

MASTER

Digitale simulatie van een destillatiekolom t.b.v. ergonomisch onderzoek

Haffmans, E.L.M.

Award date:
1975

[Link to publication](#)

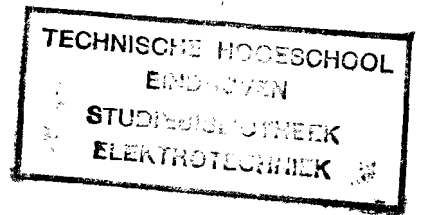
Disclaimer

This document contains a student thesis (bachelor's or master's), as authored by a student at Eindhoven University of Technology. Student theses are made available in the TU/e repository upon obtaining the required degree. The grade received is not published on the document as presented in the repository. The required complexity or quality of research of student theses may vary by program, and the required minimum study period may vary in duration.

General rights

Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.

- Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
- You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain



AFDELING DER ELEKTROTECHNIEK
TECHNISCHE HOOGESCHOOL
EINDHOVEN
Groep Meten en Regelen

DIGITALE SIMULATIE VAN
EEN DESTILLATIEKOLOM
T.B.V. ERGONOMISCH ONDERZOEK
door E.L.M.Haffmans

Rapport van het afstudeerwerk
uitgevoerd van okt.1973 t/m dec.1974
in opdracht van Prof.Ir.F.J.Kylstra
onder leiding van Ir.H.A.L.Piceni

SAMENVATTING

Ten behoeve van het onderzoek van de Werkgroep "Onderzoek mens-machine systemen" i.o., is een digitale simulatie opgezet van een destillatiekolom voor een binair systeem. Er is uitgegaan van een bestaand statisch besturingsmodel dat de kolom in een over-all beschouwingwijze beschrijft. Dit model is uitgebreid; dynamika is er aan toegevoegd in de vorm van eerste orde overdrachten met looptijd die verkregen zijn volgens methoden welke een benadering geven van de serie- en parallelschakelingen van de processen die op de schotels plaats vinden. Stapresponsies zijn gemaakt om zowel het dynamische gedrag alsook het niet-lineaire karakter van het model te illustreren. Aanpassing van het statische besturingsmodel blijkt noodzakelijk aangezien veranderingen aan de inputs van de kolom uiteindelijk te grote veranderingen aan de outputs te zien geven. Bovendien zal een voor het onderzoek belangrijk temperatuurprofiel nog ontwikkeld moeten worden.

SUMMARY

For a project of the researchgroup "Research man-machine systems" a digital simulation of a distillationcolumn for a binary system is designed. The starting-point was a static model which is used as operator's guide, and which describes the column as far as it concerns the input- and outputvariables. This model is extended; dynamics is added by first order transferfunctions with dead time which are calculated by methodes giving an approximation of serial- and parallelconnections of the processes which take place on the plates. Stepresponses are made to show both the dynamic character and the non-linearity of the model. Adaption of the static "operator's guide" model seems to be necessary because changes in inputs of the column cause finally too large changes in outputs. A for the project important profile of 12 temperatures must still be developed.

1. INLEIDING

1.1. ALGEMENE PROBLEEMSTELLING.

In veel industrieën, met name in de procesindustrie, wordt een steeds verdergaande automatisering gerealiseerd. De mate waarin dat gebeurt, en de manier waarop, roepen problemen op aangezien die automatisering vaak te weinig afgestemd is op de mensen die zo'n proces moeten bewaken en besturen. Want door die automatisering is een grondige verandering op gang gekomen in de taak (lit.17) die een operator vervult in een operator-proces systeem, in algemenere termen een mens-machine systeem genoemd.

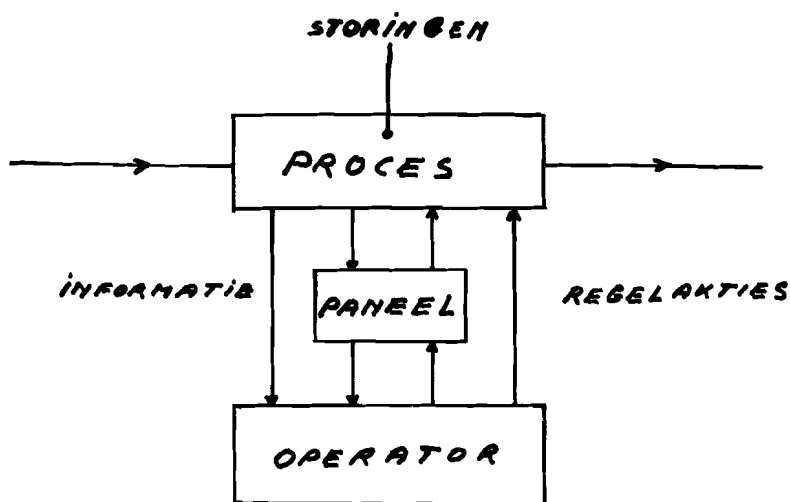
In niet geautomatiseerde systemen heeft de operator een typische regel-taak: hij vormt de terugkoppeling in een open-loop systeem en probeert de te regelen grootheden op de gewenste waarden te brengen en te houden. In de meer geautomatiseerde systemen is het de taak van de operator te controleren of de regelkringen korrekst funktioneren en de grootheden de juiste waarden aannemen, d.w.z. waarden die niet "al te veel" afwijken van de gewenste waarden. Hij krijgt meer een controle- en bijsturings-taak (lit.13). Bij storingen moet hij echter weer in staat zijn om de oude regel-taak te vervullen (bv. bij het uitvallen van de regelaars). Bij de genoemde taakverschuiving wordt meer en meer een beroep gedaan op kwaliteiten van de operator, die omschreven worden als mentale vaardigheden (lit.3) en die op het terrein van het verwerken van informatie en het nemen van beslissingen liggen:

- 1). het detekteren van de procesoutput.
- 2). het interpreteren van deze gegevens.
- 3). het verwerken van de gegevens met het oog op het doel dat men zich stelt, het nemen van beslissingen.
- 4). het komen tot effectuering van de beslissingen.

De genoemde taakverschuiving houdt ook in dat de operator steeds meer regelkringen of zelfs, vanuit een centrale meet- en regelkamer, een heel proces moet besturen; in dat systeem vormt de operator nog steeds een terugkoppeling in een open-loop systeem, zij het op een hoger over-all nivo (lit.16). Hij zal meer op de volgende wijze gaan denken: leidt de gewenste waarde van een bepaalde regelkring tot een gewenst systeemdoel, bv. het eindprodukt van een proces. Dit betekent dat hij zal gaan denken

in termen van kringen met grotere loop- en stijgtijden. Het besturen van processen met deze karakteristieken vormt voor de mens een moeilijke opgave.

In figuur 1 is schematisch de situatie weergegeven waarin de operator zich bevindt. Behalve via het paneel is het vaak ook mogelijk dat de operator rechtstreeks kan ingrijpen in het proces en directe informatie kan krijgen over het proces.



figuur 1 : de proces-operator situatie.

Niet alle operators die als goed te boek staan, verrichten een taak op dezelfde wijze. In eenzelfde situatie blijken zij verschillende handelingen te verrichten en verschillende strategieën te volgen om hetzelfde doel te bereiken. Als verklaring voor dit verschijnsel is de hypothese opgesteld dat de operators een mentaal beeld, een "model", hebben van het proces dat ze bewaken en besturen, en dat dit mentale model mede richting geeft aan het handelen (lit.18). Dit model zou er tevens de oorzaak van zijn dat de operator de aktuele procesgegevens op de aan zijn model aangepaste wijze detekteert en interpreteert (selektieve perceptie). Tijdens de leerfase en door ervaring zou het model gevormd en hervormd worden.

Zowel de inhoud alsook de presentatie van de informatie over de toestand van het proces is van essentieel belang (lit.15). Datzelfde geldt uiteraard voor de ingrijpmogelijkheden in het proces waarover de operator beschikt. Inhoud van de informatie en ingrijpmogelijkheden zullen om bovengenoemde reden in overeenstemming dienen te zijn met het mentale model dat de operator van het systeem heeft. In dit verband kan opgemerkt

worden dat de intrede van de procescomputer een ontwikkeling op gang heeft gebracht juist op het terrein van de informatieverwerking en niet zozeer op regeltechnische gebied zoals verwacht werd.

In de mens-machine problematiek wordt vaak het technische aspect eenzijdig benadrukt: "de menselijke component van een mens-machine systeem is flexibel en dient zich in de gegeven situatie aan te passen". In de ergonomie tracht men juist het technische systeem op basis van informatie over de menselijke component aan de operator aan te passen.

De problemen rond de operator in een mens-machine systeem kunnen deels vervat worden in de volgende vragen die geciteerd worden uit de nota over het onderzoek van mens-machine systemen (lit.25) en die betrekking hebben op de taakbeleving:

- hoe ervaart de operator zijn functie, met name het monotonie aspect?
- hoe ervaart hij de grote verantwoordelijkheid die hij heeft (als het gaat om het besturen van grote, gevaarlijke en kostbare processen) en welke reactie heeft dat tot gevolg?
- hoe ervaart hij zijn "mentaal bezig zijn" waarbij nauwelijks sprake is van enige handvaardigheid?
- Worden de operators gekarakteriseerd door bepaalde behoeftepatronen? Vertoont de situatie kenmerkende hinderpalen voor het bevredigen van die behoeften? Welke hinderpalen zijn dat?

Tenslotte zij nog opgemerkt dat in bijlage I, om een indruk te geven, de operatorproblematiek gecategoriseerd staat naar onderzoeksactiviteiten van de Werkgroep "Onderzoek Mens-Machine Systemen" i.o., het Nederlands Instituut voor Preventieve Geneeskunde alsook de Ergonomische Werkgroep van de Technische Hogeschool Twente. Deze drie groeperingen hebben o.a. voor het afstemmen van de onderzoeksactiviteiten contact met elkaar.

1.2. SPECIFIEKE PROBLEEMSTELLING.

De geschetste operatorproblematiek speelt in min of meerdere mate in alle mens-machine systemen.

De Werkgroep "Onderzoek Mens-Machine Systemen" i.o. van de Technische Hogeschool Eindhoven stelt zich deze problematiek tot onderwerp van studie met het doel te komen tot het optimaliseren van die mens-machine systemen, gemeten naar sociale criteria (het welzijn van de taakuitvoerder) en technisch-economische criteria (de effectiviteit van de taakuitvoering).

Als eerste aanzet voor dit onderzoeksproject is gekozen voor het bestu-
deren van de operator-proces situatie uit de chemische procesindustrie
(lit.23). Om economische en veiligheidsredenen alsook uit onderzoeks-
technische overwegingen werd laboratoriumonderzoek naast veldonderzoek
nuttig geacht. Ten behoeve van dat laboratoriumonderzoek diende een
simulatie van een proces gemaakt te worden. Gekozen is voor een destil-
latieproces om de volgende redenen:

- 1- destilleren is een veel voorkomend industrieel proces met dynamische
karakteristieken (grote loop- en stijgtijden, resp. 10min. en 1uur);
deze karakteristieken zijn van belang in het onderzoek (zie inlei-
ding).
- 2- onder leiding van Prof.Dr.Ir.P.M.E.M.van der Grinten is bij de
Staatsmijnen (D.S.M.) een statisch besturingsmodel ontwikkeld waarvan
de gegevens ter beschikking zijn gesteld. Bovendien waren ook andere
onderzoeksgegevens betreffende de te simuleren destillatiekolom be-
schikbaar.
- 3- in 1971 is veldonderzoek naar de taak van de operator bij de D.S.M.
verricht (lit.17), dat tevens resulteerde in een goed contact met
staffunktionarissen van D.S.M. wat noodzakelijk is voor een goed af-
stemmen van veld- en laboratoriumonderzoek.

De gegevens betreffende het statisch besturingsmodel zijn afkomstig van
de hoofddestillatiekolom 2A van de hydranondestillatie van de D.S.M. te
Geleen.

De afstudeeropdracht werd geformuleerd als:

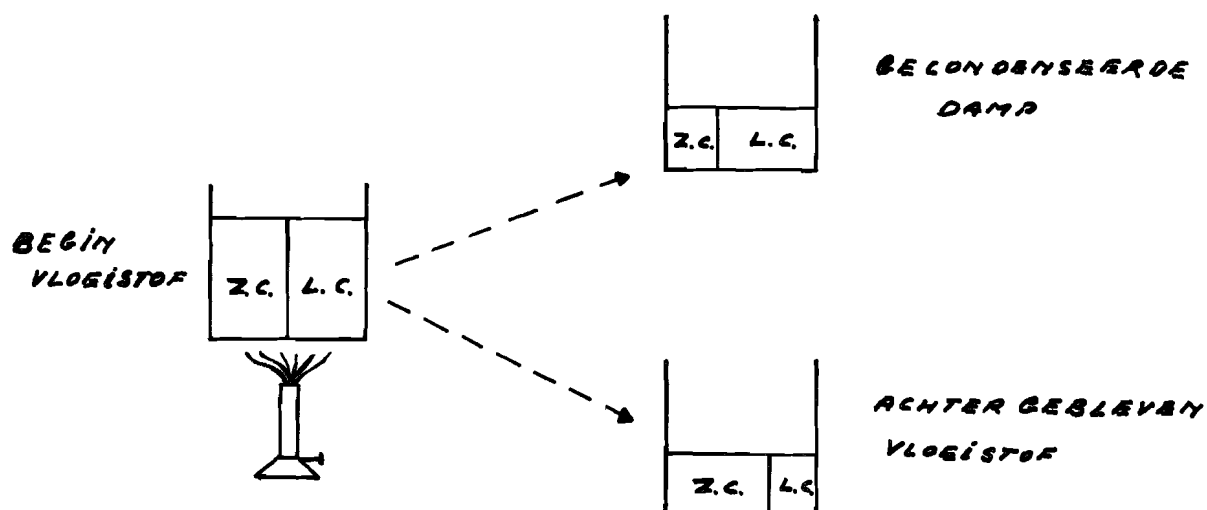
- uitbreiding van het statische besturingsmodel tot een statisch model
waarin alle voor het onderzoek belangrijke grootheden verwerkt zijn.
- ontwerp van een dynamisch model van genoemde kolom.
- het opzetten van een simulatie.
- deze simulatie implementeren op een P.D.P. 11/40 computer.

De opdracht bleek uiteindelijk te veelomvattend aangezien de modelbouw
meer tijd in beslag nam dan verwacht werd. Door een tijdige ombuiging van
de opdracht kon deze toch tot een afgerond geheel gemaakt worden. De
simulatie werd in algol-60 geïmplementeerd en uitgetest op de Burrough
B 6700 computer. Aan de simulatie werd niet de eis gesteld van een maxi-
mum aan vergelijkbaarheid met de echte destillatiekolom: het was voldoende
om kenmerken uit de veldsituatie te representeren die geacht worden type-
rend te zijn voor het proces (zoals loop- en stijgtijden en niet-lineari-
teiten).

2. DE HOOFDDESTILLATIEKOLOM 2A

2.1. DESTILLEREN. (lit.2,7)

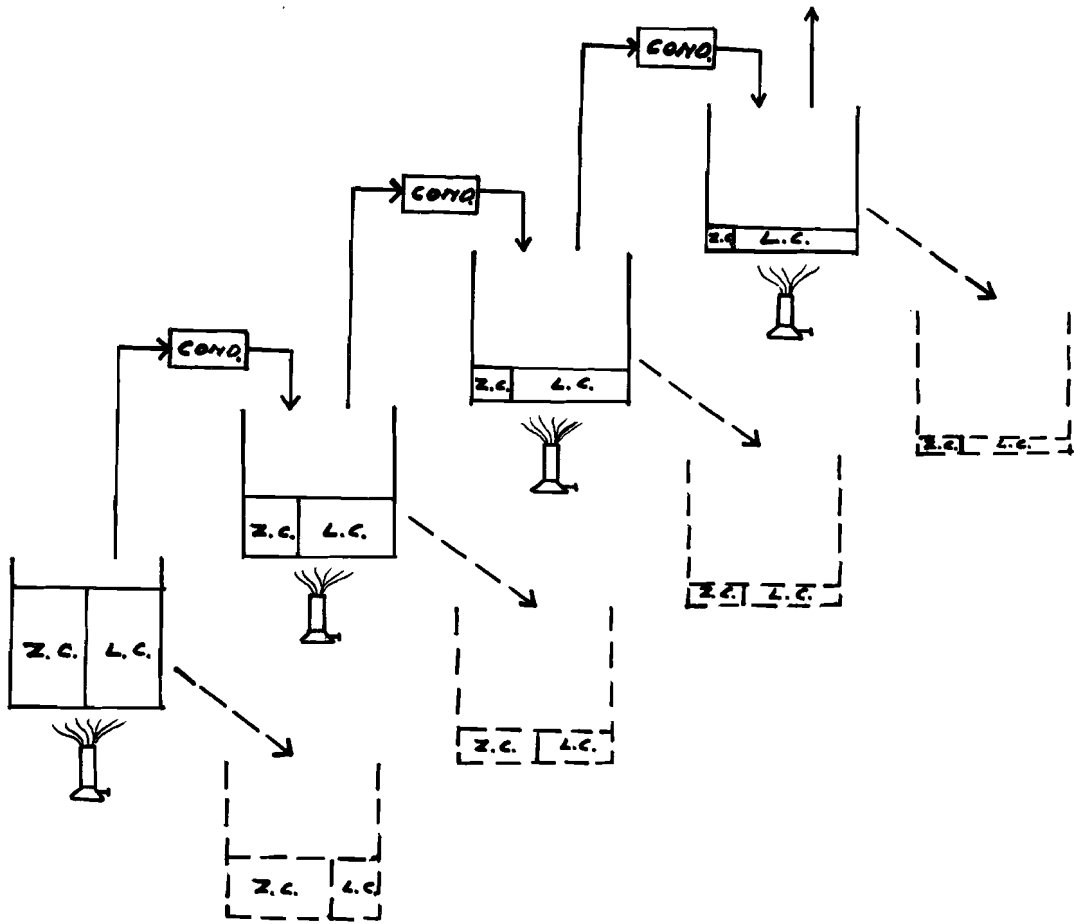
Een vloeistof heeft een kookpunt dat afhankelijk is van de druk en karakteristiek is voor die vloeistof. Bij een mengsel van twee vloeistoffen (=binair mengsel) ligt het kookpunt, afhankelijk van de samenstelling van het mengsel, ergens tussen de kookpunten van elk der beide stoffen. Als een binair mengsel tot koken wordt gebracht, zal in de damp de concentratie van de component met het lagere kookpunt (de lichte component) groter zijn dan in de oorspronkelijke vloeistof. In de achterblijvende vloeistof zal daarom de concentratie van de component met het hogere kookpunt (de zware component) groter zijn. Zie figuur 2.



figuur 2 : het koken van een mengsel.

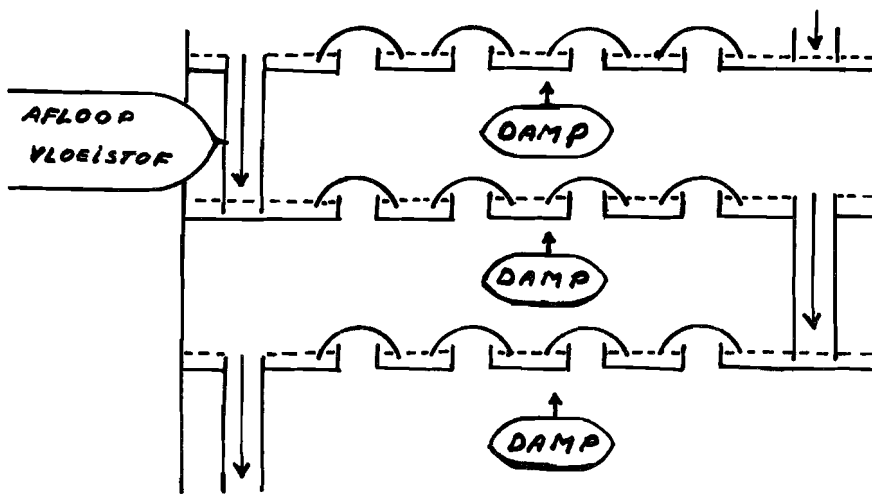
Als de damp gecondenseerd wordt en vervolgens opnieuw tot koken gebracht, dan wordt in de dan ontstane damp een nog hogere concentratie van de lichte component, een nog zuiverder produkt verkregen. Door een serieschakeling van dit soort processen wordt een steeds zuiverder produkt verkregen. Zie figuur 3.

Destilleren is het scheiden van een vloeistofmengsel door middel van koken gebruik makend van het verschil in kookpunt van elk der beide stoffen. (in dit verslag wordt uitsluitend over een binair mengsel gesproken). In een destillatiekolom vindt zo een scheiding in een serieschakeling van vaten, schotels genaamd, plaats waarbij de condensatiefase via een condensor tussen elk der schotels overgeslagen wordt: als die fase zo gerealiseerd zou worden, betekende dat een groot warmteverlies. De damp

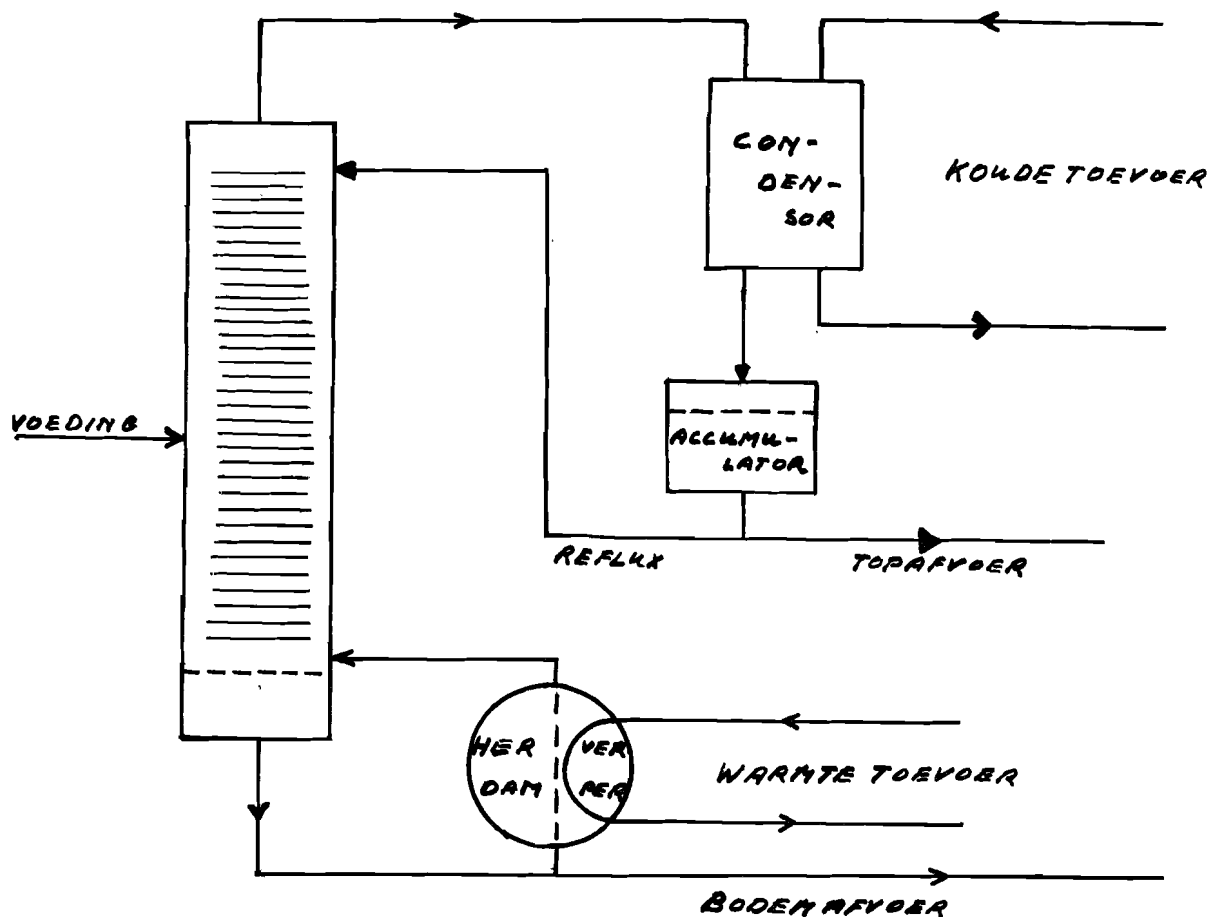


figuur 3 : een serieschakeling van scheidingsprocessen.

wordt nu direkt door de vloeistof van de volgende schotel gevoerd. Een destillatiekolom bestaat uit een groot aantal schotels (bv.60), waarbij de damp via "bubble caps" door de vloeistof wordt gevoerd. Zie figuur 4 en 5.



figuur 4 : schotels met "bubble caps".



figuur 5 : een destillatiekolom.

In zo'n continu proces zijn de volgende fasen te onderscheiden:

- 1- de damp geeft warmte aan de vloeistof en condenseert.
- 2- de vloeistof neemt warmte op.
- 3- een gedeelte van de vloeistof gaat weer verdampen.

Op die manier ontstaat een wisselwerking tussen damp en vloeistof.

Om de bovenste schotel aan te zuiveren, wordt een deel van de gecondenseerde damp teruggevoerd. De andere schotels worden op die manier via overloopbuisjes ook aangezuiverd. Dat terugvoeren verhoogt de efficiëntie van het scheidingsproces en wordt reflux genoemd.

Vanuit de bodem wordt een deel van de vloeistof na verdamping de kolom ingestuurd, waar het continue proces van wisselwerking tussen damp en vloeistof begint.

Bij destillatieprocessen wordt van het verschijnsel dat drukverlaging kookpuntsverlaging geeft, soms gebruik gemaakt o.a. om de volgende redenen:

- 1- er is minder warmte nodig om de vloeistof tot kookpunt te brengen.
- 2- soms liggen de kookpunten bij lagere druk verder uit elkaar, wat een betere scheiding mogelijk maakt.

Als van dat verschijnsel gebruik gemaakt wordt, dan wordt aan de top van de kolom voor de drukverlaging gezorgd. Doordat de dampstroom bij iedere schotel een zekere stromingsweerstand ondervindt, ontstaat een drukverloop over de kolom: meer beneden in de kolom heerst er een hogere druk dan aan de top. Daardoor wordt tevens de damp van beneden naar boven gezogen. Beneden in de kolom waar de druk hoger is en de concentratie van de zware component groter is, zal het kookpunt hoger zijn. Parallel aan een concentratieprofiel over de kolom zal dan ook een bepaald temperatuurprofiel over de kolom aanwezig zijn.

De voeding van de kolom geschiedt op die schotel waar de samenstelling gelijk is aan die van de voeding.

Het hierboven beschreven proces betreft een continu proces d.w.z. met continue toevoer en afvoer. Aangezien de te simuleren kolom van het type met bubble-caps schotels ^{is} worden andere soorten zoals continue destillatiekolommen met zeefschotels alsook de batchdestillatiekolommen verder niet besproken.

2.2. HET REGELSYSTEEM.

In een systeem dat beschreven wordt door een stelsel van n lineaire vergelijkingen met m onbekenden, wordt het aantal vrijheidsgraden van dat systeem bepaald door het verschil $n-m$. Verondersteld wordt dat het stelsel bestaat uit onafhankelijke vergelijkingen: afhankelijke vergelijkingen geven geen nieuwe informatie over het systeem.

Als $m < n$, dan is het systeem overgedetermineerd, er is geen oplossing mogelijk.

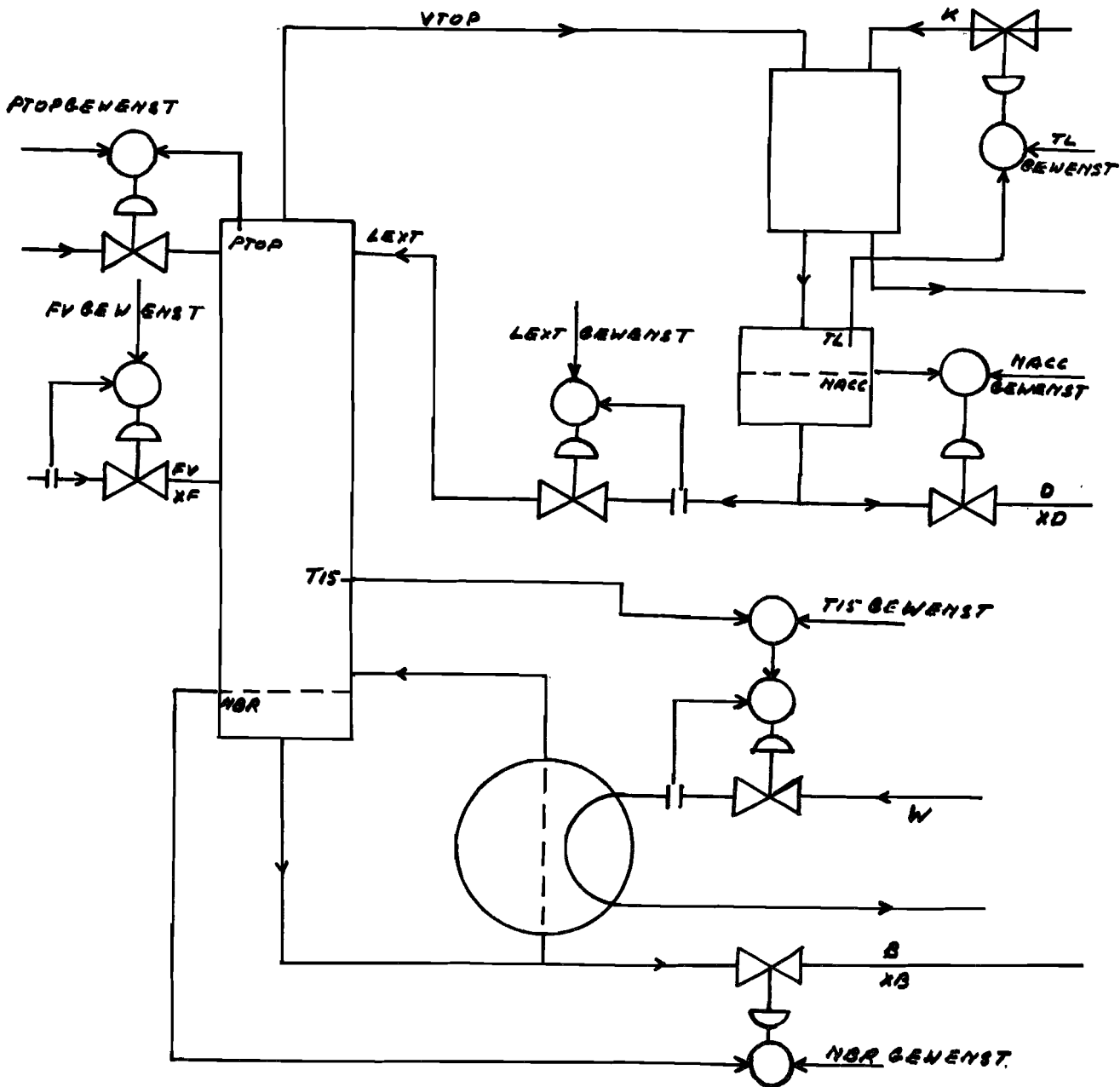
Als $m = n$, dan is het systeem bepaald, er is een eenduidige oplossing.

Als $m > n$, dan is het systeem ondergedetermineerd, er zijn $n-m$ vrij te kiezen variabelen (=vrijheidsgraden).

In fysische systemen kan dan ook het aantal vrij te kiezen grootheden bepaald worden door dat systeem te beschrijven door een stelsel vergelijkingen. Ook bij destillatiekolommen is dat dus mogelijk, alhoewel in lit.20 gewezen wordt op het gevaar van afhankelijke vergelijkingen in een zo ingewikkeld systeem en ook uit de literatuur voorbeelden van fouten gegeven wordt. Van uit de thermodynamica is er een vuistregel, de faseregulering van Gibbs, die rechtstreeks het aantal vrijheidsgraden geeft van de toestandsgröotheden van een systeem:

$j = c - f + 2$ waarin c =aantal componenten en f =aantal fasen.

