

SIMULERING AV EN KEMISK REAKTOR

KRISTJÁN BJARTMARSSON

INSTITUTIONEN FÖR REGLERTEKNIK  
LUNDS TEKNISKA HÖGSKOLA  
1980

Organization <b>LUND INSTITUTE OF TECHNOLOGY</b> Department of Automatic Control P O Box 725 S-220 07 LUND 7 Sweden	Document name Master Thesis	
	Date of issue May, 1980	
	CODEN: LUTFD2/(TFRT-5232)/1-106/(1980)	
Author(s) Kristján H. Bjartmarsson	Sponsoring organization	
Title and subtitle Simulering av en kemisk reaktor (Simulation of a chemical reactor)		
Abstract		
<p>A continuous flow stirred tank reactor is simulated by using SIMNON, an interactive simulation program for nonlinear systems. In the reactor two parallel, irreversible reactions are assumed to take place: <math>A \rightarrow B</math> and <math>A \rightarrow C</math> which are, respectively, of 2nd and 1st order with respect to the concentration of A. The reactions are exothermic and hence the reactor is equipped with a cooling coil. A model of this process is derived from first principles and expressed in 5 1st order nonlinear differential equations in normalized form. The objective of the process is specified, and subject to constraints, an optimal unstable operating point is found. A linear model is derived from and compared to the nonlinear one. The eigenvalues are determined and certain transfer functions calculated. A continuous control system for the nonlinear model is developed heuristically by observing the various step responses. Cascade control is used for the temperature and composition loops. The effect of preload in connection with set-point changes is demonstrated. The sensitivity to disturbances in process parameters is investigated. An attempt is made at feedforward control. A conversion to sampled-data control system is made and associated effects on stability accounted for. A simple dead-beat strategy is obtained for the flow and level loops. Bang-bang control is shown to improve performance under certain conditions. The possibility of introducing dead time into the model is discussed briefly.</p>		
Key words		
Classification system and/or index terms (if any)		
Supplementary bibliographical information		Language Swedish
ISSN and key title		ISBN
Recipient's notes	Number of pages 111	Price
	Security classification	
Distribution by (name and address)		

SIMULERING AV EN KEMISK REAKTOR

av

Kristján H. Bjartmarsson

# INNEHÅLLSFÖRTECKNING

## FÖRORD

1. INTRODUKTION	
1.1 Referat .....	1
1.2 Utrustning .....	2
2. SYSTEMBESKRIVNING	
2.1 Reaktionssystemet .....	3
2.2 Reaktorn .....	4
2.3 En processmodell .....	5
2.4 Modellens brister .....	9
3. STATISK OPTIMERING	
3.1 Mål .....	10
3.2 Optimal arbetspunkt .....	11
3.3 Värmekurvor .....	15
3.4 Fasdiagram I .....	17
4. LINJÄRISERING	
4.1 Systemmatriser .....	19
4.2 Fasdiagram II .....	21
4.3 Karakteristiska ekvationen och egenvärden .....	23
4.4 Överföringsfunktioner .....	23
4.5 Observerbarhet och styrbarhet .....	25
4.6 Simulering av de öppna systemen RELIN och RENON ....	26
5. KONTINUERLIG REGLERING	
5.1 Reglerstrategi .....	28
5.2 Temperaturreglering I	
5.2.1 Återkoppling $x_4 \rightarrow u_4$ .....	29
5.2.2 Kaskadreglering .....	36
5.3 Koncentrationsreglering I .....	41
5.4 Flödes- och nivåreglering I .....	46
5.5 Ändring av arbetspunkt I .....	48
5.6 Parameterkänslighet I .....	49
5.7 Framkopplingar .....	51

6. DISKRET REGLERING	
6.1 Regleralgoritm .....	52
6.2 Temperaturreglering II .....	52
6.3 Koncentrationsreglering II .....	54
6.4 Flödes- och nivåreglering II .....	56
6.5 Ändring av arbetspunkt II .....	58
6.6 Parameterkänslighet II .....	60
6.7 On-off-reglering .....	60
7. SLUTORD .....	63
8. REFERENSER	
8.1 Litteratur .....	64
8.2 Personligt .....	67
8.3 Program .....	67
APPENDIX 1 : TECKENFÖRKLARING .....	68
APPENDIX 2 : PROCESSMODELLEN	
A2.1 Materialbalanser .....	71
A2.2 Energibalanser	
A2.2.1 Reaktormediet .....	72
A2.2.2 Kylsystemet .....	74
A2.3 Normalisering .....	75
APPENDIX 3 : DERIVATOR .....	78
APPENDIX 4 : PROGRAM .....	79

## FÖRORD

Detta examensarbete har utförts vid Tekniska Högskolan i Lund, Institutionen för Reglerteknik, 1979 - 1980. Jag vill tacka min handledare, universitetslektor Björn Wittenmark, och min livs- ledsagerska, Halldóra Gudmundsdóttir, för all hjälp och tålamod, Mikael Grimsberg, Avdelningen för Kemisk Teknologi, LTH, för en klargörande diskussion om kemiska reaktorer, Thormóður Svafarsson och Fanney H. Bjartmarsdóttir för föda och ett skyddande tak de två sista månaderna, Margrét Hermannsdóttir och Thorlákur Helgason för lån av skrivmaskin, Halldór Árnason för lån av böcker, Hallgrímur Gunnarsson för programtekniska råd och Geir R. Jóhannesson för förklaring av Einsteins Relativitetsteori.

Lund, i maj 1980

Kristján Helgi Bjartmarsson

## 1. INTRODUKTION

### 1.1 Referat

Föremålet för detta examensarbete är modellering och simulering av en kemisk reaktor m.h.a. SIMNON, ett interaktivt programpaket för simulering av olinjära system [33].

I avsnitt 2 (SYSTEMBESKRIVNING) definieras reaktionssystemet och en modell för systemet reaktor/reaktion uppställs. Reaktionssystemet består av två, parallella, irreversibla reaktioner,  $A \rightarrow B$  resp.  $A \rightarrow C$ , vilka är av 2. resp. 1. grad m.a.p. koncentrationen av den primära substansen, A. Reaktorn är av typen CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor), en tankreaktor med kontinuerligt genomflöde och "fullständig" omblandning av reaktormediet. Reaktionerna är exotermiska och reaktorn förses därför med en kylslinga. Modellen (program: RENON) består av 5 olinjära tillståndsekvationer på normaliserad form. Tillstånden motsvarar: (ut)koncentrationen av A ( $x_1$ ), (ut)koncentrationen av B ( $x_2$ ), reaktorns volym ( $x_3$ ), reaktorns temperatur ( $x_4$ ) resp. kylvatten-temperatur ( $x_5$ ). Styrvariablerna är fyra, motsvarande inlopps-koncentrationen av A ( $u_1$ ), materialflöde in ( $u_2$ ), materialflöde ut ( $u_3$ ) resp. kylvattenflöde ( $u_4$ ).

I avsnitt 3 (STATISK OPTIMERING) sökes en lämplig arbetspunkt för processen. Statisk optimering utföres med utgångspunkt i uppställda prestandakrav med hänsynstagande till begränsningar. Den önskade produkten är B och man försöker först och främst maximera utbytet  $x_2/u_1$ . Man finner att arbetstemperaturen skall vara den högsta möjliga och att för varje temperaturnivå finns det ett optimalt värde för hålltiden ( $x_3/u_2$ ). Vid det optimala värdet på styrvektorn ( $\underline{u}$ ) har systemet tre jämviktspunkter, som visas med ett fasdiagram. Den optimala punkten är en sadelpunkt och således instabil.

I avsnitt 4 (LINJÄRISERING) göres en linjärisering (RELIN) av det olinjära systemet kring den optimala arbetspunkten. Den karakteristiska ekvationens koefficienter uträknas och egenvärden löses ut. Systemets instabilitet framträder i form av ett positivt egenvärde ( $\lambda_4$ ). Överföringsfunktioner för tre insignal-utsignalpar tas fram. M.h.a. Rouths algoritm finner man att systemet kan stabiliseras med en proportionell temperaturåterkoppling. M.h.a. programpaketet MODPAC [34] undersöks RELINs styrbarhet och observerbarhet. Det visar sig att för styrbarhet behöver man endast två av styrsignalerna, om de är lämpligt valda, och för observerbarhet räcker det att ha som utsignaler två lämpligt valda tillstånd. De öppna systemen RENON och RELIN simuleras och jämföres (fasdiagram mm).

Avsnitt 5 (KONTINUERLIG REGLERING) behandlar syntes av ett kontinuerligt reglersystem för RENON. Fullt utvecklad består det av 6 reglerloopar: två för temperatur (kaskad PI-P), två för koncentration (kaskad PI-PD), en för inflöde (flödeskontroll (P)I), och en för vätskenivå (P). Regulatorernas parametervärden inställes med ledning av olika stegsvar. Först stabiliseras arbetspunkten genom direkt temperaturåterkoppling (PID) till kylflödet. RENON

och RELIN jämföres under denna reglering. RENONs känslighet för temperatur- och flödesstörningar i kylsystemet minskar avsevärt vid införelse av kaskadreglering. Reaktortemperaturen styrs då med en PI-regulator som styr börvärdet på kylvattentemperaturen som i sin tur är P-återkopplad till kylflödet. Koncentrationen regleras på liknande sätt. Koncentrationen av B regleras av en PI-regulator som manipulerar med börvärdet på A's koncentration medan denna regleras m.h.a. en PD-återkoppling till inloppskoncentrationen. Koncentrationen av A är känsligare än B's för störningar i inloppskoncentrationen och är denna kaskadreglering därför att föredraga framför en direkt återkoppling av B's konc. till A's inloppskonc. Ett försök med framkoppling av kylflöde till inloppskoncentration ger knappast någon störningsmässig förbättring av reglersystemet.

I avsnitt 6 (DISKRET REGLERING) diskretiseras reglersystemet. Man finner att samplingsintervallet 24 s (jfr. med RELINs minsta tidskonstant som är ca 38 s) är acceptabelt för både temperatur- och koncentrationsreglering. Vissa modifieringar behöver göras på parametervärden för att bibehålla stabiliteten. Den diskreta regleringen blir något långsammare än den kontinuerliga men är annars i stort sett jämförbar. För flödes- och nivålooparna kan man med lämpligt val av parametervärden uppnå DEAD-BEAT för stegstörningar i flöde resp. nivå. Slutligen gör man försök med periodisk reglering av temperaturen (BANG-BANG eller ON-OFF control). Kylflödet kan då antaga endast två lägen: ON när temperaturen överskrider en viss övre gräns, OFF om den understiger en annan, lägre gräns. Under vissa omständigheter kan man med denna reglering uppnå ett högre medelvärde på utbytet än är möjligt med steady-state reglering.

I avsnitt 7 (SLUTORD) diskuteras kort alternativa syntesmetoder, effekten av eventuell dödtingsinförelse, mm.

## 1.2 Utrustning

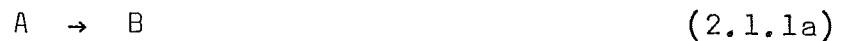
Vid programutveckling och simulering har institutionens dator, Digital PDP-15 ("Hilbert"), använts. Kringutrustning: en displayterminal (Beehive B100), ett fast och ett utbytbar skivminne (Digital), tre bandstationer för Dectape (Digital), en stansare/läsare för hållremsor (Digital), en grafisk minnesskärm (Tektronix 611) med kopieringsmaskin (Tektronix Hard Copy Unit 4601) och en radskrivare (Anelex 5B-160).



## 2. SYSTEMBESKRIVNING

### 2.1 Reaktionssystemet

Det undersökta reaktionssystemet består av två parallella, irreversibla reaktioner:



där den förra är 2.grads m.a.p. koncentrationen av A ( $c_A$ ) och den senare 1.grads, vilket innebär att reaktionshastigheterna (reaction rates,  $[\text{mol}/\text{m}^3 \text{ s}]$ ) bestäms av uttrycken [1,2]:

$$r_1 = k_1 c_A^2 \quad (2.1.2)$$

$$r_2 = k_2 c_A \quad (2.1.3)$$

Hastighetskoefficienterna (velocity constants, specific reaction rates)  $k_1$  och  $k_2$  antages lyda den s.k. Arrheniusrelationen [3]:

$$k_n = \alpha_n e^{-E_n/RT} \quad n = 1,2 \quad (2.1.4)$$

$\alpha_n$  är en för reaktionen specifik konstant (frequency factor, dimension beroende av reaktionsgrad),  $E_n$  är aktiveringsenergin [J/mol], R gaskonstanten = 8.314 J/mol<sup>o</sup>K, T temperaturen [<sup>o</sup>K].

Den parallella reaktionen är exotermisk, d.v.s. värmealstrande.

I vårt fall antages komponent B vara den eftertraktade produkten och C en önskad biprodukt.

Det bör påpekas, att detta reaktionssystem är mycket enkelt jämfört med flertalet reaktioner av intresse i industriella processer.

## 2.2 Reaktorn

Reaktionen (2.1.1) förutsätts äga rum i en kemisk reaktor av typen CSTR (Continuous Stirred Tank Reactor) [1,4,5].

En sådan består av en tank igenom vilken man har ett kontinuerligt materialflöde. In strömmar de ämnen som skall reagera (plus eventuellt lösningsmedel); ut det (delvis) reagerade materialet.

Reaktorinnehållet hålls i ständig omrörelse. En lämplig första approximering av reaktorns beteende baseras på antagandet att omblandningen är fullständig (se avsnitt 2.4 och appendix 2).

I det aktuella fallet, med en exotermisk reaktion, har reaktorn försetts med en kylslinga för att uppnå erforderlig kylning, se fig. 2.2.1. (man talar ibland om AUTOTERMISK reaktor när den för reaktionen lämpliga temperaturnivån uppnås genom självuppvärmning, d.v.s. man behöver ej tillföra reaktorn värme).

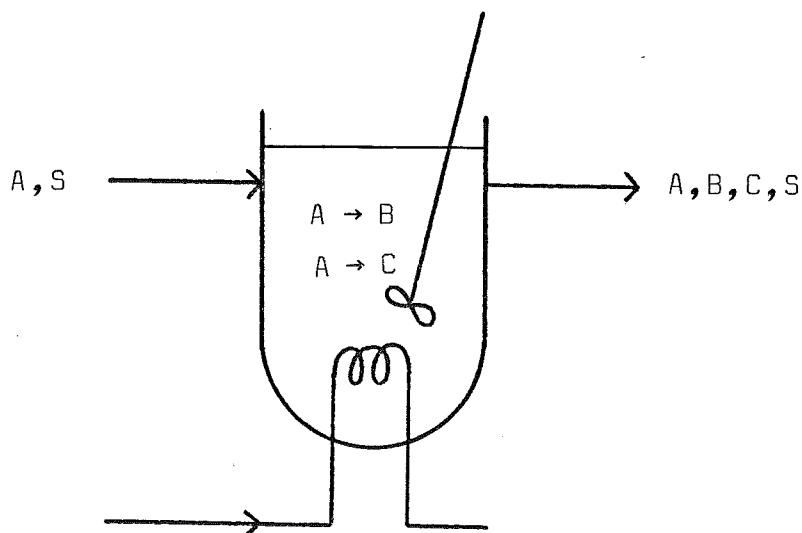


Fig. 2.2.1. En schematisk bild av en CSTR (med kylslinga och omrörare) för reaktionen (2.1.1).

S : lösningsmedel.

### 2.3 En processmodell

Reaktorn/reaktionen utgör en process som kan beskrivas av ett system olinjära differentialekvationer; på matrisform:

$$\dot{\underline{x}} = \underline{f}(\underline{x}, \underline{u}) \quad (2.3.1)$$

Ekvationerna härleds i appendix 2 och sätts på följande normaliserade form. Ekv. (2.3.1a), (2.3.1b) och (2.3.1c) beskriver materialbalansen; (2.3.1d) och (2.3.1e) energibalansen för reaktorinnehåll resp. kylsystem:

$$\dot{x}_1 = u_2(u_1 - x_1)/x_3 - a_1 e^{-s/x_4} \cdot x_1^2 - a_2 e^{-s \cdot k_E/x_4} \cdot x_1 \quad (2.3.1a)$$

$$\dot{x}_2 = -u_2 x_2/x_3 + a_1 e^{-s/x_4} \cdot x_1^2 \quad (2.3.1b)$$

$$\dot{x}_3 = u_2 - u_3 \quad (2.3.1c)$$

$$\dot{x}_4 = u_2(T_{r1} - x_4)/x_3 - Q/x_3 + L_1 a_1 e^{-s/x_4} \cdot x_1^2 + L_2 a_2 e^{-s \cdot k_E/x_4} \cdot x_1 \quad (2.3.1d)$$

$$\dot{x}_5 = D(x_4 - x_5)/k_V - D \cdot Ar \cdot (x_5 - T_{c1})/k_V \cdot (1 - Ar) \quad (2.3.1e)$$

där  $Q = D \cdot (x_4 - x_5)$  (2.3.2)

och  $Ar = u_4 (1 - e^{-D/u_4})/D$  (2.3.3)

Följande korrespondens gäller mellan modellen och den verkliga processen (se fig. 2.3.1):

- $x_1$  : koncentration komponent A
- $x_2$  : koncentration komponent B
- $x_3$  : volym reaktor
- $x_4$  : temperatur reaktor
- $x_5$  : temperatur kylsystem
  
- $u_1$  : inloppskoncentration komponent A
- $u_2$  : volymflöde in
- $u_3$  : volymflöde ut
- $u_4$  : kylvattenflöde
  
- $T_{r1}$  : inloppstemperatur reaktor
- $T_{c1}$  : inloppstemperatur kylsystem
- $Q$  : värmefflöde reaktor  $\rightarrow$  kylsystem

För klargöring av övriga beteckningars innebörd (både här och i fortsättningen) hänvisas till appendix 1 och 2. Parametrarnas värden ges i tabell 2.1 sida 7.

Modellen är fysikaliskt meningsfull endast om:

$$0 \leq x_1 \leq 1$$

$$0 \leq x_2 \leq 1$$

$$0 \leq x_3$$

$$0 \leq x_4$$

$$0 \leq x_5$$

$$0 \leq u_1$$

$$0 \leq u_2$$

$$0 \leq u_3$$

$$0 \leq u_4$$

Tabell 2.1. Parametervärden

D	:	5.0	
s	:	100	
a <sub>1</sub>	:	70 e <sup>28</sup>	= 1.01·10 <sup>14</sup>
a <sub>2</sub>	:	70 e <sup>23</sup>	= 6.82·10 <sup>11</sup>
k <sub>E</sub>	:	0.85	
k <sub>V</sub>	:	0.2	
L <sub>1</sub>	:	1.0	
L <sub>2</sub>	:	1.2	
T <sub>rl</sub>	:	2.7	(37 °K)
T <sub>cl</sub>	:	2.5	(14 °K)

Modellens tidsenhet är reaktorns hålltid (holding time). Reaktorn antages vid stationaritet ha volymen 1200 liter och genomflödet 60 liter per minut, vilket medför att:

$$\text{hålltiden} = 1200/60 = 20 \text{ minuter.}$$

Parametervärden har valts m.h.a. [6,32]. I appendix 4 finns ett SIMNON-program, RENON, som beskriver modellen. I RENON ligger exponentialdelen av a<sub>1</sub> och a<sub>2</sub> inbakad i Arrheniusrelationen.

Vid stationaritet (systemjämvikt) gäller vidare (se app.2):

$$Q = Q_j = D \cdot A_T (x_4 - T_{cl}) \quad (2.3.4)$$

Vill man försumma kylsystemets dynamik (dess tidskonstant är ju relativt liten) använder man detta uttryck för Q i systemekv. (2.3.1d). Denna möjlighet har man i RENON genom val av den logiska parametern ALT.

I det följande kommer uttrycken "processen" och "systemet" att användas mer eller mindre synonymt.

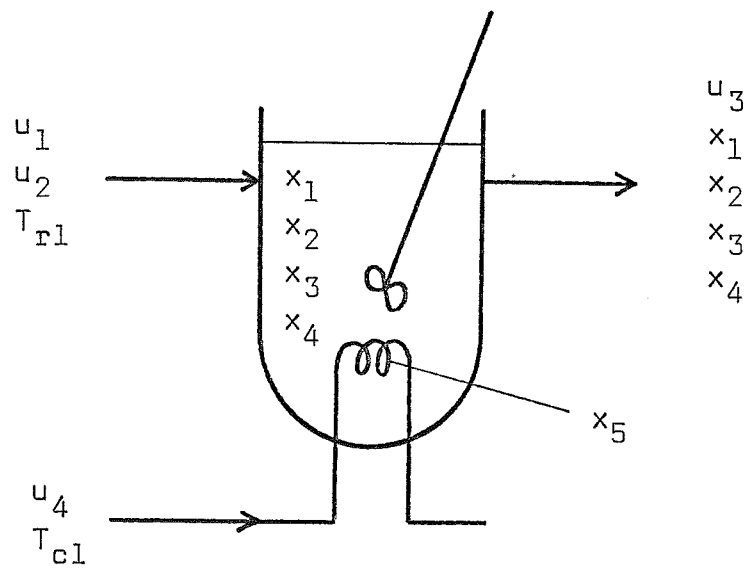


Fig. 2.3.1. Schematisk bild av den kemiska reaktorn (RENON) med tillstånd, styrvariabler och inloppstemperaturer införda.

## 2.4 Modellens brister

Vid systemekvationernas uppställande har man gjort vissa för-  
enklande antaganden, vilka naturligtvis i viss mån begränsar  
modellens användbarhet. Här skall nämnas de mest iögonfallande  
(se också app.2).

Den fullständiga omblandningens hypotes.

En 100% effektiv omrörning skulle innebära att material kunde  
flyttas från inlopp till utlopp på bokstavligen nolltid, vilket  
är en omöjlighet. Därav leder, att någon dödtid (dead time)  
måste existera: d.v.s. det tar en viss tid innan utsignalen  
reagerar på en insignaländring. Denna företeelse är av stor be-  
tydelse. Den förekommer i alla transportsystem och kan orsaka  
svåra stabilitetsproblem. Shinskey [7] kallar dödtiden för "the  
difficult element". Man kan således förvänta sig att införelse  
av dödtid i hög grad påverkar valet av regulatorparametrar.

Kylsystemet beskrivs här av en modell med diskret temperatur.  
En mer exakt modell använder en partiell differentialekvation,  
som påpekas i appendix 2. För "små" temperaturdifferenser är  
skillnaden dock av mindre betydelse. I vårt fall är temperatur-  
differensen omkring 0.5 (ca 60<sup>o</sup>K) och kylvattentemperaturen  
representeras av ett flödesberoende medeltal av  $x_4$  och  $T_{c1}$ .

Inkoncentrationen  $u_1$  och flödena  $u_2$ ,  $u_3$  och  $u_4$  antages direkt  
och momentant styrbara medan dessa i realiteten påverkas via  
olinjära dynamiska system av typ ventil eller pump. Tidskonstan-  
ten hos sådana system kan emellertid vara så liten som 1 s,  
vilket torde vara försumbart jämfört med övriga tidskonstanter  
(se avsnitt 4.3).

Dödtid införes även vid mätning av kemiska processvariabler,  
särskilt koncentrationer.  $x_1$ ,  $x_2$ ,  $x_3$ ,  $x_4$  och  $x_5$  antages kunna  
observeras utan sådana olägenheter. Ej heller tages någon  
direkt hänsyn till det brus som alltid är tillstädes i mätsig-  
naler.

### 3. STATISK OPTIMERING

#### 3.1 Mål

Man har vissa krav på systemets prestanda, som man försöker uppfylla genom val av lämplig arbetspunkt. Systemet är också behäftad med vissa begränsningar, som kan påverka detta val. Härunder räknas upp de krav och begränsningar som man i detta fall utgår ifrån. Ospecificerade maximivärden bestämmes senare.

#### I. Krav (i preferensordning):

- |   |          |
|---|----------|
| Högt utbyte, $x_2/u_1$                    | (3.1.1a) |
| Given konstant utkoncentration, $x_2$     | (3.1.1b) |
| Givet konstant flöde, $u_2$               | (3.1.1c) |
| Kort hålltid (d.v.s. liten volym, $x_3$ ) | (3.1.1d) |

#### II. Begränsningar:

- |                         |          |
|-------------------------|----------|
| $0 \leq x_1 \leq 1$     | (3.1.2a) |
| $0 \leq x_2 \leq 1$     | (3.1.2b) |
| $0 \leq x_3 \leq x_3^*$ | (3.1.2c) |
| $0 \leq x_4 \leq x_4^*$ | (3.1.2d) |
| $0 \leq x_5 \leq x_5^*$ | (3.1.2e) |
| $0 \leq u_1 \leq u_1^*$ | (3.1.2f) |
| $0 \leq u_2 \leq u_2^*$ | (3.1.2g) |
| $0 \leq u_3 \leq u_3^*$ | (3.1.2h) |
| $0 \leq u_4 \leq u_4^*$ | (3.1.2i) |

Med "optimal arbetspunkt" menas här en arbetspunkt som väljs enligt ovanstående kriterier. Nedkylningskostnader antages vara av sekundär betydelse, se även härom i avsnitt 3.3.



### 3.2 Optimal arbetspunkt

Vid stationaritet gäller för ekvationssystemet (2.3.1):

$$\dot{\underline{x}} = \underline{f}(\underline{x}, \underline{u}) = 0 \quad (3.2.1)$$

Med införelse av  $y = e^{-s/x_4}$  och  $\theta = x_3/u_2$  (normaliserad hålltid) får man:

$$0 = u_1 - x_1 - a_1 y x_1^2 \theta - a_2 y^{k_E} x_1 \theta \quad (3.2.1a)$$

$$0 = -x_2 + a_1 y x_1^2 \theta \quad (3.2.1b)$$

$$0 = u_2 - u_3 \quad (3.2.1c)$$

$$0 = T_{r1} - x_4 - Q/u_2 + L_1 a_1 y x_1^2 \theta + L_2 a_2 y^{k_E} x_1 \theta \quad (3.2.1d)$$

$$0 = (1 - Ar)(x_4 - x_5) - Ar(x_5 - T_{c1}) \quad (3.2.1e)$$

Man vill maximera  $x_2/u_1$ . M.h.a. (3.2.1a) och (3.2.1b) kan man nu lösa:

$$\left( \frac{\partial x_2}{\partial y} \right)_{u_1, \theta} = 0 \quad *) \quad (3.2.2)$$

Lösningen ger att för fast  $u_1, \theta$ , är  $x_2$  maximum när:

$$\theta (2k_E - 1) a_2 y^{k_E} = 1 \quad (3.2.3)$$

d.v.s. ju högre  $y$  (temperatur) desto mindre  $\theta$  (jfr. krav (3.1.1d)).

---

\*) För härledning av denna och följande derivator, se app.3.

Håller man nu istället  $u_1$ ,  $y$  fast och löser:

$$\left(\frac{\partial x_2}{\partial \theta}\right)_{u_1 y} = 0 \quad (3.2.4)$$

får man:

$$\theta a_2 y^{k_E} = 1 \quad (3.2.5)$$

Med andra ord:  $x_2$ 's maximum m.a.p.  $y$  sammanfaller ej med  $x_2$ 's maximum m.a.p.  $\theta$ . Detta förhållande åskådliggöres i fig. 3.2.1.

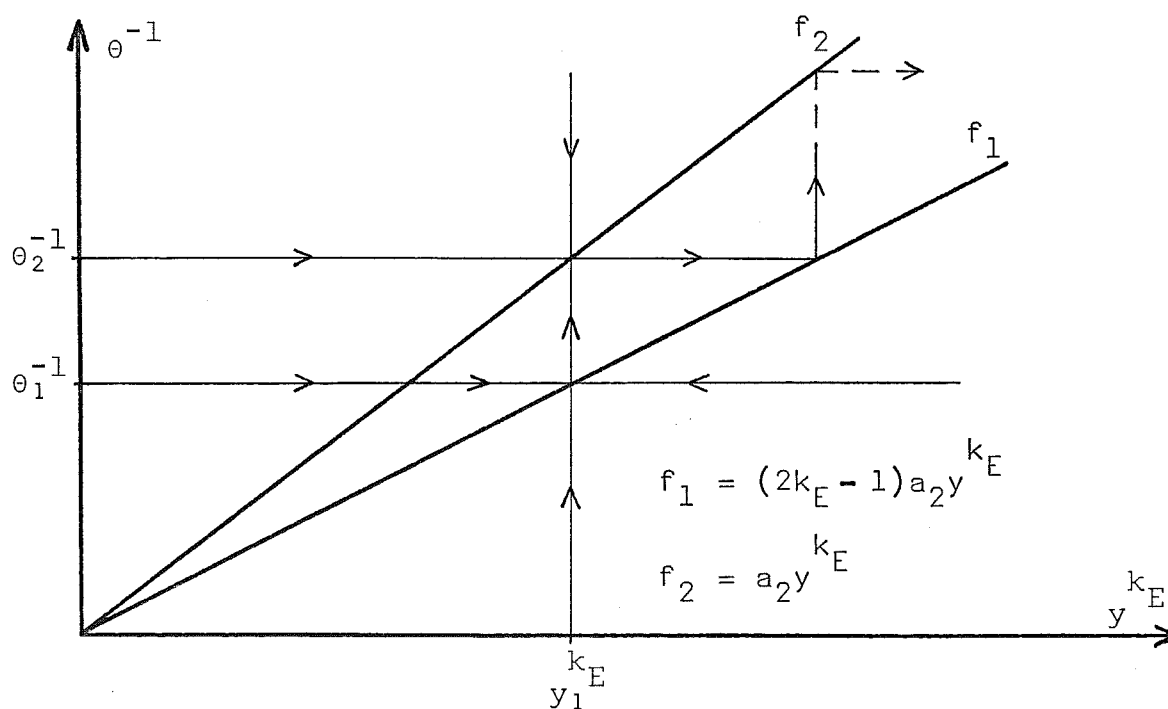


Fig. 3.2.1.  $x_2$  ökar med pilarnas riktning.

För  $\theta$  konstant =  $\theta_1$  är  $x_2$  maximum när  $y = y_1$  enligt (3.2.3).  
Men för  $y$  konstant =  $y_1$  är  $x_2$  maximum när  $\theta = \theta_2$  enligt (3.2.5).  
 $x_2$  ökar med pilarnas riktning i fig.

Låter man (3.2.5) gälla fås för  $x_2$ 's gränsvärde när  $x_4 \rightarrow \infty$  ( $y \rightarrow 1$ ) och  $u_1 = 1$  (erhålles m.h.a. (3.2.1a) och (3.2.1b)):

$$\lim_{x_4 \rightarrow \infty} x_2 \approx 0.85$$

Men  $x_4$  begränsas av (3.1.2d):

$$0 \leq x_4 \leq x_4^* \quad (3.1.2d)$$

och man väljer därför  $x_4^0 = x_4^*$  och  $\theta^0 = (a_2 e^{-s k_E / x_4^0})^{-1}$ .

(Får  $x_4^*$  under inga omständigheter överskridas så väljer man istället  $x_4^0 = x_4^* - e$ , där  $e$  är en säkerhetsmargin).

Det är ju  $x_2/u_1$  som skall maximeras; samma resultat kan därför erhållas genom att söka  $u_1$ 's minimum, d.v.s. genom att lösa:

$$\left(\frac{\partial u_1}{\partial y}\right)_{x_2 \theta} = 0 \quad \text{och} \quad \left(\frac{\partial u_1}{\partial \theta}\right)_{x_2 y} = 0 \quad (\text{app. 3})$$

Den optimala punkten  $(\underline{x}^0, \underline{u}^0)$  bestäms alltså av följande:

$$x_2^0 \quad \text{givet}$$

$$u_2^0 \quad \text{givet}$$

$$x_4^0 = x_4^* \quad \text{givet}$$

$$\theta^0 = (a_2 e^{-s k_E / x_4^0})^{-1} \quad \text{enligt (3.2.5)}$$

$$x_3^0 = \theta^0 u_2^0$$

$$x_1^0 = \sqrt{x_2^0 / a_1 y^0 \theta^0} \quad \text{enligt (3.2.1b)}$$

$$u_1^0 = 2 x_1^0 + x_2^0 \quad \text{enligt (3.2.1a) och (3.2.1b)}$$

$$u_3^0 = u_2^0 \quad \text{enligt (3.2.1c)}$$

$u_4^0$  erhålles ur (3.2.1d) och (3.2.1e) (eller ur (3.2.1d) och (2.3.4)) och ovanstående m. iteration

$x_5^0$  fås sedan ur (3.2.1e)

Har man sålunda bestämt värdena på  $x_2^0$ ,  $u_2^0$ ,  $x_4^0$ , kan man med lätthet räkna ut övriga variablers jämviktsvärden. Nu har emellertid referensvärdena ( $V_0$ ,  $F_0$ ,  $c_{A00}$ , se app.2) i förväg valts så att:

$$u_1 = u_2 = u_3 = x_3 = 1$$

just vid den optimala punkten. Det blir därför i realiteten detta som bestämmer de nominella värdena på

$$x_1^0, x_2^0, x_4^0, x_5^0, u_4^0.$$

SIMNON-programmet OPTIM (app.4) räknar ut dessa värden och man får:

$$x_1^0 = 0.4021$$

$$u_1^0 = 1$$

$$x_2^0 = 0.1958$$

$$u_2^0 = 1$$

$$x_3^0 = 1$$

$$u_3^0 = 1$$

$$x_4^0 = 3.119$$

$$u_4^0 = 0.4179$$

$$x_5^0 = 3.068$$

### 3.3 Värmekurvor

Ekvationssystemet (2.3.1) har 1 eller 3 stationära punkter beroende på värdet på  $u_4$ . I fig. 3.3.1 visas värmealstringens ( $Q_A$ ) och värmebortledningens ( $Q_B$ ) beroende av temperaturen ( $x_4$ ) [8,9], för 3 olika värden på  $u_4$  ( $x_3$ ,  $u_1$ ,  $u_2$  hålls konstant). Kurvorna genereras av SIMNON-programmet HEAT (app.4).  $Q_A$  är alltså det värme som alstras vid reaktionen,  $Q_B$  det värme som leds bort via kylsystemet plus det värme som går åt för uppvärmning av inflödet från temperaturen  $T_{r1}$  till  $x_4$ .

