

CODEN: LUTFD2/(TFRT-5362)/1-71/(1987)

Sedimenteringsdynamik
och stegbeskickning i
aktivslamprocessen

Sepehr Ahrari
Mahmod Passikani

Institutionen för Reglerteknik
Lunds Tekniska Högskola
Maj 1987

Department of Automatic Control Lund Institute of Technology P.O. Box 118 S-221 00 Lund Sweden		<i>Document name</i> Master Thesis	
		<i>Date of issue</i> May 1987	
		<i>Document Number</i> CODEN: LUTFD2/(TFRT-5362)/1-72/(1987)	
<i>Author(s)</i> Sepehr Ahrari, Mahmud Passikani		<i>Supervisor</i> Gustaf Olsson	
		<i>Sponsoring organisation</i>	
<i>Title and subtitle</i> The dynamics of sedimentation and step feed control in the activated sludge process. Sedimenteringsdynamik och stegbeskickning i aktivslamprocessen.			
<i>Abstract</i> <p>A Mathematical model of the thickening function of the final clarifier in the activated sludge process has been studied and expanded with diffusion term. A one dimensional diffusion equation for the concentration of suspended sediments has been used.</p> <p>The use of step feed of the influent flow to regulate biological activity in the process, has been described in this report. The process considered, consists of two aerators in series. Basically, what happens during step feed control is that a fraction of the total flow is split between aerator one and two. The process has been controlled by both a feedback and feedforward. The feedback structure is a digital PID-controller and the feedforward structure is a digital PD-controller. Output from PID- and PD-controller is the step feed of flow. Input to the PID-controller is the desired and the measured oxygen uptake rates in aerator two, and input to the PD-controller is the flow, as measurable disturbance.</p>			
<i>Key words</i>			
<i>Classification system and/or index terms (if any)</i>			
<i>Supplementary bibliographical information</i>			
<i>ISSN and key title</i>			<i>ISBN</i>
<i>Language</i> Swedish	<i>Number of pages</i> 72	<i>Recipient's notes</i>	
<i>Security classification</i>			

The report may be ordered from the Department of Automatic Control or borrowed through the University Library 2, Box 1010, S-221 03 Lund, Sweden, Telex: 33248 lubbis lund.

**Sedimenterings dynamik och stegbeskickning
i aktivslamprocessen**

Sepehr Ahrari

Mahmod Passikani

Institutionen för Reglerteknik

Lunds Tekniska Högskolan

Januari 1987

Förord

Examensarbetet har utförts på institutionen för reglerteknik vid Lunds Tekniska Högskolan.Handledaren har varit GUSTAF OLSSON.

Simulering har skett med hjälp av Simnonpaketet, utvecklad vid institutionen.

Vi vill rikta ett stort tack till vår handledare som under tiden har ställt upp med hjälp, tips, ideer och kritik. Vi vill även tacka andra på institutionen särskilt MATS LILJA, LEIF ANDERSSON m.fl. .

Arbetet har varit stimulerande och har ökat intresset för reglerteknik.

Mahmod Passikani

Sepehr Ahrari

1986-11-26

Abstract

A Mathematical model of the thickening function of the final clarifier in the activated sludge process has been studied and expanded with diffusion term. A one dimensional diffusion equation for the concentration of suspended sediments has been used.

The use of step feed of the influent flow to regulate biological activity in the process, has been described in this report. The process considered, consists of two aerators in series. Basically, what happens during step feed control is that a fraction of the total flow is split between aerator one and two. The process has been controlled by a both feedback and feedforward. The feedback structure is a digital PID-controller and the feedforward structure is a digital PD-controller. Output from PID- and PD-controller is the step feed of flow. Input to the PID-controller is the desired and the measured oxygen uptake rates in aerator two, and input to the PD-controller is the flow, as measurable disturbance.

Sammanfattning

I detta examensarbete utvidgas massbalansekvationen för en förtjockare i en aktivslamprocess med en diffusions-term, för att beskriva friktions fenomenet mellan slam och vatten, utbyte av slamvolymmer mot vattenvolymer och turbulenser som uppstår i förtjockaren, när den t.ex. utsätts för temperatur-ändring. Med andra ord förklara inverkan av "andra ordningens" faktorer i massbalansen.

Vidare arbetet har varit att reglera aktivslamprocessen genom stegbeskickning av inflödet med hjälp av syreförbrukningen som mätvariabel i luftningsbassäng. Processen består av två luftningbassänger i serie.

Innehållsförteckning

	sida
1. Inledning	1
1.1 Syftet	1
1.2 Sammanfattande resultat	2
2. Förtjockningsbassängen dynamik	3
2.1 Inledning	3
2.2 Dynamiska modeller för förtjockaren	3
2.3 Modell utvidgning med diffusion	6
2.4 Digital realisering	6
2.5 Simulering av förtjockaren	8
2.5.1 Inledning	8
2.5.2 Statiska simuleringar	8
2.5.3 Dynamiska störningar	9
2.6 Sammanfattning	10
3. Luftningsbassängens dynamik	28
4. Reglering genom stegbeskickning	30
4.1 Inledning	31
4.2 Öppna systemets egenskaper	31
4.3 Val av regulator	35
4.4 Val av PID-regulators parametrar	37
4.4.1 parameter känslighet	38
4.5 Prediktion	42
4.6 Framkoppling	43
4.7 Sammanfattning	52
5. Appendix	53
5.1 Symbol förklaring	54
5.2 Simnon program för "Sett1"	55
5.3 Simnon program för "Sett2"	58
5.4 Simnon program för "Dreg"	61
5.5 Pascal program "Fram" för koefficient beräkning	64
5.6 Referens	69

1. Inledning

I en aktivslamprocess, utnyttjas biologiska fenomen för rening av avloppsvatten. Föroreningar i form av organiska ämne utgör näring för mikroorganismer som blandas med avloppsvatten under processens gång. Processen består dels av två reaktorer som utgör luftningsbassängen och dels av sedimenteringsbassängen som separerar slammet i form av en klarningszon (klart vatten) och en förtjockningszon (slammen).

I kapitel 2 behandlas förtjockarens dynamik med diffusions-term dels med Min-term (simnon prog. "Sett1") och dels utan Min-term (simnon prog. "Sett2").

I kapitel 3 presenteras luftningsbassängens, reaktorns, dynamik.

I kapitel 4 regleras processens aktivitet med hjälp av en återkoppling (PID-regulator) av stegbeskickning och en framkoppling.

1.1 Syftet med examensarbetet är att:

1. utvidga det nuvarande modellen för förtjockningszonen i sedimenteringsbassängen med en diffusions-term. Diffusions-termen har till uppgift att sammanfatta inverkan av "andra ordningens" faktorer i massbalansen, t.ex. friktion mellan slam och vatten, utbyte av slamvolym mot vattenvolym (dvs. vattenrörelser uppåt) och fluktuationer som uppstår i förtjockaren då den utsatts för t.ex. ändring i temperatur.
2. reglera biologiska aktiviteten i processen genom stegbeskickning av inflödet, Q , till reaktorerna (dvs bestämning av α). Mätvariabeln är syreförbrukningen, OUR_{12} , i reaktor 2, vilken skall hållas konstant lika med referensvärdet, OUR_{2d} , med hjälp av styrsignalen α .

1.2 Sammanfattande resultat

Utgående från en redan befintlig modell för sedimenteringsbassängen, utvidgades modellen med diffusions-term och dess beteende studerades med och utan diffusions-term. Undersökningar har visat att modellen med diffusions-term och utan Min-term kan uppfylla de ställda krav och förväntningar.

För reglering av processen, bestående av två luftningsbassäng och en sedimenteringsbassäng, och baserad på den utvidgade modellen med diffusions-term och utan Min-term, studerades möjligheten av en reglerstrategi baserad på användningen av en PID-regulator. Denna reglerstrategi gav en tillfredsställande resultat och de optimala regulator parametrar valdes med hjälp av simulering.

En tänkbar förbättring av reglering av processen var framkoppling av en hydraulisk störning (steg i inflöde). Intuitivt trodde man att en förenkling av processens överföringsfunktion skulle leda till en framkopplings struktur i form av en PD-regulator. Men efter mödosamma beräkningar fick man istället en PI-regulator tack vare de grova approximationer i process modellen.

Simuleringen av modellen med PI-regulatorn som framkopplings struktur gav upphov till försämring av process regleringen. Men däremot den intuitiva känslan att en PD-regulator som framkopplings struktur skulle vara en möjlig lösning bevisades genom simulering.

2. Förtjockningsbassängens dynamik

2.1 Inledning

I detta kapitel presenteras en redan befintlig modell av förtjockaren och därefter en utvidgning av modellen med en diffusions-term, som har till syfte att beskriva turbulens fenomenet i bassängen.

2.2. Dynamiska modell för förtjockaren.

Sedimenteringsbassängens, separatorns, funktion är produktion av klart vatten, lagring av slam och bildandet av slamkoncentration för återanvändning i reaktorn.

I separatorn bildas således två olika zoner

1. klarningszonen
2. förtjockningszonen

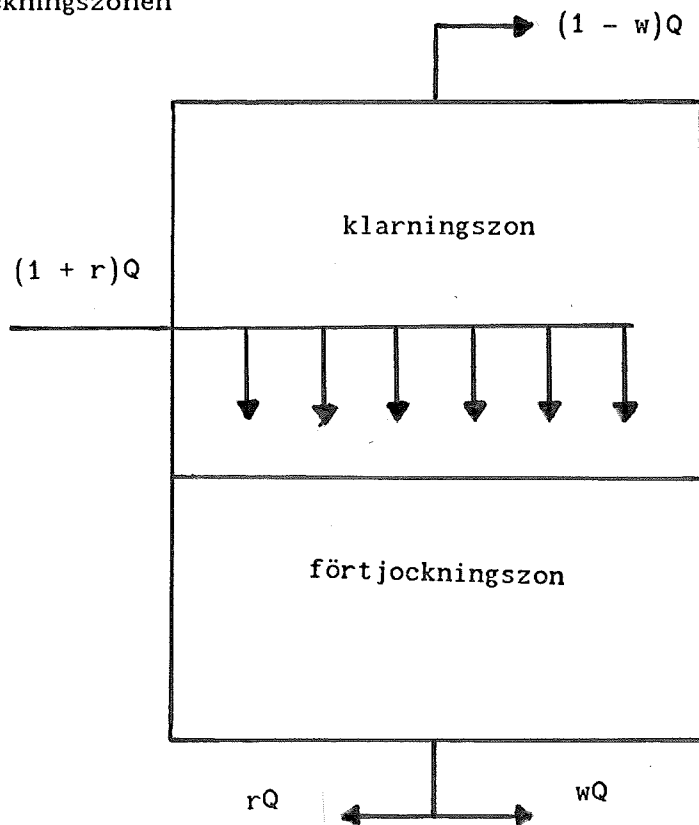


Fig.1-Schematisk bild av sedimenteringsbassängen och dess fördelning i två olika zoner.

För framtagning av den matematiska modellen, som beskriver förtjockarens dynamik måste vissa antagande göras för förenkling av den matematiska presentationen.

- 1- Slamkoncentrationen, X , i varje horisontellt element, dz , är likformig.
- 2- Den totala massan i förtjockaren bevaras.
- 3- Sedimenteringsflux i bottenelement är lika med noll.
- 4- Sedimenteringshastigheten, V_s , är en funktion av slamkoncentrationen.

Varje vätskeelementets koncentration, X_i , har en hastighet nedåtriktad som motsvarar summan av sedimenteringshastigheten, V_{si} , och bulkhastigheten U . V_{si} och U orsakas av gravitations kraften respektiv öppningen i separatorns botten.

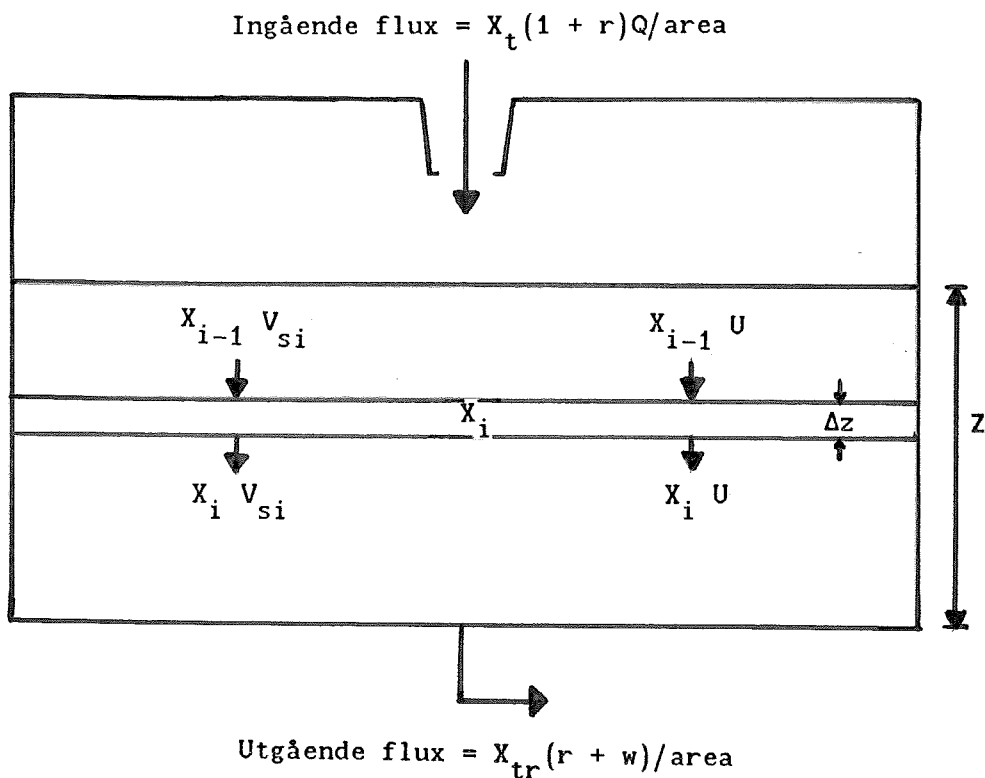


Fig.2 - Schematisk bild av separatorns förtjockningszon och ett infinitesimalt skikt.

Kontinuitets ekvationen för en infinitesimal del av förtjockaren ställs upp på följande sätt:

$$V_i \frac{dX_i}{dt} = (Vs_{i-1} X_{i-1} + UX_{i-1})A - (Vs_i X_i + UX_i)A \quad (2.2.1)$$

Där A är förtjockarens area och V_i är skiktets volym.

Resultat från empiriska undersökningar visar att sedimenteringshastigheten, V_s , är en funktion av slamkoncentrationen, X .

$$V_s = \begin{cases} C_1 - C_2 X & \text{då } X < 2000 \text{ mg/l} \\ aX^{-n} & \text{f.ö.} \end{cases}$$

Där a , n , C_1 , och C_2 är konstanter.

Bulkhastigheten, U , definieras som kvoten mellan inflödet och förtjockarens area. Definiera massflöden per tids- och ytenhet som

$$Gs_i = X_i V_{s_i} \quad (2.2.2)$$

$$Gb_i = X_i U$$

$$G_i = Gs_i + Gb_i = X_i (Vs_i + U)$$

Med insättning av ekvation (2.2.2) och $V_i = A dz$ i ekvation (2.2.1), fås:

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{Gs_{i-1} - Gs_i}{dz} + \frac{U(X_{i-1} - X_i)}{dz} \quad (2.2.3)$$

Kvantiteten Gs_i kallas för i :te elementets sedimenteringsflux.

Sätt: $dGs = Gs_{i-1} - Gs_i$ och $dX = X_{i-1} - X_i$ i (2.2.3), vilket ger

$$\frac{dX}{dt} = \frac{dGs}{dz} + U \frac{dX}{dz}$$

Om dGs , dX och dz går mot noll, fås första ordningens differentialekvation

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \frac{\partial Gs}{\partial z} + U \frac{\partial X}{\partial z} \quad (2.2.4)$$

Randvillkoren i botten av förtjockningszonen ($z=0$) är

$$\frac{\partial Gs}{\partial t} = 0$$

2.3. Modell utvidgning med diffusion.

Den matematiska modellen, som har presenterats i föregående avsnitt tar inte hänsyn till de fluktuationer och turbulenser, som uppstår i förtjockaren. För att ha en effektivare modell, som beskriver dessa koncentrations förändringar i olika vätskeelement, har diffusionsekvationen används. Detta resulterar i en ytterligare term, "diffusions-termen", som adderas till ekv.(2.2.3).

$$\frac{\partial X}{\partial t} = \frac{\partial G_s}{\partial z} + U \frac{\partial X}{\partial z} + D \frac{\partial}{\partial z} \left(\frac{\partial X}{\partial z} \right) \quad (2.3.1)$$

Där D är diffusionskonstanten.

2.4. Digital realisering.

Den partiella differential ekvationen (2.3.1) kan lösas genom att rumsderivatan approximeras med differenser, vilket motsvaras av en elementindelning av förtjockaren. Beskrivningen blir i form av ett antal ordinära- differential ekvationer, i denna implementering 8 ekvationer.

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{G_{s_{i-1}} - G_{s_i}}{dz} + \frac{U(X_{i-1} - X_i)}{dz} + F_i \quad (2.4.1)$$

där F_i är digitalrealisering av diffusions-termen, dvs

$$F_i = D(X_{i+1} - 2X_i + X_{i-1})/dz^2$$

Randeffekterna orsakar en omformning av ekvation (2.4.1) för implementering av Toppen- och Bottenelementen. Dvs

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{FLUX_{in} - UX_1 - G_{s_1}}{dz} + F_1$$

$$\frac{dX_8}{dt} = \frac{U(X_7 - X_8) + G_{s_7}}{dz} + F_8$$

$$\text{Där } F_1 = D(X_2 - X_1)/dz^2 \quad ; \quad F_8 = D(X_7 - X_8)/dz^2$$

Det finns en viss restriktion, som kräver att sedimenteringsflux måste vara lika med eller mindre än den flux, som kan accepteras eller passeras genom det i:te elementet. Detta leder till följande realisering av ekvation (2.4.1).

$$\frac{dX_i}{dt} = \frac{U(X_{i-1} - X_i)}{dz} + \frac{\text{Min}(Gs_i, Gs_{i-1}) - \text{Min}(Gs_i, Gs_{i+1})}{dz} + F_i \quad (2.4.2)$$

Min = minimum av funktion.

För Toppen- och Bottenelementen erhålls:

$$\frac{dX_1}{dt} = \frac{\text{FLUXin} - X_1 - \text{min}(Gs_1, Gs_2)}{dz} + F_1$$

$$\frac{dX_8}{dt} = \frac{U(X_7 - X_8) + Gs_8}{dz} + F_8$$

Min-termerna i ekvation (2.4.2) är endast en matematisk hjälpmedel för att åstadkomma den önskade koncentrationsprofilen, och har till skillnad från diffusions-termen ingen direkt fysikalisk innebörd.

2.5. Simulering av förtjockaren

2.5.1. Inledning

I detta avsnitt undersöks först förtjockarens statistiska egenskaper, dvs hur en ändring i area, volym och sedimenteringshastighet påverkar koncentrationsprofilen, och sedan studeras inverkan av störningar på modellen i form av steg i inkommande slamkoncentrationen, X_t , och inflödet, $Q+Q_r$. För att kunna undersöka hur Min- och diffusions-termen i (2.4.2), påverkar koncentrationsprofilen, simuleras följande tre olika varianter av denna differentialekvation som tre olika modell för förtjockaren.

Modell 1 : med Min-term och utan Diffusions-term

Modell 2 : utan Min-term och med Diffusions-term

Modell 3 : med Min-term och med Diffusions-term

De statistiska egenskaperna och dynamiska störningarna undersöks på dessa modeller i de kommande avsnitten

2.5.2. Statiska simuleringar

Area ändring. För att studera hur koncentrationerna i olika vätske element påverkas då arean ändras, varieras FLUXin och mass elementets hastighet, (bulk velocity) U , i simnon programmen "Sett1" och "Sett2". Vätskeelementets tjocklek, dz , hålls konstant.

Resultatet av simuleringen, fig.2.1, 2.2 och 2.3, visar att vätskeelementens koncentration minskar med ökande area. Bottenelementets koncentration är dock konstant. Detta resultat gäller för samtliga modeller.

Volymns ändring. I detta fall hålls arean konstant och volymen varieras. Fig. 2.4 (Modell 1) visar ingen förändring i koncentrationsprofilen. Detta tyder på att modell 1 inte är känslig för volymns ändring, vilken strider mot intuition och de praktiska erfarenheter, som finns tillgänglig. För Modell 2 och 3, fig. 2.5 och 2.6, gäller att vätskeelementens koncentration minskar med ökande volym.

Ändring av sedimenteringshastighet V_s . För att kunna variera V_s ändras n i simnon programmen "Sett1" och "Sett2". Sedimenteringshastigheten minskar med ökande n , vilket leder till att koncentrationen i olika vätskeelement ökar utom bottenelementets, som förblir konstant. Stationäritet uppnås snabbare, när n minskar. Detta gäller för samtliga modeller. Se fig. 2.7, 2.8 och 2.9 .

Ändring av diffusions konstanten D . En ökning av D i "Sett1" och "Sett2" resulterar i att vätskeelementens koncentration ökar, dock ej bottenelementets, som förblir konstant. Se fig. 2.10 och 2.11 . De olika koncentrationerna närmar sig till en medelkoncentration, när D blir stor. Empirisk kan D beräknas genom formeln

$$D < L * U$$

där L är förtjockarens höjd och U är masselementets hastighet. I det aktuella fallet skall D ej vara större än 0.6 . I verkligheten varierar D mellan 0 och 0.2 . Vid $D = 0.0$ och utan Min-termer sammanfaller koncentrationerna och bildas ingen koncentrations profil (fig. 2.11.a).

2.5.3. Dynamiska störningar

Inkoncentrationen varierar stegvis. När X_t ökas stegvis, höjs samtliga vätskeelementernas koncentration för alla tre modeller. De yttre koncentrationerna närmar sig varandra. Se fig. 2.12, 2.13 och 2.14 . För samtliga modeller gäller att stationäritet uppnås efter ungefär 5 timmar. Transienterna ser kvalitativt lika ut, utom för de låga inkoncentrationerna.

Variation i inflöde. Ökning av inflödet, Q_r , resulterar i att vätskeelementernas koncentration minskar för samtliga modeller. Se fig. 2.15, 2.16 och 2.17 . Transienterna svänger in sig efter ungefär 5 timmar och har nästan samma utseende, detta gäller dock ej då inflödet är för högt.

2.6. Sammanfattning

En jämförelse av koncentrations profilen för de nämnda förtjockare modellerna uppvisar ingen märkbar skillnad när det gäller ändring i area och sedimenteringshastighet. De dynamiska störningarna (X_t och Q_r) har samma effekt på de olika modellerna. Koncentrations profilen för Modell 1 ändras inte, när volymen varieras och den överensstämmer inte heller med koncentrations profilen för Modell 2 och 3, (jämför fig. 2.4, 2.5, 2.6). Erfarenheten har visat att koncentrations profilen är inte densamma för olika förtjockare volym, därför kan Modell 1 i jämförelse med Modell 2 och 3 inte godtas. När Diffusions konstanten varieras, uppför sig Modell 2 och 3 helt identiskt.