Op gezag van van der Grinten (lit.11) passen we deze regel toe op de drie beïnvloedbare secties van de kolom: top-, voeding- en bodemsectie. We hebben te maken met een binair mengsel dus $c=2$, in damp- en vloeistoffase dus $f=2$, zodat het totaal aantal vrijheidsgraden =6 voor de toestands-grootheden bedraagt. De doorzet van de kolom geeft nog een extra vrijheidsgraad; het nivo in accumulator en bodemreservoir kan nog afzonderlijk geregeld worden. Dus totaal 7 vrijheidsgraden en twee vrij te kiezen nivo's. Deze vrijheidsgraden zijn in de regeling van de betreffende destillatiekolom als volgt benut. Zie figuur 6.



figuur 6 : de regeling van de hoofdestillatiekolom 2A.

- 1- de voedingsflow f_v .
- 2- de voedingsconcentratie x_f .
- 3- de warmte die via de voeding aangevoerd wordt.
- 4- de topdruk p_{top} .
- 5- de via de condensor aangevoerde koude k die resulteert in een bepaalde gewenste refluxtemperatuur t_l .
- 6- de refluxflow l_{ext} .
- 7- de via de herverdamer aangevoerde warmte w die resulteert in een gewenste temperatuur t_{15} op een strategisch gekozen plaats in de kolom, in dit geval plaat 15.
 - de twee nivoregelingen n_{acc} en n_{br} zijn op de aangegeven wijze aangebracht.

Deze inputs veroorzaken een afvoer van het topproduct d met concentratie x_d en een afvoer van het bodemproduct b met concentratie x_b .

2.3. HET STATISCHE BESTURINGSMODEL. (lit.5,9,21)

Bij de D.S.M. is een wiskundig model van een destillatiekolom ontwikkeld met het doel om de operator bedieningsadviezen te geven die hem beter in staat stellen om dit proces op zijn gewenste specificaties ten aanzien van de kwaliteit van top- en bodemproduct te brengen en te houden. Het ontwikkelde model was primair bedoeld voor kolommen met een regelsysteem zoals gebruikt wordt bij de hoofdestillatiekolom 2A. Zie figuur 6.

Aan de genoemde kolom werden ook de metingen verricht die nodig waren om het model te verifiëren alsook om de waarden van de in het model voorkomende constanten te bepalen. Dit statische besturingsmodel voldoet bij de genoemde kolom in quasi-statische bedrijfsomstandigheden goed, behoudens in enkele uitzonderingsgevallen waarin de vooronderstellingen die aan het model ten grondslag liggen, niet vervuld zijn.

In de modelbouw zijn twee verschillende methoden te onderscheiden zowel voor statische- als voor dynamische modellen:

- 1- een analytisch model, dat verkregen wordt door de vergelijkingen op te stellen op basis van de wetmatigheden die aan het proces ten grondslag liggen; bovendien moeten de constanten in de vergelijkingen uit gegevens berekend worden. Bekendheid met die wetmatigheden alsook het beschikken over de benodigde gegevens is uiteraard een vereiste.
- 2- een statistisch model, dat is afgeleid van een zeer algemeen geformuleerd model. Toepassing van statistische methoden op via metingen

verzamelde gegevens maken het mogelijk met een bepaalde waarschijnlijkheid de vorm van de vergelijkingen alsook de waarden van de constanten vast te leggen. Een dergelijk model is slechts geldig in de range waarbinnen de metingen zijn verricht; er mag niet geëxtrapoleerd worden. Het statische besturingsmodel is een model dat een combinatie van beide vormt. Op grond van technologische gegevens is een relatie aangenomen tussen grootheden van de kolom. De constanten in deze relatie zijn door regressie aan metingen bepaald zodat de specifieke vorm van die relatie "hard" gemaakt werd. Voor de range van meetwaarden waarvoor deze relaties geldig zijn, wordt verwezen naar lit.5.

Shinsky heeft de volgende relatie opgezet, voortbouwend op de formule van Fenske. Zie Ind.Chem.Eng. 24 (1932).

$$S = f\left(\frac{v_{top}}{f_v}\right) \quad \text{met } S = \frac{x_d(1-x_b)}{x_b(1-x_d)} \quad \text{Voor verklaring der symbolen zie blz.13.}$$

Hierin wordt S de scheidingsfactor genoemd. Deze benaming wordt begrijpelijk als we de definitie van S opvatten als het quotient van $x_d/(1-x_d)$ en $x_b/(1-x_b)$.

V_{top} is de dampstroom die uit de top van de kolom komt.

Bij de D.S.M. is deze relatie op de beschreven wijze uitgewerkt tot:

$$\frac{x_d(1-x_b)}{x_b(1-x_d)} = a + b \cdot \frac{v_{top}}{f_v}$$

Hierin zijn a en b de door regressie aan metingen verkregen constanten. Voor de totale massabalans van de kolom geldt: $f_v = b + d$; deze vergelijking wordt gesubstitueerd in de massabalans van de lichte component $x_f \cdot f_v = x_b \cdot b + x_d \cdot d$, wat resulteert in:

$$\frac{x_f - x_b}{x_d - x_b} = \frac{d}{f_v}$$

Om dit model bruikbaar te laten zijn voor besturingsadviezen van de kolom met het gegeven regelsysteem, zijn nog twee vergelijkingen nodig:

$$l_{ext} = v_{top} - d \quad \text{en} \quad t_{15} = d_1 \cdot v_{top} + e$$

waarin d_1 en e wederom door regressie aan metingen verkregen constanten zijn.

Het gaat buiten het kader van dit verslag te beschrijven hoe dit model als besturingsmodel gebruikt wordt, wat betreft de manier van advies geven, de manier van aanpassing van de constanten aan de zich wijzigende omstandigheden, alsook de wijze van beveiliging tegen meetfouten.

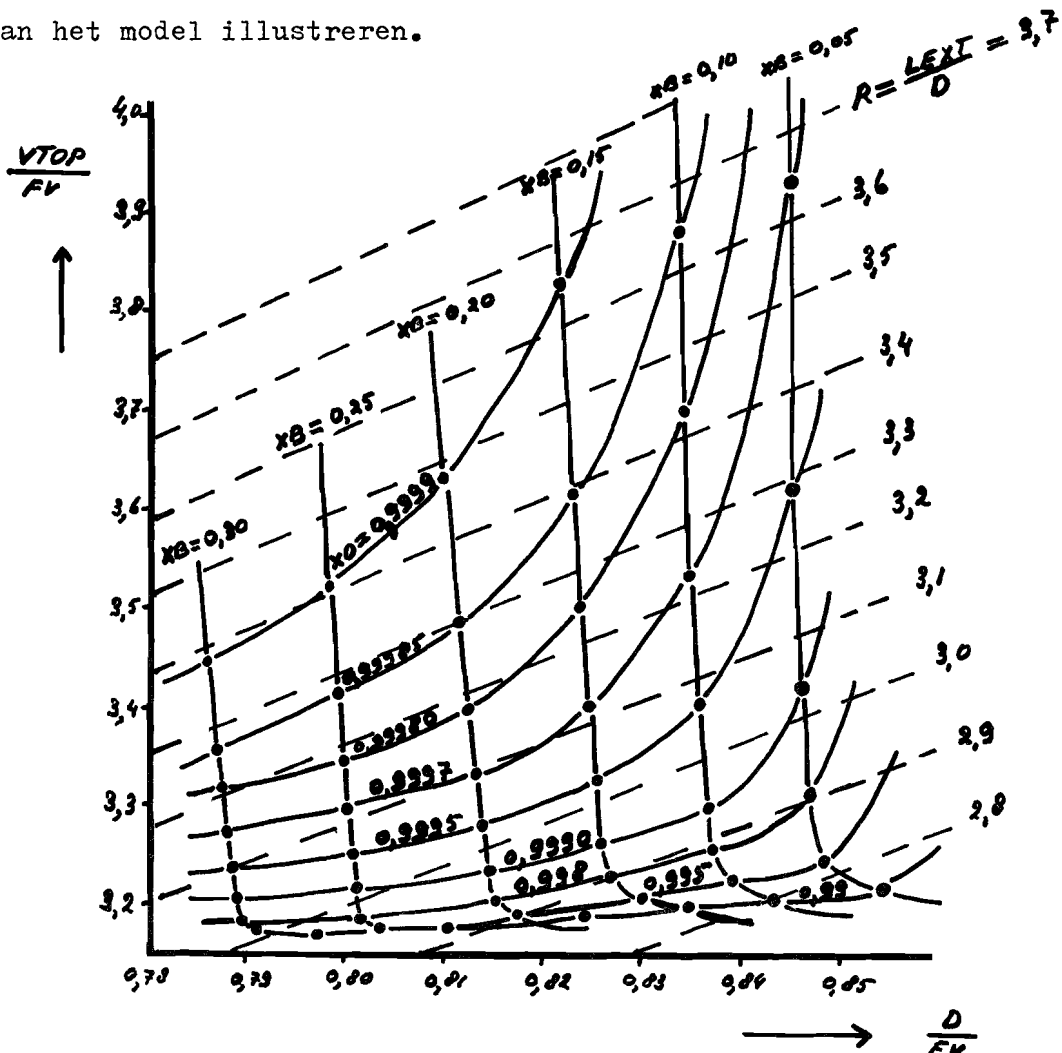
Dit model bestaat uit een stelsel van 4 vergelijkingen met 8 variabelen hetgeen betekent dat we 4 vrijheidsgraden tot onze beschikking hebben.

In 2.2. is gesteld dat we bij de genoemde kolom met 7 vrijheidsgraden

te maken hebben. Ten aanzien van 3 vrijheidsgraden is in dit besturingsmodel dan ook de vooronderstelling gemaakt dat de volgende variabelen constant gehouden kunnen worden:

- 1- de topdruk in de kolom p_{top} .
- 2- de via de voeding aangevoerde warmte. Als de voeding in de vloeistoffase en onder normale omstandigheden verkeert, dan vormt de temperatuur van de voeding t_f een maat voor de aangevoerde warmte.
- 3- de via de condensor aangevoerde koude wordt zo gedoseerd dat de refluxtemperatuur t_l constant blijft. Het voorgaande betekent dat de constanten uit het stelsel vergelijkingen zullen veranderen als deze 3 variabelen andere waarden aannemen.

In figuur 7 wordt dit model voor wat betreft de eerste 3 vergelijkingen in grafiek gebracht; in deze figuur wordt de concentratie van de voeding x_f constant verondersteld. Deze grafiek moge het niet-lineaire karakter van het model illustreren.



figuur 7 : het statische besturingsmodel.

3. NADERE OMSCHRIJVING VAN HET PROBLEEM

3.1. INVENTARISATIE VAN INPUT- EN OUTPUTGROOTHEDEN, DIE OP HET PANEEL GETOOND WORDEN. (lit.25,27)

Hieronder volgt een inventarisatie van die input- en outputgrootheden die op het paneel aan de operator getoond worden.

Inputs:

Voor het totale systeem inclusief regelingen (zie figuur 6) gelden als inputs de in 2.2. genoemde grootheden die de 7 vrijheidsgraden benutten, en de vrij te kiezen waarden van de nivo's in de beide reservoirs. Voor de eerst volgende 5 grootheden worden de vrijheidsgraden gebruikt door het kiezen van gewenste waarden (setpoints) op de regelaars; deze setpoints zijn dus de inputs:

- 1- voedingsflow fv: de voedingsflowregelaar.
 - 2- topdruk ptop: de topdrukregelaar.
 - 3- reflux lext: de refluxregelaar.
 - 4- aangevoerde koude k: de refluxtemperatuurregelaar.
 - 5- aangevoerde warmte w: de regelaar van de temperatuur van de plaat 15.
- De nivo's zijn vrij te kiezen: de setpoints van de betreffende regelaars zijn ook inputs die op het paneel getoond worden:
- 6- nivo accumulatorvat: de nacc-regelaar.
 - 7- nivo bodemreservoir: de nbr-regelaar.

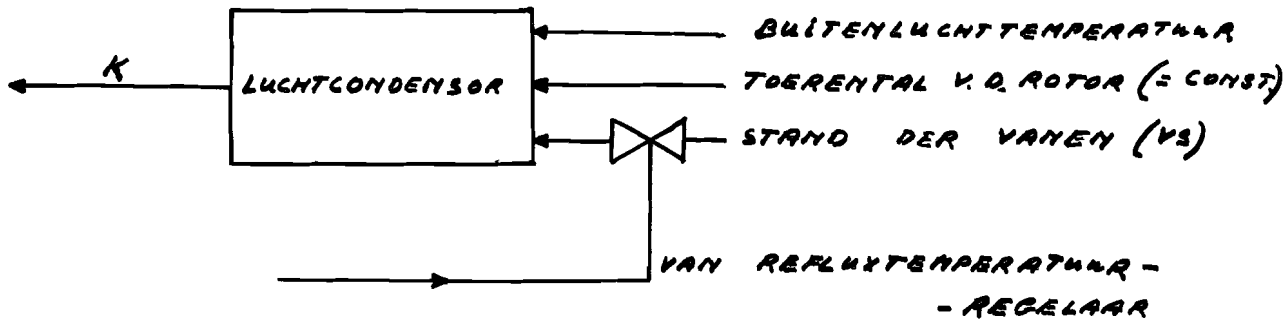
Twee vrijheidsgraden die niet via regelaars maar rechtstreeks aan de kolom aangeboden worden, en die op het paneel te zien zijn:

- 8- de concentratie van de voeding xf.
- 9- de temperatuur van de voeding tf die elders op het paneel van de meet- en regelkamer indirect getoond wordt, namelijk als de temperatuur van het bodemprodukt van een voordestillatie.

Tot zover loopt deze inventarisatie parallel met 2.2..

Figuur 6 dient echter uitgebreid te worden opdat aangegeven wordt via welke grootheden bij de luchtcondensor de aangevoerde koude en bij de herverdamper de aangevoerde warmte geregeld wordt. Zie figuur 8 en 9.

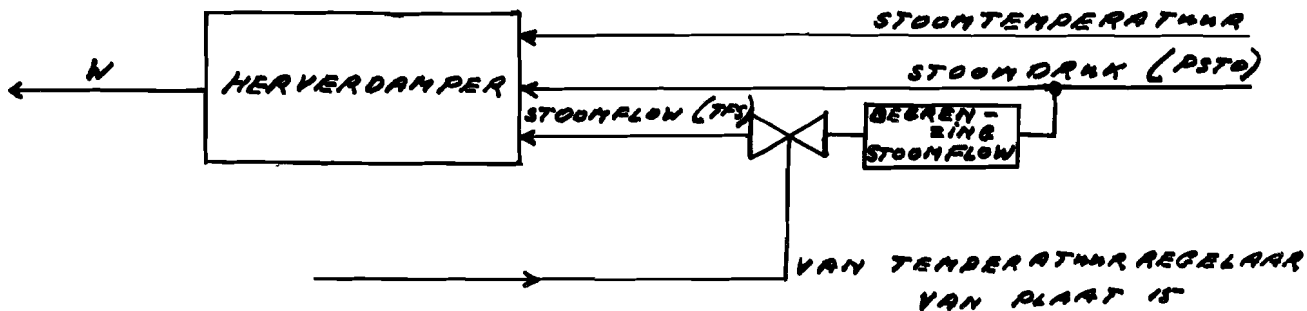
Figuur 8 geeft aan dat de aangevoerde koude bepaald wordt door de buitenluchttemperatuur, het toerental van de rotor en de stand der vanen. Dit zijn inputgrootheden van dit subsysteem. De eerste twee variabelen worden echter niet op het paneel getoond, terwijl de stand der vanen gestuurd



figuur 8 : de luchtcondensor.

wordt door de refluxtemperatuurregeling van input 4.

Figuur 9 geeft aan dat de aangevoerde warmte bepaald wordt door de stoomtemperatuur, de stoomdruk en de stoomflow; de stoomdruk bepaalt tevens de maximaal mogelijke stoomflow.



figuur 9 : de herverdamer.

De stoomtemperatuur wordt niet op het paneel getoond;

10- de stoomdruk wordt wel op het paneel getoond en geldt als input 10, terwijl de stoomflow gestuurd wordt door de temperatuurregeling van input 5.

Totaal zijn er dus 10 op het paneel getoonde inputs.

Outputs:

- de door de 7 regelingen gerealiseerde waarden van f_v , p_{top} , l_{ext} , t_{fs} , v_s , n_{acc} , n_{br} . Dus 7 outputs.
- de bij de 7 regelaars behorende outputsignalen (klepstanden). Uit figuur 6 blijkt dat de regeling van de temperatuur van plaat 15 een meester-slaafregeling is, d.w.z. dat de output van de meester de setpointinstelling van de slaaf (de stoomflowregeling) vormt. Dus 8 outputs van de regelaars.
- de afvoer van het topprodukt d .
- de concentratie van het topprodukt x_d .
- de afvoer van het bodemprodukt b .
- de concentratie van het bodemprodukt x_b .

- de temperatuur in de top van de kolom t_{top}
 - in het refluxvat t_l
 - op de voedingsplaat t_f
 - in het bodemreservoir t_{bod}
 - in de bodemafvoerleiding
 - op de platen 10, 15, 20, 25, 35, 50 en 60.

Dus totaal zijn er 31 outputs.

3.2. DE BESCHRIJVINGSWIJZE VAN DE DESTILLATIEKOLOM.

In de meest volledige beschrijvingswijze van een destillatiekolom wordt van de processen uitgegaan die er op elke plaat plaatsvinden. De verschillende toestands- en doorzetgrootheden van elke plaat staan in een ingewikkelde relatie tot elkaar (lit.20). Een model dat op deze plaat-voor-plaat beschrijvingswijze is gebaseerd wordt een uitgebreid model dat voor real-time digitale simulatie te uitgebreid zou kunnen zijn (hypothese). Voor het gestelde doel, ergonomisch onderzoek, is dat over-all model voldoende dat de in 3.1. beschreven inputs en outputs verwerkt resp. genereert. Aangezien bovendien het vermelde besturingsmodel als kapstok kon dienen waaraan het overige deel van het model "opgehangen" kon worden, werd besloten van de over-all beschrijvingswijze uit te gaan. Dit heeft wel tot gevolg dat een deel van het temperatuurprofiel van de kolom, bestaande uit de platen 10, 20, 25, 35, 50 en 60, in deze afstudeeropdracht niet meer bekeken wordt. In een later stadium van het onderzoeksproject kan het profiel aangevuld worden met de genoemde temperaturen door uit te gaan van een op meetwaarden gebaseerde interpolatiemethode. Als we er van uit gaan dat de temperatuur in de bodemafvoerleiding gelijk is aan die in het bodemreservoir, komen we in deze beperkte opzet zonder temperatuurprofiel tot 24 outputs die op het paneel getoond worden.

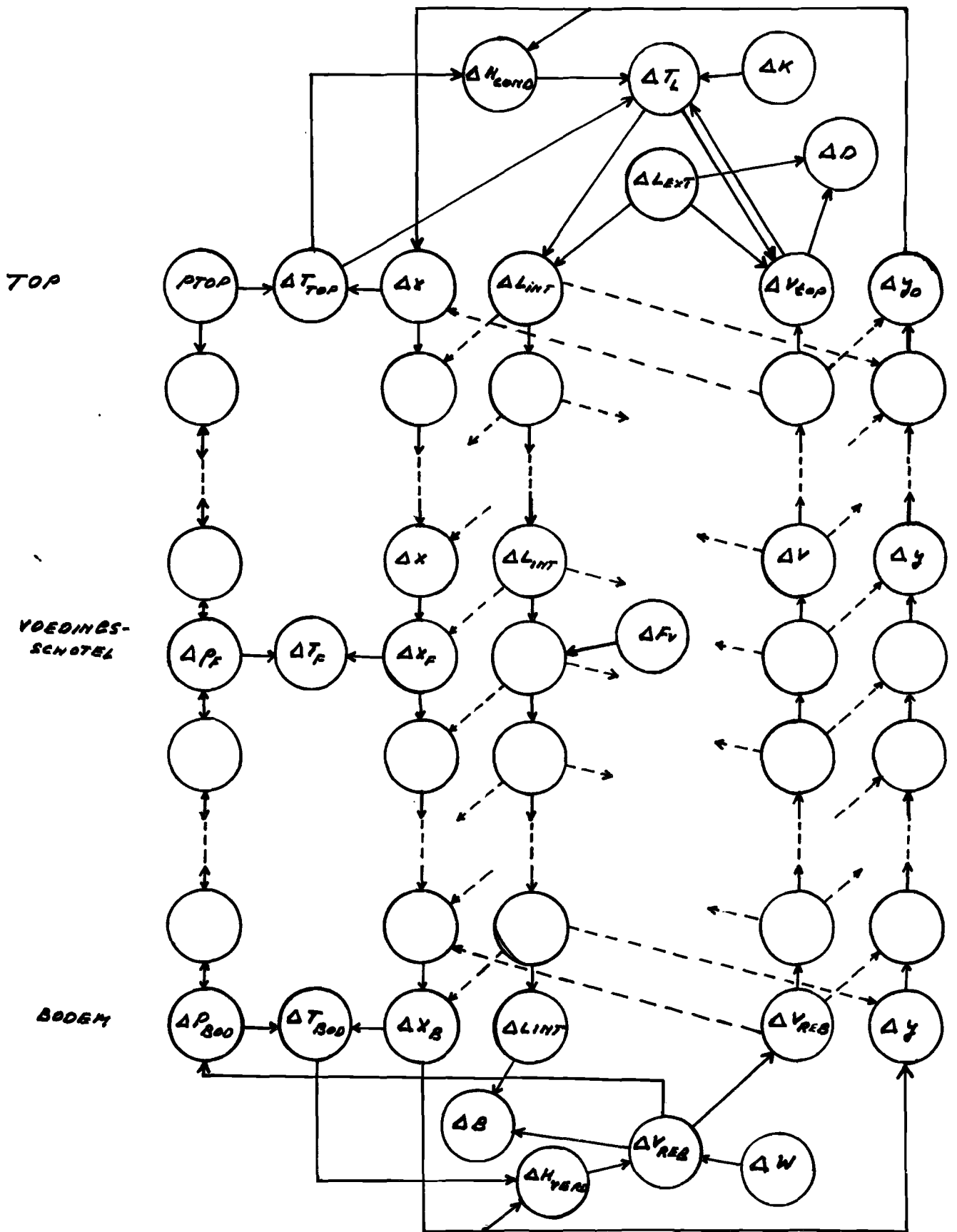
4. SCHEMA VAN DE DESTILLATIEKOLOM

Om de dynamica van de kolom te kunnen bepalen en uiteindelijk in over-all tijdconstanten te kunnen vastleggen, werd figuur 10 als startpunt gebruikt. Figuur 10 is een uitbreiding van het schema dat in lit.12 gegeven wordt en de relaties aangeeft tussen de variabelen bij verandering van een of meer onafhankelijke variabelen. Als de dynamika van de kolom besproken wordt (5.2.), zal nog veelvuldig van dit schema gebruik gemaakt worden. Dit schema stelt de kolom schotelgewijs voor en toont de belangrijke grootheden als cirkels en de oorzaak-gevolg relaties als verbindingslijnen met pijlen. Voor iedere schotel wordt de dampconcentratie y van de lichte component getoond, de dampstroom v , de interne refluxstroom l_{int} , die groter zal zijn dan de externe refluxstroom l_{ext} . Dit wordt veroorzaakt door het feit dat met de vloeistofstroom l_{ext} een van de refluxtemperatuur t_l afhankelijke koudestroom de kolom binnenkomt, die een deel van de dampstroom doet condenseren. Die refluxstroom heeft een concentratie van de lichte component die bepaald wordt door de concentratie van de uitgaande dampstroom. Ten gevolge van de schotelweerstand wordt door de dampstroom van uit de herverdamer een drukprofiel over de kolom opgebouwd. De druk in de top wordt veroorzaakt door een "vakuüm"-zuiginstallatie (± 50 mmhg), een zogenaamde stoomejecteur. De boven de schotel heersende druk en de concentratie van de vloeistof bepalen de temperatuur op die schotel. De condensatiekoude h_{cond} en de verdampingswarmte h_{verd} worden in principe bepaald door de concentratie en de heersende druk. Om redenen die in 4.1. toegelicht zullen worden, zijn de grootheden h_{cond} en h_{verd} afhankelijk gesteld van de heersende temperatuur. Die h_{cond} , samen met de toegevoerde koudestroom en die h_{verd} , samen met de toegevoerde warmtestroom bepalen de refluxtemperatuur resp. de reboilerdampstroom. De relatielijnen tussen materiaalstromen en concentraties zijn om redenen van overzichtelijkheid gestippeld. De onafhankelijke variabelen k , l_{ext} , f_v , w , p_{top} komen in het schema als zodanig naar voren, voor x_f en t_f echter is dit niet het geval, zie 4.1..

Aan dit schema liggen een groot aantal vooronderstellingen ten grondslag die nader toegelicht dienen te worden.

4.1. VOORONDERSTELLINGEN DIE AAN HET SCHEMA TEN GRONDSLAG LIGGEN.

- Er vindt geen wisselwerking plaats tussen dampstroom- en vloeistofstroomhoeveelheid in de kolom (uiteraard is er wel wisselwerking voor wat



figuur 10 : schema van de destillatiekolom.

de concentratie betreft). Deze vooronderstelling wordt aannemelijk als men zich realiseert dat de verdampingswarmte van de beide zuivere vloeistoffen anon en anol onder gelijke omstandigheden 25% van elkaar verschillen (lit.6); in een kolommengsel is dit verschil in verdampingswarmte van de vloeistoffen van een schotel en die van een naburige schotel uiteraard veel minder. Accumulatie van de kleine verschillen resulteert in een totaal verschil in verdampingswarmte van top en bodem, van 15% (lit.6). Dat deze verschillen die gevolgen hebben voor verschillen in damp- en vloeistofstromen in top en bodem, geaccepteerd zijn, vindt zijn oorzaak in het feit dat anders de benadering van een over-all model moest vervallen; want dan zou schotel voor schotel de geringe dampstroomtoename en refluxstroomafname berekend moeten worden. Dit levert de in 3.2. genoemde bezwaren op. Bovendien is deze vereenvoudiging niet essentieel in het kader van de eisen die aan het model gesteld worden.

- De voedingsstroom f_v draagt alleen bij tot de interne reflux. In de praktijk van de hydranondestillatie gebeurt dat onder normale omstandigheden eveneens. (zie ook vooronderstelling over de voedingstemperatuur t_f).

- De voedingsconcentratie is per definitie ook de concentratie van de voedingsschotel. Ook dit sluit in zoverre aan bij de praktijk van de hydranondestillatie dat men die schotel als voedingsschotel kiest waarvan de concentratie zo goed mogelijk overeen komt met de voedingsconcentratie.

- De temperatuur van de voeding is per definitie gelijk aan die van de voedingsschotel. Als bij de hydranondestillatie van een voordestillatie gebruik wordt gemaakt, streeft men deze gelijkheid ook na en slaagt er in. In lit.26 wordt becijferd dat als onder normale omstandigheden de temperatuur 1 graad Celsius te laag is, een extra warmtetoevoer vereist wordt van 0,11%. Een zeer belangrijke conclusie van deze vooronderstelling is dat het genoemde systeem van 2.2. een vrijheidsgraad ontnomen wordt: de via de voeding aangevoerde warmte.

- In het gebruikte besturingsmodel wordt in de scheidingsvergelijking de capaciteit onbegrensd gesteld.

- De capaciteit van de stoomejecteur wordt eveneens onbegrensd verondersteld, zodat een verandering van de dampstroom v_{top} nooit zijn weerslag heeft op de topdruk p_{top} ; dit is niet in overeenstemming met de praktijk van de hoofddestillatiekolom 2A. Deze vooronderstelling is een gevolg van het feit dat geen dynamische veranderingen (wel statische) in de topdruk mogelijk zijn in het gehanteerde model. Dit wordt op zijn beurt

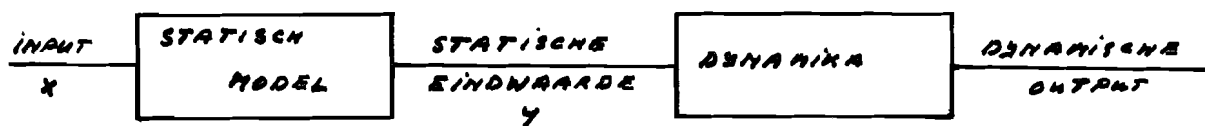
veroorzaakt door de indirecte verwerking van de topdruk in het besturingsmodel via de in 2.3. ingevoerde constanten a en b.

- Vanuit de herverdamer wordt aan de vloeistof niet meer warmte toegevoerd dan onder de omstandigheden nodig is om die vloeistof te verdampen zodat damp op dauwpunt ontstaat. De temperatuur van de vloeistof in het bodemreservoir wordt geacht op kookpunt te zijn.
- De kolom heeft geen warmteverlies.
- Omdat het besturingsmodel een statische model is, wordt verondersteld dat de concentratie van de reflux resp. herverdampersstroom gelijk is aan die van de dampstroom in de top van de kolom resp. die van de interne refluxstroom die het bodemreservoir inloopt. Dynamisch is dit niet juist omdat we te maken hebben met mengeffekten in de beide reservoirs. Door de opzet van het besturingsmodel is het niet mogelijk de dynamika van die mengeffekten in accumulatorvat en bodemreservoir te verwerken aangezien de concentratie van reflux en herverdampersdampstroom niet in die vergelijkingen voorkomen.
- Bij de warmtebalans voor de condensor wordt de condensatiekoude van anomen: in werkelijkheid bestaat de dampstroom in de top uit ongeveer 99% anon. Bij de warmtebalans voor de herverdamer wordt de verdampingswarmte van anol genomen, terwijl de bodemstroom in feite uit een mengsel van ongeveer 95% anol bestaat. Dat de verdampingswarmte en condensatiekoude afhankelijk van de heersende temperatuur i.p.v. van de druk genomen wordt, wordt veroorzaakt door het feit dat alleen deze gegevens beschikbaar zijn.
- Aangezien de stoomtemperatuur in de herverdamer (zie figuur 9) niet op het paneel getoond wordt en de overgedragen warmte voornamelijk bepaald wordt door de warmte die bij de condensatie van de stoom vrijkomt, wordt de stoom verondersteld op dauwpunt te zijn.
- De dynamica van de herverdamer (enkele sekonden stijgtijd) is in vergelijking met de dynamica van de kolom (enkele minuten looptijd, stijgtijden van 16 sekonden tot meer dan 1 uur) te verwaarlozen.
- Tenslotte de achteraf geformuleerde aanname dat een verandering in de dampstroom vanuit de herverdamer alleen invloed naar boven toe heeft en niet naar beneden toe. In werkelijkheid gebeurt dit wel, n.l. via verandering in het drukprofiel.

5. MODELONTWIKKELING

Het statische besturingsmodel heeft een duidelijk niet-lineaire karakteristiek. Als uitgangspunt (zie 1.2.) werd genomen de niet-lineariteiten ook in het dynamisch model zo veel mogelijk tot uitdrukking te laten komen en niet te lineariseren rond een werkpunt, zoals in veel gevallen gebruikelijk is (lit.20).

Voor iedere simulatie-"slag" wordt het statisch model evenals de dynamika als volgt doorlopen, zie figuur 11:

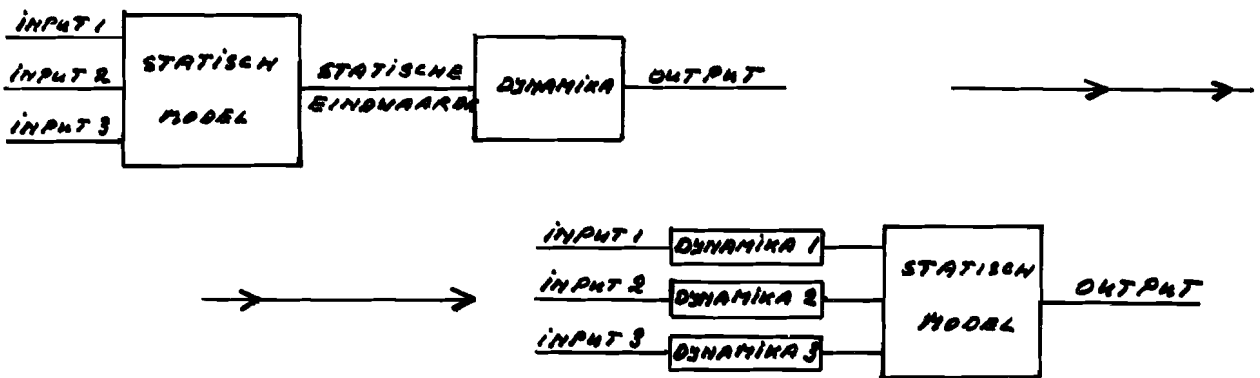


figuur 11 : modelopzet.