De stationära punkterna bestäms av skärningspunkterna mellan dessa kurvor. Genom lämpligt val av  $u_4$  kan man ge systemet en stationär punkt vid önskad temperatur. Detta är just det som gjordes i föregående avsnitt. Med  $u_4 = 0.4179$  inträffar de tre stationära punkterna vid  $x_4 = 2.651$ ,  $x_4 = 3.119$  resp.  $x_4 = 3.399$ . Den optimala punkten ( $x_4 = 3.119$ ) är tydligen instabil. Den kan göras stabil m.h.a. återkoppling.

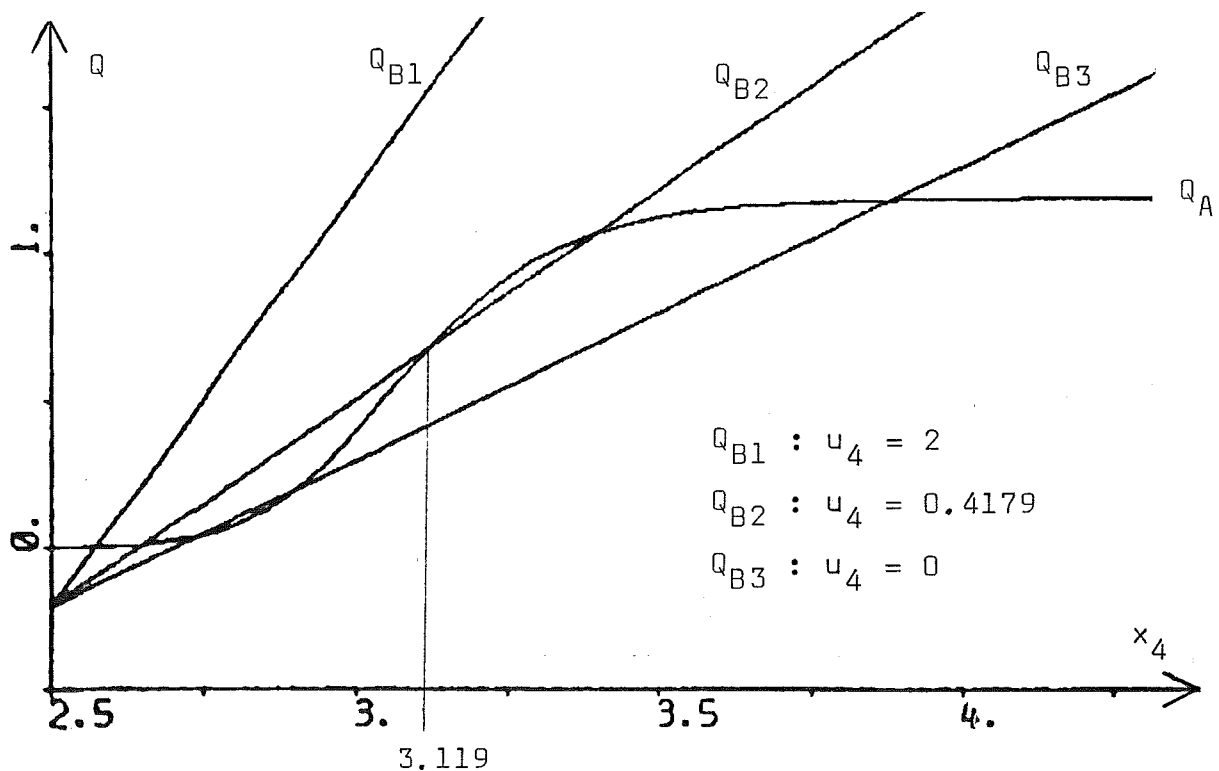


Fig. 3.3.1. De stationära punkterna bestäms av skärningspunkterna mellan kurvorna  $Q_A$  och  $Q_B$ .

Stationära punkter för olika värden på  $u_4$  finnes m.h.a. SIMNON-programmet STAT, app.4 (jfr. OPTIM).

Vill man ändra  $u_2$  och samtidigt hålla  $x_2, x_3, x_4$  konstant (=  $x_2^0, x_3^0, x_4^0$  respektive) kan det göras genom att reglera  $x_2$  m.h.a.  $u_1, x_3$  m.h.a.  $u_3$  och  $x_4$  m.h.a.  $u_4$  (man kyler bort överskottsvärmet, d.v.s.  $Q_A = Q_B$ ). I fig. 3.3.2 visas hur  $u_1$  och överskottsvärmet  $Q_C$  (= bortkyllt värme) beror av  $u_2$  under dessa förhållanden.

Det konstateras att  $u_1$  har sitt minimum ( $x_2/u_1$  sitt maximum) vid  $u_2 = 1$ , som väntat. Vid ungefär samma värde har  $Q_C(u_4)$  maximum (Exakt värde får man medelst lösning av

$$\left(\frac{\partial Q}{\partial u_2}\right)_{x_2, x_3, y} = 0 \quad (\text{app. 3})$$

vilket ger  $u_2 = 1.16$ ).

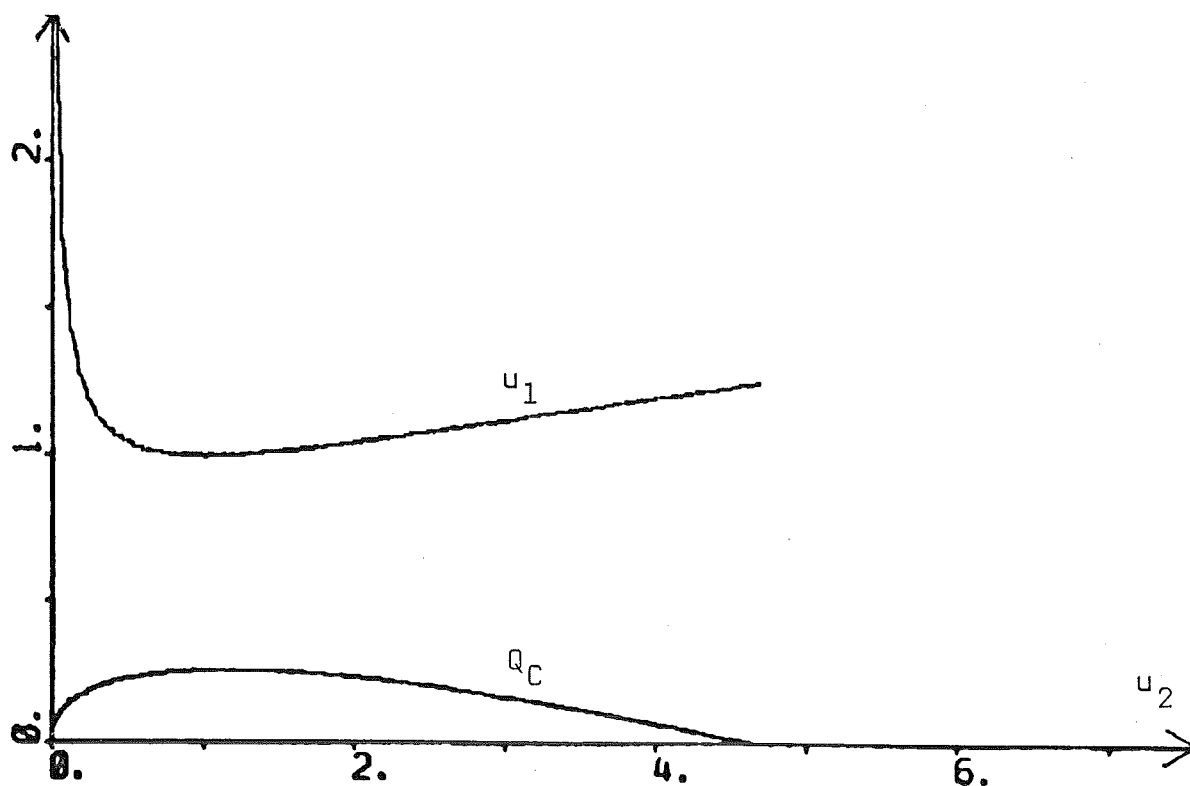


Fig. 3.3.2. Inkoncentrationens ( $u_1$ ) och överskottsvärmets ( $Q_C$ ) beroende av  $u_2$  då  $x_2, x_3, x_4$  hålles konstanta m.h.a. reglering.

Ökas  $u_2$  till 4.66 (eller: minskas  $x_3$  till  $1/4.66 = 0.21$ ) blir  $Q_c = 0$ , d.v.s. processen blir självkylande och behöver ingen extra kylning utan kan regleras med enbart  $u_1$ ,  $u_2$  och  $u_3$ .

Vid detta värde på  $u_2$  ( $=4.66$ ) är  $u_1 = 1.25$ . Utbytet har alltså minskat från ca 0.20 till ca 0.16. Producerad kvantitet,  $u_2 x_2$ , ökar däremot från 0.2 till 0.9.

Har man nu gjort ett realistiskt val av arbetspunkt? Maximeringen av utbytet antogs vara av primär betydelse och ingen hänsyn togs till nedkylningskostnader. Detta förfarande kan diskuteras men någon generell jämförelse av intäkter och kostnader vid de olika driftspunkterna låter sig inte göras utan ytterligare specificering av fallet.

### 3.4 Fasdiagram I

Ett underrum,  $S_1$ , till RENONs tillståndsrum, bestäms av  $x_3 = 1$  och systemekvationerna (2.3.1a), (2.3.1d) och (2.3.1e) (sida 5).  $S_1$  påverkas ej av  $x_2$ . Ett plan i  $S_1$ ,  $S_2$ , bestäms av ekv. (3.2.1e) (sida 11) och av  $u_4 = 0.4179$ . Ett fasdiagram i  $S_2$  projiceras på planet  $x_5 = 0$  i  $S_1$ . Denna projektion visas i fig. 3.4.1.

Detta är det samma som att i systemekvation (2.3.1d) sätta in

$$Q = Q_j = DAr(x_4 - T_{c1}) \quad (2.3.4)$$

d.v.s. att försumma kylsystemets dynamik ( $ALT[RENON] = 0$ ). Fasdiagrammet genereras således endast av tillstånden  $x_1$  och  $x_4$ . Den optimala punkten är en sadelpunkt (se avsnitt 4.2). Fasdiagrammet plottas m.h.a. programmet PNON, app.4.

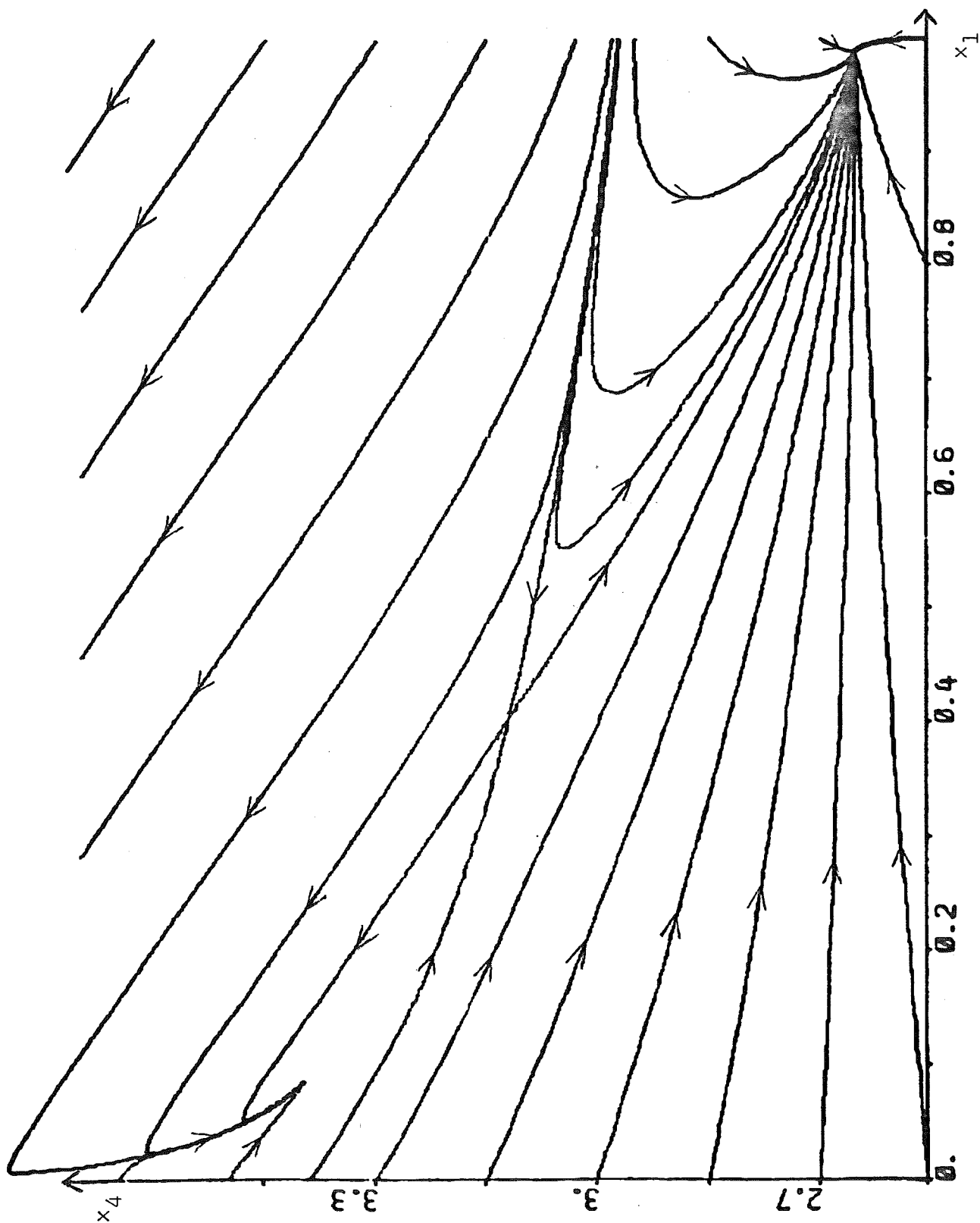


Fig. 3.4.1. Ett fasdiagram för det olinjära, öppna systemet RENON med försummad kyldynamik. Den valda arbetspunkten,  $(x_1, x_4) = (0.4021, 3.119)$ , är en sadelpunkt.



## 4. LINJÄRISERING

4.1 Systemmatriser

En linjär approximering av

$$\dot{\underline{x}} = \underline{f}(\underline{x}, \underline{u}) \quad (2.3.1)$$

runt punkten  $(\underline{x}^0, \underline{u}^0)$ , har formen

$$\dot{\underline{x}} = A(\underline{x} - \underline{x}^0) + B(\underline{u} - \underline{u}^0) \quad (4.1.1)$$

där A och B enligt [10] bestäms av följande:

$$A = \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial x_1} & \frac{\partial f_1}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial x_5} \\ \frac{\partial f_2}{\partial x_1} & \frac{\partial f_2}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial x_5} \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ \frac{\partial f_5}{\partial x_1} & \frac{\partial f_5}{\partial x_2} & \dots & \frac{\partial f_5}{\partial x_5} \end{pmatrix} (\underline{x}, \underline{u}) = (\underline{x}^0, \underline{u}^0)$$

$$B = \begin{pmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial u_1} & \frac{\partial f_1}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_1}{\partial u_4} \\ \frac{\partial f_2}{\partial u_1} & \frac{\partial f_2}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_2}{\partial u_4} \\ \vdots & \vdots & \dots & \vdots \\ \frac{\partial f_5}{\partial u_1} & \frac{\partial f_5}{\partial u_2} & \dots & \frac{\partial f_5}{\partial u_4} \end{pmatrix} (\underline{x}, \underline{u}) = (\underline{x}^0, \underline{u}^0)$$

Elementen i matriserna räknas ut av programmet TRIX (app.4) m.h.a. värden från OPTIM (via CONNECTING SYSTEM LINE). För en linjärisering kring den arbetspunkt som valdes i avsnitt 3 erhålles:

$$A = \begin{pmatrix} -2.974 & 0 & -0.5979 & -5.525 & 0 \\ 0.9739 & -1 & 0.1958 & 2.012 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 2.174 & 0 & 0.6783 & 0.2270 & 5 \\ 0 & 0 & 0 & 25 & -27.28 \end{pmatrix}$$

$$B = \begin{pmatrix} 1 & 0.5979 & 0 & 0 \\ 0 & -0.1958 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & -1 & 0 \\ 0 & -0.4194 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & -3.379 \end{pmatrix}$$

I appendix 4 finns ett program, RELIN, som beskriver den linjära approximationen. Vill man försumma kylsystemets dynamik, kan det göras på samma sätt som i RENON genom att sätta ALT = 0. Då ändras värdena på elementen  $a_{44}$ ,  $a_{45}$  och  $b_{44}$ .

## 4.2 Fasdiagram II

Med hjälp av programmet PLIN (app.4) kan man plotta ett fasdiagram för RELIN runt arbetspunkten. Fasdiagrammet visas i fig. 4.2.1. I fig. 4.2.2 visas fasdiagrammet för RENON för samma område. Det linjära fasdiagrammet genereras av systemet:

$$\dot{\underline{x}} = \begin{pmatrix} a_{11} & a_{14} \\ a_{41} & a_{440} \end{pmatrix} \cdot \underline{x}$$

där  $a_{440}$  är värdet på  $a_{44}$  vid försummad kyldynamik (ALT[RELIN] = 0), jfr. avsnitt 3.4. Med värdena införda blir detta:

$$\dot{\underline{x}} = \begin{pmatrix} -2.974 & -5.525 \\ 2.174 & 4.809 \end{pmatrix} \cdot \underline{x}$$

Determinanten är mindre än noll, vilket innebär [11] att arbetspunkten (singulariteten) är en sadelpunkt i det linjära systemet. M.h.a. [11] kan man även visa, att det olinjära systemets arbetspunkt också är en sadelpunkt.

Vad beträffar egenvektorerna så har man att

$$\underline{e}_{\text{STABIL}} = (1, -0.384)$$

och  $\underline{e}_{\text{INSTABIL}} = (1, -1.02)$ .

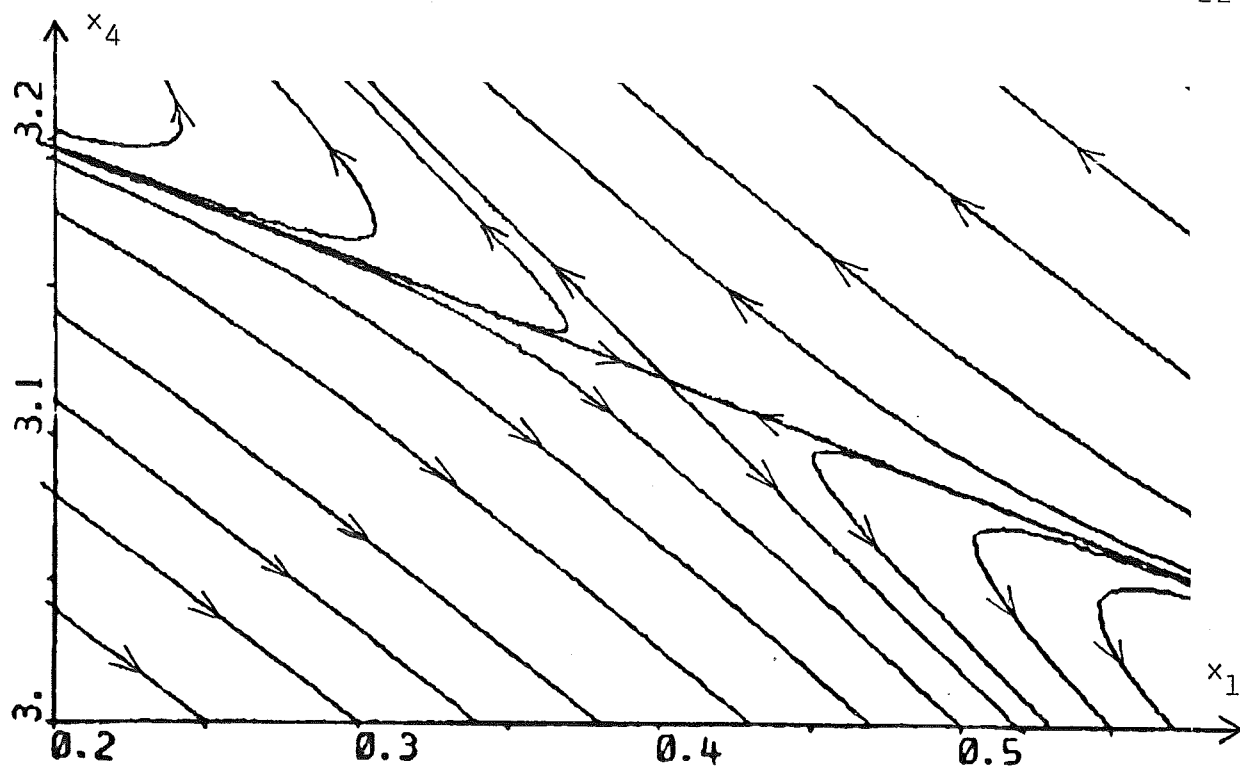


Fig. 4.2.1. Ett fasdiagram för det linjära, öppna systemet RELIN kring arbetspunkten ( $ALT = 0$ ).

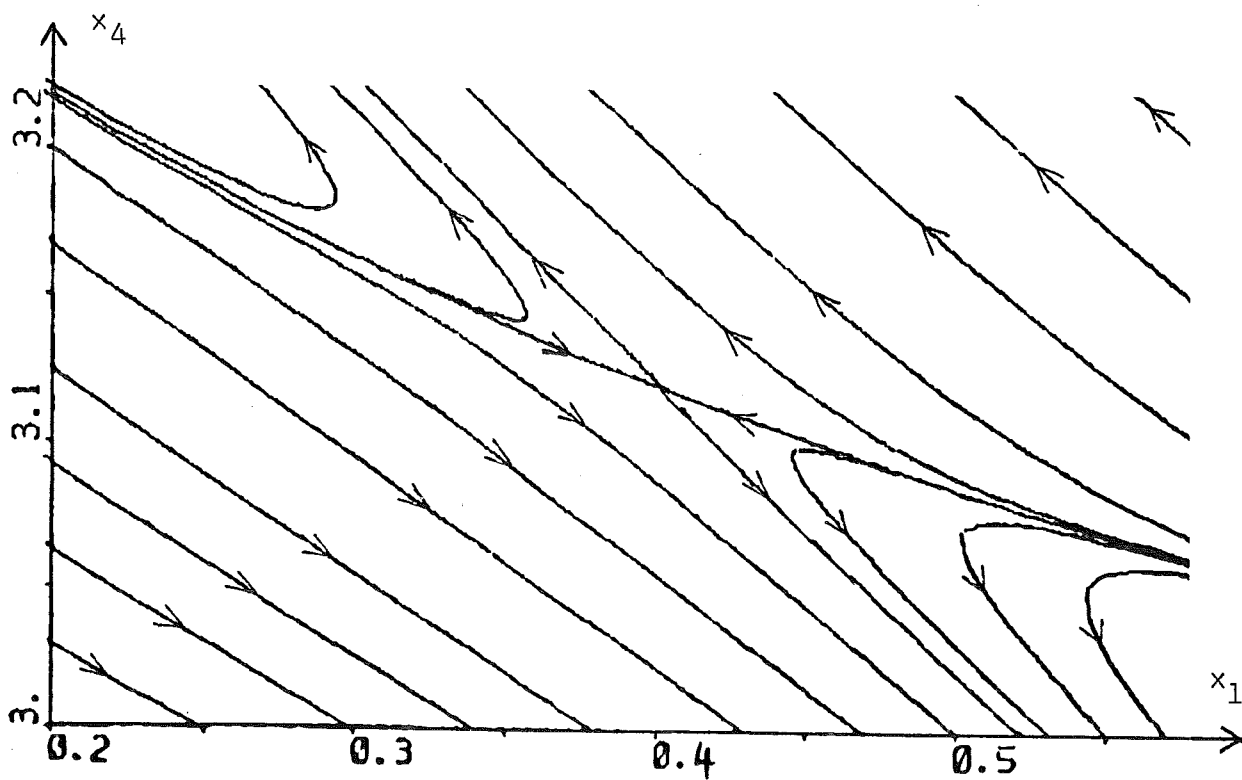


Fig. 4.2.2. Ett fasdiagram för det olinjära, öppna systemet RENON kring arbetspunkten ( $ALT = 0$ ).

### 4.3 Karakteristiska ekvationen och egenvärden

Den karakteristiska ekvationens koefficienter uträknas av programmet TRIX (app.4, se även utskrift sida 101):

$$s(s+1)(s^3 + 30.03s^2 - 38.73s - 62.52) \quad (4.3.1)$$

Egenvärdena är:

$$\lambda_1 = -0.945$$

$$\lambda_2 = -1$$

$$\lambda_3 = 0$$

$$\lambda_4 = 2.12$$

$$\lambda_5 = -31.2$$

Här manifesteras arbetspunktens instabilitet i form av ett positivt egenvärde,  $\lambda_4 > 0$ .

### 4.4 Överföringsfunktioner

Totalt finns det  $4 \times 5 = 20$  överföringsfunktioner (15 om man ej tar hänsyn till olika förtecken). Här kommer endast tre af dem att tas fram, det är funktionerna  $G_{12}$ ,  $G_{42}$  och  $G_{44}$  från följande samband (x och u betecknar här avvikelserna från jämviktspunkten):

$$x_2(s) = G_{12}(s) \cdot u_1(s)$$

$$x_2(s) = G_{42}(s) \cdot u_4(s)$$

$$x_4(s) = G_{44}(s) \cdot u_4(s)$$

De kan erhållas ur uttrycket

$$\underline{x}(s) = (sI - A)^{-1} B \underline{u}(s)$$

och man får:

$$G_{12} = \frac{0.9739 (s^2 + 31.54 s - 8.664)}{(s + 1)(s^3 + 30.03 s^2 - 38.73 s - 62.52)}$$

$$G_{42} = \frac{10.06 (s + 0.3000)}{(s + 1)(s^3 + 30.03 s^2 - 38.73 s - 62.52)}$$

$$G_{44} = - \frac{16.90 (s + 2.974)}{s^3 + 30.03 s^2 - 38.73 s - 62.52}$$

$G_{12}$  och  $G_{42}$  kommer till användning senare. Låt oss nu betrakta  $G_{44}$ . Med införelse av en enkel proportionell återkoppling (fig.4.4.1) får man ett slutet system med överföringsfunktionen

$$G_s = \frac{K \cdot G_{44}}{1 + K \cdot G_{44}}$$

eller

$$G_s = - \frac{K \cdot 16.90 (s + 2.974)}{s^3 + 30.03 s^2 - (38.73 + K \cdot 16.90) s - 62.52 - K \cdot 50.25}$$

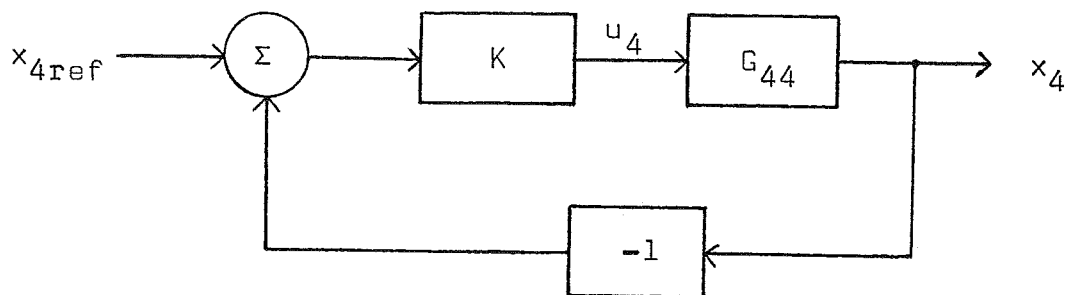


Fig. 4.4.1 Blockschema för proportionell återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .

Rouths algoritm [10] säger att för stabilitet måste gälla att

$$K < -2.41$$

Detta påstående testas för RENONS del i avsnitt 5.2.1.

#### 4.5 Observerbarhet och styrbarhet

Med hjälp av programpaketet MODPAC [34] kan man undersöka observerbarhet och styrbarhet hos linjära system. Om RELIN skall vara observerbart behöver man kunna direkt observera (mäta) minst två tillstånd, där  $x_2$  är det ena. Utsignalen måste alltså innehålla någon av kombinationerna

$$(x_1, x_2) \quad (x_2, x_3) \quad (x_2, x_4) \quad (x_2, x_5).$$

Hos linjära tidsinvarianta system är mängden observerbara och rekonstruerbara tillstånd lika [10].

RELIN är styrbart med samtliga följande insignalpar (och de insignalkombinationer som innehåller dessa):

$$(u_1, u_2) \quad (u_1, u_3) \quad (u_2, u_3) \quad (u_2, u_4) \quad (u_3, u_4).$$

I samtliga kombinationer måste man ha med  $u_2$  eller  $u_3$  (för att styra  $x_3$ ).

Hos linjära tidsinvarianta system är mängden styrbara och uppnåeliga tillstånd lika [10]. Detta gäller dock allmänt bara om insignalerna ej är begränsade (se sida 10). I vårt fall är t.ex. ett tillstånd med  $x_5 < 2.5$  styrbart men ej praktiskt uppnåeligt. Sådana tillstånd utgör dock i de flesta fall patologiska undantag.

För olinjära system finns det inga enkla kriterier för observerbarhet och rekonstruerbarhet resp. styrbarhet och uppnåelighet i likhet med dessa för linjära tidsinvarianta system [12]. Man förutsätter här att RENONs tillstånd antingen är direkt mätbara eller kan rekonstrueras ur mätbara tillstånd.  $u_2$  hålles konstant och processen regleras i övrigt med  $u_1$ ,  $u_3$  och  $u_4$  (se avsnitt 5).

#### 4.6 Simulering av de öppna systemen RELIN och RENON

Fig. 4.6.1 visar plottningar av  $x_4$  (temp.) från några simuleringar av de öppna systemen RELIN och RENON.  $x_4$  divergerar från den instabila arbetspunkten och går i fallet RELIN mot  $\pm\infty$ . RENON däremot konvergerar mot någon av de två stabila singulariteterna ( $x_4 = 2.65$  eller  $x_4 = 3.40$ ).



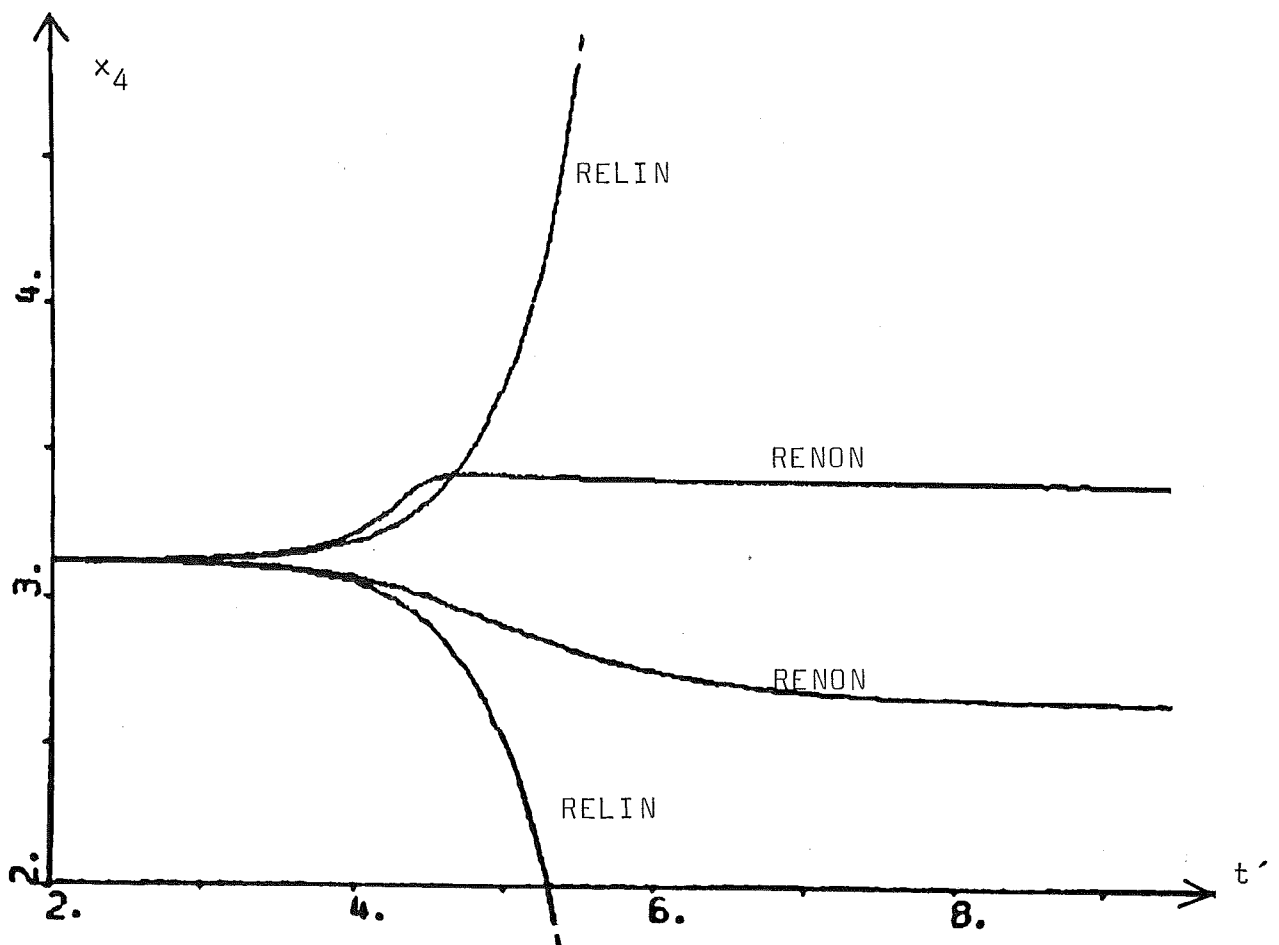


Fig. 4.6.1. De öppna systemen är instabila vid arbetspunkten.  $x_4$ [RELIN] går mot  $+\infty$  eller  $-\infty$ , medan  $x_4$ [RENON] konvergerar mot någon av de två stabila punkterna.

