

CODEN:LUTFD2/(TFRT-5318)/1-048/(1984)

SIMULERING AV AKTIVSLAMPROCESSERS DYNAMIK

ULF HOLMBERG

DEPARTMENT OF AUTOMATIC CONTROL  
LUND INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
FEBRUARY 1984

TILLHÖR REFERENSBIBLIOTEKET  
UTLÄNAS EJ

<b>LUND INSTITUTE OF TECHNOLOGY</b> DEPARTMENT OF AUTOMATIC CONTROL Box 118 S 221 00 Lund                      Sweden		Document name Master Thesis	
		Date of issue February 1984	
		Document number CODEN:LUTFD2/(TFRT-5318)/1-048/(1984)	
Author(s)  Ulf Holmberg		Supervisor Gustaf Olsson	
		Sponsoring organization	
Title and subtitle Simulering av aktivslamprocessers Dynamik (Simulation of the dynamics of activated sludge systems)			
Abstract This paper is built on results from dynamical simulations of an active sludge process. In the dynamical model the biological reactor (aerator) and the secondary sedimentation basin (settler) are considered as one system, because of the wrong interactions. The strategy, sludge distribution control by the return sludge flow rate, is simulated with different criteria. Also different settler models are simulated.			
Key words			
Classification system and/or index terms (if any)			
Supplementary bibliographical information			
ISSN and key title			ISBN
Language Swedish	Number of pages 48	Recipient's notes	
Security classification			

DOKUMENTATABLAD RT 3/81

Distribution: 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.

# SIMULERING AV AKTIVSLAMPROCESSERS DYNAMIK

av

ULF HOLMBERG

## SAMMANDRAG

Denna framställningen bygger på resultat från dynamiska simuleringar av en aktivslamprocess. I den dynamiska modellen betraktas den biologiska reaktorn och den sekundära sedimenteringsbassängen som ett system, p.g.a. den stora interaktionen dem emellan. Reglerstrategin slamdistribution med returslamflödet, simuleras utifrån olika reglerkriterier. Även simuleringar med olika modeller för sedimenteringsenheten redovisas.

## ABSTRACT

This paper is built on results from dynamical simulations of an active sludge process. In the dynamical model the biological reactor (aerator) and the secondary sedimentation basin (settler) are considered as one system, because of the strong interactions. The strategy, sludge distribution control by the return sludge flow rate, is simulated with different criteria. Also different settler models are simulated.

## INNEHALLSFÖRTECKNING

1. INLEDNING
  - 1.1 Vad skall regleras och hur?
  - 1.2 Behovet av dynamiska modeller
2. PROCESSEN
  - 2.1 Aktivslamprocessens enheter
  - 2.2 Störningar
  - 2.3 Kort om olika reglerstrategier
3. MODELL FÖR LUFTNINGSBASSANGEN
  - 3.1 Biologiska reaktioner
  - 3.2 Stökiometri
  - 3.3 Kinetik (reaktionskinetik, transportkinetik)
  - 3.4 Styrning av specifik tillväxt med luftmängd
  - 3.5 Reaktorklassificering
  - 3.6 Balanskvationer
4. SEDIMENTERINGSMODELLER
  - 4.1 Stationär modell
  - 4.2 Oändlig sedimenteringsbassäng
  - 4.3 Dynamisk modell
5. REGLERING MED RETURSLAMFLÖDET
  - 5.1 Begränsningar i utstyrning av returslamflödet
  - 5.2 Jämförelse av olika reglerkriterier
    - 5.2.1 Konstant returslamflöde
    - 5.2.2 Kvotreglering
    - 5.2.3 Reglering baserad på koncentration av suspension
    - 5.2.4 Reglering baserad på specifik syreupptagning
6. RETURSLAMREGLERING BASERAD PÅ SPECIFIK SYREUPPTAGNING-OLIKA SEDIMENTERINGSMODELLER
7. SLUTSATSER
8. REFERENSER

## 1. INLEDNING

De flesta svenska vattenreningsverk har idag både kemisk och biologisk rening. Aktivslamprocessen är kärnan i den biologiska reningsprocessen. Den består av i huvudsak tre enheter, den biologiska reaktorn eller luftningsbassängen, luftningsanordning till denna och en sekundär sedimenteringsbassäng. En utförligare beskrivning av processen ges i kapitel 2.

### 1.1 VAD SKALL REGLERAS OCH HUR?

Målet är att minimera koncentrationen utflödande substrat(förorening) och slam ifrån reningsverket. Eftersom det är svårt att mäta substratkoncentrationen  $s_d$ , regleras istället någon annan storhet, varvid man som bieffekt hoppas få en reglering av  $s_d$ . Slammet består av bakterier som utnyttjar substrat för sin metabolism. Därvid förbrukas även syre. En reglering av syrekoncentrationen, torde därför indirekt ge en reglering av  $s_d$ .

En annan möjlighet att minska  $s_d$  är att öka antalet bakterier, d.v.s. höja slamkoncentrationen. Det är dock fråga om en avvägning, ty vad man vinner i minskad  $s_d$  kan man förlora i ökad slamkoncentration i utflödet. Reglering av slammet bör därför kombineras med syrerreglering. Dessutom ger detta möjligheten att ur balansekvationen för syre beräkna för slamregleringen viktiga storheter.

Reglering av slammet kan göras på olika sätt.

- o Slamåldersreglering med slamflödet hos icke returnerat slam. (Slam som tas ut ur systemet)
- o Distribution av slam
- o Reglering av koncentrationen löst syre

Den tidigare har en responstid i storleksordningen 10 dagar och är därför inte användbar för utreglering av kortare störningar. Här påverkas totala slammängden i reaktor-sedimenteringsenhet och strategin lämpar sig snarare för reglering av trender i ett längre tidsperspektiv.

Distribution av slam påverkar däremot inte den totala slammängden utan omfördelar bara innehållet mellan luftningsbassängen och sedimenteringsbassängen. Detta kan ske på 2 sätt:

- o Stegbestickning av inflödet (step feed) där man i princip bestämmer var någonstans längs luftningsbassängen inflödet skall vara.
- o Reglering med returslamflödet, d.v.s. det återcirkulerade slammet ifrån sedimenteringsenheten till biologiska reaktorn. Denna strategi kommer att behandlas i kapitel 5.

Syrerregleringen reglerar i första hand slammets tillväxthastighet. Den utgör därför en mycket kraftfull strategi för utreglering av snabba störningar. Syresättningen av vattnet är mycket kostnadskrävande. Denna strategi är därför ur ekonomisk synpunkt den mest intressanta.

## 1.2 BEHOVET AV DYNAMISKA MODELLER

Det är ett välkänt faktum för varje operatör att reningsverk aldrig befinner sig i steady-state. Trots detta har traditionella design metoder grundat sig på

statiska kriterier. Anläggningen kommer därför att fungera dåligt om variationerna i inflödets koncentration, sammansättning eller flödes hastighet är för stora, även om medelvärdena är inom designgränserna. Då störningarna till systemet ofta har mycket stora amplituder blir därför kvasi-stationära eller linjära metoder olämpliga och utveckling av dynamiska modeller motiverat.

En realistisk dynamisk modell innehåller åtskilliga icke-linjära differentialekvationer, vilka inte kan lösas analytiskt. Förr var man tvungen att lösa ekvationerna för att kunna förutsäga uppförandet hos processen. Utveckling av dynamiska modeller vars ekvationer ej gick att lösa hade därför inget praktiskt värde. Nu har emellertid denna flaskhals eliminerats av datorns simuleringsmöjligheter.