Bij een gegeven input wordt eerst de statische eindwaarde berekend; vervolgens wordt deze eindwaarde gebruikt als input voor het dynamische gedeelte dat verantwoordelijk is voor de manier waarop de betreffende variabele naar zijn eindwaarde toegaat. Dit dynamische gedeelte kan bv. uit een eerste orde proces bestaan waarvan de versterkingsfactor uiteraard =1 is, omdat de statische eindwaarde de input vormt van het dynamische gedeelte. Bij een voldoende groot aantal simulatieslagen per tijdseenheid zal de statische eindwaarde met een kleine stap (bv. 1% van de waarde) per simulatieslag veranderen bij veranderende input x. Deze input x verandert uiteraard ook met stappen. Door deze methode komen niet-lineaire karakteristieken van het statische model (of delen daarvan) tot uitdrukking in de dynamika. Voor een soortgelijke benadering wordt verwezen naar lit.4.

Zoals zal blijken, wordt soms de volgorde omgekeerd. Als er namelijk meerdere inputs zijn die ten aanzien van de output verschillende dynamische karakteristieken hebben, kan deze tot uitdrukking worden gebracht door de dynamica eerst en pas dan de statische bewerking te doorlopen. Zie figuur 12. Als het statische model lineair is, dan kan mathematisch bewezen worden dat het voor de aard van de dynamica onbelangrijk is of de statika eerst en dan de dynamika doorlopen wordt of andersom.

Bij een niet-lineair dynamisch proces is het in het algemeen niet geoorloofd om het model op te bouwen uit niet-lineaire statika en lineaire dynamika (afzonderlijk). In dit geval is dat toch gedaan zodat het dan ook logisch geen verschil maakt of de dynamika vooraan of achteraan geplaatst

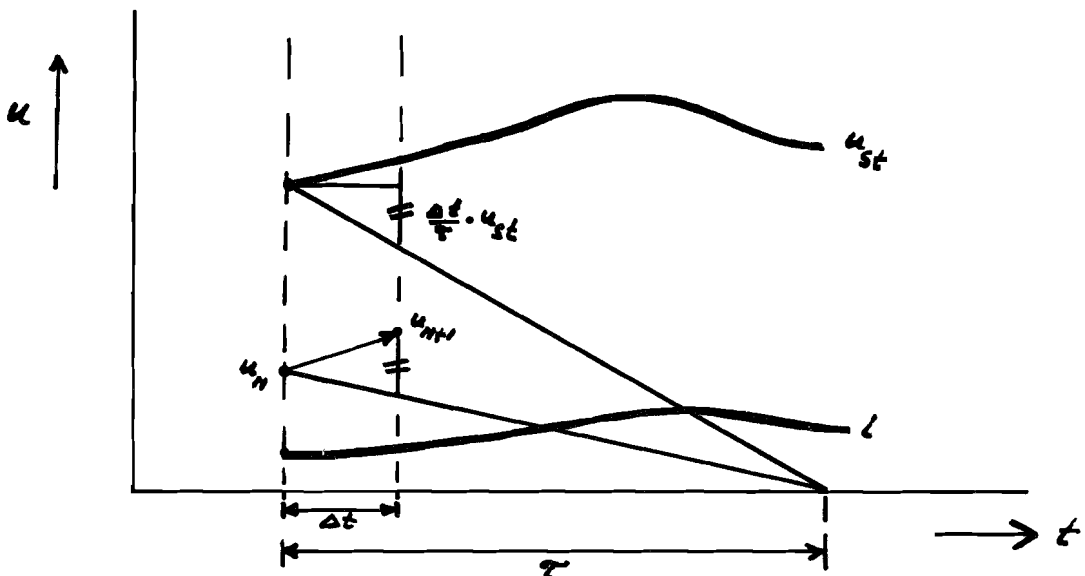


figuur 12 : omkering van de volgorde statika-dynamika.

wordt. In een aantal gevallen is dan ook om bovengenoemde reden de dynamika vooraan geplaatst.

Aan de hand van figuur 13 wordt de gehanteerde methode nader toegelicht. Gekozen is voor een niet-lineair proces met eerste orde dynamika. Figuur 13 geeft aan hoe de statische eindwaarde (u stationair) als functie van de in de tijd variërende input i verandert. Voor de duidelijkheid is de stap per simulatieslag groot gekozen en de momentane waarde u_n beduidend kleiner dan u stationair. Overeenkomstig de methode zijn twee fasen te onderscheiden:

- 1- input i geeft een u stationair.
- 2- $u_{n+1} = u_n (1 - \frac{\Delta t}{\tau}) + \frac{\Delta t}{\tau} \cdot u_{st}$; wat een discretisering van een eerste orde proces is. (zie 6.). Het resultaat van 1 simulatieslag is in figuur 13 te zien.



figuur 13 : 1 simulatieslag voor een proces met eerste orde dynamika.

5.1. HET STATISCH MODEL.

De meest complexe beschrijvingswijze van een systeem dat m vrijheidsgraden kent, bestaat uit een stelsel van n vergelijkingen met $m+n$ variabelen die in elk der vergelijkingen voorkomen. Met behulp van bv. het Crout-algoritme is een dergelijk stelsel op te lossen. In het geval van de destillatiekolom kunnen we onderdelen in overeenstemming met de fysische realiteit onderscheiden, zodat dat type algoritmen niet nodig zijn. Anders gesteld: we hebben niet te maken met vergelijkingen waarin alle variabelen voorkomen. Volgens die te onderscheiden onderdelen zal het statisch model besproken worden aan de hand van de daarop van toepassing zijnde vergelijkingen. Zie figuur 14. In deze figuur zijn ook de regelaars opgenomen waarvan de signalen voor de duidelijkheid gestippeld zijn. Deze regelaars worden in 5.2.3. besproken. Voor verklaring der symbolen: zie blz.27.

blok_I: energiebalans voor de herverdamer (reboiler).

$$\begin{aligned} hv\text{-anol} \cdot vreb &= hv\text{-water} \cdot fs \quad (=w) \\ \text{met } hv\text{-anol} &= 297849 \cdot \left(\frac{tbod + 273,2}{tbod + 179,1} \right)^2 \quad \text{j/kg (lit.6)} \\ hv\text{-water} &= 2188200 - 18900 \cdot psto \end{aligned}$$

dit is een linearisatie rond het werkpunt $psto = 6 \text{ ato}$

Er bestaat tussen $psto$ en de maximale (lit.14).

fs een relatie die tot uitdrukking wordt gebracht in de lineaire vergelijking:

$$fs_{\max} = cpsto \cdot psto \quad \text{met } cpsto = 1000.$$

In blok I en II van figuur 14 is een vereenvoudiging aangebracht om een betere aansluiting te vinden met 2.2. en 3.. Figuur 14 gecombineerd met figuur 8 en 9 geven het volledige overzicht zoals dat door de vergelijkingen beschreven wordt.

blok_II: energiebalans voor de luchtcondensor.

$$\begin{aligned} \text{capta} \cdot vtop \cdot (ttop - tl) + hv\text{-anon} \cdot vtop &= \\ &= \text{captl} \cdot fl \cdot (tluchtin - tluchtuit) \quad (=k) \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{met } \text{capta} &= 2520 \text{ j/kg.graad celsius} \quad (\text{lit.6}) \\ hv\text{-anon} &= 307552 \cdot \left(\frac{ttop + 273,2}{ttop + 215,8} \right)^2 \quad \text{j/kg (lit.6)} \\ \text{captl} &= 1050 \text{ j/kg.graad celsius} \quad (\text{lit.14}) \end{aligned}$$

$$tluchtin = 18 \text{ graad celsius}$$

$$tluchtuit = tluchtin - 0,464 \cdot (tluchtin - ttop) \quad (\text{lit.22})$$

$$\text{en } fl = cvs \cdot atphrot \cdot vs \quad \text{kg/h}$$

$$\text{met } cvs = 11,39 \quad \text{kg/h.bgr}$$

$$atphrot = 3600$$

Verklaring der symbolen bij de blokbeschrijving.

atphrot	= aantal toeren per uur van de luchtcondensorrotor	(omw/h)
b	= afvoer van het bodemprodukt	(kg/sec)
capta	= soortelijke warmte van anon	(j/kg.gr cel)
captl	= soortelijke warmte van lucht	(j/kg.gr cel)
cpsto	= constante	(kg/sec.ato)
cvs	= constante	(kg/h.bgr)
d	= afvoer van het topprodukt	(kg/sec)
deltap	= drukgradiënt over één schotel	(mm hg)
fl	= luchtflow in condensor	(kg/sec)
fs	= stoomflow in reboiler	(kg/sec)
fsmax	= de maximale stoomflow	(kg/sec)
hv-anol	= verdampingswarmte van anol	(j/kg)
hv-anon	= verdampingswarmte van anon	(j/kg)
hv-water	= verdampingswarmte van water	(j/kg)
k	= toegevoerde koude via condensor	(j/sec)
lect	= externe refluxstroom	(kg/sec)
lintsch	= interne refluxstroom	(kg/sec)
lintschtot	= interne reflux- + voedingsstroom op schotel 1	(kg/sec)
lsup	= toevoeging aan interne reflux t.g.v. koudetoevoer	(kg/sec)
nacc	= nivo van het accumulatorvat	(dm)
nbr	= nivo van het bodemreservoir	(dm)
oppa	= oppervlak van het accumulatorvat	(dm ²)
oppr	= oppervlak van het bodemreservoir	(dm ²)
pf	= druk boven de voedingsschotel	(mm hg)
psch	= druk boven schotel 1	(mm hg)
psto	= stoomdruk	(ato)
ptop	= topdruk	(mm hg)
s	= scheidingsfactor	
tbod	= temperatuur van de vloeistof in de bodem	(gr celsius)
tl	= temperatuur van de reflux	(gr celsius)
tluchtin	= temperatuur van de lucht die de condensor ingaat	(gr celsius)
tluchtuit	= temperatuur van de lucht die de condensor uitgaat	(gr celsius)
ttop	= temperatuur in de top van de kolom	(gr celsius)
t15	= temperatuur van de plaat 15	(gr celsius)
vreb	= dampstroom die de reboiler uitgaat	(kg/sec)
vs	= stand der vanen van de luchtcondensorrotor	(booggraden)

vtop	= dampstroom in de top van de kolom	(kg/sec)
w	= toegevoerde warmte via de reboiler	(j/sec)
xb	= concentratie van het bodemprodukt	
xd	= concentratie van het topprodukt	
xf	= concentratie van de voeding	

vervolg beschrijving blok II:

De waarde van atphrot is niet belangrijk omdat die niet op het paneel getoond wordt. Wel moet gelden: fl recht evenredig met vs (lit.27), waardoor een keuze gemaakt kan worden voor de waarde van cvs . atphrot. Uit de keuze voor atphrot volgt dan een bepaalde waarde voor cvs.

blok_III: empirisch bepaalde relatie voor de drukval over 1 schotel ten gevolge van de schotelweerstand.

$$\text{deltap} = 1,05 + 5,82 \cdot 10^{-5} \cdot \text{vreb} + 4,7 \cdot 10^{-10} \cdot (\text{vreb})^2 \quad (\text{lit.6})$$

blok_IV: ten gevolge van de drukgradiënt wordt een drukprofiel over de kolom opgebouwd zodat voor de druk boven de voedingsschotel, gerekend vanaf de (vaste) topdruk geldt:

$$\text{pf} = \text{ptop} + 32 \cdot \text{deltap}$$

blok_V: op dezelfde wijze als bij blok IV geldt voor de druk boven schotel 1:

$$\text{psch} = \text{ptop} + 61 \cdot \text{deltap}$$

Deze drukken worden berekend om de temperaturen op de betreffende plaatsen te kunnen bepalen. Zie 5.1.1..

blok_VI: de extra interne refluxstroom ten gevolge van de koude die via de externe refluxstroom de kolom ingevoerd wordt.(energiebalans).

$$\text{lsup} \cdot \text{hv-anon} = \text{capta} \cdot \text{lext} \cdot (\text{ttop-tl})$$

blok_VII: de interne refluxstroom

$$\text{lintsch} = \text{lext} + \text{lsup}$$

blok_VIII: de voeding draagt ook bij tot de interne refluxstroom zodat bij schotel 1:

$$\text{lintschtot} = \text{lintsch} + \text{fv}$$

blok_IX: de extra interne refluxstroom betekent een vermindering van de dampstroom die de top van de kolom ingaat; immers de via de

reflux aangevoerde koude doet een deel van de dampstroom condenseren die in de kolom naar boven stroomt:

$$v_{top} = v_{reb} - l_{sup}$$

blok X: afvoer en toevoer van het accumulatorvat bepalen het nivo:

$$n_{acc} = (v_{top} - l_{ext} - d) / oppa$$

Het accumulatorvat wordt 1 m^3 groot genomen met $oppa = 100 \text{ dm}^2$

blok XI: afvoer en toevoer van het bodemreservoir resulteren in een nivo:

$$n_{br} = (l_{intschtot} - v_{reb} - b) / oppr$$

Voor het bodemreservoir geldt eveneens: inhoud = 1 m^3 en
 $oppr = 100 \text{ dm}^2$

blok XII: op grond van gegevens van het besturingsmodel volgt voor de temperatuur van plaat 15:

$$t_{15} = d_1 \cdot v_{top} + e = d_1 \cdot (v_{reb} - l_{sup}) + e$$

$$\text{met } d_1 = 0,001395 \text{ en } e = 75,93$$

5.1.1. BEREKENING VAN DE OVERIGE TEMPERATUREN. (lit.10)

Uitgegaan wordt van het heterogene evenwicht op iedere schotel tussen de naar beneden stromende vloeistof en de daardoorheen naar boven borrelende damp. Volgens de wet van Raoult geldt voor component a, uitgaande van een willekeurig mengsel: $p_a = \gamma_a \cdot x_a \cdot P_a$ met p_a = partiëlespanning

γ_a = Henry-constante

x_a = concentratie van a
in vloeistoffase

P_a = oververzadigde dampspanning van a

Volgens de wet van Dalton geldt: $p_a = P \cdot y_a$ met P = totaal druk

y_a = concentratie van a
in dampfase

zodat:

$$P \cdot y_a = \gamma_a \cdot x_a \cdot P_a$$

Dit resultaat toegepast op het binaire mengsel anon/anol, waarvoor volgens lit.6 geldt (t is temperatuur in graad celsius):

$$\log P_{anon} = 7,11 - 1569,7/(t+215,8) = f_1(t) \quad P_{anon} \text{ in mmhg}$$

$$\log P_{anol} = 7,45 - 1551,2/(t+179,1) = f_2(t) \quad P_{anol} \text{ in mmhg}$$

$$\log \gamma_{anon} = 1,162614 - 456,6078/(533,0169-t) \cdot (1-x_{anon})^2 = f_3(t, x_{anon})$$

$$\log \gamma_{anol} = 1,162614 - 456,6078/(533,0169-t) \cdot (x_{anon})^2 = f_4(t, x_{anon})$$

dit geeft:

$$\begin{aligned} P \cdot y_{anon} &= \gamma_{anon} \cdot x_{anon} \cdot P_{anon} \\ P \cdot (1-y_{anon}) &= \gamma_{anol} \cdot (1-x_{anon}) \cdot P_{anol} \end{aligned} \quad (1)$$

$$\begin{aligned} \text{oftewel: } \log(P \cdot y_{anon}) &= f_3(t, x_{anon}) + \log(x_{anon}) + f_1(t) \\ \log(P \cdot (1-y_{anon})) &= f_4(t, x_{anon}) + \log(1-x_{anon}) + f_2(t) \end{aligned}$$

Als een bepaalde totaal druk P gegeven is en de concentratie δf in de damp-
 δf in de vloeistoffase bekend is, zal er een stelsel van 2 vergelijkingen
 met twee onbekenden ontstaan en dit stelsel is dan oplosbaar waardoor de
 gevraagde temperaturen berekend kunnen worden. De temperaturen t_{top} , t_{bod} ,
 en t_f worden op deze wijze in principe berekend en dit is dan ook in fi-
 guur 14 als zodanig weergegeven in de blokken XIII, XIV en XV.

Het besturingsmodel dient nu in die zin als kapstok voor het statische
 model dat via dit besturingsmodel:

- in de top van de kolom de concentratie x_d van de damp gegeven wordt
- in de bodem van de kolom de concentratie x_b van de vloeistof gegeven
 wordt.

Met deze gegevens is het dan mogelijk op de betreffende plaatsen de tempe-
 raturen te berekenen.

Voor de voedingsschotel wordt op grond van de betreffende vooronderstel-
 ling van 4.1. de concentratie van de vloeistof gelijk aan die van de voe-
 ding gesteld, zodat ook voor deze schotel de temperatuur berekend kan
 worden. De benodigde totaal drukken worden in de blokken IV en V verkregen.
 Omdat elders in de kolom de concentraties niet bekend zijn, is het niet
 mogelijk om op deze wijze de temperaturen daar te berekenen. Dit vormt een
 beperking van het over-all model.

Aangezien het stelsel vergelijkingen (1) zeer ingewikkelde impliciete uit-
 drukkingen zijn, worden de volgende benaderingen toegepast, waarbij recur-
 rente betrekkingen ontstaan die overigens niet in figuur 14 zijn verwerkt.

Schotel 62 (top van de kolom).

Voor de top geldt dat $y_{anon} = x_d$.

De tweede vergelijking van (1) is te schrijven als:

$$\frac{-P_{top} \cdot (1-x_d) + \gamma_{anol} \cdot P_{anol}^{top}}{\gamma_{anol} \cdot P_{anol}^{top}} = x_{anon}^{schotel62}$$

Substitutie in de eerste vergelijking van (1) levert:

$$P_{top} \cdot x_d = \gamma_{anon} \left\{ 1 - \frac{P_{top}(1-x_d)}{\gamma_{anol} \cdot P_{anol}^{top}} \right\} \cdot P_{anon}^{top}$$

$$P_{top} \cdot x_d = Y_{anon} \cdot P_{anon}^{top} - P_{top} \cdot \frac{Y_{anon} \cdot P_{anon}^{top}}{Y_{anol} \cdot P_{anol}^{top}} + x_d \cdot P_{top} \cdot \frac{Y_{anol} \cdot P_{anol}^{top}}{Y_{anol} \cdot P_{anol}^{top}}$$

Bedenken we dat de gebruikelijke waarde van $x_d=0,99$ is en dat daardoor het tweede en derde deel van het rechterlid in grootte ongeveer gelijk is, dan kan de vergelijking worden benaderd door:

$$P_{top} \cdot x_d = Y_{anon} \cdot P_{anon}^{top}$$

Bij deze benadering is achteraf geverifieerd of elk der termen van de oorspronkelijke vergelijking van gelijke grootteorde zijn, als de berekende waarde van t gesubstitueerd werd.

De verschillen in funktiewaarden van Y_{anon} blijken tussen de grenzen voor de concentratie x_{anon} 0,98 en 1 en voor de temperatuur 60 en 100 graad celsius

kleiner dan 0,03%. Vandaar de vereenvoudiging : $Y_{anon} = \text{constant} = 1$.

De aangenomen grenzen voor concentratie en temperatuur zijn ruimer dan de variaties die gebruikelijk zijn bij de hydranondestillatie.

Voor schotel 62 geldt dan: $\log(P_{top} \cdot x_d) = 7,11 - 1569,7 / (t_{top} + 215,8)$ zodat:

blok XIII: voor de toptemperatuur geldt:

$$t_{top} = 1569,7 / (7,11 - \log(P_{top} \cdot x_d)) - 215,8$$

Voedingsschotel.

Uitgaande van het stelsel van twee vergelijkingen van (1) waarin $x_{anon} = x_f$, is voor de eerste vergelijking te schrijven:

$$Y_{anon} = Y_{anon} \cdot \frac{x_f \cdot P_{anon}^f}{P_f}$$

in de tweede vergelijking van (1) gesubstitueerd:

$$P_f \cdot \left(1 - \frac{Y_{anon} \cdot x_f \cdot P_{anon}^f}{P_f}\right) = Y_{anol} \cdot (1 - x_f) \cdot P_{anol}^f \quad (2)$$

dit geeft:

$$x_f \cdot (Y_{anol} \cdot P_{anol}^f - Y_{anon} \cdot P_{anon}^f) = Y_{anol} \cdot P_{anol}^f - P_f$$

Als het linkerlid van de vergelijking als één term beschouwd wordt, dan blijkt uit verifikatie achteraf dat de termen van deze vergelijking in grootte-orde gelijk zijn, als de berekende waarde van t gesubstitueerd wordt. Wederom betekent dit dat een benadering toegepast kan worden zonder dat voor de vergelijking belangrijke verschillen weggewerkt worden.

Het doel van de benadering is te komen tot een linearisering van term1, met $\text{term1} = Y_{anol} \cdot P_{anol}^f - Y_{anon} \cdot P_{anon}^f = g(t, x)$.

Om het verloop van term1 globaal te bekijken is een funktietabel opgesteld Zie tabel 1.

tf in gr.cel.	xf	term1	verschil term1
90	0,80	-37,0	} 5,9
	0,95	-31,1	
95	0,80	-42,2	} 6,7
	0,95	-35,5	
100	0,80	-47,7	} 7,5
	0,95	-40,2	
105	0,80	-53,7	} 8,1
	0,95	-45,6	
110	0,80	-60,1	} 8,5
	0,95	-51,6	

tabel 1.

De benadering is niet gestoeld op een hard criterium als dat van het kleinste kwadraten of iets dergelijks. De benadering wordt gericht op een zo realistisch mogelijk tot uitdrukking laten komen van temperatuursvari-aties in term 1, terwijl uitgegaan wordt van de methode van lineariseren. Het verschil in term1 voor $xf=0,80$ en voor $xf=0,95$ is vast genomen: 7,5 . Vervolgens is een linearisatie van term1 gemaakt tussen $tf=90$ en $tf=110$ graden celsius volgens:

$$\frac{y - y_1}{y_2 - y_1} = \frac{z - z_1}{z_2 - z_1}$$

zodat:
$$\frac{\text{term1} + 31,1 + (0,95 - xf) \cdot 50}{-51,6 + 31,1} = \frac{tf - 90}{110 - 90}$$

dit leidt tot: $\text{term1} = -1,025 \text{ tf} + 13,75 + 50 \text{ xf}$

De vergelijking (2) wordt dan: $xf \cdot \text{term1} + pf = \gamma_{\text{anol}} \cdot p_{\text{anol}}^f$

Voor p_{anol}^f zal later de uitdrukking van blz.29 gesubstitueerd worden.

Het verloop van γ_{anol} dient nog bekeken te worden; er wordt wederom van een funktietabel uitgegaan, zie tabel 2.

Om dezelfde reden als bij de beschouwing van term1, wordt in het bijzonder naar de temperatuursvariatiies gekeken.

Uiteindelijk zal γ_{anol} in de volgende uitdrukking zijn rol spelen:

$$\log\left(\frac{xf \cdot \text{term1} + pf}{\gamma_{\text{anol}}}\right) = 7,45 - 1551,2 / (tf + 179,1)$$

oftewel:
$$tf = 1551,2 / \left(7,45 - \log\left(\frac{xf \cdot (-1,025tf + 13,75 + 50xf) + pf}{\gamma_{\text{anol}}}\right)\right) - 179,1$$

Uit tabel 2 blijkt dat tussen de uiterste grenzen $tf=90$ en $tf=110$ gr.cel. bij vaste concentratie een variatie van 10% maximaal mogelijk is.

Bedenken we dat $pf = \pm 120$ mm hg en $0,80 < xf < 0,95$ dan zal gelden:

tf in gr.cel.	xf	anol	verschil anol
90	0,80	1,215	} 0,100
	0,95	1,315	
95	0,80	1,198	} 0,086
	0,95	1,284	
100	0,80	1,173	} 0,079
	0,95	1,252	
105	0,80	1,152	} 0,068
	0,95	1,220	
110	0,80	1,131	} 0,058
	0,95	1,189	

tabel 2.

$$65 < \frac{xf \cdot \text{term1} + pf}{anol} < 70$$

Men kan dan bewijzen dat de maximale variatie in Υ_{anol} van 10% een variatie van minder dan 2% in de logaritme van genoemde uitdrukking te zien geeft. Deze maximale fout is geaccepteerd. De temperatuur tf wordt bovendien niet voor verdere berekeningen gebruikt. Derhalve is gesteld dat $\Upsilon_{anol} = \text{constant} = 1,20$ wat de waarde van Υ_{anol} is bij $tf=100$ gr.cel. en $xf=0,85$ zodat:

blok XIV: voor de temperatuur van de voeding geldt:

$$tf = 1551,2 / \left(7,45 - \log \left(\frac{xf \cdot (-1,025tf + 13,75 + 50xf) + pf}{1,20} \right) \right) - 179,1$$

Voor de waarde van tf in het rechterlid zal in de simulatie die waarde genomen worden die in de voorgaande simulatieslag berekend is. Op deze manier ontstaat een recurrente betrekking, die echter ook dynamische aspecten heeft. Empirisch is de ingevoerde dynamika bekeken. Door uit te gaan van de evenwichtssituatie in het werkpunt werd aan tf een startwaarde gegeven die beduidend afweek van de waarde die in dat evenwichtspunt gold. (170% van de evenwichtswaarde). Het bleek dat na drie simulatieslagen tf gedempt onderkritisch zijn evenwichtswaarde tot op 1,3% benaderd had.

Schotel 1 (bodem van de kolom).

Ook bij de berekening van de bodemtemperatuur wordt uitgegaan van het stelsel van 2 vergelijkingen (1) met 2 onbekenden waarbij het heterogene evenwicht op schotel 1 bekeken wordt. Er wordt dan wel de vooronderstelling gemaakt dat, statisch gezien, de concentratie en temperatuur van de vloeistof van schotel 1 en bodemreservoir gelijk zijn. Dus $x_b = x_{sch1}$ en

tbod=tsch1.

Analoog aan de berekening van de temperatuur van de voedingsschotel kan de vergelijking (2) van blz.31 opgesteld worden:

$$x_b \cdot (\gamma_{an01} \cdot P_{an01}^{sch1} - \gamma_{an0n} \cdot P_{an0n}^{sch1}) = \gamma_{an01} \cdot P_{an01}^{sch1} - P_{sch1}$$

Voor γ_{an01} geldt dat $125 < t_{bod} < 145$ en voor $0,005 < x_b < 0,07$ de variatie maximaal 0,09% is, zodat gesteld is: $\gamma_{an01} = \text{constant} = 1,000$.

Onder de gebruikelijke omstandigheden voor t_{bod} en x_b bleek het linkerlid van de vergelijking minimaal een faktor 20 kleiner te zijn dan de beide rechterleden. Dit gegeven levert geen extra moeilijkheid op als het complexe linkerlid benaderd wordt.

Stel $\text{term2} = \gamma_{an01} \cdot P_{an01}^{sch1} - \gamma_{an0n} \cdot P_{an0n}^{sch1}$ dan geldt analoog aan blz.32:

$$t_{bod} = 1551,2 / (7,45 - \log(x_b \cdot \text{term2} + P_{sch1})) - 179,1$$

Bedenken we dat $P_{sch1} \approx 190$ mm hg dan is het duidelijk dat benaderen geen problemen geeft. In tabel 3 is een funktietabel voor term2 opgesteld.

tbod in gr.cel.	x_b	term2	verschil term2
125	0,005	-129,1	} 4,5
	0,07	-124,6	
130	0,005	-128,0	} 3,5
	0,07	-124,5	
135	0,005	-122,7	} 2,1
	0,07	-120,6	
140	0,005	-112,1	} 0,1
	0,07	-112,0	
145	0,005	-95,6	} -2,0
	0,07	-97,6	

tabel 3

De funktie wordt benaderd terwijl rekening gehouden wordt met het temperatuursafhankelijke verschil van term2 als $x_b=0,005$ en $x_b=0,07$.

$$\frac{\text{term2} - (-124,6 - f(t_{bod}=125)) \cdot (0,07 - x_b)}{-97,6 - (f(t_{bod}=145)) \cdot (0,07 - x_b) - (-124,6 - f(t_{bod}=125)) \cdot (0,07 - x_b)} = \frac{t_{bod} - 125}{145 - 125}$$

voor $t_{bod} = 125$ gr.cel. is voor $x_b = 0,005$ en $0,07$ het verschil in term2 :

$$4,5 \quad \text{zodat } f(t_{bod}=125) = \frac{4,5}{0,065} = 69$$

voor $t_{bod} = 145$ gr.cel. is voor $x_b = 0,005$ en $0,07$ het verschil in term2 :

$$-2 \quad \text{zodat } f(t_{bod}=145) = \frac{-2}{0,065} = -31$$

Dat voor term1 niet en voor term2 wel een temperatuursafhankelijk verschil ingevoerd wordt, is niet consequent; weliswaar blijkt het verloop van het verschil van term2 bij tbod=125 en =145 gr.cel. in absolute waarde groter dan het verloop van het verschil van term1 bij tf=90 en =110 gr.cel.. Procentueel echter is het verloop van term1 groter en dat is belangrijker.

Bovenstaande formule leidt tot:

$$\text{term2} = 1,7 \text{ tbod} - 5 \text{ tbod} \cdot \text{xb} + 694 \text{xb} - 341,9$$

zodat geldt:

blok XV: voor de temperatuur van de bodem:

$$\text{tbod} = 1551,2 / \left(7,45 - \log(\text{xb} \cdot (1,7\text{tbod} - 5\text{tbod} \cdot \text{xb} + 694\text{xb} - 341,9) + P_{\text{sch}}) \right) - 179,1$$

Dit is eveneens een recurrente betrekking. Op dezelfde wijze als onder blok XIV werd hier de ingevoerde dynamika empirisch bepaald. Met een startwaarde van tbod van 165% van de evenwichtswaarde bleek deze variabele zijn evenwichtswaarde na 1 simulatieslag tot 0,02% benaderd te hebben.

blok XVI: maakt gebruik zowel van de scheidingsvergelijking alsook van de over-all massabalans voor de lichte component. In 2.3. is gesteld dat:

$$\frac{\text{xd}(1-\text{xb})}{\text{xb}(1-\text{xd})} = s = a + b \cdot \frac{\text{vtop}}{\text{fv}} \quad \text{en} \quad \text{xf} \cdot \text{fv} = \text{xb} \cdot b + \text{xd} \cdot d$$

Gebruik makend van de totale massabalans: $\text{fv} = b + d$ en $d = \text{vtop} - \text{lext}$ komen we tot 2 vergelijkingen met 2 onbekenden xb en xd:

$$\begin{aligned} \text{xf} \cdot \text{fv} &= \text{xb} \cdot (\text{fv} - \text{vtop} + \text{lext}) + \text{xd} \cdot (\text{vtop} - \text{lext}) \quad \text{en} \\ \text{xd} &= s \cdot \text{xb} / (1 - \text{xb} + s \cdot \text{xb}) \end{aligned}$$

Dit leidt tot:

$$(\text{xb})^2 \cdot (s \cdot \text{fv} - s \cdot \text{vtop} + s \cdot \text{lext} - \text{fv} + \text{vtop} - \text{lext}) + \text{xb} \cdot (s \cdot (\text{vtop} - \text{lext}) + (1-s) \cdot \text{xf} \cdot \text{fv} + \text{fv} - \text{vtop} + \text{lext}) - \text{xf} \cdot \text{fv} = 0$$

Stel hulpeen = $\text{fv} - \text{vtop} + \text{lext}$

$$\text{hulptwee} = (s-1) \cdot \text{hulpeen}$$

dan is die wortel van xb de goede oplossing die tussen 0 en 1 ligt, volgens:

$$\text{xb}_{1,2} = \frac{-(s \cdot (\text{vtop} - \text{lext}) + (1-s) \cdot \text{xf} \cdot \text{fv} + \text{hulpeen}) \pm \sqrt{(\dots)^2 + 4\text{xf} \cdot \text{fv} \cdot \text{hulptwee}}}{2 \cdot \text{hulptwee}}$$

Zoals zal blijken in 5.2., wordt van die berekeningswijze van xd gebruik gemaakt die wederom uitgaat van de 2 vergelijkingen met 2 onbekenden.