## 5. KONTINUERLIG REGLERING

### 5.1 Reglerstrategi

Det är enligt avsnitt 3 valet av 4 variabler som bestämmer processens arbetspunkt:

$$x_2, x_3, x_4, u_2.$$

Den optimala arbetspunkten är instabil och man måste tillgripa återkoppling för att hålla föreskrivna värden. Man väljer att reglera på följande sätt [13]:

$x_2$  regleras med  $u_1$

$x_3$  regleras med  $u_3$

$x_4$  regleras med  $u_4$

$u_2$  regleras m.h.a. flödeskontroll

Alla  $x$  antages tillgängliga genom mätning, antingen direkt eller indirekt.

Till grund för temperatur- och koncentrationsregleringen ligger följande analoga regleralgoritm [14]:

$$u = \left( G + \frac{1}{T_i p} \right) (x_{\text{ref}} - x) - \frac{T_d p}{1 + \frac{T_d}{G_d} p} \cdot x \quad (5.1.1)$$

där  $p$  är deriveringsoperatören. P.g.a. "deriverings"-delens utformning har denna algoritm (förutsatt lämpligt val av parametrar) en PID-verkan vid låga frekvenser på  $x$  men övergår till PI-verkan vid höga frekvenser (hur höga beror på värdena på  $T_d$  och  $G_d$ ), t.ex. brus.

Enligt [7,10] bör man för temperaturreglering använda en PID-regu-

lator, för koncentrationsreglering (composition control) en PI- eller om möjligt PID-regulator, för flödesreglering en PI-regulator och för nivåreglering (i vanliga fall) en P-regulator.

## 5.2 Temperaturreglering I

Det förutsätts i detta avsnitt att  $u_1 = u_2 = u_3 = x_3 = 1$ .

### 5.2.1 Återkoppling $x_4 \rightarrow u_4$ .

I avsnitt 4.4 fann man att hos RELIN med en proportionell återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$  krävdes för stabilitet att förstärkningsparametern  $K < -2.41$ . I fig. 5.2.1 visas  $x_4$  [RENON] efter en störning med  $K = -2.2$ ,  $-2.41$  resp.  $-2.6$ . Med  $K = -2.41$  är man ju som synes på stabilitetsgränsen.

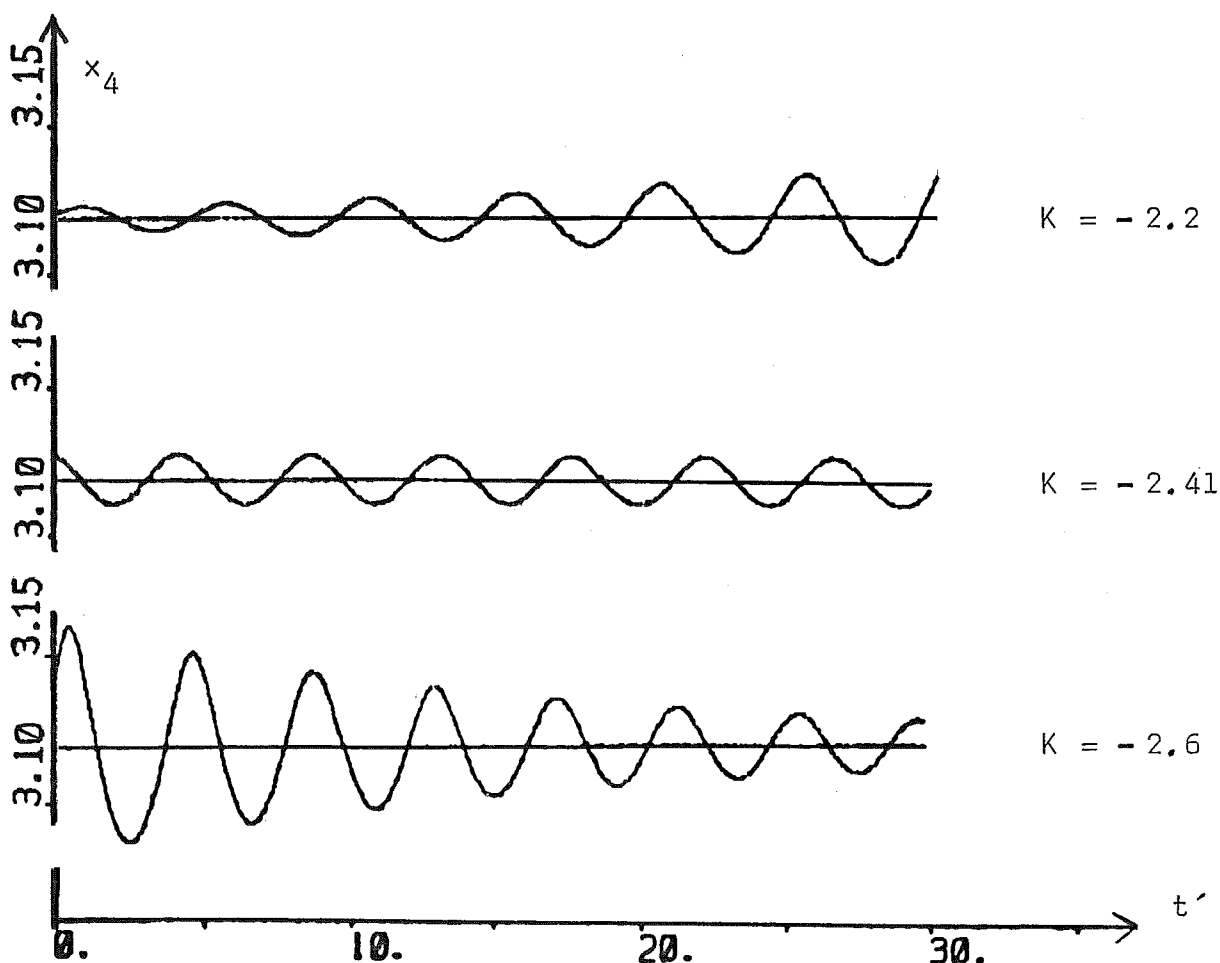


Fig. 5.2.1. Förloppet hos proportionellt återkopplat  $x_4$  [RENON] (till  $u_4$ ) för tre olika värden på proportionalitetskonstanten  $K$ .

RENON återkopplas nu med en PID-regulator (identisk med CTEM2, app.4, bortsett från parametervärden) och efter en del experiment får man att följande parametervärden ger ett någorlunda snyggt (snabbt, dämpad, stabilt) stegsvar vid stegändringar i  $x_{4ref}$  :

$$G = -20 , T_i = -0.05 , G_D = -10 , T_D = -4.$$

Minustecknet betyder att ökad (minskad) temperatur ( $x_4$ ) medför ökad (minskad) kylflöde ( $u_4$ ), studera (5.1.1).

Både RENON och RELIN regleras med samma regulatorinställning och stegsvaren jämföres. För mindre steg ( $\Delta x_{4ref} = \pm 0.05$  t.ex.) är de som väntat mycket lika. Fig. 5.2.2 t.o.m. 5.2.7 visar stegsvaren hos de olika tillstånden när  $\Delta x_{4ref} = \pm 0.1$  ( $\pm 10^\circ\text{K}$  ca).

I fig. 5.2.2 resp. 5.2.3 visas  $x_4$  och  $x_5$  (streckad kurva) hos RENON resp. RELIN. Skillnaden på RENONs positiva och negativa stegsvar beror dels på skillnaderna i reaktionshastigheterna vid de olika temperaturnivåerna ( $x_4 = 3.219$  resp.  $x_4 = 3.019$ ), dels på osymmetri i kylflödet,  $u_4$ . Reaktionshastigheten ( $r_1$ ) för  $x_2$  (komponent B, se (2.1.1) och (2.1.2)) är 4 ggr. högre vid  $x_4 = 3.219$  (vid uppnådd jämvikt) än vid  $x_4 = 3.019$ . Det är ju reaktionshastigheten som bestämmer värmealstringen och därmed den maximala uppvärmningstakten. Däremot är det maximalvärdet på  $u_4$  som begränsar nedkylningssnabbheten.

Att stegsvaren hos RELIN ej är symmetriska (som de ju "bör" vara hos ett linjärt system) beror helt och hållet på osymmetrin i  $u_4$  (som ju ej kan bli mindre än noll).

Man ser att vid ett tillfälle blir  $x_5[\text{RELIN}] > x_4[\text{RELIN}]$ . Motsvarande kan ej inträffa hos RENON utan en ökning i  $u_2$ .

Ändrar man  $G_D$  till  $-6$  minskar  $x_4[\text{RENON}]$ 's översläng vid negativt steg en aning medan man får en liten och kortvarig översläng vid positivt steg istället. Med detta värde på  $G_D$  får  $x_4[\text{RELIN}]$  en kraftig översläng vid negativt steg ( $\Delta x_{4ref} = -0.1$ ). Som en linjär modell av RENON är RELIN således inte helt pålitligt vid så pass stora avvikelser från jämviktspunkten.

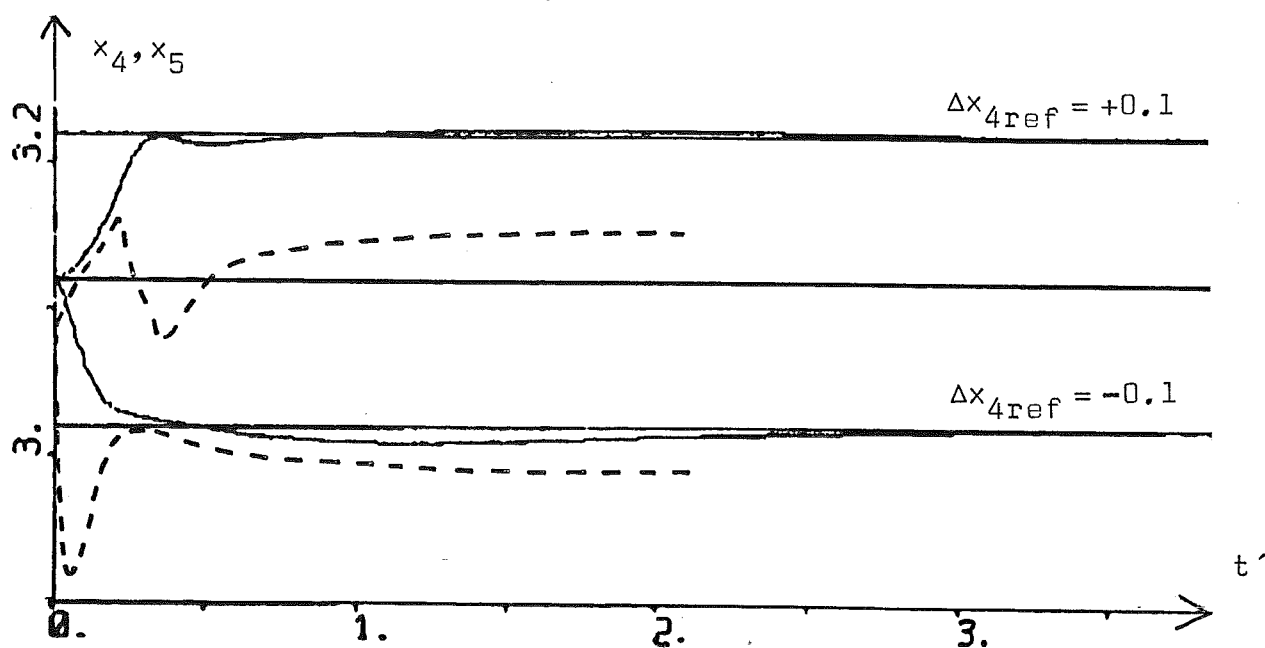


Fig. 5.2.2. Responserna hos  $x_4$  [RENON] och  $x_5$  [RENON] (streckad kurva) vid stegändringar i  $x_{4ref}$ . PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .

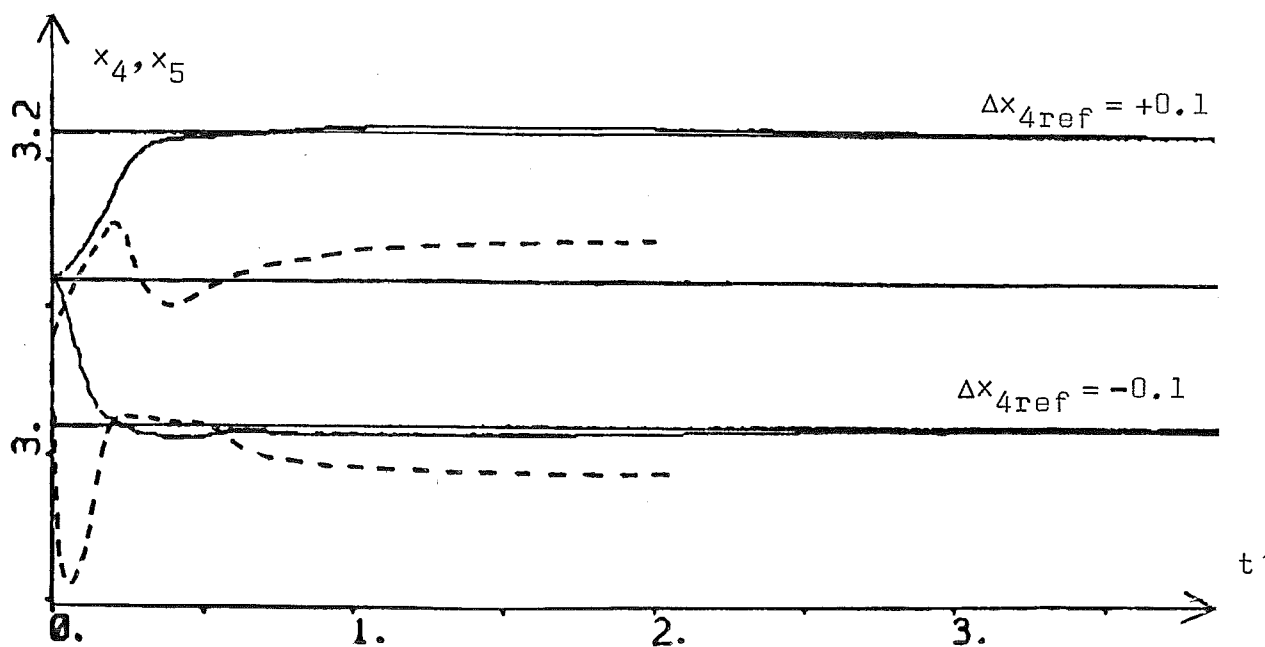


Fig. 5.2.3. Responserna hos  $x_4$  [RELIN] och  $x_5$  [RELIN] (streckad kurva) vid stegändringar i  $x_{4ref}$ . PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .

Fig. 5.2.4 resp. 5.2.5 visar  $x_1$  [RENON] resp.  $x_1$  [RELIN] ( $\Delta x_{4\text{ref}} = \pm 0.1$ ). Här ser man inga större skillnader. Den väsentligaste är att hos RELIN blir den slutliga avvikelser ( $x_1^0 - x_1^\infty$ ) p.g.a. lineariteten lika stor oavsett förtecken.

Hos  $x_2$  på den andra sidan kan avsevärda olikheter hos RENON och RELIN iakttagas (fig. 5.2.6 och 5.2.7).  $x_2$  ökar faktiskt vid små positiva ändringar i  $x_4$  (+0.05) medan det minskar för negativa och större positiva ändringar (+0.1). Detta är i överensstämmelse med avsnitt 3.2:  $x_2$ 's maximum m.a.p.  $x_4$  inträffar vid en högre temperatur ( $x_4 = 3.161$ ) än råder vid den valda arbetspunkten. Hos RELIN är ändringen i  $x_2$  direkt proportionell mot ändringen i  $x_4$ .

Det är intressant i detta sammanhang att se hur  $x_2$  reagerar på en stegstörning i genomflödet  $u_2$  ( $= u_3 = 1 \pm 0.2$ ). Fig. 5.2.8 visar detta för RENON. Oavsett störningens förtecken får man ett positivt slutfel  $x_2^0 - x_2^\infty$ .  $x_2$  har ju maximum m.a.p.  $u_2$  för just  $u_2 = 1$ .

Hos  $x_2$  [RELIN] (fig. 5.2.9) däremot är slutfelet = 0 i båda fallen eftersom systemet är en linjärisering av RENON kring den punkt där  $\partial x_2 / \partial u_2 = 0$ .

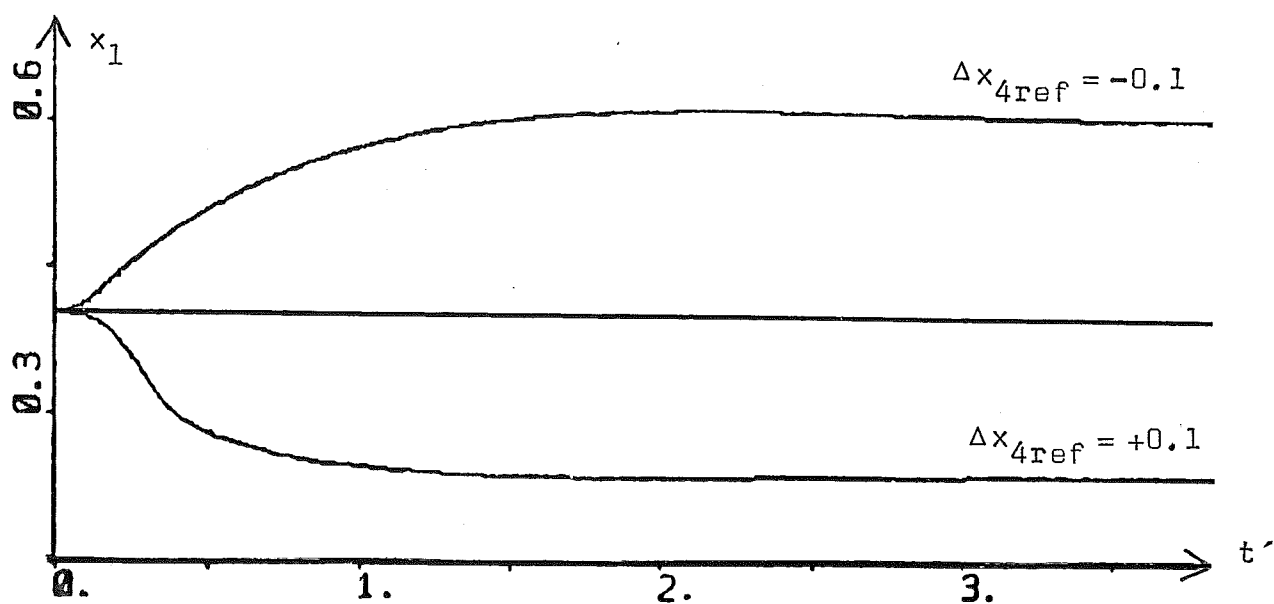


Fig. 5.2.4. Responserna hos  $x_1$  [RENON] vid stegändringar i  $x_{4ref}$ . PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .

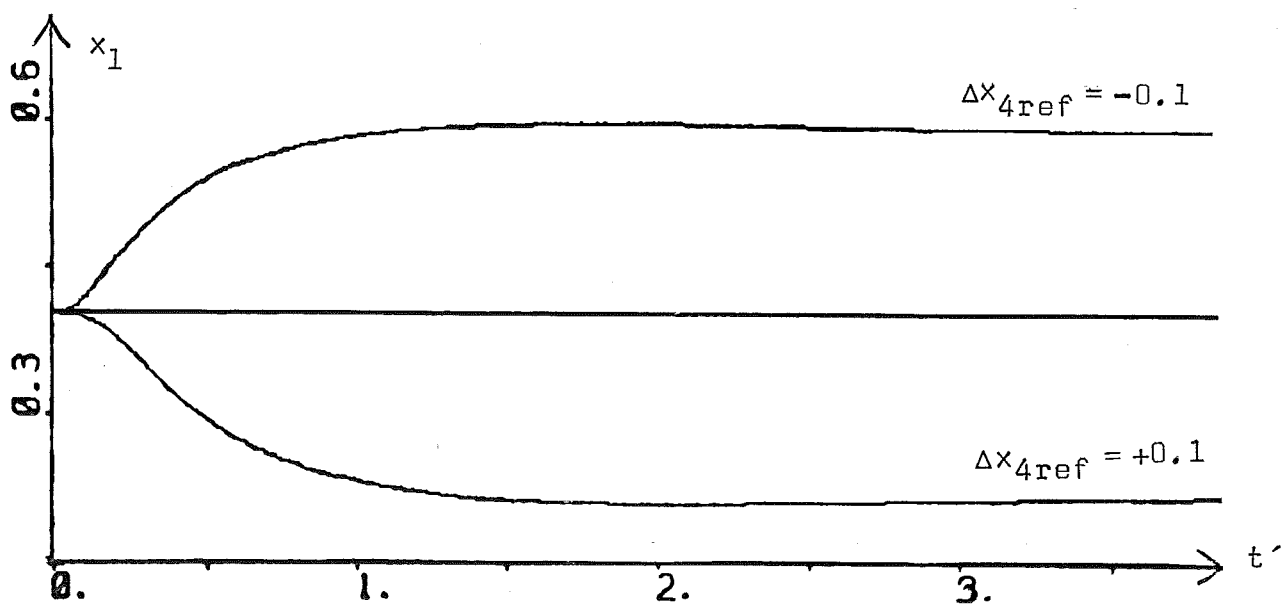


Fig. 5.2.5. Responserna hos  $x_1$  [RELIN] vid stegändringar i  $x_{4ref}$ . PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .

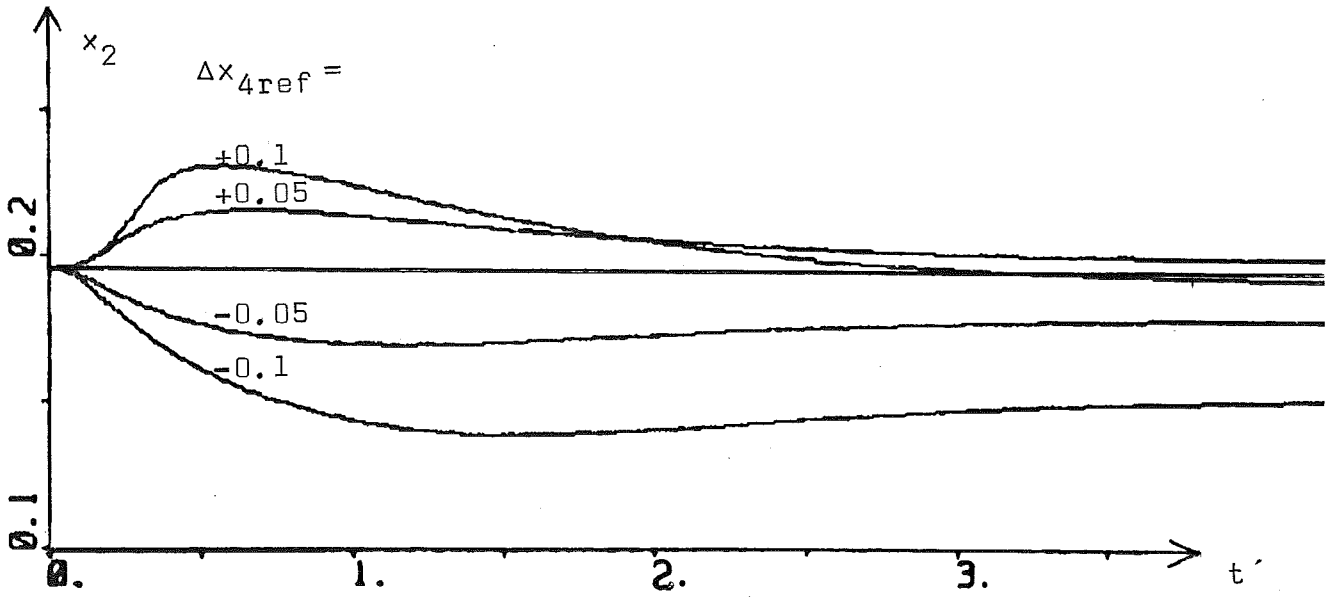


Fig. 5.2.6. Responserna hos  $x_2$  [RENON] vid stegändringar i  $x_{4ref}$ . PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .

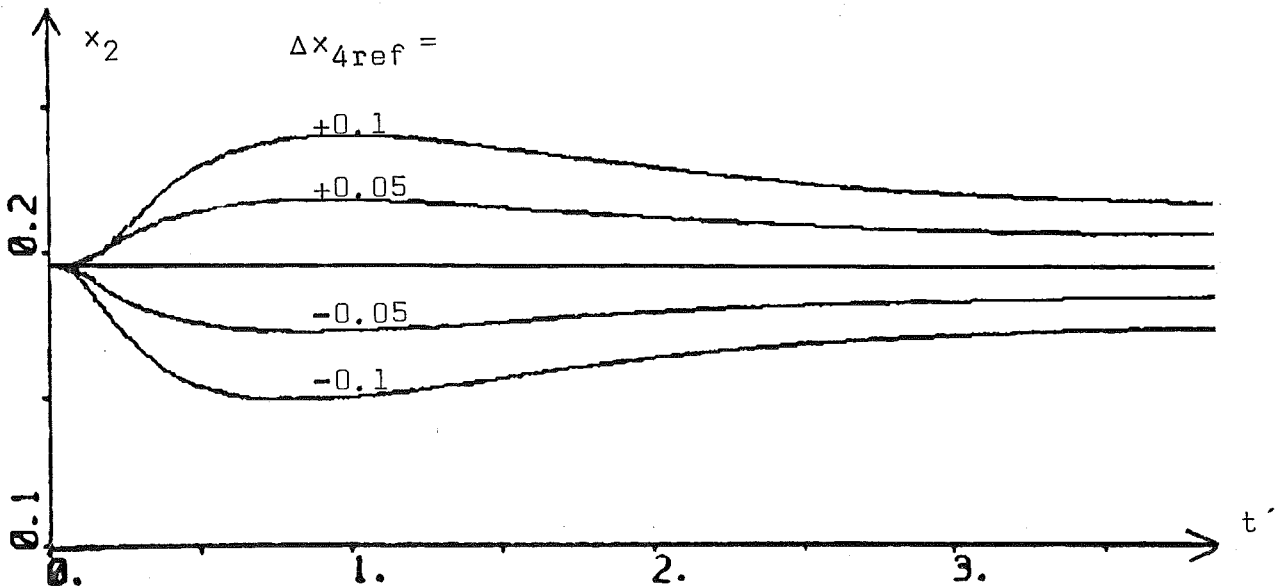


Fig. 5.2.7. Responserna hos  $x_2$  [RELIN] vid stegändringar i  $x_{4ref}$ . PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .



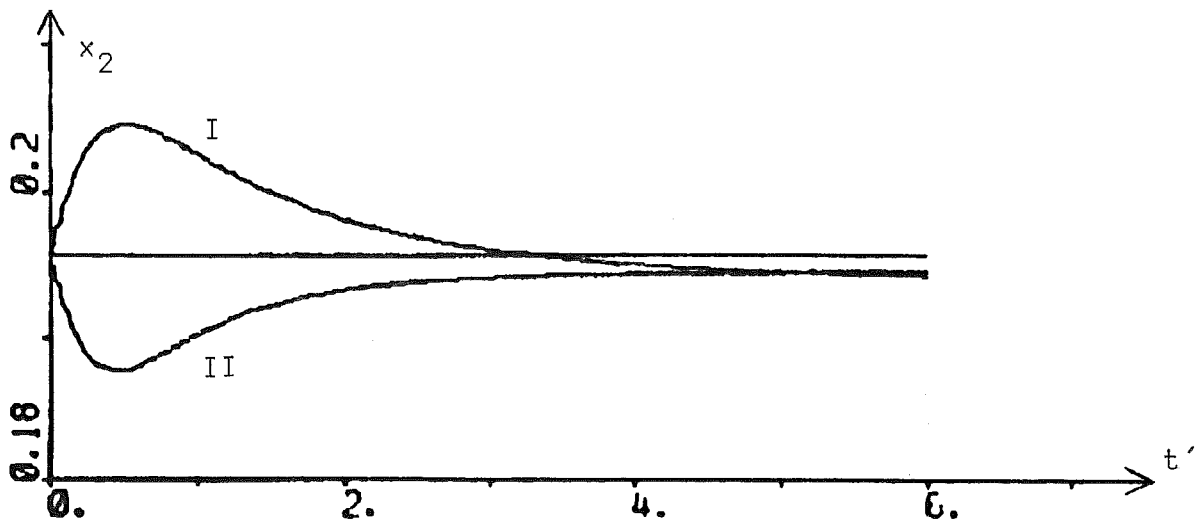


Fig. 5.2.8. Responserna hos  $x_2$  [RENON] vid stegstörningar i genomflödet. PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .  
 I:  $\Delta u_2 = \Delta u_3 = -0.1$ , II:  $\Delta u_2 = \Delta u_3 = +0.1$ .

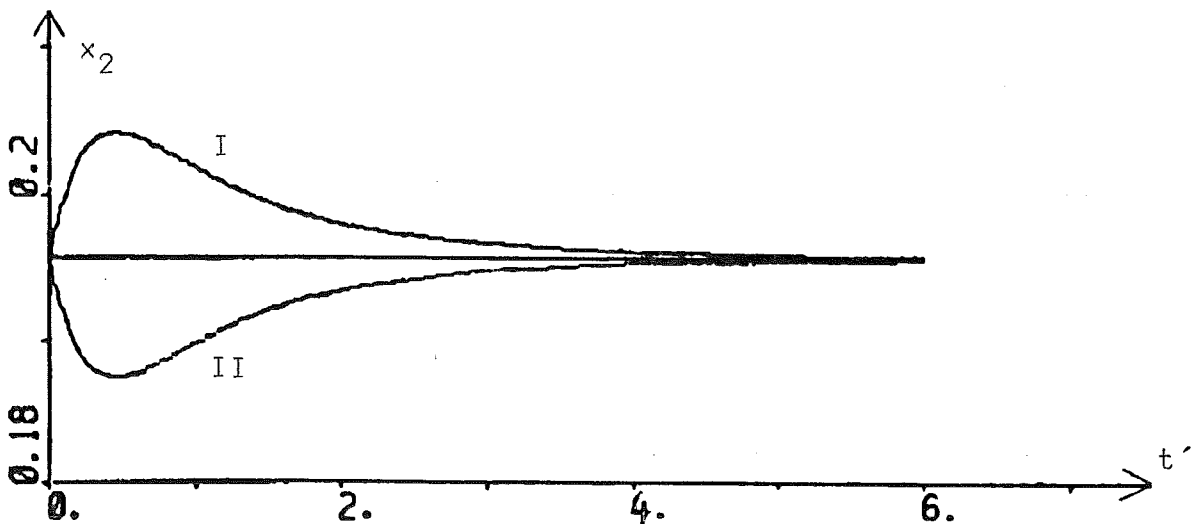


Fig. 5.2.9. Responserna hos  $x_2$  [RELIN] vid stegstörningar i genomflödet. PID-återkoppling av  $x_4$  till  $u_4$ .  
 I:  $\Delta u_2 = \Delta u_3 = -0.1$ , II:  $\Delta u_2 = \Delta u_3 = +0.1$ .

### 5.2.2 Kaskadreglering

Med  $x_1, \dots, x_5$  och  $u_1, \dots, u_4$  menas i fortsättningen dessa hos RENON om annat ej anges.

Den i 5.2.1 diskuterade regulatorn aktiveras endast av en störning i reaktortemperaturen,  $x_4$ . En störning i kylvattentemperatur eller -flöde måste således först påverka reaktortemperaturen innan någon reglering sker (se fig. 5.2.10).

En snabbare reglering av sådana störningar fås med en extra regulatorslinga för kylvattentemperaturen, enligt fig. 5.2.11. Denna inre eller sekundära regulator (CTEM2, app.4) reagerar direkt på en störning i kylvattentemperaturen och reglersystemet behöver ej vänta tills den "slagit igenom" i reaktortemperaturen. Den yttre (primära) regulatorn (CTEM1, app.4) styr sedan reaktortemperaturen genom att påverka den inre regulatorns börvärde. Detta kallas för kaskadreglering [5,7,13] .