Vid jämförelse av koncentrations profilen för de olika modellerna, när arean ändras, kan man konstatera att koncentrations profilen för modell 2 skiljer sig från de övriga modellerna för stora areor (jämför Fig. 2.2.c,d med 2.1.c,d och 2.3.c,d). Fenomenet uppträder endast vid avsaknad av Min-termerna. Detta beror på orsaker som ej kan förklaras enbart genom de gjorda simuleringar.

Den enda skillnaden mellan modell 1 och 3 är en ökning av koncentrationen, då arean, volymen, sedimenteringshastigheten, inflödet och inkoncentrationen ändras. Detta kan bero på att i Modell 3 adderas diffusions-termen till Min-termerna i modell 1.

Små avvikelser uppträder i koncentrations profilen för modell 1 och 2, när sedimenteringshastigheten ökas (= n minskas).

Om diffusions-termen ökas i modell 2, närmar sig de övre elementens koncentration till de övriga. Se Fig. 2.11 . När D är mycket stor (ungefär lika med 10), närmar sig de olika vätskeelementens koncentration till ett medelvärde. Det bildas ingen koncentrations profil i modell 2 då D är lika med noll.

Då påverkan av dynamiska störningar studeras, kan man konstatera att koncentrations profilen för modell 1, när inflödet blir alltför stor, avviker markant från koncentrations profilen för modell 2 (jämför Fig. 2.13.a och 2.14.a).

Med anledning av dessa jämförelser väljs Modell 2 som den mest realistiska och verklighets anpassade. I och med detta val av modell har man helt undvikit Min-termen som i övrigt inte hade något direkt fysikalisk betydelse.

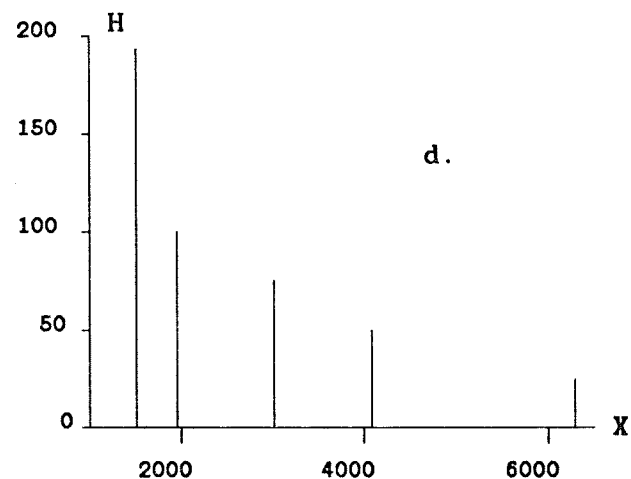
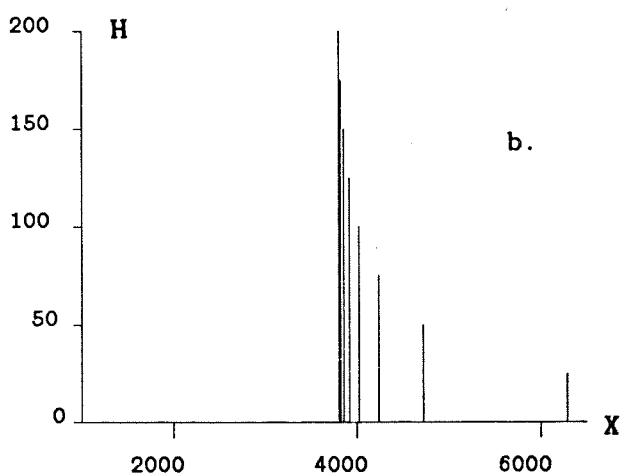
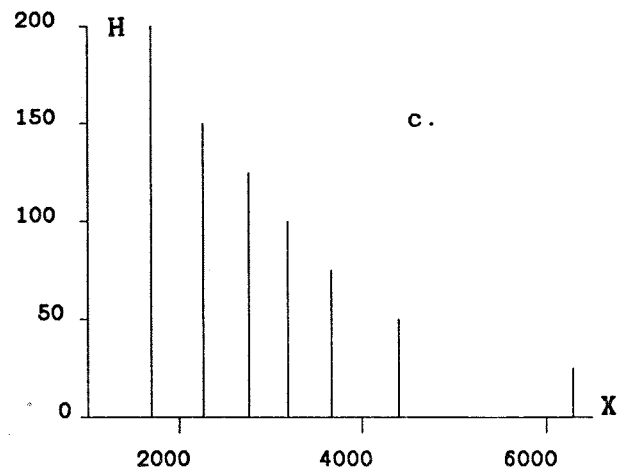
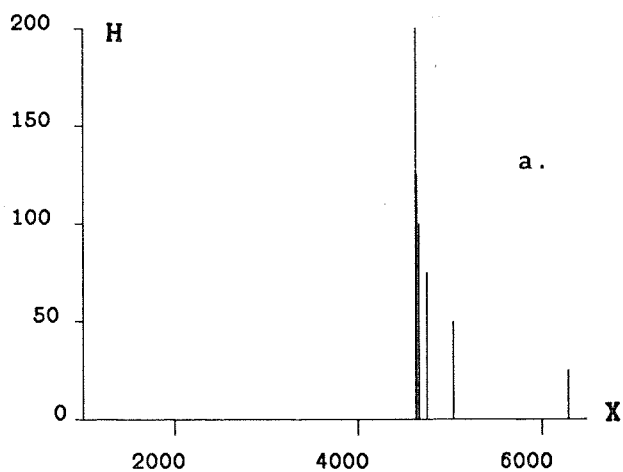


Fig. 2.1 Koncentrations profilen för Modell 1 : med Min-term, utan Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.0$. Förtjockarens area variabel.

a. Area = 0.20

c. Area = 0.30

b. Area = 0.25

d. Area = 0.35

En ökning av förtjockarens area orsakar en minskning av slamkoncentrationer i olika vätskeelement. Bottenelementet påverkas ej.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

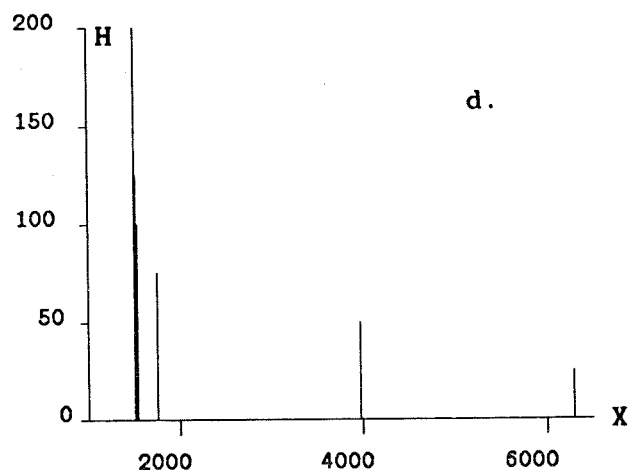
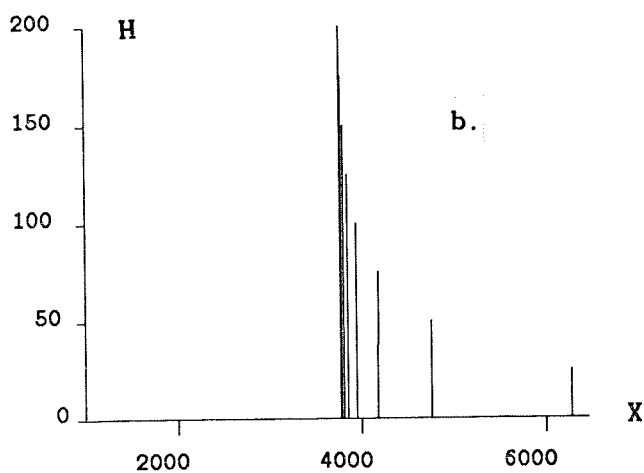
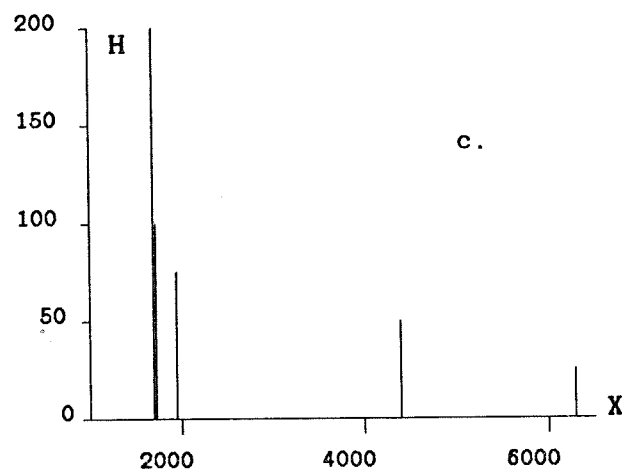
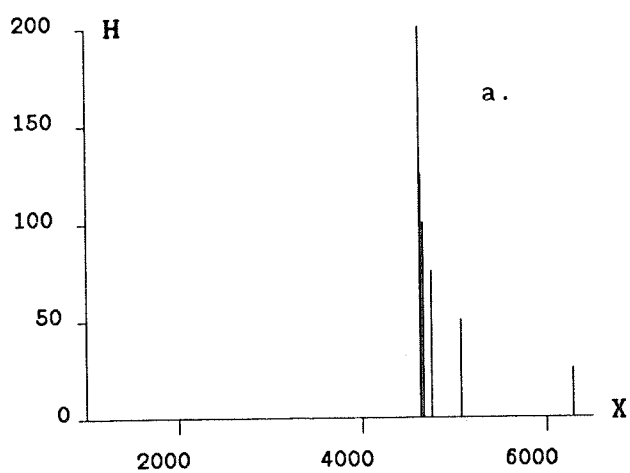


Fig. 2.2 Koncentrations profilen för Modell 2 : utan Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett2" med $D = 0.1$. Förtjockarens area variabel.

a. Area = 0.20

c. Area = 0.30

b. Area = 0.25

d. Area = 0.35

En ökning av förtjockarens area orsakar en minskning av slamkoncentrationer i olika vätskeelement. Bottenelementet påverkas ej.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

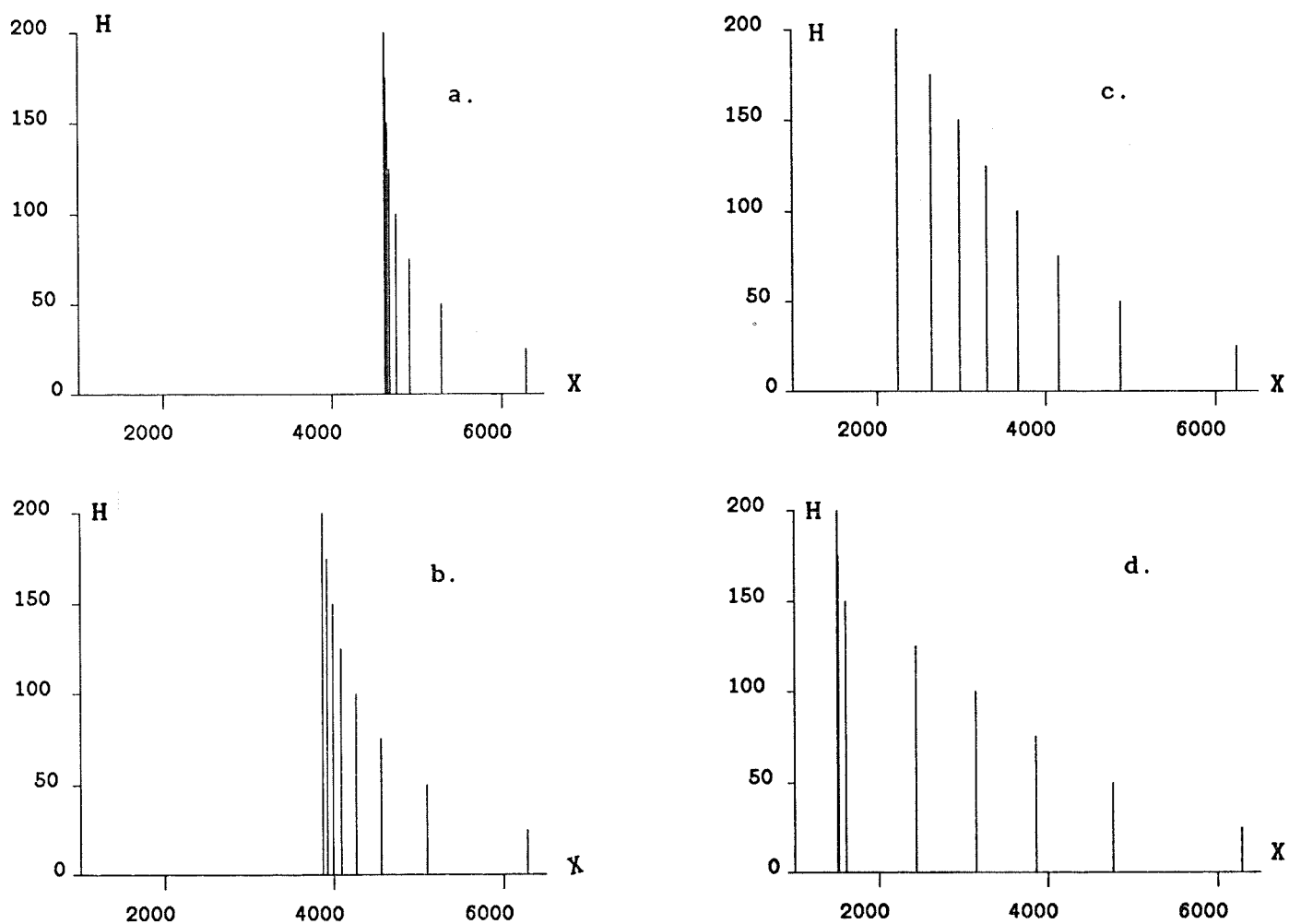


Fig. 2.3 Koncentrations profilen för Modell 3 : med Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.1$. Förtjockarens area variabel.

a. Area = 0.20

c. Area = 0.30

b. Area = 0.25

d. Area = 0.35

En ökning av förtjockarens area orsakar en minskning av slamkoncentrationer i olika vätskeelement. Bottenelementet påverkas ej.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

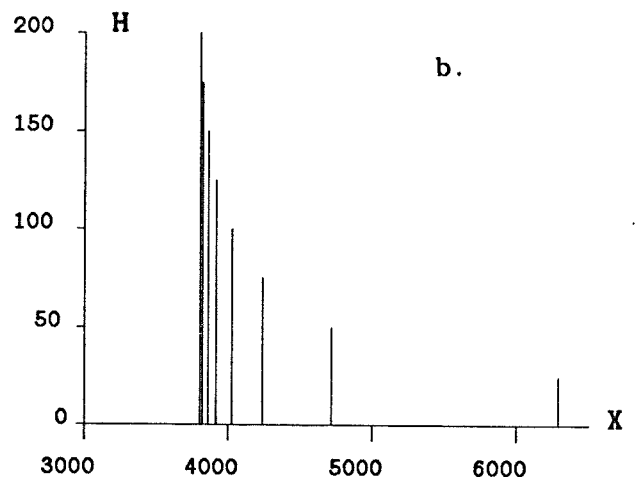
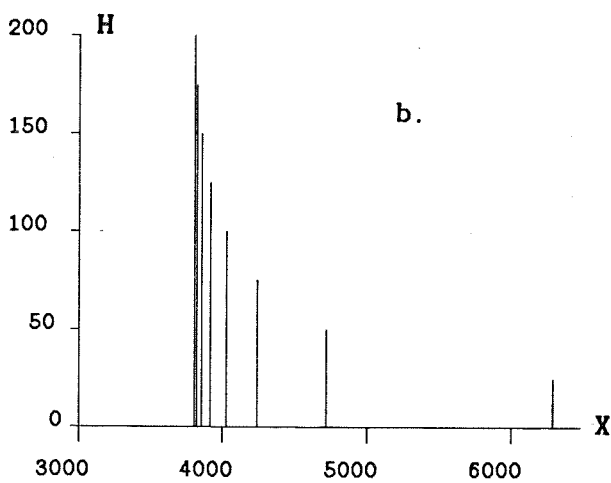
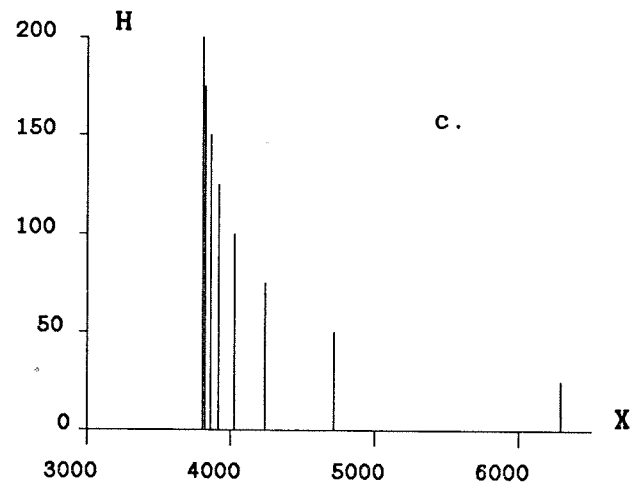
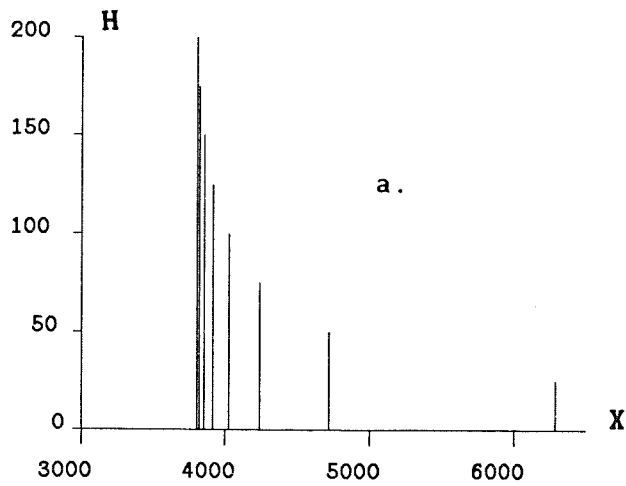


Fig. 2.4 Koncentrations profilen för Modell 1 : med Min-term, utan Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.0$. Förtjockarens volym variabel.

a. Volym = 0.20

c. Volym = 0.80

b. Volym = 0.50

d. Volym = 1.00

Volymens ändring påverkar inte slamkoncentrationerna i Modell 1.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

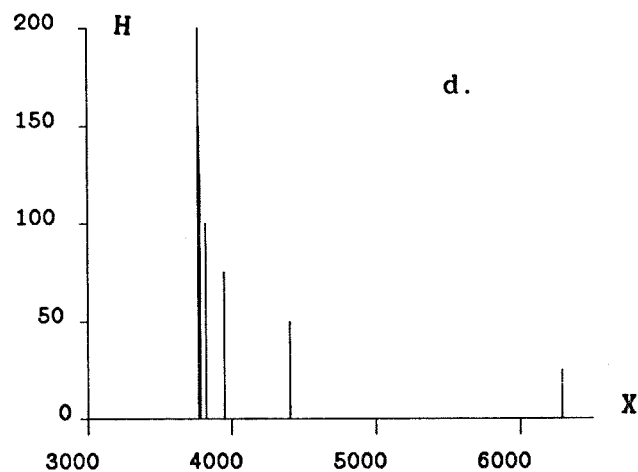
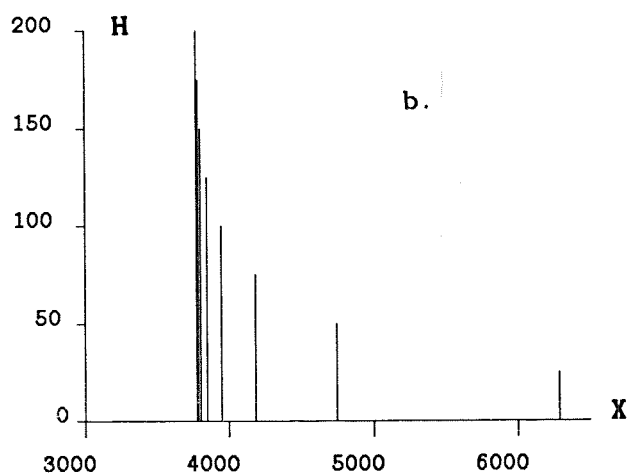
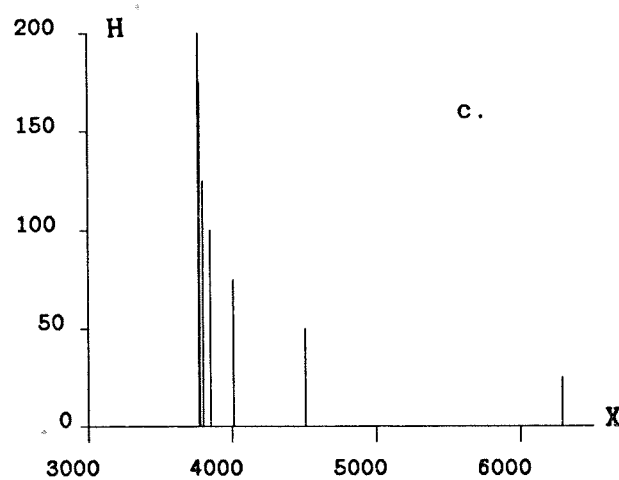
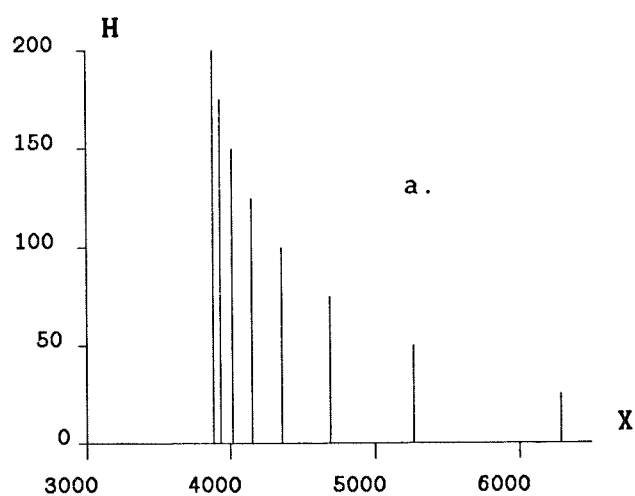


Fig. 2.5 Koncentrations profilen för Modell 2 : utan Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett2" med $D = 0.1$. Förtjockarens volym variabel.

a. Volym = 0.20

c. Volym = 0.80

b. Volym = 0.50

d. Volym = 1.00

Ökning av volymen medför en minskning av slamkoncentrationen i förtjockarens olika vätskeelement.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