Xd zal niet rechtstreeks uit de berekende waarde van xb bepaald worden.

Op dezelfde wijze als voor xb kan dan een vierkantsvergelijking opgesteld worden, waarvoor dan geldt als hulpdrie = $(s-1) \cdot (\text{vtop} - \text{lext})$:

$$\text{xd}_{1,2} = \frac{\text{hulpeen} + (s-1) \cdot \text{xf} \cdot \text{fv} + s \cdot (\text{vtop} - \text{lext}) \pm \sqrt{(\dots)^2 - 4s \cdot \text{xf} \cdot \text{fv} \cdot \text{hulpdrie}}}{2 \cdot \text{hulpdrie}}$$

Volgens blok IX geldt tevens: $\text{vtop} = \text{vreb} - \text{lsup}$

In 2.3. is reeds gesteld dat de constanten a en b o.a. worden bepaald door de waarde van de topdruk. Gegevens uit lit.5 tonen aan dat het mogelijk is die relatie tussen topdruk en de constanten a en b kwantitatief te bepalen. Het besturingsmodel is namelijk geldig voor een topdruk van 45 mm hg. Met een technologisch model (lit.6) is via plaat-voorplaat berekeningen de relatie vastgelegd tussen soortgelijke constanten a' en b' en de topdruk bij 30, 45 en 60 mm hg. Via berekeningen is het mogelijk deze relatie in verband te brengen met de constanten a en b van het statische besturingsmodel.

In bijlage II zijn de vergelijkingen die betrekking hebben op het statische model samengevat.

Het in voorgaande gegeven stelsel van vergelijkingen kan getoetst worden aan de principebeschouwing van 2.2. met betrekking tot de vrijheidsgraden. In overeenstemming met die beschouwing moet blok I en II dan geschreven worden overeenkomstig figuur 14:

$$w = v_{reb} \cdot hv-anol$$

$$k = c_{apta} \cdot v_{top} \cdot (t_{top} - t_1) + hv-anon \cdot v_{top}$$

Het stelsel bestaat dan uit 20 vergelijkingen met als variabelen:

v_{reb} , $hv-anol$, w , t_{bod} , v_{top} , t_{top} , t_1 , $hv-anon$, k , $deltap$, pf , $ptop$, $psch$, l_{sup} , l_{ext} , l_{intsch} , $l_{intschtot}$, fv , $nacc$, d , nbr , b , t_{15} , xd , tf , xf , xb , s .

Totaal 28 variabelen, hetgeen betekent 8 vrijheidsgraden wat overeenkomt met het gestelde in 2.2. en de vooronderstelling betreffende tf in 4.1.:

6 vrijheidsgraden + 2 vrij te kiezen nivo's in de beide reservoirs.

5.2. HET DYNAMISCH MODEL.

Zoals reeds in 5. is gesteld, bestaat het dynamisch model uit het statische model waaraan dynamische gedeelten zijn toegevoegd die verantwoordelijk zijn voor de manier waarop de variabelen naar de voor die simulatieslag geldende eindwaarde toegaan.

Analoog aan de methode van van der Grinten (lit.12), wordt getracht te komen tot dynamische gedeelten die bestaan uit eerste orde processen eventueel met looptijd. De eerste orde processen, door een over-all tijdconstanten en een over-all looptijd gekenmerkt, worden afgeleid door de destillatiekolom te beschouwen als een serieschakeling van separatoren, de schotels; op deze schotels hebben we te maken met de volgende, eveneens eerste orde processen (lit.12):

1- De overdracht van de vloeistof van de ene schotel op de andere is een eerste orde proces met als tijdconstanten t_1 . Deze tijdconstante is in deze opzet constant verondersteld: $t_1=10$ sec.

Voor de versterkingsfaktor geldt $K \approx 1$.

2- De overdracht van de damp van de ene schotel op de andere kan eveneens door een eerste orde proces worden gekenmerkt met een tijdconstanten $t_v= 2$ sec.. Voor de versterkingsfaktor geldt eveneens $K \approx 1$.

3- Voor de concentratie-overdracht wordt een eerste orde proces genomen met de volledige verblijftijd als tijdconstanten t_x : het quotiënt van de totale hoeveelheid vloeistof op een schotel en de belasting. Ook hier zal voor de versterkingsfaktor gelden $K \approx 1$.

Om de over-all tijdconstante en looptijd te bepalen gaan we dus uit van een serieschakeling van schotels waarop de genoemde 3 eerste orde processen te onderkennen zijn.

Zoals in figuur 10 te zien is, zijn, behalve de 3 processen, ook nog overdrachten van vloeistof- en dampbelastingen naar de contraties van de naburige schotels te onderscheiden; deze overdrachten zijn in de figuur met gestippelde lijnen aangegeven. Ze hebben een versterkingsfaktor die kleiner dan 1 is, en zijn traag van karakter (lit.12).

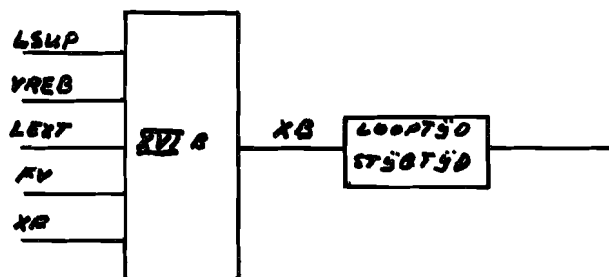
In figuur 14 is het statisch model in schema gebracht. Daarin zijn 17 blokken te onderscheiden. Achter ieder blok dat de statika aangeeft, komt in principe nog een blok dat de dynamika beschrijft op een wijze zoals in het begin van dit hoofdstuk is aangegeven.

Voor de berekening van een over-all tijdconstanten en een over-all looptijd, kan aan de hand van figuur 10 bepaald worden of we te maken hebben met een serieschakeling van vloeistofoverdrachten (bv. $\frac{\Delta \text{lint op schotel 1}}{\Delta \text{lext}}$, achter blok VII), of met een serieschakeling van dampoverdrachten (bv. $\frac{\Delta \text{vtop}}{\Delta \text{vreb}}$, achter blok IX), of met een parallelschakeling van vloeistof- en concentratieoverdrachten (bv. $\frac{\Delta \text{xb}}{\Delta \text{lext}}$, achter blok XVIB), etc..

Die parallelschakeling is aan de hand van figuur 10 als volgt te bezien: een verandering van de externe refluxstroom lext zal een verandering van de interne refluxstroom, lint , van de bovenste schotel tot gewijg hebben. Deze vloeistofstroomverandering kan zich door de kolom voortplanten tot schotel 1 om vervolgens te resulteren in een verandering van de concentratie xb . Aangezien deze verandering zich voortplant via de vloeistofstroom waarvan de overdrachtstijdconstanten $t_1=10$ sec. bedraagt, zal deze responsie van xb de snelste route zijn, sneller dan de zeer trage weg (zelfs de traagste): de verandering van de interne refluxstroom van schotel 62 zal

een verandering van de vloeistofconcentratie x van schotel 61 tot gevolg hebben die zich via de concentratieoverdrachten met tijdsconstanten $t_x=100$ sec. voortplant tot de bodem van de kolom en daar resulteert in een verandering van de concentratie van het bodemprodukt x_b . Zie figuur 10. Hiermee zijn voor deze parallelschakeling de snelste- en de langzaamste route getraceerd. Elke andere route bv. van de verandering van de refluxstroom l_{ext} die zich als interne refluxstroom voortplant tot schotel 40 en die vervolgens een verandering van de concentratie van schotel 39 veroorzaakt, welke zich tot de bodem voortplant, heeft een responsiesnelheid die tussen de snelheid van de beide aangegeven routes inligt. Deze bepaling van de snelste en de langzaamste route is essentieel bij de benadering van zo'n parallelschakeling door een eerste orde proces met looptijd zoals later zal volgen.

Overeenkomstig het in het begin van dit hoofdstuk geformuleerde uitgangspunt dat na de statika de dynamika, bestaande uit een eerste orde proces met looptijd, doorlopen wordt, volgt uit figuur 14 dat maximaal 17 stijgtijden en looptijden berekend moeten worden. In 5. werd echter tevens gesteld dat het voor het verloop in de tijd van de uitgangsvariabele geen verschil maakt als de volgorde statika-dynamika omgekeerd wordt mits de statika lineair is. Deze eigenschap kan nuttig zijn als het blok dat de statika beschrijft meerdere inputs heeft die ten aanzien van de output verschillende dynamische karakteristieken hebben. Op de in figuur 12 aangegeven wijze kunnen, zoals besproken is, deze verschillen in dynamische karakteristiek verwerkt worden. Na de eerste simulatieresultaten bleek ook voor de niet-lineaire blokken XVI a en b de volgorde statika-dynamika niet te voldoen: want hierdoor was slechts één looptijd en één stijgtijd voor de dynamische karakteristiek van de concentratie van het bodemprodukt x_b en voor die van de concentratie van het topprodukt x_d mogelijk. Zie figuur 15. Dit betekende dat veranderingen in v_{reb} , in l_{ext} of f_v of de voedingsconcentratie x_f resulteerden in veranderingen van bv. de concentratie van het bodemprodukt x_b volgens een en hetzelfde dynamische verloop.



figuur 15: volgorde statika-dynamika voor blok XVI.

Dit is niet realistisch. Een verandering van de externe refluxstroom (top van de kolom) zal een ander dynamisch verloop van x_b te zien geven dan een verandering in de reboilerdampstroom (bodem van de kolom). Vandaar dat ook voor de niet-lineaire blokken XVI a en b (zie figuur 14) de volgorde van statika en dynamika omgekeerd is met het doel de verschillende dynamische karakteristieken van de inputs in de outputs tot uitdrukking te laten komen. Vandaar ook dat x_d niet uit x_b berekend wordt, wat statisch gezien mogelijk is, zoals in 5.1. blijkt, maar op eenzelfde wijze als x_b berekend wordt nl. uit de voor blok XVI geldende inputgrootheden.

In figuur 16 is het dynamisch model in schema gebracht. In blok XVI A en B wordt nogmaals (zie blok IX) de vergelijking $v_{top} = v_{reb} - l_{sup}$ verwerkt zoals aangekondigd in 5.1. onder blok XVI. Ook dit gebeurt om de verschillen in dynamika van v_{reb} en l_{sup} tot uitdrukking te laten komen.

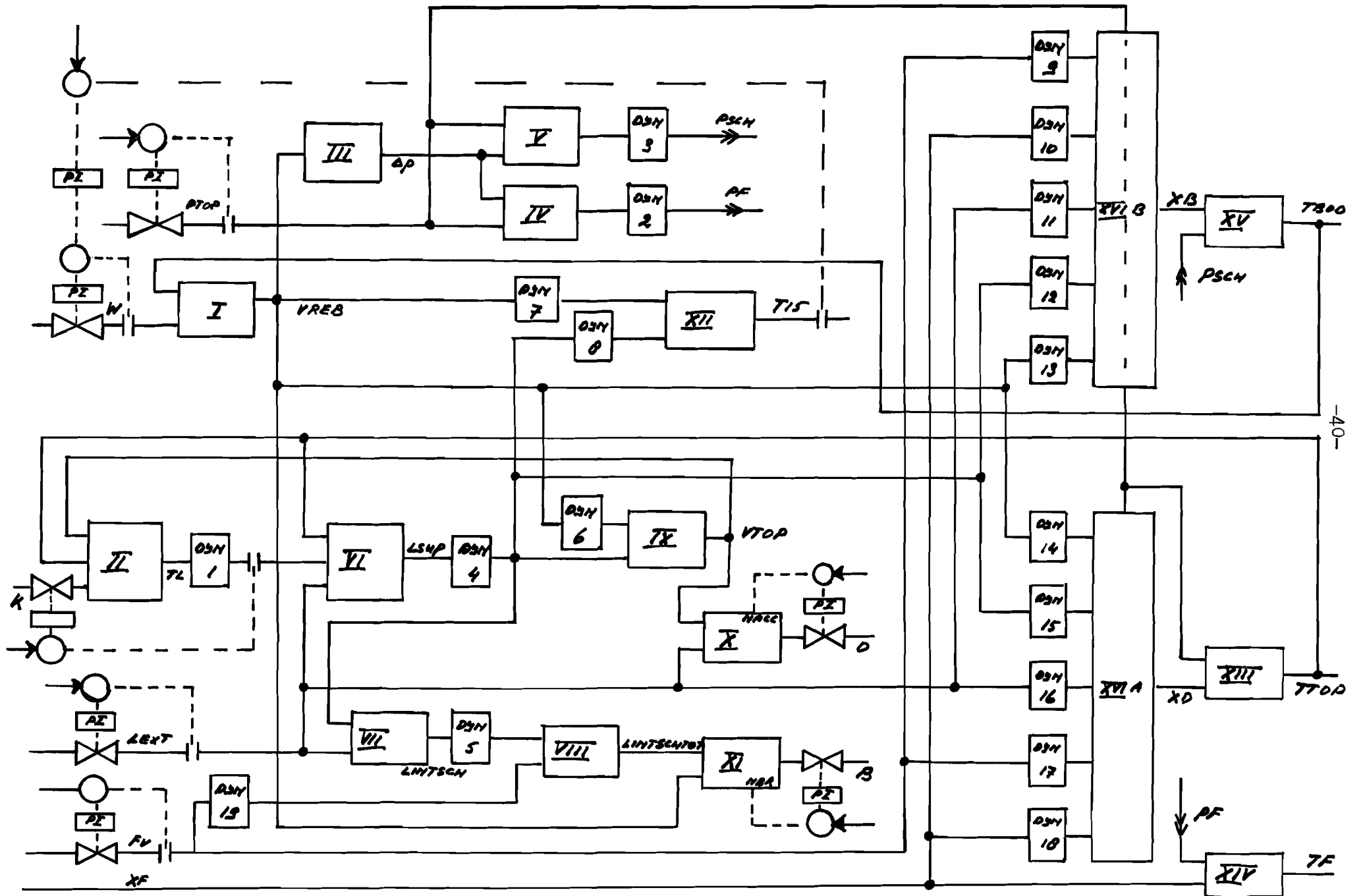
In 5. werd tevens als uitgangspunt genomen te komen tot dynamische gedeelten die bestaan uit eerste orde processen eventueel met looptijd. De overdrachten die uit serie- of parallelschakelingen van eerste orde processen bestaan, zijn zelf geen eerste orde processen. Deze overdrachten dienen overeenkomstig het uitgangspunt door eerste orde processen met looptijd benaderd te worden. Daarvoor is het onderscheid in serie- en parallelschakeling nuttig, zoals in 5.2.1. en 5.2.2. zal blijken.

5.2.1. DE BENADERING VAN EEN SERIESCHAKELING VAN EERSTE ORDE PROCESSEN DOOR EEN EERSTE ORDE PROCES MET LOOPTIJD.

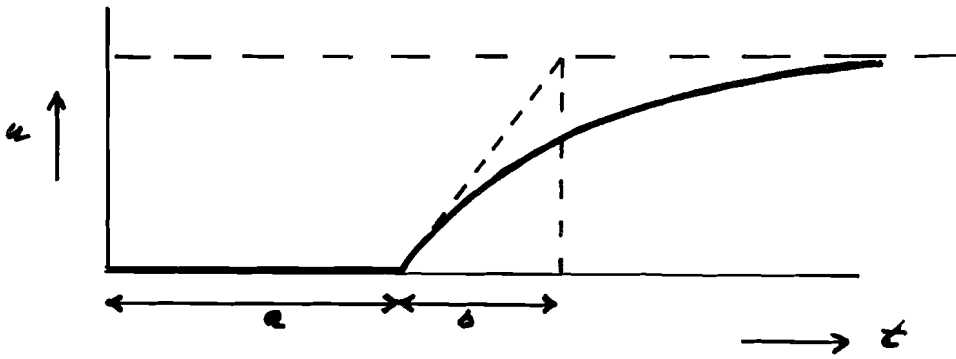
Uit een serieschakeling van n eerste orde processen ontstaat een n -de orde overdrachtsverhouding. Om deze overdracht te benaderen in een eerste orde proces met looptijd, zijn twee methoden bekeken en vergeleken:

methode1: (lit.8) deze methode geeft via gedefiniëerde grootheden en een mathematische berekening een wijze van benaderen die leidt tot een algemeen en eenvoudig voorschrift dat, zoals zal blijken, een "goede" benadering vormt voor de n -de orde overdracht door een eerste orde overdracht. Voorwaarde is dat de stapresponsie van de te benaderen overdracht monotoon van karakter is.

De stapresponsie van een eerste orde proces met looptijd is gekenmerkt door een looptijd a en een stijgtijd b . Zie figuur 17. Als aan genomen wordt dat $u(t)$ de stapresponsie van een eerste orde proces is en $u'(t) = \frac{du}{dt}$ dan kunnen de volgende grootheden gedefinieerd worden:



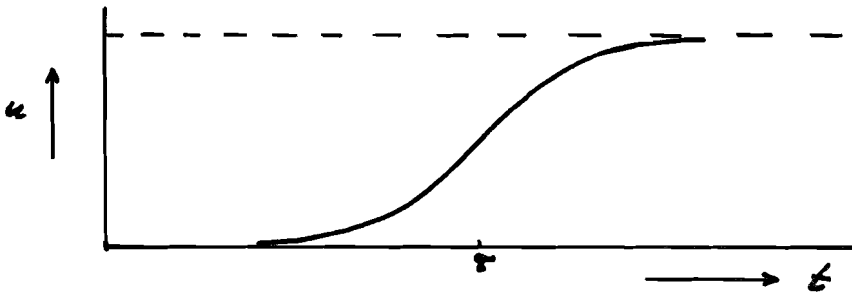
figuur 16 : het dynamisch model.



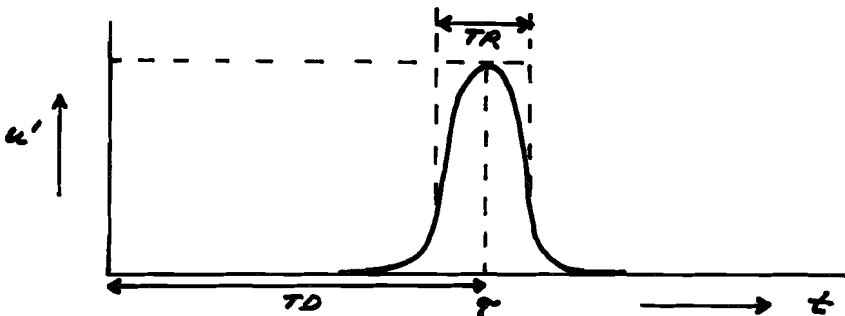
figuur 17: eerste orde proces met stijgtijd b en looptijd a.

de delaytime $TD = \frac{\int_0^{\infty} t u'(t) dt}{\int_0^{\infty} u'(t) dt}$ en de risetime $TR = \left[\frac{2\pi \int_0^{\infty} (t-TD)^2 u'(t) dt}{\int_0^{\infty} u'(t) dt} \right]^{\frac{1}{2}}$
 $= \left[\frac{2\pi \left(\int_0^{\infty} t^2 u'(t) dt - TD^2 \int_0^{\infty} u'(t) dt \right)}{\int_0^{\infty} u'(t) dt} \right]^{\frac{1}{2}}$

Om de definities van TD en TR wat inzichtelijker te maken wordt uitgegaan van een serieschakeling van n identieke eerste orde processen met versterkingsfaktor K=1. De stapresponsie u(t) en u'(t) zal globaal zo verlopen als in figuur 18 en 19 is aangegeven.



figuur 18 : stapresponsie u(t) van een serieschakeling van n eerste orde processen.



figuur 19 : u'(t) van de serieschakeling.

Uit figuur 19 blijkt voor TD en TR wat ook uit de definities volgt: er is een duidelijke analogie met de definities van verwachtingswaarde en standaarddeviatie uit de statistiek. Het verschil tussen de volgens methode 1 benaderde stapresponsie en de echte stapresponsie is als het verschil tussen 2 verdelingsfuncties met dezelfde verwachtingswaarde en standaarddeviatie. De term $\int_0^{\infty} u'(t) dt$ is een normering van de uitdrukking in de teller.

Voor verdere achtergronden van deze benadering wordt verwezen naar lit.8. De grootheden TD en TR hebben de eigenschap dat voor een serieschakeling van n eerste orde processen geldt:

$$\text{TD-totaal} = \sum_1^n \text{TD}_n \quad \text{en} \quad \text{TR-totaal} = \sqrt{\sum_1^n (\text{TR}_n)^2}$$

Voor een proces met looptijd a en eerste orde stijgtijd b geldt:

$$\text{TD} = a + b \quad \text{en} \quad \text{TR} = 2,51 b$$

Nu kan een serieschakeling van n eerste orde processen met looptijden als volgt benaderd worden door één eerste orde proces met looptijd:

- 1- bepaal van één eerste orde proces TD en TR.
- 2- bepaal van de serieschakeling TD-totaal en TR-totaal.
- 3- definiëer een nieuw eerste orde proces dat de benadering van de serieschakeling moet vormen: looptijd = c en stijgtijd = d, zodat

$$\text{TD-nieuw} = c + d \quad \text{en} \quad \text{TR-nieuw} = 2,51 d$$

- 4- voor de benadering geldt dan:

$$c + d = \text{TD-totaal} (= \text{TD-nieuw})$$

$$2,51 d = \text{TR-totaal} (= \text{TR-nieuw})$$

Hiermee is de benadering bepaald.

Methode 2: (lit.12) Deze methode is meer een globale vuistregel waar geen "hard" criterium aan ten grondslag ligt. Evenzo ontbreken aanduidingen voor algemene geldigheid. In de genoemde lit.12 wordt de vuistregel toegepast voor de benadering van serie- en parallelprocessen in een destillatiekolom. De regel luidt als volgt:

Een serieschakeling van n eerste orde processen met tijdconstante τ_1 kan benaderd worden door een eerste orde proces waarvan de looptijd $n \cdot \tau_1$ bedraagt terwijl voor de stijgtijd eveneens $n \cdot \tau_1$ geldt.

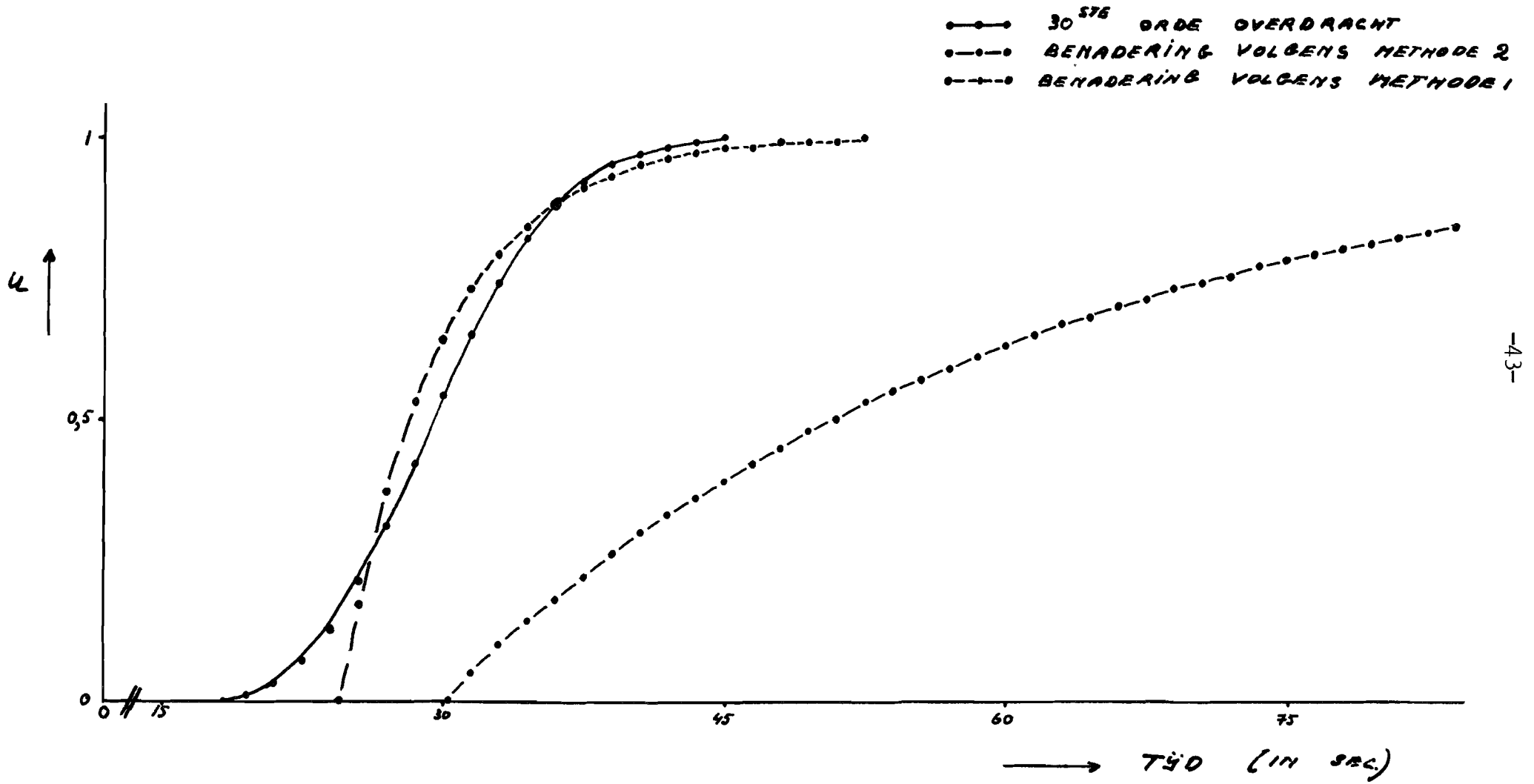
$$\text{Dus} \quad c = n \cdot \tau_1 \quad \text{en} \quad d = n \cdot \tau_1$$

In figuur 20 en 21 is een vergelijking in grafiek gebracht tussen stapresponsies van:

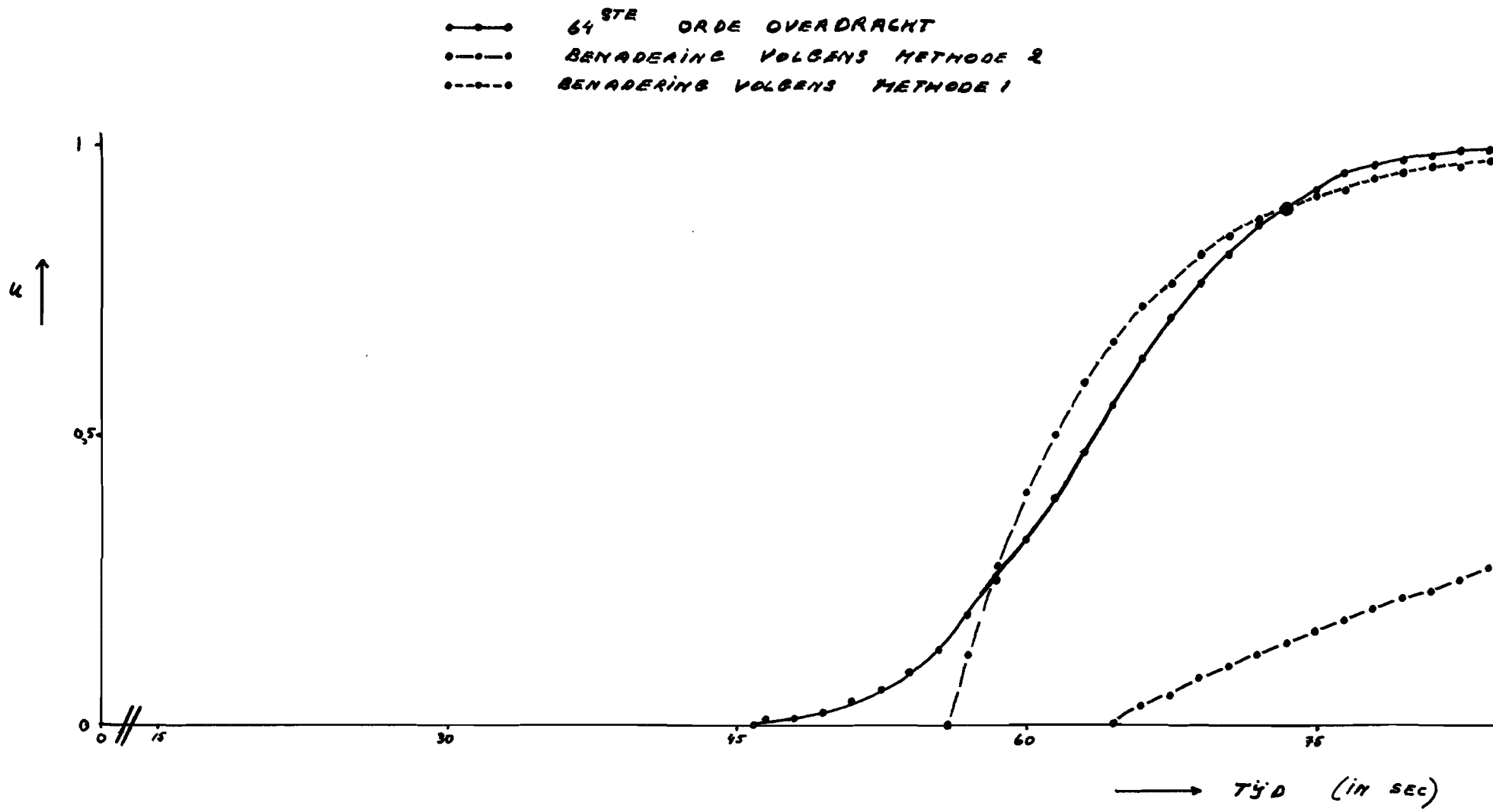
- 1- een serieschakeling van n eerste orde processen met stijgtijd $\tau=1$.
- 2- de benadering daarvan volgens methode 1.
- 3- de benadering daarvan volgens methode 2.

De waarde van n is achtereenvolgens $n=30$ en $n=64$.

Het blijkt dat naarmate n groter wordt, de methode 2 een slechtere benadering wordt, terwijl methode 1 nauwelijks gevoelig is voor vergroting van n en bovendien een veel betere benadering voor de serieschakeling geeft dan methode 2. Vandaar dat besloten werd om daar waar het om benadering van serieschakelingen ging, methode 1 te hanteren.



figuur 20 : vergelijking van 2 benaderingsmethoden voor een serieschakeling van 30 eerste orde processen.

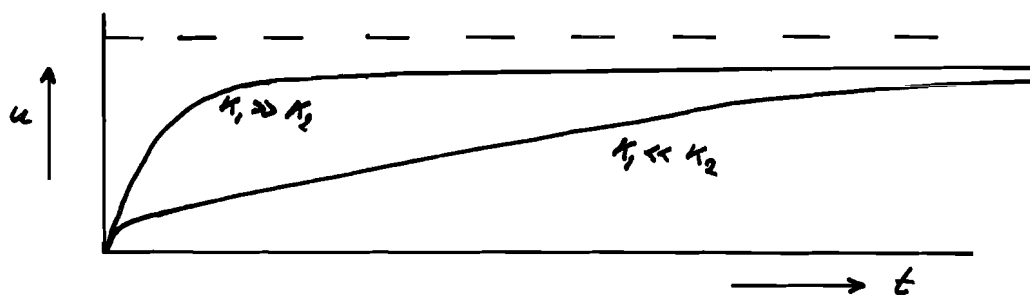


figuur 21 : vergelijking van 2 benaderingsmethoden voor een serieschakeling
 van 64 eerste orde processen.