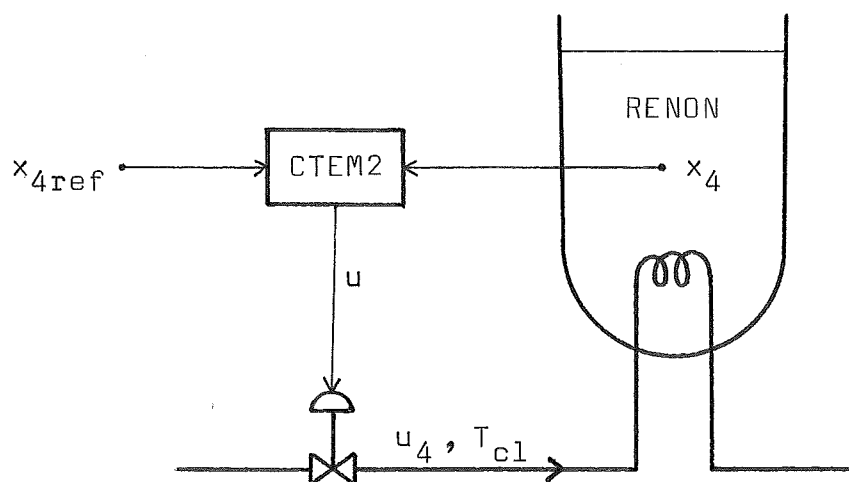


Fig. 5.2.10. Regulatorn i blockschemat reagerar endast på ändringar i  $x_4$  och  $x_{4ref}$ . En störning i  $u_4$ ,  $T_{c1}$  eller  $x_5$  måste således påverka  $x_4$  innan reglering sker.

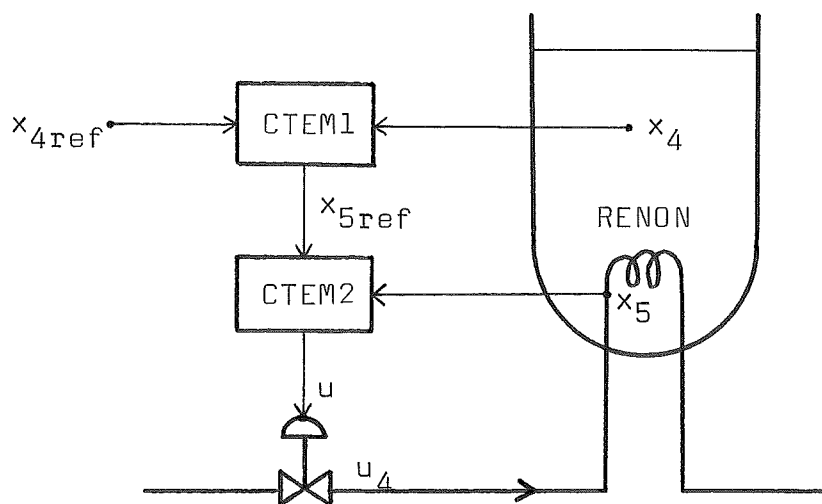


Fig. 5.2.11. Kaskadreglering av temperaturen. Den inre regu-  
lators (CTEM2) reagerar direkt på en störning  
i  $x_5$ .

Enligt [7] blir den sekundära delen av processen "effectively nonexistent" om dens tidskonstant är mycket mindre än den primära delens. Detta är fallet här. Från avsnitt 4.3 har man att  $\lambda_4 = 2.12$  och  $\lambda_5 = 31.2$ , d.v.s.  $1/\lambda_4 \gg 1/\lambda_5$ .

Efter försök tilldelas regulatorerna parametervärden enligt följande:

CTEM1 :	G	$T_i$	$G_d$	$T_d$	ZON
	10	0.05	1.5	0.5	0.03

I-delen används här endast när felet är mindre än ZON för att undvika "reset windup" [10,15] .

CTEM2 :	G	$T_i$	$G_d$	$T_d$	UMAX
	-10	1E10	0	(+0)	2

Alltså en P-regulator. Ett slutfel i den inre slingan (E[CTEM2]) har ingen betydelse, I-regleringen i den yttre slingan ser ändå till att E[CTEM1] blir noll. Integrering i den inre slingan gör den bara långsammare [7].  $T_d$  förekommer i nämnare i regulator-

programmen (TD) och måste därför vara skilt från noll, även när  $G_D = 0$ . Det antages att  $u_4$  kan bli maximalt 2.

I fig. 5.2.12 och 5.2.13 jämföres den ursprungliga enkla regleringen (E-REG) och kaskadregleringen (K-REG) vid positiv stegstörning (+0.1, negativ stegstörning ger symmetrisk bild) i  $T_{c1}$  resp.  $u_4$  ( $SU4[CTEM2] = 0.1$ ). Det konstateras att med K-REG får man ca 80% minskning jämfört med E-REG i störningarnas påverkan på  $x_4$ , både vad beträffar responsens höjd och varaktighet (i fallet  $\Delta u_4 = 0.1$  minskar responshöjden från  $5^\circ$  till  $1^\circ K$ ). Plottningar av  $x_2$ 's respons visar ungefär samma förhållande.

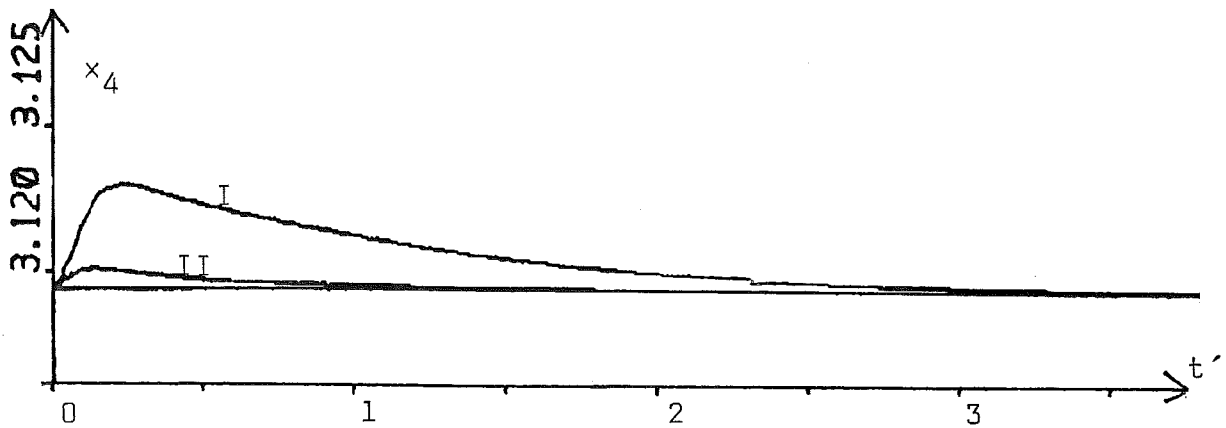


Fig. 5.2.12. Responsen hos  $x_4$  vid en stegstörning i  $T_{c1}$  (+0.1).  
I: Enkel reglering, II: Kaskadreglering.

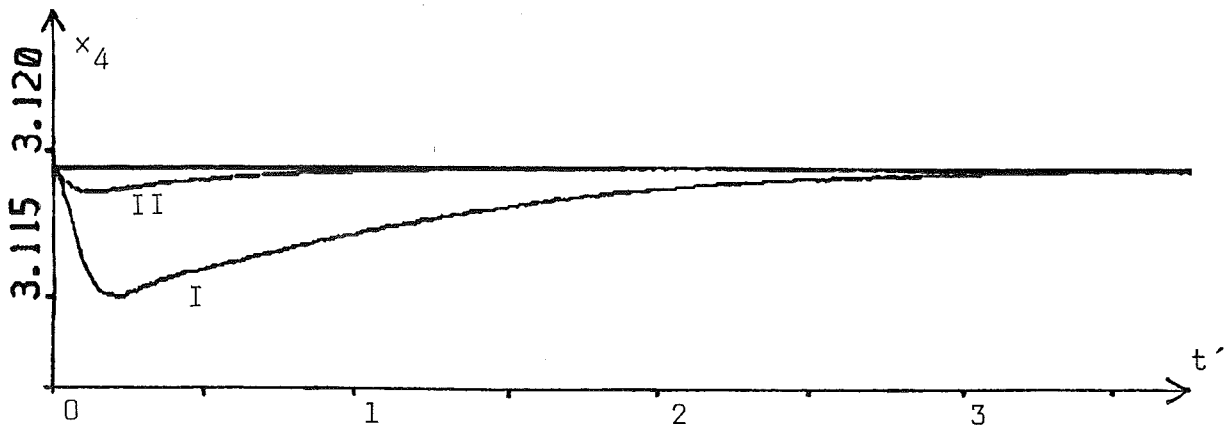


Fig. 5.2.13. Responsen hos  $x_4$  vid en stegstörning i  $u_4$  (+0.1).  
I: Enkel reglering, II: Kaskadreglering.

Denna minskning är dock ej uteslutande kaskad-principens förtjänst. En del beror på den högre totala förstärkningen (-100 vs -20). Således får man att även  $x_4$ 's respons vid störning i  $T_{r1}$  (vilken ju först uppfattas av den yttre regulatorn) minskar med införelse av K-REG, dock ej lika mycket, eller ca 40%. Minskas  $G[CTEM1]$  till 2 (total förstärkning blir då = -20) ca fördubblas störningsresponsernas höjder medan konvergenssnabbheten är oförändrad. Kaskadregleringen är m.a.o. fortfarande minst 60% "bättre" än den enkla regleringen.

Med K-REG blir också responsen hos  $x_4$  vid en börvärdesändring ( $\Delta x_{4ref} = \pm 0.1$ ) snabbare (åtminstone den negativa) och mer dämpad än med E-REG, jfr. fig. 5.2.2 (E-REG) och 5.2.14 (K-REG). Denna skillnad uppenbarar sig i kylflödet,  $u_4$ , främst som snabbare variationer, jfr. fig. 5.2.15 (E-REG) och 5.2.16 (K-REG).

Responsen hos  $x_4$  vid en direkt störning i  $x_4$  ( $\pm 0.05$ ) ändras ej mycket. Fig. 5.2.17 visar denna vid kaskadreglering. Överslän-

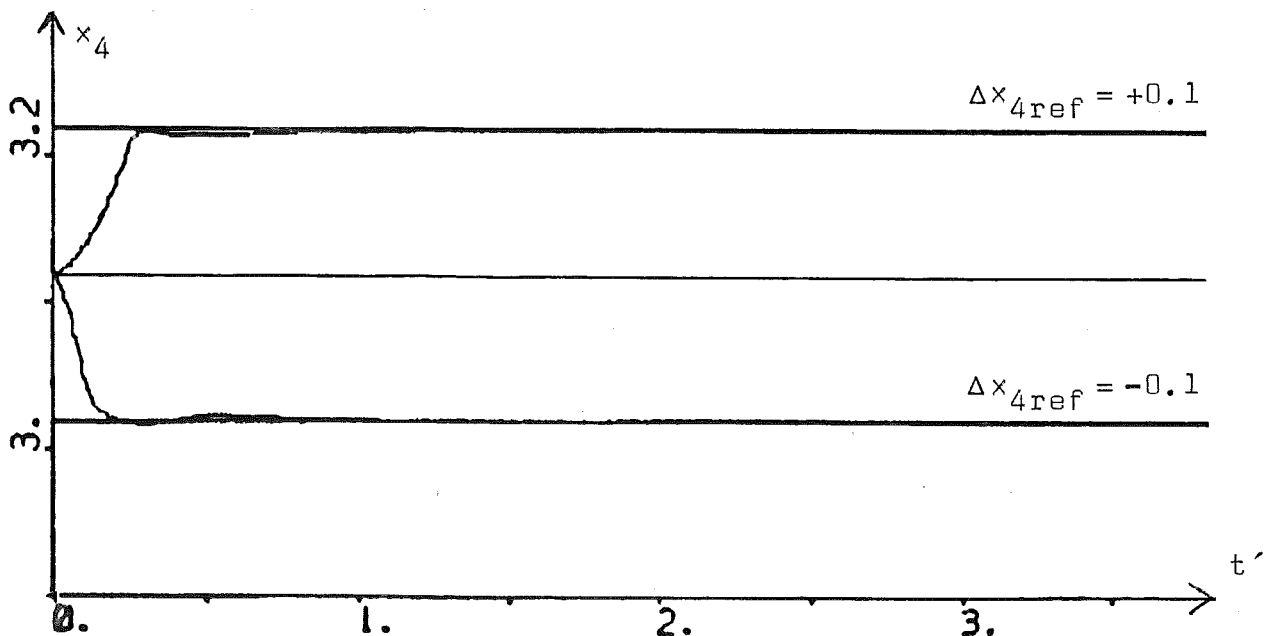


Fig. 5.2.14. Responsen hos  $x_4$  vid stegändringar i  $x_{4ref}$  med kaskadreglering. Jfr. fig. 5.2.2.

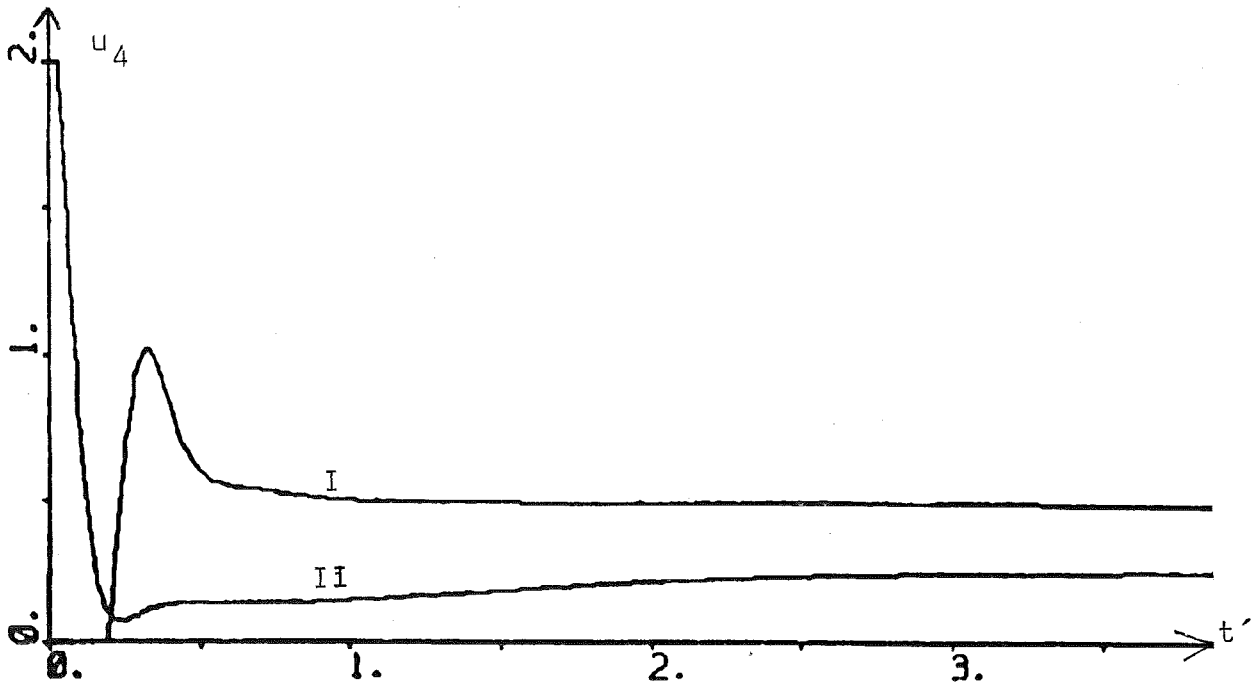


Fig. 5.2.15. Responserna hos  $u_4$  vid stegändringar i  $x_{4ref}$  med enkel reglering (E-REG) av  $x_4$ .

I:  $\Delta x_{4ref} = +0.1$

II:  $\Delta x_{4ref} = -0.1$

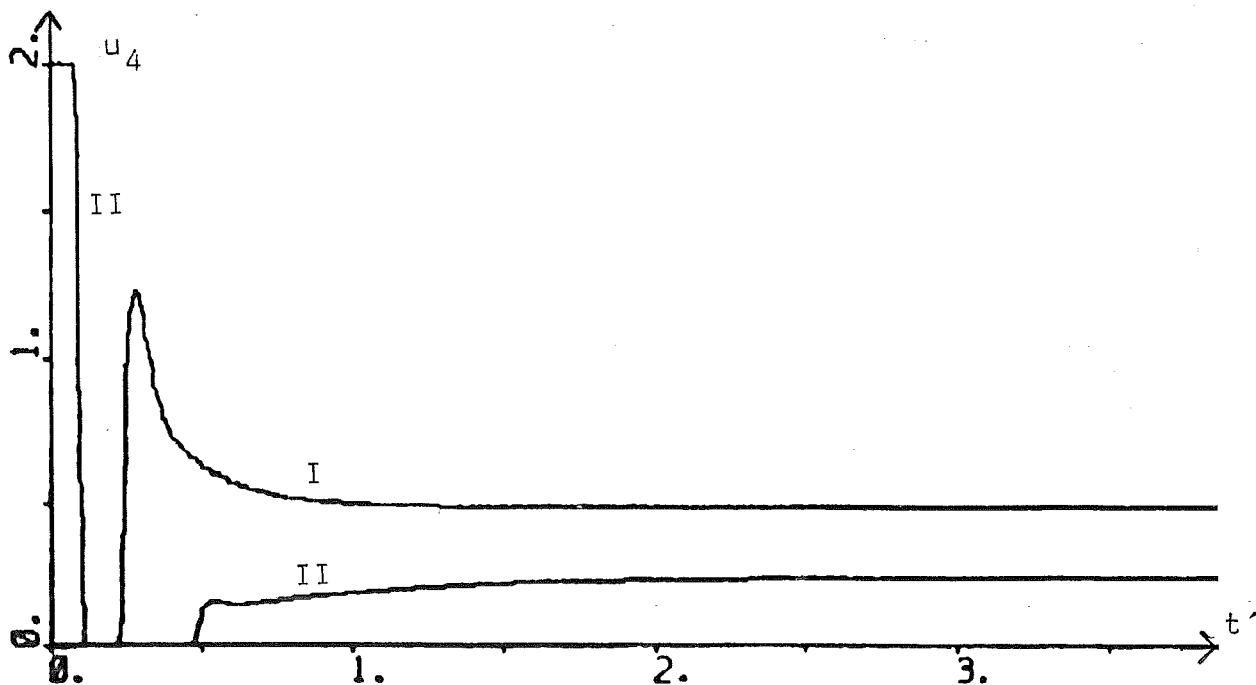


Fig. 5.2.16. Responserna hos  $u_4$  vid stegändringar i  $x_{4ref}$  med kaskadreglering (K-REG) av  $x_4$ .

I:  $\Delta x_{4ref} = +0.1$

II:  $\Delta x_{4ref} = -0.1$

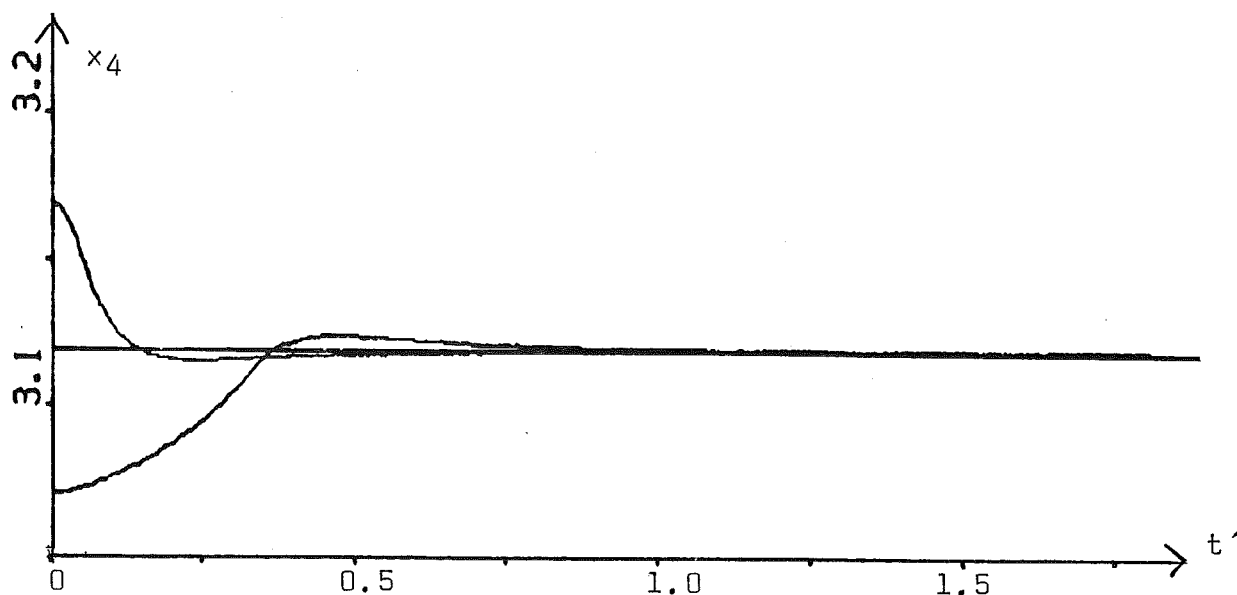


Fig. 5.2.17. Förloppet efter en direkt störning i  $x_4$  ( $\pm 0.05$ ) med kaskadreglering.

gen (här ca  $0.5^\circ\text{K}$ ) vid negativ störning blir faktiskt mindre med E-REG.

### 5.3 Koncentrationsreglering I

Genom återkopplingen av  $x_4$  har RENON fått temperaturstabilitet. Vad händer nu vid en störning i  $u_1$ ? Figurerna 5.3.1 och 5.3.2 visar vad som sker med  $x_1$  resp.  $x_2$  när  $\Delta u_1 = +0.2$  (negativ störning ger symmetriskt stegsvar).

Man får en bestående ändring i  $x_2$ . Detta kan man råda bot på med återkoppling till  $u_1$ .  $x_1$  reagerar snabbare än  $x_2$ . Från systemekvationerna (2.3.1) har man också att  $u_1$  påverkar  $x_1$ 's derivata direkt.  $x_1$  påverkar i sin tur derivatan hos  $x_2$  som sålunda uppvisar en viss "effective dead time" [7]. För att få en snabb reglering införes också här kaskadreglering:

En PD-regulator i den inre kretsen reglerar  $x_1$  genom manipula-

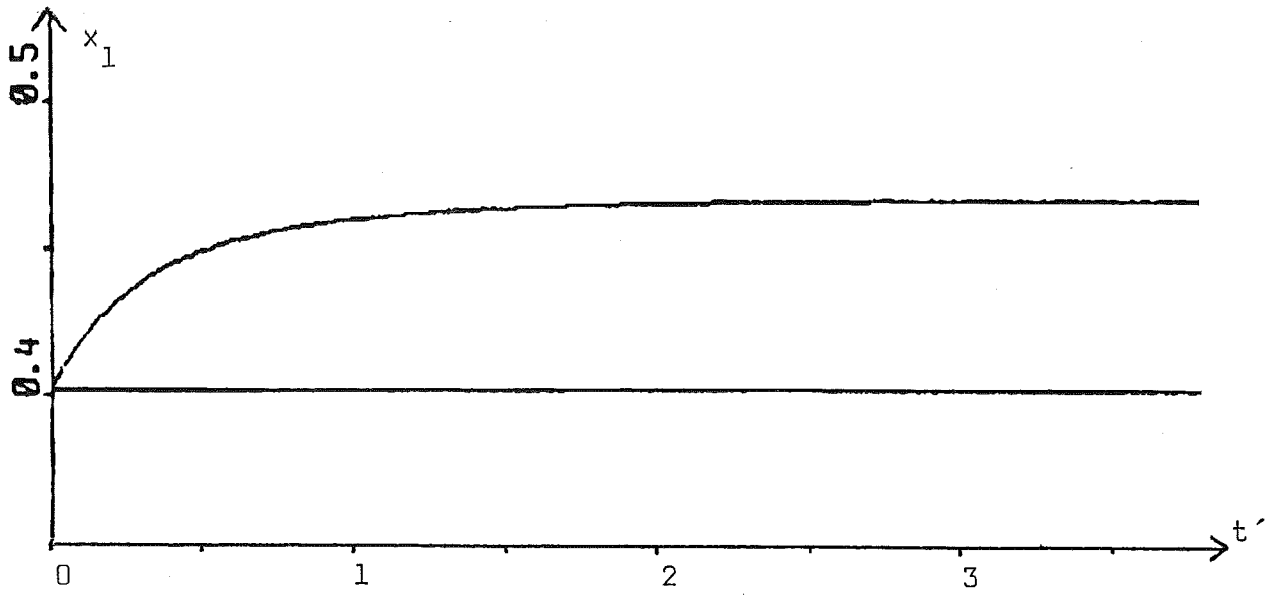


Fig. 5.3.1. Responsen hos  $x_1$  vid en stegstörning i  $u_1$  (+0.2) med endast temperaturreglering.

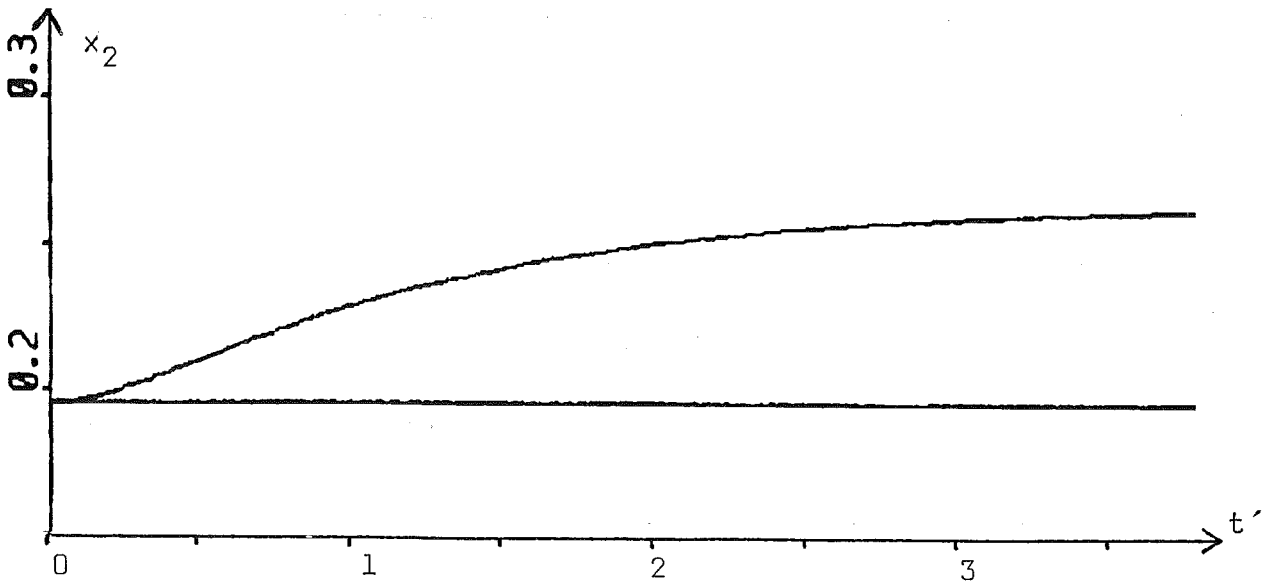


Fig. 5.3.2. Responsen hos  $x_2$  vid en stegstörning i  $u_1$  (+0.2) med endast temperaturreglering.



tion av  $u_1$ . D-delen reagerar "momentant" på störningar i  $u_1$  ( $\dot{x}_1$ ). I den yttre kretsen regleras  $x_2$  med en PI-regulator som påverkar börvärdet ( $x_{1ref}$ ) hos PD-regulatorn. Efter några simuleringar ges regulatorerna CCON1 (PI) och CCON2 (PD) (se app.4) dessa parametervärden:

CCON1 :	G	$T_i$	$G_d$	$T_d$	ZON
	25	0.01	0	( $\neq 0$ )	0.004

.....

CCON2 :	G	$T_i$	$G_d$	$T_d$	UMAX
	20	1E10	15	10	2

RENON regleras nu enligt blockschemat i fig. 5.3.3.

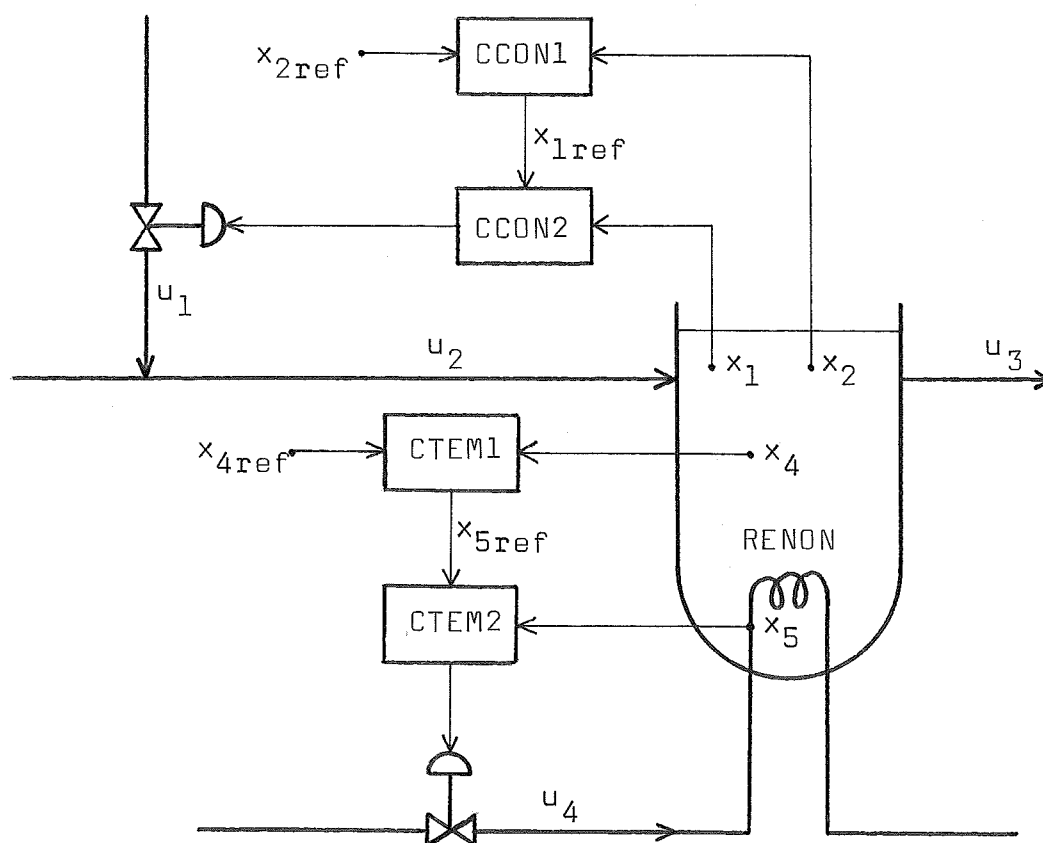


Fig. 5.3.3. Ett blockschema över RENON med kaskadreglering av både koncentration ( $x_1, x_2$ ) och temperatur ( $x_4, x_5$ ).

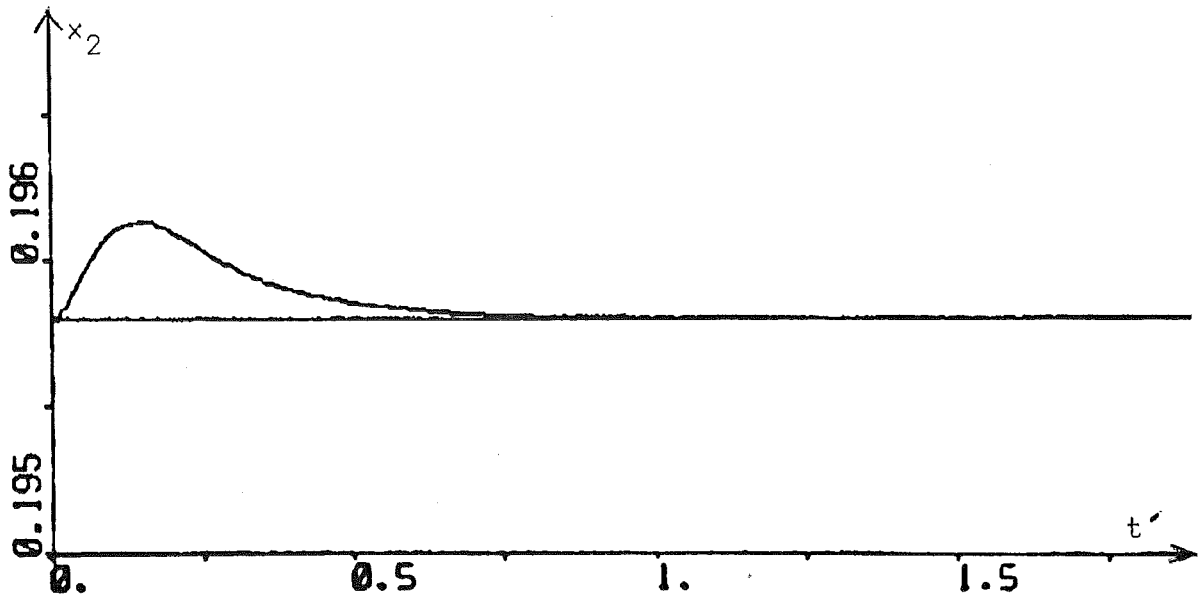


Fig. 5.3.4. Responsen hos  $x_2$  vid en stegstörning i  $u_1$  (+0.2) med både temperatur- och koncentrationsreglering. Jfr. fig. 5.3.2.

