{ mol} \cdot \text{l}^{-1}$$

$$C_{NO_3^-} = 0$$

stroom 8: $\Phi_v = 0.045 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$

$$C_{CH_2O} = 0$$

$$C_{S^{2-}} = 0.0012 \text{ mol} \cdot \text{l}^{-1}$$

$$C_{NO_3^-} = 0$$

De stromen 3, 6 en 8 worden samengevoegd tot stroom 9. Deze stroom heeft dan de volgende samenstelling:

$$\Phi_v = 0.087 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

$$C_{CH_2O} = (147 * 0.355 * 0.042) / 0.087 = 25.19 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$C_{S^{2-}} = (5.2 * 0.645 * 0.042 + 1.2 * 0.045) / 0.087 = 2.26 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$$

$$C_{NO_3^-} = (14.38 * 0.355 * 0.042) / 0.087 = 2.45 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3}$$

De stroom 16, de recyclestroom van de nitrificatiereactor naar de denitrificator, dient nog nader beschouwd te worden. Deze stroom zal geen S²⁻ meer bevatten en het gehalte van CH₂O zal ongeveer 15 mol·m⁻³ zijn (zie uitgangspunten). De bedoeling van deze stroom is de terugvoer van N in geoxideerde vorm naar de denitrificatiereactor.

Er geldt voor de denitrificator:

$$\phi_v^9 \cdot C_{NO_3^-}^9 + \phi_v^{16} \cdot C_{NO_3^-}^{16} - (\phi_v^9 + \phi_v^{16}) \cdot C_{NO_3^-}^{mit} = \frac{4}{5} \left\{ \phi_v^9 \cdot C_{CH_2O}^9 + \phi_v^{16} \cdot C_{CH_2O}^{16} - (\phi_v^9 + \phi_v^{16}) \cdot C_{CH_2O}^{mit} \right\} + \frac{8}{5} \phi_v^9 \cdot C_{S^{2-}}^9 \quad (31)$$

Hierin is:

$$\begin{aligned} \phi_v^i & \text{ volumestroom } i & \text{m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \\ C_j^i & \text{ concentratie van component } j \text{ in stroom } i & \text{mol} \cdot \text{l}^{-1} \end{aligned}$$

Deze balans geeft aan dat het aantal electronenequivalenten NO_3^- , dat wordt gereduceerd gelijk moet zijn aan het aantal electronenequivalenten S^{2-} en CH_2O dat geoxideerd wordt. De S^{2-} omzetting ligt vast, terwijl de omgezette hoeveelheid NO_3^- onder andere afhangt van de hoeveelheid CH_2O die met de stromen 6 en 16 naar de denitrificator wordt gevoerd. Met enig trial en error werd gevonden:

$$\begin{aligned} \phi_v^{16} &= 0.113 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \\ C_{NO_3^-}^{16} &= 14.8 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \\ C_{CH_2O}^{16} &= 12.1 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \\ \phi_v^{12} &= 0.155 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} \\ C_{NO_3^-}^{12} &= 2.7 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \\ C_{CH_2O}^{12} &= 12.1 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \end{aligned}$$

De omzettingssnelheid van nitraat is volgens [13] bij een biomassa van 60 kg DS $\cdot \text{m}^{-3}$ gelijk aan $r_s = 8.25 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1}$. De hoeveelheid om te zetten NO_3^- is $1.475 \text{ mol} \cdot \text{s}^{-1}$. Dit is de maximale hoeveelheid die volgens (31) omgezet kan worden.

Het benodigde reactorvolume bedraagt dan:

$$V = 1.475 \cdot 3600 \text{ mol} \cdot \text{h}^{-1} / 8.25 \text{ mol} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{h}^{-1} = 636 \text{ m}^3$$

Bij een totaal ingaand vloeistofdebiet van $0.200 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ wordt de verblijftijd τ :

$$\tau = 636 \text{ m}^3 / 0.200 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} = 0.88 \text{ h}$$

Als procesfluidisatiesnelheid wordt, bij de aanname dat de afmetingen van de

Omgezet kan worden

zandkorrel en de biofilm gelijk zijn aan de omstandigheden in de methaan-reactor weer genomen:

$$v_{fl} = 1 \times 10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$$

Gecombineerd met het volumedebiet liggen hiermee de afmetingen van de denitrificatiereactor vast:

$$A = \Phi_v / v_{fl} = 0.200 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} / 0.001 \text{ m.s}^{-1} = 200 \text{ m}^2$$
$$h = V / A = 636 \text{ m}^3 / 200 \text{ m}^2 = 3.2 \text{ m}$$

4.5. Nitrificatiereactor (R 11)

Vanuit de denitrificator wordt $0.045 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ naar de gaswasser geleid, zodat de resterende $0.155 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ naar de nitrificator gaan. In de nitrificator wordt NH_3 omgezet in NO_3^- . De molenstroom NH_3 is 1.886 mol.s^{-1} . Dit is te berekenen uit de ingaande hoeveelheid NH_3 en de hoeveelheid nitraat, die in de methaankolom is gereduceerd:

$$\Phi^n = 500 \text{ mg.l}^{-1} \cdot 42 \text{ l.s}^{-1} / 14 \text{ g.mol}^{-1} + 200 \text{ mg.l}^{-1} \cdot 27 \text{ l.s}^{-1} / 14 \text{ g.mol}^{-1}$$
$$1886 \text{ mmol.s}^{-1}$$

Er moet in de nitrifikator dus omgezet worden:

$$1886 / 155 \approx 12.17 \text{ mmol NH}_3 \cdot \text{l}^{-1}$$

Bij een biomassakonsentratie van 60 g.l^{-1} is de omzettingssnelheid volgens 13 : $159 \text{ mmol.l}^{-1} \cdot \text{h}^{-1}$