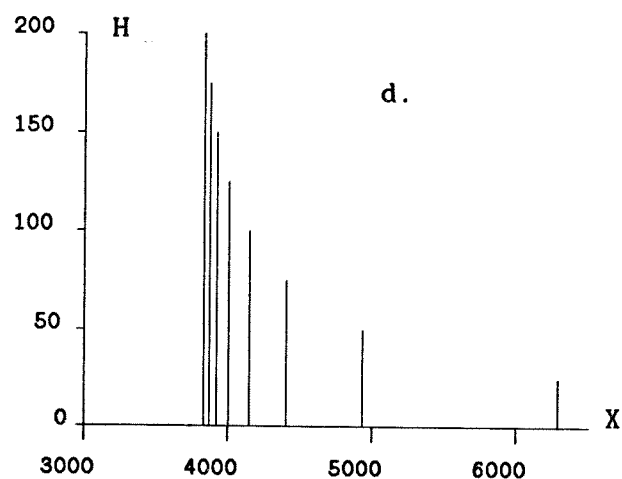
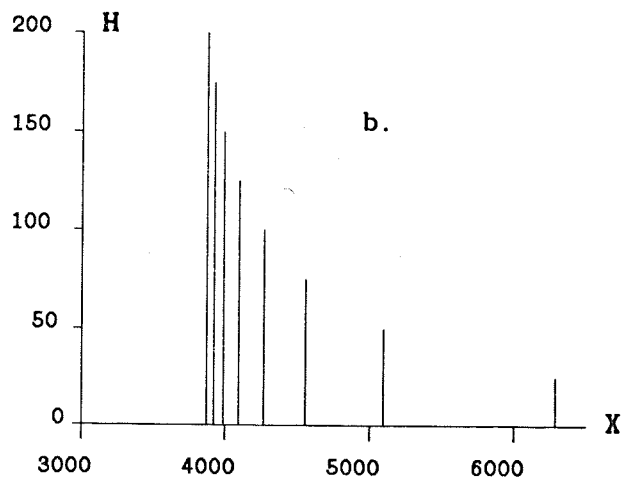
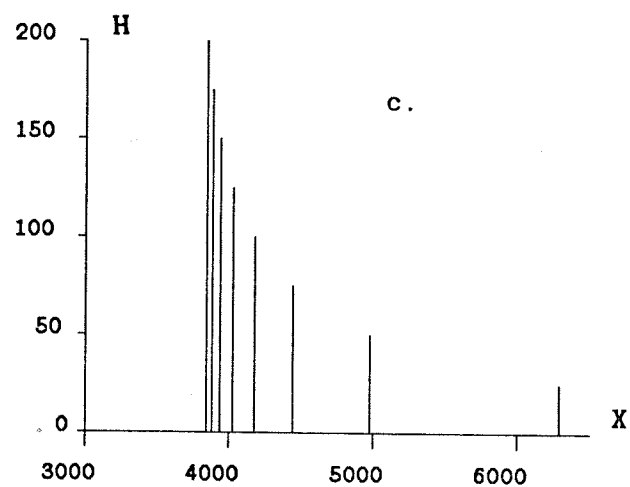
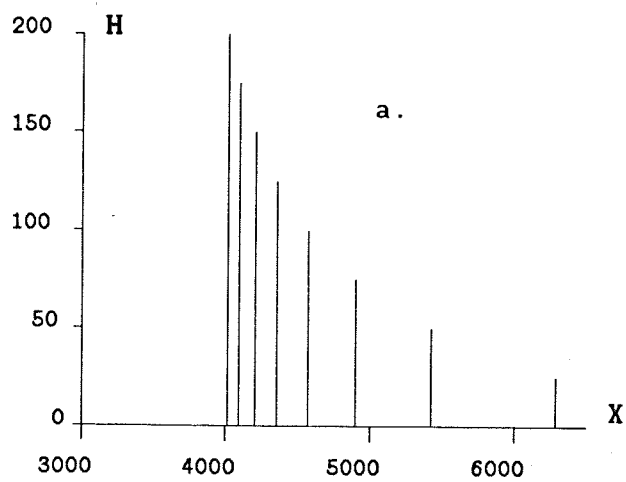


Fig. 2.6 Koncentrations profilen för Modell 3 : med Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.1$. Förtjockarens volym variabel.

a. Volym = 0.20

c. Volym = 0.80

b. Volym = 0.50

d. Volym = 1.00

Ökning av volymen medför en minskning av slamkoncentrationen i förtjockarens olika vätskeelement.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

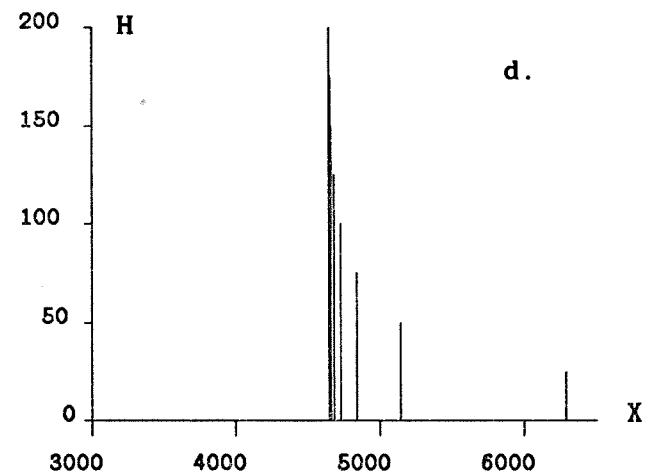
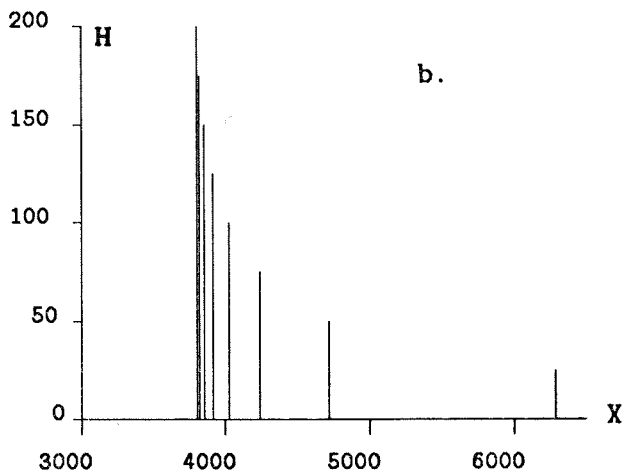
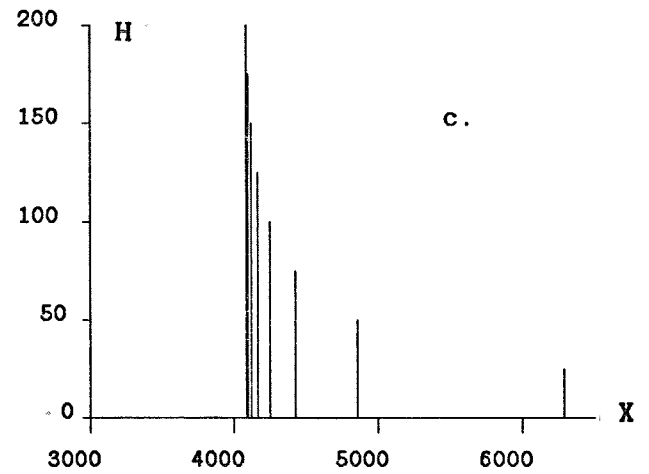
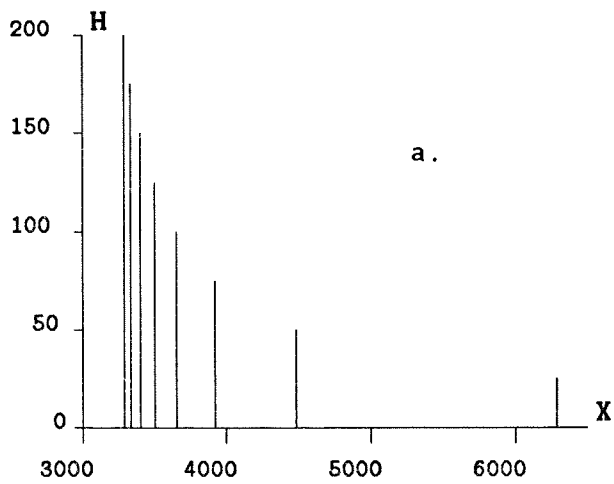


Fig. 2.7 Koncentrations profilen för Modell 1 : med Min-term, utan Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.0$. Sedimenteringshastigheten variabel (= n variabel).

a. $n = 1.80$

c. $n = 2.00$

b. $n = 1.92$

d. $n = 2.20$

Minskning av sedimenteringshastigheten (= ökning av n), orsakar en koncentrations ökning i olika vätskeelement.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

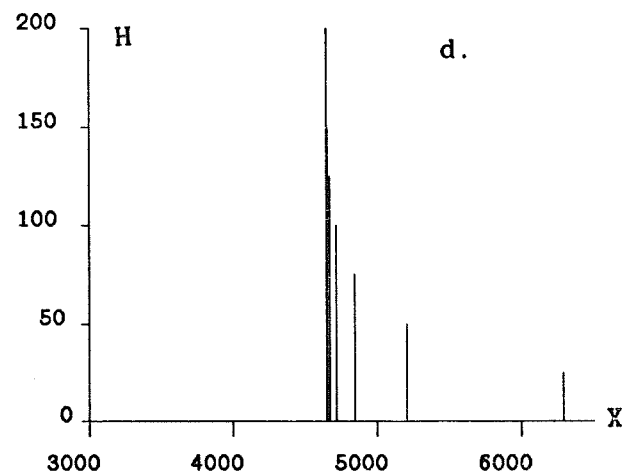
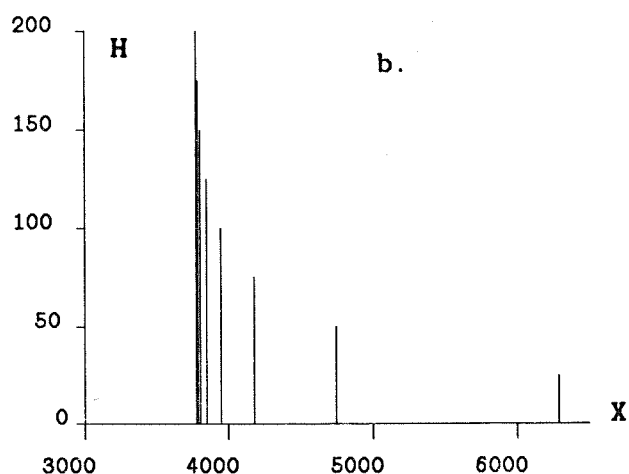
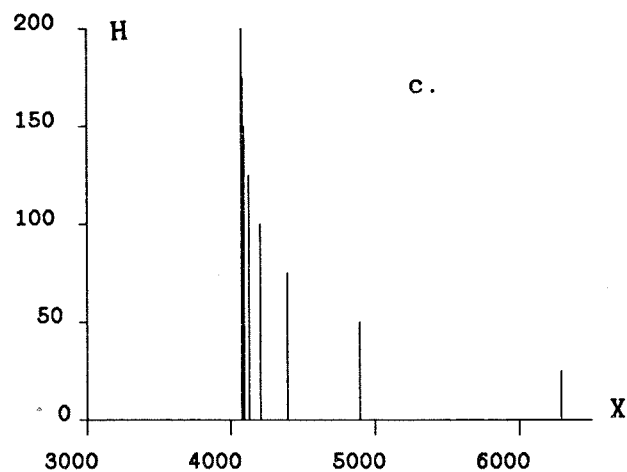
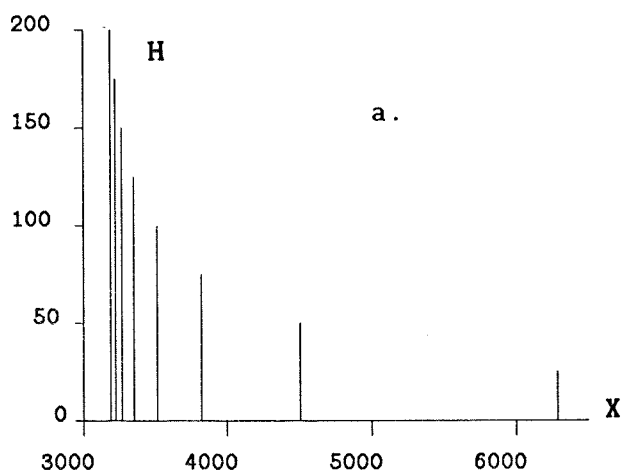


Fig. 2.8 Koncentrations profilen för Modell 2 : utan Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett2" med $D = 0.1$. Sedimenteringshastigheten variabel (= n variabel).

a. $n = 1.80$

c. $n = 2.00$

b. $n = 1.92$

d. $n = 2.20$

Minskning av sedimenteringshastigheten (= ökning av n), orsakar en koncentrations ökning i olika vätskeelement.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

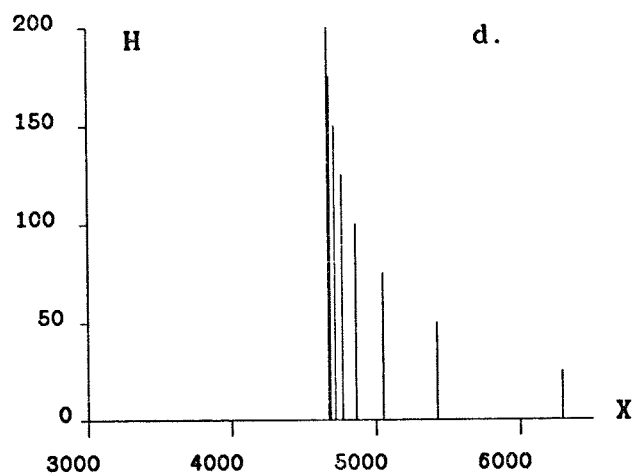
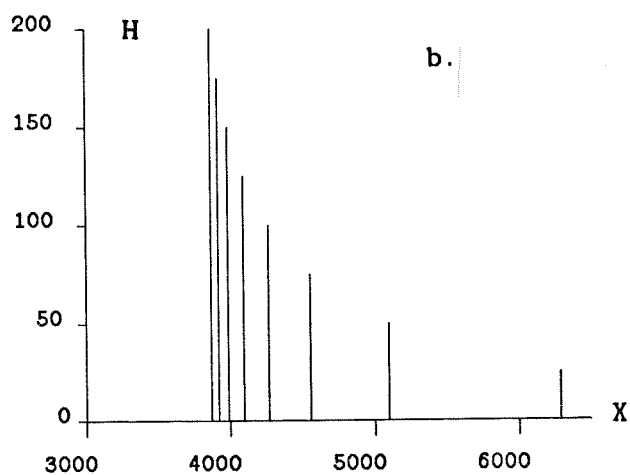
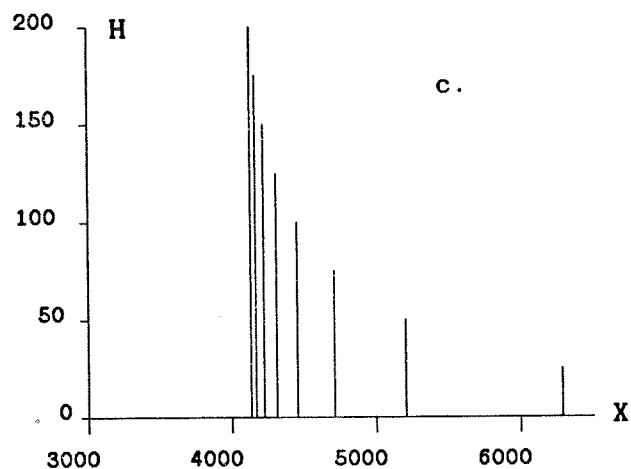
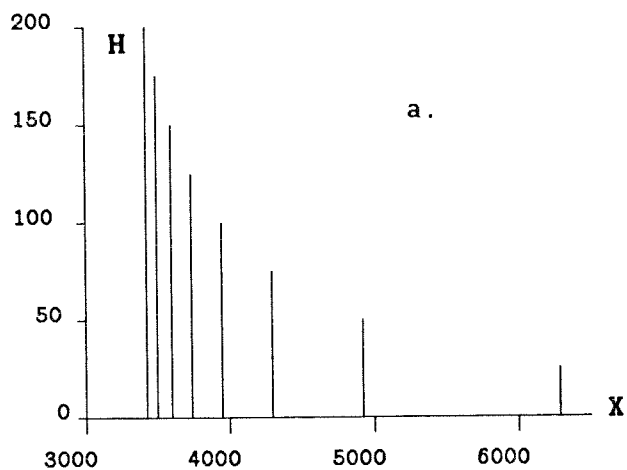


Fig. 2.9 Koncentrations profilen för Modell 3 : med Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.1$. Sedimenteringshastigheten variabel (= n variabel).

a. $n = 1.80$

c. $n = 2.00$

b. $n = 1.92$

d. $n = 2.20$

Minskning av sedimenteringshastigheten (= ökning av n), orsakar en koncentrations ökning i olika vätske-element.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

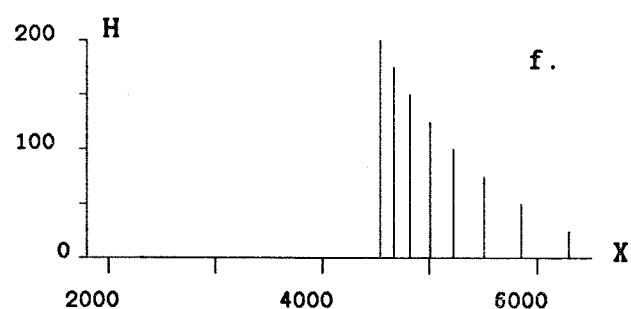
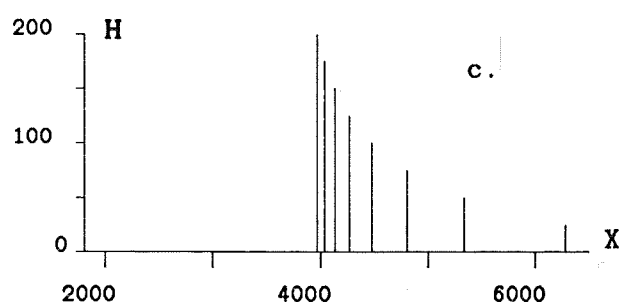
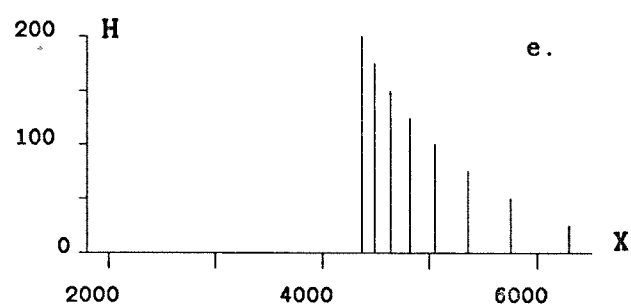
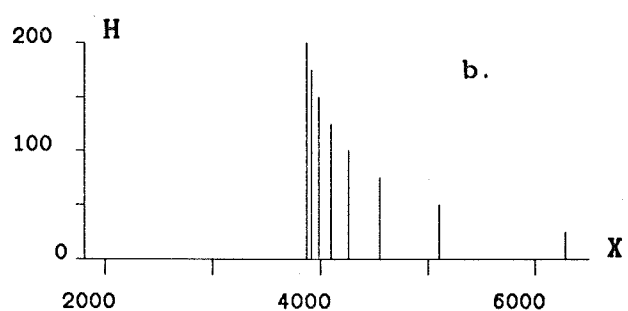
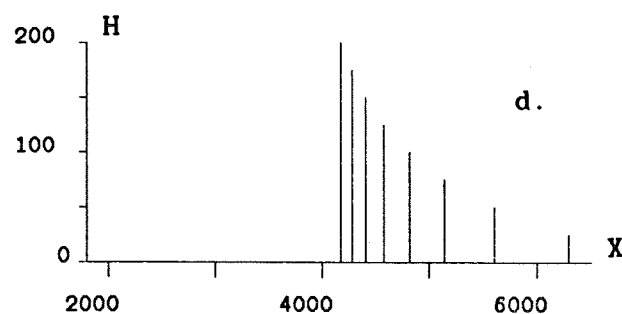
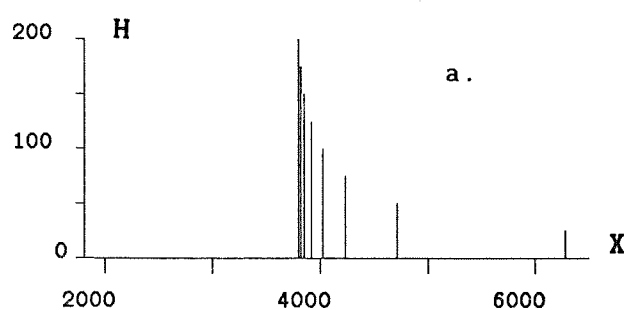


Fig. 2.10 Koncentrations profilen med olika Diffusions konstanter, D , och med Min-term. Simnon prog. "Sett1" .

a. $D = 0.0$

d. $D = 0.4$

b. $D = 0.1$

e. $D = 0.6$

c. $D = 0.2$

f. $D = 0.8$

Vätskeelementens koncentration ökar och närmar sig ett medelvärde då Diffusions konstanten ökar.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

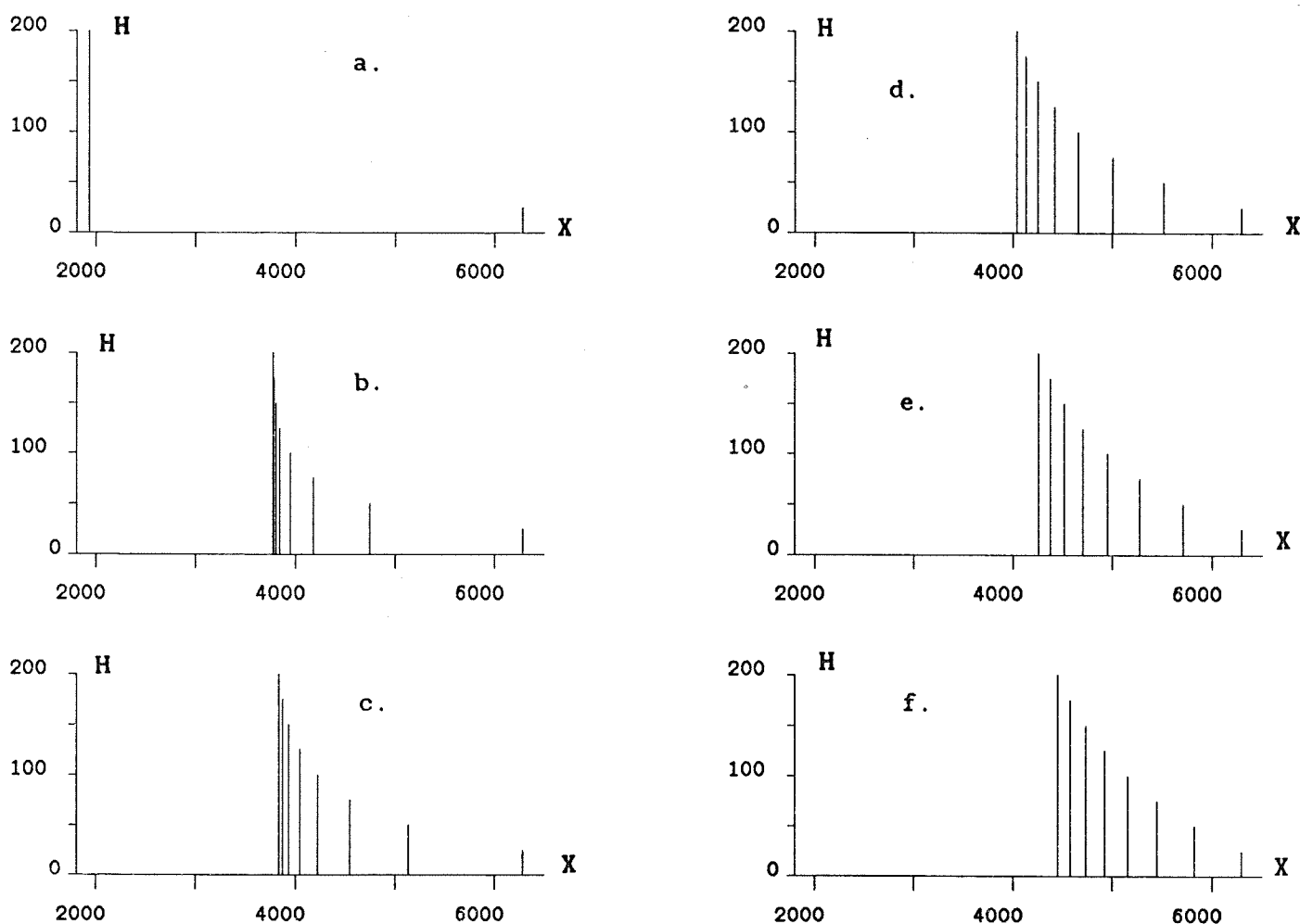


Fig. 2.11 Koncentrations profilen för Modell 2 utan Min-term med olika Diffusions konstanter, D . Simnon prog. "Sett2".