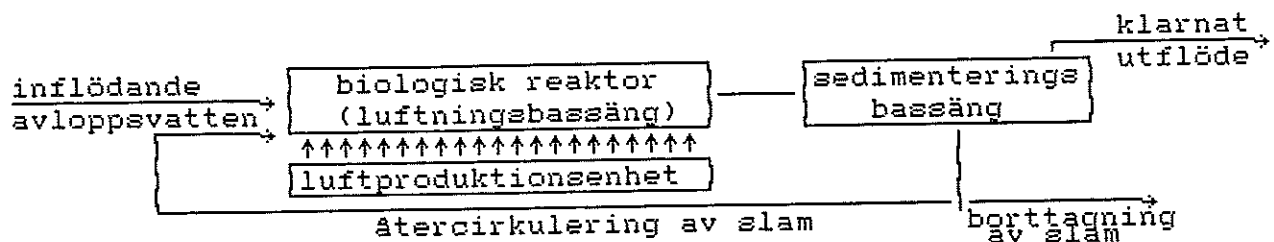
Problemet är numera att hitta lämpliga modeller för såväl de biologiska reaktionerna i luftningsbassängerna som sedimenteringen i sedimenteringsbassängen. En modell för den biologiska reaktorn presenteras i kapitel 3 och olika sedimenteringsmodeller i kapitel 6.

Allt simuleringsarbete har gjorts med SIMNON, som är ett simuleringspaket utvecklat vid institutionen för reglerteknik (LTH). I denna framställning kommer ej SIMNON att behandlas. Intrasserade hänvisas istället till: Karl-Johan Åströms 'A SIMNON TUTORIAL'

## 2. PROCESSEN

### 2.1 AKTIVSLAMPROCESSENS OLIKA ENHETER

Aktivslamprocessen består av i huvudsak tre enheter, biologiska reaktorn (luftningsbassängen), den tillhörande luftproduktionsenheten och den sekundära sedimenteringsbassängen.



Figur 2.1 Aktivslamprocessens olika enheter

#### Biologiska reaktorn

Där är huvudsakligen tre insignaler till biologiska reaktorn.

- o Inflödande avloppsvatten ifrån den primära sedimenteringsbassängen
- o Koncentrerat aktivt slam ifrån den sekundära sedimenteringsbassängen
- o Luft eller syrgas ifrån luftproduktionsenheten

Slammet benämnes aktivt, eftersom det består av mikroorganismer som reagerar med de organiska föroreningarna i avloppsvattnet och syre, för att producera mer aktivt slam, koldioxid och vatten. Ut ifrån biologiska reaktorn flödar sedan den bildade suspensionen vidare till sedimenteringsbassängen.

#### Sedimenteringsbassängen

Här separeras det aktiva slammet ifrån vätskefasen, då det sjunker ned och ger ett klarnande ytvatten och utflöde. Den primära uppgiften är separatorfunktionen. Men eftersom återcirkulering av slam är ytterst betydelsefullt för processen används sedimenteringsbassängen även som slamackumulator och för att höja slamkoncentrationen i biologiska reaktorn.

En ökning av koncentrationen mikroorganismer i reaktorn innebär ökade reaktionshastigheter men även en för flockbildningen gynnsammare miljö, vilket leder till bättre sedimenteringsegenskaper. Det står klart att där finns mångfaldiga förtjänster av återcirkulering. Frågan är om man dessutom kan utnyttja returflödet för reglering.

Återkopplingen av slam ger upphov till en stark interaktion mellan biologiska reaktorn och sedimenteringsbassängen. Vid en undersökning av processen måste därför dessa enheter betraktas som ett system.

### Luftproduktionsenheten

I många anläggningar är det bara möjligt att styra den totala luftflödeshastigheten och inte dess fördelning längs reaktorn. Det kan ske antingen på ett diskret eller kontinuerligt sätt. Ofta finns bara en insprutningshastighet. Syrereglering sker i ett sådant fall genom att luftinsprutningen sätts på eller stängs av beroende på om syrekonzentrationen är under eller över en given nivå.

Syresättningen av vattnet sker genom att luft eller syrgas blåses in från botten av bassängen. Hur snabbt syret sen löser sig beror på olika faktorer såsom: bubblornas storlek, bassängens utformning, insprutningshastigheten och koncentrationen redan löst syre.

Komplexiteten ökar ytterligare om man beaktar att den intressanta storheten syreupptagningshastigheten OUR (oxygen uptake rate) är beroende av bl.a. slamkoncentrationen, som påverkas av returslamflödet från sedimenteringstanken. Insprutningshastigheten påverkar inte bara reaktionshastigheterna i luftningsbassängen utan även flockbildningen. Denna i sin tur bestämmer sedimenteringsegenskaperna. Det krävs således multivariabel styrning och reglering.

## 2.2 STÖRNINGAR OCH DRIFTSPROBLEM

De flesta störningar till ett reningsverk är relaterade till ändringar i flödets flödeshastighet, sammansättning eller koncentration. Variationerna innebär ständiga styringgrepp och anläggningen befinner sig nästan aldrig i stationaritet. Detta beror inte bara på inkommande störningar, utan även på att störningar genereras internt mellan olika enheter i systemet. Se Olsson (1978).

### Hydrauliska störningar

Hydrauliska störningar varierar mycket i såväl amplitud som frekvens. Förhållandet mellan största och minsta flödeshastighet kan i en liten anläggning vara så stort som 10. Typiska värden för större system ligger i området 1.5-2, men är fortfarande stora nog för att vålla driftsproblem.

Störningarnas frekvens har ett brett spektrum. Variationer från dag till dag och vecka till vecka är relativt lätta att förutsäga liksom årstidsväxlingarnas ändrade belastningsvillkor. Däremot kan chockbelastningar från regnstormar eller töväder med stor snösmältning orsaka stora operationella problem. Det är därför inte förvånande att intresset ökat för användning av radar för prediktion av regn.

### Interngenererade hydrauliska störningar

Störningar som genereras inom anläggningen kan skapa oanade driftsproblem. Om de primära pumparna inte kan varieras kontinuerligt, kan de abrupta förändringarna i flödeshastighet ge upphov till signifikanta hydrauliska störningar. Sådana störningar kan inte regleras bort.



Dessutom bör man beakta att en ändring i returslamflödet även påverkar den hydrauliska lasten till sedimenteringsbassängen. Reglerstrategin som bygger på återcirkulering av slam bör därför användas med viss försiktighet.

#### Koncentrationsstörningar

Förändringar i koncentration och sammansättning uppträder ofta i fas med hydrauliska störningar. Detta förstärker den totala belastningen hos anläggningen.

Antalet komponenter i inflödet är ofta mycket stort, samtidigt som deras koncentrationer är små. Tillsammans med den höga flödes hastigheten innebär detta ett stort mättekniskt problem. Det är svårt att få representativa sampel av vätskan. Alla komponenter kan inte mätas. Dessutom är vissa mätningar svåra att utföra automatiskt.

Industriutsläpp kan orsaka avsevärda chockbelastningar. Ibland kommer stora strömmar av biologiskt nedbrytbara organiska föroreningar, ibland toxiska substanser.

#### Mikroba förändringar

Om inflödet innehåller toxiska komponenter kan den biologiska processen bli svårt störd. Såväl substrateliminering- som flockbildningsförmågan hos bakterierna förstörs. Detta ger dåliga sedimenteringsegenskaper och tunnt returslam. Samtidigt kommer stora mängder slam och föroreningar ut ifrån anläggningen.

Drastiska mikrobiologiska förändringar innebär naturligtvis stora besvärligheter. De kan uppkomma dels som nämnts genom giftigt inflöde och dels då substrat- eller syrekoncentrationen är låg. I första fallet dödas bakterierna medan i den andra förändringen i det andra fallet gynnar tillväxten av trådformiga bakterier. Dessa är i allmänhet inte önskvärda p.g.a. sina sämre sedimenteringsegenskaper.

#### Modellproblem

De olika processstörningarna uppträder på helt olika sätt i modellekvationerna. Flödes- och koncentrationsstörningar uppträder som insignalvariabler. Andra störningar däremot som, gift i inflödet eller en pH-förändring, ändrar antingen på en parameter (specifika tillväxthastigheten) eller ger upphov till nya produkter, d.v.s. introducerar nya ekvationer i modellen. Sådana processförändringar är typiska för biologiska system.