5.2.2. DE BENADERING VAN EEN PARALLELSCHAKELING VAN EERSTE ORDE PROCESSEN DOOR EEN EERSTE ORDE PROCES MET LOOPTIJD.

Het kenmerkende probleem voor de benadering van een parallelschakeling is dat men bekend moet zijn met de versterkingsfactoren die voor de verschillende takken van de parallelschakeling gelden. Immers de versterkingsfactor van een tak van een parallelschakeling bepaalt de bijdrage van die tak tot bv. de stapresponsie van zo'n parallelschakeling. In figuur 22 zijn twee stapresponsies van een parallelschakeling met twee takken geschetst, met elk een eerste orde proces zó dat $\tau_1 \ll \tau_2$ is.

Voor de ene responsie geldt voor de versterkingsfactoren $K_1 \ll K_2$ terwijl voor de andere geldt dat $K_1 \gg K_2$ is. Steeds geldt dat $K_1 + K_2 = C$. De figuur illustreert dat kennis van de grootte van de versterkingsfactoren van de takken van een parallelschakeling essentieel is als men die schakeling wil benaderen.



figuur 22 : stapresponsies van 2 parallelschakelingen.

De opzet van het over-all model is er juist op gericht dat de processen die op elke schotel plaats vinden, niet doorgerekend behoeven te worden; hierdoor zijn de (variabele) versterkingsfactoren van de belasting-naar-concentratie overdrachten van de verschillende schotels niet bekend; hiermee komt de zwakke zijde van deze opzet aan het licht als het gaat om de benadering van parallelschakelingen.

Uiteraard bestaat er geen methode voor de benadering van een dergelijke schakeling op basis van een "hard" criterium bij onbekendheid met de versterkingsfactoren van de takken van die parallelschakeling.

Methode 2 genoemd in 5.2.1. biedt een onzeker aanknopingspunt; deze methode wordt echter in precies eenzelfde situatie gebruikt: (lit.12)

Door bepaling van de snelste en de langzaamste route zoals aangegeven in 5.2. aan de hand van figuur 10 kan een looptijd en een stijgtijd afgeleid worden. Voor bv. de overdracht $\frac{\Delta x_b}{\Delta l_{ext}}$ geldt dan:

de snelste route via de vloeistofoverdrachten:

$$\text{looptijd} \quad n \cdot \tau_1 = 62 \cdot 10 = 620 \text{ sec.}$$

de langzaamste route via de concentratieoverdrachten:

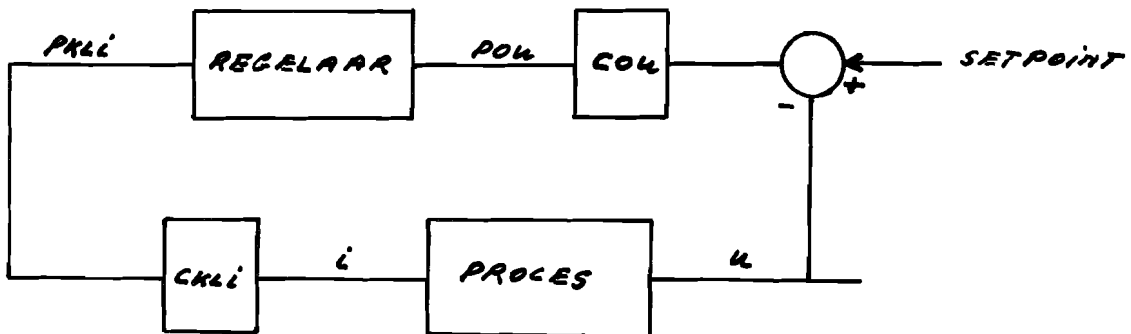
$$\text{stijgtijd} \quad n \cdot \tau_x = 62 \cdot 100 = 6200 \text{ sec.}$$

In bijlage III zijn de loop- en stijgtijden van de eerste orde overdrachten op basis van figuur 10 en 16 berekend op de beschreven wijzen die geschikt zijn voor de benadering van parallelschakelingen en serieschakelingen.

5.2.3. DE REGELAARS.

In figuur 16 zijn ook de 7 regelkringen aangegeven. De regelaars zijn alle van het type PI (lit.27). Voor de overdrachtsfunctie van deze regelaars geldt: $R(s) = K \cdot (1 + \frac{1}{s\tau_i})$ met K als versterkingsfaktor en τ_i als integratietijd.

De regelaars die bij de hydranondestillatie gebruikt worden, zijn pneumatisch. De inputs en de outputs van deze regelaars zijn dan ook druksignalen (0-15psi). Hiervan worden de regelaaroutputs op het operatorpaneel getoond. In de simulatie moet daarom de procesoutput, na vergelijking met een ingestelde gewenste waarde, omgezet worden in een druksignaal (pou) dat de regelaar ingaat. De regelaaroutput (pkli) zet in werkelijkheid een klep in werking die de procesinput (i) reguleert. In de simulatie is het verband tussen regelaaroutput en procesinput, de klepkarakteristiek, lineair verondersteld. In figuur 23 zijn deze omzettingen in schema gebracht.



$$\text{met } i = ckli \cdot pkli \quad \text{en} \quad pou = cou \cdot (spu - u)$$

figuur 23 : een pneumatische regelaar.

In lit.27 zijn de waarden van de versterkingsfactoren en integratietijden van de regelaars weergegeven zoals die voor de betreffende anol/anon destillatiekolom van de D.S.M. berekend zijn. Tevens zijn de waarden vermeld die in werkelijkheid ingesteld zijn op de regelaars. Over het alge-

meen liggen de berekende en de ingestelde waarden in dezelfde grootte orde. In bijlage IV blz.10 zijn de gebruikte waarde van de versterkingsfactoren en integratietijden alsook de waarden van de overdrachtsconstanten c_{ou} en c_{kli} weergegeven waarbij uitgegaan is van de in lit.27 genoemde waarden van de regelaarinstellingen. In bijlage IV blz. 1 tm. blz. 5 is tevens een lijst opgenomen ter verklaring van de symbolen die in de simulatie gebruikt zijn.

Zoals in 6. zal blijken vereist de discretisering van de regelaars extra voorzieningen om een korrekte werking te verkrijgen.

6. SIMULATIE OP DE BURROUGH B6700

Het ontwikkelde procesmodel is in de algol-60 variant beaethe op de burrough b 6700 van het rekencentrum der t.h.e. geïmplementeerd. Deze taal was te prefereren boven een simulatietaal als csmp omdat algol-60 zich gemakkelijker leent voor vertaling in de assemblertaal van de pdp 11/40 dan het op voorhand minder inzichtelijker csmp. Bovendien gold zowel voor de ontwerper van het procesmodel als voor degene die de simulatie op de pdp 11 gaat implementeren dat ze wel ervaring hadden met algol-60 en niet met csmp.

Het gebruikte eerste orde proces voor de dynamika alsook de regelaar moesten daarom beschreven worden in differentievergelijkingen. Voor de algemene differentiaalvergelijking van de eerste orde geldt:

$$\tau \cdot \frac{du}{dt} + u = s(t)$$

dit geeft: $\tau \cdot \frac{u_n - u_{n-1}}{t} + u_{n-1} = s_n$

zodat $u_n = \left(1 - \frac{\Delta t}{\tau}\right) \cdot u_{n-1} + \frac{\Delta t}{\tau} \cdot s_n$

Voor een PI- regelaar geldt: $\frac{v_{uit}}{v_{in}} = K + \frac{K}{s \cdot \tau_i}$

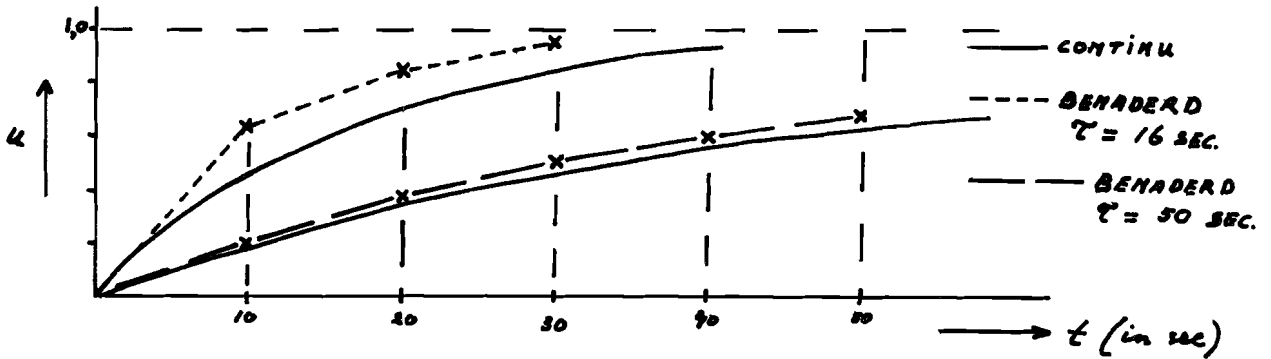
oftewel in het tijddomein: $v_{uit}(t) = v_{uit}(0) + K \cdot v_{in} + \frac{K}{\tau_i} \cdot \int_0^t v_{in} dt$

dit leidt tot: $v_{uitn} = v_{uitn-1} + K \cdot (v_{in_n} - v_{in_{n-1}}) + K \cdot \frac{\Delta t}{\tau_i} \cdot v_{in_{n-1}}$

De discretisering is nauwkeuriger naarmate τ groter is dan Δt . Een andere methode van benaderen die overigens niet gehanteerd wordt, is het toepassen van de theorie van samplers en pulsformers (lit.4).

Rekening houdend met de constatering omtrent de nauwkeurigheid van de discretisering is gekozen voor $t = 10$ sec.. Zoals blijkt uit de lijst van tijdconstanten van bijlage III, zijn alle tijdconstanten minimaal 5 maal groter dan Δt . Voor slechts één tijdconstante geldt dit niet, namelijk voor $\tau = 16$ sec. Deze uitzondering die een onnauwkeurigheid in het dynamisch gedrag veroorzaakt, is geaccepteerd. In figuur 24 is deze onnauwkeurigheid geïllustreerd door het weergegeven van de tijdsfunctie $u(t) = 1 - \exp\left(-\frac{t}{\tau}\right)$, de continue responsie, en de differentievergelijking $u_n = \left(1 - \frac{\Delta t}{\tau}\right) \cdot u_{n-1} + \frac{\Delta t}{\tau}$, de benaderde responsie, op een stap van 0 naar 1. Er geldt dat $K=1$ en $t=1$; er zijn responsies gemaakt voor $\tau=16$ sec en $\tau=50$ sec.

Uit de gehanteerde methode die aangeeft dat op grond van tijdens de voorgaande cyclus berekende waarden de nieuwe waarden berekend gaan worden, volgt dat voor de eerste simulatieslag een aantal beginvoorwaarden bekend moeten zijn. In bijlage IV blz.10 is de lijst van benodigde beginvoor-



figuur 24 : continue en benaderde stapresponsies.

waarden weergegeven. Voor de het programma gebruikte symbolen wordt naar dezelfde bijlage verwezen.

Als de PI-regelaar gediscrètiseerd wordt, geeft die regelaar aan de regelkring een karakteristiek die verschillend is van een continu werkende PI-regelaar, in het bijzonder als een proces zonder tijdconstante geregeld wordt. Een flowregeling zal besproken worden als vertegenwoordiger van dat type regelkring waarvan verondersteld wordt dat het te regelen proces (=flow) geen looptijd en geen stijgtijd heeft, d.w.z. dat de klep, de flowmeter alsook de flow zelf traagheidsloos reageren. Voor de versterkingsfactor K van het proces geldt uiteraard $K=1$; voor de in figuur 23 genoemde factoren $ckli$ en cou , die flowsignalen omzetten in druksignalen en omgekeerd, geldt $cou \cdot ckli = 1$, zodat voor een verdere beschouwing volstaan kan worden met de kring van figuur 23 zonder deze omzettingsfactoren. Bekijken we de stapresponsie van deze kring voor het geval van een continu en een discreet werkende regelaar. Op $t=0$ wordt de gewenste waarde van 0 naar 1 gezet.

Voor het continue geval geldt de responsie:

$$u(t) = 1 - \left(1 - \frac{\tau}{\tau_1}\right) \cdot \exp\left(-\frac{t}{\tau_1}\right) \quad \text{met} \quad \tau_1 = \frac{K+1}{K} \cdot \tau$$

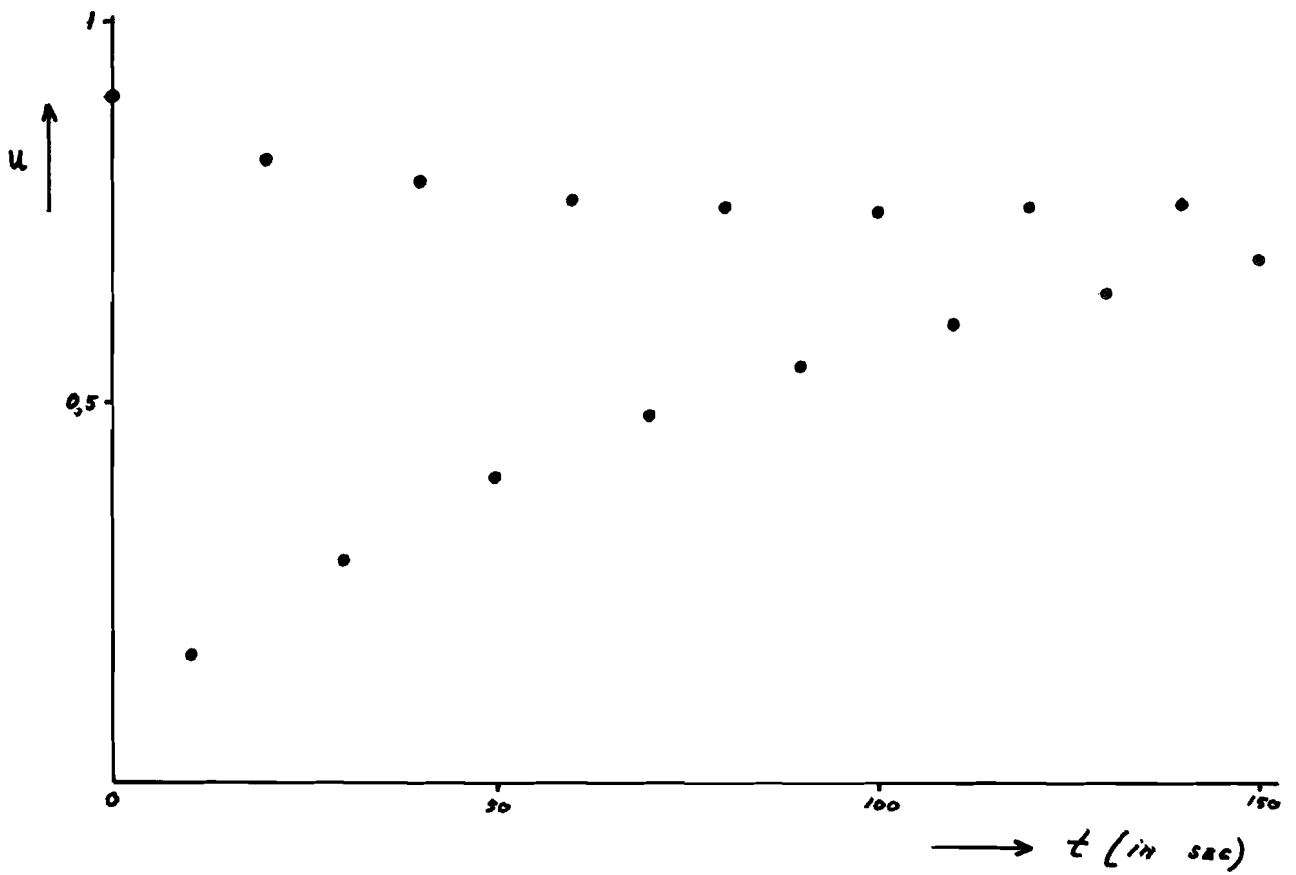
$$\text{dus } u(0) = \frac{K}{K+1}$$

Voor het discrete geval geldt volgens de uitdrukking aan het begin van dit hoofdstuk alsook figuur 23:

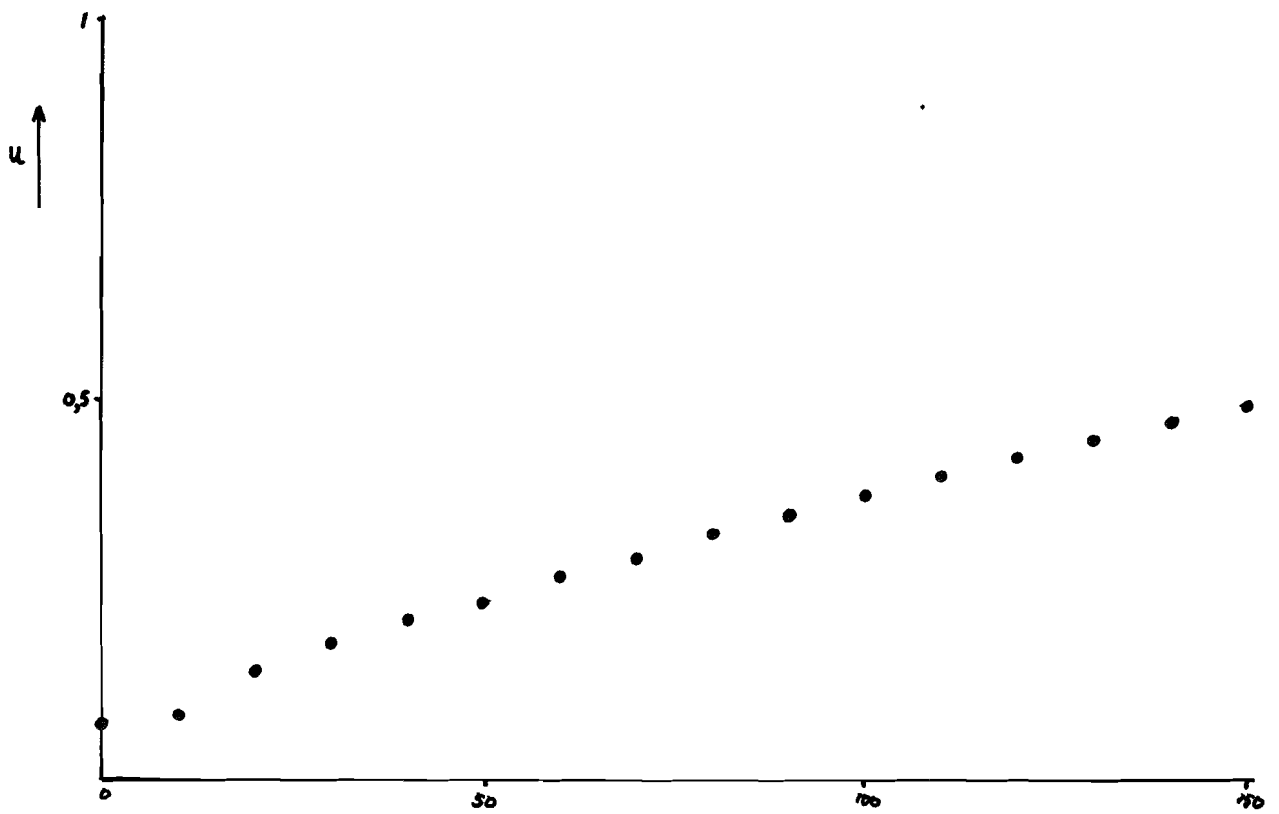
$$u_n = u_{n-1} + K \cdot (pou_n - pou_{n-1}) + K \cdot \frac{\Delta t}{\tau} \cdot pou_{n-1}$$

$$\text{dus } u_0 = K$$

Dit verschil wordt veroorzaakt door het feit dat tengevolge van de discretisering en het achtereenvolgens doorlopen van regelaar en proces, een looptijd ter grootte van Δt wordt ingevoerd. Deze looptijd heeft ook voor het verdere verloop gevolgen: de looptijd veroorzaakt een alternerend verloop van de responsie zoals aangegeven in figuur 25.



figuur 25 : responsie van een regelkring met gediscretiseerde regelaar



figuur 26 : responsie van een regelkring met gediscretiseerde regelaar met "korrektie"-manipulatie.

Er geldt dat $K_{reg} = 0,9$, $\tau_{reg} = 120\text{sec}$ en $\Delta t = 10\text{sec}$.

Dit verloop is vanzelfsprekend niet acceptabel. Om dit verloop te "korrigeren" en een meer vloeiend karakter te geven, is een manipulatie verricht die overigens meer gevolgen had dan op dat moment overzien werd. Zoals in het programma in bijlage IV te zien is, wordt iedere simulatieslag opnieuw getest of het setpoint veranderd wordt of niet. Als dit het geval is, dan wordt $pou_{n-1} = pou_n$ (poubew=pou) gemaakt voordat het eigenlijke regelaarsalgoritme wordt doorlopen. Daardoor wordt weliswaar het verloop van de responsie een meer vloeiend karakter gegeven. Zie figuur 26. Echter tevens wordt de waarde van $u_0 = K \cdot \frac{\Delta t}{T}$, zodat de startwaarde van u na setpointverandering een faktor $\frac{\Delta t}{T}$ kleiner wordt.

Wat betekent deze manipulatie nu voor de in de simulatie gebruikte flowregelingen?

In figuur 27 is een vergelijking gemaakt tussen de stappen op de gewenste waarde van de refluxregeling, van 17842 naar 17760 kg/h.:

1- uitgaande van de in de simulatie gebruikte discretisering.

$K_{reg} = 0,9$, $\tau_{reg} = 120\text{sec}$ en $\Delta t = 10\text{sec}$.

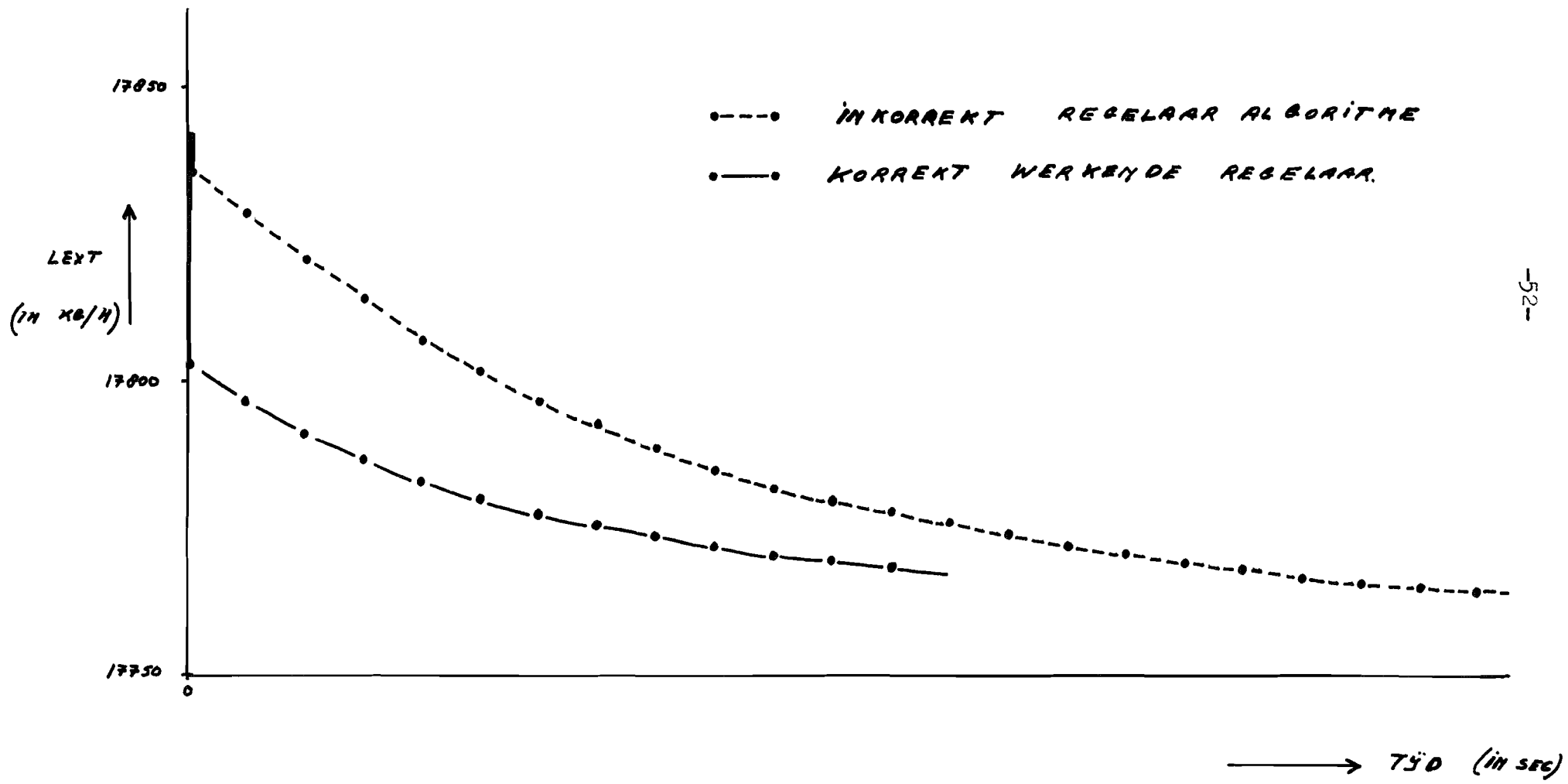
2- uitgaande van de continue vergelijking zoals hierboven beschreven met dezelfde waarden voor K en τ .

Het is duidelijk dat er een verschil is. In de grafieken 8 en 9 van 7.1. zullen de uiteindelijke invloeden van grotere verschillen in flowresponsies op de outputgrootheden, de concentraties van top- en bodemprodukt, te zien zijn. Deze grafieken worden in 7.1. besproken.

Tot zover is ingegaan op het verschil tussen continu en discreet werkende flowregeling; zoals hierboven is aangegeven, is deze laatste door een niet korrekte manipulatie trager gemaakt dan in werkelijkheid het geval is.

Als de regelaar echter een proces regelt dat wel een eerste of hogere orde overdracht bezit, dan zal door de traagheid van het proces de uitgangsvaariabele van het proces, afhankelijk van de grootte van de tijdconstante, minder snel veranderen zodat de verschillen tussen responsies bij discreet en continu werkende regelaars zullen afnemen. Immers de invloed van de looptijd, ingebracht door de discretisering, vermindert naarmate de tijdconstanten van het proces groter worden in verhouding tot de looptijd. Daarmee zal dan ook het alternerende verloop ten gevolge van de discretisering afnemen naarmate de tijdconstante groter wordt.

In de simulatie zijn in dit verband de refluxtemperatuurregeling en de regeling van de temperatuur van plaat 15 te noemen. De stapresponsies



figuur 27 : vergelijking van stapresponsies van discreet en continu werkende flowregelaar.

van deze regelingen zijn in grafiek 3 en 4 vastgelegd waarbij dezelfde inkorrekte manipulatie in de regelaarprocedure is opgenomen.

Ook deze grafieken worden in 7.1. besproken.

In bijlage IV is het gerealiseerde programma aan dit verslag toegevoegd inclusief een lijst van in het programma gebruikte symbolen. In het programma zijn noch de input noch de output statements verwerkt. Het eigenlijke programma d.w.z. zonder de deklaraties van de variabelen en procedures zou bij een real-time simulatie iedere 10 sec doorlopen worden.

Op de Burrough wordt het programma in 0,02 sec eenmaal doorlopen.

Het programma beschrijft het schema van figuur 16 in deze volgorde:

blok I, III, IV, V, II, VI, IX, X, VII, VIII, XI, XVI a en b,
XIII, XIV, XV, XII en vervolgens worden de regelaarsbe-
werkingen doorlopen.

7. EVALUATIE

In 5.2. is reeds verslag gedaan van de eerste simulatiepogingen die niet resulteerden in verschillen in dynamika die overeenkomstig de realiteit verwacht konden worden. Besproken werd het gevolg van veranderingen van v_{reb} , l_{ext} en f_v op het verloop in de tijd van de bodemconcentratie x_b ; dit verloop bleek te uniform te zijn voor de verschillende veranderingen. Daarom werd de dynamika vóór de statische blokken XVI a en b in plaats van achter deze blokken geplaatst, zoals is weergegeven in figuur 16. De statische gevoeligheid van het statische besturingsmodel werd van D.S.M. zijde als te groot en niet realistisch bestempeld, d.w.z. dat veranderingen van v_{reb} , l_{ext} etc. een verhoudingsgewijs te grote verandering van de concentraties x_b en x_d tot gevolg hadden. Deze statische gevoeligheid vindt zijn oorzaak in de waarden van de constanten van de vergelijkingen van 2.3. die het statische besturingsmodel beschrijven. Aangezien het statische besturingsmodel voor deze afstudeeropdracht als gegeven beschouwd kon worden, zijn de waarden van de genoemde constanten niet veranderd. Bovendien was het niet op voorhand duidelijk hoe groot de aanpassing moest zijn.

Bij het uittesten van de simulatie gaven twee regelkringen aanvankelijk aanleiding tot instabiliteiten:

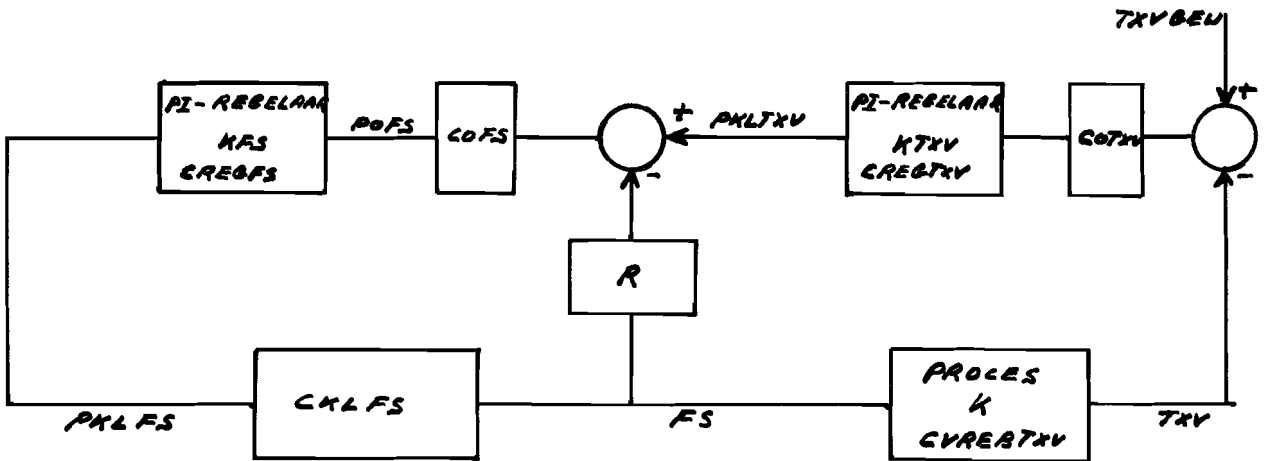
- De nivoregeling van het accumulatorvat bleek onder de aanname van een lineaire klepkarakteristiek moeilijk stabiel te krijgen. Aangezien deze instabiliteit in het geheel geen invloed had op het functioneren van de destillatiekolom, was het probleem eenvoudig op te lossen: verandering van de klepkarakteristiek van een lineaire in een logaritmische hief de instabiliteit op.

- De meester-slaaf regeling van de temperatuur van plaat 15 leverde meer problemen. Deze kring is dan ook volgens regeltechnische methoden geanalyseerd. Er speelde twee onzekere factoren een rol:

1- zoals hierboven reeds gemeld, de statische gevoeligheid van de relatie tussen de temperatuur van plaat 15 en de dampstroom in de top van de kolom was te groot.

2- het gebrek aan exaktheid van methode 2 om de dynamika van parallelprocessen onder te brengen in een over-all tijdconstante van een eerste orde proces met looptijd, geeft twijfels over de juistheid van de waarde van de tijdconstante van de overdracht $\frac{\Delta t_{15}}{\Delta v_{reb}} = 1500 \text{sec.}$

Deze twijfels werden van d.s.m. zijde bevestigd en versterkt. Om meer duidelijkheid te krijgen in de relatie tussen statische versterking en genoemde over-all tijdconstante van $\frac{\Delta t_{15}}{\Delta v_{reb}}$, werd de kring in figuur 28 vastgelegd en op stabiliteit onderzocht met behulp van het Hurwitzcriterium uitgaande van de gerealiseerde regelaarsinstellingen zoals die in lit.27 opgegeven werd. Voor numerieke gegevens en verklaring der symbolen zie bijlage III en IV.



figuur 28 : de regelkring van $\frac{\Delta t_{15}}{\Delta t_{15gew}}$.