Dit levert voor de verblijftijd:

$$\tau = 12.17 / 15.9 \approx 0.77 \text{ h}$$

Het volume van de kolom is dus:

$$V = 0.77 \cdot 3600 \cdot 155 \approx 428 \text{ m}^3$$

Als procesfluidisatiesnelheid wordt onder dezelfde aannamen als eerder weer genomen:

$$v_{fl} = 1.10^{-3} \text{ m.s}^{-1}$$

De doorsnede van de kolom wordt hierdoor:

$$A = 0.155 / 1.10^{-3} \approx 155 \text{ m}^2$$

De hoogte is dus:

$$h = 428 / 155 \approx 2.7 \text{ m}$$

Vervolgens dient de hoeveelheid toe te voeren lucht berekend te worden. Hierbij wordt aangenomen, dat de vloeistoffase, gezien de verhouding tussen de hoogte en de doorsnede van de kolom, ideaal gemengd is en de gasfase er als een ideale propstroom doorheen gaat. De zuurstofoverdracht kan als volgt beschreven worden:

$$A \cdot k_1 a \cdot (C_{O_2}^* - C_{1,O_2}) = \Phi_v \cdot (dC_{O_2}/dh) \quad (32)$$

Hierin is:

$C_{O_2}^*$ zuurstofconcentratie in de gasfase, die in evenwicht is met de zuurstofconcentratie in de vloeistoffase mol.m⁻³
 C_{1,O_2} zuurstofconcentratie in de vloeistoffase mol.m⁻³

De zuurstofconcentratie in de vloeistof moet voor aërobe groei minimaal 1 mg O₂ .l⁻¹ zijn, dat komt overeen met:

$$C_{1,O_2} = 1 / 32 \approx 0.03125 \text{ mol.m}^{-3}$$

De zuurstofoverdracht wordt nu per plakje uitgerekend. De concentratie O₂ in de inkomende lucht bedraagt volgens de ideale gaswet:

$$C_{g,O_2}^{in} = (0.21 \cdot 10^5 / 8.314 \cdot 293) \approx 8.71 \text{ mol.m}^{-3}$$

Na ieder plakje moet weer een nieuwe ingangskonzentratie berekend worden:

$$C_{g,O_2}^{in,nieuw} = (A \cdot v_b \cdot \epsilon \cdot C_{g,O_2}^{in,oud} - \Phi_v \cdot C_{g,O_2}^{in,oud}) / (A \cdot v_b \cdot \epsilon) \quad (33)$$

$C_{O_2}^*$ wordt berekend uit C_{1,O_2} volgens (34):

$$C_{O_2}^* = m \cdot C_{1,O_2} \quad (34)$$

De verdelingscoëfficiënt wordt als volgt bepaald:

$$m = H / (C_1^{tot} \cdot R \cdot T) \quad (35)$$

Hierin is:

C_1^{tot} totale hoeveelheid molen in de vloeistof mol.m⁻³
 R gaskonstante J.mol⁻¹.K⁻¹
 T absolute temperatuur K

Dit levert:

$$m = 4.01 \cdot 10^9 / (55.5 \cdot 10^3 \cdot 8.314 \cdot 293) \approx 2.97$$

Bij een beldiameter $d_b = 5 \cdot 10^{-3}$ m is de belsnelheid volgens [15]:

$$v_b = 0.25 \text{ m.s}^{-1}$$

De waarde voor $k_1 a$ is nu volgens [15]:

$$k_1 = (4 \cdot D_{O_2} \cdot v_b / (\pi \cdot d_b))^{-1} \quad (36)$$

$$a = 6 \cdot \epsilon / d_b \quad (37)$$

Hierin is:

D_{O_2} diffusiecoëfficiënt van O₂ in water m².s⁻¹

Dit geeft:

$$k_1 = (4 \cdot 2 \cdot 10^{-9} \cdot 0.25 / (\pi \cdot 0.005))^{-1} \approx 3.57 \cdot 10^{-4} \text{ m.s}^{-1}$$
$$a = 6 \cdot \epsilon / (5 \cdot 10^{-3}) \text{ m}^{-1}$$

Met behulp van een komputerprogramma is de kolom nu doorgerekend.
(Zie Bijlage 1).

Door nu ϵ te variëren kan bepaald worden, hoeveel lucht noodzakelijkerwijs moet worden doorgevoerd om voldoende O_2 te kunnen overdragen. Uiteindelijk wordt hiervoor gevonden:

$$\epsilon \approx 0.0145$$

$$C_{g,O_2}^{\text{uit}} \approx 1.87 \text{ mol.m}^{-3}$$

De totale hoeveelheid overgedragen O_2 is: 3845 mmol.s^{-1} . Vanwege de lage waarde van ϵ is geen correctie voor het berekende volume noodzakelijk. De luchtstroom kan nu berekend worden.

$$\Phi_{v,\text{lucht}} = A \cdot \epsilon \cdot v_b \quad (38)$$

Dit geeft:

$$\Phi_{v,\text{lucht}} = 155 \cdot 0.0145 \cdot 0.25 \approx 0.562 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$$

4.6. Pompen.

Het pompvermogen kan bepaald worden met vergelijking (39), uit [14].

$$v_1^2 + p_1 + \rho g h_1 = v_2^2 + p_2 + \rho g h_2 + A_{\text{pomp}} / \Phi_v - A_{\text{wr}} \quad (39)$$