### 2.3 KORT OM OLIKA REGLERSTRATEGIER

Länge har designfilosofin varit att förse så få variabler som möjligt med manipulationsmöjligheter. Stora fluktuationer hos insignalerna har man dämpat ut genom att anläggningarna byggts överdimensionerade med överkapacitet. Detta har inte bara resulterat i dyra investeringskostnader utan också i ineffektivitet, med dålig rening och höga driftskostnader i många reningsverk. Nu har utforskning av dynamiken i systemet och utveckling av nya reglerstrategier satts igång. Med vad hjälper det, kan man fråga sig, när det visar sig omöjligt att tillämpa resultaten p.g.a. inflexibilitet i designen

av anläggningarna. Med tanke på att reningsverk befinner sig i ett utvecklingsstadium bör designen av nya verk och ombyggnad av gamla också vara därefter; en fantasifylld, framsynt och flexibel design som ej hindrar utvecklingen av nya reglerstrategier.

I litteraturen presenteras ofta tre huvudtyper av reglerstrategier. Även om simuleringsarbete inte utförts på alla dessa, ges trots det en kort överblick för fullständighetens skull. Dessa är:

- o reglering av syrekonzentrationen
- o slamåldersreglering
- o slamdistribution

### Reglering av syrekonzentrationen

Syrekonzentrationen DO (dissolved oxygen) är en mycket betydelsefull variabel för driften av en aktivslamprocess. Dels har den en avgörande inverkan på de biologiska reaktionerna i reaktorn, dels påverkar den driftskostnaderna och dels är den starkt relaterad till blandningsförhållandena i reaktorn. Reglering av syrekonzentrationen är därför den viktigaste strategin. Om andra strategier utnyttjas brukar dessa vara kompletterade med syrerreglering.

Av denna anledning har reglering av syrekonzentrationen utförts i samtliga simuleringar av returslamstrategin. Regulatorn är en PI-regulator med anti reset windup (undviker integratormättning). Implementeringen ser i princip ut så här:

```

:
:
e=cref-c
u=k(e+in)           PI-reglering
Air=max(Airmin, min(u, Airmax)) begränsning av styrsignalen
in+1=Air/k-e+ $\frac{e \cdot h}{T_i}$       integratormättning undvikas
:

```

där:  $c_{ref}$ =syrekonzentrationens referensvärde

$c$ =syrekonzentrationen

Air=luftinsprutningshastigheten (styrvariabeln)

$k, T_i$  är regulatorparametrar och  $h$  är samplingsintervallet

Regulatorn, som kopplas in i slutet av luftningsbassängen, visar sig fungera så bra att syrekonzentrationen där knappt visar några skönjbara förändringar. (Se någon av plottarna i kapitel 5)  
Olsson (1980) behandlar reglering av syret och dess koncentrationsprofil.

### Slamåldersreglering

Inte allt slam som sedimenterar ned i sedimenteringsbassängen återcirkuleras till reaktorn. En liten del tas helt ut ur systemet. Detta ger en möjlighet att reglera den totala slammassan i reaktor-separator systemet. Det bortförda slammet har en mycket liten flödes hastighet jämfört med det inkommande flödet till reaktorn. Följaktligen skiftas slamåldern mycket långsamt till ett nytt stationetsvärde om slambortflödes hastigheten ändras. Denna strategi kan därför inte användas för snabb reglering, men är inte desto mindre betydelsefull i ett längre tidsperspektiv; säg veckor, eftersom den påverkar den totala slammängden. Den totala slammassan har avgörande inverkan på vilka bakterieslag som dominerar och bildar kulturer.

### Slamdistribution

Distribution av slam mellan luftningsbassängen och sedimenteringsbassängen kan åstadkommas antingen genom återcirkulering av slam eller med frammatning (step feed).

### Återcirkulering

Returslamflödes hastigheten används konventionellt som styrvariabel för reglering av organisk belastning till reaktorn. Möjligheten att möta en stor organisk last på detta sätt är dock begränsad eftersom flödet även ger en ökad hydraulisk belastning till reaktorn, som i sin tur ökar belastningen till sedimenteringsbassängen. Detta höjer koncentrationen slam ut ifrån anläggningen, har empiriska experiment visat.

En ökning av returslamflödes hastigheten minskar uppehållstiden för slammet i sedimenteringsbassängen. Metoden bör därför även kunna utnyttjas för att undvika denitrifikation, som annars kan ge uppstigande slam i sedimenteringsbassängen p.g.a. kvävgasutveckling.

Slamdistribution m.h.a. återcirkulering av slam kommer att diskuteras utförligare i kapitel 5. Där redovisas även simuleringsresultat.

### Stegbeskickning (step feed)

Stegbeskickning av slam är en mycket användbar reglerstrategi när det gäller att klara av hydrauliska eller organiska störningar. Huvudiden är att transportera slammet inom reaktor-separator systemet till den plats där det bäst behövs. Om frammatningstrategin används dynamiskt kan man dämpa oönskade störningar genom att i förväg ändra flödesmönstret en viss tid. Detta kräver naturligtvis att man kan mäta störningen uppströms innan den når biologiska reaktorn.

Denna reglerstrategi kan man använda vid fyra typer av störningar.

- o stora organiska belastningar
- o stora hydrauliska belastningar
- o toxiska belastningar
- o uppslamning i sedimenteringsbassängen

För att kunna möta en stor organisk last är det mest gynnsamt att ha så mycket slam som möjligt i början av luftningsbassängen. Detta åstadkommes genom att större delen av inflödet kopplas till slutet av bassängen, så att mycket slam lagras i den främre delen. När sedan störningen kommer skiftas inflödet till främre delen där bakterierna är.

En stor hydraulisk störning resulterar ofta i att slamnivån i sedimenteringsbassängen kraftigt höjs med mycket slam i utflödet som följd. Med distributionsstrategin kan man skona systemet genom att lägga inflödet i slutet av luftningsbassängen samtidigt som returslamflödes hastigheten maximeras. På samma sätt kan man undvika massdöd av bakterier vid en kraftig giftpuls i inflödet.

Frammatning av slam bör även kunna användas för att förebygga mot dålig sedimentering. En låg substratkoncentration gynnar tillväxten av trådformiga bakterier som sedimenterar sämre än de flockbildande. Med frammatning kan man upprätthålla ett för de flockbildande bakterierna gynnsammare förhållande mat/bakterier.

### 3. MODELL FÖR LUFTNINGSBASSÄNGEN

Vid utveckling av en modell för luftningsbassängen måste man först identifiera vilka biologiska reaktioner som äger rum. I en aktivslamprocess är dessa aeroba, d.v.s. syrekrävande, och kan delas in i respiration och syntes. Sedan måste stökiometrin bestämmas för att man skall få kännedom om de kvantitativa förhållandena mellan substrat-, syre- och slamkoncentrationerna. De kinetiska sambanden bestämmer sedan reaktionernas hastigheter. Efter allt detta kan man till slut ställa upp massbalanskvationerna som utgör grunden för det dynamiska systemet. För vidare studium hänvisas till Andrews et alii (1982) och Olsson (1975),(1977).

#### 3.1 BIOLOGISKA REAKTIONER

Bakteriernas metabolism kan beskrivas med två biokemiska reaktioner: respiration och syntes. Den första reaktionen frigör energi som sedan utnyttjas i den andra.

##### Respiration

Respiration kallas den oxidationsprocess som frigör bindningsenergin hos de organiska föreningarna. Hos aeroba organismer kan detta ske på två sätt.

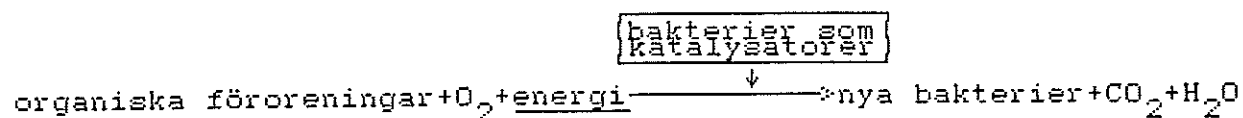
Primär respiration:  $\text{externt substrat} + \text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{NH}_3 + \text{energi}$

Endogen respiration:  $\text{cellmaterial} + \text{O}_2 \longrightarrow \text{CO}_2 + \text{H}_2\text{O} + \text{NH}_3 + \text{energi}$

Den senare reaktionen innebär en katabolisk nedbrytning av internt cellmaterial och är speciellt märkbar då yttre substrat ej tillförs. Lagg märke till att bakterierna utnyttjar syre för nedbrytning av såväl substrat som sig själva.