Voor het proces is een eerste orde overdracht met tijdconstante τ en versterkingsfactor K. Deze versterkingsfactor is berekend door de versterkingsfactoren te bepalen van:

$$\frac{\Delta v_{reb}}{\Delta f_s} : 4,03 ; \quad \frac{\Delta v_{top}}{\Delta v_{reb}} : 0,931 ; \quad \frac{\Delta t_{15}}{\Delta v_{top}} : 0,001395 ;$$

zodat voor $\frac{\Delta t_{15}}{\Delta f_s} : K = 0,00562$

Als voor de PI-regelaar1 geldt $k_1 + k_2 \cdot \frac{1}{p}$

en voor de PI-regelaar2 $k_3 + k_4 \cdot \frac{1}{p}$

en voor $r = 0,001368$

dan volgt:

$$\frac{\Delta t_{15}}{\Delta t_{15gew}} = \frac{cklfs \cdot cofs \cdot cotxv \cdot K \cdot (k_3 + k_4 \cdot \frac{1}{p}) \cdot (k_1 + k_2 \cdot \frac{1}{p})}{1 + p \cdot \tau + r \cdot (cklfs \cdot cofs \cdot (k_3 + k_4 \cdot \frac{1}{p})) + p \cdot \tau \cdot r \cdot cklfs \cdot cofs \cdot (k_3 + k_4 \cdot \frac{1}{p}) + K \cdot cklfs \cdot cofs \cdot cotxv \cdot (k_3 + k_4 \cdot \frac{1}{p}) \cdot (k_1 + k_2 \cdot \frac{1}{p})}$$

zodat:

$$\frac{\Delta t_{15}}{\Delta t_{15gew}} = \frac{cklfs \cdot cofs \cdot cotxv \cdot K \cdot (k_3 \cdot p + k_4) \cdot (k_1 \cdot p + k_2)}{p^3 \cdot (\tau + r \cdot \tau \cdot cofs \cdot k_3) + p^2 \cdot (1 + r \cdot cklfs \cdot cofs \cdot (k_3 + \tau \cdot k_4) + cklfs \cdot cofs \cdot K \cdot cotxv \cdot k_1 \cdot k_3) + p \cdot (r \cdot k_4 \cdot cofs \cdot cklfs + cklfs \cdot cofs \cdot K \cdot cotxv \cdot (k_2 \cdot k_3 + k_1 \cdot k_4)) + K \cdot cklfs \cdot cofs \cdot cotxv \cdot k_2 \cdot k_4}$$

Als we stellen dat de noemer is: $a_3 \cdot p^3 + a_2 \cdot p^2 + a_1 \cdot p + a_0$
 dan krijgen we, gebruik makend van de numerieke gegevens:

$$a_3 = 1,191534 \cdot \tau$$

$$a_2 = 1,191534 + 0,000798 \cdot \tau + 6,3005 \cdot K$$

$$a_1 = 0,000798 + 0,13126 \cdot K$$

$$a_0 = 0,000437 \cdot K$$

Toepassing van het Hurwitzcriterium leidt tot: als $a_0 > 0$ dus $K > 0$, dan

$$a_1 > 0 \text{ zodat } K > -\frac{0,000798}{0,13126} \text{ en } \begin{vmatrix} a_1 & a_0 \\ a_3 & a_2 \end{vmatrix} > 0 \text{ en } \begin{vmatrix} a_1 & a_0 & 0 \\ a_3 & a_2 & a_1 \\ 0 & 0 & a_3 \end{vmatrix} > 0$$

$$\text{zodat } 0,000951 + 0,0000006 \cdot \tau + 0,161428 \cdot K - 0,000415 \cdot K \cdot \tau + 0,827 \cdot K^2 > 0$$

$$\text{en } 0,001133 \cdot \tau + 0,0000008 \cdot \tau^2 + 0,192348 \cdot K \cdot \tau - 0,000495 \cdot K \cdot \tau^2 +$$

$$+ 0,985398 \cdot K^2 \cdot \tau > 0$$

Deze voorwaarden leveren aldus een verband op tussen de procesversterking K en de procestijdconstante τ . Voor een waarde van $K=0,00562$ geldt dat

$$\tau \leq 1100 \text{ moet zijn.}$$

Als men zich realiseert dat het hier een gediscretiseerd in plaats van een continue kring betreft, kan geconcludeerd worden dat de stabiliteit alleen maar zal afnemen (lit.19) ten gevolge van de hierdoor geïntroduceerde looptijd ter grootte van t . Bovendien bevat het proces nog een looptijd die in verhouding tot de stijgtijd klein is (1500 tegenover 30sec). Deze looptijd is niet in de berekening meegenomen. Duidelijk is dan ook uit de Hurwitz-beschouwing en uit de twee laatstgenoemde overwegingen dat de tijdconstante van het proces verkleind moet worden om de kring stabiel te krijgen en bovendien "weinig" of niet onderkritisch.

Aangezien de versterkingsfaktor van de overdracht $\frac{\Delta t_{15}}{\Delta v_{reb}}$ zoals gesteld naar het oordeel van d.s.m. zijde te groot is bevonden, kan (nog) niet geconcludeerd worden dat methode2 geen geschikte methode is voor de berekening van de tijdconstante van deze overdracht. Immers uit de stabiliteitsvoorwaarden blijkt dat naarmate de versterkingsfaktor K kleiner wordt, de tijdconstante groter mag worden. Daar zowel de versterkingsfaktor als de tijdconstante een onzekere faktor was, zijn de pogingen erop gericht geweest, uitgaande van $K=0,00562$, om te komen tot een realistische stapresponsie voor deze kring, gebruik makend van het besproken regelaarsalgoritme.

Als te zijner tijd op grond van nieuwe gegevens de versterkingsfaktor definitief bepaald kan worden, is via de gevonden relatie tussen K en τ de grens van de grootte van de tijdconstante vastgelegd die in verband met

de stabiliteit in ieder geval niet overschreden kan worden.

7.1. DE STAPRESPONSIES.

In de grafieken 1 tm 9 die aan het eind van deze paragraaf zijn toegevoegd, zijn stapresponsies vastgelegd. De stapresponsies ontstaan t.g.v. setpointveranderingen van de regelaars of t.g.v. stapvormige veranderingen van inputvariabelen. Met ieder symbool in de grafiek correspondeert een variabele waarvan de verandering (via setpoint of rechtstreeks stapvormig) de oorzaak vormt voor de verandering van de op de y-as voorkomende variabele.

Setpointveranderingen van de regelaars van:

★= refluxtemperatuur (van 55 naar 53 graad celsius).

⊖= voedingsflow (van 6000 naar 5950 kg/h).

+ = temperatuur van plaat 15 (van 108,3 naar 108,4 graad celsius).

x = reflux (van 17842 naar 17760 kg/h).

! = temperatuur van plaat 15 (van 108,3 naar 108,4 gr.cel.), terwijl de regelaar van de refluxtemperatuur open is.

⊗ = refluxtemperatuur (van 55 naar 53 graad celsius), terwijl de regelaar van de temperatuur van plaat 15 open is.

* = reflux (van 17842 naar 17760 kg/h) en tegelijk de temperatuur van plaat 15 (van 108,3 naar 108,2 gr.cel.).

Stapvormige verandering van de variabele:

↑ = buitenluchttemperatuur (van 18 naar 15 graad celsius).

△ = concentratie van de voeding (van 0,90 naar 0,89).

Zowel de setpointveranderingen als de stapvormige veranderingen zijn tot stand gekomen op $t=0$.

Grafiek 1 : de verandering van de concentratie van het topproduct x_d ten gevolge van setpointveranderingen op de regelaars van refluxtemperatuur, voedingsflow, temperatuur van plaat 15 en reflux.

Grafiek 2 : de verandering van de concentratie van het bodemproduct x_b ten gevolge van dezelfde setpointveranderingen als bij grafiek 1. Bij de responsie t.g.v. de setpointverandering van de refluxtemperatuurregelaar, kan het volgende opgemerkt worden. Ten gevolge van de optredende refluxtemperatuurverandering zal een extra koudestroom aan de kolom toegevoerd worden waardoor de interne reflux vergroot zal worden; deze extra stroom zal, uiteindelijk op plaat 15 aangekomen, de concentratie van deze plaat verhogen. Als de druk over de kolom constant blijft, wordt parallel aan

de concentratieverandering t.g.v. de extra stroom een temperatuurverandering teweeggebracht. Hierdoor zal de betreffende regelaar in werking treden om de verandering tegen te gaan en de temperatuur weer op de gewenste waarde te brengen (te houden). De concentratieverandering t.g.v. de extra stroom zet zich intussen voort tot in de bodem. In grafiek 2 resulteert het in werking treden van de regelaar in een ombuiging van de kromme.

Met behulp van de materiaalbalans van de lichte component (anon) kan berekend worden wat de eindwaarde van de kromme zou zijn als de regelaar van de temperatuur van plaat 15 niet zou functioneren.

Ten gevolge van de koude die via de externe reflux toegevoerd is, ontstaat de extra vloeistofstroom l_{sup} door de kolom die op $t=0$ bedraagt $l_{sup}=1712$ kg/h. Na 240 minuten na de setpointverandering op de refluxtemperatuur-regelaar bedraagt $l_{sup}=1919$ kg/h. Als we ervan uitgaan dat de dampstroom vanuit de reboiler constant blijft, zoals gesteld, dan betekent dit dat op $t=240$ minuten in de top van de kolom $1919-1712 \approx 200$ kg/h van de dampstroom extra gecondenseerd wordt en die extra stroom zal via l_{sup} tot de interne reflux bijdragen. Dan zal bij gelijk blijvende externe reflux de afvoer van het topproduct d met 200 kg/h afnemen ($d=v_{top}-l_{ext}$). Aangezien de concentratie van topproduct volgens grafiek 1 meer dan 0,999 blijft, kan men stellen dat $200 \cdot 0,999 \approx 200$ kg/h lichte component nu via de bodem afgevoerd moet worden. Toegepast op de materiaalbalansvergelijking voor de lichte component:

$$x_f \cdot f = x_b \cdot b + x_d \cdot d \quad \text{of} \quad 0,9 \cdot 6000 = x_b \cdot (650 + 200) + 1 \cdot (5350 - 200)$$

zodat $x_b \approx 0,29$

In het veronderstelde geval zou dit een grote concentratieverandering betekenen die echter door de regelaar tegengegaan wordt.

Net zoals de besproken kromme afgebogen wordt, door het in werking treden van de regelaar van de temperatuur van plaat 15, zou men verwachten dat de responsie ten gevolge van voedingsflow- alsook refluxveranderingen een afgebogen kromme te zien zou geven. Immers door beide veranderingen neemt de concentratie van plaat 15, -bij gelijk blijvende druk, dus ook de temperatuur- een andere waarde aan. Aangetoond zal worden dat de laatste conclusie, hoewel fysisch juist, niet in het statisch besturingsmodel verwezenlijkt zit. Er geldt immers:

$$t_{15} = d_1 \cdot v_{top} + e \quad \text{met } d_1 \text{ en } e \text{ constanten}$$

$$= d_1 \cdot (v_{reb} + l_{sup}) + e$$

v_{reb} wordt veroorzaakt door de warmtestroom, via de herverdamer toegevoerd, en l_{sup} door de koudestroom, via de condensor toegevoerd. Dit betekent dat de temperatuur van plaat 15 dus niet reageert op concentratieveranderingen van plaat 15, teweeg gebracht door voedingsstroom- of reflux-

veranderingen.

Dus het statische besturingsmodel beschrijft niet alle fysische processen z6 dat het in een dynamisch model, zoals het in deze opdracht ontworpen model, bevredigende en volledige resultaten geeft.

Als de responsies van de concentratie van het bodemprodukt afgebogen kromme zouden zijn, dan zouden de responsies van de concentratie van het topprodukt x_d ook in meer of mindere mate afgebogen zijn zoals in grafiek 1 bij de responsie t.g.v. refluxtemperatuurverandering (met een meetlat) geconstateerd kan worden.

Grafiek 3: verandering van de refluxtemperatuur t.g.v. setpointverandering op de refluxtemperatuurregelaar, op de regelaar van de temperatuur van plaat 15 met open en gesloten refluxtemperatuurregelkring. Met deze laatste twee responsies wordt een indruk gegeven hoe zo'n verstoring door de regelaar geëlimineerd wordt.

Tevens wordt een responsie gegeven op een stapvormige verandering van de buitenluchttemperatuur, wat ook als een verstoring beschouwd kan worden.

Grafiek 4 : verandering van de temperatuur van plaat 15 t.g.v. een setpointverandering van de regelaar van de temperatuur van plaat 15, welke regelkring uitgebreid in 7. is besproken, t.g.v. een setpointverandering op de regelaar van de refluxtemperatuur met open en gesloten regelaar van de temperatuur van plaat 15.

Grafiek 5 : verandering van de concentratie van het topprodukt t.g.v. een "destilleeraktie": setpointverandering van zowel de refluxregelaar als ook de regelaar van de temperatuur van plaat 15.

Een concentratieverandering van de voeding. Hierbij kan eenzelfde opmerking gemaakt worden als onder grafiek 2 met betrekking tot het in meer of mindere mate afgebogen zijn van de kromme.

Grafiek 6 : verandering van de concentratie van het bodemprodukt x_b ten gevolge van dezelfde veranderingen als onder grafiek 5. Ook hier zijn dezelfde opmerkingen van toepassing als gemaakt onder grafiek 2.

Grafiek 7 : Bij het ontwerp van de simulatie gold o.a. het uitgangspunt dat niet-lineariteiten ook in dynamika tot uitdrukking moesten komen; d.w.z. dat, indien nodig, verschillende grootte van stapvormige veranderingen volgens een verschillend dynamisch verloop in de responsies van de concentraties door zou dringen. In grafiek 7 is het resultaat weergegeven in genormeerde vorm zodat het verschil in dynamisch verloop duidelijk tot uitdrukking komt. De gevolgen van verschillende setpointveranderingen op de refluxregelaar worden getoond op de concentratie van het topprodukt.

X= responsie bij onveranderde reflux van 17842 kg/h, en $x_d=0,99974$
◇= responsie t.g.v. lextgew:= 17802 kg/h; $x_d(t=240\text{min.})=0,99848$
Y= " " " := 17786 kg/h; " =0,99603
✕= " " " := 17774 kg/h; " =0,99375
X= " " " := 17760 kg/h; " =0,99100

Zowel statisch als dynamische is het effect van de niet-lineariteit te merken.

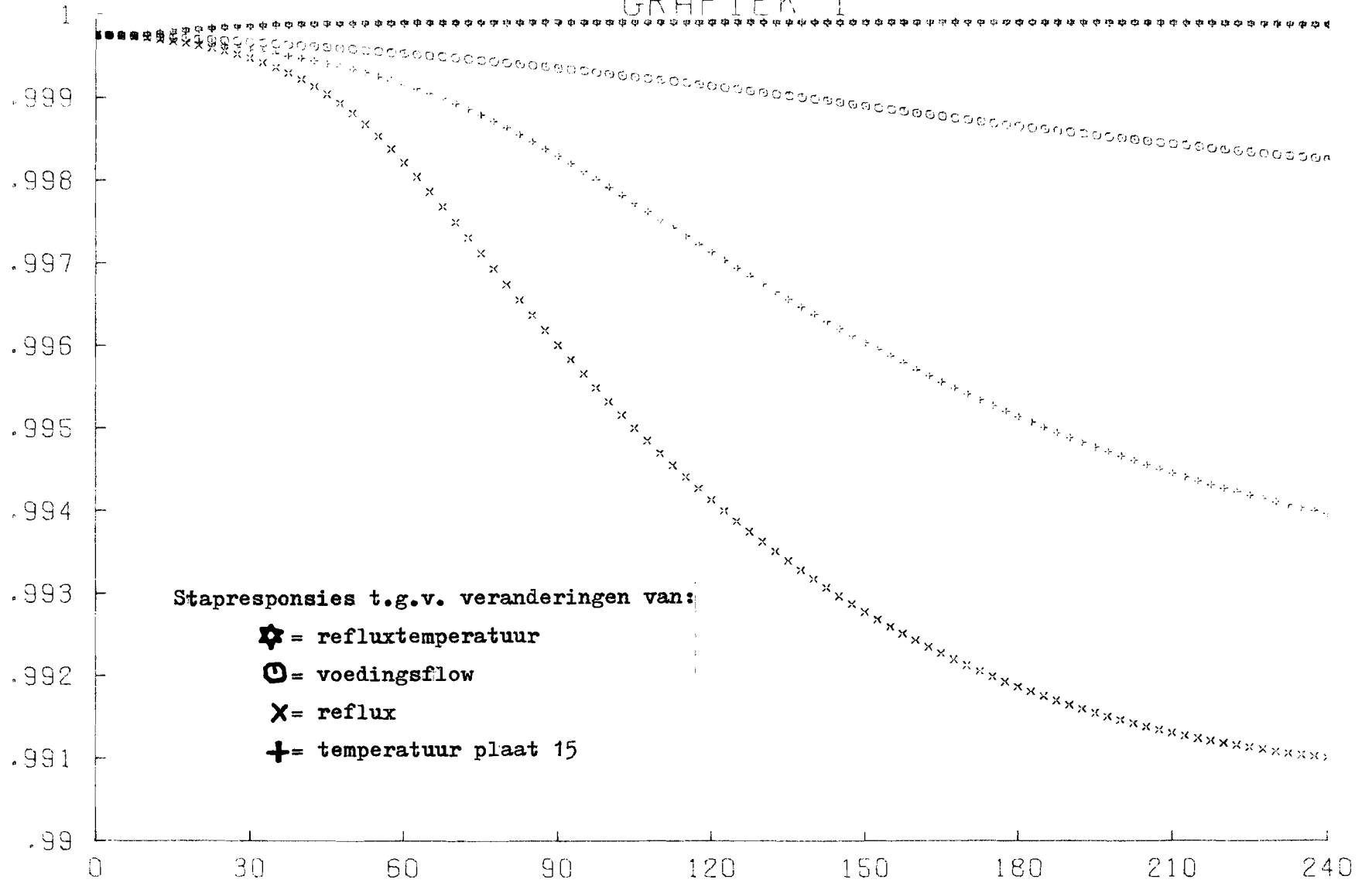
Grafiek 8 en 9: deze grafieken geven het verloop van de concentraties van bodem- en topprodukt, als het gerealiseerde regelaar-algoritme wordt gebruikt voor de flowregelaars (voeding en reflux), met setpointveranderingen zoals onder grafiek 1, en als de flows op $t=0$ stapvormig zonder regelaars veranderen met een even grote stap als de setpointveranderingen.

⊖= setpointverandering op voedingsflowregelaar van 6000 naar 5950 kg/h.
+ = stapvormige voedingsflowverandering (zonder regelaar).
X= setpointverandering op refluxregelaar van 17842 naar 17760 kg/h.
✕= stapvormige refluxverandering (zonder regelaar).

Het blijkt dat het verschil tussen de responsies met regelaar en de responsies bij stapvormige verandering minder dan 4 minuten bedraagt.

GRAFIEK 1

CONCENTRATIE XD



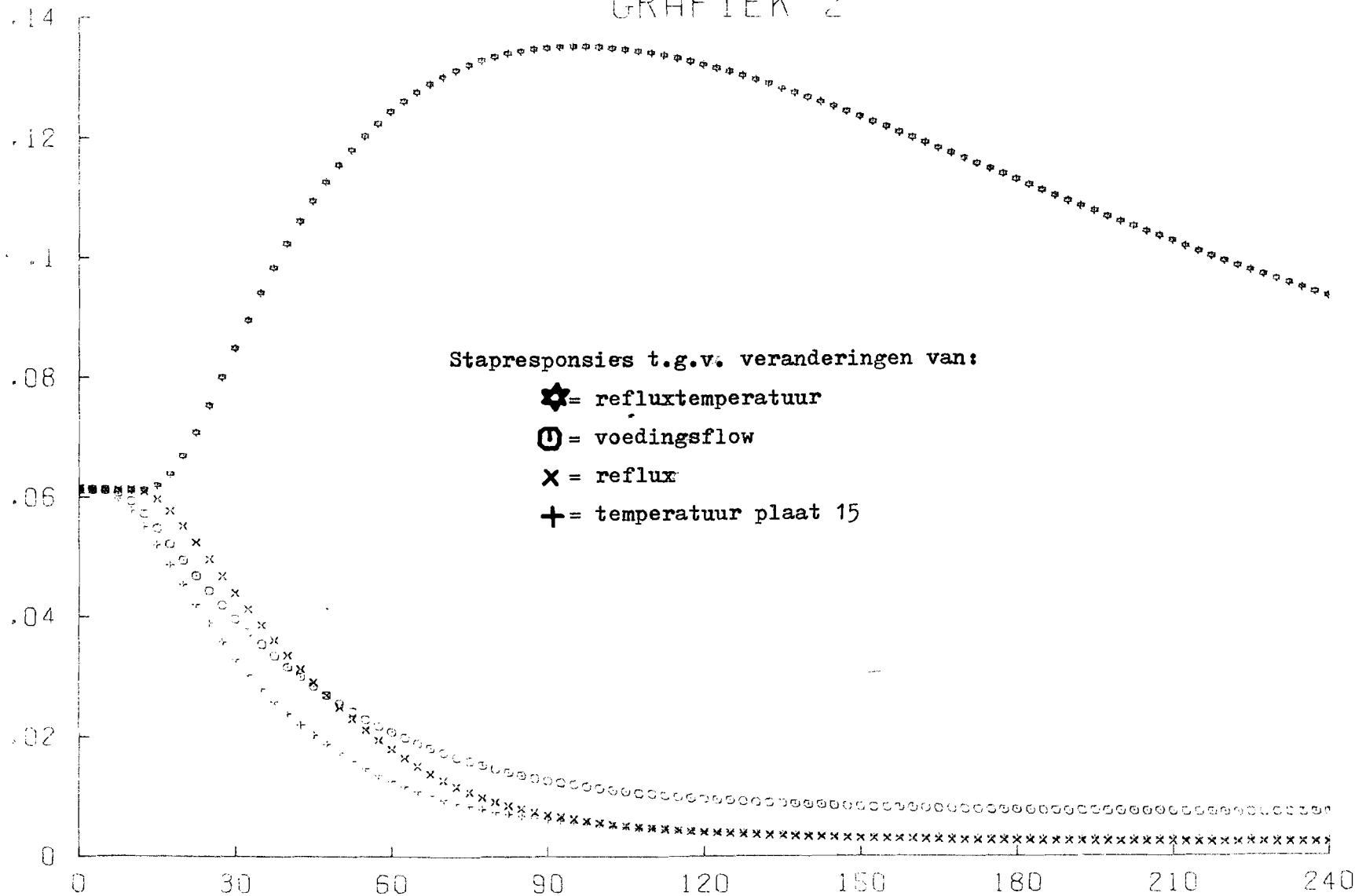
Stapresponsies t.g.v. veranderingen van:

- = refluxtemperatuur
- = voedingsflow
- × = reflux
- + = temperatuur plaat 15

TIJD IN MINUTEN

CONCENTRATIE XB

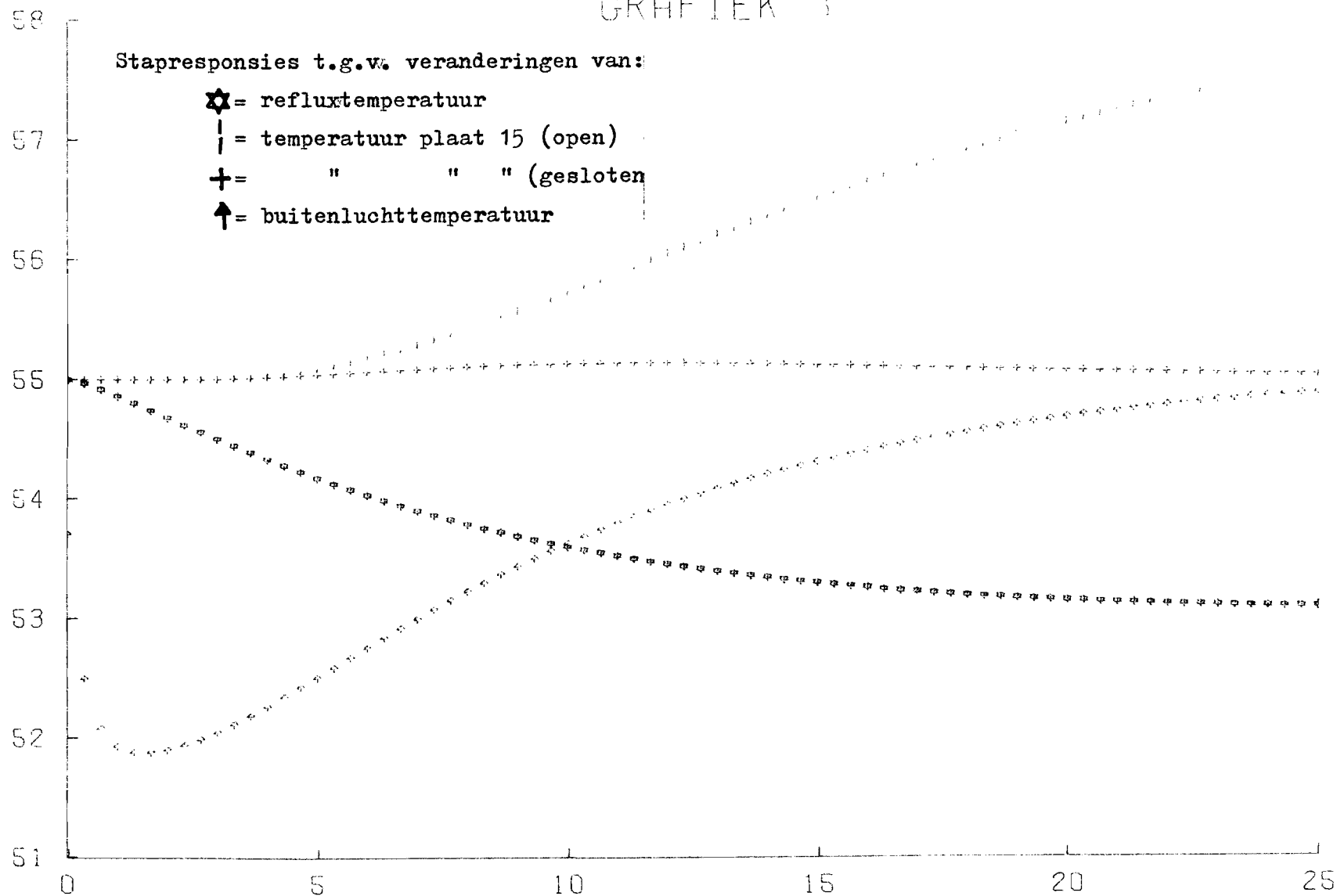
GRAFIEK 2



TIJD IN MINUTEN

GRAFIEK 3

REFLUX TEMPERATUUR



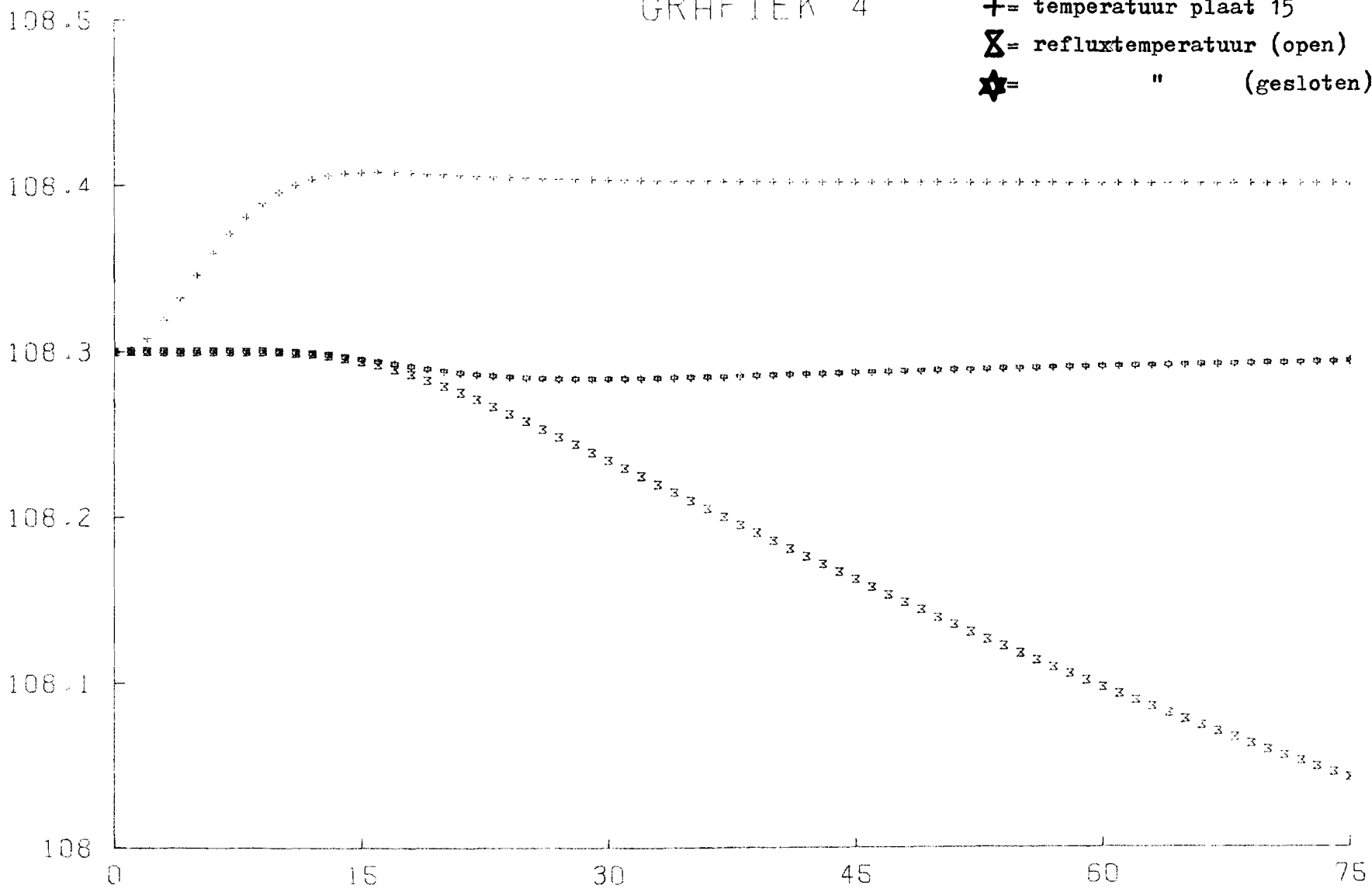
TIJD IN MINUTEN

TEMPERATUUR PLAAT 15

GRAFIEK 4

Stapresponsies t.g.v. veranderingen van:

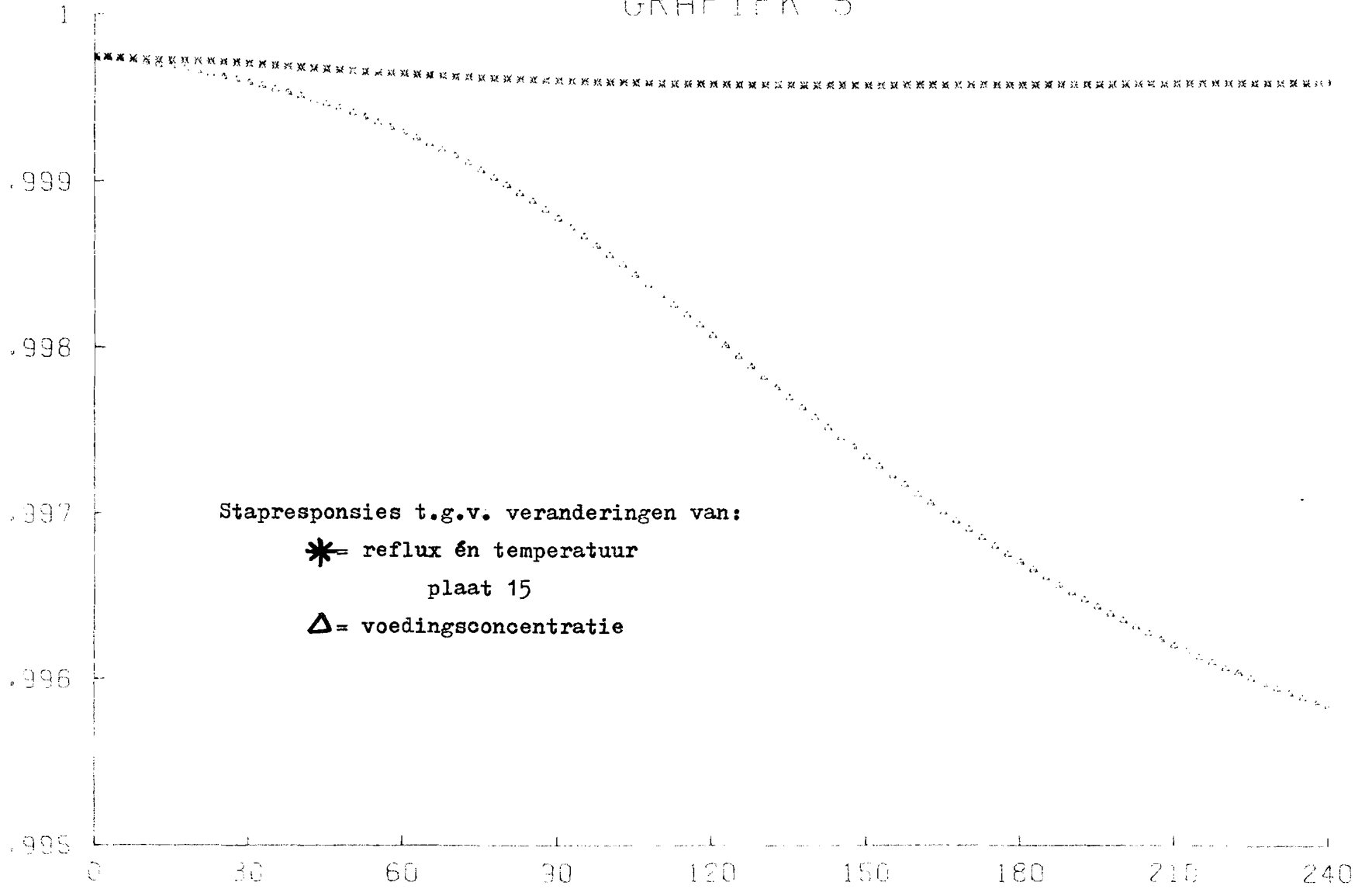
- + = temperatuur plaat 15
- ⊗ = refluxtemperatuur (open)
- ⊛ = " (gesloten)



TIJD IN MINUTEN

GRAFIEK 5

CONCENTRATIE XD



TIJD IN MINUTEN

CONCENTRATIE XB

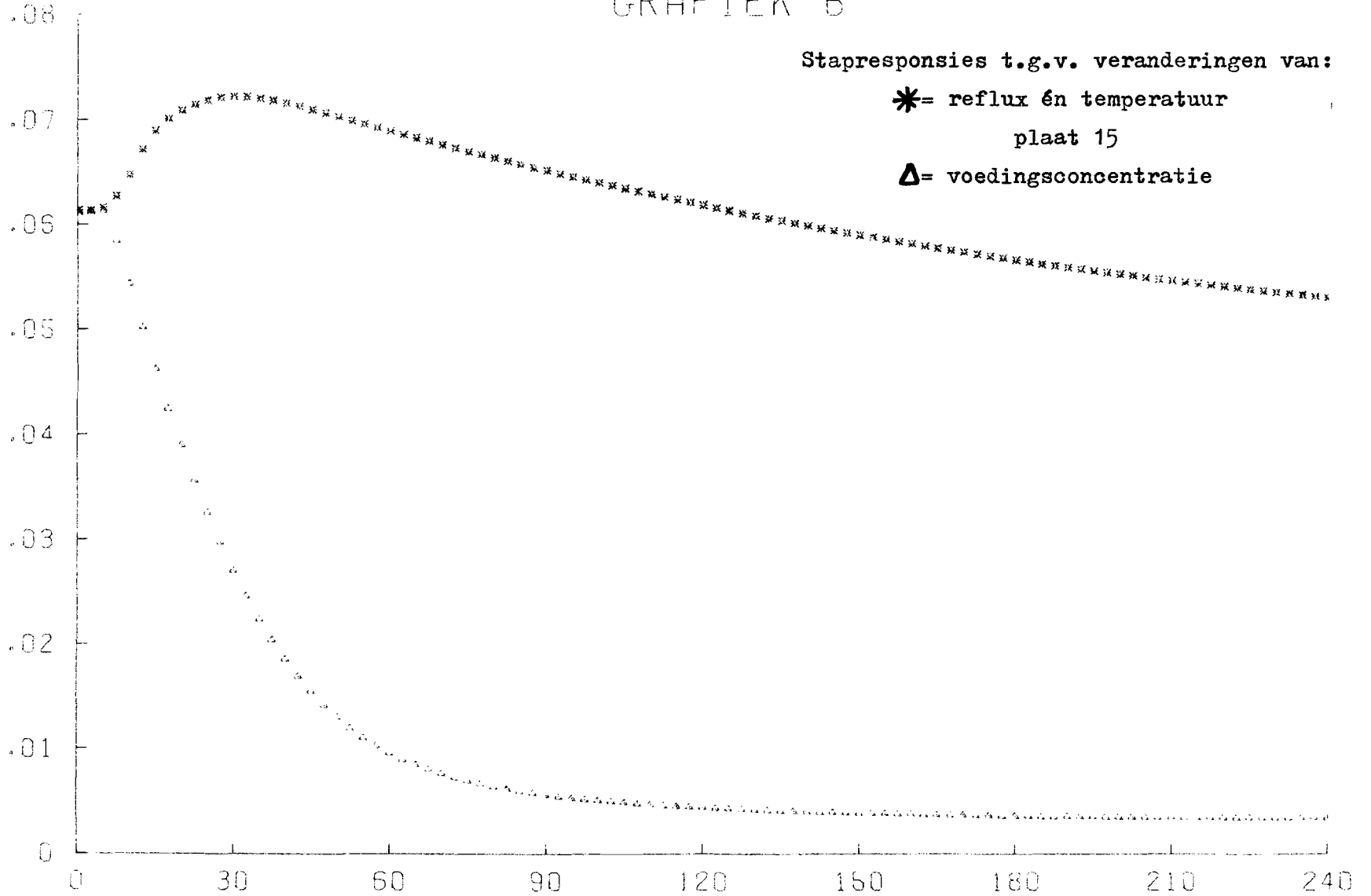
GRAFIEK 6

Stapresponsies t.g.v. veranderingen van:

* = reflux én temperatuur

plaat 15

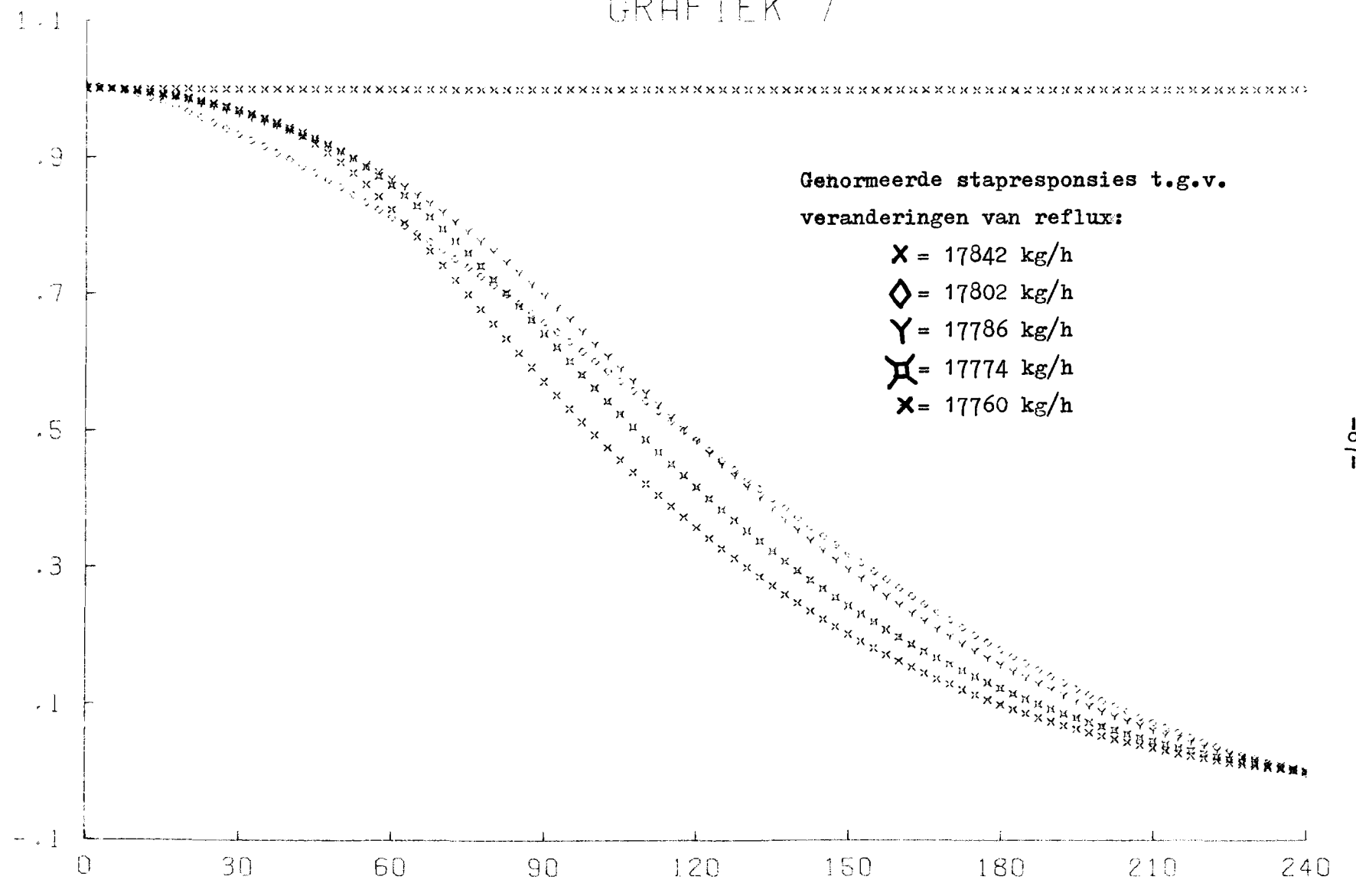
Δ = voedingsconcentratie



TIJD IN MINUTEN

GRAFIEK 7

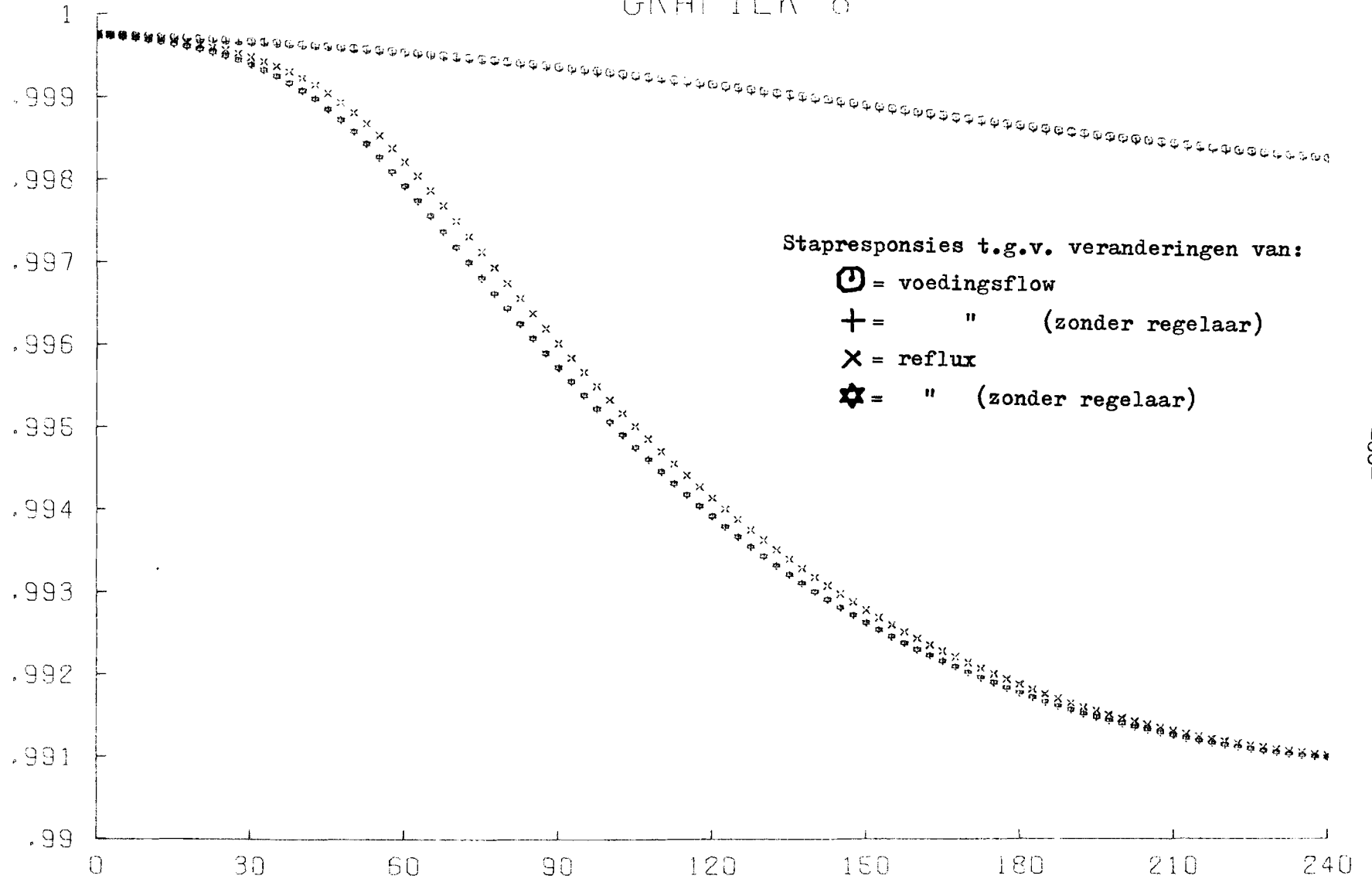
CONCENTRATIE XD



TIJD IN MINUTEN

GRAFIEK 8

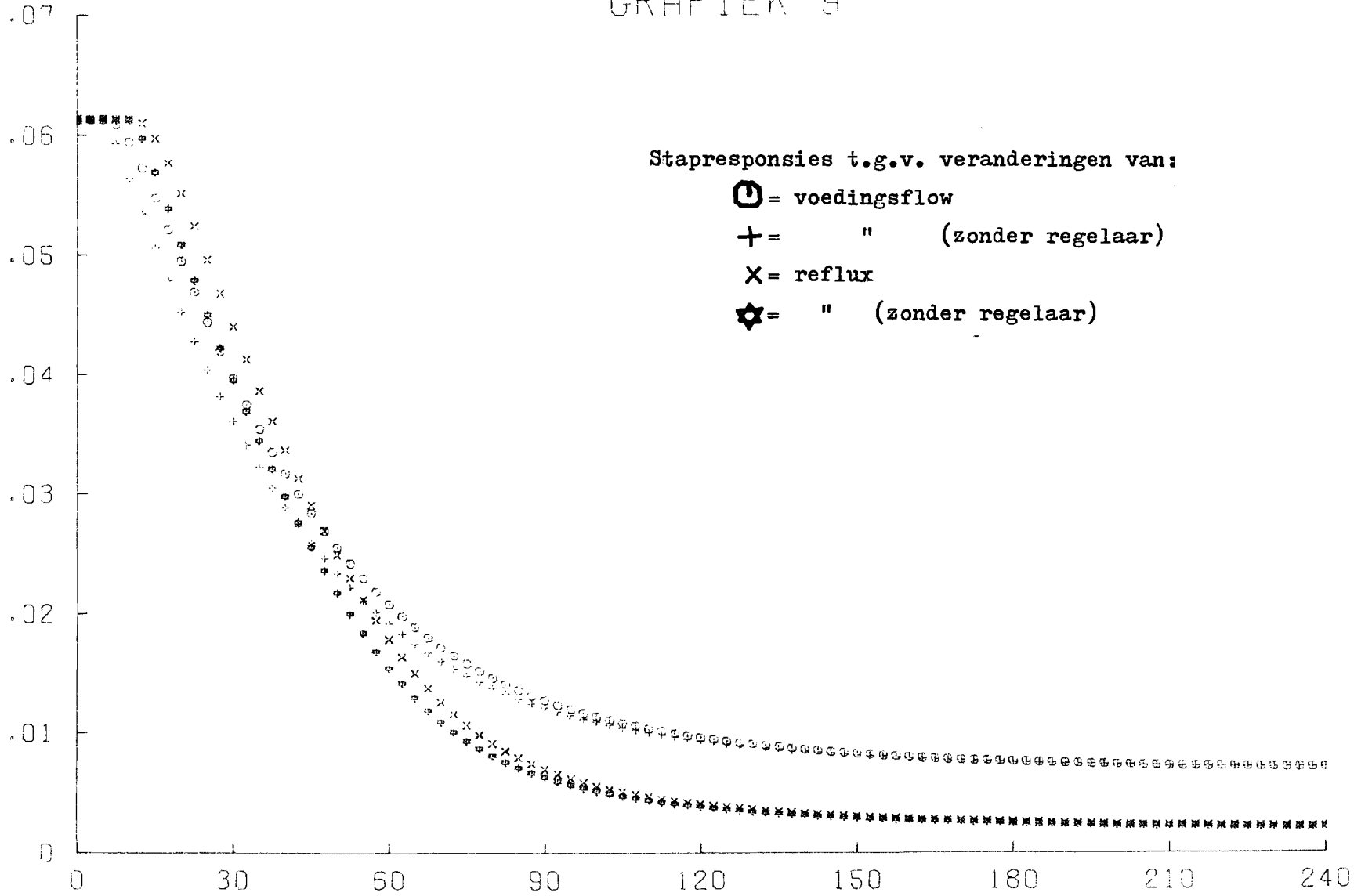
CONCENTRATIE XD



TIJD IN MINUTEN

GRAFIEK 9

CONCENTRATIE XB



TIJD IN MINUTEN

8. CONCLUSIES

- Het statische besturingsmodel beschrijft niet alle fysische processen zodat het bij inpassing in een dynamisch model, op de gehanteerde wijze, niet volledig voldoet wat blijkt uit de gemaakte responsies (7.1.).
- Dankzij het statische besturingsmodel is het mogelijk geworden het dynamische model op de aangegeven wijze op te zetten zonder dat plaat-voorplaat berekening noodzakelijk was (5.2.).
- De beperking van dit over-all model is echter dat de temperaturen nodig voor een temperatuurprofiel alleen door een interpolatiemethode bepaald kunnen worden (3.2.).
- Het genoemde statische besturingsmodel heeft naar het oordeel van d.s.m. zijde een te grote gevoeligheid. Aanpassing is noodzakelijk wat echter ook aanpassing van de regeling van de temperatuur van plaat 15 inhoudt (7.1.).
- Voor het benaderen van een parallelproces door een eerste orde overdracht met een looptijd is geen methode op basis van een gedefiniëerd criterium gevonden vanwege onbekendheid met de versterkingsfactoren van de verschillende takken die de bijdrage aan de responsie bepalen. Voor de benadering is dan ook geen "harde" methode gebruikt (5.2.2.).
- Het niet-lineaire karakter van het destillatieproces komt behalve in de statika ook in de dynamika tot uitdrukking zoals blijkt uit responsies op refluxstroomveranderingen (7.1.).
- Men kan zich afvragen of die delen van het model waar grote tijdconstanten (6200 sec) een rol spelen, wel iedere 10 sec doorgerekend moeten worden.
- De regelprocedure is in zijn huidige vorm in principe niet korrekt (6.). De verschillen in de stapresponsies met een korrekte en een inkorrekte procedure voor een flowregeling zijn gegeven in figuur 27. In grafiek 3 en 4 zijn de resultaten voor de belangrijke regelingen van de temperatuur van plaat 15 en van de refluxtemperatuur eveneens in de vorm van stapresponsies weergegeven. Deze laatste responsies werden van d.s.m. zijde als realistisch gekenschetst.
- Er bestaat nog geen typologie die processen karakteriseert gezien vanuit de operator. Dat betekent dat er geen volledige omschrijving bestaat wat van een proces voor de operator van belang is en wat niet. (Mag in dit verband van de operator gesproken worden?). Derhalve moet voorzichtigheid in acht genomen worden bij vergelijking tussen veld- en laboratoriumonderzoek aan resp. de hoofddestillatiekolom 2A en de simulatie.

Men kan zich afvragen of een realtime simulatie van een destillatiekolom in het kader van het onderzoek van de werkgroep wel zinvol is als men de grote tijdconstanten bekijkt. Het zou betekenen dat proefpersonen ongeveer 4 uur moeten wachten op het resultaat van één enkele actie. Als de rekentijd (0,02 sec) van één simulatieslag (10 sec realtime) op de Burrough B6700 in grootte orde ook voor de PDP 11/40 geldt, is er ruimschoots mogelijkheid voor tijdcompressie.

2. LITERATUUR

- 1- Armstrong W.D. and Wood R.M., The dynamic response of a distillation column, Trans. instn. Chem. Engrs., Vol39, 1961.
- 2- Coulson J.M. and Richardson J.F., Chemical Engineering, Vol 2, Pergamon Press, 1955.
- 3- Crossman E.R.F.W., Automation and Skill, London, Her Majesty's stationery office, 1960.
- 4- Dorf R.C., Time-domain Analysis and Design of Control Systems, Addison-Wesley Publishing Company inc., 1965.
- 5- D.S.M.-rapport, Regelmodellen van destillatiekolommen, 4729 CL-N1, 1968.
- 6- D.S.M.-rapport, Technologisch model van een destillatiekolom, KAB.4814 CL-RAI, 1968.
- 7- D.S.M.-rapport, Theorie van destilleren, Geleen, 1957.
- 8- Elmore W.C. and Sands M., Electronics, Mc.Graw Hill, 1949.
- 9- van der Grinten P.M.E.M., Optimaliserende procesregelingen met toepassing op een destillatietrein, Ind. Chim. Belg. 37, 1972, blz.435 tm 446.
- 10- van der Grinten P.M.E.M., Procesregelingen, Prisma technica nr.40, Het Spectrum 1970.
- 11- van der Grinten P.M.E.M., Regeltechniek en Automatisering in de Procesindustrie, Prisma technica nr.9, Het Spectrum 1968.
- 12- van der Grinten P.M.E.M., Stabiliserende procesregelingen met toepassing op destillatieprocessen, Ind. Chim. Belg. 37, 1972, blz.333 tm 341.
- 13- Haffmans E.L.M., De operatorinterface, appendix F bij het collegedikttaat "Procescomputersystemen", Technische Hogeschool Eindhoven, 1973.
- 14- Handboekje, uitgegeven door de sectie Fysische Technologie, Technische Hogeschool Eindhoven.
- 15- van Heusden A.R., Mulder H.F. en Rijnsdorp J.E., Mens/Machine communicatie via bedieningspanelen in centrale regelkamers, De Ingenieur, nr.47, nov.1973.
- 16- Kelly C.R., Manual and Automatic Control, Wiley, 1968.

- 17- Kragt H., De operator in een chemische procesindustrie als element van het man-machine systeem, afstudeerverslag, Technische Hogeschool Eindhoven, 1971.
- 18- Kragt H. en Landeweerd J.A., Mentale vaardigheden in de procesindustrie. In: P.J.D. Drenth e.a., Arbeids- en Organisationspsychologie, Kluwer, Deventer, 1973.
- 19- Leondes C.T., Computer Control Systems Technology, Mc.Graw Hill, 1961.
- 20- Rademaker O., Rijnsdorp J.E., van Maarleveld A., Dynamics and Control of continuous distillation columns, Elsevier Internationale, verschijnt in 1975.
- 21- Shinsky F.G., Proces-control Systems, Mc.Graw Hill, 1967.
- 22- V.D.I., Forschungsheft 432, Bosnjakovic, Zagreb, Einheitliche berechnung von Rekuperatoren, 1951.
- 23- Werkgroep "Onderzoek Mens-Machine Systemen", Technische Hogeschool Eindhoven. - Bijdrage aan het programma van de werkgroep M.M.S. i.o. vakgroep organisatiopsychologie, 1974.
- 24- - Inventarisatie Displays HD 2A, intern verslag.
- 25- - Nota onderzoek mens-machine systemen, 1973.
- 26- - Notities van H.Jeukendrup, D.S.M., t.b.v. simulatie, 1974.
- 27- - Waldus B., konsept stageverslag, 1974.

Overzicht van de onderzoek programma's van:

- 1- Werkgroep "Onderzoek Mens-Machine Systemen" i.o. der T.H.E.
- 2- Ergonomische Werkgroep der T.H.T.
- 3- Nederlands Instituut voor Preventieve Geneeskunde te Leiden.

Met onderstaande codering worden de verschillende nivo's aangegeven waarop onderzoek plaatsvindt:

O = organisatie

G = groep

P = individu

T = taak

TS= technisch systeem

H = hulpmiddelen

Code	Onderwerp	T.H.E.	T.H.T.	N.I.P.G./T.N.O.
O ₁	Organisatiestructuur		Aanpassing van de organisatiestructuur aan de mentale en psychische behoeften van de mens in socio/technische systemen	Invloed van hiërarchie en procedurering, taakverdeling, ploegindeling, formeel vs. informeel op welzijn en regelprestatie
G ₁	Groepsstructuur			Invloed van communicatie en machtstructuur, leiderschap en groepsomvang op welzijn en regelprestatie
P ₁	Prestatie	Ontwikkeling van een criteriummaat voor de regelprestatie van operators; in eerste instantie voor een chemische procesindustrie		
P ₂	"Welzijn"			Indicatoren voor welzijn; arbeidssatisfactie, ziekteverzuim, welbevinden, "taakstress", taakbeleving.....
P ₃	"Mentaal model"	<ul style="list-style-type: none"> - opsporen, expliciteren en onderzoeken van enkelvoudige of meervoudige modellen - invloed van instructie, ervaring, informatiepresentatie, etc. op mentale modelvorming - invloed van verschillend aangeleerde mentale modellen op de regelprestatie 	<ul style="list-style-type: none"> - idem - - fundamentele aspecten van beslissingsmodellen 	
P ₄	Persoonlijkheidsvariabelen	Invloed op mentale modelvorming		Invloed van prestatie-motivatie, neuroticisme, intelligentie ed. op welzijn en regelprestatie
P ₅	Achtergrondgegevens	Invloed van leeftijd, opleiding, salaris, diensttijd, etc. op welzijn en regelprestatie		- idem -

Code	Onderwerp	T.H.E.	T.H.T.	N.I.P.G./T.N.O.
P ₆	"Stress"	<ul style="list-style-type: none"> - ontwikkeling van een "stress-model" - de relatie tussen technische proceskarakteristieken (bv. storingen) en stress - invloed van stress (meer, minder, soort) op regelprestatie, welzijn en taakbeleving 	<ul style="list-style-type: none"> - idem - - idem - - idem - 	Gekwantificeerd gedrag en fysiologische reacties van taakuitvoerders om te komen tot uitspraken over taakbelasting
P ₇	Houding en beweging		<ul style="list-style-type: none"> - theoretisch model t.b.v. de analyse en beschrijving; instrumentatie-ontwikkeling t.b.v. metingen - de machine (proces) en taakbepaalde factoren, die van invloed zijn op de belasting van de rug 	
T ₁	Taakomschrijving			Discrepancie tussen taakomschrijving en -uitoefening en het effect hiervan op de effectiviteit en efficiency van de regelprestatie
T ₂	Taakkenmerken ("functiestructuur")	Invloed van verantwoordelijkheid op regelprestatie en taakbeleving	<ul style="list-style-type: none"> - invloed van monotonie op de taakbeleving - determineren van relevante functie-elementen. Relatie functie-structuur met sociaal systeem & technisch systeem - ontwikkelen van instrumenten t.b.v. het meten van functie-elementen 	Invloed van taakkenmerken (..) op ervaring en beleving van de taak
T ₃	Taakbeleving	Karakteristieke behoeftepatronen van operators en evt. frustraties daarvan in de werksituatie	- idem -	

Code	Onderwerp	T.H.E.	T.H.T.	N.I.P.G./T.N.O.
T ₄	Taakontwerp		"Conceptueel model": mentale beelden van een systeem zoals deze kunnen groeien bij het ontwerpen ervan. Invloed op welzijn, prestatie, stress van operators en onderhoudspersoneel	
TS ₁	Proceskenmerken	Invloed van automatiseringsgraad, complexiteit, storingstype op regelprestatie en taakbeleving	Invloed van proces (machine-)type, automatiseringsgraad, complexiteit, storingstype op de regelprestatie	Invloed van variabelen m.b.t. technische systemen (sociale systemen) op taak en taakomstandigheden
TS ₂	Informatiepresentatie	Invloed van soort en hoeveelheid informatie op regelprestatie en taakbeleving	Relevante factoren van informatiepresentatie: visueel, auditief, computerdisplay, predictive-display m.b.t. de regelprestatie. Mens-computer interactie. Lay-out bedieningspaneel	
H ₁	Simulatie	Digitale simulatie van een destillatiekolom op een PDP 11/40	Digitale simulatie van het "Williamsproces" op een PDP 11/10	
H ₂	Typologiën	Het vinden van een taxonomie van <u>vaardigheden</u> die mogelijkheden biedt tot vergelijking en generalisatie van onderzoekresultaten	Ontwikkeling van indelingscriteria voor <u>proces typologie</u> en <u>functie-typologie</u> zie T ₂	Indeling van <u>technische systemen</u> als onafhankelijke variabele voor taakverschillen
H ₃	Proefpersonen	Invloed van motivatiefactoren: tijdsduur lab-experimenten; meer of minder geld; echte operators vs. studenten etc.		
H ₄	Observatietechnieken	Studie naar observatiemethoden	Observatie van oogbeweging m.b.v. eye-mark recorder	Observatie-registratiesysteem t.b.v. taakbelasting (P ₀)

Code	Onderwerp	T.H.E.	T.H.T.	N.I.P.G./T.N.O.
H ₅	Fysiologische metingen		Ontwikkeling instrumentatie t.b.v. meting van de belasting bij informatieverwerking m.b.v. de fysiologische parameters en neventaken. Parallel meten van ECG, ademhaling en "tikfunctie" nagenoeg operationeel	Gekoppeld aan taakregistratie (H ₄); ECG-operationeel
H ₆	Vragenlijsten	"paired comparison" als hulpmiddel?		Het ontwikkelen van vragenlijsten voor persoonlijkheidskenmerken, taakbeleving, groeps- en organisatie-aspecten
H ₇	Voorspellingen		Analyse van voorspelde waarden van procesvariabelen. Een "voorspelmodel" levert misschien kwantitatieve gegevens, waarmee mentale (interne) modellen kunnen worden verfijnd	

Het statisch model.