I fig. 5.3.4 kan man se hur  $x_2$  nu reagerar när  $u_1$  störs med steget +0.2 (= SU1[CCON2]). Responstoppens höjd är ca 0.0003 eller ca 0.15% av  $x_2^0$ . Jämför med fig. 5.3.2.

Fig. 5.3.5 visar förloppet efter en direkt störning i  $x_2$  (+0.01) utan resp. med koncentrationsreglering. Utan denna avtar  $\Delta x_2$  som  $\Delta x_2(0) \cdot e^{-t}$  i enlighet med systemekvation (2.3.1b).

Det visar sig också att  $x_2$ 's känslighet för störningar i  $x_4$ ,  $u_4$ ,  $T_{r1}$  och  $T_{c1}$  minskar mycket med införelsen av koncentrationsregleringen. Fig. 5.3.6 ger en jämförelse för störning i  $u_4$  (+0.1).

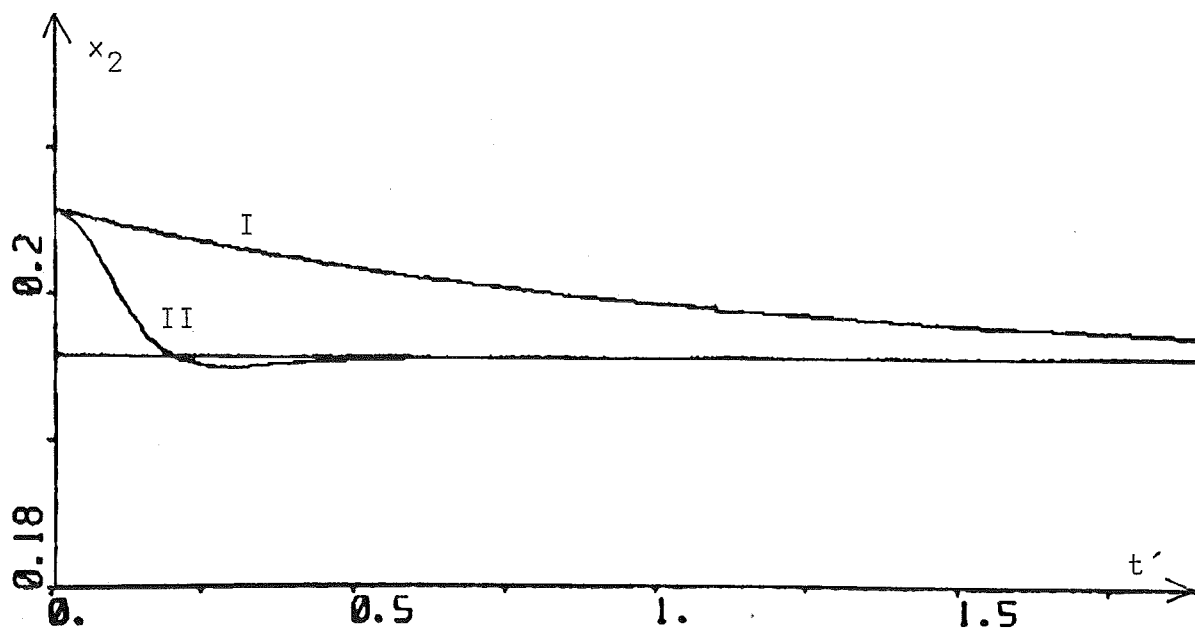


Fig. 5.3.5. Förloppet hos  $x_2$  efter en direkt störning i  $x_2$  (+0.01), I: Utan koncentrationsreglering, II: Med koncentrationsreglering.

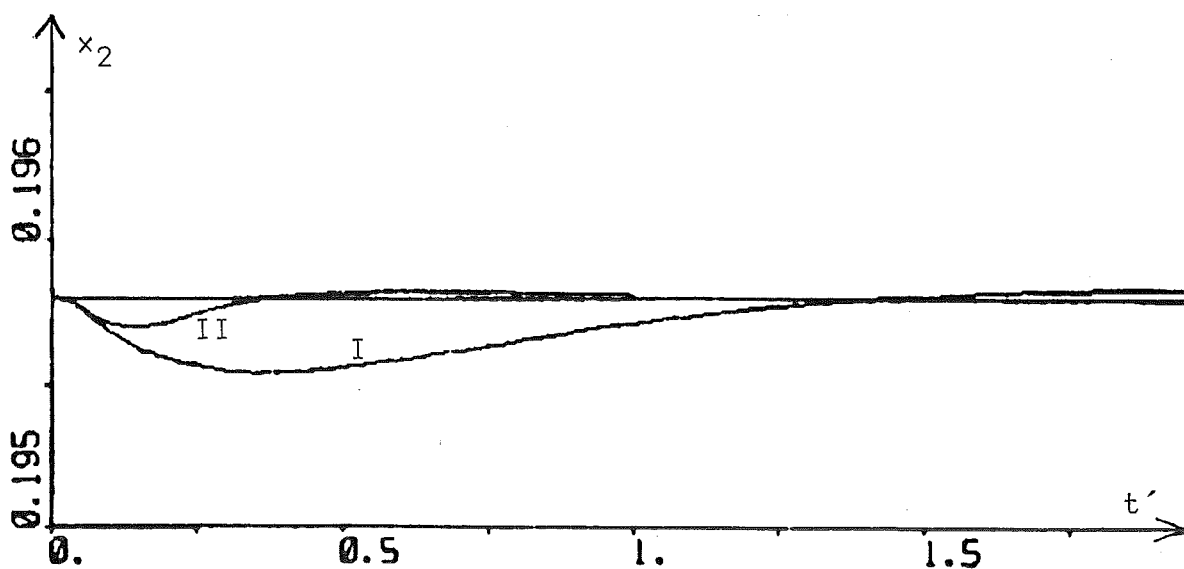


Fig. 5.3.6. Responserna hos  $x_2$  efter en stegstörning i  $u_4$  (+0.1), I: utan koncentrationsreglering, II: med koncentrationsreglering.

#### 5.4 Flödes- och nivåreglering I

Man reglerar nu RENON enligt fig. 5.3.3 och inför en stegstörning (+0.2) i flödet genom reaktorn ( $u_2 \equiv u_3$ ). Resultaterande störning i  $x_2$  (kurva I i fig. 5.4.1) har maximalhöjden drygt 0.002 eller 1% av  $x_2^0$ . Utbytet minskar med ca 0.5% av  $x_2^0/u_1^0$ .

Vill man hålla det föreskrivna flödet använder man flödesreglering. Enligt [13] är en PI-regulator med relativt stort proportionellt band (relativt låg förstärkning) och kort integreringstid lämplig för detta ändamål. D-reglering uteslutes p.g.a. brus (turbulens, pumpvibrationer etc.) [7].

Flödesventilerna antages vara statiska system med överföringen 1 (se avsnitt 2.4). Det är mest realistiskt i en sådan modell att representera en PI-flödesregulator med en "I"-regulator. Med en PI-regulator med förstärkningen G kommer en "störning i  $u_2$ " att multipliceras med faktorn  $G/(G+1)$  innan den uppträder i  $u_2$ .

Man väljer här för åskådlighetens skull en relativt stor integreringskonstant, 0.005 (= 6 s).  $u_2$  regleras således med I-flödesregulatorn och  $x_3$  regleras sedan med en P-regulator med  $u_3$  som styrvariabel. Regulatorernas (se app.4) parametrar blir:

Flödesregulatorn, CFLO :	$T_i$	UMAX
	0.005	5

.....

Nivåregulatorn , CLEV :	G	UMAX
	-10	5

Störningar kan införas genom SU2[CFLO] och SU3[CLEV]. En stegstörning i  $u_2$  (+0.2) ger nu en respons i  $x_2$  enligt kurva II i fig. 5.4.1. Kurva III visar responsen vid en lika stor störning i  $u_3$ . En störning i  $x_3$  avtar som  $\Delta x_3(0) e^{-10 t}$  (fig.5.4.2):

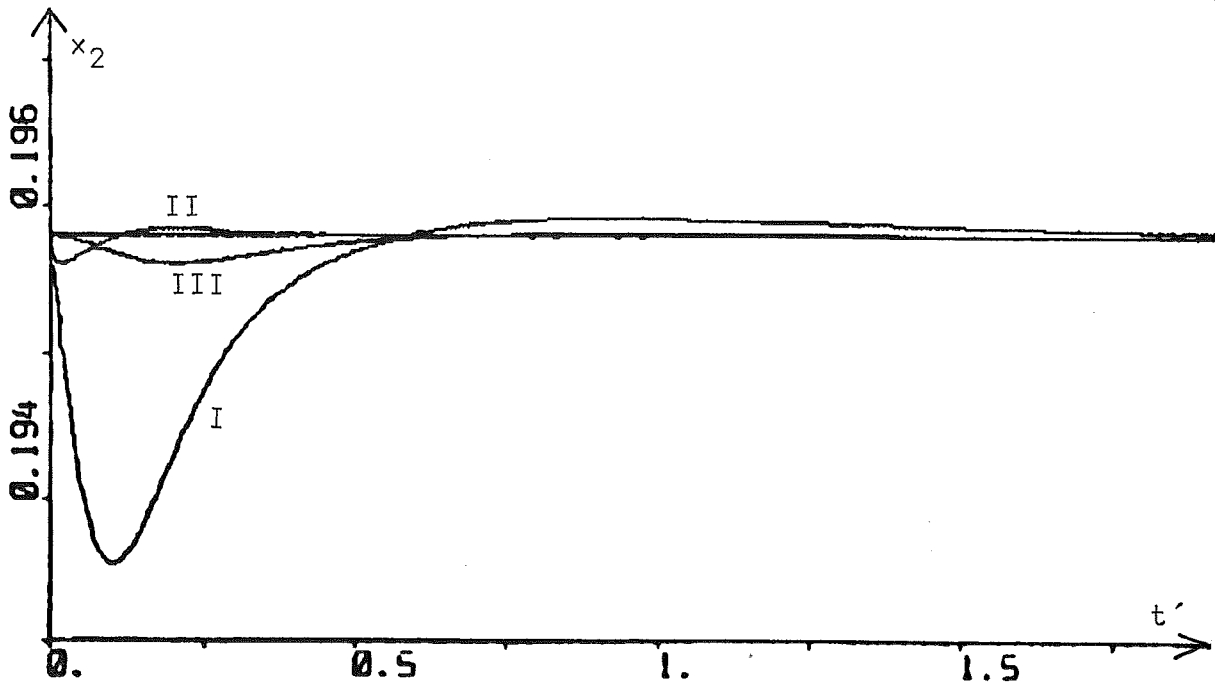


Fig. 5.4.1. Responserna hos  $x_2$  efter en stegstörning (+0.2) i:  
 I: genomflödet,  $u_2 = u_3$ , utan flödes- och nivåregl.,  
 II: inflödet,  $u_2$ , med flödes- och nivåreglering,  
 III: utflödet,  $u_3$ , med flödes- och nivåreglering.

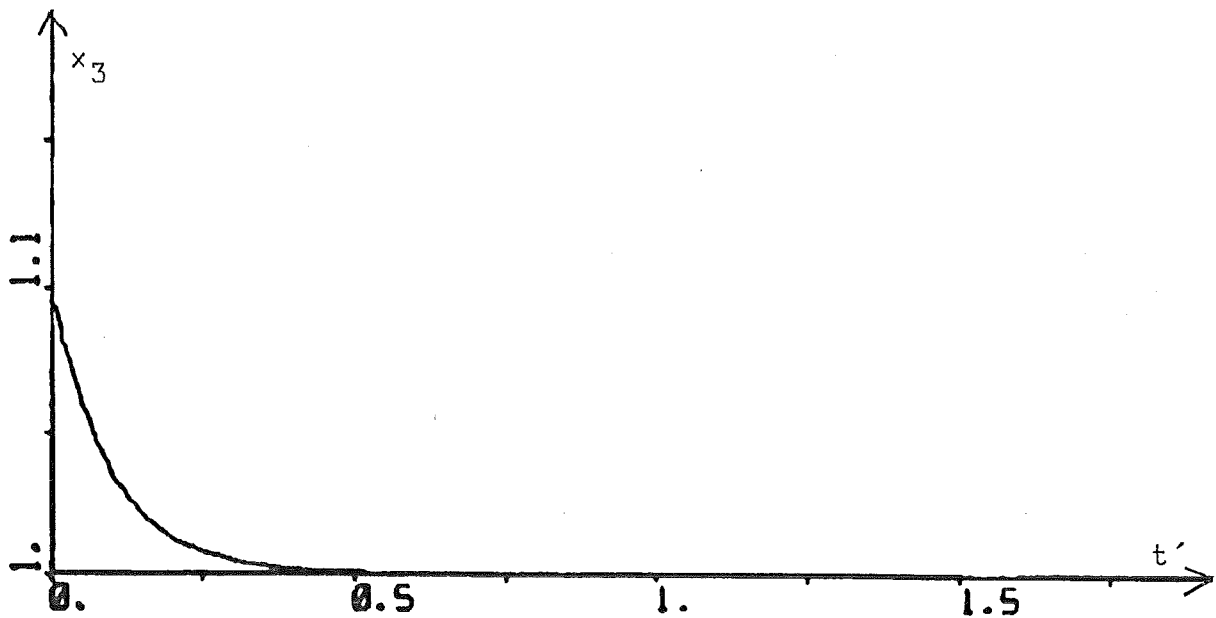


Fig. 5.4.2. En störning i nivå,  $x_3$ , avtager exponentiellt (proportionell återkoppling).

### 5.5 Ändring av arbetspunkt I

Det fullständiga, reglerade systemet består av delarna RENON, REFER, CTEM1, CTEM2, CCON1, CCON2, CFLO, CLEV och länksystemet CREG (app.4). Ett blockschema över systemet visas i fig. 5.5.1. De valda värdena på  $x_2^0$ ,  $x_4^0$  och  $u_2^0$  sätts in i REFER (heter där X20, X40 resp. U20) som räknar ut reaktorns driftvärden (referensvärdena X1R, X2R, X3R, X4R, X5R, U1R, U2R, U3R, U4R). När OPT[REFER] = 1 uträknas en optimal punkt enligt kriterierna i avsnitt 3. När OPT = 0 uträknas en jämviktspunkt med  $X3R = 1$ .

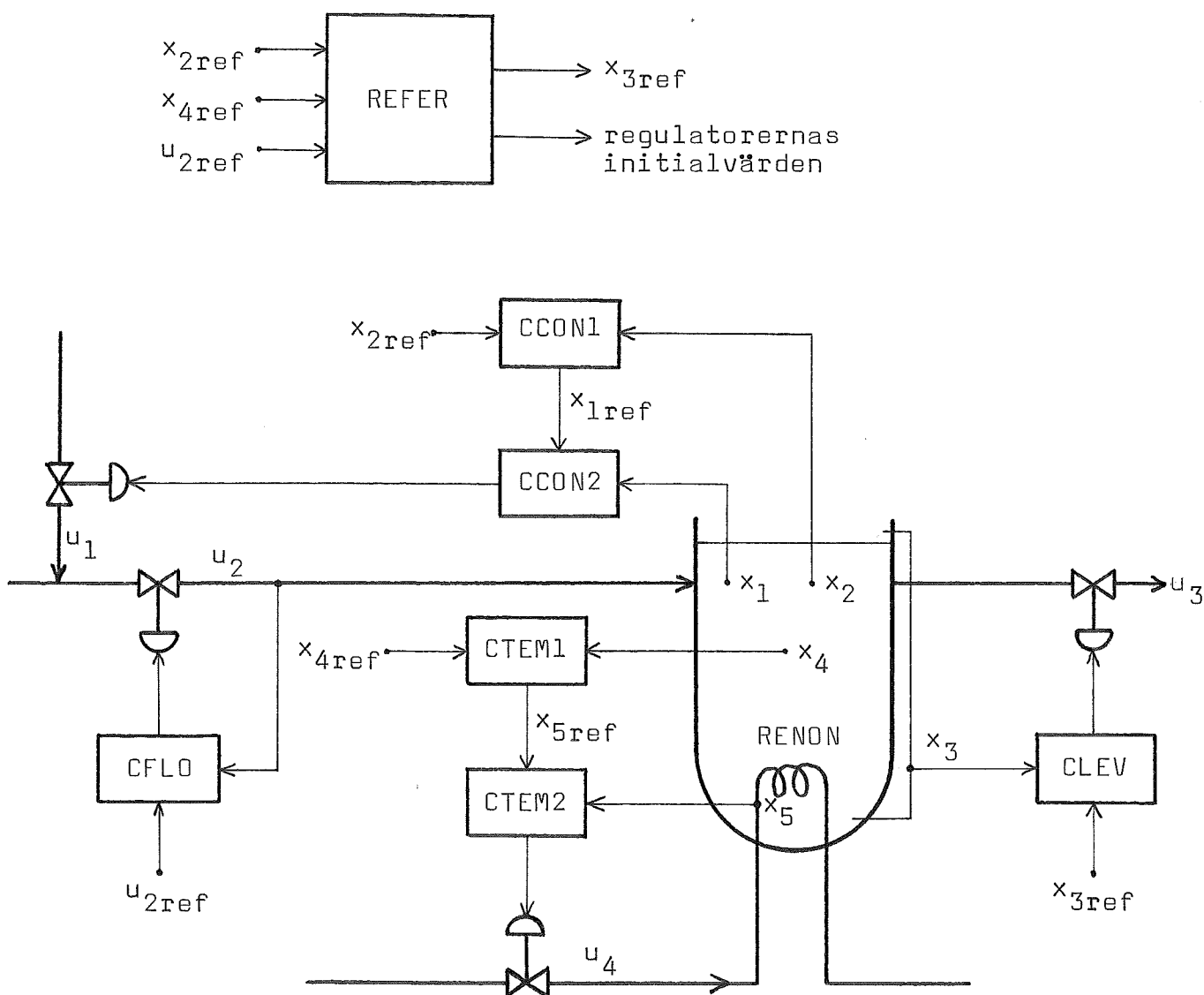


Fig. 5.5.1. Ett blockschema över RENON med det fullständiga reglersystemet.

I det föregående undersöktes processen för  $x_2^0 = 0.1958$ ,  $x_4^0 = 3.119$  och  $u_2^0 = 1$ . Höjer man nu  $x_4^0$  med 0.1 till 3.219 blir den optimala hålltiden  $\theta^0 (=x_3^0/u_2^0) = 0.43$ . Här skall två olika alternativ betraktas:

$$\text{I.} \quad U_{20} = U_{2R} = 1 \quad \text{och} \quad X_{3R} = 0.43$$

$$\text{II.} \quad U_{20} = U_{2R} = 2.33 \quad \text{och} \quad X_{3R} = 1$$

Har man fört in de nya värdena på X40 och U20 i REFER kan man m.h.a. macron CINIT (app.4) ändra regulatorernas initialvärden (I och X) i enlighet med den nya arbetspunkten. Följande två figurer visar för  $x_4$  övergången från gamla till nya arbetspunkten enligt de båda alternativen. Fig. 5.5.2 visar responsen utan ändring av initialvärdena, fig. 5.5.3 med (CINIT anropas). Dessa initialvärden kan visas på grafisk skärm m.h.a. macron CDISP (app.4).

### 5.6 Parameterkänslighet I

Processens känslighet för störningar i parametrarna  $T_{c1}$  och  $T_{r1}$  har redan behandlats (avsnitt 5.2.2). En 10%-ig störning i någon av RENONs parametrar D, A1, A2, L1 eller L2 resulterar i en störning i  $x_4$  som endast är en bråkdel ur  $^{\circ}\text{K}$ .

Känsligheten för ändringar i  $k_E$  är större, vilket är förståeligt eftersom  $k_E$  är en faktor i exponent. För att  $x_4$  överhuvudtaget skall gå att återställa till jämviktssläge får  $\Delta k_E$  ej överstiga +0.02 resp. -0.03. Detta innebär ju en minskning med faktorn 1.9 resp. en ökning med faktorn 2.6 av reaktionshastigheten för reaktionen  $A \rightarrow C$  (2.1.1b) vid jämviktstemperaturen ( $x_4 = 3.119$ ).

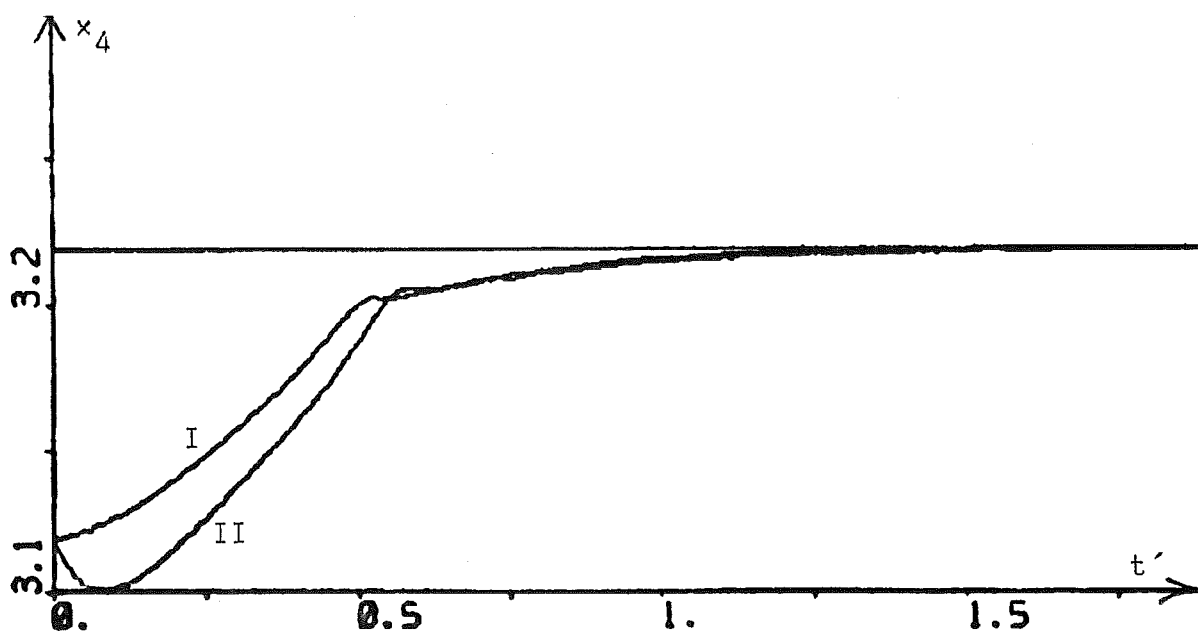


Fig. 5.5.2. Förloppet hos  $x_4$  vid övergången till en ny optimal arbetspunkt med  $\theta^0 = x_3^0/u_2^0 = 0.43$  utan ändring av regulatorernas initialvärden (I och X) i början.  
I:  $x_3^0 = 0.43$ ,  $u_2^0 = 1$ , II:  $x_3^0 = 1$ ,  $u_2^0 = 2.33$ .

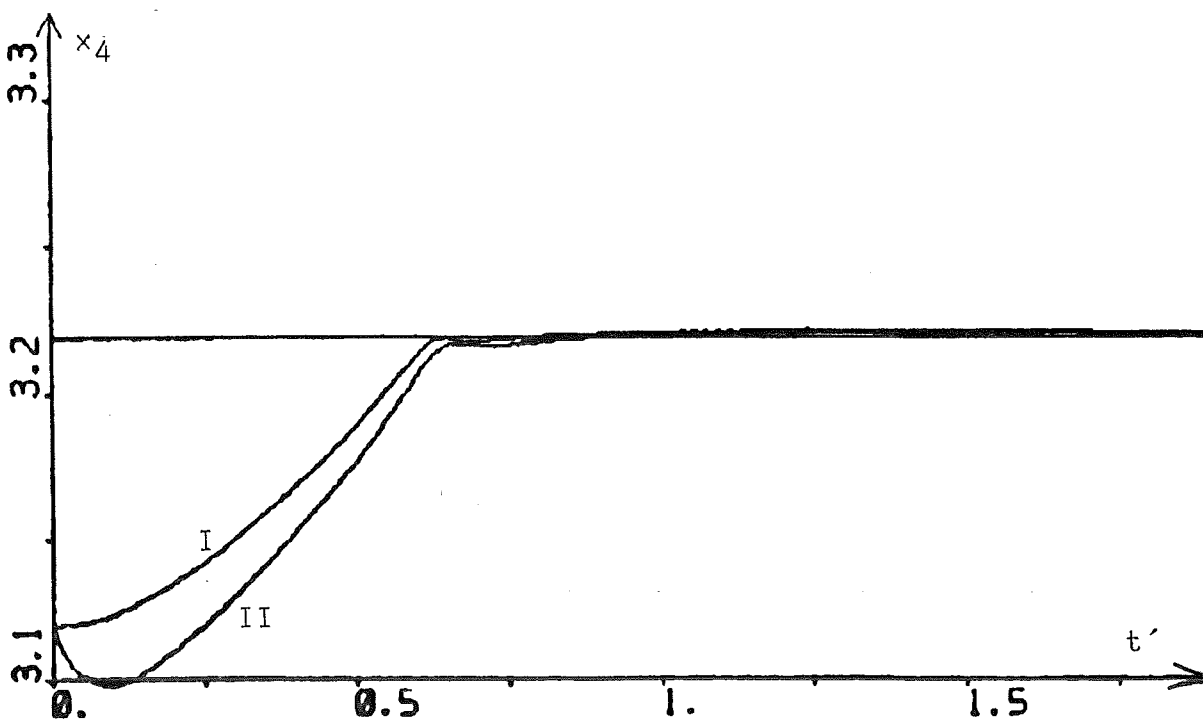


Fig. 5.5.3. Samma övergång som i fig. 5.5.2, men i detta fall har regulatorernas initialvärden ställts in på den nya punkten.



## 5.7 Framkopplingar

Det finns flera olika möjligheter till framkoppling, t.ex.:

- I. Kan man tumma på kravet att  $u_2$  skall hållas konstant kan man genom framkoppling av  $u_1$  till  $u_2$  eliminera (minska) inverkan av en  $u_1$ -störning på  $x_2$ .
- II. En framkoppling av  $u_1$  till  $u_4$  kan minska inverkan av en  $u_1$ -störning på  $x_4$ .
- III. En framkoppling av  $u_4$  till  $u_1$  kan minska inverkan av en  $u_4$ -störning på  $x_2$ .

Det sista alternativet provas med RELIN som en linjär modell av RENON. Om man endast betraktar avvikelser från jämviktsvärden, så har man [10] :

$$u_1 = G_F u_4 \quad \text{där} \quad G_F = - \frac{G_{42}}{G_{12}}$$

med  $G_{42}$  och  $G_{12}$  enligt avsnitt 4.4. Med insatta värden får man:

$$G_F = \frac{10.33 (s + 0.3)}{s^2 + 31.54 s - 8.664}$$

En minimal (observerbar) realisation [10] av denna överföringsfunktion är följande:

$$\dot{x}_1 = -31.54 x_1 + x_2 + 10.33 u_4$$

$$\dot{x}_2 = 8.664 x_1 + 3.099 u_4$$

$$u_1 = x_1$$

Simuleringar påvisar inga påtagliga fördelar utöver det redan utvecklade reglersystemet. Modellen RELIN är förmodligen ej tillräckligt exakt för att på detta sätt ge en effektivare eliminering av en störning i  $u_4$ .

## 6. DISKRET REGLERING

### 6.1 Regleralgoritm

För den diskreta regleringen används den PID-algoritm som definieras av [14] :

$$u = \left( G + \frac{\Delta t}{T_i(1 - q^{-1})} \right) (x_{\text{ref}} - x) - \frac{T_d}{\Delta t} (1 - q^{-1}) x \quad (6.1.1)$$

där  $q$  är skiftoperatoren:  $q^{-1}x(t) = x(t - \Delta t)$  och  $\Delta t$  är samplingsintervallet (DT i programmen). Jfr. med (5.1.1) sida 28. De diskreta versionerna av regulatorerna CTEM1, CTEM2, CCON1, CCON2, CFLO, CLEV kallas DTEM1, DTEM2, DCON1, DCON2, DFLO, DLEV respektive, se app.4. Länksystemet heter DREG.

Man sätter  $T_D = 0$  hos DTEM2 och DCON1 (PI-regulatorer), men iövrigt bibehålles tillsvdare parametervärdena från de kontinuerliga regulatorerna ( $G$ ,  $T_i$ ,  $T_d$ , ZON och UMAX.  $G_d$  försvinner). Enligt [7] är samplingsintervallet 1 s acceptabelt för flödeskontroll och 10 - 30 s lämpligt för flesta andra ändamål. Det innebär att normaliserad samplingsid skall vara ca 0.001 (=1.2s) för DFLO och 0.01 - 0.02 (12 - 24 s) för de andra regulatorerna.

Det fullständiga diskreta systemet består av delarna RENON, REFER, DTEM1, DTEM2, DCON1, DCON2, DFLO, DLEV och DREG.

### 6.2 Temperaturreglering II

Först provas systemet med endast DTEM1 och DTEM2 inkopplade (kan åstadkommas genom anrop av macro DOPEN\*), se app.4). Man väljer inledningsvis  $DT[DTEM1] = DT[DTEM2] = 0.05$  (1 min.). Fig. 6.2.1 visar  $x_4$  och  $x_5$  efter en stegstörning (+0.1) i  $u_4$ . Som sy-

---

\*) Motsvarande macro för det kontinuerliga systemet heter COPEN.

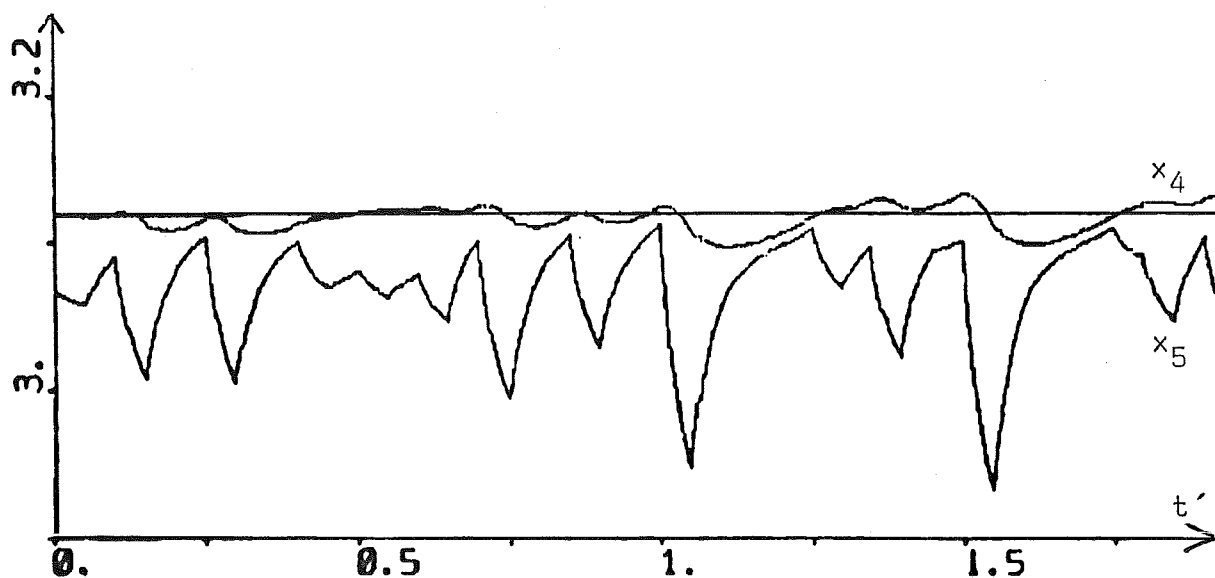


Fig. 6.2.1. Diskret temperaturreglering med samplingstiden  $DT[DTEM1] = DT[DTEM2] = 0.05$  (1 min.) efter en störning i  $u_4$  (+0.1).