##### Syntes

Vid cellsyntesen använder bakterierna organiska föreningar som föda. Komplexa organiska föreningar bryts ned till enklare organiska och oorganiska material. Det är en energikrävande process som även förbrukar syre. Den ser allmänt ut på följande sätt:



### 3.2 STÖKIOMETRI

Respiration- och syntesekvationen kombineras vanligen till en nettoekvation genom att man experimentellt bestämmer produktionskoefficienten Y (Yield coefficient). Denna relaterar hur mycket mikroorganismer som produceras till hur mycket substrat som konsumeras. Matematiskt uttryckes sambandet:

$$\Delta x_{\text{meta}} = -Y \cdot \Delta s_{\text{meta}}$$

Där:

- x = koncentration mikroorganismer
- s = substratkoncentration
- Y = produktionskoefficienten (Yield coefficient)
- t = tid

P.s.s erhålles Y-koefficienter vid förbrukning av andra substanser t.ex. syre. För en given biologisk process och för en viss sammansättning i vattnet antages att Y är konstant.

### 3.3 KINETIK

#### Reaktionskinetik

Det är avgörande för modellens uppförande att man har ett riktigt uttryck för organismernas tillväxthastighet. Monod har föreslagit en empirisk formel där tillväxthastigheten är en funktion av organismkoncentrationen och koncentrationerna hos essentiella födoämnen. Det är ju lätt att tänka sig intuitivt att en stark minskning av ett livsviktigt födoämne kraftigt reducerar den specifika tillväxthastigheten. Däremot påverkas inte den specifika nedbrytningshastigheten av en sådan förändring. En ökning av födoämneskoncentrationerna bör till slut leda till en mättning. Monodfunktionen har följande utseende:

$$\left(\frac{dx}{dt}\right)_{\text{kin}} = \hat{\mu} \sum \left( \frac{s_i}{K_{s_i} + s_i} \right) x - d_z x$$

$\hat{\mu}$  = maximala specifika tillväxthastigheten

$s_i$  = koncentrationen hos det i:te födoämnet

$K_{s_i}$  = mättningskoefficient för det i:te födoämnet

$d_z$  = specifika nedbrytningshastigheten

$d_z$  är vanligtvis en eller två storleksordningar mindre än  $\mu$ . Man måste dock ta hänsyn till denna vid uträkning av producerad nettomängd mikroorganismer och syreupptagningshastigheten.

Uttrycket ovan visar produktion av mikroorganismer. Liknande uttryck behövs för konsumtion av substrat, syre och födoämnen. Dessa hastigheter anses vara proportionella mot organismtillväxthastigheten och uttryckes därför m.h.a. denna multiplicerat med en Y-faktor enligt avsnitt 3.2.

### Transportkinetik

Syreöverföringen från gasfas till vätskefas kan beskrivas med transportteori. Överföringshastigheten blir då lika med produkten av en hastighetskoefficient och en drivande kraft:

$$\left(\frac{dc}{dt}\right)_{\text{prod}} = K_L a (c_s - c)$$

där:  $c$ =koncentrationen löst syre

$c_s$ =mättnadskoncentration för löst syre

$K_L a$ =massöverföringshastighetskoefficient

Mättnadsvärdet  $c_s$  är en funktion av syrets partialtryck, temperatur, salthalt, m.m.. Överföringskoefficienten  $K_L a$  är en mycket komplex funktion av bassängens form, vattendjup, luftflödes-hastighet etc.. Men för ett givet luftningssystem kan man inom vissa gränser relatera  $K_L a$  till luftflödes-hastigheten enligt:

$$K_L a = \alpha \cdot \text{Air} + \beta$$

där:  $\alpha$  och  $\beta$ =koefficienter

$\text{Air}$ =luftflödes-hastigheten

### 3.4 STYRNING AV SPECIFIK TILLVAXT MED LUFTMÄNGD

Luftflödes-hastighetens ( $\text{Air}$ ) inverkan på specifika tillväxthastigheten ( $\mu$ ) är asymmetrisk, vilket beror på Monodfunktionens form. Monodfunktionens uppträdande blir allt mer komplicerat ju fler begränsande födoämnen den innehåller. Om  $\mu$  endast är en funktion av en föda blir utseendet en linjär stigning som övergår vid mättningen till konstans. Är istället  $\mu$  funktion av två födoämnen blir den semi-stationära kurvan likartad, d.v.s. vid en mycket

långsam ändring av ena ämnet. Däremot kommer en snabb ändring ge upphov till transienta svängningar.

För att illustrera detta visas tre simuleringar av en modell med en reaktor där fullständig blandning råder. Tillstånden är koncentration av löst substrat  $s_d$ , löst syre  $c$ , zoogleala (flockbildande) organismer  $x_z$  och inerta organismer  $x_I$ . Monodfunktionen är:

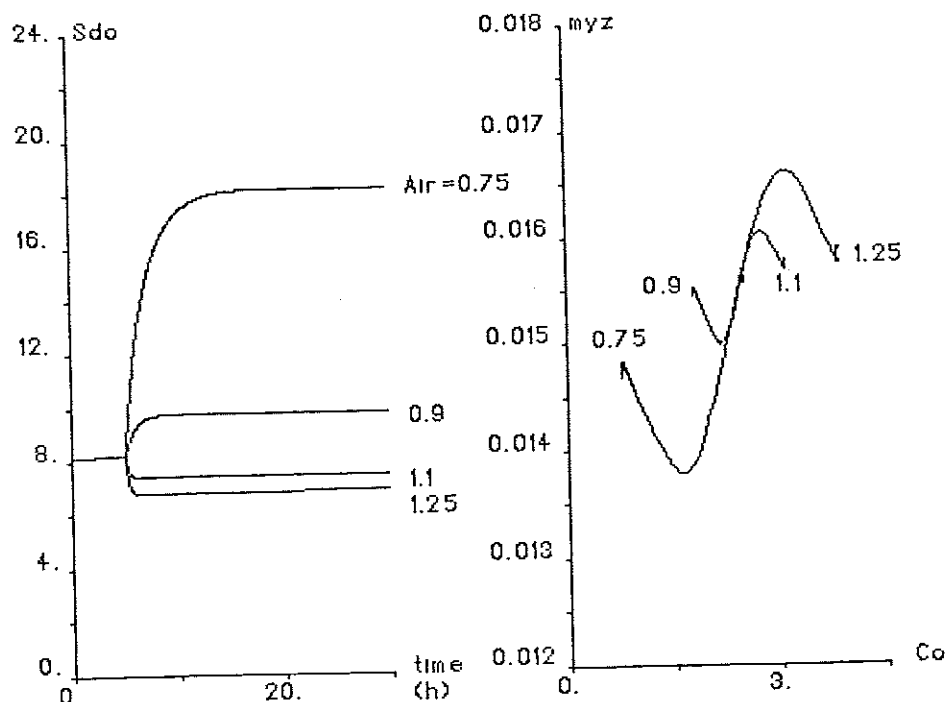
$$\mu_z = \hat{\mu}_z \left( \frac{s_d}{K_{zs} + s_d} \right) \left( \frac{c}{K_{zc} + c} \right)$$