Hierin is:

v_i	stroomsnelheid op plaats i	$\text{m} \cdot \text{s}^{-1}$
p_i	druk op plaats i	Pa
h_i	hoogte op plaats i	m
A_{pomp}	vermogen, door de pomp afgegeven aan de vloeistof	W
A_{wr}	wrijvingsverlies per massa-eenheid	$\text{m}^2 \cdot \text{s}^{-2}$

Het wrijvingsverlies in een buis is:

$$A_{\text{wr}} = \sum_i \left(f * \frac{1}{2} v^2 * \frac{SL}{F} \right)_i + \sum_j \left(K_w * \frac{1}{2} v^2 \right)_j \quad (40)$$

Hierin is:

f	frictiefactor	-
S	omtrek van de buis	m
L	lengte van de buis	m

Uit [14] is de frictiefactor te bepalen. Als we stalen handelspijp gebruiken met $D_i = 0.30$ m en een gemiddelde ruwheid $\bar{x} = 0.05$ mm geldt:

$$\bar{x} / D_i = 1.5 * 10^{-4}$$

Bij een debiet van $0.155 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ is $Re = 6.58 * 10^5$. Bij deze waarden van de relatieve ruwheid en Re is de frictiefactor:

$$f = 0.005$$

Het wrijvingsverlies per meter rechte pijp, zonder extra weerstanden, bedraagt voor dit geval dan volgens (39):

$$A_{\text{wr}} = 0.005 * 0.5 * \left(\frac{0.155}{\pi/4 * 0.3} \right)^2 * \left(\frac{4}{0.3} \right) \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-2} = 0.16 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-2}$$

De drukval per meter pijp is dan:

$$\Delta p = A_{\text{wr}} * \rho = 0.16 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-2} * 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} = 160 \text{ Pa}$$

Deze waarde geldt voor de hoogste stroomsnelheid in het proces. Hieruit kan dus geconcludeerd worden dat de wrijvingsverliezen in de pijpen klein zijn ten opzichte van de statische drukverschillen.

Voor een bocht van 90° , half lang, geldt dat het weerstandsgetal $K_w = 0.7$ (zie [14]). Hieruit volgt voor de wrijvingsverliezen bij de hoogste voorkomende stroomsnelheid:

$$A_{\text{wr}} = 0.7 * 0.5 * \left(\frac{0.155}{\pi/4 * 0.3} \right)^2 = 1.68 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-2}$$

De drukval in een 90° bocht is dan:

$$\Delta p = A_{wr} \cdot \rho = 1.68 \text{ m}^2 \cdot \text{s}^{-2} \cdot 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} = 1700 \text{ Pa}$$

Ook deze drukval is verwaarloosbaar ten opzichte van de statische drukverschillen.

Achtereenvolgens worden de benodigde pompen nu uitgerekend.

Pomp P1

Pomp 1 brengt water van de voorraadtank tot bovenin de methaanreactor. Het debiet is $0.027 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

De opvoerhoogte is samengesteld uit 11m (van voorraadtank naar grondniveau) en 17 m (reactorhoogte) en 3 m (boven en onder de reactor), zodat totaal een opvoerhoogte van 31 m vereist is. Uit (39) volgt dan:

$$A_{\text{pomp}} = 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot 9.81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \cdot 31 \text{ m} \cdot 0.027 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} = 8.4 \text{ kW}$$

Bij een rendement van de pomp van 70 % is het nominale pompvermogen P:

$$P = 12 \text{ kW}$$

Pomp P8

Pomp 8 verplaatst het water van de voorraadtank naar de top van de denitrificatiereactor. Deze reactor is 2 m hoger geplaatst dan de overige kolommen en reactoren, zodat het water zonder externe energietoevoer vanuit de denitrificator tot bovenin de nitrificatiereactor kan stromen.

Het debiet is $0.015 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

De opvoerhoogte is samengesteld uit 11m (van voorraadtank naar grondniveau) en 3 m (hoogte van de denitrificator) en 4 m (onder en boven de reactor). De totale opvoerhoogte is dus 18 m.

Uit (39) volgt voor het toe te voeren vermogen door de pomp:

$$A_{\text{pomp}} = 1000 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot 9.81 \text{ m} \cdot \text{s}^{-2} \cdot 18 \text{ m} \cdot 0.015 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} = 2.7 \text{ kW}$$

Bij een overall rendement van 70 % is het nominale pompvermogen P:

$$P = 3.9 \text{ kW}$$

Pomp P10

Pomp P10 transporteert het water van bovenin de gaswasser tot bovenin de denitrificator. Het debiet is $0.045 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

De opvoerhoogte is samengesteld uit 3 m (hoogte van de denitrificator) en 4 m (pijp boven en onder de denitrificator) en -3 m (hoogte van de gaswasser en de bijbehorende pijp), zodat de totale opvoerhoogte gelijk is aan 4 m.

De stroomsnelheden zijn ook hier weer zo laag, dat de verschillen in kinetische energie geen belangrijke bijdrage leveren in de berekening van het benodigde

toe te voeren pompvermogen. Uit (39) volgt dan:

$$A_{\text{pomp}} = 1000 \text{ kg.m}^{-3} * 9.81 \text{ m.s}^{-2} * 4 \text{ m} * 0.045 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} = 1.8 \text{ kW}$$

Bij een overall rendement van de pomp van 70 % is het nominale pompvermogen P:

$$P = 2.6 \text{ kW}$$

Pomp P12

Pomp P12 brengt het water van bovenin de nitrificator tot bovenin de denitrificator. Het debiet is $0.113 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

De opvoerhoogte is samengesteld uit 3 m (hoogte van de denitrificator) en 4 m (boven en onder de denitrificator) en -4 m (van de nitrificator en de bijbehorende pijp eronder), zodat de totale opvoerhoogte gelijk is aan 3 m.