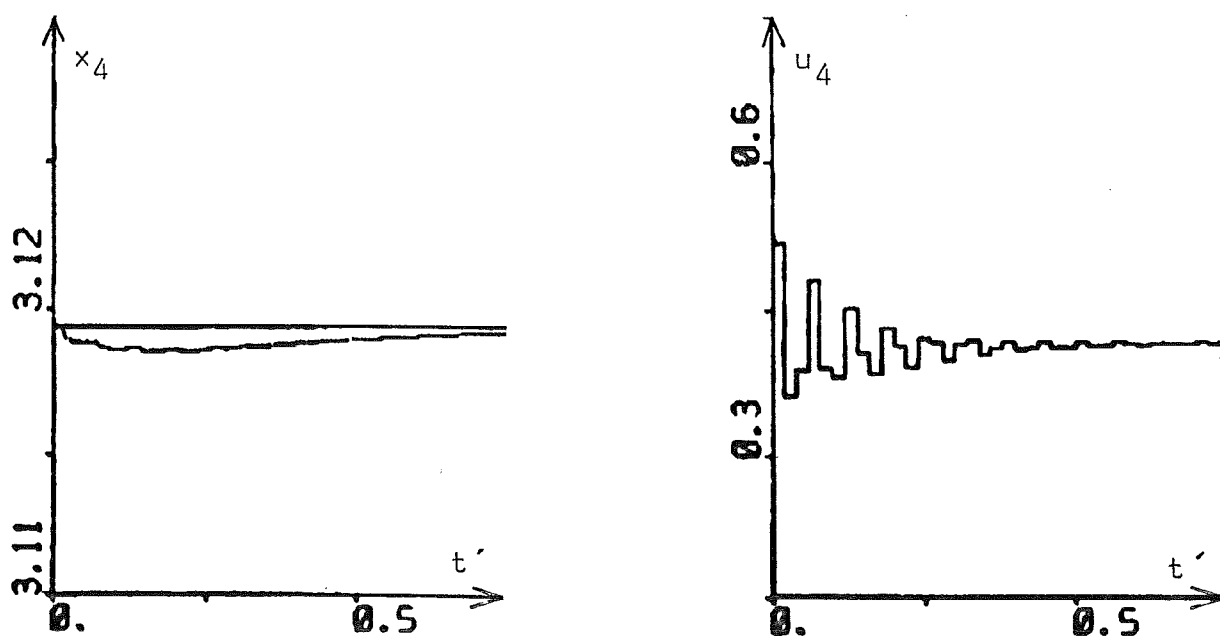


Fig. 6.2.2. Förloppet hos  $x_4$  och  $u_4$  efter en stegstörning i  $u_4$  (+0.1) då samplingstiden har minskats till 0.02. Jfr. med  $x_4$  i fig. 5.2.13 kurva II.

nes har reglersystemet svårigheter med att hålla temperaturnivån. Kylsystemet har en tidskonstant på ca 0.03 (38 s) och  $x_5$  kan därför variera mycket mellan samplingspunkterna.

DT minskas till 0.02 (hos både DTEM1 och DTEM2) och försöket göres om.  $x_4$  konvergerar nu utan problem, se fig. 6.2.2. Responsten är helt jämförbar med denna hos det kontinuerliga systemet, jfr. fig. 5.2.13 kurva II.  $u_4$  får en lite slängig återgång, fig. 6.2.2 Det tyder på att TD[DTEM1] är lite för stor (0.5). Responsten i det kontinuerliga fallet är starkt dämpad.

### 6.3 Koncentrationsreglering II

Samtliga regulatorer inkopplas m.h.a. macron DCLOS (se app.4, kontinuerlig motsvarighet är CLOS).

$x_1$  och  $x_2$  har båda en tidskonstant av storleksordningen 1 (20 min). Man försöker först med  $DT[DCON1] = DT[DCON2] = 0.1$ . Efter en störning i  $x_4$  (+0.05) får  $x_1$  och  $u_1$  det förlopp som visas i fig. 6.3.1, alltså en stabil svängning. Även  $x_2$  och  $x_4$  oscillerar, men med en mycket liten amplitud (0.001 resp. 0.002).

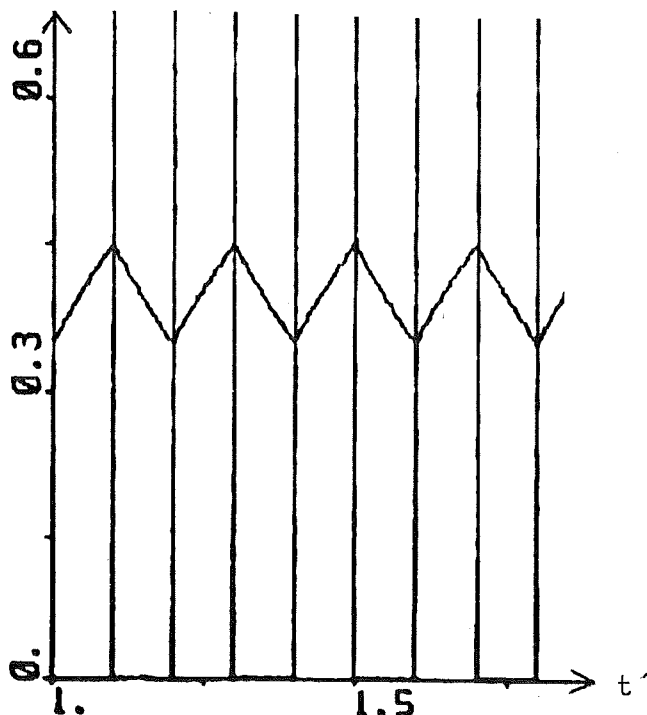


Fig. 6.3.1.

Zigzag-kurvan visar förloppet hos  $x_1$  och de lodrätta strecken markerar växlingarna mellan 0 och 2 hos  $u_1$ .  
 $DT[DCON1] = DT[DCON2] = 0.1$   
 och  $TD[DCON2] = 10$ .

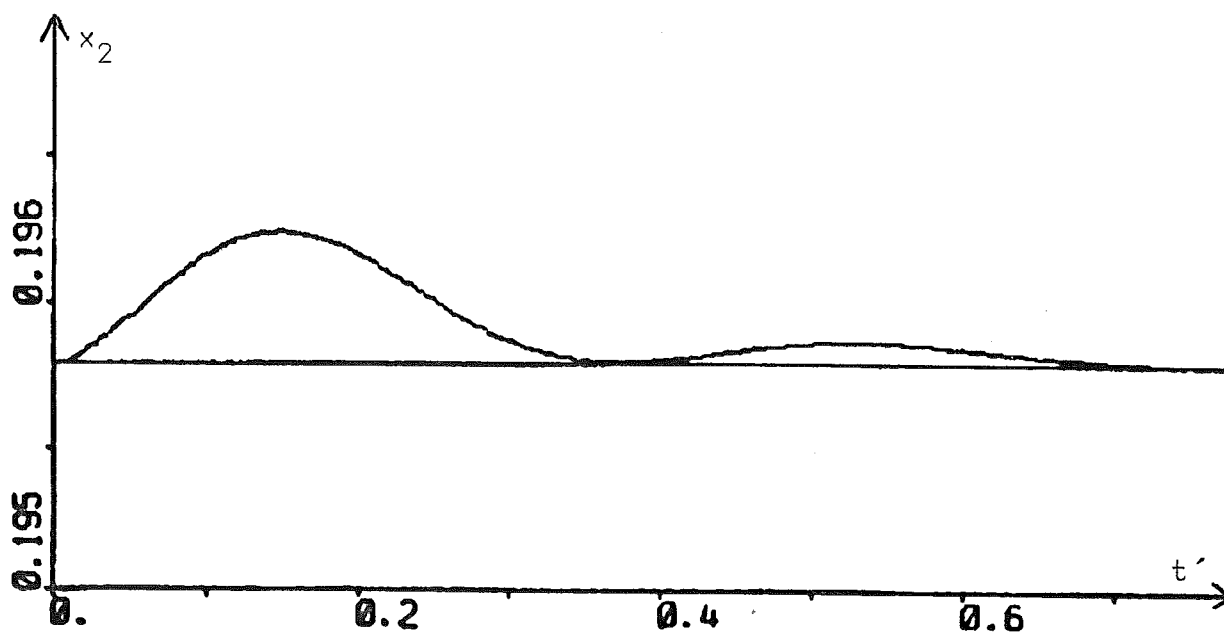


Fig. 6.3.2. Responsen hos  $x_2$  vid en stegstörning i  $u_1$  (+0.2) med samplings tiden  $DT[DCON1] = DT[DCON2] = 0.02$  och  $TD[DCON2] = 0.5$ . Jfr. fig. 5.3.4.

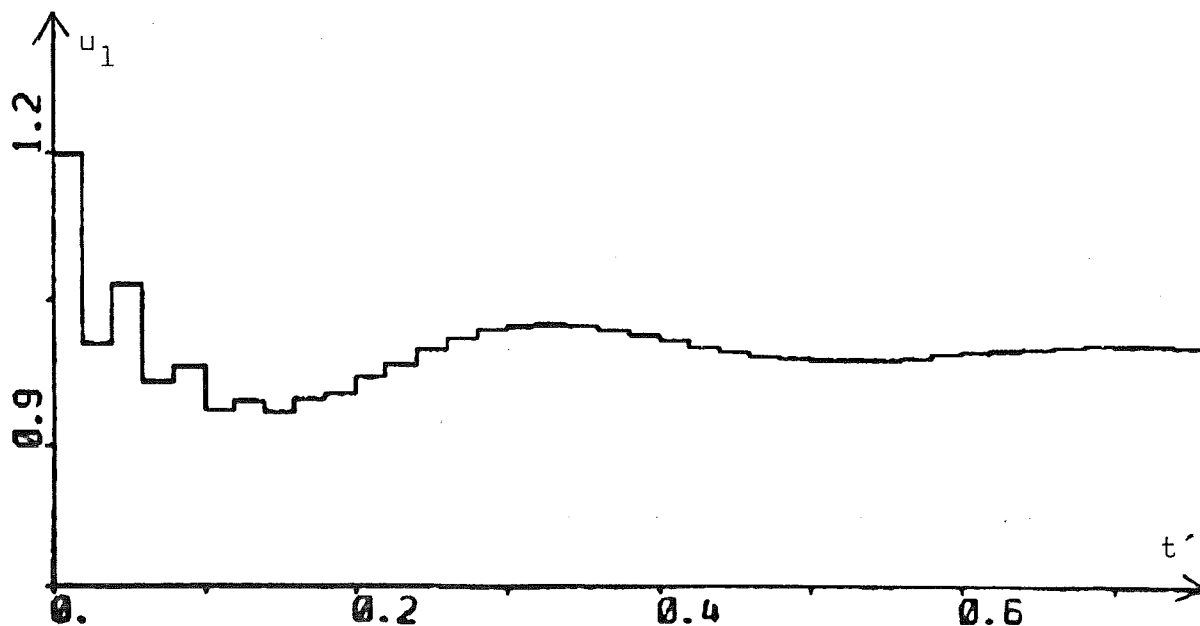


Fig. 6.3.3. Förloppet hos  $u_1$  från samma simulering som kurvan i fig. 6.3.2.

Svängningen orsakas av att  $u_1$  är kopplad (genom DCON2) till  $x_1$ 's tidsderivata, vilken i sin tur direkt påverkas av  $u_1$  (systemekvation 2.3.1a). Med  $TD[DCON2] = 10$  kommer  $u_1$  att drivas mellan ytterligheterna  $1 - 1 = 0$  och  $1 + 1 = 2$ , vilket gör att  $\dot{x}_1$  oscillerar mellan  $+1$  och  $-1$  och  $x_1$  mellan  $x_1^0 + 0.05$  och  $x_1^0 - 0.05$ .

$TD[DCON2]$  minskas till 0.5 och  $DT$  (DCON1 och DCON2) till 0.02 och oscillationen dämpas ut. Figurerna 6.3.2 och 6.3.3 på föregående sida visar hur  $x_2$  och  $u_1$  efter denna revidering svarar på en störning i  $u_1$  (+0.1).

#### 6.4 Flödes- och nivåreglering II

För att få en relativt snabb simulering väljes  $DT[DFLO]$  så stort som 0.01 (12 s). Om  $TI[DFLO]$  sedan tilldelas samma värde blir felet i  $u_2$  efter en stegstörning (i  $u_2$ ) identiskt noll efter ett steg, d.v.s.

$$\Delta U[DFLO] = \frac{DT}{TI} \cdot E = E = -\Delta u_2$$

Man har här alltså en enkel DEAD-BEAT-strategi [16]. DEAD-BEAT får man också för stegstörningar i nivån,  $x_3$ , med  $G[DLEV] = -10$  och  $DT[DLEV] = 0.1$ .

I fig. 6.4.1 kan man se vad händer efter en stegstörning (+0.2) i  $u_2$  ( $SU2 = 0.2$ ).  $u_2$  går ner till 1 vid tiden 0.01. Nivån ligger då fel med  $0.2 \times 0.01 = 0.002$ .  $u_3$  reagerar först vid tiden 0.1 med ett steg med höjden  $10 \times 0.002 = 0.02$ . Vid tiden 0.2 är  $x_3$  återställt ( $0.002 - 0.02 \times 0.1 = 0$ ) och  $u_3$  går ner till 1. En stegstörning i  $u_3$  ( $SU3 = 0.2$ ) på den andra sidan resulterar i ett permanent fel i nivån, se fig. 6.4.2. Felet blir här  $0.2 \times 0.1 = 0.02$  eller 2%.

Samtliga regulatorers parametervärden har nu bestämts och kan ställas in m.h.a. macron DCLOS.

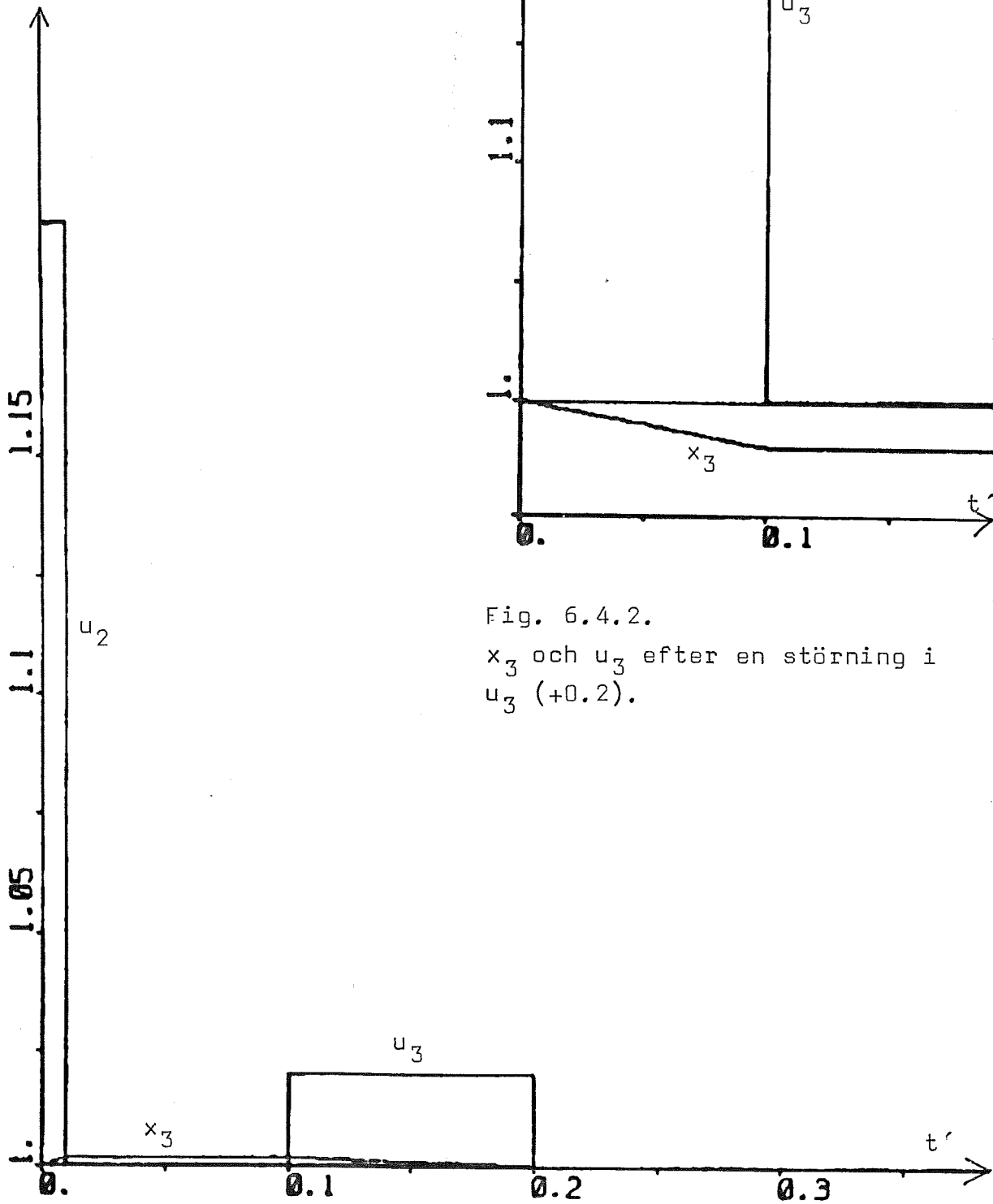


Fig. 6.4.2.

$x_3$  och  $u_3$  efter en störning i  $u_3$  (+0.2).

Fig. 6.4.1.  $u_2$ ,  $u_3$  och  $x_3$  efter en störning i  $u_2$  (+0.2).  
DEAD-BEAT.

### 6.5 Ändring av arbetspunkt II

Höjer man arbetstemperaturen  $x_4$  från 3.119 till 3.219 minskar den optimala hålltiden ( $\theta^0 = x_4^0/u_2^0$ ) från 1 till 0.43 (jfr. avsnitt 5.5). Med värdena 3.219, 0.1958, 1 insatta för X40, X20 resp. U20 i REFER (med OPT = 1) får man efter omställning av regulatorernas initialvärden (m.h.a. macron DINIT) de stegsvar hos  $x_1$  och  $x_3$  resp.  $x_4$  och  $x_5$  som visas i fig. 6.5.1 resp. 6.5.2.

$x_3$  går ner till 0.43, DEAD-BEAT i två steg (inte i ett steg därför att  $u_3$  kan ej bli större än 5). När  $x_3$  blir  $< 0.5$  börjar  $x_1$  oscillera av samma anledning som redovisades i avsnitt 6.3. Man erhåller ur syst.ekv. (2.3.1a) och DCON2:

$$\dot{x}_1(t + \Delta t) \approx \frac{1}{\theta} \Delta u_1 = - \frac{TD \cdot \Delta x_1}{\theta \cdot DT} \approx - \frac{TD}{\theta} \dot{x}_1(t) = -1.2 \dot{x}_1(t)$$

vilket medför en ökande svängningsamplitud hos  $u_1$  som således kommer att oscillera mellan 0 och 2. TD[DCON2] minskas från 0.5 till 0.2 vid tiden 1, se figurerna, och svängningen i  $x_1$  dämpas betydligt.

Detta gör emellertid inte saken bättre för  $x_4$  och  $x_5$ , tvärtemot. Vid den nya driftpunkten är jämviktsvärdet på kylflödet  $u_4^0 = 0.17$  (0.42 vid den "gamla" punkten). Med G[DTEM2] = -10 blir variationerna i  $u_4$  lite väl stora vilket bidrar till instabiliteten. Minskas G till -2 (vid tiden 1.5) dämpas svängningarna snabbt ut men istället blir konvergensen långsammare.

Om man istället för att minska  $x_3^0$  till 0.43 ökar  $u_2^0$  till 2.33 får man ett likartat förlopp.

Det konstateras alltså att vid börvärdesändringar kan man behöva ändra (adaptera) regulatorparametrarna.



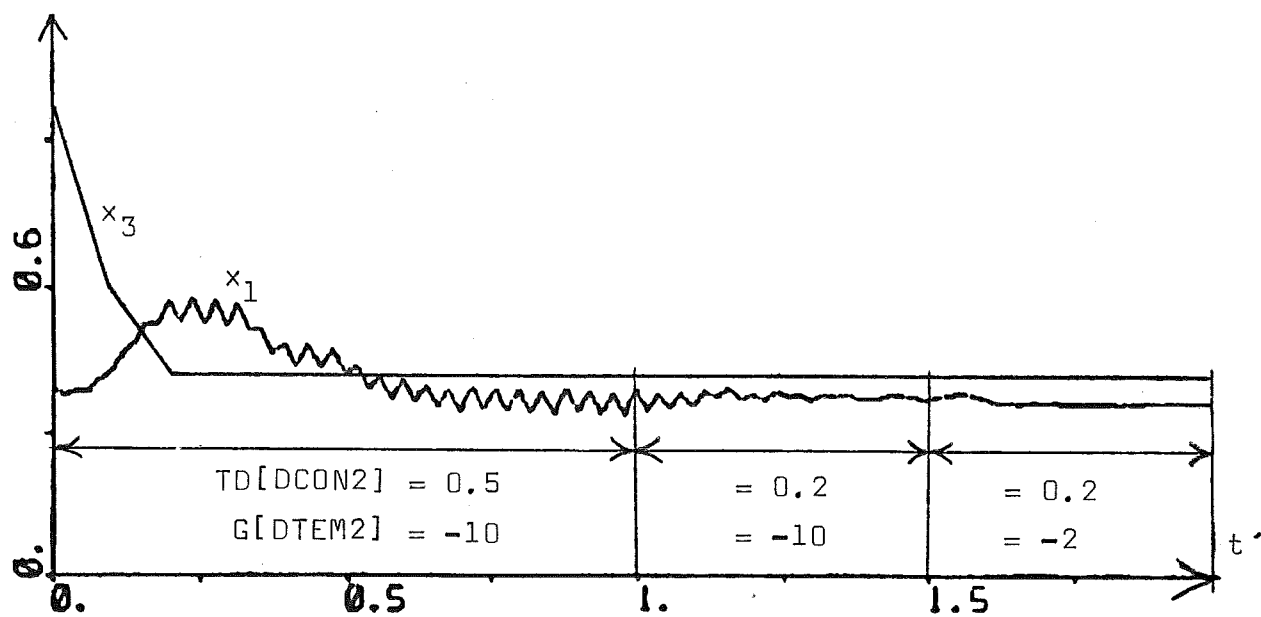


Fig. 6.5.1. Förloppet hos  $x_1$  och  $x_3$  vid övergången till en ny optimal arbetspunkt med  $\theta^0 = 0.43$ . Värdena på TD[DCON2] och G[DTEM2] behöver justeras.

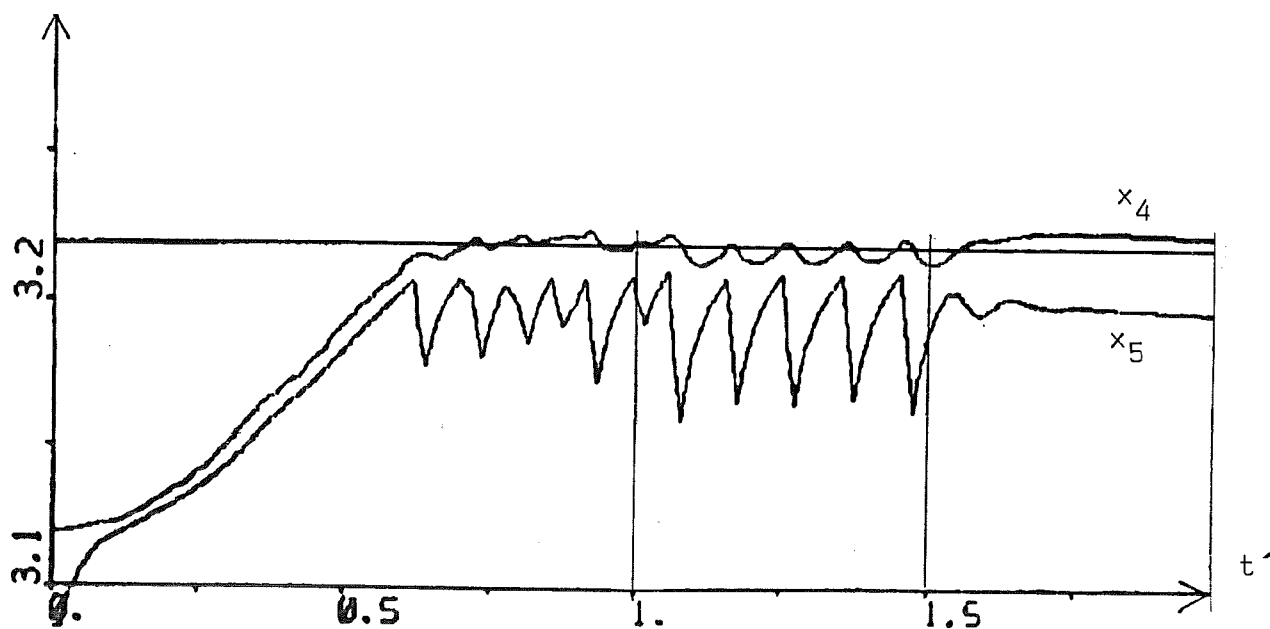


Fig. 6.5.2.  $x_4$  och  $x_5$  från samma simulering som kurvorna i fig. 6.5.1.

## 6.6 Parameterkänslighet II

$x_4$ 's respons vid en stegstörning i  $T_{r1}$  (+0.1 d.v.s. ca  $10^0$ K) är lite slängig men konvergerar ändå hyggligt, se fig. 6.6.1. Känsligheten för störningar i  $T_{c1}$  och andra parametrar är jämförlig med dito hos det kontinuerliga systemet (se. avsnitt 5.6).

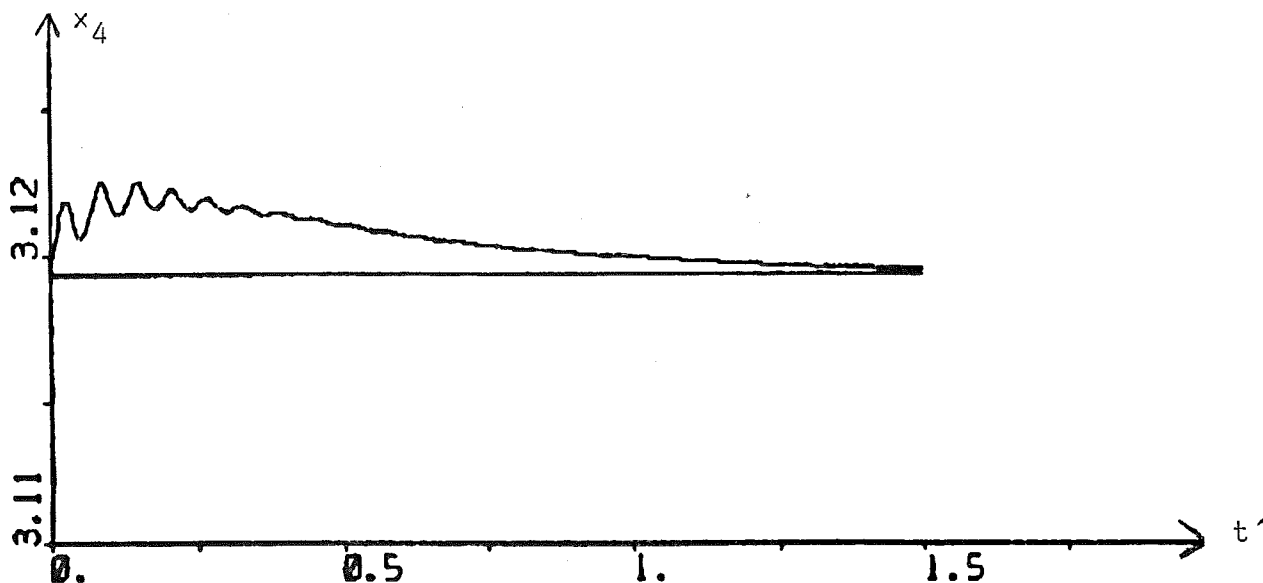


Fig. 6.6.1. Responsen hos  $x_4$  vid en stegstörning (+0.1) i  $T_{r1}$  under diskret reglering.

## 6.7 On-off-reglering

Steady-state-reglering är ej nödvändigtvis det bästa sättet att reglera en process. Det kan vara fördelaktigare att låta styrsignalen antaga endast två lägen, minimum och maximum. En sådan reglering kallas på engelska BANG-BANG eller ON-OFF control. Det finns i litteraturen en hel del material rörande periodisk reglering av parallella reaktioner typ (2.1.1) [6,17,18,19,20, 21,22].

Vår process har med  $\theta = 0.7$  (t.ex.  $x_3 = 1$ ,  $u_2 = 1.43$ ) maximala steady-state utbytet  $x_2/u_1 = 0.1917$  vid temperaturen  $x_4 = 3.119$  (se avsnitt 3.2). En höjning eller minskning av  $x_4$  från detta

läge resulterar i en minskning av utbytet. Det har visats för detta tillfälle [6,19] att medelutbytet ( $= \int (x_2/u_1) \cdot dt$ ) hos RENON med försummad kyldynamik ( $ALT = 0$ ) kan höjas till 0,1946 d.v.s. med ca 1,5%, m.h.a. on-off control med  $u_{4min} = 0$  och  $u_{4max} = \text{ca } 6.3$  ( $D \cdot Ar = 5$ ).

Det är inte alls säkert att RENON med  $ALT = 1$  ger ett bättre resultat med en sådan reglering. Fig. 6.7.1 visar ett försök.

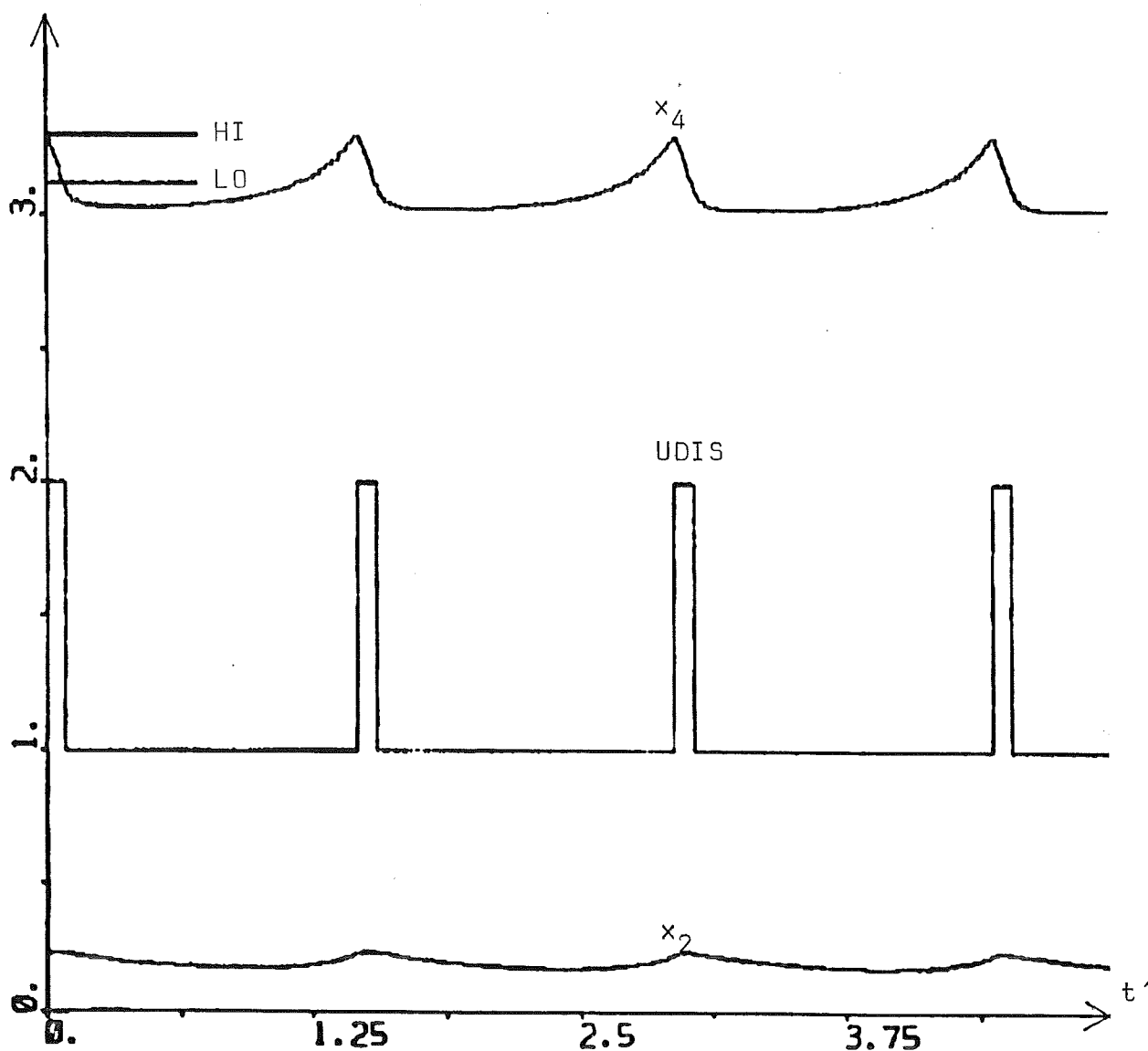


Fig. 6.7.1. On-off-reglering.  $u_4$  växlar till 0 resp. 10 då  $x_4$  understiger LO resp. överskrider HI.  
 $UDIS = 1 + 0.1 \cdot u_4$ .

$u_4$  växlar till 0 resp. 10 varje gång  $x_4$  understiger  $LO = 3.12$  resp. överskrider  $HI = 3.30$  (det förutsätts alltså att denna variation i  $x_4$  kan tillåtas).  $u_4$  representeras i figuren av  $UDIS = 1 + 0.1 \cdot u_4$ .

Utbytets medeltal blir i detta fall 0.195, alltså en klar höjning. Integralen av utbytet evalueras av SIMNON-programmet YIELD som finns i appendix 4 tillsammans med regulatorn BANG och länksystemet BREG.

## 7. SLUTORD

Reglersystemet i det föregående utvecklades steg för steg. Man betraktade reglerlooparna var för sig och provade sig fram till regulatorinställningarna genom att studera de olika stegsvaren. Detta arbetssätt är mycket vanligt vid syntes av reglersystem för verkliga processer. En (standard)regulator installeras, processens uppförande observeras och regulatorparametrar modifieras tills man får ett tillfredsställande resultat [10]. Denna metod har fördelen att vara användbar även när man inte har en noggrann modell att gå efter. Har man på den andra sidan en bra modell kan man med ledning av den försöka räkna fram en (optimal) styrlag för processen som helhet. Man har här således två olika sätt att betrakta en process: som en (odelbar) helhet eller som mera eller mindre självständiga delprocesser. En intressant uppgift vore att försöka reglera RENON med tillståndsåterkoppling [10] utvecklad med RELIN som modell. Man kan också, utan att ändra själva strukturen hos reglersystemet, använda en modell för att åstadkomma processanpassade regleralgoritmer (vid datorstyrning), istället för att helt enkelt begagna sig av konventionella P-, PI- eller PID-regulatorer.