där:  $\mu_z$  = specifika tillväxthastigheten för zoogleala organismer

$\hat{\mu}_z$  = maximala  $\mu_z$

$K_{zs}$  = mättnadskoefficient för löst substrat

$K_{zc}$  = mättnadskoefficient för löst syre



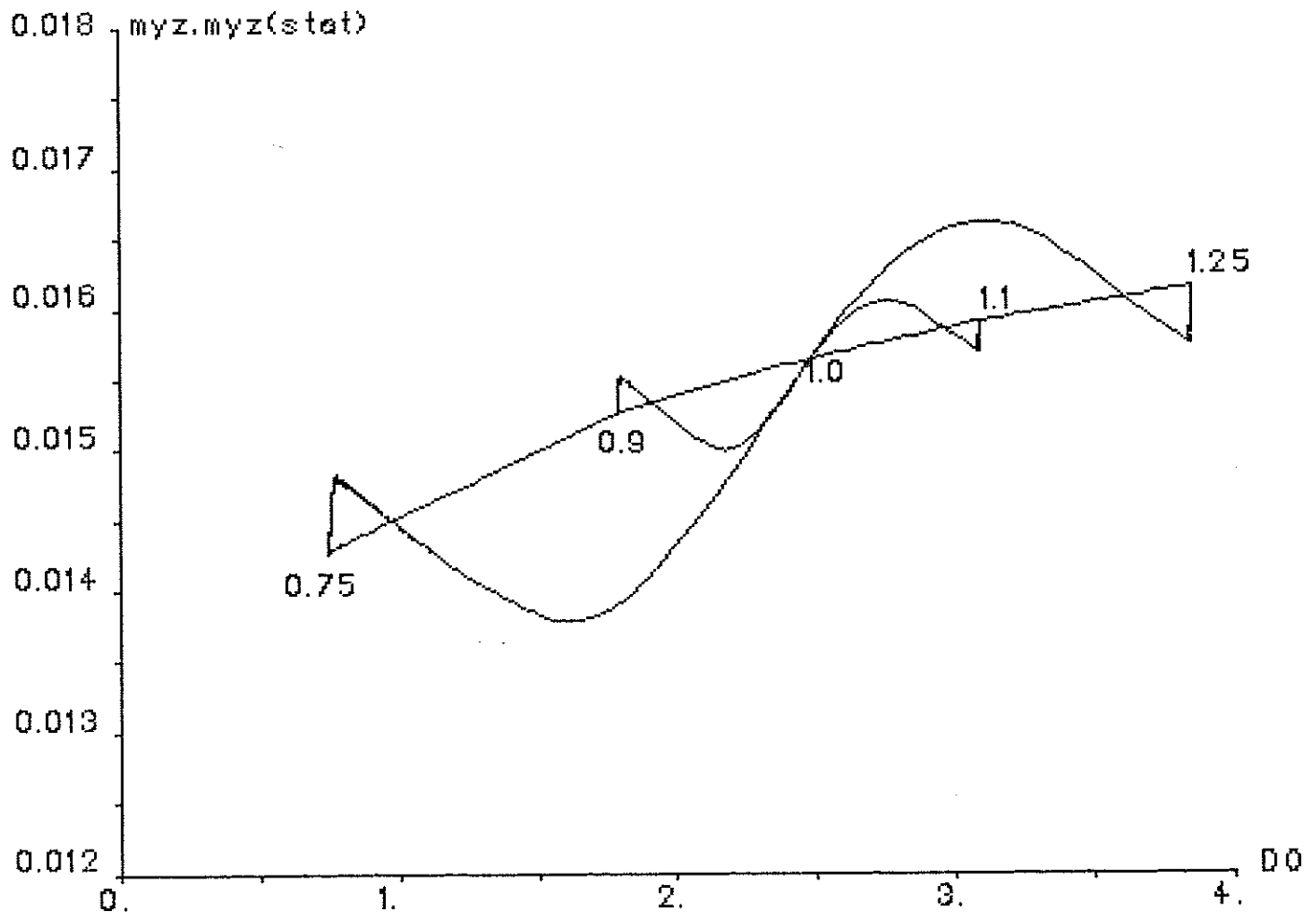
Figur 3.4 a

Från början är Air=1. Sedan ändras Air med  $\pm 0.1$  och  $\pm 0.25$ . Denna plott visar tydligt Air's asymmetriska inverkan. Efter störningen sker en svag tillbakagång, vilket i denna skalan endast kan skönjas i fallet Air=1.25

Figur 3.4 b

Det transienta uppförandet hos Monodfunktionen. Plottarna i fig. 3.4 a och fig. 3.4 b har simulerats samtidigt.





Figur 3.4 c. Utvidgning av plotten i fig.3.4 b. Simuleringen har fortsatt för att illustrera den långsamma tillbakagången efter transienten. Den snabba svängningen fram och tillbaka sker inom ett par timmar. Sedan efter spetsen på kurvan sker en mycket långsam återgång till den semi-stationära kurvan; kurvan som skulle ha följts vid en oändligt långsam ändring.

Betrakta ändringen  $Air=1 \rightarrow 0.75$ .

När  $Air$  minskar avtar syrekoncentrationen  $c$  direkt. Eftersom syret är ett av de två begränsande storheterna i Monodfunktionen, resulterar koncentrationsminskningen i att  $\mu_z$  avtar. Detta innebär i sin tur att mindre substrat kan konsumeras och  $s_d$  ökar enligt fig.4.1. När  $s_d$ 's ökning dominerar över  $c$ 's minskning i Monodfunktionen börjar  $\mu_z$  att stiga.

Den långsamma nedgången till semi-stationära kurvan under konstant  $c$  torde bero på den svaga tillbakagången av  $s_d$  som tidigare nämnts.

### 3.5 REAKTORKLASSIFICERING

Ett sätt att klassificera reaktorer på är efter blandningsgraden. Det ena extremfallet är den tidigare nämnda homogena reaktortypen där fullständig blandning råder och den andra ytterligheten är pluggflödesreaktorn.

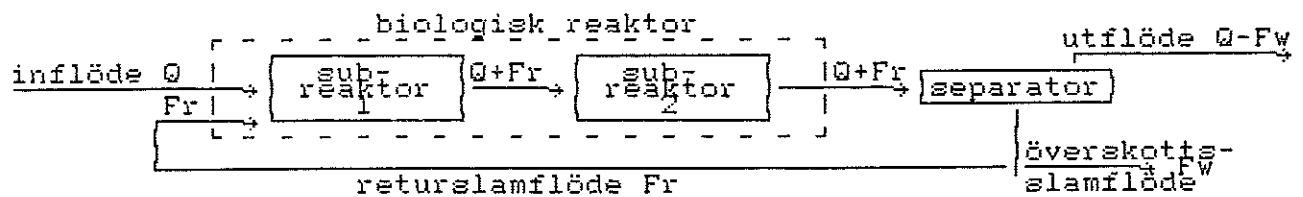
I pluggflödesreaktorn rör sig varje vätskeelement genom reaktorn som en "plugg" och det förekommer inte någon longitudinell blandning. Koncentrationerna kommer därför att variera längs bassängen.

Den homogena reaktorn däremot uppvisar inte någon sådan profil eftersom inflödet med ens blir fullständigt dispergerat.

De i verkligheten förekommande reaktorerna befinner sig i en klass någonstans emellan dessa båda ytterligheter. En pluggflödesreaktor kan aldrig helt realiseras p.g.a. att luftinsprutningen även ger upphov till en viss dispersion. Ej heller en helt homogen reaktor kan åstadkommas, eller är önskvärd, eftersom en sådan kraftig blandning skulle äventyra flockbildningen.

En bättre modell är ett antal seriekopplade homogena reaktorer. Beroende på antalet subreaktorer kan man vikta ihop de båda klasserna på ett lämpligt sätt. Ju större deras antal är desto närmare kommer man en pluggflödestyp.