Het toe te voeren pompvermogen wordt volgens (39):

$$A_{\text{pomp}} = 1000 \text{ kg.m}^{-3} * 9.81 \text{ m.s}^{-2} * 3 \text{ m} * 0.113 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1} = 3.4 \text{ kW}$$

Bij een rendement van 70% is het nominale pompvermogen P:

$$P = 4.8 \text{ kW}$$

Om enige flexibiliteit in de pompcapaciteit te hebben en om de pompen in normale bedrijfstoestand niet op volle capaciteit te laten draaien, worden pompen geïnstalleerd met een nominaal vermogen dat 1.5 keer zo hoog is als de in deze paragraaf berekende waarden.

Dit resulteert in:

Pomp P1 : 18 kW centrifugaalpompe

Pomp P8 : 6 kW centrifugaalpompe

Pomp P10 : 4 kW centrifugaalpompe

Pomp P12: 7.5 kW centrifugaalpompe

4.7. Compressoren

Voor de berekening van het te leveren vermogen, wordt eerst geschat of wrijving een belangrijke rol speelt. Hiertoe dient het Reynoldsgetal berekend te worden.

$$Re = \frac{\rho \ v \ D_i}{\eta} \tag{42}$$

Voor het mengsel van CH₄ en CO₂ geldt (zie [4]):

$$\rho = 1.43 \text{ kg.m}^{-3}$$
$$\eta = 132 * 10^{-7} \text{ kg.m}^{-1} . \text{s}^{-1}$$

De gasstroom heeft een debiet van 2.96 mol.s⁻¹ . Dit is met behulp van de ideale gaswet om te rekenen naar een volumedebiet bij 10⁵ Pa van:

$$\Phi_v = \Phi_m * R * T / p$$

$$\Phi_v = 2.96 \text{ mol.s}^{-1} * 8.314 \text{ J.mol}^{-1} . \text{K}^{-1} * 293 \text{ K} / 10^5 \text{ Pa}$$

$$\Phi_v = 0.066 \text{ m}^3 . \text{s}^{-1}$$

De diameter van de pijp wordt weer 0.3 m gekozen. De inwendige doorsnede bedraagt dan:

$$A = \frac{\pi}{4} * D_i^2 = \frac{\pi}{4} * 0.3^2 \text{ m}^2 = 0.0707 \text{ m}^2$$

De stroomsnelheid is dan:

$$v = \Phi_v / A = 0.0663 \text{ m}^3 . \text{s}^{-1} / 0.0707 \text{ m}^2 = 0.938 \text{ m.s}^{-1}$$

Met behulp van (42) wordt nu berekend:

$$Re = 1.43 \text{ kg.m}^{-3} * 0.938 \text{ m.s}^{-1} * 0.3 \text{ m} / 132 * 10^{-7} \text{ kg.m}^{-1} . \text{s}^{-1}$$

Bij deze waarde van Re en bij een relatieve ruwheid van de wand $\bar{x} / D_i = 1.5 * 10^{-4}$ is volgens [14] de frictiefactor laag, zodat de wrijving verwaarloosbaar is.

Het vermogen dat de compressor aan het gas moet overdragen is te berekenen met:

$$A_k = \Phi_v * R * T * \ln \frac{p_2}{p_1} \tag{43}$$

Achtereenvolgens wordt nu voor de compressoren berekend wat het benodigde vermogen is.

Compressor C3.

Compressor C3 moet het gas dat in de methaanreactor gevormd is comprimeren en naar de gaswasser leiden. De druk, die onder in de gaswasser heerst is 1.8 atm, zodat met (43) het toe te voeren vermogen berekend kan worden:

$$A_k = 2.96 \text{ mol.s}^{-1} * 8.314 \text{ J mol}^{-1} .\text{K}^{-1} * 293 \text{ K} * \ln 1.8$$

$$A_k = 4.25 \text{ kW}$$

Bij een overall compressor rendement van 70% wordt het nominale vermogen P:

$$P = 6.1 \text{ kW}$$

Compressor C5 en C6

De compressoren C5 en C6 moeten het gezuiverde gas op een druk van ongeveer 30 atm brengen, om het op te slaan in de opslagtank V7. De totale compressieverhouding van 30 maakt het noodzakelijk om de compressie in twee trappen uit te voeren, die dan elk een compressieverhouding van 5.47 hebben.

Met (43) is te berekenen:

$$A_k = 2.96 \text{ mol.s}^{-1} * 8.314 \text{ J.mol}^{-1} .\text{K}^{-1} * 293 \text{ K} * \ln 5.47$$

$$A_k = 12.2 \text{ kW}$$

Bij een overall compressorrendement van 70% is het nominale vermogen P:

$$P = 17.5 \text{ kW}$$

Compressor C 13

Compressor 13 moet lucht door de nitrificator blazen voor de O₂ toevoer. De druk, die hiervoor nodig is, is 1.8 atm. Het luchtdebiet is 25.1 mol.s⁻¹.

Met behulp van (43) kan worden berekend:

$$A_k = 25.1 \text{ mol.s}^{-1} * 8.314 \text{ J.mol}^{-1} .\text{K}^{-1} * 293 \text{ K} * \ln 1.8$$

$$A_k = 36.0 \text{ kW}$$

Bij een overall compressorrendement van 70% wordt het nominale vermogen P:

$$P = 51.4 \text{ kW}$$

Om een flexibele compressorcapaciteit te verkrijgen en om de compressoren in normale bedrijfstoestand niet vol te belasten, worden compressoren geïnstalleerd met een nominaal vermogen dat circa 1.5 keer zo hoog is als de eerder berekende waarden. Dit resulteert dan in de volgende compressoren:

compressor C3	:	10 kW	centrifugaalcompressor
compressor C5	:	25 kW	centrifugaalcompressor
compressor C6	:	25 kW	centrifugaalcompressor
compressor C13	:	75 kW	centrifugaalcompressor

4.8. Procesregeling

Pomp 1 en 8 moeten elk gevolgd worden door een regelklep, die geregeld wordt op $0.027 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ en $0.015 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

Stroom 3 moet met behulp van een klep geregeld worden zodat het niveau in de methaanreactor constant blijft.