a. $D = 0.0$

d. $D = 0.4$

b. $D = 0.1$

e. $D = 0.6$

c. $D = 0.2$

f. $D = 0.8$

Vätskeelementens koncentration ökar och närmar sig ett medelvärde då Diffusions konstanten ökar. För $D = 0.0$ sammanfaller de olika koncentrationer, dvs det finns ingen lösning.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

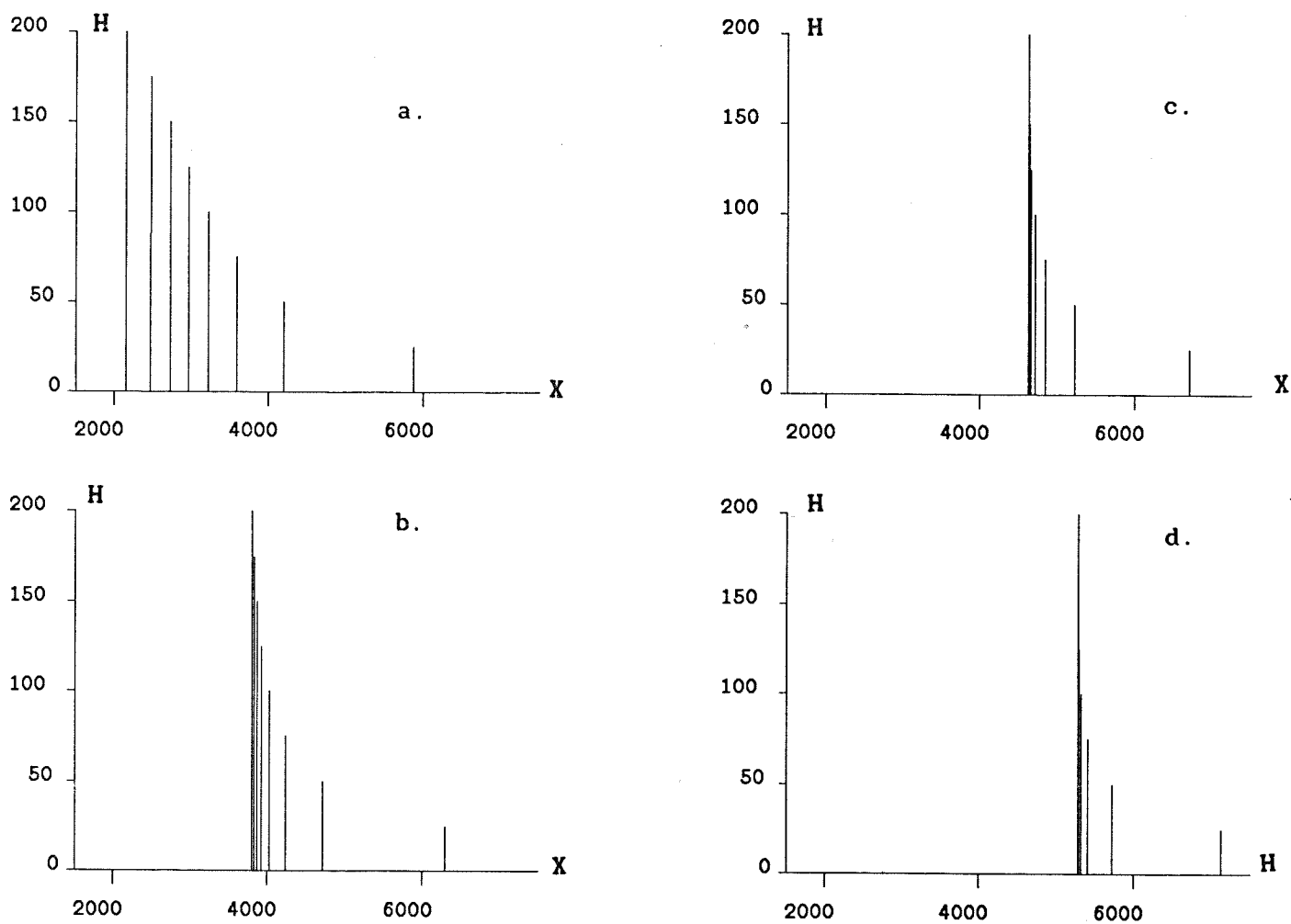


Fig. 2.12 Koncentrations profilen för Modell 1 : med Min-term, utan Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.0$. Inkoncentrationen, X_t , varierar stegvis.

a. $X_t = 1400$

c. $X_t = 1600$

b. $X_t = 1500$

d. $X_t = 1700$

Samtliga vätskeelementens koncentration ökar när inkoncentrationen höjs.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

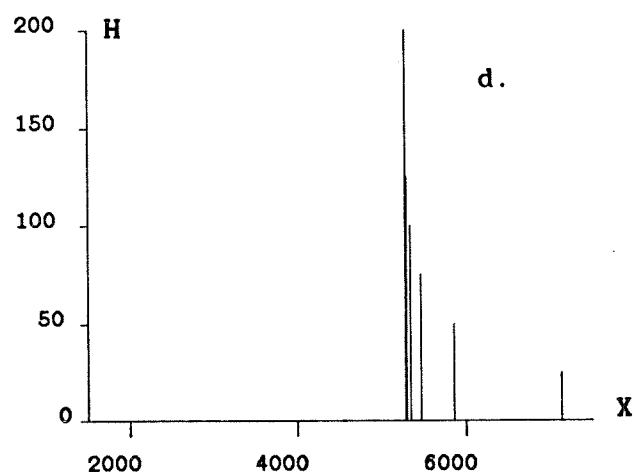
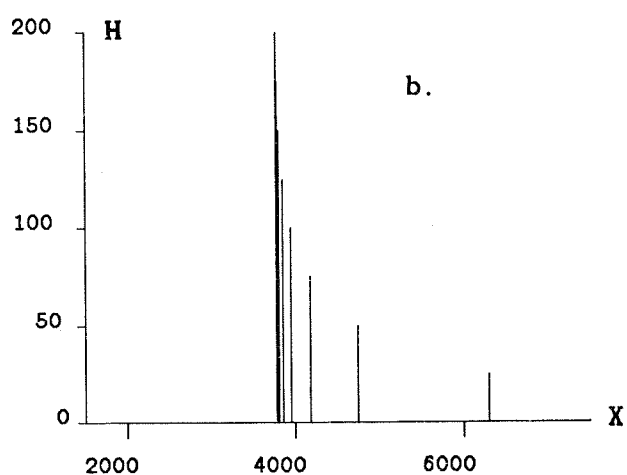
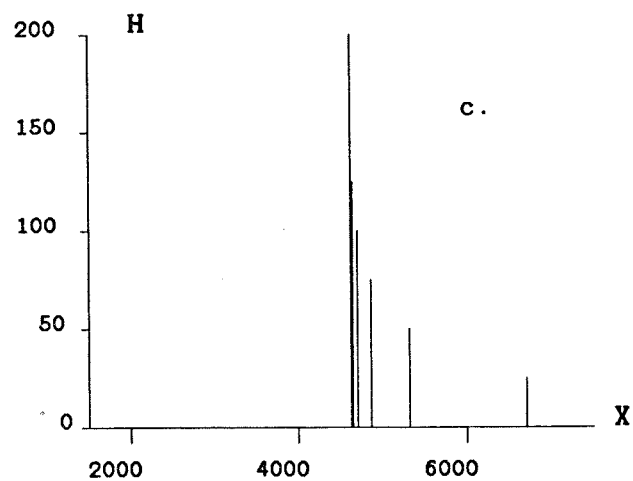
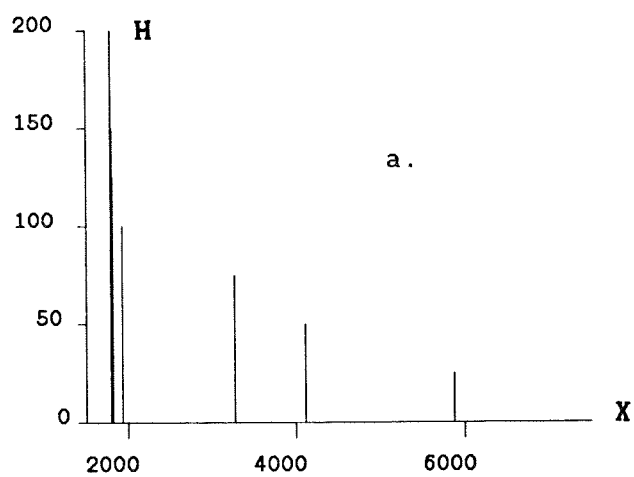


Fig. 2.13 Koncentrations profilen för Modell 2 : utan Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett2" med $D = 0.1$. Inkoncentrationen, X_t , varierar stegvis.

a. $X_t = 1400$

c. $X_t = 1600$

b. $X_t = 1500$

d. $X_t = 1700$

Samtliga vätskeelementens koncentration ökar när inkoncentrationen höjs.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

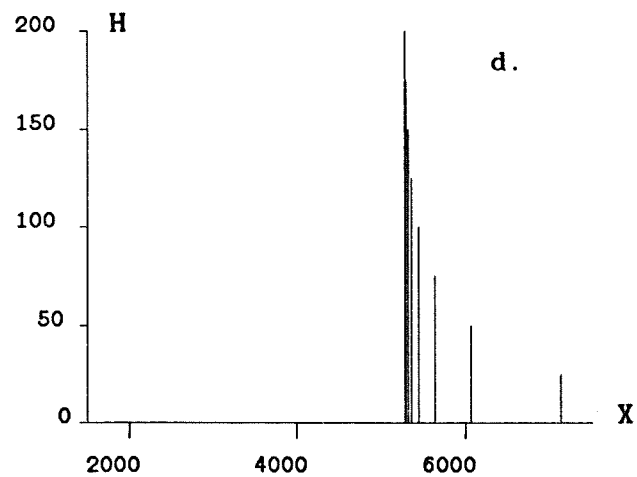
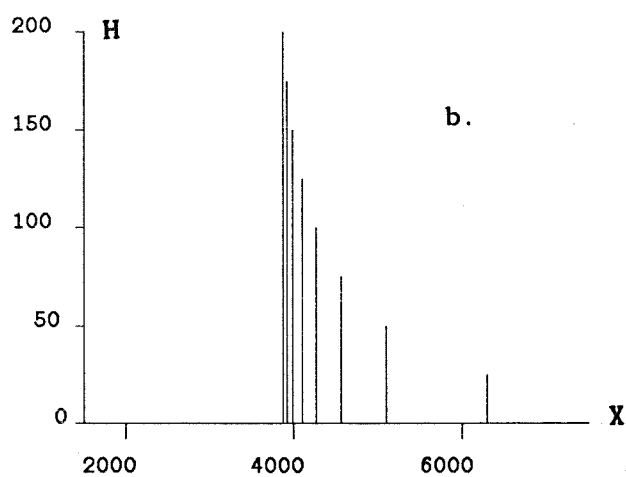
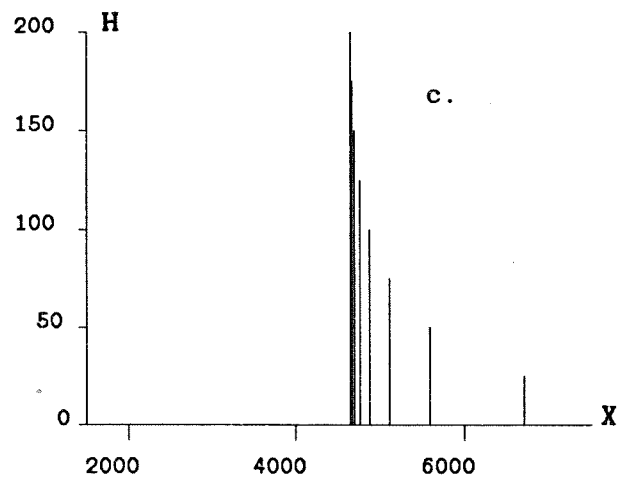
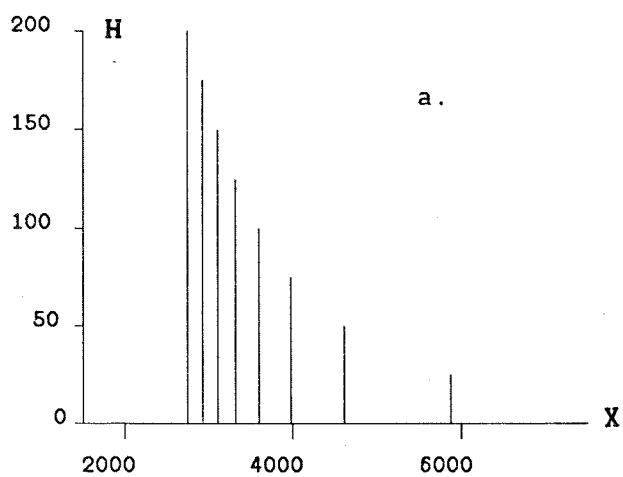


Fig. 2.14 Koncentrations profilen för Modell 3 : med Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.1$. Inkoncentrationen, X_t , varierar stegvis.

a. $X_t = 1400$

c. $X_t = 1600$

b. $X_t = 1500$

d. $X_t = 1700$

Samtliga vätskeelementens koncentration ökar när inkoncentrationen höjs.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

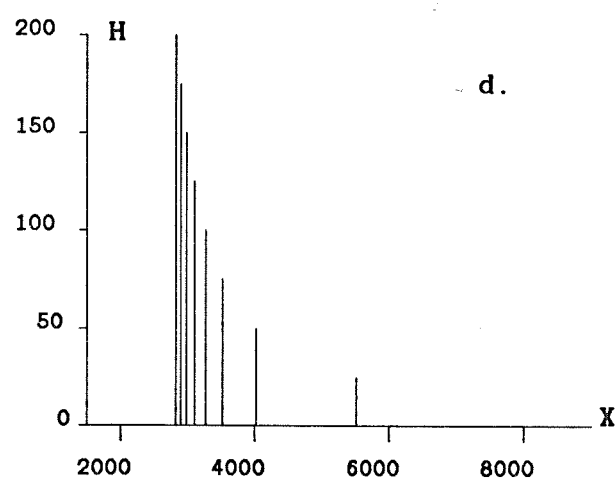
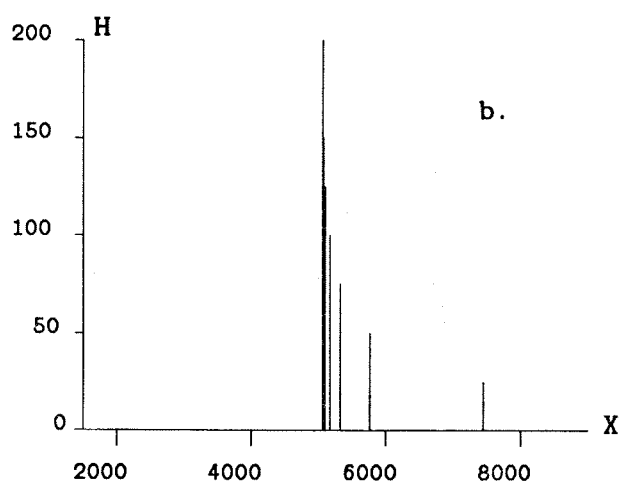
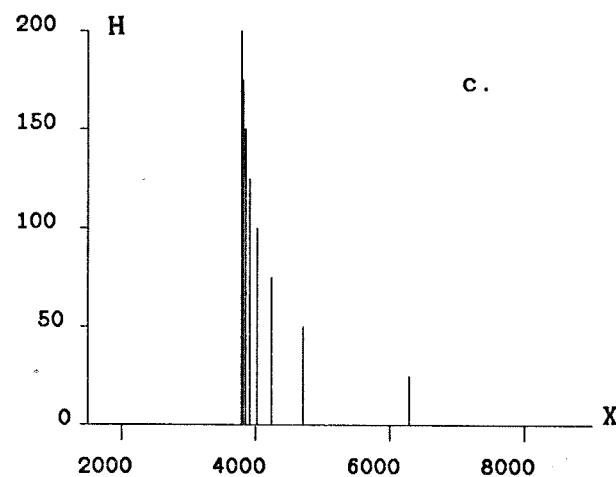
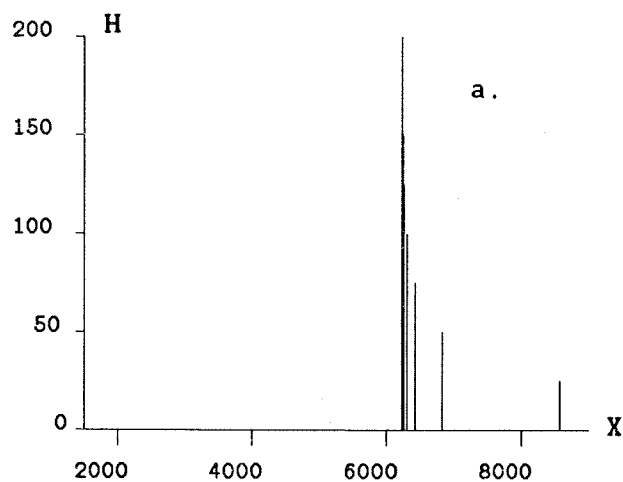


Fig. 2.15 Koncentrations profilen för Modell 1 : med Min-term, utan Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.0$. Inflödet, $Q+Q_r$, är variabel (dvs Q_r varierar).

a. $Q_r = 0.20$

c. $Q_r = 0.30$

b. $Q_r = 0.24$

d. $Q_r = 0.36$

Samtliga vätskeelementens koncentration minskar när inflödet ökar.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

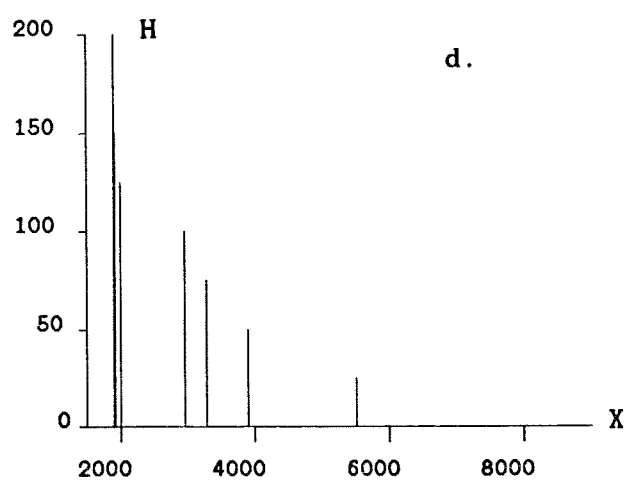
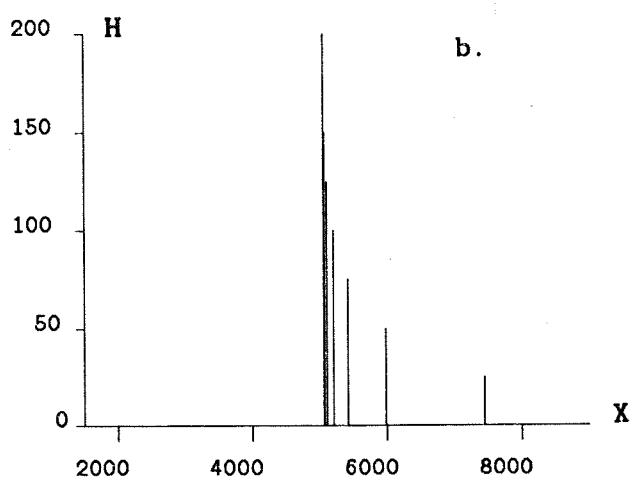
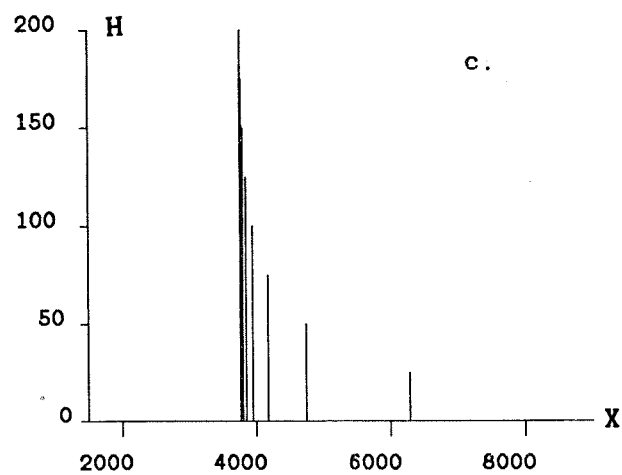
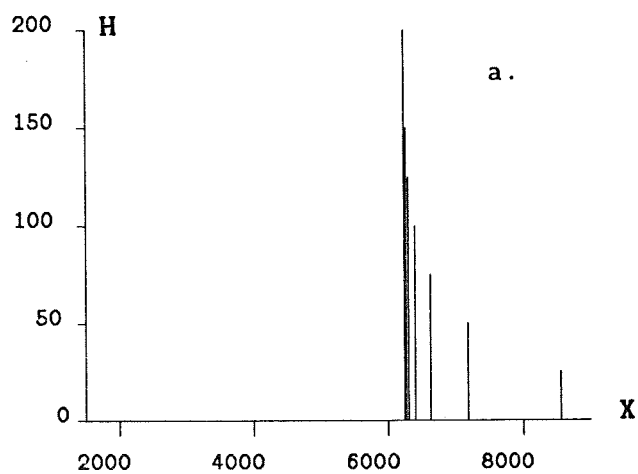