Den klass som kommer att behandlas här är en tvåsubreaktortyp och åskådliggörs här med ett flödesschema:



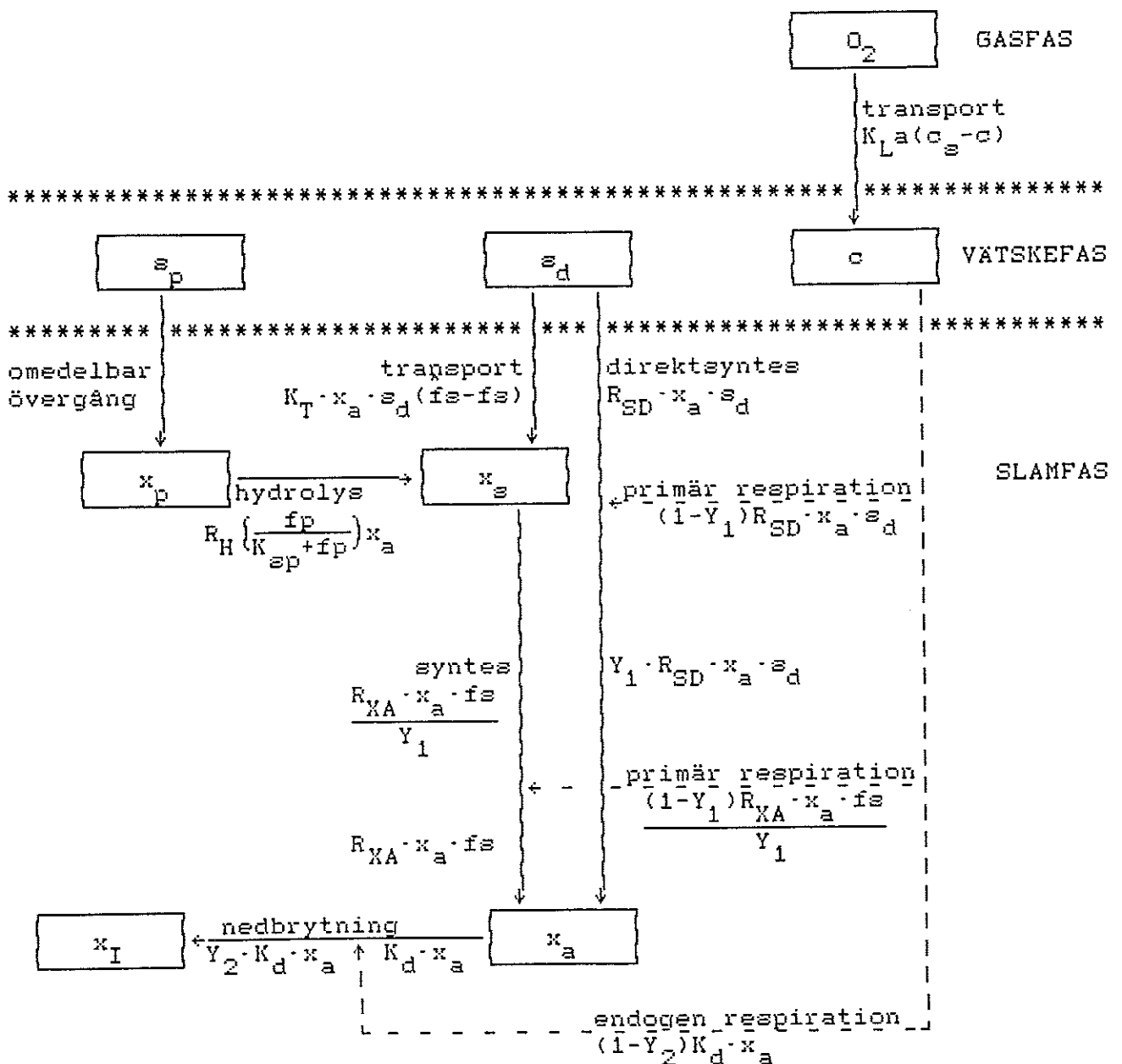
Figur 3.5 Utvald reaktorklass

### 3.6 BALANSEKVATIONER

Modellen som kommer beskrivas här har sex tillstånd: koncentrationer av löst substrat  $s$ , löst syre  $c$ , aktiv massa  $x$ , inert massa  $x_i$ , upplagrad massa  $x_p$  och upplagrad partikulär massa  $x_{p1}$ . Även partikulärt substrat  $s_p$  förekommer, men detta antages övergå omedelbart från vätskefasen till slamfasen, d.v.s. till  $x_{p1}$ . Därför behövs ingen balansekvation för  $s_p$ .

Observera att varje subreaktor i denna modellen har sex tillstånd. Den valda reaktorklassen ovan har följaktligen tolv.

En schematisk bild nedan, visar sambanden mellan tillstånden.



Figur 3.6 . Dynamisk modell för aktivslamprocessen  
De streckade pilarna visar vad som förbrukas vid de heldragna.

### Massbalans för löst substrat ( $s_d$ )

Löst substrat konsumeras på två sätt. Dels absorberas  $s_d$  i cellerna och dels utnyttjas det för en direktsyntes av aktiv massa  $x_a$ . I Förra fallet övergår  $s_d$  i  $x_s$ . Detta transportfenomen kan beskrivas med en transportkoefficient multiplicerat med en drivande kraft. Förbrukningen vid direktsyntesen anses vara av första ordningen m.a.p. både  $x_a$  och  $s_d$ .

$$\frac{d(s_d)}{dt} = (\text{Flödesterm}) - K_T \cdot x_a \cdot s_d (\hat{f}_s - f_s) - R_{SD} \cdot x_a \cdot s_d$$

där:  $f_s = \frac{x_s}{x_s + x_a}$   
 $\hat{f}_s = \text{maximala } f_s$

$K_T$  = transporthastighetskoefficient

$R_{SD}$  = hastighetskoefficient för direkt tillväxt

### Massbalans för upplagrad partikulär massa ( $x_p$ )

Den partikulära massan hydrolyseras och övergår i lösligt material. Hydrolysen kan beskrivas med en ekvation av Monodtyp:

$$\frac{d(x_p)}{dt} = (\text{Flödesterm}) - R_H \left\{ \frac{f_p}{K_{sp} + f_p} \right\} x_a$$

där:  $R_H$  = Hydrolyshastighetskoefficient

$K_{sp}$  = mättnadskoefficient

$$f_p = \frac{x_p}{x_p + x_a}$$

### Massbalans för aktiv massa ( $x_a$ )

Produktionshastigheten av aktiv massa antas vara av första ordningen m.a.p. såväl delen upplagrad massa  $f_s$  som aktiva massan själv. Bildningen av  $x_a$  beroende på den direkta metabolismen är proportionell mot motsvarande minskning av substratkoncentrationen  $s_d$ . Proportionalitetsfaktorn är mindre än 1 eftersom en del av substratet utnyttjas i den primära respirationen. Sedan till kommer en term för nedbrytningen. Den är av första ordningen m.a.p.  $x_a$ .

$$\frac{d(x_a)}{dt} = (\text{Flödesterm}) + R_{XA} \cdot x_a \cdot f_s + Y_1 \cdot R_{SD} \cdot x_a \cdot s_d - K_d \cdot x_a$$

där:  $R_{XA}$  = hastighetskoefficient för tillväxt från upplagrad massa  $x_s$

$Y_1$  = producerad massa  $x_a$  / utnyttjad enhetsmassa  $x_s$  eller  $s_d$

$K_d$  = nedbrytningshastighetskoefficient

#### Massbalans för upplagrad massa ( $x_s$ )

Upplagrad massa  $x_s$  produceras dels vid absorption av löst substrat  $s_d$ , dels vid hydrolysis av upplagrad partikulär massa  $x_p$  och konsumeras vid syntesen av aktiv massa  $x_a$ .

$$\frac{d(x_s)}{dt} = (\text{Flödesterm}) + K_T \cdot x_a \cdot s_d (\hat{f}_s - f_s) + R_H \cdot x_a \left( \frac{f_p}{K_{sp} + f_p} \right) - \frac{R_{XA} \cdot x_a \cdot f_s}{Y_1}$$

#### Massbalans för inert massa ( $x_I$ )

Bildningshastigheten är proportionell mot nedbrytningen av aktiv massa  $x_a$ .

$$\frac{d(x_I)}{dt} = (\text{Flödesterm}) + Y_2 \cdot K_d \cdot x_a$$

#### Massbalans för löst syre ( $c$ )

Syrgas konverteras först till löst syre enligt avsnitt 3.3 (transportkinetik). Sedan konsumeras det lösta syret vid syntesen och vid  $x_a$ -nedbrytningen.