Pomp 10 dient gevolgd te worden door een klep die de flow naar de gaswasser regelt op $0.045 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

Stroom 8 dient met een klep geregeld te worden, zodat het niveau op de onderste schotel van de gaswasser constant blijft op 0.25 m vloeistofhoogte. Hetzelfde geldt voor de stroom van elke schotel in de gaswasser naar de zich eronder bevindende schotel.

Ook stroom 12 moet een regelklep bevatten, gestuurd door een niveauregeling in de denitrificator R9. Indien het vloeistofniveau in de denitrificator te laag wordt, dient het debiet van Φ_{12} verlaagd te worden.

Pomp P12 dient een regeling te bevatten zodat de recycleflow $0.113 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$ is; de effluentstroom Φ_{17} is hierdoor constant $0.042 \text{ m}^3 \cdot \text{s}^{-1}$.

4.9. Warmtebeschouwingen

De reacties die optreden zijn reacties in een verdunde waterige oplossing. De vrijkomende of opgenomen reactiewarmte zal daarom nauwelijks een verandering van de processtroomtemperatuur veroorzaken. Er wordt aangenomen dat de temperatuur tijdens het gehele proces steeds 20°C bedraagt, zodat het opstellen van enthalpiebalansen voor dit voorontwerp weinig zinvol wordt geacht.

6. Apparaatstromen.

-67-

Apparaatstroom	1		2		3		4		5	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
H ₂ O	42.0		27.0		27.0		0.0012		0.0012	
CO ₂	-		-		-		0.0728		0.0728	
NO ₃	0.0372		0.024		0		0		0	
S ₂	0		0		0.0050		0.00037		0.00037	
NH ₃	0.0255		0.0164		0.0230		0		0	
CH ₄	0		0		0		0.01865		0.01865	
N ₂	-		-		-		0		0	
O ₂	-		-		-		0		0	
CH ₂ O	0.1852		0.1195		0		0		0	
Totaal:	42.0		27.0		27.0		0.09305		0.09305	

Apparaatstroom	6		7		8		9		10	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
H ₂ O	15		45.0		45.0		87.0		0.0012	
CO ₂	-		-		-		-		0.0728	
NO ₃	0.0132		0.0075		0.0075		0.02071		0	
S ₂	0		0		0.00353		0.00865		0.0040	
NH ₃	0.0091		0.0093		0.0093		0.0414		0.000035	
CH ₄	0		0		0		0		0.01865	
N ₂	-		-		-		-		0	
O ₂	-		-		-		-		0	
CH ₂ O	0.06572		0.01632		0.01632		0.08214		0	
Totaal:	15.0		45.0		45.0		87.0		0.09672	

M in kg/s

Q in kW

Stroom/Componenten staat

Apparaatstroom	11		12		13		14		15	
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
H ₂ O	0.00031		155.0		-		-		155.0	
CO ₂	-		-		-		-		-	
NO ₃	0		0.02592		0		0		0.14285	
S ₂	0		0		0		0		0	
NH ₃	0		0.03206		0		0		0	
CH ₄	0		0		0		0		0	
N ₂	0.02065		-		0.517		0.517		-	
O ₂	0		-		0.148		0.034		-	
CH ₂ O	0		0.05625		0		0		0.05625	
Totaal:	0.02096		155.0		0.664		0.551		155.0	

Apparaatstroom	16		17							
↓ Componenten	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q	M	Q
H ₂ O	113.0		42.0							
CO ₂	-		-							
NO ₃	0.10416		0.03869							
S ₂	0		0							
NH ₃	0		0							
CH ₄	0		0							
N ₂	-		-							
O ₂	-		-							
CH ₂ O	0.03735		0.01890							
Totaal:	113.0		42.0							

M in kg/s

Q in kW

Stroom/Componenten staat

7. Apparatenlijsten.

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V 14	R 2	R 9	R 11	T 4
Benaming, type	voorraadtank afvalwater	methaan-reactor	denitrificatiereactor	nitrificatie reactor	gaswasser
Abs. druk * druk in bar	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
temp. in °C	20	20	20	20	20
Inhoud in m ³	1500	465	636	428	3.1
Diam. in m	10 m * 11 m	5.86	15.96	14.05	1.41
l of h in m	15	17.2	3.2	2.7	2
Vulling: * schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - , , - vorm	-	biologisch fluide bed (vast / vloeistof)	biologisch fluide bed (vast / vloeistof)	biologisch fluide bed (vast / vloeistof)	cascade van bellen- zuilen
Speciaal te ge- bruiken mat.	beton	carbonstaal	beton	beton	carbonstaal
aantal serie/parallel	1	1	1	1	1

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor reaktoren, kolommen, vaten

Apparaat No:	V 7				
Benaming, type	gasopslag tank				
Abs. spanning * druk in bar	30.0				
temp. in °C	20				
Inhoud in m ³ Diam. in m l of h in m	200 4.1 15				
Vulling: * schotels-aant. vaste pakking katalysator- type - ,, - vorm	-				
Speciaal te ge- bruiken mat.	carbonstaal				
aantal serie/parallel	1				