Fig. 2.16 Koncentrations profilen för Modell 2 : utan Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett2" med $D = 0.1$. Inflödet, $Q+Q_r$, är variabel (dvs Q_r varierar).

a. $Q_r = 0.20$

c. $Q_r = 0.30$

b. $Q_r = 0.24$

d. $Q_r = 0.36$

Samtliga vätskeelementens koncentration minskar när inflödet ökar.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

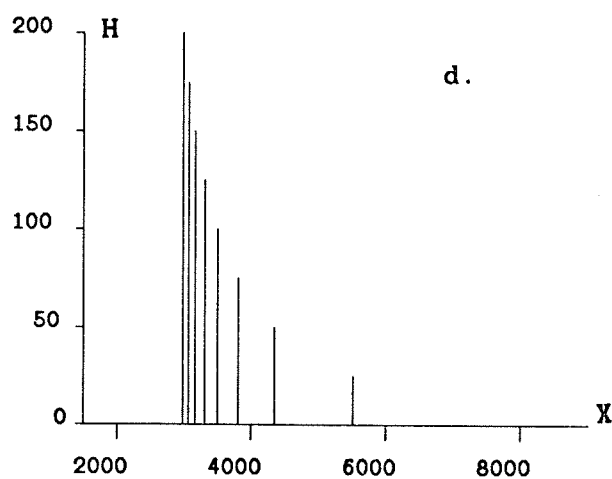
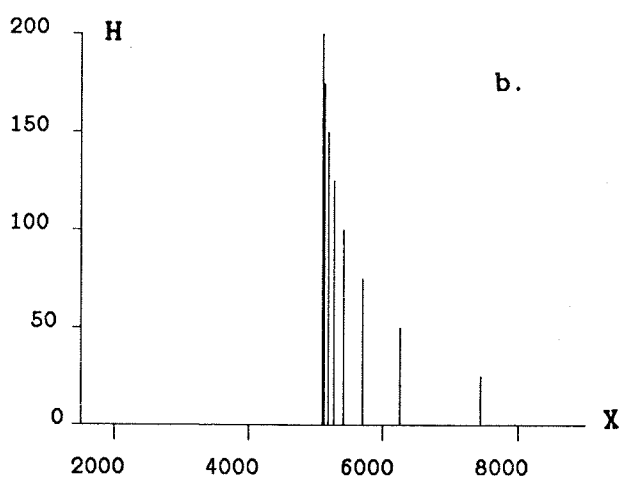
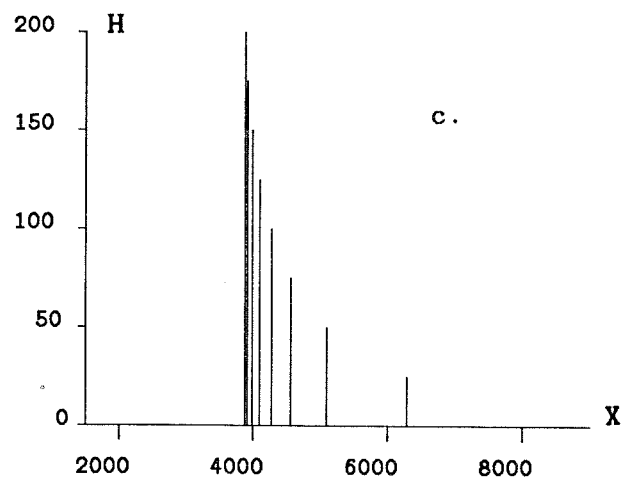
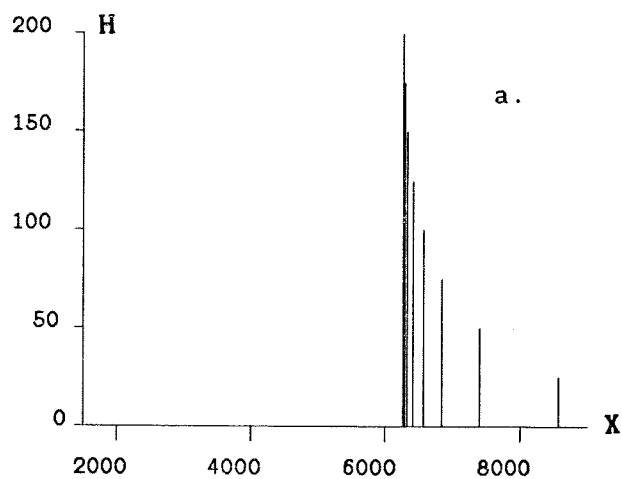


Fig. 2.17 Koncentrations profilen för Modell 3 : med Min-term, med Diffusions-term. Simnon prog. "Sett1" med $D = 0.1$. Inflödet, $Q+Q_r$, är variabel (dvs Q_r varierar).

a. $Q_r = 0.20$

c. $Q_r = 0.30$

b. $Q_r = 0.24$

d. $Q_r = 0.36$

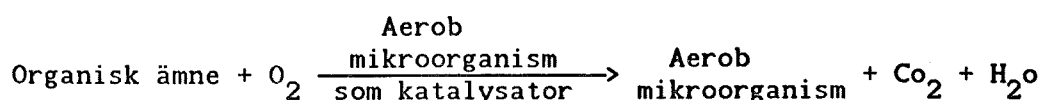
Samtliga vätskeelementens koncentration minskar när inflödet ökar.

H = Förtjockarens höjd [cm]

X = Vätskeelementens koncentration [mg/l]

3. Luftningsbassängens dynamik

I en luftningsbassäng (=reaktor) finns det mikroorganismer, som under aerobisk förhållande har till uppgift att bryta ned föroreningar i inkommande avloppsvatten. Avloppsvatten utgör därvid föda för dessa mikroorganismer som dels tillväxer, syntes, dels hålls vid liv, respiration, och dels dör. Den kemiska reaktionen, som sker i en reaktor kan sammanfattas i följande formel:



Den använda reaktorn är av typ "Complete mixing", välblandad, vilken innebär att inflödet sprids omedelbart över hela reaktorn och att koncentrationerna av syre, organisk ämne, och mikroorganism är likformig, men tidsberoende.

För beskrivning av reaktorns dynamik används följande generella mass balans ekvationer.

Summan av ingående massa = Inkommande massa - Utgående massa + Bildad mängd av massan i reaktorn - Bortgående mängd av massan

Denna balansekvation tillämpas på de ingående komponenterna i reaktorn, vilka är Zoogaleal organism (flockformig), X_z , löst substrat, S_d , löst syre, C , och inert massa, X_I . Reaktor modellen består därför av fyra tillståndsekvationer enligt nedan.

$$V \frac{dX_z}{dt} = (\text{Flödestermen}) + (\mu_z - d_z) X_z$$

$$V \frac{dS_d}{dt} = (\text{Flödestermen}) - X_z * \frac{\mu_z}{Y_z}$$

$$V \frac{dC}{dt} = (\text{Flödestermen}) + \text{Air} * \alpha * (K_{cs} - C) - \text{OUR}$$

$$V \frac{dX_I}{dt} = (\text{Flödestermen}) + Y_I * dz * X_z$$

Där för μ_z , d_z och OUR råder följande samband :

Zoogleal tillväxthastighet (Zoogleal growth rate)

$$\mu_z = \hat{\mu} \frac{Sd * C}{(K_{zs} + Sd)(K_{zc} + C)}$$

Zoogleal nedbrytningshastighet (Zoogleal decay rate)

$$d_z = dmz \frac{C}{(K_{zc} + C)}$$

Syreförbrukning (Oxygen uptake rate)

$$OUR = \frac{X_z Y_{os} \mu_z}{Y_z} + X_z Y_{ox} (1 - Y_I) d_z$$

Konstanterna i ovanstående formler är:

K_{zs} , K_{zc} och dmz : zoogleal tillväxt faktor.

Y_{os} och Y_{ox} : stökiometriska konstanter.

Alfa : massöverföringskoeffisient.

Y_z : utbytesfaktor för löst substrat.

Y_I : utbytesfaktor för inert massa.

K_{cs} : mättnads värde för löst syre.

4. Reglering genom stegbeskickning

4.1. Inledning

I kapitel 2 och 3 beskrevs olika delar av en aktivslamprocess dvs förtjockaren respektive reaktorn.

I detta kapitel kommer ett system bestående av två reaktorer i serie med en sedimenteringsbassäng att studeras. Se nedanstående figur.

Syftet med studien är, att undersöka olika principer för reglering genom stegbeskickning av inflödet, Q , till reaktorerna där variabeln α används som styrvariabel för att syreförbrukningen i reaktor 2 skall hållas konstant.

4.2. Öppna systemets egenskaper

Det öppna systemet består av två reaktorer i serie med en sedimenteringsbassäng.

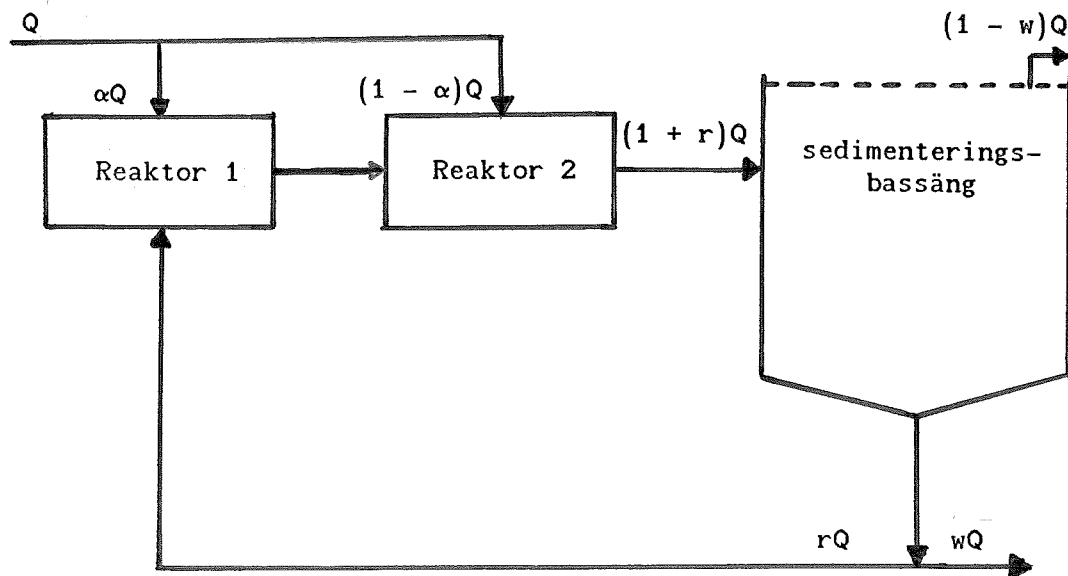


Fig. 4.1 - Schematisk bild av processen (öppna systemet) och fördelningen av inflöde i reaktor 1 & 2

De två seriekopplade reaktorena (luftningbassängen) är av typ "complete mix", välblandad, och sedimenteringsbassängen är av typ "plug flow", plugg flöde.

I en pluggflödes bassäng antas varje vätskeelement flyta som en plugg och elementernas koncentration varierar med tid och position längs reaktorn.

Sedimenteringsbassängen (förtjockaren) är av Modell 2, Diffusions-termen är inkluderad i massbalans ekvationen.

Störningar till det verkliga systemet antas vara av två typer:

1. Variationer i inkommande flöde.
2. Variationer i inkommande substrat.

Simulering av det öppna systemet visar, att en ändring i inflödet eller i substratet har samma effekt, vilket beror på att modellen är ofullständig. Därför betraktas flödesändringen som den enda störning till systemet. För att studera hur en stor hydraulisk störning (=50% steg i inkommande flöde), påverkar syreförbrukningen i reaktorerna, betraktas tre olika fall:

1. $\alpha = 0.0$, flödet går enbart till reaktor 2.
2. $\alpha = 0.5$, flödet in i båda reaktorerna är lika.
3. $\alpha = 1.0$, flödet går enbart till reaktor 1.

I följande bilder kan man studera de ovan nämnda fallen efter ett 50% steg. Resultatet av simuleringen visar, att en ökning av inflödet ger också en ökning i syreförbrukningen i båda reaktorerna, och att ökningen är större för den reaktor som får ta hand om större mängd av inflödet.

Störning Q

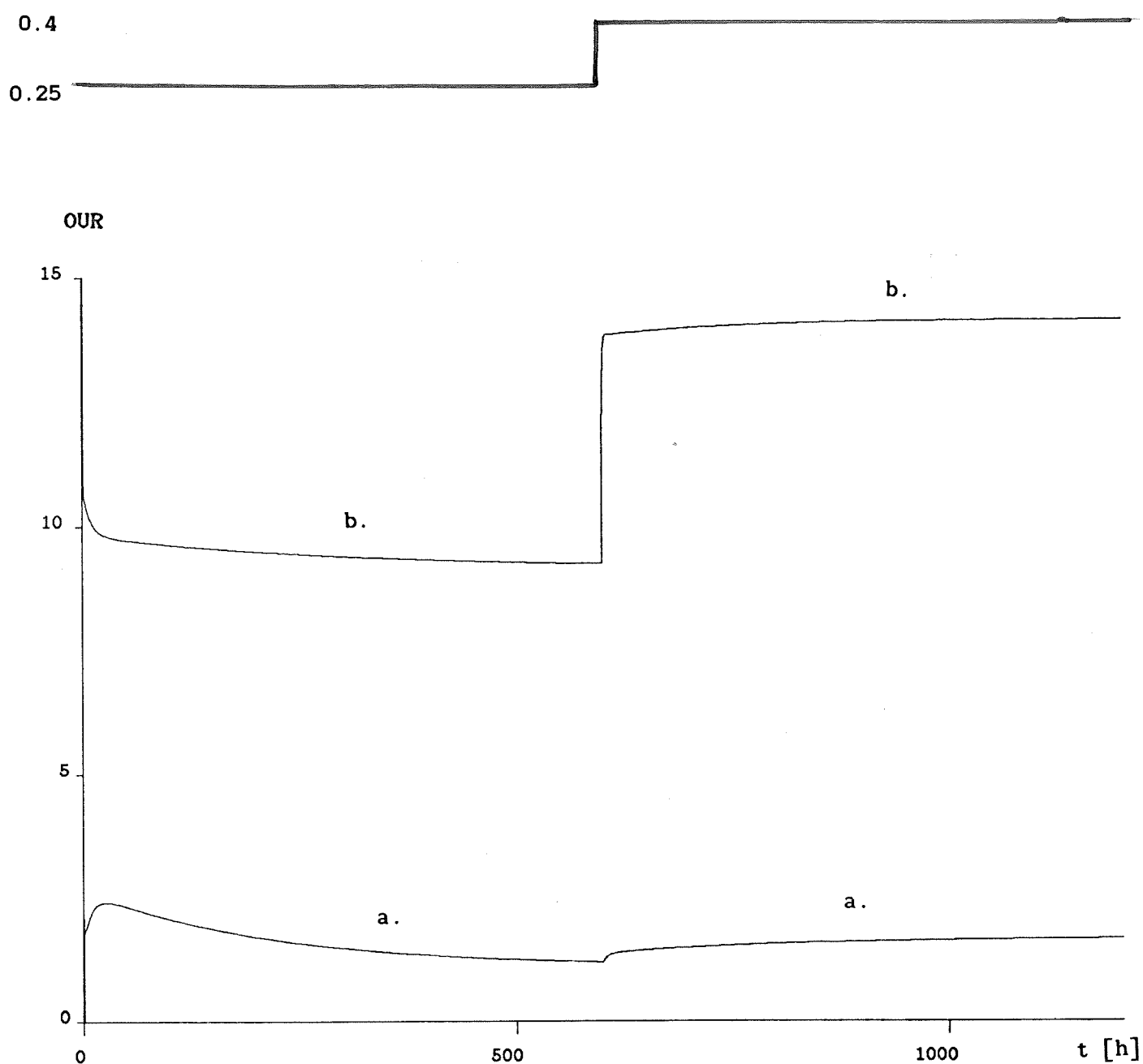


Fig. 4.2 Öppna systemets stegsvar till en flödesstörning då insignalen α är lika med noll.

a. Syreförbrukning i reaktor 1

b. Syreförbrukning i reaktor 2

Stationäritet uppnås efter 600 timmar simulering. Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR = Syreförbrukning [mg/l/h]

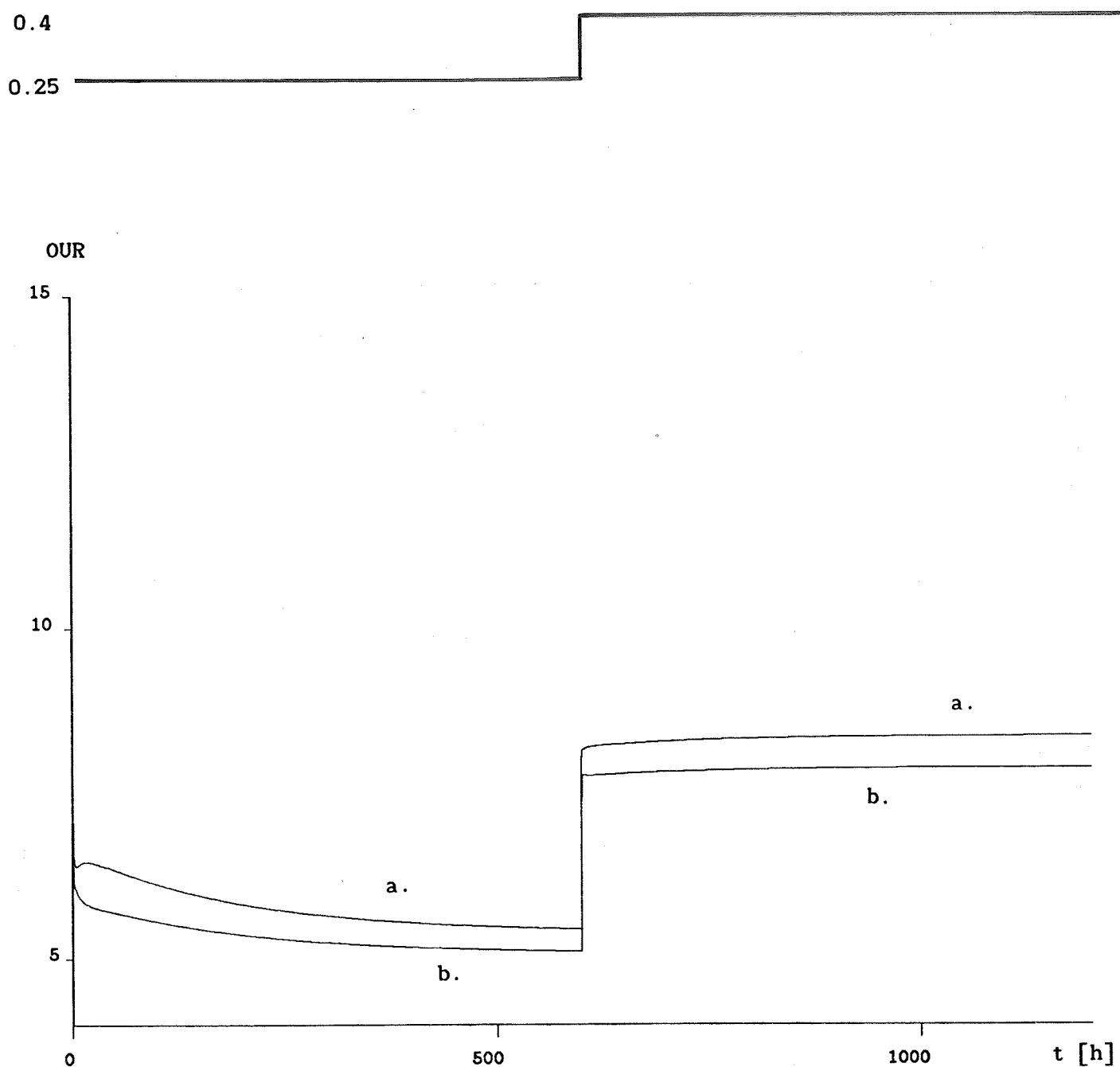


Fig. 4.3 Öppna systemets stegsvar till en flödesstörning då insignalen α är lika med 0.5 .