Voor verklaring der symbolen zie blz. 27, en figuur 14.

$$\begin{aligned} \underline{\text{blok I}} : \text{hv-anol} \cdot \text{vreb} &= \text{hv-water} \cdot \text{fs} \quad (=w) \\ \text{met hv-anol} &= 297849 \cdot \left(\frac{\text{tbod} + 273,2}{\text{tbod} + 179,1} \right)^2 \quad \text{j/kg} \\ \text{hv-water} &= 2188200 - 18900 \cdot \text{psto} \\ \text{fsmax} &= \text{cpsto} \cdot \text{psto} \quad \text{met cpsto} = 1000 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \underline{\text{blok II}} : \text{capta} \cdot \text{vtop} \cdot (\text{ttop} - \text{tl}) + \text{hv-anon} \cdot \text{vtop} &= \\ &= \text{captl} \cdot \text{fl} \cdot (\text{tluchtin} - \text{tluchtuit}) \quad (=k) \\ \text{met capta} &= 2520 \text{ j/kg.gr cel} \\ \text{hv-anon} &= 307552 \cdot \left(\frac{\text{ttop} + 273,2}{\text{ttop} + 215,8} \right)^2 \\ \text{captl} &= 1050 \text{ j/kg.gr cel} \\ \text{tluchtin} &= 18 \text{ gr cel} \\ \text{tluchtuit} &= \text{tluchtin} - 0,464 \cdot (\text{tluchtin} - \text{ttop}) \\ \text{fl} &= \text{cvs} \cdot \text{atphrot} \cdot \text{vs} \quad \text{kg/h} \quad \text{met cvs} = 11,39 \text{ kg/h.bgr} \\ &\quad \text{atphrot} = 3600 \end{aligned}$$

$$\underline{\text{blok III}} : \text{deltap} = 1,05 + 5,82 \cdot 10^{-5} \cdot \text{vreb} + 4,7 \cdot 10^{-10} \cdot \text{vreb}^2$$

$$\underline{\text{blok IV}} : \text{pf} = \text{ptop} + 32 \cdot \text{deltap}$$

$$\underline{\text{blok V}} : \text{psch} = \text{ptop} + 61 \cdot \text{deltap}$$

$$\underline{\text{blok VI}} : \text{lsup} \cdot \text{hv-anon} = \text{capta} \cdot \text{lext} \cdot (\text{ttop} - \text{tl})$$

$$\underline{\text{blok VII}} : \text{lintsch} = \text{lext} + \text{lsup}$$

$$\underline{\text{blok VIII}} : \text{lintschtot} = \text{lintsch} + \text{fv}$$

$$\underline{\text{blok IX}} : \text{vtop} = \text{vreb} - \text{lsup}$$

$$\underline{\text{blok X}} : \text{nacc} = (\text{vtop} - \text{lext} - \text{d}) / \text{oppa} \quad \text{met oppa} = 100 \text{ dm}^2$$

$$\underline{\text{blok XI}} : \text{nbr} = (\text{lintschtot} - \text{vreb} - \text{b}) / \text{oppr} \quad \text{met oppr} = 100 \text{ dm}^2$$

$$\underline{\text{blok XII}} : \text{t15} = \text{d}_t \cdot (\text{vreb} - \text{lsup}) + \text{e} \quad \text{met d}_t = 0,001395 \quad \text{en e} = 75,93$$

$$\underline{\text{blok XIII}} : \text{ttop} = 1569,7 / \left(7,11 - \log(\text{P}_{\text{top}} \cdot \text{xd}) \right) - 215,8$$

voor $60 < \text{ttop} < 100$ en $0,98 < \text{xd} < 1$

$$\underline{\text{blok XIV}} : \text{tf} = 1551,2 / \left(7,45 - \log \left(\frac{\text{xf} \cdot (-1,025\text{tf} + 13,75 + 50\text{xf}) + \text{pf}}{1,20} \right) \right) - 179,1$$

voor $90 < \text{tf} < 110$ en $0,80 < \text{xf} < 0,95$

$$\underline{\text{blok XV}} : \text{tbod} = 1551,2 / \left(7,45 - \log \left(\text{xb} \cdot (1,7\text{tbod} - 5\text{tbod} \cdot \text{xb} + 694\text{xb} - 341,9) + \text{Psch1} \right) \right) - 179,1$$

voor $125 < \text{tbod} < 145$ en $0,005 < \text{xb} < 0,7$

blok XVI a en b : als hulpeen = fv - vtop + lext

$$\text{hulptwee} = (s-1) \cdot \text{hulpeen}$$

$$\text{hulpdrie} = (s-1) \cdot (\text{vtop} - \text{lext})$$

$$x_{b,1,2} = \frac{-(s \cdot (\text{vtop} - \text{lext}) + (1-s) \cdot x_f \cdot f_v + \text{hulpeen}) \pm \sqrt{(\dots)^2 + 4x_f \cdot f_v \cdot \text{hulptwee}}}{2 \cdot \text{hulptwee}}$$

$$x_{d,1,2} = \frac{\text{hulpeen} + (s-1) \cdot x_f \cdot f_v + s \cdot (\text{vtop} - \text{lext}) \pm \sqrt{(\dots)^2 - 4s \cdot x_f \cdot f_v \cdot \text{hulpdrie}}}{2 \cdot \text{hulpdrie}}$$

met vtop = vreb - lsup

$$s = a + b \cdot \frac{\text{vtop}}{f_v}$$

De loop- en stijgtijden.

In deze bijlage zijn de loop- en stijgtijden van de eerste orde overdrachten op basis van figuur 10 en 16 berekend op de in 5.2. beschreven wijzen die geschikt zijn voor de benadering van parallel- en serieschakelingen.

Voor de tijdconstante van mengprocessen van warmte is dezelfde waarde genomen als de tijdconstante van mengprocessen bij concentratieveranderingen: $\tau = 100$ sec.

In een enkel geval waar andere overwegingen in het geding waren bij de bepaling van de over-all tijdconstante, is dit expliciet vermeld.

Uit figuur 16 dynamika	overdracht	looptijd in sec	stijgtijd in sec
1	$\frac{\Delta t_l}{\Delta \text{input}}$	0	$82 = \frac{\text{gem. volume}}{\text{doorzet}} = \frac{500 \text{ l}}{6,1 \text{ l/s}}$
2	$\frac{\Delta p_f}{\Delta v_{reb}}$	60	124
3	$\frac{\Delta p_{sch}}{\Delta v_{reb}}$	0	124
4	$\frac{\Delta l_{sup}}{\Delta \text{input}}$	0	100 mengtijd
5	$\frac{\Delta l_{intsch}}{\Delta \text{input}}$	540	80
6	$\frac{\Delta v_{top}}{\Delta v_{reb}}$	110	16
7	$\frac{\Delta t_{15}}{\Delta v_{reb}}$	30	1500
8	$\frac{\Delta t_{15}}{\Delta l_{sup}}$	470	4700
9	$\frac{\Delta x_b}{\Delta f_v}$	300	3000
10	$\frac{\Delta x_b}{\Delta x_f}$	300	3000
11	$\frac{\Delta x_b}{\Delta l_{ext}}$	620	6200
12	$\frac{\Delta x_b}{\Delta l_{sup}}$	620	6200
13	$\frac{\Delta x_b}{\Delta v_{reb}}$	100	4650 zie opmerking
14	$\frac{\Delta x_d}{\Delta v_{reb}}$	124	6200
15	$\frac{\Delta x_d}{\Delta l_{sup}}$	100	5220 zie opmerking
16	$\frac{\Delta x_d}{\Delta l_{ext}}$	100	5220 zie opmerking
17	$\frac{\Delta x_d}{\Delta f_v}$	64	6200
18	$\frac{\Delta x_d}{\Delta x_f}$	64	6200
19	$\frac{\Delta l_{intschtot}}{\Delta f_v}$	250	55

De concentraties x_b en x_d (figuur 16) zijn in die zin uitgangskoncentraties dat de stromen die de kolom uitgaan, - in de top naar het accumulatorvat toe en in de bodem naar het bodemreservoir toe-, de genoemde concentraties hebben. Om uitgangskoncentratie van de top- of bodemafvoerstromen te worden, moet eerst nog een eerste orde overdracht doorlopen worden voor het mengproces in accumulatorvat en bodemreservoir. Voor beide tijdconstanten geldt dezelfde waarde als de tijdconstante van de overdracht $\frac{\Delta t_1}{\Delta \text{input}} = 82 \text{ sec}$ (dynamika 1).

OPMERKING:

De stijgtijden van de 3 genoemde overdrachten (dyn.13,15 en 16) zijn minder gemakkelijk te bepalen. Het zijn andersoortige parallelprocessen dan die van de overige overdrachten (na te gaan in figuur 10). Voor deze overdrachten werd de stijgtijd dan ook niet bepaald met behulp van methode 2 van 5.2.2. Op aanraden van D.S.M.zijde is lit.1 ter hand genomen om de daarin aangegeven responsies wat de stijgtijd betreft onderling te vergelijken: dit geldt bv. voor de overdrachten $\frac{\Delta x_d}{\Delta \text{lext}}$ en $\frac{\Delta x_b}{\Delta \text{lext}}$.

Uit die vergelijking volgde dat de stijgtijd voor de eerste overdracht $\frac{80}{95}$ kleiner was dan die van de tweede overdracht waarvoor in onze situatie gevonden was 6200 sec, zodat geldt voor de stijgtijd van $\frac{\Delta x_d}{\Delta \text{lext}}$:

$$\frac{80}{95} \cdot 6200 = 5220 \text{ sec} \quad (= \text{tevens stijgtijd van } \frac{\Delta x_d}{\Delta \text{lsup}}).$$

Op soortgelijke wijze redenerend komt men, wetende dat de stijgtijd van $\frac{\Delta x_d}{\Delta \text{vreb}} = 6200 \text{ sec}$, tot de stijgtijd van $\frac{\Delta x_b}{\Delta \text{vreb}}$: $\frac{3}{4} \cdot 6200 = 4650 \text{ sec}$

Het programma.

Verklaring der symbolen, gebruikt in het programma, in volgorde van deklaratie.

cpf	-	deltat / toeen
deltat	-	sample-interval
toeen	-	tijdconstante voor druk op voedingsschotel
cpsch	-	deltat / totwe
totwe	-	tijdconstante voor druk op schotel 1
cacc	-	deltat / todri
todri	-	tijdconstante voor het mengproces in accumulatorvat
keen	-	zie programma
clsup	-	deltat / tovie
tovie	-	tijdconstante voor het mengproces t.b.v. lsup
cvreb	-	deltat / tovijf
tovijf	-	tijdconstante voor het traagheidsproces van dampstroom vanuit de reboiler naar de top van de kolom
clintsch	-	deltat / tozes
tozes	-	tijdconstante voor het traagheidsproces van interne reflux van- uit de top naar schotel 1
cfsch	-	deltat / tozev
tozev	-	tijdconstante voor het traagheidsproces van voedingsflow van- af voedingsschotel naar schotel 1
cxfxb	-	deltat / toach
toach	-	tijdconstante voor het proces van xf naar xb
cbr	-	deltat / toneg
toneg	-	tijdconstante voor het mengproces in het bodemreservoir
cxfxd	-	deltat / totien
totien	-	tijdconstante voor het proces van xf naar xd
ganont	-	constante
term	-	$\log(\text{ptop}/\text{ganont})$
cvrebtv	-	deltat / toelf
toelf	-	tijdconstante voor het mengproces van warmtetoevoer vanuit reboiler naar plaat 15
cregnacc	-	deltat / totwa
totwa	-	tijdconstante van nivoregelaar van het accumulatorvat
cregnbr	-	deltat / todert
todert	-	tijdconstante van nivoregelaar van het bodemreservoir

pf	- druk op voedingsschotel
ptop	- topdruk
tpf	- tijdvariabele van pf
psch	- druk op schotel 1
tpschr	- tijdvariabele van psch
tl	- refluxtemperatuur
hanon	- verdampingswarmte van anon
capt	- soortelijke warmte anon
k	- toegevoerde koude via de condensor
vtop	- dampstroom in de top van de kolom
ttop	- toptemperatuur
ttr	- tijdvariabele van tl
lsup	- extra interne reflux t.g.v. via condensor toegevoerde koude
tlext	- tijdvariabele van lext
tlsup	- tijdvariabele van lsup
tvreb	- tijdvariabele van vreb
delnacc	- nivo verandering van het accumulatorvat
td	- topafvoer destillaat
oppa	- oppervlak accumulatorvat
nacc	- nivo accumulatorvat
lintsch	- interne reflux
tlintsch	- tijdvariabele van lintsch
fsch	- voedingsstroom naar schotel 1
tfv	- tijdvariabele voedingsstroom in regelaar
tfsch	- tijdvariabele van fsch
lschtot	- totale interne reflux op schotel 1
tb	- bodemafvoer
oppr	- oppervlak bodemreservoir
delnbr	- nivo verandering van het bodemreservoir
nbr	- nivo bodemreservoir
s	- scheidingsfactor
been	- constante
a	- constante
hulpeen	- hulpgrootheid
hulptwe	- "
xbb	- grootheid voor de berekening van xb
xf	- concentratie van de voeding
xbdis	- discriminant voor xb berekening

xb - concentratie bodemprodukt
 hulpdri - hulpgrootheid
 xd - concentratie topprodukt
 txbuit - tijdvariabele bodemconcentratie
 tf - temperatuur van de voeding
 tvrebtvx - tijdvariabele van vrebtxv
 txduit - tijdvariabele van topconcentratie
 tbod - bodemtemperatuur
 txv - temperatuur van plaat 15
 deen - constante
 een - constante

voor de regelaargrootheden geldt algemeen:

ugew - gewenste waarde van variabele u
 ugewbew - " " " " " tijdens vorige simulatieslag
 cou - omzetting van u-sigitaal in druksigitaal als regelaarinput
 poubew - verschilvariabele berekend tijdens vorige simulatieslag
 pklu - output van regelaar voor variabele u
 ku - versterkingsfaktor van regelaar voor variabele u
 ckli - omzetting druksigitaal van regelaaroutput in procesvariabele i
 cptl - soortelijke warmte lucht
 fl - luchtflow die de condensor ingaat
 tluin - buitenluchttemperatuur die de condensor ingaat
 tluuit - luchttemperatuur die de condensor uitgaat
 cvs - omzettingsconstante van vaanstand naar fl
 atphrot - aantal toeren per uur van de condensorrotor
 vs - vaanstand
 tfsmax - maximaal mogelijke stoomflow
 cpsto - constante i.v.m. druk van de stoom
 tfsreg - omzettingsvariabele voor slaafregelaar van tfs
 vtopxd - dampstroom i.v.m. xd-berekening
 vtopxb - " " xb- "
 tlextxd - tijdvariabele lext i.v.m. xd-berekening
 tlextxb - " " " xb- "
 tlsupxd - " lsup " xd- "
 tlsupxb - " " " xb- "
 tvrebx - " vreb " xd- "
 tvrebx - " " " xb- "

tfschxd - tijdvariabele fsch i.v.m. xd-berekening
tfschxb - " " " xb- "
txfxd - " xf " xd- "
txfxb - " xf " xb- "
xdb - grootheid voor xd- berekening
xdis - discriminant in xd-berekening

Bij de array deklaraties slaan de eerste twee letters DT op dode tijd,
waarna de betreffende variabele volgt.

E / E R / F A F F M A N S / D E S T I L L A T I E K U L U M
= = = = =

BEGIN

REAL

CPF , DELTAT , TOEEN , CPSCH , TOTWE , CACC , TODRI , KEEN ,
CLSUP , TOVIE , CVREB , TOVYF , CLINTSCH , TOZES , CFSCH ,
TOZEV , CXFXB , TOACH , CBR , TONEG , CXFXD , TUDIEN , GANONT , FERM ,
CVREBTXV , TOELF , CREGNACC , TOTWA , CREGNBR , TODERT ,
CREGTTL , TOVEER , CLSUPTXV , TOVYFT , CREGTXV , TOZEST ,
CREGFS , TOZEVT , CREGFV , TOACHTI , CREGLEXT , TONEGENT ,
CREGPTOP , TOTWIN , CFSCHXD , TOEENTW , CVREBXD , TOTWETW ,
CLSUPXD , TODRITW , CLEXTXD , TOVIETW , CFSCHXB , TOVYFTW ,
CVREBXE , TOZESTW , CLSUPXE , TOZEVTW , CLEXTXB , TOACHTW , PSTO ,
VREB , HWAT , TFS , HANGL , DELTAP , PF , PTOF , TPF ,
PSCH , TPSCH , IL , HANON , CAPT , K , VTOP , TTOP , TTL ,
LSUP , TLEXT , TLSUP , TVREB , DELNACC , TD , OPPA , NACC ,
LINTSCH , TLINTSCH , FSCH , TFV , TFSCH , LSCHTOT , TB ,
CPPR , DELNBR , NBR , S , BEEN , A , HULPEEN , HULPTWE , XBB ,
XF , XBDIS , XB , HULPDRI , XD , TXBUI , TF ,
TVREBTXV , TXDUIT , TBOD , TLSUPTXV ,
TXV , DEEN , EEEN , NACCGEW , NACCGEWBEW , CONACC , FONACCHEW ,
PKLNACC , KNACC , CKLU , NBRGEW , NBRGEWBEW , CONBR , PONBRBEW ,
PKLNBR , KNBR , CKLB , TILGEW , TILGEWBEW , COTTL , POTTLBEW ,
PKLTTL , KTTL , CKLVS , TXVGEW , TXVGEWBEW , COTXV , POTXVBEW ,
PKLTXV , KTXV , FSGEWBEW , CCFS , POFSEW , PKLFS , KFS ,
CKLFS , FVGW , FVGWBEW , CCFV , POFVBEW , PKLFV , KFV ,
CKLFV , LEXTGEW , LEXTGEWBEW , COLEXT , POLEXTBEW , PKLLEXT ,
KLEXT , CKLLEXT , PTOGGEW , PTOGGEWBEW , COPTOP , POPTOPBEW ,
PKLPTOP , KPTOP , CKLPTOP , CPTL , FL , TLUIN , TLUUIT , CVS ,
ATPHROT , VS , TFSMAX , CPSTO , TFSREG ,
VTOPXD , VTOPXB , TLEXTXD , TLEXTXB , TLSUPXD , TLSUPXB ,
TVREBXD , TVREBXB , TFSCHXD , TFSCHXB , TFXFD , TFXFB , XDB ,
XDDIS ;

ARRAY DTPF [0 : 6] , DTVREB [0 : 12] , DTLINTSCH [0 : 54] ,
DTFSCH [0 : 30] , DTAF [0 : 30] , DTLEXT [0 : 62] ,
DTLSUP [0 : 62] ;

PROCEDURE REGELAAR (UGEW , UGEWBEW , COU , U , POUBEW , PKLU ,
K , CREGU , BOOL) ;
VALUE UGEW , COU , U , K , CREGU ;
BOOLEAN BOOL ;
REAL UGEW , UGEWBEW , COU , U , POUBEW , PKLU ,
K , CREGU ;

BEGIN
REAL POU , V ;

IF BOOL
THEN POU := COU * (UGEW - U)
ELSE POU := COU * (U - UGEW) ;
V := UGEW - UGEWBEW ;
IF V #NEQ# 0 *THEN*
POUBEW := POU ;

```

PKLU := PKLU + K * POU
      - K * ( 1 - CREGU ) * POUBEW ;
#IF# PKLU #LSS# 0 #THEN# PKLU := 0.001 ;
#IF# PKLU #GTR# 15 #THEN# PKLU := 15 ;
POUBEW := POU ;
UGEWBEW := UGEW ;
#END# ;

```

```

#PROCEDURE# SCHUIVEN ( U , P , TU ) ;
#VALUE# P , TU ;
#INTEGER# P ;
#REAL# TU ;
#ARRAY# U [ * ] ;
#BEGIN# ;
#INTEGER# Q ;

#FOR# Q := P #STEP# - 1 #UNTIL# 1 #DO#
      U [ Q ] := U [ Q - 1 ] ;
U [ 0 ] := TU ;

#END# ;

```

```

CPF := DELTAT / TOEEN ;
CPSCH := DELTAT / TOTWE ;
CACC := DELTAT / TODRI ;
CLSUP := DELTAT / TOVIE ;
CVREB := DELTAT / TOVYF ;
CLINTSCH := DELTAT / TOZES ;
CFSCH := DELTAT / TOZEV ;
CXFXB := DELTAT / TOACH ;
CBR := DELTAT / TONEG ;
CXFXU := DELTAT / TOTIEN ;
CVREBTXV := DELTAT / TOELF ;
CREGNACC := DELTAT / TOTWA ;
CREGNBR := DELTAT / TODERT ;
CREGTL := DELTAT / TOVEER ;
CLSUPTXV := DELTAT / TOVYFT ;
CREGTXV := DELTAT / TOZEST ;
CREGFS := DELTAT / TOZEV ;
CREGFV := DELTAT / TOACHTI ;
CREGLEXT := DELTAT / TONEGENT ;
CREGPTOP := DELTAT / TOTWIN ;
CFSCHXD := DELTAT / TOEENTW ;
CVREBXD := DELTAT / TOTWETW ;
CLSUPXD := DELTAT / TODRITW ;
CLEXTXD := DELTAT / TOVIETW ;
CFSCHXB := DELTAT / TOVYFTW ;
CVREBXB := DELTAT / TOZESTW ;
CLSUPXB := DELTAT / TOZEV ;
CLEXTXB := DELTAT / TOACHTW ;
TERM := LOG ( PTOP / GANONT ) ;
#BEGIN# ;
HWAT := 2188200 - 18900 * PSTC ;
HANON := 307552 * ( ( ITOP + 273.2 ) / ( ITOP + 215.8 ) ) ** 2 ;
HANOL := 297849 * ( ( TBOU + 273.2 ) / ( TBOU + 179.1 ) ) ** 2 ;
KEEN := CAPT / HANON ;
VREB := HWAT * TFS / HANOL ;
DELTAP := 1.05 + 0.0000582 * VREB + 0.00000000047 * VREB ** 2 ;
PF := PTOP + 32 * DELTAP ;
SCHUIVEN ( DTPF , 6 , PF ) ;

```

```

TPF      := ( 1 - CPF ) * TPF + CPF * DTPF [ 6 ] ;
PSCH     := PTOP + 61 * DELTAP ;
TPSCH    := ( 1 - CPSCH ) * TPSCH + CPSCH * PSCH ;
FL       := CVS * ATPHROT * VS ;
TLUUIT   := TLUIN - 0.464 * ( TLUIN - TTOP ) ;
K        := CPTL * FL * ( TLUUIT - TLUIN ) ;
TL       := 1 / KEEN - K / ( CAPT * VTOP ) + TTOP ;
TTL      := ( 1 - CACC ) * TTL + CACC * TL ;
LSUP     := KEEN * TLEXT * ( TTOP - TTL ) ;
TLSUP    := ( 1 - CLSUP ) * TLSUP + CLSUP * LSUP ;
SCHUIVEN ( DTVREB , 12 , VREB ) ;
TVREB    := ( 1 - CVREB ) * TVREB + CVREB * DTVREB [ 11 ] ;
VTOP     := TVREB - TLSUP ;
DELNACC  := ( VTOP - TLEXT - TC ) / OPPA ;
NACC     := NACC + DELNACC ;
LINTSCH  := TLEXT + TLSUP ;
SCHUIVEN ( DTLINTSCH , 54 , LINTSCH ) ;
TLINTSCH := ( 1 - CLINTSCH ) * TLINTSCH + CLINTSCH * DTLINTSCH [ 54 ] ;
FSCH     := TFV ;
SCHUIVEN ( DTFSCH , 30 , FSCH ) ;
TFSCH    := ( 1 - CFSCH ) * TFSCH + CFSCH * DTFSCH [ 25 ] ;
LSCHTOT  := TLINTSCH + TFSCH ;
DELNBR   := ( LSCHTOT - VREB - TB ) / OPPR ;
NBR      := NBR + DELNBR ;
SCHUIVEN ( DTLSUP , 62 , TLSUP ) ;
SCHUIVEN ( DTLEXT , 62 , TLEXT ) ;
SCHUIVEN ( DTXF , 30 , XF ) ;
TFSCHXD  := ( 1 - CFSCHXD ) * TFSCHXD + CFSCHXD * DTFSCH [ 6 ] ;
TFSCHXB  := ( 1 - CFSCHXB ) * TFSCHXB + CFSCHXB * DTFSCH [ 30 ] ;
TVREBXD  := ( 1 - CVREBXD ) * TVREBXD + CVREBXD * DTVREB [ 12 ] ;
TVREBxB  := ( 1 - CVREBxB ) * TVREBxB + CVREBxB * DTVREB [ 10 ] ;
TLSUPXD  := ( 1 - CLSUPXD ) * TLSUPXD + CLSUPXD * DTLSUP [ 10 ] ;
TLSUPXB  := ( 1 - CLSUPXB ) * TLSUPXB + CLSUPXB * DTLSUP [ 62 ] ;
VTOPXD   := TVREBXD - TLSUPXD ;
VTOPXB   := TVREBxB - TLSUPXB ;
TLEXTXD  := ( 1 - CLEXTXD ) * TLEXTXD + CLEXTXD * DTLEXT [ 10 ] ;
TLEXTXB  := ( 1 - CLEXTXB ) * TLEXTXB + CLEXTXB * DTLEXT [ 62 ] ;
TXFXD    := ( 1 - CFXD ) * TXFXD + CFXD * DTXF [ 6 ] ;
TXFXB    := ( 1 - CFXB ) * TXFXB + CFXB * DTXF [ 30 ] ;
S        := BEEN * VTOPXD / TFSCHXD - A ;
HULPEEN  := VTOPXD - TLEXTXD ;
HULPTWE  := ( S - 1 ) * HULPEEN ;
XDB      := S * HULPEEN + ( S - 1 ) * TXFXD * TFSCHXD + TFSCHXD - VTOPXD
          + TLEXTXD ;
XDDIS    := SGRT ( XDB ** 2 - 4 * HULPTWE * S * TXFXD * TFSCHXD ) ;
XD       := ( XDB - XDDIS ) / ( 2 * HULPTWE ) ;
#IF# XD #LSS# 0 #THEN#
XD       := ( XDB + XDDIS ) / ( 2 * HULPTWE ) ;
TXDUIT   := ( 1 - CACC ) * TXDUIT + CACC * XD ;
S        := BEEN * VTOPXB / TFSCHXB - A ;
HULPEEN  := TFSCHXB - VTOPXB + TLEXTXB ;
HULPTWE  := ( S - 1 ) * HULPEEN ;
XBB      := S * ( VTOPXB - TLEXTXB ) + ( 1 - S ) * TXFXB * TFSCHXB
          + HULPEEN ;
XBDIS    := SGRT ( XBB ** 2 + 4 * TXFXB * TFSCHXB * HULPTWE ) ;
XB       := ( - XBB + XBDIS ) / ( 2 * HULPTWE ) ;
#IF# XB #LSS# 0 #THEN#
XB       := ( - XBB - XBDIS ) / ( 2 * HULPTWE ) ;
TXBUIT   := ( 1 - CBR ) * TXBUIT + CBR * XB ;

```

```

TTOP      := 1569.7 / ( 7.11 - TERM - LOG ( XD ) ) - 215.8      ;
TF        := 1551.2 / ( 7.45 -
LOG((XF*(-1.025*TF+50*XF+13.75)+ TPF  )/1.20 ))-179.1      ;
TBOD      := 1552.2 / ( 7.45 -
LOG( XB*(1.7*TBOD-5*TBOD* XB+654* XB-341.9)+TPSCH))-179.1;
TVREBTXV := ( 1 - CVREBTXV ) * TVREBTXV + CVREBTXV * DTVREB [ 3 ] ;
TLSUPTXV := ( 1 - CLSUPTXV ) * TLSUPTXV + CLSUPTXV * DTLSUP [ 47 ] ;
TXV      := DEEN *( TVREBTXV
- TLSUPTXV
) + EEEN      ;
REGELAAR ( NACCGEW , NACCGEWBEW , CONACC , NACC , PONACCBEW ,
PKLNACC , KNACC , CREGNACC , #FALSE# )      ;
TD        := CKLD * LOG ( PKLNACC + 1 )      ;
REGELAAR ( NBRGEW , NBRGEWBEW , CONBR , NBR , PONBRBEW , PKLNBR ,
KNBR , CREGNBR , #FALSE# )      ;
TB        := CKLB * PKLNBR      ;
REGELAAR ( TTLGEW , TTLGEWBEW , COTTL , TTL , POTTLBEW , PKLTTL ,
KTTL , CREGTTL , #FALSE# )      ;
VS        := CKLVS * PKLTTL      ;
REGELAAR ( TXVGEW , TXVGEWBEW , COTXV , TXV , POTXVBEW , PKLTXV ,
KTXV , CREGTXV , #TRUE# )      ;
TFSREG    := 0.001368 * TFS      ;
REGELAAR ( PKLTXV , FSGEWBEW , COFS , TFSREG , POFSEBW , PKLFS ,
KFS , CREGFS , #TRUE# )      ;
TFS       := CKLFS * PKLFS      ;
REGELAAR ( FVGEW , FVGEWBEW , COFV , TFV , PCFVBEW , PKLFV ,
KFV , CREGFV , #TRUE# )      ;
TFV       := CKLFV * PKLFV      ;
REGELAAR ( LEXTGEW , LEXTGEWBEW , COLEXT , TLEXT , POLEXTBEW ,
PKLLEXT , KLEXT , CREGLEXT , #TRUE# )      ;
TLEXT     := 10000 + CKLLEXT * PKLLEXT      ;
REGELAAR ( PTOCGEW , PTOCGEWBEW , COPTOP , PTOCP , POPTOPBEW ,
PKLPTOP , KPTOP , CREGPTOP , #TRUE# )      ;
PTOP      := CKLPTOP * PKLPTOP      ;
#END#
#END# .

```

```

ERRORS DETECTED = 0000.
SEGMENTS = 006. TOTAL SEGMENT SIZE = 000407 WORDS. CORE ESTIMATE = 001408 WORDS
= 000195 CARDS, 001975 SYNTACTIC ITEMS, 000067 DISK SEGMENTS.
NAME: E/ER/HAFFMANS/DESTILLATIEKOLON
TIME = 000013 SECONDS ELAPSED, 000004 SECONDS PROCESSING.

```

UNSTANTEN

PSTO CAPT UPPA BEEN A DEEN
6.4 2520.0 100.0 86300.0 274000.0 0.0013950

BEEN CONACC KNACC CKLD CONBR KNBR CKLB COTTL K TTL CKLVS OPPR
75.93 1.5 0.2 5208.0 1.5 0.9 60.0 0.167 0.9 0.9345 100.0

DTXV KTXV COFS KFS CKLFS COFV KFV CKLFV COLEXT KLEXT CKLLEXT COPTOP KPTOP
0.15 0.9 1.00.900 466.7 0.00136 0.9 733.3 0.001 0.9 1000. 0.1667 0.9

KLPTOP CPTL CVS CPSTO
6.0 1050. 10.58 1000.

LDCONSTANTEN

LTAT TOEEN TOTWE TODRI TOVIE TOVYF TOZES TOZEV TOACH TUNEG TOTIEN TOELF TOTWA
1.0 12.4 12.4 8.2 10.0 1.6 8.0 5.5 300.0 8.2 620.0 1.6 12.0

UDERT TOVEER TOVYFT TOZEST TOZEVI TOACHTI JONEGENT TOTWIN
12.0 48.00 470.0 12.0 12.0 12.0 12.0 12.0

DEENTW TOTWETW TODRITW TOVIEIW TOVYFTW TOZESTWTOZEVW TOACHTW
620.0 620.0 522.0 522.0 300.0 465.0 620.0 620.0

GINVOORWAARDEN

TFS PTOP TPF VTOP TTOP TTL TLEXT TLSUP TVREB NACC TLINTSCH TFV
172. 45. 134. 23204. 71.9 55. 17842. 1712. 24917. 5.0 19554. 6000.

IFSCH TB XF TFXB TXBUIT TFXD TXDUIT TF TVREBTVX NACCGEW NACCGEWBEW
000. 638. 0.90 0.90 0.06 0.9000 0.9997 100. 24917. 5.0 5.0

UNACCBEW PKLNACC NBRGEW NBRGEWBEW PONBRBEW PKLNBR TTLGEW TTLGEWBEW PUTTLBEW
0.00 9.7 5.0 5.0 0. 10.6 55. 55. 0.

KLTTL TD TBOD TPSCH NBR TLSUPTXV
12.0 5362. 123.3 215.0 5.00 1712.0

AVGEW TXVGEWBEW POTXVBEW PKLTXV FSGEWBEW PUFSEW PKLFS FVGEW FVGEWBEW POFVBEW
08.3 108.3 0.0 8.4 8.4 0.0 13.2 6000. 6000. 0.0

ALFV LEXTGEW LEXTGEWBEW POLEXTBEWPKLLEXT PLOPGEW PTOPEWBEW POPTOPBEW PKLPTOP
5.18 17842. 17842. 0.0 7.8 45.0 45.0 0.0 7.5

LUIN TLUUIT ATPHROT VS
18. 43. 3600. 10.0