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	P 1	P 8	P 10	P 12	
Benaming, type	centrifugaal pomp	centrifugaal pomp	centrifugaal pomp	centrifugaal pomp	
te verpompen medium	waterige oplossing	waterige oplossing	waterige oplossing	waterige oplossing	
Capaciteit in l of kg/s*	27	15	45	113	
Dichtheid in kg/m ³	1000	1000	1000	1000	
Zuig-/persdruk in bar(abs.of atm *)	1.0/3.1	1.0/1.8	1.0/1.4	1.0/1.8	
temp. in °C in / uit	20	20	20	20	
Vermogen in kW theor./ prakt.	8.4/12.0	2.7/3.9	1.8/2.6	3.4/4.8	
Speciaal te ge- bruiken mat.	carbonstaal	carbonstaal	carbonstaal	carbonstaal	
aantal serie/parallel	1	1	1	1	

* aangeven wat bedoeld wordt

Apparatenlijst voor pompen, blowers, kompressoren

Apparaat No:	C 3	C 5/C 6	C 13		
Benaming, type	centrifugaal compressor	centrifugaal compressor	centrifugaal compressor		
te verpompen medium	CH ₄ /CO ₂ -mengsel	CH ₄ /CO ₂ -mengsel	lucht		
Capaciteit in t/d of kg/s*	2.96 mol.s ⁻¹	2.96 mol.s ⁻¹	25.1 mol.s ⁻¹		
Dichtheid in kg/m ³	-	-	-		
Zuig-/persdruk in bar(abs.of eff.*)	1.0/1.8	1.0/5.5 en 5.5/30.0	1.0/1.8		
temp. in °C in / uit	ca. 20	ca. 20	ca. 20		
Vermogen in kW theor./ prakt.	4.25/6.1	12.2/17.5	36.0/51.4		
Speciaal te gebruiken mat.	carbonstaal	carbonstaal	carbonstaal		
aantal serie/parallel	1	2 in serie	1		

* aangeven wat bedoeld wordt

8. Economische analyse van de ontworpen afvalwaterzuiveringsinstallatie.

8.1. Kosten

De kosten van de afvalwaterzuivering zijn onderverdeeld in drie categoriën: de kapitaalkosten, de energiekosten en de personeelskosten. Een uitwerking van het aandeel van deze categoriën (gebaseerd op prijzen van januari 1985) op de totale kosten wordt gegeven.

8.1.1. Kapitaalkosten

De investeringskosten werden berekend uit gegevens van Happel en Jordan [17] en van Perry en Chilton [5]. De in deze referenties genoemde bedragen zijn gecorrigeerd voor inflatie met 5% per jaar en omgerekend van dollars naar guldens met een wisselkoers $f\ 3.00 = \$\ 1.00$.

In tabel 2 wordt een overzicht gegeven van de apparaten van de installatie en de bijbehorende kosten.

Tabel 2. Overzicht van de investeringskosten per apparaat.

Aan- duiding	Apparaat- omschrijving	Materiaal	Aantal	Totale geïnstalleerde prijs (f)
V 14	Voorraadtank afvalwater	beton	1	500 000
R 2	Methaanreactor	carbonstaal	1	1500 000
R 9	Denitrificatiereactor	beton	1	360 000
R 11	Nitrificatiereactor	beton	1	250 000
T 4	Gaswasser	carbonstaal	1	69 000
V 7	Gasopslagtank	carbonstaal	1	560 000
P 1	Centrifugaalpomp (18 kW)	carbonstaal	1	52 000
P 8	Centrifugaalpomp (6 kW)	carbonstaal	1	29 500
P 10	Centrifugaalpomp (4 kW)	carbonstaal	1	23 000
P 12	Centrifugaalpomp (7.5 kW)	carbonstaal	1	33 000
C 3	Centrifugaalcompressor (10 kW)	carbonstaal	1	47 000
C5, C6	Centrifugaalcompressor (25 kW)	carbonstaal	2	312 000
C 13	Centrifugaalcompressor (75 kW)	carbonstaal	1	362 000

De totale investeringskosten bedragen f 4100 000 . De kapitaal-
kosten omvatten:

- afschrijving
- onderhoudskosten
- verzekeringen
- belastingen
- overheadkosten

De installatie wordt afgeschreven over 10 jaar. De afschrijving
bedraagt dus f 410 000 per jaar. De onderhoudskosten worden geschat op
jaarlijks 3% van de initiële investering, dit is f 123 000 per jaar.

Belastingen en verzekeringen worden gesteld op 1% van de initiële
investeringskosten: f 41 000 aan belastingen en f 41 000 aan verzeke-
ringen per jaar.

De overheadkosten kunnen geschat worden volgens Hackney (zie een
verwijzing in [18]) uit de loonkosten en de investeringskosten. De
overheadkosten bedragen per jaar 2% van de investeringskosten + 50 %
van de loonkosten per jaar. De loonkosten per jaar worden verder in dit
hoofdstuk berekend op f 300 000 per jaar. Dit resulteert in f 232 000
overheadkosten per jaar.

De kapitaalkosten zijn dan in totaal f 847 000 per jaar.

8.1.2. Energiekosten

De energiekosten bestaan uit elektriciteitskosten voor de aan-
drijving van pompen en compressoren. Het totaal benodigde vermogen
is 125 kW. Het energieverbruik per jaar is dan 1100 000 kWh.

Bij een elektriciteitsprijs van f0,20 per kWh bedragen de energie-
kosten f 220 000 per jaar.

8.1.3 Personeelskosten.

De installatie dient te worden bemand door 1 werknemer. Bij een
5-ploegendienst resulteert dit in 5 personeelsleden met elk f 60 000
loonkosten. De totale personeelskosten bedragen dan f 300 000 per jaar.