- a. Syreförbrukning i reaktor 1
- b. Syreförbrukning i reaktor 2

Stationäritet uppnås efter 600 timmar simulering. Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR = Syreförbrukning [mg/l/h]

Störning Q

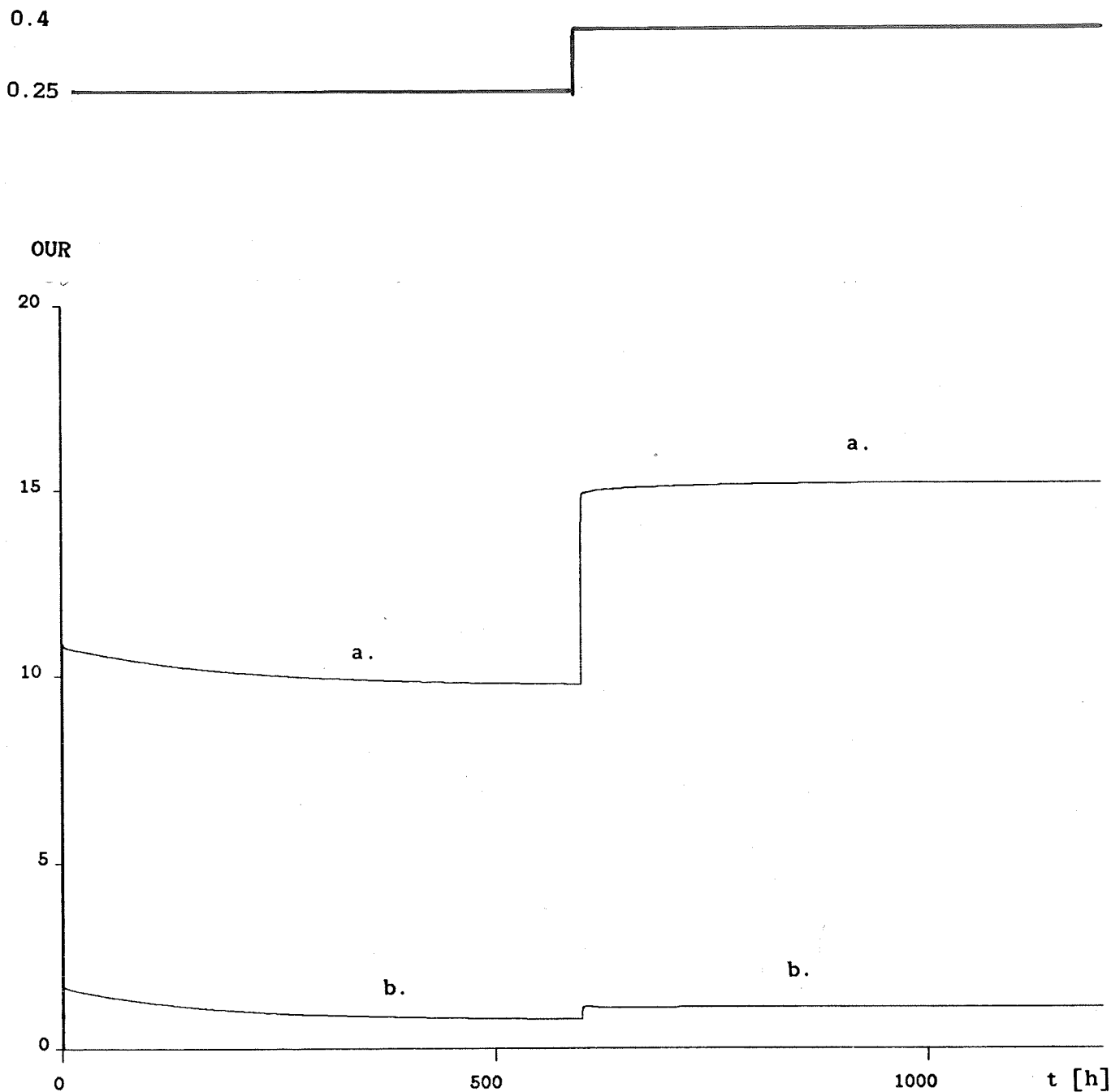


Fig. 4.4 Öppna systemets stegsvar till en flödesstörning då insignalen α är lika med ett.

a. Syreförbrukning i reaktor 1

b. Syreförbrukning i reaktor 2

Stationäritet uppnås efter 600 timmar simulering. Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR = Syreförbrukning [mg/l/h]

4.3. Val av regulator

För att ha en konstant syreförbrukning, OUR_{12} , i reaktor 2, väljs en kommersiell digital PID-regulator. Styrsignalen α (utsignalen från regulatorn) skall vara mellan 0.0 och 1.0. Regulatorn skall kunna klara av en stor hydraulisk störning i inkommande flöde. Om $\alpha(s)$ är Laplace transformen av utsignalen från PID-regulator och $e(s)$ är reglerfelets Laplace transform, erhålls

$$\alpha(s) = k \left[1 + \frac{1}{T_i s} + \frac{T_d s}{1 + T_d s/N} \right] e(s) \quad (4.3.1)$$

Euler approximationen av integral-delen och bakåt-differens approximationen av derivata-delen används för digitalisering av (4.3.1).

$$\alpha(z) = k \left[1 + \frac{h}{T_i (z - 1)} + \frac{T_d}{(h + T_d/N)} \cdot \frac{(z - 1)}{(z - T_d/(Nh + T_d))} \right] e(z)$$

Om $\alpha_P(t_s)$, $\alpha_I(t_s)$ och $\alpha_D(t_s)$ är invers z-transformen av utsignalen från P-, I- respektive D-regulatorn, gäller följande samband. t_s är samplingstiden

$$\text{P-regulator: } \alpha_P(t_s) = k e(t_s)$$

$$\text{I-regulator: } \alpha_I(t_s + 1) - \alpha_I(t_s) = k e(t_s) h/T_i$$

$$\text{D-regulator: } \alpha_D(t_s + 1) - b \alpha_D(t_s) = kNb [e(t_s + 1) - e(t_s)]$$

$$\text{PID-regulatorns utsignal} = \alpha(t_s) = \alpha_P(t_s) + \alpha_I(t_s) + \alpha_D(t_s)$$

$$\text{Där } b = T_d / (Nh + T_d)$$

och reglerfelet är

$$e(t_s) = OUR_d - OUR_{12}$$

Simmon programmet för PID-regulator presenteras i appendix under namnet "Dreg".

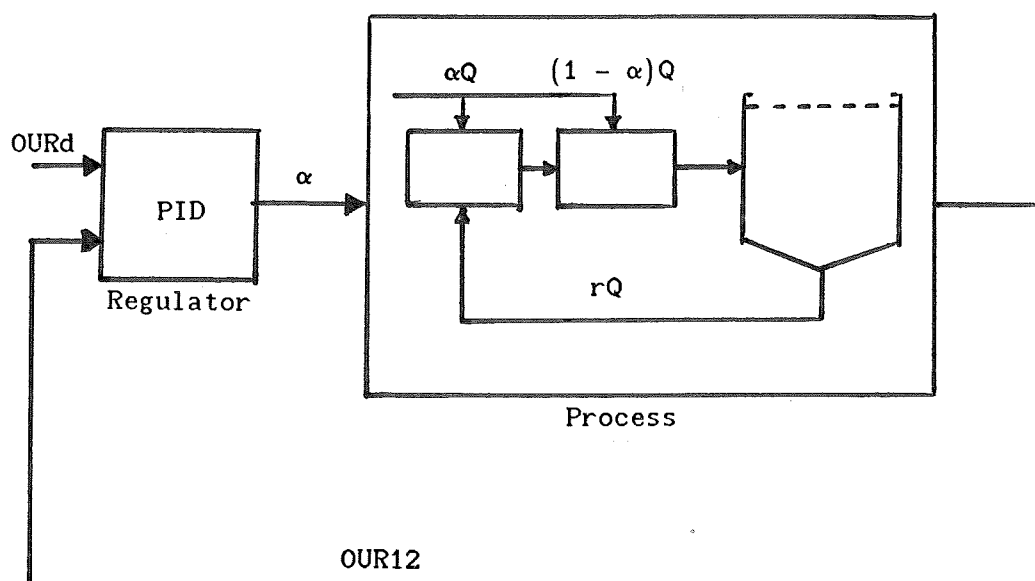


Fig. 4.5 - Schematisk bild av processen och PID-regulatorn. OUR_d är referens värdet (önskade syreförbrukningen) och OUR_{12} är syreförbrukningen i reaktor 2 .

4.4 Val av PID-regulatorns parametrar

Vid val av regulator parametrar skall hänsyn tagas till den begränsning, som styrvariabeln α har dvs α skall ligga mellan 0.0 och 1.0 .

Referensvärdet OUR_d (= den önskade syreförbrukningen i reaktor 2) väljs lika med 5.0 pga att syreförbrukningen i reaktor 2, OUR_{12} , når stationäritet vid (med de aktuella initial värdena) värdet 5.0 då $\alpha = 0.5$, $Q = 0.25$ och regulatorn är bortkopplad. Med hänsyn till dessa faktorer, adderas en konstant värde v_0 till utsignalen från regulatorn, för att styrsignalen till processen skall ha ett rimligt värde då reglerfelet är lika med noll, dvs

$$OUR_d - OUR_{12} = 0 .$$

Med hjälp av rekommendationer i "Computer Controlled systems" sid 180-189, och de nämnda begränsningar, kom man fram till att:

1. Samplingsperioden, h , väljs med avseende på empiriska erfarenheter. I detta fall till 0.05, dvs 20 mätningar per timme.
2. Vid ett steg i inflödet blir stationära felet större när man ökar på k -värdet. Därför allt för stort värde på k verkar inte vara helt motiverad. Vid endast P-reglering väljs därför ett k -värde kring -0.1 .
3. Stationära felet kan undvikas genom införandet av en integral-term. Integrationstiden, T_i , valdes i början ganska stort för att se effekten av integrations-termen. T_i minskades sedan successivt tills en minimal stationär fel uppnåddes. Målet var att regulatorn skulle reglera processen på mindre än 50 timmar då störningen hade inträffats. Därför justerades k och T_i samtidigt inom lämpliga gränser.
4. D-regulatorn behöver inte användas, eftersom det inte finns några svängningar i stegsvaret. Detta kan möjligen bero på att störningen är bara en steg.

Med hänsyn till ovanstående resonemang väljs följande värde som regulator parametrar. Se fig 4.6 .

- Förstärkningsfaktor: $k = -0.20$
- Integrationstiden : $T_i = 10.00$
- Samplingsperioden : $h = 0.05$
- Filter konstant : $N = 0.00$
- Derivationstiden : $T_d = 3.00$

PID-regulator med ovanstående parametrar har visat sig klara av en stor hydraulisk störning efter två dygn (ca. 50 timmar), se fig. 4.6, 4.7, 4.8 . Det öppna systemet har däremot ett stort bestående stationärtfel under hela 600 timmars simulering, efter störningen. (se fig. 4.3).

4.4.1 Parameter känslighet

Simulering av processen med PID-regulator har visat att stegsvarets utseende påverkas inte nämnvärt av en $\pm 10\%$ ändring i regulator parametrar. Däremot om förstärkningsfaktorn är mindre eller lika med -0.5 uppträder översläng i stegsvaret och därmed blir processen instabilt.

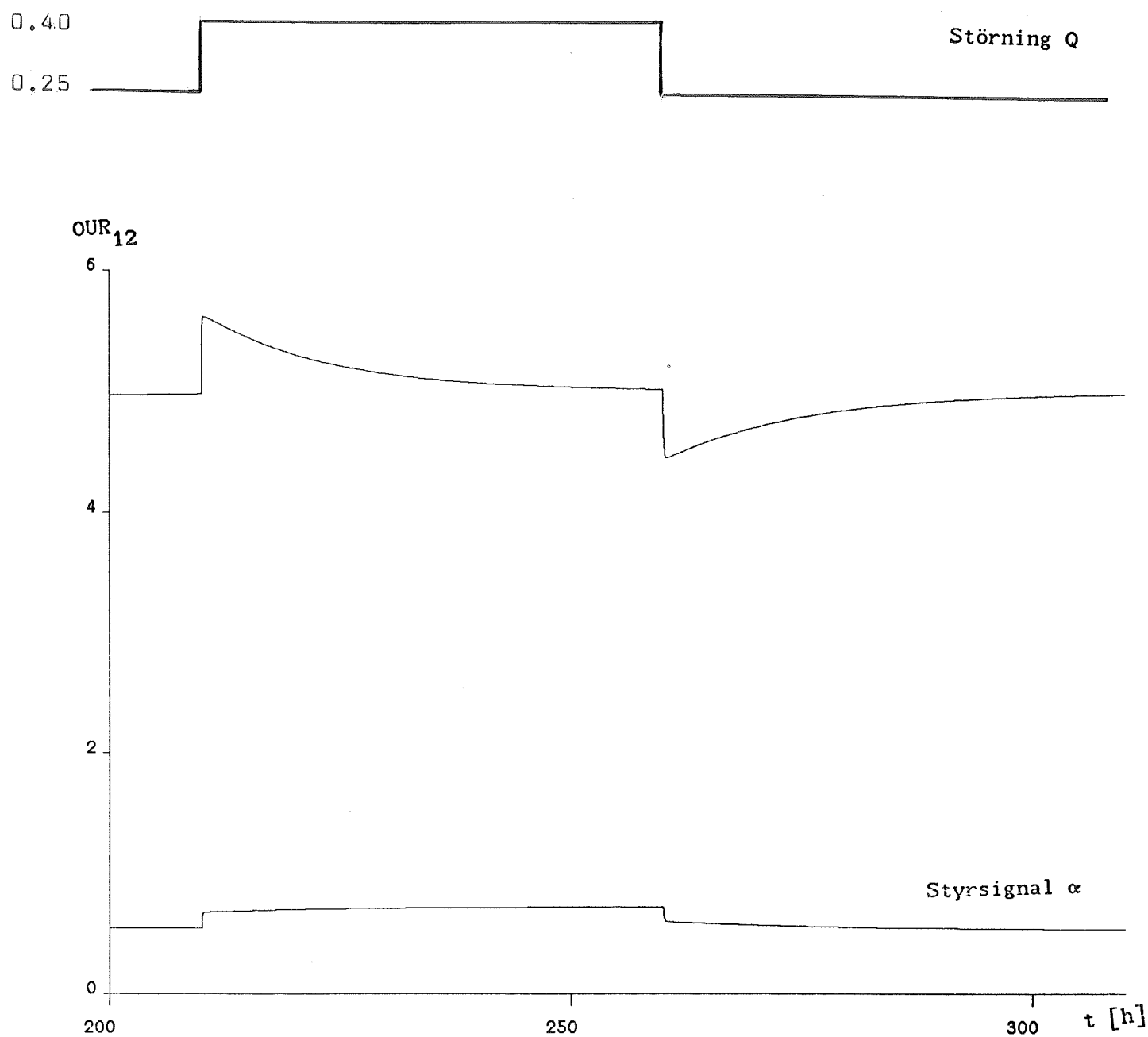


Fig. 4.6 Processens stegsvar till en flödesstörning med PID-regulatorn inkopplad.

PID-regulatorns parametrar:

$$k = -0.20 \quad ; \quad T_i = 10 \quad ; \quad h = 0.05 \quad ; \quad N = 0.0$$

Dessa värde har givit tillfredsställande resultat. Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR_{12} = Syreförbrukning i reaktor 2 [mg/l/h]

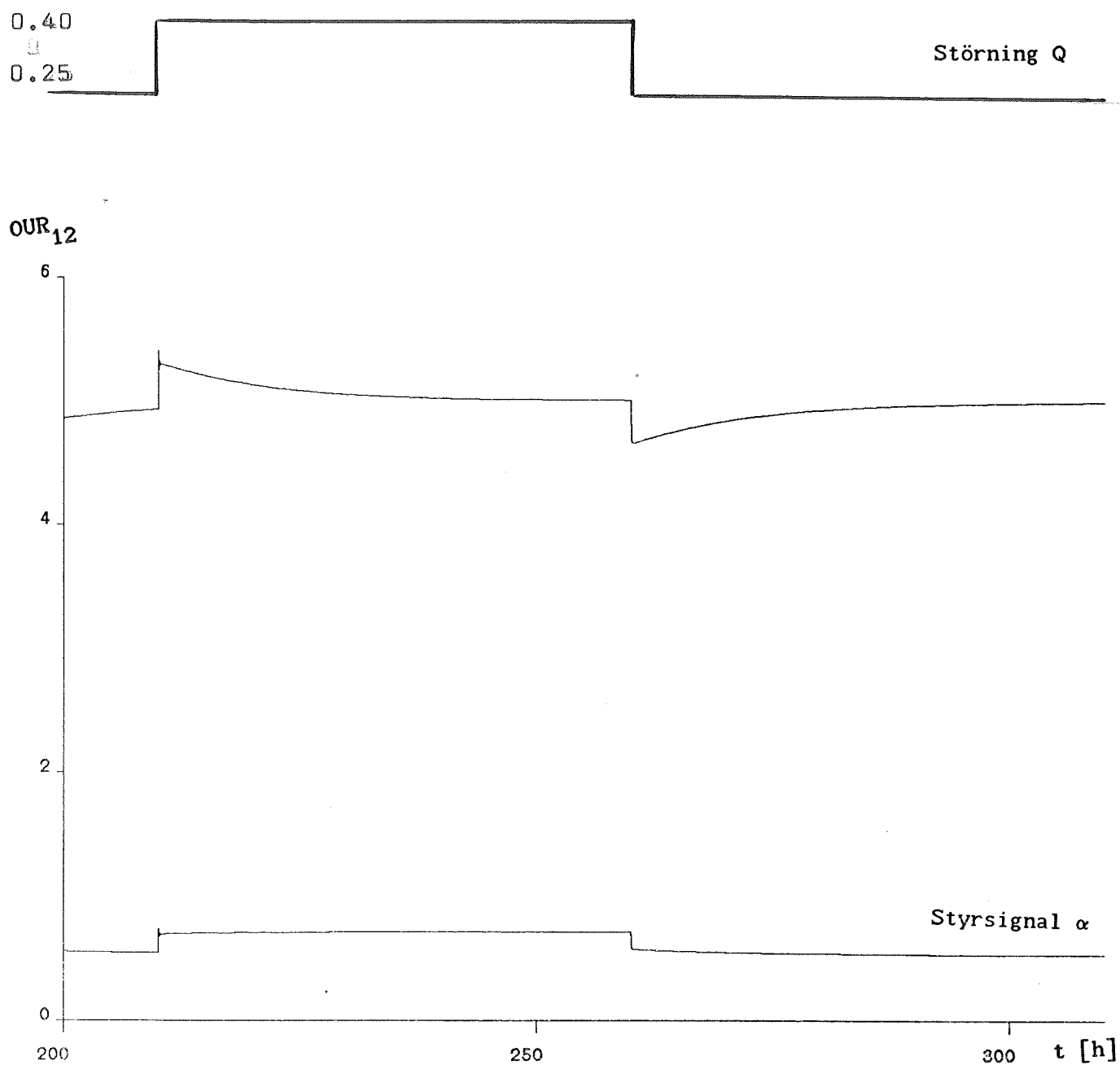


Fig. 4.7 Processens stegsvar till en flödesstörning med PID-regulatorn inkopplad.

PID-regulatorns parametrar:

$$k = -0.40 ; T_i = 10 ; h = 0.05 ; N = 0.0$$

Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR₁₂ = Syreförbrukning i reaktor 2 [mg/l/h]

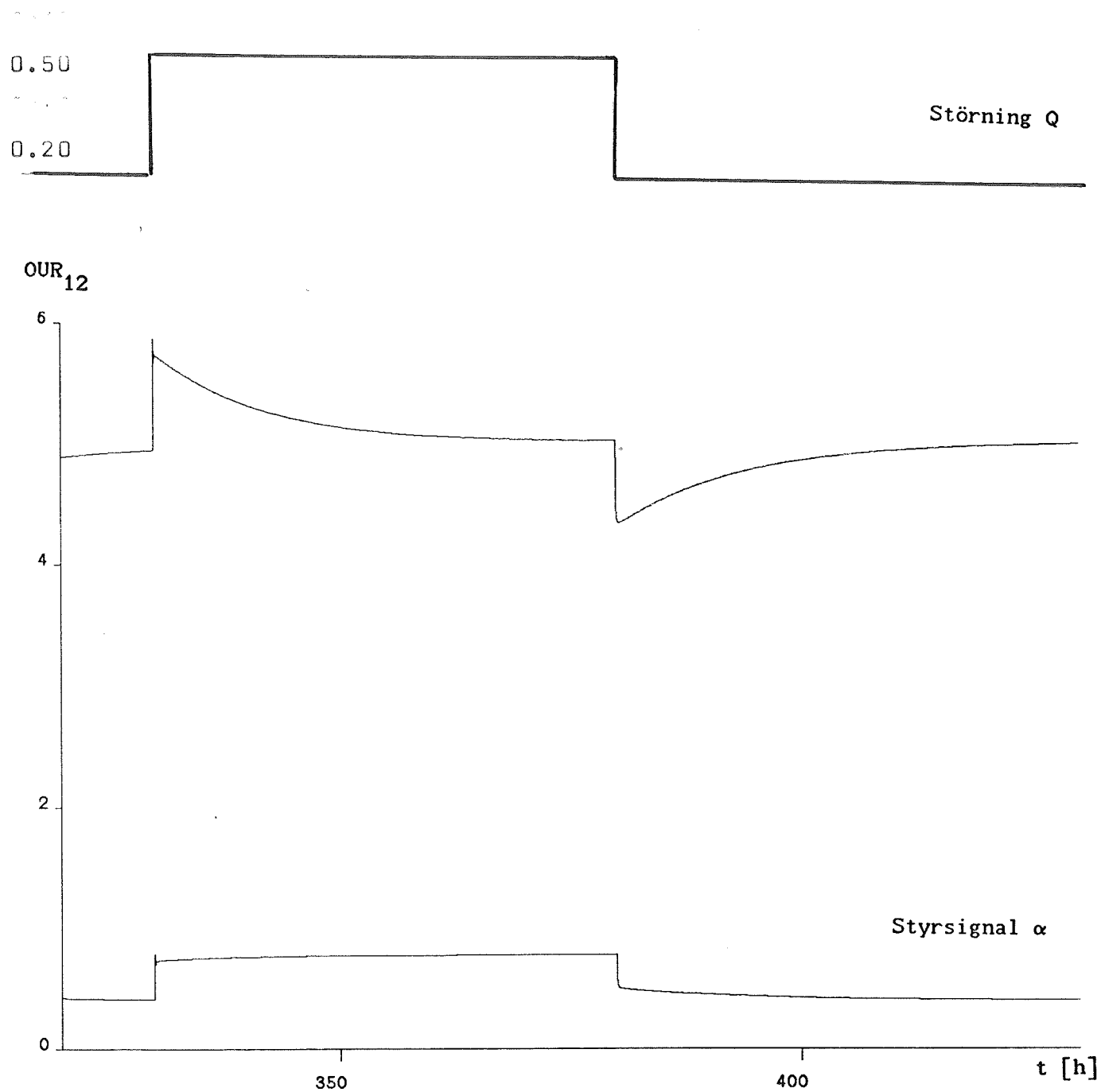


Fig. 4.8 Processens stegsvar till en större flödesstörning med PID-regulatorn inkopplad.

PID-regulatorns parametrar:

$$k = -0.40 ; T_i = 10 ; h = 0.05 ; N = 0.0$$

Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR_{12} = Syreförbrukning i reaktor 2 [mg/l/h]

4.5. Prediktion

Anta att man vet i förväg att en hydraulisk störning kommer att påverka processen vid ett senare tillfälle. För att minska störningens effekt då den inträffar vidtar man redan i förväg lämpliga åtgärder genom ändring av styrsignalen α . PID-regulatorn skall vara bortkopplad och ändring av α skall ske manuellt. Vid det tillfälle då störningen inträffar, inkopplas PID-regulatorn igen och det återstående felet elimineras automatiskt.