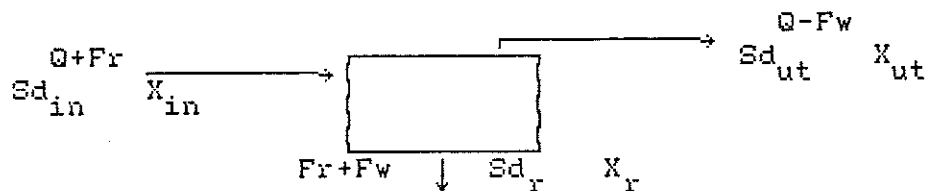
$$\frac{d(c)}{dt} = (\text{Flödesterm}) + K_L a (c_s - c) - (1 - Y_1) x_a \left\{ \frac{R_{XA} \cdot f_s}{Y_1} + R_{SD} \cdot s_d \right\} - (1 - Y_2) K_d \cdot x_a$$

#### 4. SEDIMENTERINGSMODELLER

I första avsnittet presenteras en stationär modell som i sin enkelhet är lämplig att börja med vid studier av den starka interaktionen mellan biologiska reaktorn och sedimenteringsbassängen. Därefter ges en enkel modell som beskriver ackumulering av slam. Slutligen redovisas en mer fullständig, dynamisk modell, som har de båda enkla modellernas fördelar men är i gengäld mer komplicerad.

##### 4.1 STATIONÄR MODELL

Denna modell är lämplig för en beskrivning av den starka kopplingen mellan reaktorn och sedimenteringsbassängen. Den kan dock ej användas för beskrivning av slammivåvariationen vid hydrauliska belastningar eftersom sedimenteringsbassängen antas befinna sig i stationaritet.



Figur 4.1.1 Flöde och koncentrationer in resp. ut ifrån sedimenteringsbassängen ( $Q$  är inflöde till reaktorn)

##### Löst substrat ( $s_d$ )

Sedimenteringsbassängen antas fungera som en homogen (fullständig-blandning) reaktor m.a.p. löst substrat, d.v.s.  $s_{d,ut} = s_{d,r}$ . Massbalans ger:

$$V_{sed} \cdot \frac{d(s_{d,ut})}{dt} = (Q+Fr)s_{d,in} - [(Q-Fw)s_{d,ut} + (Fr+Fw)s_{d,r}]$$

$$\text{men } s_{d,ut} = s_{d,r} \quad \Rightarrow \quad \frac{d(s_{d,r})}{dt} = \frac{d(s_{d,ut})}{dt} = \frac{Q+Fr}{V_{sed}} (s_{d,in} - s_{d,ut})$$

##### Löst syre ( $c$ )

Syrekoncentrationen ut ifrån sedimenteringsbassängen antas ha ett konstant värde, vanligtvis noll.

### Utflydande slamkoncentration $x_{ut}$

Den utflydande slamkoncentrationen  $x_{ut}$  antas vara proportionell mot den inflydande  $x_{in}$ .

$$x_{ut} = e \cdot x_{in} \quad (e = \text{konstant} \approx 0.01)$$

### Returslamkoncentrationen

Inkommande slam antas förtjockas omedelbart utan någon tidsfördröjning. Inga reaktioner äger rum i sedimenteringsbassängen. Ej heller sker någon ackumulering av slam d.v.s. stationaritet råder. Den återcirkulerade slamkoncentrationen får därför följande utseende:

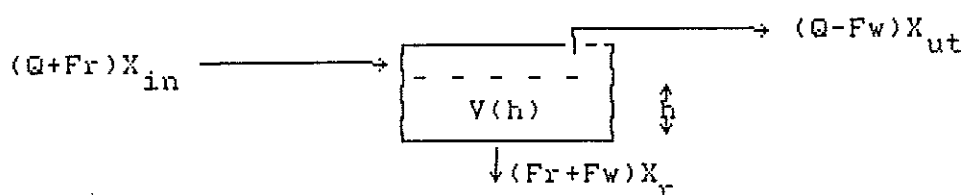
$$x_r = \frac{(Q+Fr)x_{in} - (Q-Fw)x_{ut}}{Fr+Fw}$$

## 4.2 OÄNDLIG SEDIMENTERINGSBASSÄNG

Den här modellen kompletterar den föregående i det avseendet att denna kan användas för att åskådliggöra slamnivåns höjdvariation.

Skillnaden jämfört med förra modellen är att denna har konstant returslamkoncentration. Med en oändligt hög bassäng kan man ju inte få någon utspädning hur mycket man än pumpar ut. Det är möjligt att detta innebär orealistisk stor känslighet i massflödet  $(x_r - Fr)$  vid en variation av  $Fr$ .

### Bestämning av slamnivån $h$



Figur 4.2.1 Massflöden in resp. ut ifrån sedimenteringsbassängen samt slamhöjden och volymen under denna.

Massabalans för totala slammassan i sedimenteringsbassängen  $M_{tot}$ :

$$\frac{dM_{tot}}{dt} = (Q+Fr)x_{in} - [(Q-Fw)x_{ut} + (Fr+Fw)x_r]$$

Efter integration erhålles  $M_{tot}$

Men  $M_{tot}$  kan även uttryckas m. h. a.  $V(h)$

$$M_{tot} = V(h) \cdot x_r + [V_{tot} - V(h)] \cdot x_{ut}$$

$$\Rightarrow V(h) = \frac{M_{tot} - V_{tot} \cdot x_{ut}}{x_r - x_{ut}}$$

slamhöjden:  $h = \frac{V(h)}{A}$  (A=konstant genomskärningsarea)

#### 4.3 DYNAMISK MODELL

Detta är en bättre modell för beskrivning av interaktionerna mellan reaktorn och sedimenteringsbassängen. Den kan förutsäga utflödande och återcirkulerad slamkoncentration såväl som ackumulation av slammassan i sedimenteringsbassängen.

Liksom i de föregående modellerna dämpas koncentrationen löst substrat  $s_d$  medan syrekoncentrationen  $c$  antas vara konstant lika med noll.

Till skillnad från de andra modellerna erhålles den utflödande slamkoncentrationen  $x_{ut}$  ur Pflanz samband. Se Tracy (1973).

$$x_{ut} = K_p \frac{Q+Fr}{A} x_{in}$$

där:  $K_p$  = Pflanz's proportionalitetskoefficient

A = ytans area i sedimenteringsbassängen

För prediktion av returslamkoncentrationen  $X_r$  används här en dynamisk modell för sedimenteringen. Den ger även upplysning om koncentrationsprofilen i bassängen, vilket gör det möjligt att studera ackumulation av slammassa.



Kontinuitetsekvationen i fältform (D'Alembert, Euler):

$$\frac{d\rho}{dt} + \text{div}(\rho \vec{r}) = 0$$

där:  $\rho$  = suspensionens densitet  
 $\vec{r}$  = suspensionens hastighetsvektor  
 $t$  = tid

Vi förutsätter att alla reaktioner helt avstannar i sedimenteringsbassängen. Det sker således varken nybildning eller sönderfall av slammassan. Kontinuitetsekvationen kan då skrivas för masskomponenten slam genom att densiteten  $\rho$  bytes ut mot slamkoncentrationen  $x$ .

$$\rho \rightarrow x$$

Hastighetsvektorn som är riktad nedåt kommer då beteckna flockens hastighet. Denna kan tänkas vara uppdelad i tre komponenter:

$$\vec{r} = U + V_s - D \frac{dx}{dz}$$

där:  $U$  = Bulkflödehastigheten till följd av att underlagret pumpas bort ( $F_r + F_w$ ),  
 $V_s$  = Sedimenteringshastigheten (p.g.a. gravitationen)  
 $-D \frac{dx}{dz}$  = Diffusiv hastighet motriktad koncentrationsgradienten

Substitution och insättning ger:

$$\frac{dx}{dt} = D \frac{d^2x}{dz^2} - U \frac{dx}{dz} - \frac{d(x \cdot V_s)}{dz}$$

Om vi antar att dispersionen är försumbar och sätter diffusionskoefficienten  $D$  till noll, erhålles en pluggflödesmodell.