Det finns möjligheter till vidareutveckling av RENON. Modellens förmodligen största brist är frånvaron av dödtid i temperatur- och koncentrationslooparna. När man så här på sluttampen drabbas av eftertankens kränka blekhet tycker man sig se att förstärkningarna i dessa loopar är optimistiskt höga. Det kan därför väntas att dessa behöver minskas rätt drastiskt vid införelse av dödtid, om stabiliteten skall bibehållas. Effekten av en diskret samplingstid liknar i viss mån dödtidens. I avsnitt 6.2 resp. 6.3 såg man hur införelsen av ett samplingsintervall på 1 resp. 2 min. påverkade stabiliteten.

Vid analysen av reglersystemet användes uteslutande steg som insignaler. Intressant vore att se hur systemet reagerar på diverse stokastiska insignaler. I SIMNON finns möjligheten att generera sådana signaler.

## 8. REFERENSER

8.1 Litteratur

1. DENBIGH, K.G. & TURNER, J.C.R.:  
Chemical reactor theory. An introduction.  
Cambridge University Press 1971.
2. CHEMICAL ENGINEERS HANDBOOK. 5th edition.  
McGraw-Hill 1973.
3. BARROW, GORDON M.:  
Physical chemistry. 3rd edition.  
McGraw-Hill 1973.
4. ARIS, RUTHERFORD:  
The optimal design of chemical reactors. A study in  
dynamic programming.  
Academic Press 1961.
5. LUYBEN, W.L.:  
Process modeling, simulation, and control for chemical  
engineers.  
McGraw-Hill 1973.
6. MATSUBARA, M. & ONOGI, K.:  
Stabilized suboptimal periodic control of a chemical reactor.  
IEEE trans. aut. control. 6(dec 1978) p. 1005-1008.
7. SHINSKEY, F.G.:  
Process control systems.  
McGraw-Hill 1967.
8. HARRIOTT, PETER:  
Process control.  
McGraw-Hill 1964.
9. HEERDEN, C. van:  
Autothermic processes. Properties and reactor design.  
Ind. Eng. Chem. Vol. 45, no. 6 (1953) p. 1242-1247.
10. ÅSTRÖM, KARL JOHAN:  
Reglerteori.  
Almqvist & Wiksell. Uppsala 1976.

11. ÅSTRÖM, KARL JOHAN:  
Reglerteknik-Olinjära system. Föreläsningar vid LTH 1968.  
TLTH/VBV 1971.
12. KALMAN, R.E., FALB, P.L. & ARBIB, M.A.:  
Topics in mathematical system theory.  
McGraw-Hill 1969.
13. TYRÉUS, BJÖRN:  
Processreglering för kemitekniker. Del 1 - 3.  
Kemisk Tidskrift 1976 nr. 9, 10 & 11.
14. ELMQVIST, H:  
SIMNON. An interactive simulation program for  
nonlinear systems. User's manual.  
Report 7502 April 1975. Department of Automatic Control  
Lund Institute of Technology.
15. WIESLANDER, JOHAN:  
Datorn som systemkomponent.  
Ingenjör förlaget/Elteknik med aktuell elektronik 1977.
16. ÅSTRÖM, KARL JOHAN:  
Reglerteknik - Samplade system. Föreläsningar vid LTH.  
TLTH/VBV 1971.
17. MATSUBARA, M., NISHIMURA, Y. & TAKAHASHI, N.:  
Periodic operation of CSTR - I. Idealized control.  
Chemical Engineering Science, Vol.28, No.7-A (1973) p.1369-1377.
18. MATSUBARA, M., NISHIMURA, Y. & TAKAHASHI, N.:  
Periodic operation of CSTR - II. Practical control.  
Chem. Eng. Sci. , Vol.28, No.7-B (1973) p. 1379-1385.
19. MATSUBARA, M. & ONOGI, K.:  
Unstable suboptimal periodic control of a certain  
chemical reactor.  
IEEE trans. aut. control. 6(dec 1978) p. 1111-1113.
20. BAILEY, J.E., HORN, F.J.M. & LIN, R.C.:  
Cyclic operation of reaction systems: Effects of heat  
and mass transfer resistance.  
AIChE Journal, Vol.17, No.4 (1971) p. 818-825.
21. HORN, F.J.M. & LIN, R.C.:  
Periodic processes: A variational approach.  
Ind.Eng.Chem. Process Des.Dev., Vol.6, No.1 (1967) p. 21-30.

22. DORAWALA, T.G. & DOUGLAS, J.M.:  
Complex reactions in oscillating reactors.  
AIChE Journal, Vol.17, No.4 (1971) p. 974-981.
23. LUNDIN, STEN TORE:  
Material- och energibalanser.  
Avdelningen för Kemisk Teknologi, Tekniska Högskolan  
i Lund. 1967.
24. HOUGEN, O.A., WATSON, K.M. & RAGATZ, R.A.:  
Chemical process principles part I: Material and  
energy balances.  
Wiley & Sons. New York & London. 1966.
25. ZEMANSKY, M.W. & NESS, H.C. Van:  
Basic Engineering Thermodynamics.  
McGraw-Hill 1966.
26. GOULD, LEONARD A.:  
Chemical process control: Theory and applications.  
Addison-Wesley 1969.
27. HSU, SHAO TI:  
Engineering Heat Transfer.  
D. Van Nostrand Co. 1963.
28. KOPPEL, LOWELL B.:  
Dynamics of a flow-forced heat exchanger.  
Ind.Eng.Chem. Fundamentals, Vol.1 No.2 (1962) p. 131-134.
29. GUSTAFSSON, S.E. & NYMAN, K-E.:  
Linear-quadratic PI-control of a nonlinear unstable  
chemical reactor.  
Report 77-3. Institutionen för Reglerteknik, Åbo Akademi.  
Åbo Finland 1977.
30. GUSTAFSSON, BENGT:  
Tankreaktor. Analys och syntes av några olika kemiska  
reaktionssystem.  
Examensarbete vid Institutionen för Reglerteknik,  
Tekniska Högskolan i Lund 1970. Rapport RE-71.
31. FJELD, MAGNE:  
Stability and control of periodic processes.  
Universitetet i Trondheim, Norges Tekniske Høgskole,  
Institutt for reguleringsteknik 1971.



## 8.2 Personligt

### 32. MIKAEL GRIMSBURG

Avdelningen för Kemisk Teknologi, Tekniska Högskolan  
i Lund.

## 8.3 Program

### 33. Programpaketet SIMNON.

Institutionen för Reglerteknik, LTH.

"SIMNON is a command driven interactive program written in FORTRAN for simulation of systems governed by ordinary differential equations and difference equations.

The system description can be done as separate descriptions of subsystems and their interconnections. Each subsystem can be described either by ordinary differential equations or difference equations. The language to describe the subsystems is either a special simulation language or FORTRAN. The program contains an editor and a compiler for the simulation language" [14].

### 34. Programpaketet MODPAC.

Institutionen för Reglerteknik, LTH.

"Modpac is an interactive program, command oriented with a powerful macro facility. The program is aimed at transformations and analysis of state space models. Analysis is through computation of eigenvalues or frequency responses as well as Kalman decomposition. The available transformations are between continuous time and discrete time forms as well as coordinate changes to obtain diagonal forms, balanced - Hessenberg - and canonical forms".

[Johan Wieslander: Modpac Commands. User's Guide. Institutionen för Reglerteknik, Lunds Tekniska Högskola 1980].

## APPENDIX 1 : TECKENFÖRKLARING

I nedanstående förteckning saknas många av de i programmen använda beteckningarna och får förklaras av sammanhanget. De som finns med här står till höger på sidan.

A	kemisk komponent	
A	systemmatris	
A	värmeöverföringsyta [ $m^2$ ]	
	logisk variabel	ALT
Ar	flödesfunktion i syst.ekv. (2.3.1e)	AR
$a_1, a_2$	dimensionslösa "frekvensfaktorer"	A1, A2
$a_{ij}$	matriselement	Aij
B	kemisk komponent	
B	styrmatris	
$b_{ij}$	matriselement	Bij
C	kemisk komponent	
$c_A, c_B$	koncentration [ $mol/m^3$ ]	CA, CB
$c_{AO}$	inloppskoncentration komponent A	
$c_{A00}$	referenskoncentration [ $mol/m^3$ ]	CA00
$C_p, C_{pc}$	värmekapacitivet [ $J/kg^{\circ}K$ ]	
D	konstant i syst.ekv. (2.3.1e)	D
$\Delta t$	samlingsintervall	DT
	reglerfel	E
$E_1, E_2, E_n$	kemisk aktiveringsenergi [ $J/mol$ ]	E1, E2
$\underline{e}$	egenvektor	
e	säkerhetsmargin	
$e^x$	Exponentialfunktionen	EXP(X)
$F_1, F_2, F_c$	volymflöde [ $m^3/s$ ]	
$F_o$	referensflöde [ $m^3/s$ ]	

f	funktion	
$\underline{f}$	funktionsvektor	
G	förstärkningsparameter	G
$G_d$	tidskonstant i regleralgoritm	GD
$G_{ij}, G_F, G_S$	överföringsfunktion	
H	entalpi [J]	
h	specifik entalpi [J/kg]	
K	förstärkningsparameter	
$k_1, k_2, k_n$	reaktionshastighetskoefficient	
$k_E$	energikvot ( $E_2/E_1$ )	KE
$k_V$	volymkvot ( $V_c/V_0$ )	KV
$L_1, L_2$	konstanter i syst.ekv (2.3.1d) beroende av bl.a. reaktionsvärmnet	L1, L2
	logisk variabel	OPT
$P_1, P$	tryck [ $N/m^2$ ]	
p	deriveringsoperator	
Q	värme [J]	
$Q, Q_A, Q_B, Q_C$	dimensionslöst värme flöde	Q, QA, QB, QC
q	skiftoperator	
R	gaskonstanten = $8.314 \text{ J/mol}^\circ\text{K}$	
$r_1, r_2$	reaktionshastighet [ $\text{mol}/\text{m}^3 \text{ s}$ ]	
S	lösningsmedel	
	prefix: störning, suffix: steady-state	S
s	skalfaktor	S
s	argument i Laplace-transformation	
T	temperatur [ $^\circ\text{K}$ ]	
$T_{r1}, T_{c1}$	normaliserade inloppstemperaturer	TR1, TC1
$T_i$	tidskonstant integrering	TI
$T_d$	tidskonstant derivering	TD
t	tid [s]	

$t'$	dimensionslös tid (antal nominella hålltider)	T
U	inre energi [J]	
U	värmeöverföringskoefficient [ $J/m^2 s^{\circ}K$ ]	
u	styrvariabel	U
$\underline{u}$	styrvektor	
$V, V_c$	volym [ $m^3$ ]	V, VC
$V_o$	referensvolym [ $m^3$ ]	VO
x	tillstånd	X
$\underline{x}$	tillståndsvektor	
y	hjälpvariabel i ekv.syst. (3.2.1)	
	dödzon (integrerande regulator)	ZON
$\alpha_1, \alpha_2, \alpha_n$	frekvensfaktor i Arrheniusrelation dimension varierar med reaktionsgrad	
$\Delta$	prefix: tillskott, störning	
$\Delta H$	reaktionsvärme [J/mol]	
$\Delta t$	samlingsintervall	DT
$\Phi$	värmefflöde [J/s]	
$\kappa$	logaritmisk temperaturdifferenskvot	
$\lambda$	egenvärden	
$\rho$	densitet [ $kg/m^3$ ]	
$\tau_r, \tau_c$	temperatur [ $^{\circ}K$ ]	
$\tau_{r1}, \tau_{c1}$	inloppstemperatur [ $^{\circ}K$ ]	
$\tau_{c2}$	utloppstemperatur kylsystem [ $^{\circ}K$ ]	
$\theta$	normaliserad hålltid reaktor	

Övre suffix:

o	optimalvärde
*	maximalvärde
$\infty$	slutvärde (steady-state)

Undre suffix:

j	jämviktsvärde
c	kylsystem
r	reaktor

## APPENDIX 2 : PROCESSMODELLEN

A2.1 Materialbalanser

En allmän formulering av materialbalansen hos ett (kemiskt) system är följande [5,23] :

$$IN + PRODUCERAT = UT + ACKUMULERAT \quad (A2.1.1)$$

För den kemiska reaktorn (CSTR) blir den differentiella volymbalansen (då reaktormediet antages ha samma densitet överallt):

$$F_1 + 0 = F_2 + \dot{V} \quad (A2.1.2)$$

(se app.1 och fig. A2.1 för beteckningarnas innebörd). För reaktionssystemet (2.1.1) sida 3 kan två oberoende komponentbalans-ekvationer uppställas. För komponenterna A och B är dessa [5,23]:

$$(F_1 \cdot c_{A0}) + (-V \cdot r_1 - V \cdot r_2) = (F_2 \cdot c_A) + (V \cdot \dot{c}_A) \quad (A2.1.3)$$

$$0 + (V \cdot r_1) = (F_2 \cdot c_B) + (V \cdot \dot{c}_B) \quad (A2.1.4)$$

respektive. Man förutsätter här en perfekt omblandning av reaktorinnehållet, vilket medför att  $c_A$ ,  $c_B$ ,  $r_1$  och  $r_2$  är rymdkonstanta, d.v.s. har samma värden överallt i reaktorn (se avsnitt 2.4). (A2.1.2) sätts in i (A2.1.3) och (A2.1.4) och efter en omskrivning får man:

$$\dot{c}_A = F_1 \cdot (c_{A0} - c_A) / V - r_1 - r_2 \quad (A2.1.5)$$

$$\dot{c}_B = -F_1 \cdot c_B / V + r_1 \quad (A2.1.6)$$

$$\dot{V} = F_1 - F_2 \quad (A2.1.7)$$

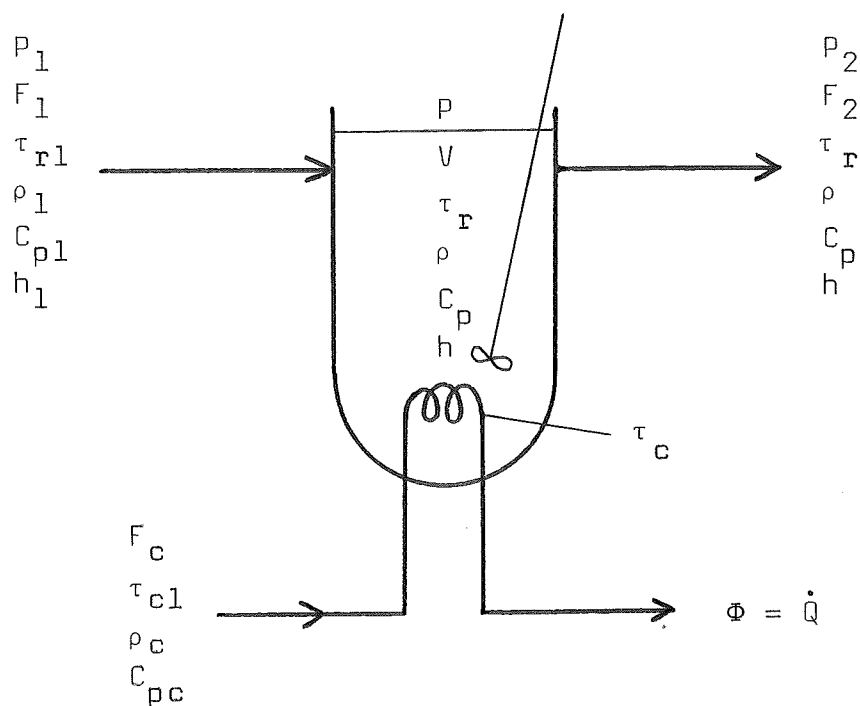


Fig. A2.1. En schematisk bild av en kemisk reaktor (CSTR) med viktigaste parametrar införda (beteckningarna förklaras i appendix 1).

## A2.2 Energibalanser

### A2.2.1 Reaktormediet

Att det är svårare att härleda energibalansen än materialbalansen framgår av [23]: "Uppställandet av en energibalans blir svårare genom att energin är ett mera abstrakt begrepp och genom att energin kan uppträda i en rad olika former". Se också [24].

Den allmänna regeln för summan av alla energiformer lyder:

$$IN = UT + \text{ACKUMULERAT} \quad (\text{A2.2.1})$$

Man förenklar gärna genom att försumma bidragen från potentiell, ytspännings- och kinetisk energi samt omrörningsarbetet. De tre första är i regel försumbara jämfört med de andra energislagen

[5,23,24]. Omrörningseffekten är konstant och kan därför anses av mindre betydelse för modellens dynamiska aspekter. Energibalansen blir alltså, i differentier uttryckt:

$$(dU)_1 + P_1(dV)_1 = (dU)_2 + P_2(dV)_2 + dU + P \cdot dV + dQ \quad (*) \quad (A2.2.2)$$

Reaktorn antages isolerad så att man bortser ifrån värmeförluster, andra än värmeflödet  $\Phi = \dot{Q}$  via kylsystemet (fig. A2.1). Införes entalpin,  $H = U + PV$  erhålles ( $P_1, P_2, P$  konstanta):

$$(dH)_1 = (dH)_2 + dH + dQ \quad (A2.2.3)$$

Entalpierna kan uttryckas:

$$(dH)_1 = \rho_1 h_1(\tau_{r1}) \cdot (dV)_1 \quad (A2.2.4)$$

$$(dH)_2 = \rho \cdot h(\tau_r) \cdot (dV)_2 \quad (A2.2.5)$$

$$dH = d(\rho \cdot h(\tau_r) \cdot V) \quad (A2.2.6)$$

vilket insatt i (A2.2.3) ger:

$$(\rho \cdot h \cdot V) = \rho_1 h_1(\tau_{r1}) \cdot F_1 - \rho h(\tau_r) \cdot F_2 - \Phi \quad (A2.2.7)$$

För den vänstra sidan i ekvationen har man:

$$(\rho \cdot h \cdot V) = (\rho \cdot h) \cdot V + \rho h \cdot \dot{V} = (\rho \cdot h) \cdot V + \rho h \cdot (F_1 - F_2) \quad (A2.2.8)$$

\*) Man skriver  $(dX)_1$  (resp.  $(dX)_2$ ) och ej  $dX_1$  ( $dX_2$ ) för att markera att det handlar om inloppets (utloppets) bidrag till reaktorns egenskap  $X$  och ej differentialet av någon storhet  $X_1$  ( $X_2$ ).

$dQ$  är ej funktion av de termodynamiska koordinaterna ( $P, V, T$ ) och kallas därför ibland för "inexact differential" [25].

Den förra termen på höger sida kan upplösas på följande sätt [4]:

$$(\rho h) V = \rho C_p V \dot{\tau}_r + (\rho_1 h_1(\tau_r) - \rho h(\tau_r)) F_1 + V \sum r_i \Delta H_i \quad (\text{A2.2.9})$$

Man sätter in (A2.2.8) och (A2.2.9) i (A2.2.7) och får:

$$\rho C_p V \dot{\tau}_r = \rho_1 F_1 (h_1(\tau_{r1}) - h_1(\tau_r)) - V r_1 \Delta H_1 - V r_2 \Delta H_2 - \Phi \quad (\text{A2.2.10})$$

vilket enligt [4] kan skrivas:

$$\rho C_p V \dot{\tau}_r = \rho_1 C_p F_1 (\tau_{r1} - \tau_r) - V r_1 \Delta H_1 - V r_2 \Delta H_2 - \Phi \quad (\text{A2.2.11})$$

I många fall kan reaktionsvärmets,  $\Delta H$ , antagas oberoende av temperaturen [4,32] (i realiteten har  $\Delta H$  ett temperaturberoende av typen  $\Delta H = \Delta H_0 + \int \Delta C_p dT$  [2]). Energibalanskvationen blir då med (2.1.2), (2.1.3) och (2.1.4) sida 3 insatta (med  $\rho_1 = \rho$ ):

$$\begin{aligned} \rho C_p V \dot{\tau}_r = \rho C_p F_1 (\tau_{r1} - \tau_r) - \Phi - V \Delta H_1 \alpha_1 e^{-E_1/R\tau_r} c_A^2 \\ - V \Delta H_2 \alpha_2 e^{-E_2/R\tau_r} c_A \end{aligned} \quad (\text{A2.2.12})$$

### A2.2.2 Kylsystemet

I en mera exakt modell beskrivs kylsystemet av en partialdifferentiallekvation [8,26], men approximeras här av nedanstående diskreta modell ("lumped system"):

$$\rho_c C_{pc} V_c \dot{\tau}_c = \Phi - U \cdot A \cdot \frac{Ar}{1 - Ar} (\tau_c - \tau_{c1}) \quad (\text{A2.2.13})$$

$$\text{där} \quad \Phi = U \cdot A (\tau_r - \tau_c) \quad (\text{A2.2.14})$$

$$\text{och} \quad Ar = (1 - e^{-K}) / \kappa \quad (\text{A2.2.15})$$



U brukar antagas konstant och det gör man också här (även om U faktiskt är beroende av både temperatur och flödes hastighet [8, 26, 27, 28]).  $\dot{\tau}_c = 0$  ger för jämviktsvärdet på  $\Phi$  :

$$\Phi_j = U \cdot A \cdot Ar \cdot (\tau_r - \tau_{c1}) \quad (\text{A2.2.16})$$

vilket stämmer överens med det uttryck som i [4] ges för värme-flödet vid jämvikt. Vill man förenkla reaktormodellen ytterligare genom att försumma kylsystemets dynamik (d.v.s. antaga att dess tidskonstant är noll), insätter man (A2.2.16) direkt i (A2.2.12), energibalansen för reaktormediet.

$$\text{Enligt [4] är } \kappa = \frac{UA}{\rho_c C_{pc} F_c} = \ln \frac{\tau_r - \tau_{c1}}{\tau_r - \tau_{c2}} \quad (\text{A2.2.17})$$

För små värden på  $\kappa$  ( $< 1$ ), d.v.s. liten temperaturdifferens  $\tau_{c2} - \tau_{c1}$ , kan man representera kylvattentemperaturen med  $\tau'_c = (\tau_{c1} + \tau_{c2})/2$  [29, 30]. I vårt fall med  $\kappa = \text{ca } 12$  (vid jämvikt), skulle denna approximation ge ett stort fel i jämviktsvärdet på  $\Phi$  och använder man istället ett slags "flödesberoende medeltal" av  $\tau_{c1}$  och  $\tau_r$  :

$$\tau_c = Ar \cdot \tau_{c1} + (1 - Ar) \cdot \tau_r \quad (\text{A2.2.18})$$

vilket medför (A2.2.13). Nedanstående kan ge en idé om  $\tau_c$ 's beroende av  $F_c$ :

$$\begin{aligned} F_c \rightarrow 0 &\Rightarrow \tau_c \rightarrow \tau_r \\ F_c \rightarrow \infty &\Rightarrow \tau_c \rightarrow \tau_{c1} \\ \kappa \rightarrow 0 &\Rightarrow \tau_c \rightarrow \tau'_c \end{aligned}$$

### A2.3 Normalisering

Processmodellen utgöres nu av ekvationerna (A2.1.5), (A2.1.6), (A2.1.7), (A2.2.12) och (A2.2.13). Genom införelse av referensvärden:  $c_{A00}$ ,  $V_0$ ,  $F_0$  får man fram följande dimensionslösa storheter [31] ( $\rho_c C_{pc} = \rho C_p$ ):

$$\begin{aligned}
 x_1 &= c_A/c_{A00} & u_1 &= c_{A0}/c_{A00} \\
 x_2 &= c_B/c_{A00} & u_2 &= F_1/F_0 \\
 x_3 &= V/V_0 & u_3 &= F_2/F_0 \\
 x_4 &= s \cdot R \tau_r/E_1 & u_4 &= F_c/F_0 \\
 x_5 &= s \cdot R \tau_c/E_1
 \end{aligned}$$

.....

$$\begin{aligned}
 a_1 &= \alpha_1 c_{A00} V_0/F_0 & L_1 &= -s \cdot R \cdot c_{A00} \Delta H_1 / \rho C_p E_1 \\
 a_2 &= \alpha_2 V_0/F_0 & L_2 &= -s \cdot R \cdot c_{A00} \Delta H_2 / \rho C_p E_1 \\
 T_{r1} &= s \cdot R \tau_{r1}/E_1 & k_E &= E_2/E_1 \\
 T_{c1} &= s \cdot R \tau_{c1}/E_1 & k_V &= V_c/V_0 \\
 D &= U \cdot A / \rho C_p F_0 & t' &= t \cdot F_0/V_0 \\
 s &= \text{skalfaktor} & \frac{d}{dt'} &= (\dot{\phantom{x}})
 \end{aligned}$$

M.h.a. dessa erhålles de normaliserade ekvationerna:

$$\dot{x}_1 = u_2(u_1 - x_1)/x_3 - a_1 e^{-s/x_4} \cdot x_1^2 - a_2 e^{-s \cdot k_E/x_4} \cdot x_1 \quad (2.3.1a)$$

$$\dot{x}_2 = -u_2 x_2/x_3 + a_1 e^{-s/x_4} \cdot x_1^2 \quad (2.3.1b)$$

$$\dot{x}_3 = u_2 - u_3 \quad (2.3.1c)$$

$$\begin{aligned}
 \dot{x}_4 &= u_2(T_{r1} - x_4)/x_3 - Q/x_3 + L_1 a_1 e^{-s/x_4} \cdot x_1^2 \\
 &\quad + L_2 a_2 e^{-s \cdot k_E/x_4} \cdot x_1 \quad (2.3.1d)
 \end{aligned}$$

$$\dot{x}_5 = D(x_4 - x_5)/k_V - D \cdot Ar \cdot (x_5 - T_{c1})/k_V \cdot (1 - Ar) \quad (2.3.1e)$$

Här är  $Q = s R \Phi / \rho C_p F_0 E_1$ , vilket m.h.a. (A2.2.14) ger:

$$Q = D(x_4 - x_5) \quad (2.3.2)$$

$\kappa = D/u_4$  insatt i (A2.2.15) ger:

$$Ar = u_4(1 - e^{-D/u_4})/D \quad (2.3.3)$$

## APPENDIX 3 : DERIVATOR

Derivatorna är lätta att härleda. M.h.a. ekvationerna (3.2.1a) och (3.2.1b) erhålles:

$$\left(\frac{\partial x_2}{\partial y}\right)_{u_1\theta} = \frac{x_1 x_2}{y(u_1 + x_2)} (1 - (2k_E - 1) a_2 y^{k_E \theta}) \quad (\text{A3.1})$$

$$\left(\frac{\partial x_2}{\partial \theta}\right)_{u_1 y} = \frac{x_1 x_2}{\theta(u_1 + x_2)} (1 - a_2 y^{k_E \theta}) \quad (\text{A3.2})$$

$$\left(\frac{\partial u_1}{\partial y}\right)_{x_2\theta} = -\frac{x_1}{2y} (1 - (2k_E - 1) a_2 y^{k_E \theta}) \quad (\text{A3.3})$$

$$\left(\frac{\partial u_1}{\partial \theta}\right)_{x_2 y} = -\frac{x_1}{2\theta} (1 - a_2 y^{k_E \theta}) \quad (\text{A3.4})$$

Och m.h.a. (3.2.1b) och (3.2.1d):

$$\left(\frac{\partial Q}{\partial u_2}\right)_{x_2 x_3 y} = T_{r1} - x_4 + L_1 x_2 + 0.5 L_2 a_2 y^{k_E} x_1 \theta \quad (\text{A3.5})$$

Om  $(x_2, x_3, y) = (x_2^0, x_3^0, y^0)$ , då är:

$$\begin{aligned} \left(\frac{\partial Q}{\partial u_2}\right)_{x_2 x_3 y} &= T_{r1} - x_4^0 + L_1 x_2^0 + 0.5 L_2 x_1^0 u_2^{-1/2} \\ &= -0.2236 + 0.2413 u_2^{-1/2} = 0 \quad \text{om } u_2 = 1.16. \end{aligned} \quad (\text{A3.6})$$

$(x_1^0, x_2^0, x_3^0, x_4^0)$  är de i avsnitt 3.2 valda optimala värdena.

## APPENDIX 4 : PROGRAM

```

17-MAY-80
DIRECTORY LISTING
664 FREE BLKS
44 USER FILES
10 SYSTEM BLKS
sida
RENON SRC 1 6 80
REFER SRC 2 6 81
CTEM1 SRC 3 5 82
CTEM2 SRC 4 1 83
CCON1 SRC 5 5 84
CCON2 SRC 11 5 85
CFLO SRC 34 3 86
CLEV SRC 36 3 86
GREG SRC 37 3 86
COPEN SRC 40 1 87
CCLOS SRC 42 1 87
CINIT SRC 45 2 87
CDISP SRC 47 1 87
DTEM1 SRC 53 6 88
DTEM2 SRC 54 6 89
DCON1 SRC 55 6 90
DCON2 SRC 56 6 91
DFLO SRC 57 1 92
DLEV SRC 64 1 92
DREG SRC 105 3 93
DOPEN SRC 120 2 94
DCLOS SRC 121 1 94
DINIT SRC 122 2 94
DDISP SRC 123 1 94
BANG SRC 124 3 95
YIELD SRC 126 3 95
BREG SRC 130 2 95
RELIN SRC 132 3 96
LREG SRC 134 2 97
OPTIM SRC 142 3 98
TRIX SRC 143 16 99
LINE SRC 145 2 100
STAT SRC 146 7 102
HEAT SRC 151 10 103
PNON SRC 157 4 104
PLIN SRC 161 4 105

```

Utskrift ur OPTIM-TRIX-LINE 101

Programmen finnes i samma ordning på DECTAPE no. 9.14

## CONTINUOUS SYSTEM RENON

```

"
INPUT U1 U2 U3 U4
STATE X1 X2 X3 X4 X5
DER D1 D2 D3 D4 D5
"
INITIAL " <Y> BETYDER: 'NORMALISERAD Y'
"
X1 : .402100 "CA/CA00 * DESSA X-VÄRDEN ÄR KOORDINATERNA
X2 : .195799 "CB/CA00 * TILL EN SINGULÄR PUNKT
X3 : 1 "VR/V0 * (SADELPUNKT I SUBSYSTEM S2; SE TEXT)
X4 : 3.11944 "<TR> * VILKEN ÄR 'OPTIMAL' M.A.P.
X5 : 3.06766 "<TC> * ÖNSKAD PRODUKT X2
"
DYNAMICS
"
D : 5.0
S : 100 "SKALFAKTOR
A1 : 70
A2 : 70
KE : .85 "KVOTEN E2/E1
KV : .2 "KVOTEN VC/V0
L1 : 1.0
L2 : 1.2
TR1 : 2.7 "<INLOPPSTEMPERATUR> - REAKTOR
TC1 : 2.5 "<INLOPPSTEMPERATUR> - KYLSYSTEM
ALT : 1
"
P1 = A1*EXP(28-S/X4)*X1*X1
P2 = A2*EXP(23-S*KE/X4)*X1
AR = (1-EXP(-D/U4))*U4/D
Q1 = D*(X4-X5) "KYLMEDETS DYNAMIK ICKE FÖRSUMMAD
Q2 = D*AR*(X4-TC1) "KYLMEDETS DYNAMIK FÖRSUMMAD
Q = IF ALT THEN Q1 ELSE Q2 "BORTKYLT <VÄRME>
"
D1 = U2*(U1-X1)/X3-P1-P2
D2 = -U2*X2/X3+P1
D3 = U2-U3
D4 = U2*(TR1-X4)/X3-Q/X3+L1*P1+L2*P2
D5 = D/KV*(X4-X5)-D/KV*AR/(1-AR)*(X5-TC1)
"
END

```

CONTINUOUS SYSTEM REFER

"  
 " UTRÄKNING AV JÄMVIKTSVÄRDENA X OCH U UTIFRÅN VALDA  
 " VÄRDEN PÅ X2, X4 OCH U2.  
 "

OUTPUT X1R X2R X3R X4R X5R U1R U2R U3R U4R

"

OUTPUT

"

D : 5.0

S : 100

A1 : 70

A2 : 70

KE : .85

L1 : 1.0

L2 : 1.2

TR1 : 2.7

TC1 : 2.5

OPT : 1

"

X20 : .195799

X40 : 3.11944

U20 : 1.0

"

M1 = A1\*EXP(28-S/X40)

M2 = A2\*EXP(23-S\*KE/X40)

X3OPT = IF U20<M2 THEN U20/M2 ELSE 1

"

X3R = IF OPT THEN X3OPT ELSE 1

X1R = SQRT(X20\*U20/M1/X3R)

X2R = X20

X4R = X40

X5R = X40-U20\*(TR1-X40)/D-L1\*X20\*U20/D-L2\*M2\*X1R\*X3R/D

"

U40 = D\*(X40-X5R)/(X40-TC1)

"

U1R = X2R+X1R\*(1+M2\*X3R/U20)

U2R = U20

U3R = U20

U4R = ((X4R-X5R)/(X4R-TC1)-EXP(-D/U40))/(1/D-(1/U40+1/D)\*EXP(-D/U40))

"

END

CONTINUOUS SYSTEM CTEM1

"

INPUT YREF Y

OUTPUT U

STATE I X

DER DI DX

"

INITIAL

"

I : 3.06766

X : 3.11944

"

OUTPUT

"

E = YREF-Y

P = G\*E

D = -GD\*(Y-X)

UU = P+I+D

U = IF UU>2.55 THEN UU ELSE 2.55

"U MIN = 2.55

"

DYNAMICS

"

DDI = IF ABS(E)<ZON THEN E/TI ELSE 0

DI = IF UU>2.55 THEN DDI ELSE 0

DX = -GD/TD\*(X-Y)

"

ZON : .03

G : 10

TI : .05

GD : 1.5

TD : .5

"

END



CONTINUOUS SYSTEM CTEM2

"

INPUT YREF Y

OUTPUT U

STATE I X

DER DI DX

"

INITIAL

"

I : .417932

X : 3.06766

"

OUTPUT

"

E = YREF-Y

P = G\*E

D = -GD\*(Y-X)

UU = P+I+D+SU4

U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)

"

DYNAMICS

"

DDI = E/TI

DI = IF UU<0 OR UU>UMAX THEN 0 ELSE DDI

DX = -GD/TD\*(X-Y)

"

UMAX : 2.