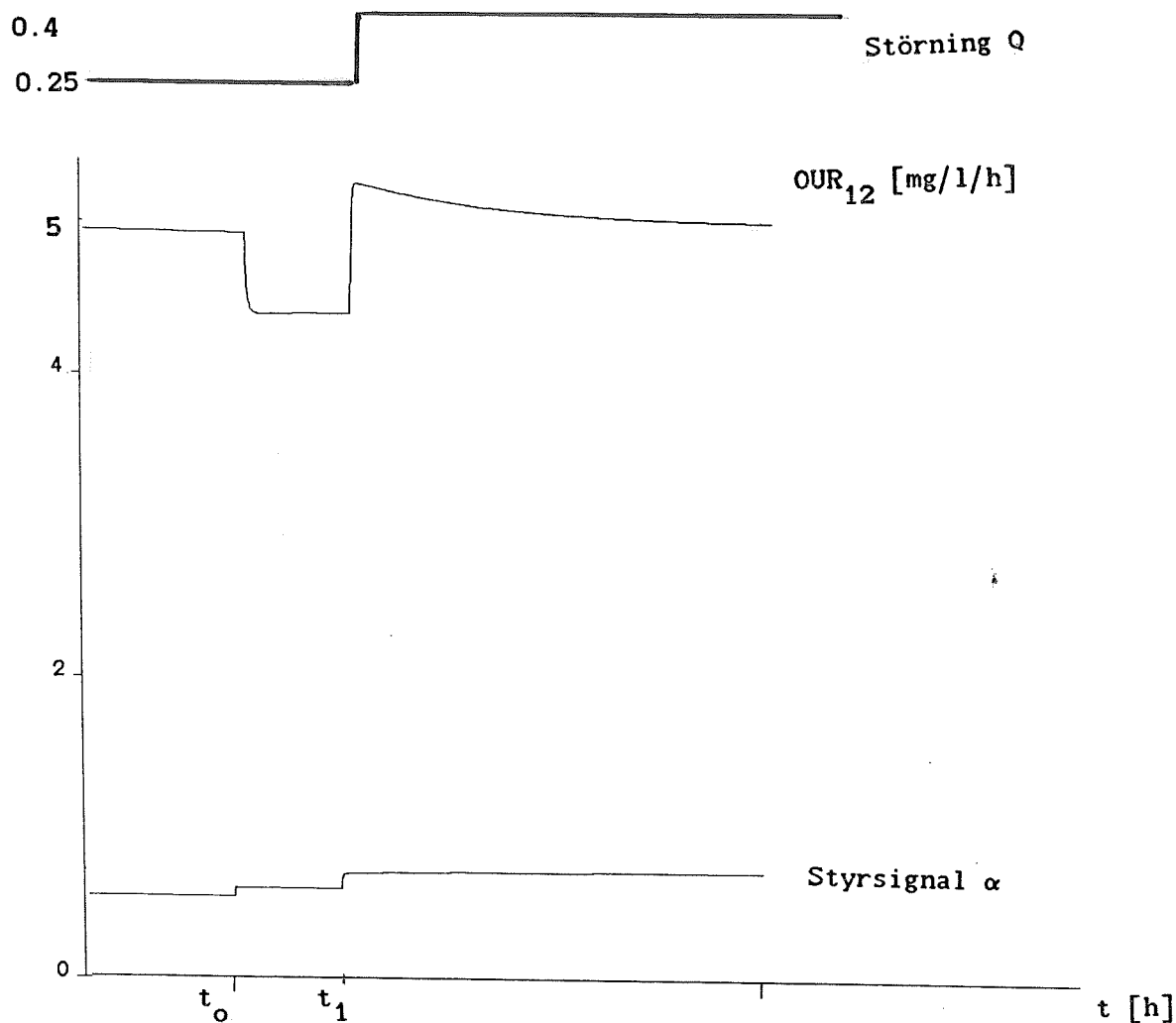


Fig. 4.9 Prediktion utfördes med hjälp av följande moment:

- Regulatorn bortkopplas ($reg = 0$) och styrsignalen, (α_{const}), sätts till 0.54.
 - Styrsignalen ökas till 0.60 vid tiden t_0 och hålls konstant i 10 timmar. Regulatorn är fortfarande bortkopplad.
 - Regulatorn kopplas in ($reg = 1$) vid tiden t_1 , när störningen inträffar. Styrsignalen måste då ökas med $\Delta \alpha_{pred} = 0.90$.
- Regulator parametrar är : $k = -0.20$, $T_i = 10$, $N = 0.0$, $h = 0.05$.

4.6. Framkoppling

Inverkan av störning kan motverkas, innan den har hunnit påverka utsignalen, genom användning av framkoppling.

Tanken är att utsignalen från processen skall vara lika med noll då störningen Q kopplas till processen och till styrsignalen, α , via framkopplingens överföringsfunktion. Dvs

$$G_1(s) + G_{FF}(s) * G_0(s) = 0$$

vilket ger

$$G_{FF}(s) = - \frac{G_1(s)}{G_0(s)} \quad (4.6.1)$$

För beräkning av $G_0(s)$ och $G_1(s)$ används följande förenklingar i den olinjära process modellen.

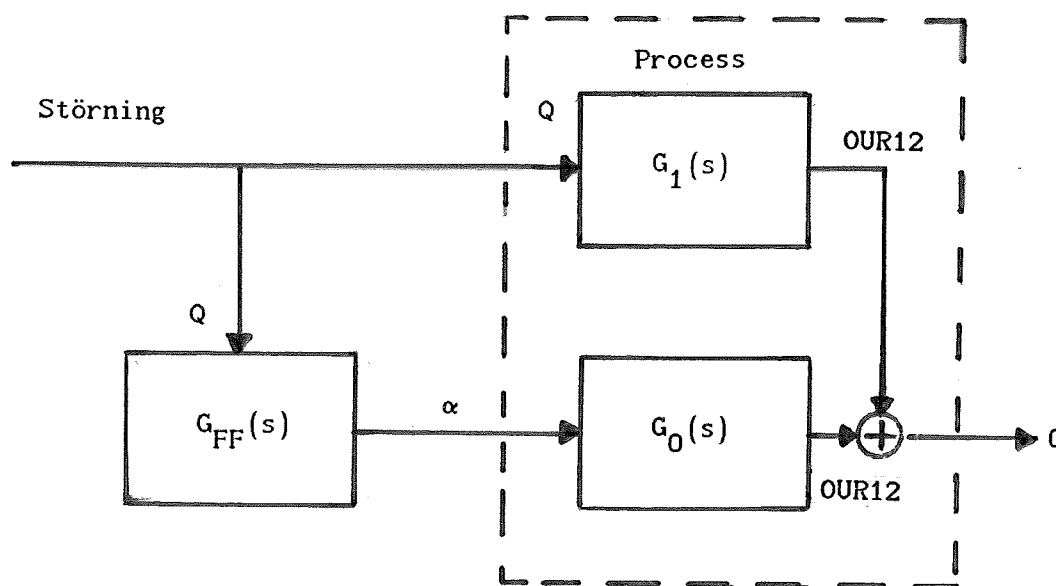


Fig 4.10 - Eliminering av den mätbara störningen, Q , sker med framkopplingen $G_{FF}(s)$. $G_0(s)$ är överföringsfunktionen från styrsignalen, α , till utsignalen, OUR_{12} , och $G_1(s)$ är överföringsfunktionen från störningen, Q , till utsignalen, OUR_{12} .

1. Syrehalten (= dissolved oxygen), C , i båda reaktorer betraktas konstant.
2. Tillväxthastigheten, μ_z , och nedbrytningshastigheten, d_z , i reaktor modellen kan försummas, ty tillväxten och nedbrytningen av mikroorganism sker mycket långsamt. Tidsskalan är några få timmar.
3. För sedimenteringsbassängen gäller:

$$X_{zr1} = \gamma X_{z2} \quad \text{och} \quad X_{Ir1} = \gamma X_{I2}$$

Där γ är kvoten mellan utgående och inkommande koncentration för sedimenteringsbassängen.

Dessa förenklingar leder till följande tillstånds ekvationer för process modellen. Index 1 och 2 i nedanstående ekvationer representerar reaktor 1 resp. reaktor 2.

För reaktor 1 gäller:

$$\begin{cases} V \frac{dX_{z1}}{dt} = X_{zr1} Q_{r1} - X_{z1} Q_{01} \\ V \frac{dSd_1}{dt} = \alpha_1 Sd_i Q + Sd_{r1} Q_{r1} - Sd_1 Q_{01} \\ V \frac{dX_{I1}}{dt} = \alpha_1 X_{Ii} Q + X_{Ir1} Q_{r1} - X_{I1} Q_{01} \end{cases}$$

För reaktor 2 gäller:

$$\begin{cases} V \frac{dX_{z2}}{dt} = X_{z1} Q_{01} - X_{z2} Q_{02} \\ V \frac{dSd_2}{dt} = \alpha_2 Sd_i Q + Sd_1 Q_{01} - Sd_2 Q_{02} \\ V \frac{dX_{I2}}{dt} = \alpha_2 X_{Ii} Q + X_{I1} Q_{01} - X_{I2} Q_{02} \end{cases}$$

Där gäller:
$$\begin{cases} Q_{01} = \alpha_1 Q + Q_{r1} \\ \alpha_1 = \alpha \end{cases} ; \quad \begin{cases} Q_{02} = Q + Q_{r1} \\ \alpha_2 = 1 - \alpha \end{cases}$$

Q_{01} och Q_{02} är flödet ut från reaktor 1 resp. reaktor 2.

Q är returflödet från sedimenteringsbassängen till reaktor 1.

Dessutom gäller $Sd_2 = Sdr$, ty mängden av föda, löst substrat, bibehålls oförändrad i sedimenteringsbassängen. Där Sd_2 är löst substrat i reaktor 2 och Sdr är löst substrat från sedimenteringsbassängen till reaktor 1.

Med substitutionerna

$$\begin{cases} X_1 = X_{I1} + X_{z1} \\ X_2 = X_{I2} + X_{z2} \end{cases}$$

får ekvation systemet på föregående sida, följande utseende

$$V \frac{dX_1}{dt} = \gamma X_2 Q_{r1} - X_1 (\alpha_1 Q + Q_{r1}) + \alpha_1 X_{I1} Q = V f_1 \quad (4.6.2)$$

$$V \frac{dX_2}{dt} = X_1 (\alpha_1 Q + Q_{r1}) - X_2 (Q + Q_{r1}) + \alpha_2 X_{I2} Q = V f_2 \quad (4.6.3)$$

$$V \frac{dSd_1}{dt} = \alpha_1 Sd_i Q + Sd_2 Q_{r1} - Sd_1 (\alpha_1 Q + Q_{r1}) = V f_3 \quad (4.6.4)$$

$$V \frac{dSd_2}{dt} = \alpha_2 Sd_i Q + Sd_1 (\alpha_1 Q + Q_{r1}) - Sd_2 (Q + Q_{r1}) = V f_4 \quad (4.6.5)$$

utsignalen från reaktor 2 är

$$OUR_{12} = \hat{\mu} \frac{Sd_2}{K + Sd_2} X_2 \beta \quad \text{där } \mu, K \text{ och } \beta \text{ är konstanter.}$$

Ovanstående tillståndsekvationer för processen kan förkortas till:

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = f(X, U) \\ Y = g(X, U) \end{cases} \quad \text{där} \quad X = \begin{bmatrix} X_1 \\ X_2 \\ Sd_1 \\ Sd_2 \end{bmatrix} ; \quad U = \begin{bmatrix} Q \\ \alpha \end{bmatrix} ; \quad Y = OUR_{12}$$

4.6.1 Linjärisering

Ovanstående olinjära ekvationer kan approximeras med linjära ekvationer i närheten av arbetspunkterna X^0, U^0 . Det linjäriserade systemet får utseendet:

$$\begin{cases} \frac{dX}{dt} = A X + B_\alpha \cdot \alpha + B_Q \cdot Q \\ Y = C X \end{cases}$$

Matriserna f_x , f_α , f_Q , g_x , A , B_α , B_Q och C defineras som :

$$f_x = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial X_1} & \frac{\partial f_1}{\partial X_2} & 0 & 0 \\ \frac{\partial f_2}{\partial X_1} & \frac{\partial f_2}{\partial X_2} & 0 & 0 \\ 0 & 0 & \frac{\partial f_3}{\partial Sd_1} & \frac{\partial f_3}{\partial Sd_2} \\ 0 & 0 & \frac{\partial f_4}{\partial Sd_1} & \frac{\partial f_4}{\partial Sd_2} \end{bmatrix} ; \quad f_\alpha = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial \alpha} \\ \frac{\partial f_2}{\partial \alpha} \\ \frac{\partial f_3}{\partial \alpha} \\ \frac{\partial f_4}{\partial \alpha} \end{bmatrix} ; \quad f_Q = \begin{bmatrix} \frac{\partial f_1}{\partial Q} \\ \frac{\partial f_2}{\partial Q} \\ \frac{\partial f_3}{\partial Q} \\ \frac{\partial f_4}{\partial Q} \end{bmatrix}$$

$$g_x = \begin{bmatrix} 0 & \frac{\partial(\text{OUR}_{12})}{\partial X_2} & 0 & \frac{\partial(\text{OUR}_{12})}{\partial Sd_2} \end{bmatrix}$$

Där α är styrsignalen till processen från regulatoren och Q är insignalen till processen.

$$A = f_x(X^0, U^0) = \begin{bmatrix} a_1 & a_0 & 0 & 0 \\ a_2 & a_3 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & a_4 & a_6 \\ 0 & 0 & a_5 & a_7 \end{bmatrix}$$

Där:

$$\begin{aligned} a_0 &= \gamma Q_{r1}^0 / V & ; & \quad a_1 = -(\alpha_1 Q^0 + Q_{r1}^0) / V \\ a_2 &= (\alpha_1 Q^0 + Q_{r1}^0) / V & ; & \quad a_3 = -(Q^0 + Q_{r1}^0) / V \\ a_4 &= -(\alpha_1 Q^0 + Q_{r1}^0) / V & ; & \quad a_5 = (\alpha_1 Q^0 + Q_{r1}^0) / V \\ a_6 &= Q_{r1}^0 / V & ; & \quad a_7 = -(Q^0 + Q_{r1}^0) / V \end{aligned}$$

$$B_{\alpha} = f_{\alpha}(X^{\circ}, U^{\circ}) = \begin{bmatrix} Q^{\circ}(-X_1^{\circ} + X_{Ii})/V \\ Q^{\circ}(X_1^{\circ} - X_{Ii})/V \\ Q^{\circ}(Sd_i - Sd_1^{\circ})/V \\ Q^{\circ}(-Sd_i + Sd_1^{\circ})/V \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_{1\alpha} \\ b_{2\alpha} \\ b_{3\alpha} \\ b_{4\alpha} \end{bmatrix}$$

$$B_Q = f_Q(X^{\circ}, U^{\circ}) = \begin{bmatrix} \alpha_1^{\circ}(-X_1^{\circ} + X_{Ii})/V \\ (\alpha_1^{\circ} X_1^{\circ} - X_2^{\circ} + \alpha_2^{\circ} X_{Ii})/V \\ \alpha_1^{\circ} (Sd_i - Sd_1^{\circ})/V \\ (\alpha_2^{\circ} Sd_i + \alpha_2^{\circ} Sd_1^{\circ} - Sd_2^{\circ})/V \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} b_{1Q} \\ b_{2Q} \\ b_{3Q} \\ b_{4Q} \end{bmatrix}$$

$$C = g_x(X^{\circ}, U^{\circ}) = \begin{bmatrix} 0 & \frac{\hat{\mu} Sd_2^{\circ} \beta}{K + Sd_2^{\circ}} & 0 & \frac{\hat{\mu} K X_2^{\circ} \beta}{(K + Sd_2^{\circ})^2} \end{bmatrix} = [0 \quad c_2 \quad 0 \quad c_4]$$

Överföringsfunktionerna $G_1(s)$ och $G_0(s)$ är:

$$G_1(s) = \frac{OUR_{12}(s)}{Q(s)} = C (sI - A)^{-1} B_Q \quad (4.6.6)$$

$$G_0(s) = \frac{OUR_{12}(s)}{\alpha(s)} = C (sI - A)^{-1} B_{\alpha} \quad (4.6.7)$$

Där

$$C (sI - A)^{-1} = \frac{1}{\det(sI - A)} [C_2 P_{12} \quad C_2 P_{22} \quad C_4 P_{34} \quad C_4 P_{44}]$$

P-termerna är elementen i matrisen $(sI - A)^{-1}$. Där

$$P_{12} = a_2 (s - a_4)(s - a_7) - a_2 a_5 a_6$$

$$P_{22} = (s - a_1)(s - a_4)(s - a_7) - a_5 a_6 (s - a_1)$$

$$P_{34} = a_5 (s - a_1)(s - a_3) - a_0 a_2 a_5$$

$$P_{44} = (s - a_1)(s - a_3)(s - a_4) - a_0 a_2 (s - a_4)$$

Nu kan framkopplingens överföringsfunktion beräknas med (4.6.2) och (4.6.3) insatt i (4.6.1) dvs

$$G_{FF}(s) = - \frac{G_1(s)}{G_0(s)} = - \frac{C_2 P_{12} b_{1Q} + C_2 P_{22} b_{2Q} + C_4 P_{34} b_{3Q} + C_4 P_{44} b_{4Q}}{C_2 P_{12} b_{1\alpha} + C_2 P_{22} b_{2\alpha} + C_4 P_{34} b_{3\alpha} + C_4 P_{44} b_{4\alpha}}$$

Med insättning av de ingående parametrar, får framkopplingens överföringsfunktion följande utseende:

$$G_{FF}(s) = - \frac{A_0 + A_1 s + A_2 s^2 + A_3 s^3}{B_0 + B_1 s + B_2 s^2 + B_3 s^3} \quad (4.6.8)$$

Konstanterna $A_0, A_1, A_2, A_3, B_0, B_1, B_2, B_3$ kan beräknas med hjälp av Pascal programmet "Fram (output)", se Appendix. Resultatet visar att B_0 är identiskt lika med noll. Man kan få fram serieutvecklingen av kvoten mellan två polynom genom "syntetisk division". Denna division medför att framkopplingens överföringsfunktion, (4.6.8), kan som första ordningens approximation skrivas som

$$G_{FF}(s) = - \left[\frac{1}{B_1} - \frac{A_0 B_2}{B_1} \right] - \left[\frac{A_0}{B_1} \right] \frac{1}{s} \quad (4.6.9)$$

Digitalrealisering av (4.6.9) med användning av Euler approximationen av integraldelen ger

$$G_{FF}(z) = \frac{\alpha_{FF}}{Q} = - \left[\frac{1}{B_1} - \frac{A_0 B_2}{B_1} \right] - \left[\frac{A_0}{B_1} \right] \frac{h}{(z-1)} \quad (4.6.10)$$

som är en digital PI-regulator. När man inkluderar denna typ av framkoppling till Simnon programmet "Dreg", försämras reglering av processen avsevärt. Detta kan bero på de förenklingar och approximationer som ledde till differentialekvationerna (4.6.2 - 4.6.5).

Anta nu att B_0 i (4.6.8) är skild från noll. Detta medför att första ordningens approximation av (4.6.8) blir

$$G_{FF}(s) = -\frac{A_0}{B_0} - \left[\frac{A_1}{B_0} - \frac{A_0 B_1}{B_0^2} \right] s \quad (4.6.11)$$

För digitalrealisering av (4.6.11) används bakåt-differensapproximationen av derivatadelen. Dvs

$$G_{FF}(z) = \frac{\alpha_{FF}}{Q} = -\frac{A_0}{B_0} - \left[\frac{A_1}{B_0} - \frac{A_0 B_1}{B_0^2} \right] \frac{(z-1)}{z h} \quad (4.6.12)$$

Sätt:

$$C_q = -\frac{A_0}{B_0} \quad \text{och} \quad D_f = -\left[\frac{A_1}{B_0} - \frac{A_0 B_1}{B_0^2} \right]$$

Om (4.6.10) invers z-transformeras fås

$$\alpha_{FF}(t_s + 1) = C_q Q(t_s + 1) + [Q(t_s + 1) - Q(t_s)] D_f / h$$

som är en digital PD-regulator, vilken inkluderas till simnon programmet "Dreg". Se appendix. För bestämning av C_q nollställs derivata-delen genom att sätta D_f lika med noll. Sedan genom upprepade simuleringar valdes C_q lämpligen till 1.2. Stegsvaret med enbart P-regulatorn inkopplad, är så tillfredsställande att man ej behöver ha med D-regulatorn. Se fig 4.11, 4.12. Derivata-delen kan få stor betydelse om störningen inte är en enkel steg (t.ex. om störningen är sinus-formig).

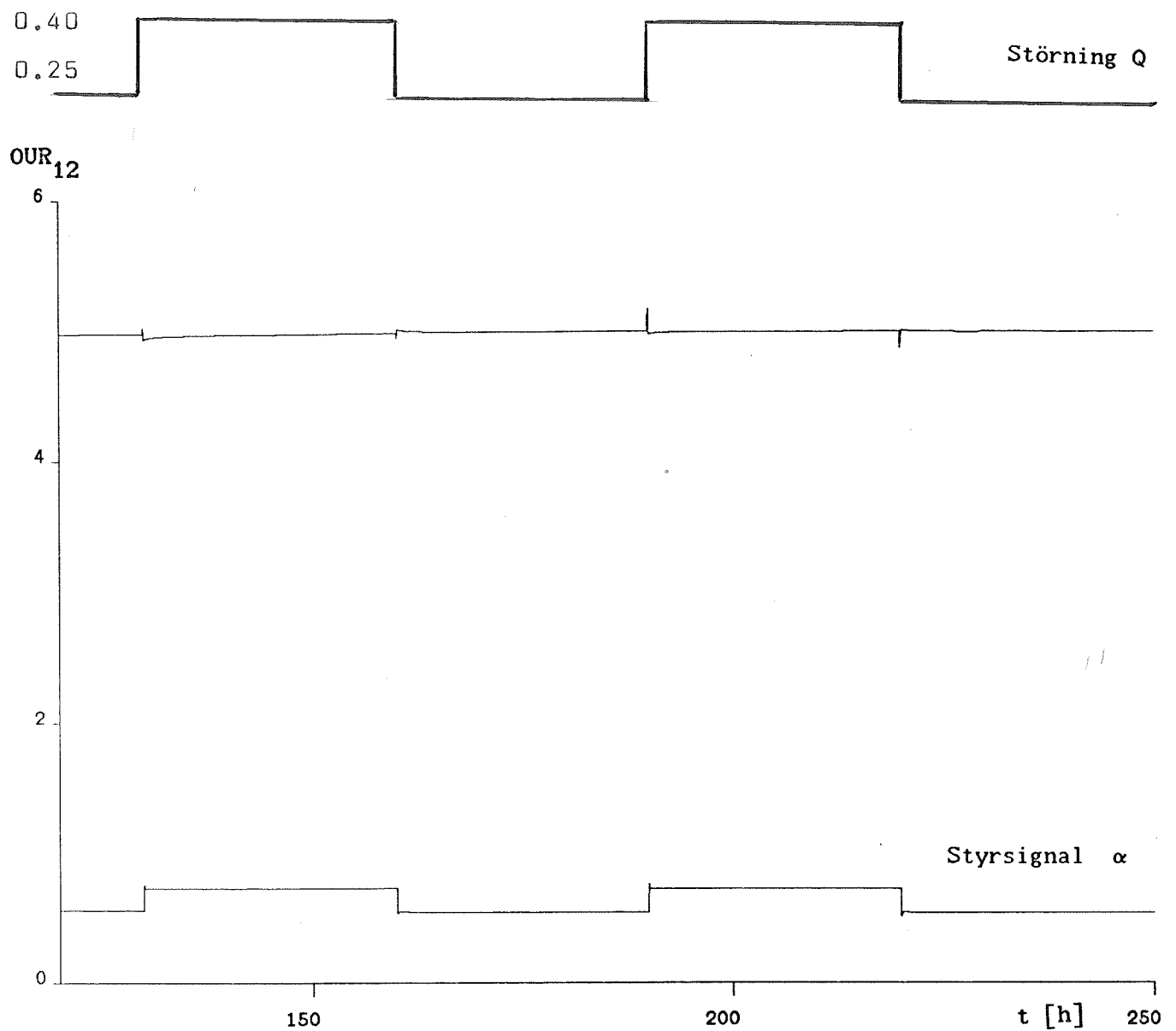


Fig. 4.11 Processens stegsvar till en flödesstörning med PID-regulatorn och Framkoppling inkopplad.