De totale kosten voor het bedrijven van de afvalwaterzuiveringsinstallatie bedragen f 1367 000 per jaar.

8.2. Baten.

De installatie heeft tot gevolg dat de lozingsrechten voor afvalwaterlozing verminderen en dat een hoeveelheid methaan gevormd wordt. De baten die hieruit volgen zijn nader uitgewerkt.

8.2.1. Vermindering van het lozingsrecht.

De installatie vermindert de hoeveelheid COD in het afvalwater van 400 000 I E naar 40 000 I E. In 1984 bedroeg het lozingsrecht f 30,- per I E per jaar zodat een besparing van f 10800 000 het gevolg is van het in gebruik nemen van het proces.

8.2.2. Methaanopbrengsten.

Er wordt 1,2 mol CH₄ per seconde gevormd. Dit is een gasproductie van 850 000 Nm³ per jaar. Het gevormde methaan kan elders in hetzelfde bedrijf gebruikt worden voor het genereren van stroom, voor het opwekken van stoom of voor verwarmingsdoeleinden.

Het geproduceerde methaan zorgt aldus bij een gasprijs van f 0,50 per Nm³ voor een besparing van f 425 000 per jaar.

8.3. Conclusie van de economische analyse.

Uit de voorgaande economische analyse blijkt dat de realisatie van een afvalwaterzuiveringsinstallatie met behulp van geïmmobiliseerde microorganismen een economisch verantwoorde investering is.

9. Symbolenlijst.

A	doorsnede	m^2
A_k	vermogen dat door de compressor aan het gas wordt geleverd	W
A_p	vermogen dat door de pomp aan de vloeistof wordt geleverd	W
a	specifiek oppervlak	m^{-1}
C_D	doorstroomcoëfficiënt	-
C_j	concentratie van stof j in stroom i	$mol.m^{-3}$
C_p^*	concentratie van p in de gasfase, die in evenwicht is met de vloeistoffaseconcentratie	$mol.m^{-3}$
D	diameter	m
d	diameter	m
D_e	dispersiecoëfficiënt	$m^2.s^{-1}$
D	diffusiecoëfficiënt	$m^2.s^{-1}$
f	frictiefactor	-
g	versnelling van de zwaartekracht	$9.81 m^2.s^{-1}$
H	Henry coëfficiënt	Pa
h	hoogte	m
K_w	weerstandsgetal	-
k_1	stofoverdrachtscoëfficiënt, betrokken op de vloeistoffase	$m.s^{-1}$
L	lengte	m
m	verdelingscoëfficiënt	-
p_x	statische druk op plaats x	Pa
Δp	drukverschil	Pa
R	gasconstante	$8.314 J.mol^{-1}.K^{-1}$
S	omtrek	m
r_s	omzettingssnelheid van een substraat	s^{-1}
T	absolute temperatuur	K
v	snelheid	$m.s^{-1}$
V	volume	m^3
v_{fl}	procesfluidisatiesnelheid	$m.s^{-1}$
$v_{o,i}$	minimale fluidisatiesnelheid	$m.s^{-1}$

X	hoeveelheid biomassa (droge stof)	g DS
x_p	fractie van p in de vloeistoffase	-
\bar{x}	gemiddelde ruwheid	m
y_p	fractie van p in de gasfase	-
ϵ	fractie disperse fase	-
η	dynamische viscositeit	N.s.m ⁻¹
ν	kinematische viscositeit	m.s ⁻²
ρ	dichtheid	kg.m ⁻³
Φ_v	volu medebiet	m ³ .s ⁻¹
Φ_m	molair debiet	mol.s ⁻¹

subscripts

bio	biomassa
gas	gasfase
l	vloeistoffase
s	vaste fase
z	zand
bel	gasbel
u	deeltje
i	binnen
p	perforaties