G : -10

TI : 1E10

GD : 0

TD : 1

SU4 : 0

"

END

CONTINUOUS SYSTEM CCON1

"

INPUT YREF Y

OUTPUT U

STATE I X

DER DI DX

"

INITIAL

"

I : .402100

X : .195799

"

OUTPUT

"

E = YREF-Y

P = G\*E

D = -GD\*(Y-X)

UU = P+I+D

U = IF UU>0 THEN UU ELSE 0

"U MIN = 0

"

DYNAMICS

"

DDI = IF ABS(E)<ZON THEN E/TI ELSE 0

DI = IF UU>0 THEN DDI ELSE 0

DX = -GD/TD\*(X-Y)

"

ZON : .004

G : 25

TI : .01

GD : 0

TD : 1

"

END

```
CONTINUOUS SYSTEM CCON2
"
INPUT YREF Y
OUTPUT U
STATE I X
DER DI DX
"
INITIAL
"
I : 1.0
X : .402100
"
OUTPUT
"
E = YREF-Y
P = G*E
D = -GD*(Y-X)
UU = P+I+D+SU1
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
"
DYNAMICS
"
DDI = E/TI
DI = IF UU>0 THEN DDI ELSE 0
DX = -GD/TD*(X-Y)
"
UMAX : 2
G : 20
TI : 1E10
GD : 15
TD : 10
SU1 : 0
"
END
```

## CONTINUOUS SYSTEM CFLO

```

"
INPUT YREF
OUTPUT U
STATE I
DER DI
"
OUTPUT
UU = I+YREF+SU2
E = YREF-UU
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
"
DYNAMICS
DI = E/TI
"
UMAX : 5
TI : .005
SU2 : 0
END

```

---

## CONTINUOUS SYSTEM CLEV

```

"
INPUT UREF YREF Y
OUTPUT U
"
OUTPUT
"
E = YREF-Y
P = G*E
UU = P+UREF+SU3
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
UMAX : 5
G : -10
SU3 : 0
"
END

```

---

## CONNECTING SYSTEM CREG

```

"
YREF[CTEM1] = X4R[REFER]
Y[CTEM1] = X4[RENON]
YREF[CTEM2] = U[CTEM1]
Y[CTEM2] = X5[RENON]
YREF[CCON1] = X2R[REFER]
Y[CCON1] = X2[RENON]
YREF[CCON2] = U[CCON1]
Y[CCON2] = X1[RENON]
YREF[CFLO] = U2R[REFER]
UREF[CLEV] = U3R[REFER]
YREF[CLEV] = X3R[REFER]
Y[CLEV] = X3[RENON]
U1[RENON] = U[CCON2]
U2[RENON] = U[CFLO]
U3[RENON] = U[CLEV]
U4[RENON] = U[CTEM2]
END

```

```
MACRO COPEN
PAR G[CCON1]:0
PAR T[CCON1]:1E10
PAR G[CCON2]:0
PAR GD[CCON2]:0
PAR T[CFLO]:1E10
PAR G[CLEV]:0
END
```

---

```
MACRO CCLOS
PAR ZON[CTEM1]:.03
PAR G[CTEM1]:10
PAR T[CTEM1]:.05
PAR GD[CTEM1]:1.5
PAR TD[CTEM1]:.5
PAR G[CTEM2]:-10
PAR T[CTEM2]:1E10
PAR GD[CTEM2]:0
PAR ZON[CCON1]:.004
PAR G[CCON1]:25
PAR T[CCON1]:.005
PAR GD[CCON1]:0
PAR G[CCON2]:20
PAR T[CCON2]:1E10
PAR GD[CCON2]:15
PAR TD[CCON2]:10
PAR T[CFLO]:.005
PAR G[CLEV]:-10
END
```

---

```
MACRO CINIT
SIMU 0.1E-10 /KHBHG
INIT I[CTEM1]:X5R
INIT X[CTEM1]:X4R
INIT I[CTEM2]:U4R
INIT X[CTEM2]:X5R
INIT I[CCON1]:X1R
INIT X[CCON1]:X2R
INIT I[CCON2]:U1R
INIT X[CCON2]:X1R
END
```

---

```
MACRO CDISP
DISP I[CTEM1] X[CTEM1]
DISP I[CTEM2] X[CTEM2]
DISP I[CCON1] X[CCON1]
DISP I[CCON2] X[CCON2]
END
```

DISCRETE SYSTEM DTEM1

"

INPUT YREF Y

OUTPUT U

STATE I X

NEW NI NX

TIME T

TSAMP TS

"

INITIAL

"

I : 3.06766

X : 3.11944

"

OUTPUT

"

E = YREF-Y

P = G\*E

D = -TD\*(Y-X)/DT

UU = P+I+D

U = IF UU>2.55 THEN UU ELSE 2.55

"U MIN = 2.55

"

DYNAMICS

"

NNI = IF ABS(E)<ZON THEN E/TI\*DT ELSE 0

NI = IF UU>2.55 THEN NNI+I ELSE I

NX = Y

TS = T+DT

"

ZON : .03

G : 10

TI : .05

TD : .5

DT : .02

"

END

## DISCRETE SYSTEM DTEM2

```
"
INPUT YREF Y
OUTPUT U
STATE I X
NEW NI NX
TIME T
TSAMP TS
"
INITIAL
"
I : .417932
X : 3.06766
"
OUTPUT
"
E = YREF-Y
P = G*E
D = -TD*(Y-X)/DT
UU = P+I+D+SU4
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
"
DYNAMICS
"
NNI = E/TI*DT
NI = IF UU<0 OR UU>UMAX THEN I ELSE NNI+I
NX = Y
TS = T+DT
"
UMAX : 2
G : -10
TI : 1E10
TD : 0
DT : .02
SU4 : 0
"
END
```

```
DISCRETE SYSTEM DCON1
```

```
"  
INPUT YREF Y  
OUTPUT U  
STATE I X  
NEW NI NX  
TIME T  
TSAMP TS  
"
```

```
INITIAL
```

```
"  
I : .402100  
X : .195799  
"
```

```
OUTPUT
```

```
"  
E = YREF-Y  
P = G*E  
D = -TD*(Y-X)/DT  
UU = P+I+D  
U = IF UU>0 THEN UU ELSE 0          "U MIN = 0  
"
```

```
DYNAMICS
```

```
"  
NNI = IF ABS(E)<ZON THEN E/TI*DT ELSE 0  
NI = IF UU>0 THEN NNI+I ELSE I  
NX = Y  
TS = T+DT  
"
```

```
ZON : .004  
G : 25  
TI : .01  
TD : 0  
DT : .02  
"
```

```
END
```



DISCRETE SYSTEM DCON2

```
"
INPUT YREF Y
OUTPUT U
STATE I X
NEW NI NX
TIME T
TSAMP TS
"
INITIAL
"
I : 1.0
X : .402100
"
OUTPUT
"
E = YREF-Y
P = G*E
D = -TD*(Y-X)/DT
UU = P+I+D+SU1
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
"
DYNAMICS
"
NNI = E/TI*DT
NI = IF UU>0 THEN NNI+I ELSE I
NX = Y
TS = T+DT
"
UMAX : 2
G : 20
TI : 1E10
TD : .5
DT : .02
SU1 : 0
"
END
```

DISCRETE SYSTEM DFLO

```
"
INPUT YREF
OUTPUT U
STATE I
NEW NI
TIME T
TSAMP TS
"
OUTPUT
UU = I+YREF+SU2
E = YREF-UU
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
"
DYNAMICS
NI = E/TI*DT+I
TS = T+DT
"
UMAX : 5
TI : .01
DT : .01
SU2 : 0
END
```

DISCRETE SYSTEM DLEV

```
"
INPUT UREF YREF Y
OUTPUT U
TIME T
TSAMP TS
"
OUTPUT
"
E = YREF-Y
P = G*E
UU = P+UREF+SU3
U = IF UU<0 THEN 0 ELSE (IF UU>UMAX THEN UMAX ELSE UU)
"
DYNAMICS
TS = T+DT
"
UMAX : 5
G : -10
DT : .1
SU3 : 0
"
END
```

CONNECTING SYSTEM DREG

"

YREF[DTEM1] = X4R[REFER]

Y[DTEM1] = X4[RENON]

YREF[DTEM2] = U[DTEM1]

Y[DTEM2] = X5[RENON]

YREF[DCON1] = X2R[REFER]

Y[DCON1] = X2[RENON]

YREF[DCON2] = U[DCON1]

Y[DCON2] = X1[RENON]

YREF[DFLO] = U2R[REFER]

UREF[DLEV] = U3R[REFER]

YREF[DLEV] = X3R[REFER]

Y[DLEV] = X3[RENON]

U1[RENON] = U[DCON2]

U2[RENON] = U[DFLO]

U3[RENON] = U[DLEV]

U4[RENON] = U[DTEM2]

END

```
MACRO DOPEN
PAR G(DCON1):0
PAR T(DCON1):1E10
PAR DT(DCON1):100
PAR G(DCON2):0
PAR TD(DCON2):0
PAR DT(DCON2):100
PAR T(DFLO):1E10
PAR DT(DFLO):100
PAR G(DLEV):0
PAR DT(DLEV):100
END
```

```
-----
MACRO DCLOS
PAR ZON(DTEM1):.03
PAR G(DTEM1):10
PAR T(DTEM1):.05
PAR TD(DTEM1):.5
PAR DT(DTEM1):.02
PAR G(DTEM2):-10
PAR T(DTEM2):1E10
PAR TD(DTEM2):0
PAR DT(DTEM2):.02
PAR ZON(DCON1):.004
PAR G(DCON1):25
PAR T(DCON1):.01
PAR TD(DCON1):0
PAR DT(DCON1):.02
PAR G(DCON2):20
PAR T(DCON2):1E10
PAR TD(DCON2):.5
PAR DT(DCON2):.02
PAR T(DFLO):.01
PAR DT(DFLO):.01
PAR G(DLEV):-10
PAR DT(DLEV):.1
END
```

```
-----
MACRO DINIT
SIMU 0 1E-10 /KHBHG
INIT I(DTEM1):X5R
INIT X(DTEM1):X4R
INIT I(DTEM2):U4R
INIT X(DTEM2):X5R
INIT I(DCON1):X1R
INIT X(DCON1):X2R
INIT I(DCON2):U1R
INIT X(DCON2):X1R
END
```

```
-----
MACRO DDISP
DISP I(DTEM1) X(DTEM1)
DISP I(DTEM2) X(DTEM2)
DISP I(DCON1) X(DCON1)
DISP I(DCON2) X(DCON2)
END
```

## CONTINUOUS SYSTEM BANG

```

"
INPUT Y1 Y4 Y5
OUTPUT U
"
OUTPUT
LO : 3.12
HI : 3.3
MINU : 0
MAXU : 10
"
P1 = 70*EXP(28-100/Y4)*Y1*Y1
P2 = 70*EXP(23-85/Y4)*Y1
D = 2.7-Y4-5*(Y4-Y5)+P1+1.2*P2 " = D4[RENON]
U = IF Y4>HI OR Y4>LO AND D<0 THEN MAXU ELSE MINU
UDIS = 1+.1*U
"
END

```

---

## CONTINUOUS SYSTEM YIELD

```

"
INPUT Z
TIME T
STATE J
DER DJ
"
DYNAMICS
"
T1 : 0
TID = T1+.1
T2 = IF T>TID THEN T ELSE TID
DJ = IF T<T1 THEN 0 ELSE Z
Y = J/(T2-T1)
"
END

```

---

## CONNECTING SYSTEM BREG

```

U10 : 1
U20 : .7
Y1[BANG] = X1[RENON]
Y4[BANG] = X4[RENON]
Y5[BANG] = X5[RENON]
Z[YIELD] = X2[RENON]
U1[RENON] = U10
U2[RENON] = U20
U3[RENON] = U20
U4[RENON] = U[BANG]
END

```

CONTINUOUS SYSTEM RELIN

"  
" LINJÄRISERING AV SYSTEMET RENON  
"

INPUT U1 U2 U3 U4  
STATE X1 X2 X3 X4 X5  
DER D1 D2 D3 D4 D5

"  
INITIAL  
"

X1 : .402100  
X2 : .195799  
X3 : 1  
X4 : 3.11944  
X5 : 3.06766

"  
OUTPUT  
"

X10 : .402100  
X20 : .195799  
X30 : 1  
X40 : 3.11944  
X50 : 3.06766  
U40 : .417932

"  
ALT : 1 " ALT = 0 : KYLDYNAMIKEN FÖRSUMMAS  
"

" MATRISEN A (ÖVRIGA ELEMENT = 0) :  
"

A11 : -2.974  
A13 : -.5979  
A14 : -5.525  
A21 : .9739  
A22 : -1.0  
A23 : .1958  
A24 : 2.012  
A41 : 2.174  
A43 : .6783  
A44 = IF ALT THEN .2270 ELSE 4.809  
A45 = IF ALT THEN 5.0 ELSE 0  
A54 : 25.0  
A55 : -27.28

" MATRISEN B (ÖVRIGA ELEMENT = 0) :  
"

B11 : 1.0  
B12 : .5979  
B22 : -.1958  
B32 : 1.0  
B33 : -1.0  
B42 : -.4194  
B44 = IF ALT THEN 0 ELSE -.6194  
B54 : -3.379

"  
DYNAMICS  
"

D1 = A11\*(X1-X10)+A13\*(X3-1)+A14\*(X4-X40)+B11\*(U1-1)+B12\*(U2-1)  
D2 = A21\*(X1-X10)+A22\*(X2-X20)+A23\*(X3-1)+A24\*(X4-X40)+B22\*(U2-1)  
D3 = B32\*(U2-1)+B33\*(U3-1)  
D4 = A41\*(X1-X10)+A43\*(X3-1)+A44\*(X4-X40)+A45\*(X5-X50)+B42\*(U2-1)  
D5 = A54\*(X4-X40)+A55\*(X5-X50)+B54\*(U4-U40)

"  
END

```
CONNECTING SYSTEM LREG  
SU1 : 0  
SU2 : 0  
YREF[CTEM2] = X4R[REFER]  
Y[CTEM2] = X4[RELIN]  
U1[RELIN] = 1+SU1  
U2[RELIN] = 1+SU2  
U3[RELIN] = U2[RELIN]  
U4[RELIN] = U[CTEM2]  
END
```

## CONTINUOUS SYSTEM OPTIM

```

"
"   SYSTEMET UTRÄKNAR 'OPTIMAL' ARBETSPUNKT (M.A.P. X2)
"   FÖR SYSTEMET RENON.
"
OUTPUT X1S X2S X3S X4S X5S U1S U2S U3S U4S
"
OUTPUT
D : 5.0
S : 100
A1 : 70
A2 : 70
KE : .85
L1 : 1.0
L2 : 1.2
TR1 : 2.7
TC1 : 2.5
"
U1S = 1
U2S = 1
U3S = 1
"
X3S = 1
X4S = S*KE/(23+LN(A2*X3S/U2S))
"
M1 = A1*EXP(28-S/X4S)
M2 = A2*EXP(23-S*KE/X4S)
M3 = (U2S/X3S+M2)/M1/2
"
X1S = -M3+SQRT(M3*M3+U1S*U2S/X3S/M1)
X2S = M1*X1S*X1S*X3S/U2S
X5S = X4S-(U2S*(TR1-X4S)+X1S*X3S*(L1*M1*X1S+L2*M2))/D
"
"   U4: HÄR ANVÄNDS NEWTONS METOD FÖR ITERATIV LÖSNING AV
"       F(U4S) = U4S*(1-EXP(-D/U4S))/D-(X4S-X5S)/(X4S-TC1) = 0
"
"   FÖRSTA APPROXIMATION:
U40 : .4179           "DVS MAN APPROXIMERAR: 1-EXP(-D/U4) = 1
"
"   U4 = U40-F(U40)/F'(U40):
U4 = ((X4S-X5S)/(X4S-TC1)-EXP(-D/U40))/(1/D-(1/U40+1/D)*EXP(-D/U40))
"
"   F(U4):
FU4 = U4*(1-EXP(-D/U4))/D-(X4S-X5S)/(X4S-TC1)
"
"   YTTERLIGARE ITERATIONER KAN GÖRAS MED
"   FÖLJANDE KOMMANDON:
"
"       >PAR U40:U4
"       >SIMU 0 0
"       >DISP U4 FU4
"
"   ETC.
"   DET VISAR SIG ATT FLER ITERATIONER EJ BEHÖVS,
U4S = U4
END

```



## CONTINUOUS SYSTEM TRIX

"  
 " ETT SYSTEM FÖR UTRÄKNING AV ELEMENTEN I TILLSTANDS-  
 " OCH STYRMATRISERNA FÖR LINJÄRISERINGEN AV RENON (RELIN)  
 " OCH KOMPONENTERNA C0,C1,C2 I DEN KARAKTERISTISKA  
 " EKVATIONEN:  $S*(S + 1)*(S*S*S + C2*S*S + C1*S + C0)$ ,  
 "

INPUT X1 X2 X3 X4 X5 U1 U2 U3 U4

OUTPUT

"  
 D : 5.0  
 S : 100  
 A1 : 70  
 A2 : 70  
 KE : .85  
 KV : .2  
 L1 : 1.0  
 L2 : 1.2  
 TR1 : 2.7  
 TC1 : 2.5  
 "

N1 =  $A1*EXP(28-S/X4)*X1$   
 O1 =  $N1*X1*S/X4/X4$   
 N2 =  $A2*EXP(23-S*KE/X4)$   
 O2 =  $N2*X1*S*KE/X4/X4$   
 AR =  $(1-EXP(-D/U4))*U4/D$   
 Q =  $D*(X4-X5)$   
 "

A11 =  $-U2/X3-2*N1-N2$   
 A12 = 0  
 A13 =  $-U2*(U1-X1)/X3/X3$   
 A14 =  $-O1-O2$   
 A15 = 0  
 "

A21 =  $2*N1$   
 A22 =  $-U2/X3$   
 A23 =  $U2*X2/X3/X3$   
 A24 = O1  
 A25 = 0  
 "

A31 = 0  
 A32 = 0  
 A33 = 0  
 A34 = 0  
 A35 = 0  
 "

A41 =  $2*L1*N1+L2*N2$   
 A42 = 0  
 A43 =  $(-U2*(TR1-X4)+D*(X4-X5))/X3/X3$   
 A44 =  $-(U2+D)/X3+L1*O1+L2*O2$   
 A45 =  $D/X3$

"OM ALT(RENON) = 1, BLIR A44 = A440 OCH A45 = A450:

A440 =  $A44+D*(1-AR)/X3$   
 A450 = 0  
 "

A51 = 0  
 A52 = 0  
 A53 = 0  
 A54 =  $D/KV$   
 A55 =  $-D/KV/(1-AR)$   
 "

B11 = U2

```

B12 = (U1-X1)/X3
B13 = 0
B14 = 0
"
B21 = 0
B22 = -X2/X3
B23 = 0
B24 = 0
"
B31 = 0
B32 = 1
B33 = -1
B34 = 0
"
B41 = 0
B42 = (TR1-X4)/X3
B43 = 0
B44 = 0
"OM ALT[RENON] = 1, BLIR B44 = B440:
B440 = -(X4-TC1)/X3*(1-(1+D/U4)*EXP(-D/U4))
"
B51 = 0
B52 = 0
B53 = 0
B54 = D*(X5-TC1)/KV/(1-AR)/(1-AR)*(EXP(-D/U4)*(1/D+1/U4)-1/D)
"
C0 = -A11*(A44*A55-A45*A54)+A14*A41*A55
C1 = A11*A44+A11*A55-A14*A41-A45*A54+A44*A55
C2 = -A11-A44-A55
"
END

```

---

CONNECTING SYSTEM LINE

```

X1[TRIX] = X1S[OPTIM]
X2[TRIX] = X2S[OPTIM]
X3[TRIX] = X3S[OPTIM]
X4[TRIX] = X4S[OPTIM]
X5[TRIX] = X5S[OPTIM]
U1[TRIX] = U1S[OPTIM]
U2[TRIX] = U2S[OPTIM]
U3[TRIX] = U3S[OPTIM]
U4[TRIX] = U4S[OPTIM]
END

```

CONTINUOUS SYSTEM OPTIM						
OUTPUT:	X1S	0.402100	X2S	0.195799	X3S	1.000000
	X4S	3.11944	X5S	3.06766	U1S	1.000000
	U2S	1.000000	U3S	1.000000	U4S	0.417932
PAR	: D	5.000000	S	100.000	A1	70.0000
	A2	70.0000	KE	0.850000	L1	1.000000
	L2	1.20000	TR1	2.70000	TC1	2.50000
	U40	0.417900				
VAR	: M1	1.21099	M2	1.000000	M3	0.825768
	U4	0.417932	FU4	-1.862645E-09		

CONTINUOUS SYSTEM TRIX						
INPUT :	X1	0.402100	X2	0.195799	X3	1.000000
	X4	3.11944	X5	3.06766	U1	1.000000
	U2	1.000000	U3	1.000000	U4	0.417932
PAR	: D	5.000000	S	100.000	A1	70.0000
	A2	70.0000	KE	0.850000	KV	0.200000
	L1	1.000000	L2	1.20000	TR1	2.70000
	TC1	2.50000				
VAR	: N1	0.486941	O1	2.01214	N2	1.000000
	O2	3.51237	AR	8.358587E-02	Q	0.258881
	A11	-2.97388	A12	0.000000	A13	-0.597900
	A14	-5.52451	A15	0.000000	A21	0.973883
	A22	-1.000000	A23	0.195799	A24	2.01214
	A25	0.000000	A31	0.000000	A32	0.000000
	A33	0.000000	A34	0.000000	A35	0.000000
	A41	2.17388	A42	0.000000	A43	0.678320
	A44	0.226987	A45	5.00000	A440	4.80906
	A450	0.000000	A51	0.000000	A52	0.000000
	A53	0.000000	A54	25.0000	A55	-27.2802
	B11	1.000000	B12	0.597900	B13	0.000000
	B14	0.000000	B21	0.000000	B22	-0.195799
	B23	0.000000	B24	0.000000	B31	0.000000
	B32	1.000000	B33	-1.00000	B34	0.000000
	B41	0.000000	B42	-0.419438	B43	0.000000
	B44	0.000000	B440	-0.619387	B51	0.000000
	B52	0.000000	B53	0.000000	B54	-3.37941
	C0	-62.5244	C1	-38.7294	C2	30.0271

CONNECTING SYSTEM LINE

CONTINUOUS SYSTEM STAT

"

" SYSTEM FÖR UTRÄKNING AV STATIONÄRA PUNKTER

" FÖR SYSTEMET CSTR2, NEWTONS METOD.

"

OUTPUT

"

D : 5.0

S : 100

A1 : 70

A2 : 70

KE : .85

L1 : 1.0

L2 : 1.2

TR1 : 2.7

TC1 : 2.5

"

U1 = 1

U2 = 1

U3 = 1

U4 : .417932

"

X3S = 1

"

X40 : 3.28 "FÖRSTA APPROXIMATION

"

AR = (1-EXP(-D/U4))\*U4/D

M1 = A1\*EXP(28-S/X40)

M2 = A2\*EXP(23-S\*KE/X40)

M3 = (U2/X3S+M2)/M1/2

DM3 = -S\*(U2/X3S+(1-KE)\*M2)/2/X40/X40/M1

"

F1 = -M3+SQRT(M3\*M3+U1\*U2/X3S/M1)

G1 = -DM3+(M3\*DM3-U1\*U2\*S/X3S/2/M1/X40/X40)/SQRT(M3\*M3+U1\*U2/X3S/M1)

X1S = F1

"

" X4S = X40-F4(X1S,X40)/F4'(X1S,X40) :

"

F4 = U2\*(TR1-X40)/X3S-D\*AR\*(X40-TC1)/X3S+L1\*M1\*X1S\*X1S+L2\*M2\*X1S

DF1 = (2\*L1\*M1\*X1S+L2\*M2)\*G1

DF = -(U2+D\*AR)/X3S+(L1\*M1\*X1S+L2\*M2\*KE)\*X1S\*S/X40/X40+DF1

X4S = X40-F4/DF

"

X2S = M1\*X1S\*X1S\*X3S/U2

X5S = (1-AR)\*X4S+AR\*TC1

"

END

## CONTINUOUS SYSTEM HEAT

```

"
"   SYSTEMET GENERERAR FÖLJANDE RENON-KARAKTERISTIKOR:
"
"   A. NÄR CO = 1:
"       X1,X2,QA,QB,QC SOM FUNKTIONER AV X4,
"       PARAMETRAR: X3,U1,U2,U4.
"
"   B. NÄR CO = 0:
"       X1,U1,QA,QB,QC SOM FUNKTIONER AV U2,
"       PARAMETRAR: X2,X3,X4.
"       GÄLLER ENDAST MEDAN QC EJ < 0.
"
"   QA: ALSTRAT VÄRME
"   QB: UPPTAGET + BORTKYLT VÄRME
"   QC: ALSTRAT - UPPTAGET VÄRME = ÖVERSKOTTSVÄRME
"
TIME T
"
OUTPUT
"
D : 5.0
S : 100
A1 : 70
A2 : 70
KE : .85
L1 : 1.0
L2 : 1.2
TR1 : 2.7
TC1 : 2.5
CO : 1
"
X2S : .195799
X3 : 1
X4S : 3.11944
U1S : 1
U2S : 1
U4 : .417932
"
X4 = IF CO THEN T ELSE X4S
U2 = IF CO THEN U2S ELSE T
"
M1 = A1*EXP(28-S/X4)
M2 = A2*EXP(23-S*KE/X4)
M3 = (U2/X3+M2)/M1/2
AR = U4*(1-EXP(-D/U4))/D
"
X1 = IF CO THEN -M3+SQRT(M3*M3+U1S*U2/X3/M1) ELSE SQRT(X2S*U2/M1/X3)
U1 = IF CO THEN U1S ELSE X2S+X1*(1+M2*X3/U2)
X2 = IF CO THEN M1*X1*X1*X3/U2 ELSE X2S
"
QA = (L1*X2*U2+L2*M2*X1)*X3
QB = IF CO THEN U2*(X4-TR1)+D*AR*(X4-TC1) ELSE QA
QC = QA-U2*(X4-TR1)
"
END

```

## CONTINUOUS SYSTEM PNON

```

"
"   ETT SYSTEM FÖR SIMULERING AV DET ÖPPNA SYSTEMET
"   RENON. KYLSYSTEMETS DYNAMIK KAN FÖRSUMMAS (SE TEXT).
"   ETT FASDIAGRAM RITAS INOM GRÄNSERNA
"   LIM1A < X1 < LIM1B OCH LIM4A < X4 < LIM4B.
"   PLOTTNINGSRIKTNINGEN KAN ÄNDRAS MED HJÄLP AV SGN;
"   DVS EN STABIL PUNKT KAN GÖRAS INSTABIL OCH OMVÄNT.
"
STATE X1 X2 X3 X4 X5
DER   D1 D2 D3 D4 D5
"
INITIAL          "<Y> BETYDER: 'NORMALISERAD Y'
"
X1 : .402100     "CA/CA00      * DESSA X-VÄRDEN ÄR KOORDINATERNA
X2 : .195799     "CB/CA00      * TILL EN SINGULÄR PUNKT
X3 : 1           "V/V0        * (SADELPUNKT I SUBSYSTEM S2; SE TEXT)
X4 : 3.11944     "<TR>        * VILKEN ÄR OPTIMAL M.A.P.
X5 : 3.06766     "<TC>        * ÖNSKAD PRODUKT X2
"
U1 : 1           "CA0/CA00
U2 : 1           "F1/F0
U3 : 1           "F2/F0
U4 : .417932     "FC/F0
"
OUTPUT
"
D : 5.0
S : 100          "SKALFAKTOR
A1 : 70
A2 : 70
KE : .85         "KVOTEN E2/E1
KV : .2          "KVOTEN VC/V0
L1 : 1.0
L2 : 1.2
TR1 : 2.7        "<INLOPPSTEMPERATUR> - REAKTOR
TC1 : 2.5        "<INLOPPSTEMPERATUR> - KYLSYSTEM
ALT : 1
SGN : 1
LIM1A : 0
LIM1B : 1
LIM4A : 2.5
LIM4B : 3.7
"
P1 = A1*EXP(28-S/X4)*X1*X1
P2 = A2*EXP(23-S*KE/X4)*X1
AR = (1-EXP(-D/U4))*U4/D
Q1 = D*(X4-X5)           "KYLMEDEIETS DYNAMIK ICKE FÖRSUMMAD
Q2 = D*AR*(X4-TC1)      "KYLMEDEIETS DYNAMIK FÖRSUMMAD
Q = IF ALT THEN Q1 ELSE Q2 "BORTKYLT <VÄRME>
SL1 = U2*(U1-X1)/X3-P1-P2
SL4 = U2*(TR1-X4)/X3-Q/X3+L1*P1+L2*P2
COND=IF X1<LIM1A OR X1>LIM1B OR X4<LIM4A OR X4>LIM4B THEN 0 ELSE 1
"
DYNAMICS
"
D1 = IF COND THEN SGN*SL1 ELSE 0
D2 = -U2*X2/X3+P1
D3 = U2-U3
D4 = IF COND THEN SGN*SL4 ELSE 0
D5 = D/KV*(X4-X5)-D/KV*AR/(1-AR)*(X5-TC1)
"
END

```

## CONTINUOUS SYSTEM PLIN

```

"
"   ETT SYSTEM FÖR SIMULERING AV DET ÖPPNA SYSTEMET
"   RELIN. KYLSYSTEMETS DYNAMIK KAN FÖRSUMMAS (SE TEXT).
"   ETT FASDIAGRAM RITAS INOM GRÄNSERNA
"   LIM1A < X1 < LIM1B OCH LIM4A < X4 < LIM4B,
"   PLOTTNINGSRIKTNINGEN KAN ÄNDRAS MED HJÄLP AV SGN;
"   DVS EN STABIL PUNKT KAN GÖRAS INSTABIL OCH OMVÄNT.
"

```

```

STATE X1 X2 X3 X4 X5
DER   D1 D2 D3 D4 D5
"

```

## INITIAL

```

"
X1 : .402100
X2 : .195799
X3 : 1
X4 : 3.11944
X5 : 3.06766
"

```

```

U1 : 1
U2 : 1
U3 : 1
U4 : .417932
"

```

## OUTPUT

```

"
X10 : .402100
X20 : .195799
X30 : 1
X40 : 3.11944
X50 : 3.06766
U40 : .417932
"

```

```

ALT : 1      " ALT = 0 : KYLDYNAMIKEN FÖRSUMMAS
SGN : 1
LIM1A : 0
LIM1B : 1
LIM4A : 2.5
LIM4B : 3.7
"

```

```

"   MATRISEN A (ÖVRIGA ELEMENT = 0) :
"

```

```

A11 : -2.974
A13 : -.5979
A14 : -5.525
A21 : .9739
A22 : -1.0
A23 : .1958
A24 : 2.012
A41 : 2.174
A43 : .6783
A44 = IF ALT THEN .2270 ELSE 4.809
A45 = IF ALT THEN 5.0 ELSE 0
A54 : 25.0
A55 : -27.28
"

```

```

"   MATRISEN B (ÖVRIGA ELEMENT = 0) :
"

```

```

B11 : 1.0
B12 : .5979
B22 : -.1958
B32 : 1.0

```

```
B33 : -1.0
B42 : -.4194
B44 = IF ALT THEN 0 ELSE -.6194
B54 : -3.379
"
SL1 = A11*(X1-X10)+A13*(X3-1)+A14*(X4-X40)+B11*(U1-1)+B12*(U2-1)
SL4 = A41*(X1-X10)+A43*(X3-1)+A44*(X4-X40)+A45*(X5-X50)+B42*(U2-1)
COND=IF X1<LIM1A OR X1>LIM1B OR X4<LIM4A OR X4>LIM4B THEN 0 ELSE 1
"
DYNAMICS
"
D1 = IF COND THEN SGN*SL1 ELSE 0
D2 = A21*(X1-X10)+A22*(X2-X20)+A23*(X3-1)+A24*(X4-X40)+B22*(U2-1)
D3 = B32*(U2-1)+B33*(U3-1)
D4 = IF COND THEN SGN*SL4 ELSE 0
D5 = A54*(X4-X40)+A55*(X5-X50)+B54*(U4-U40)
"
END
```