PID-regulatorns parametrar:

$$k = -0.20 \quad ; \quad T_i = 10 \quad ; \quad h = 0.05 \quad ; \quad N = 0.0$$

Framkopplingens konstanter:

$$\begin{aligned} \text{a. } C_q &= 1.20 \quad ; \quad D_f = 0.00 \\ \text{b. } C_q &= 1.20 \quad ; \quad D_f = -0.02 \end{aligned}$$

Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR_{12} = Syreförbrukning i reaktor 2 [mg/l/h]

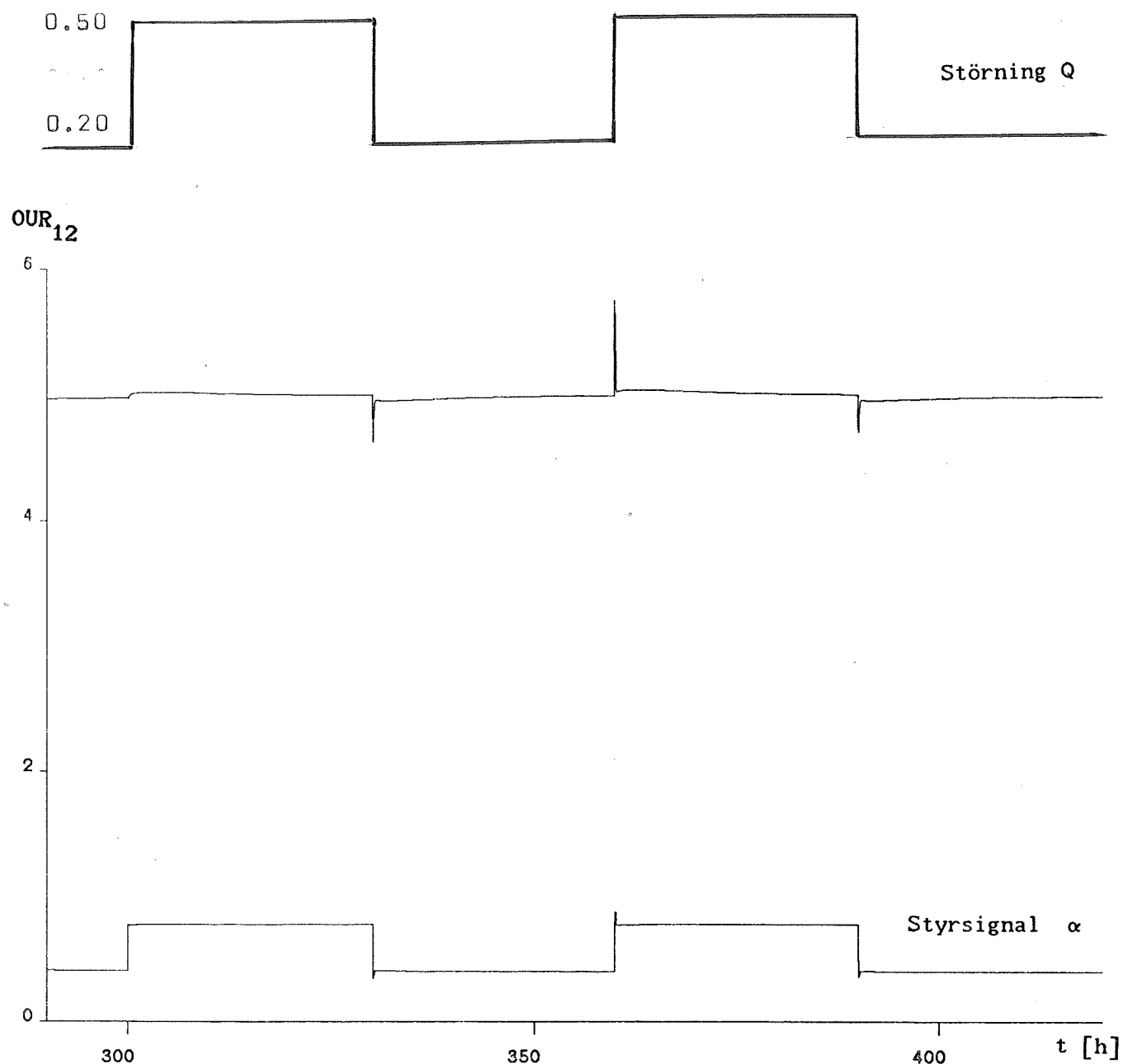


Fig. 4.12 Processens stegsvar till en större flödesstörning med PID-regulatorn och Framkoppling inkopplad.

PID-regulatorns parametrar:

$$k = -0.20 ; T_i = 10 ; h = 0.05 ; N = 0.0$$

Framkopplingens konstanter:

$$\begin{aligned} \text{a. } C_q &= 1.20 ; D_f = 0.00 \\ \text{b. } C_q &= 1.20 ; D_f = -0.02 \end{aligned}$$

Q är normaliserad till $V = 1.0$.

OUR_{12} = Syreförbrukning i reaktor 2 [mg/l/h]

4.7 Sammanfattning

Kravet vid val av regler strategin var, att hålla syreförbrukningen i reaktor 2 (OUR_{12}) konstant efter störningens påverkan. Man fick ett relativt tillfredställande resultat med hjälp av en digital PID-regulator. Se fig. 4.6, 4.7, 4.8 .

Genom att framkoppla störningen, Q , försökte man förbättra reglering av processen. Framkopplingens struktur (4.6.8) bestämdes genom att göra en grov förenkling av processens överföringsfunktion. Vid numeriska beräkningar av koefficienter i (4.6.8) kom man fram till att B_0 är identiskt lika med noll, vilken ledde till att framkopplingen blev en PI-regulator (4.6.10). Simulering visade att denna framkoppling försämrar reglering av processen.

Då antog man att B_0 är skild från noll och därmed kom fram till att framkopplingen är istället en PD-regulator (4.6.11), vilken har också bekräftats med hjälp av simulering (fig. 4.11 och 4.12).

Anledningen till varför man inte analytisk har lyckats ta fram en PD-regulator som framkoppling, kan vara att de allt för grova förenklingarna av process modellen inte var helt tillåtet.

5. Appendix

5.1 Symbol förklaring

Kort förklaring av de ingående beteckningar i de olika kapitel

Kapitel 2

Q = flöde

$r.Q = Q_r =$ retur flöde

$w.Q = Q_w =$ överskottsslam

$X_t =$ slamkoncentration

$X_{tr} =$ retur slamkoncentration

$V_s =$ sedimenteringshastighet

$U =$ bulkhastighet

$V =$ förtjockarens volym

$A =$ förtjockarens area

$G_s =$ sedimentering flux

$D =$ diffusion konstant

Kapitel 3 & 4

$Q =$ flöde till processen

$\alpha Q =$ flöde till reaktor 1

$(1 - \alpha)Q =$ flöde till reaktor 2

$OUR_d =$ önskad syreförbrukning i reaktor 2

$OUR_{12} =$ syreförbrukning i reaktor 2

$\alpha =$ processens insignal

$X_{z1} =$ koncentration av Zoogleal organism i reaktor 1

$X_{z2} =$ koncentration av Zoogleal organism i reaktor 2

$S_{d1} =$ koncentration av löst substrat i reaktor 1

$S_{d2} =$ koncentration av löst substrat i reaktor 2

$X_{I1} =$ koncentration av inert massa i reaktor 1

$X_{I2} =$ koncentration av inert massa i reaktor 2

5.2 Simnon program för Sett1

Detta är ett program för simulering av förtjockaren
Modell 1 & 3

"This is an implementation of a dynamical model for thickening,
 "which corresponds to SETTLER MODEL 3 in :
 "ASCL(An Activated Sludge Process Control Language)
 "Andrews et al (1981)

"Last version november 1986

"Inputs to Sett1 are plant flow terms plus MLSS and dissolved
 "substrate concentrations. The outputs are "gam", the sludge
 "compaction ratio, and the dissolved substrate concentrations.
 "The recycle concentrations are then conveniently calculated in
 "CMOD**.

```
state x1 x2 x3 x4 x5 x6 x7 x8
der   dx1 dx2 dx3 dx4 dx5 dx6 dx7 dx8
time t
INITIAL
"
X1=X10
X2=X20
X3=X30
X4=X40
X5=X50
X6=X60
X7=X70
X8=X80
```

"SORT

```
dz=volume/(area*B)
a=(c1-c2*X0)*(X0^n)
```

"net solids flux into the settler
 FLUXin=((Q+Qr)*Xt)/area

"waste flow
 Qw=w*Q

"bulk downward velocity
 U=(Qr+Qw)/area

"net solids flux out
 FLUXOUT=U*X8

"settling flux in the 'ith' element ,Gsi=Vsi*Xi
 Gs1=if X1<X0 then (c1-c2*X1)*X1 else (a*X1^(-n))*X1
 Gs2=if X2<X0 then (c1-c2*X2)*X2 else (a*X2^(-n))*X2
 Gs3=if X3<X0 then (c1-c2*X3)*X3 else (a*X3^(-n))*X3
 Gs4=if X4<X0 then (c1-c2*X4)*X4 else (a*X4^(-n))*X4
 Gs5=if X5<X0 then (c1-c2*X5)*X5 else (a*X5^(-n))*X5
 Gs6=if X6<X0 then (c1-c2*X6)*X6 else (a*X6^(-n))*X6
 Gs7=if X7<X0 then (c1-c2*X7)*X7 else (a*X7^(-n))*X7
 Gs8=if X8<X0 then (c1-c2*X8)*X8 else (a*X8^(-n))*X8

"the diffusion-term, implemented in terms of B finite elements
 F1=D*(X2-X1)*(dz^(-2))
 F2=D*(X3-2*X2+X1)*(dz^(-2))
 F3=D*(X4-2*X3+X2)*(dz^(-2))
 F4=D*(X5-2*X4+X3)*(dz^(-2))
 F5=D*(X6-2*X5+X4)*(dz^(-2))
 F6=D*(X7-2*X6+X5)*(dz^(-2))

```

F7=D*(X8-2*X7+X6)*(dz^(-2))
F8=D*(X7-X8)*(dz^(-2))
"
"the continuity equation with diffusion-term and with Min-term,
"implemented in terms of 8 finite elements
dX1=(FLUXin-U*X1-min(Gs1,Gs2))/dz+(F1)
dX2=(U*(X1-X2)+min(Gs2,Gs1)-min(Gs2,Gs3))/dz+(F2)
dX3=(U*(X2-X3)+min(Gs3,Gs2)-min(Gs3,Gs4))/dz+(F3)
dX4=(U*(X3-X4)+min(Gs4,Gs3)-min(Gs4,Gs5))/dz+(F4)
dX5=(U*(X4-X5)+min(Gs5,Gs4)-min(Gs5,Gs6))/dz+(F5)
dX6=(U*(X5-X6)+min(Gs6,Gs5)-min(Gs6,Gs7))/dz+(F6)
dX7=(U*(X6-X7)+min(Gs7,Gs6)-min(Gs7,Gs8))/dz+(F7)
dX8=(U*(X7-X8)+Gs8)/dz+(F8)
"
"total recycle suspended solids
Xtr=X8
"sludge compaction ratio (component recycle concentrations are to
"be calculated in CMOD**)
gam=Xtr/Xt
"
"for plotting
Y1=if t>ts then 200 else 0
Y2=if t>ts then 175 else 0
Y3=if t>ts then 150 else 0
Y4=if t>ts then 125 else 0
Y5=if t>ts then 100 else 0
Y6=if t>ts then 75 else 0
Y7=if t>ts then 50 else 0
Y8=if t>ts then 25 else 0
"constants
Kp:0.0077
area:0.25
volume:0.5
w:0.01
c1:2.8
c2:0
n:1.92
Cr0:0
X0:2000
Xh:4000
X10:1500.5
X20:1500.5
X30:1500.5
X40:1600.1
X50:1700.5
X60:2500.1
X70:3000.1
X80:5000.1
Qr:0.30
Xt:1500
Q:1
D:0.0
ts:14.9
end

```


5.3 Simnon program för Sett2

Detta är ett program för simulering av förtjockaren
Modell 2

continuous system Sett2

"
 "This is an implementation of a dynamical model for the thickening,
 "which corresponds to SETTLER MODEL 3 in :
 "ASCL (An Activated Sludge Process Control Language)
 "Andrews et al (1981)

"
 "Last version november 1986.
 "

"Inputs to Sett2 are plant flow terms plus MLSS and dissolved
 "substrate concentrations. The outputs are "gam", the sludge
 "compaction ratio, and the dissolved substrate concentrations.
 "The recycle concentrations are then conveniently calculated in
 "CMOD**.

"-----

state x1 x2 x3 x4 x5 x6 x7 x8
 der dx1 dx2 dx3 dx4 dx5 dx6 dx7 dx8
 time t
 INITIAL

"
 X1=X10
 X2=X20
 X3=X30
 X4=X40
 X5=X50
 X6=X60
 X7=X70
 X8=X80
 "

SORT

dz=volume/(area*B)
 a=(c1-c2*X0)*(X0^n)

"net solids flux into the settler
 FLUXin=((Q+Qr)*Xt)/area

"waste flow
 Qw=w*Q

"bulk downward velocity
 U=(Qr+Qw)/area

"net solids flux out
 FLUXOUT=U*X8

"settling flux in the 'ith' element ,Gsi=Vsi*Xi
 Gs1=if X1<X0 then (c1-c2*X1)*X1 else (a*X1^(-n))*X1
 Gs2=if X2<X0 then (c1-c2*X2)*X2 else (a*X2^(-n))*X2
 Gs3=if X3<X0 then (c1-c2*X3)*X3 else (a*X3^(-n))*X3
 Gs4=if X4<X0 then (c1-c2*X4)*X4 else (a*X4^(-n))*X4
 Gs5=if X5<X0 then (c1-c2*X5)*X5 else (a*X5^(-n))*X5
 Gs6=if X6<X0 then (c1-c2*X6)*X6 else (a*X6^(-n))*X6
 Gs7=if X7<X0 then (c1-c2*X7)*X7 else (a*X7^(-n))*X7
 Gs8=if X8<X0 then (c1-c2*X8)*X8 else (a*X8^(-n))*X8

"the diffusion-term, implemented in terms of B finite elements
 F1=D*(X2-X1)*(dz^(-2))
 F2=D*(X3-2*X2+X1)*(dz^(-2))
 F3=D*(X4-2*X3+X2)*(dz^(-2))
 F4=D*(X5-2*X4+X3)*(dz^(-2))
 F5=D*(X6-2*X5+X4)*(dz^(-2))
 F6=D*(X7-2*X6+X5)*(dz^(-2))
 F7=D*(X8-2*X7+X6)*(dz^(-2))

```
F8=D*(X7-X8)*(dz^(-2))
```

```
"
```

```
"the continuity equation with diffusion-term and without Min-term,  
"implemented in terms of 8 finite elements
```

```
dX1=(FLUXin-U*X1-Gs1)/dz+(F1)
```

```
dX2=(U*(X1-X2)+Gs1-Gs2)/dz+(F2)
```

```
dX3=(U*(X2-X3)+Gs2-Gs3)/dz+(F3)
```

```
dX4=(U*(X3-X4)+Gs3-Gs4)/dz+(F4)
```

```
dX5=(U*(X4-X5)+Gs4-Gs5)/dz+(F5)
```

```
dX6=(U*(X5-X6)+Gs5-Gs6)/dz+(F6)
```

```
dX7=(U*(X6-X7)+Gs6-Gs7)/dz+(F7)
```

```
dX8=(U*(X7-X8)+Gs7      )/dz+(F8)
```

```
"
```

```
"total recycle suspended solids
```

```
Xtr=X8
```

```
"
```

```
"for plotting
```

```
Y1=if t>ts then 200 else 0
```

```
Y2=if t>ts then 175 else 0
```

```
Y3=if t>ts then 150 else 0
```

```
Y4=if t>ts then 125 else 0
```

```
Y5=if t>ts then 100 else 0
```

```
Y6=if t>ts then 75 else 0
```

```
Y7=if t>ts then 50 else 0
```

```
Y8=if t>ts then 25 else 0
```

```
"constants
```

```
area:0.25
```

```
volume:0.5
```

```
w:0.01
```

```
ci:2.8
```

```
c2:0
```

```
n:1.92
```

```
X0:2000
```

```
X10:1500.5
```

```
X20:1500.5
```

```
X30:1500.5
```

```
X40:1600.1
```

```
X50:1700.5
```

```
X60:2500.1
```

```
X70:3000.1
```

```
X80:5000.1
```

```
Qr:0.30
```

```
Xt:1500
```

```
Q:1
```

```
D:0.10
```

```
ts:14.9
```

```
end
```

5.4 Simnon program för Dreg

Detta är ett program som simulerar PID-regulatorn
med framkoppling

```

" This is a simnon program for a discrete-time PID-controller and
" a Feedforward with flow, Q, as a measurable disturbance for
" control of step feed flow rate.
" OURd is desired oxygen uptake rate.
" OUR is oxygen uptake rate in reaktor 2 .
"
input OUR OURd Q
output a AIR Qr1
"
state D1 I1 F
new nD1 nI1 nF
time t
tsamp ts
"
"Control signal, v, is limited between 1.0 and 0.0
"
a0= if v>1.0 then 1.0 else if v<0.0 then 0.0 else v
"
"Control signal for closed or open loop
a= if reg then a0 else aconst
"
"P-controller
P= k*( OURd - OUR)
"
"I-controller
nI1= I1 + (h/Ti)*(P)
I= I1
"
"D-controller
b= Td/(Td+N*h)
nD1= b*D1 + (1 - b)*P
D= N*(P - D1)
"
"Feedforward with flow, Q, as measurable disturbance
nF= Q
Af= Cq*nF + (nF - F)*Df/h
"
"Control signal
v= P + I + D + v0 + Af + Apred
ts= t + h
"
"external recycle ratio
Qr1= if rconst then Qr10 else r1*Q
"
"Air flow
AIR=AIR10
"
"Constants used in PID-regulator
k:-0.2 "proportional gain
Ti:10.0 "integral time
Td:3.0 "derivative time
N:0.0 "
h:0.05 "sampling period
"
"Constants used in Feedforward
Cq: 0.0 "proportional gain
Df: 0.0 "derivative part
"
"step feed flow for open loop
aconst: 0.0
"
"recycle flow constant
Qr10:0.075

```

```
r1:0.3
rconst:1
"
reg:1      "open or closed loop
"
"Air flow
AIR10:1
"
Apred:0
v0:0.5
end
```

5.5 Pascal program Fram

Detta är ett program för numerisk beräkning av
av de ingående koefficienter i framkopplingens
överföringsfunktion

```

program fram (output) ;
(* This pascal program is used to calculate
the coefficient of feedforward *)

const
  Qr=0.075      ;
  a=0.5         ;
  Q=0.25        ;
  V=4.0         ;
  gam=4.16      ;
  X1=3049.05    ;
  X2=1918.57    ;
  Sd1=1.290     ;
  Sd2=2.024     ;
  B=0.25        ;
  K=50          ;
  muh=0.2       ;
  Sdi=200       ;
  XIi=50        ;

var
  a0, a1, a2, a3, a4, a5, a6, a7      : real ;
  b1a, b2a, b3a, b4a, b1q, b2q, b3q, b4q : real ;
  C2, C4, Cq, Df, M0, M1, M2, M3, N0, N1, N2, N3 : real ;

begin
  (*** A matrix ***)
  a0:=gam*Qr/V      ;
  a1:=- (a*Q+Qr)/V ;
  a2:=-a1           ;
  a3:=- (Q+Qr)/V   ;
  a4:=a1            ;
  a5:=a2            ;
  a6:=Qr/V         ;
  a7:=a3            ;

  (*** Ba matrix ***)
  b1a:=Q*(-X1+XIi)/V ;
  b2a:=Q*(X1-XIi)/V ;
  b3a:=Q*(Sdi-Sd1)/V ;
  b4a:=Q*(-Sdi+Sd1)/V ;

  (*** Bq matrix ***)
  b1q:=(-a*X1/V+ a*XIi/V) ;
  b2q:=(a*X1-X2+(1-a)*XIi)/V ;
  b3q:=a*(Sdi-Sd1)/V ;
  b4q:=((1-a)*Sdi+a*Sd1-Sd2)/V ;

  (*** C matrix ***)
  C2:=(muh*Sd2*B)/(K+Sd2) ;
  C4:=(muh*k*X2*B)/(K+Sd2)**2 ;

  (*** A0 *** )
  M0:=C2*(a2*a4*a7-a2*a5*a6)*b1q + C2*(a1*a5*a6-a1*a4*a7)*b2q +
      C4*(a1*a3*a5-a0*a2*a5)*b3q + C4*(a0*a2*a4-a1*a3*a4)*b4q ;

  (*** B0 *** )
  N0:=C2*(a2*a4*a7-a2*a5*a6)*b1a + C2*(a1*a5*a6-a1*a4*a7)*b2a +
      C4*(a1*a3*a5-a0*a2*a5)*b3a + C4*(a0*a2*a4-a1*a3*a4)*b4a ;

  (*** A1 *** )
  M1:=C2*(-a2*a4-a2*a7)*b1q + C2*(a4*a7+a1*a4+a1*a7-a5*a6)*b2q +
      C4*(-a1*a5-a3*a5)*b3q + C4*(a3*a4+a1*a4+a1*a3-a0*a2)*b4q ;

  (*** B1 *** )
  N1:=C2*(-a2*a4-a2*a7)*b1a + C2*(a4*a7+a1*a4+a1*a7-a5*a6)*b2a +
      C4*(-a1*a5-a3*a5)*b3a + C4*(a3*a4+a1*a4+a1*a3-a0*a2)*b4a ;

```



```

(***)  A2  (***)
M2:=C2*a2*b1q + C2*(-a7-a4-a1)*b2q + C4*a5*b3q + C4*(-a3-a4-a1)*b4q

(***)  B2  (***)
N2:=C2*a2*b1a + C2*(-a7-a4-a1)*b2a + C4*a5*b3a + C4*(-a3-a4-a1)*b4a

(***)  A3  (***)
M3:=C2*b2q + C4*b4q      ;

(***)  B3  (***)
N3:=C2*b2a + C4*b4a      ;

writeln(a0, a1, a2, a3, a4, a5, a6, a7)      ;
writeln(' b1q=' , b1q, ' b2q=' , b2q, ' b3q=' , b3q, ' b4q=' , b4q)      ;
writeln(' b1a=' , b1a, ' b2a=' , b2a, ' b3a=' , b3a, ' b4a=' , b4a)      ;
writeln(' C2=' , C2, ' C4=' , C4)      ;
writeln(' M0=' , M0, ' N0=' , N0, ' M1=' , M1, ' N1=' , N1)      ;
writeln(' M2=' , M2, ' N2=' , N2, ' M3=' , M3, ' N3=' , N3)      ;

```

end.

Referenser

- 1- Dynamic Model for Thickening of Activated Sludge K. D. TRACY and T. M. KEINATH. presented at the 74th National Meeting. American Institute of Chemical Engineers. New Orleans 11-15 March 1973.
- 2- An activated sludge process control language. G. OLSSON, J. F. ANDREWS and R. D. HILL. presented for the Weyerhaeuser company September 23 1981.
- 3- The dissolved oxygen profil - A valuable tool for control of the activated sludge process. G. OLSSON and J. F. ANDREWS. Water Res. 12 .
- 4- Control strategies for the Activated Sludge Process. G. OLSSON. The Principles, Applications and Regulations of Biotechnology in Industry, Agriculture and Medicine. 65 Pergamon press.
- 5- Computer Controlled System Theory and Design. ÅSTRÖM K. J. 1984
- 6- Reglerteori ÅSTRÖM K. J. 1976 Almquist & Wiksell