10. Referenties.

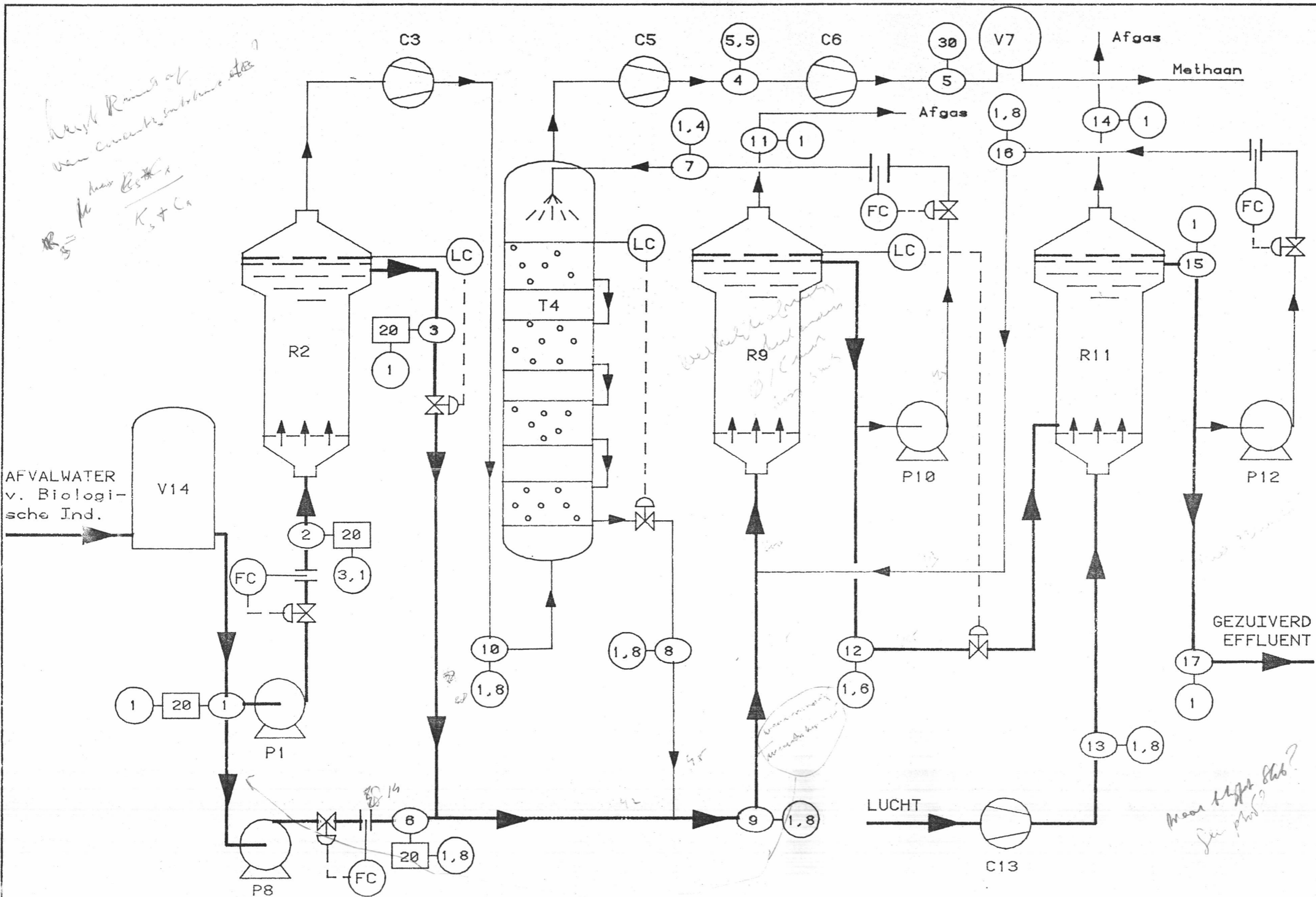
1. Koot; Behandeling van afvalwater; Waltman; Delft; 1980
2. Lourens; Persoonlijke communicatie; 1984
3. International Critical Tables; vol. 3; Mc Graw Hill; New York
4. Handbook of Chemistry and Physics; CRC Press; Boca Raton; 1979
5. The Chemical Engineers' Handbook; Mc Graw Hill; New York; 1982
6. Rittmann en Mc Carty; Biotechn and Bioeng; 1980; pp2343-2373
7. Shieh et al; J.I.Chem E; 1981; pp 129-132
8. Kossen; Biotechn and Bioeng; 1982; pp543-550
9. Karube; Biotechn and Bioeng; 1980; pp847-867
10. Jewell en Switzenbaum; Journ. WPCF, vol 53(4); 1981; pp482-
11. Switzenbaum en Jewell; Journ. WPCF, vol 52(7); 1980; pp1953-
12. Europees octrooiaanvraag No 0051888; Gist Brocades Delft; 1982
13. Nederlands octrooiaanvraag No 7908138; Gist Brocades Delft; 1979
14. Smith en Stammers; Fysische transportverschijnselen 1; DUM; Delft; 1973
15. Kossen et al; Collegedictaat Biotechnologie; TH Delft; Delft; 1981
16. Zuiderweg; Collegedictaat Fysische scheidingsmethoden; THD; Delft; 1980
17. Jordan en Happel; Chemical Process Economics; M. Dekker; New York; 1975
18. Montfoort; Collegedictaat De Chemische Fabriek; TH Delft; Delft; 1981

BIJLAGE 1

Computerprogramma

```
10 INPUT "DH =" : DH
20 INPUT "EPS =" : EPS
30 VB = 0.25
40 M = 2.96
50 H = 0
60 AREA = 155
70 KL = 3.57 E -4
80 A = (6/0.005)* EPS
90 CGIN = 8.71
100 SOV = 0
110 OV = AREA*KL*A*(CGIN/M - 0.03125)* DH
120 SOV = SOV + OV
130 NCG = (AREA*EPS*VB*CGIN - OV)/(AREA*VB*EPS)
140 H = H + DH
150 CGIN = NCG
160 IF H > 2.7 THEN 180
170 GO TO 110
180 PRINT SOV
190 PRINT CGIN
200 END
```

*Beste Rinnings af
van compacte substraat etc?
R₅ = K_{max} / (K_s + C_a)*



- P 1 AFVALWATER-/VOEDINGPOMP R2
- R 2 METHAANREACTOR
- C 3 COMPRESSOR VOOR ONGEZUIVERD GAS
- T 4 GASWASSER
- C 5 COMPRESSOR VOOR GAS OPSLAG (1ste stap)
- C 6 COMPRESSOR VOOR GAS OPSLAG (2de stap)
- V 7 OPSLAGTANK METHAAN
- P 8 VOEDINGPOMP VOOR DE DENITRIFICATOR R9
- R 9 DENITRIFICATOR
- P 10 VLOEISTOFPOMP VOOR GASWASSER T4
- R 11 NITRIFICATOR
- P 12 RECYCLEPOMP NAAR R9
- C 13 COMPRESSOR VOOR LUCHTTOEVOER
- V 14 OPSLAGTANK VOOR ONGEZUIVERD AFVALWATER

Procestemperatuur 20 °C

AFVALWATERZUIVERING MET BEHULP VAN GEIMMOBILISEERDE MICROORGANISMEN

○ Stroomnummer ○ Absolute druk in bar □ Temperatuur in °C

J.W.F. Lugtmeijer Fabrieksvoorontwerp No 2553
F.R. van Gaalen Februari 1985

*Maar heeft het?
See plot?*