$$\frac{dx}{dt} = -U \frac{dx}{dz} - \frac{d(V_s \cdot x)}{dz} = -\left(U + \frac{dG_s}{dX}\right) \frac{dx}{dz}$$

där:  $G_s = V_s \cdot x$  = sedimenteringsflöde

Detta är en första ordningens hyperbolisk differentialekvation. Den kan lösas genom att rumsderivatan approximeras med differenser, vilket motsvaras av en elementindelning av bassängen. Den partiella differentialekvationen delas då upp i ett antal ordinära diff.ekvationer, i denna implementering 6 st. Deras utseende blir:

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{U(x_{i-1} - x_i) + (Gs_{i-1} - Gs_i)}{dz}$$

Sedimenteringshastigheten  $V_s$  har en avgörande inverkan på modellens uppträdande. Empiriska resultat visar att  $V_s$  är en funktion av slamkoncentrationen  $x$ . Enligt Tracy (1973):

$$V_s = \begin{cases} c_1 - c_2 \cdot x & \text{då } x < 2000 \frac{\text{mg}}{\text{l}} \\ a \cdot x^{-n} & \text{annars} \end{cases}$$

där:  $c_1, c_2, a$  och  $n$  är sedimenteringskoefficienter

Stenstrom (1975) har föreslagit ytterligare villkor på  $V_s$ . Dessa kommer till uttryck i begränsningar på sedimenteringsflödet  $G_s$ .

Sedimenteringsflödet in i ett element ( $i$ ) får inte överskrida det flöde som kan sedimentera genom elementet, d.v.s.  $\text{Min}(Gs_i, Gs_{i-1})$

Sedimenteringsflödet ut ifrån elementet ( $i$ ) får inte överskrida det flöde som kan sedimentera genom nästa element ( $i+1$ ), d.v.s.  $\text{Min}(Gs_i, Gs_{i+1})$

Ekvationerna får därför enligt Stenstrom följande utseende:

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{U(x_{i-1} - x_i) + (\text{Min}(Gs_i, Gs_{i-1}) - \text{Min}(Gs_i, Gs_{i+1}))}{dz}$$

Det översta och det understa elementet måste passa randvillkoren. Ekvationen för det översta elementet blir därför:

$$\frac{dx_1}{dt} = \frac{\text{FLUX}_{in} - Ux_1 - \text{Min}(Gs_1, Gs_2)}{dz}$$

där:  $\text{FLUX}_{in} = \frac{(Q+Fr)x_{in} - (Q-Fw)x_{ut}}{A}$  (A=bassängens genomsnittsarea)

Och ekvationen för det understa elementet (i vårt fall element 6)

$$\frac{dx_6}{dt} = \frac{U(x_5 - x_6) + Gs_6}{dz}$$

där:  $x_6 = x_r = \text{returslamkoncentrationen}$

## 5. SLAMDISTRIBUTION MED RETURSLAMFLÖDET

Distribution av slam mellan reaktorn och sedimenteringsbassängen kan med returslamflödes hastigheten  $Fr$  åstadkommas inom några timmar. Av den anledningen finns det en viss förhoppning om att kunna utnyttja  $Fr$  för reglering. Olika varianter av tillämpningar förekommer idag där man försöker uppfylla något av följande kriterier.

- o  $Fr = \text{konstant}$
- o  $Fr = rQ$  ( $Q = \text{inflöde till reaktorn}$  och  $r = \text{konstant}$ )
- o MLSS-reglering (mixed liquor suspended solids = slamkoncentrationen)
- o SCOUR-reglering (specific oxygen uptake rate = respirationshastigheten / slamkoncentrationen)
- o Slamnivån i sedimenteringsbassängen hålles konstant eller inom givna gränser

Vilken av dessa kriterier som är lämpligast är idag en ytterst kontroversiell fråga. Anledningen till detta är de mångfaldiga tvångsvillkoren som begränsar utstyrningen av  $Fr$ .

### 5.1 BEGRÄNSNINGAR I UTSTYRNING AV RETURSLAMFLÖDET

Det är ingalunda de hydrauliska pumparnas svagheter som utgör de svåraste begränsningarna på  $Fr$ . Där finns flera andra betydligt strängare villkor som måste vara uppfyllda. Dessa är:

- o Slamnivån i sedimenteringsbassängen måste hållas inom vissa gränser. En för hög nivå gör systemet känsligt för en hydraulisk överbelastning och en för låg nivå utnyttjar inte slammets filterverkan, vilket ger mer suspension i utflödet.

$$a_1 < Fr < b_1$$

- o Undvik slamutspädning! Massflödet måste öka vid en hydraulisk ökning av  $Fr$ .

$$\frac{d(FrXr)}{dFr} > 0$$

- o Slammets uppehållstid i sedimenteringsbassängen får ej vara för lång. I annat fall kan den syrefattiga miljön initiera denitrifikation med uppstigande slam p.g.a. kvävgasutveckling som följd.

$$Fr > b_2$$

- o Undvik för stor hydraulisk last till sedimenteringsbassängen. En ökning av  $Fr$  ökar även den hydrauliska lasten till sedimenteringsbassängen, vilket innebär sämre sedimentering och därmed mer suspension i utflödet.

$$Fr < b_3$$

Det är mycket möjligt att den sammanlagda effekten av dessa villkor innebär så pass svåra begränsningar på  $Fr$  att inget utrymme finns kvar för styrning, d.v.s. att bästa resultat erhålles då  $Fr = \text{konstant}$ .

Trots denna föga upplyftande tanke har simuleringsarbete gjorts på de fyra första reglerkriterierna. Olika typer av störningar har simulerats för att ge en bra bild av när de olika kriterierna är lämpliga.

## 5.2 JÄMFÖRELSE AV OLIKA REGLERKRITERIER

I början av kapitlet presenterades 5 olika reglerkriterier som är aktuella för returslamflödesstrategin. De 4 första kommer nu att jämföras med varandra för olika typer av störningar. Den stationära modellen för sedimentering har användts. Detta är en av anledningarna varför ej det femte kriteriet, slamnivåreglering, har studerats.

Följande störningar har simulerats:

- o Inkommande löst substrat  $S_{di}$  ökar till 150% under 10 timmar och återgår sedan.  
 $S_{di} = 200 \rightarrow 300 \rightarrow 200$
- o  $S_{di}$  undergår en sinusformig variation med periodtiden 24 timmar.  
 $w = 2\pi/24$   
 $S_{di} = 200 + 100\sin(wt)$
- o Inkommande flöde  $Q$  ökar till 150% under 10 timmar och återgår sedan.  
 $Q = 0.25 \rightarrow 0.35 \rightarrow 0.25$
- o Funkt 1 och 3 överlagrade  
 $S_{di} = 200 \rightarrow 300 \rightarrow 200$   
 $Q = 0.25 \rightarrow 0.35 \rightarrow 0.25$

### 5.2.1 Konstant returslamflöde

Att hålla  $Fr$  konstant, innebär ju i princip att man inte reglerar någonting. Man kanske tycker att denna enkla variant skulle slås ut av vilken som helst av de andra, eftersom dessa åtminstone reagerar på inkommande störningar. Man måste dock se djupare än så. De olika störningarna påverkar systemet på så pass skillda sätt att det är svårt, kanske omöjligt, att hitta ett kriterium som med framgång kan användas för dem alla.

I figur 5.1-5.4 visas simuleringsresultaten för fallet  $Fr = \text{konstant}$ . Varje figur är uppdelad i 8 diagram. De 4 övre visar tillstånden  $s_d$ ,  $c$ ,  $x_s$ ,  $x_p$ ,  $x_a$  och  $x_l$  samt storheterna Air, SCOUR och MLSS i subreaktor 1. Motsvarande tillstånd och storheter för subreaktor 2 visas i de 4 nedre diagrammen där även  $Fr$  är med. Tillstånden i subreaktor 1 har betecknats enligt "tillstånd"i ( $Sd1$ ,  $C1$ , etc.). Inkonsekvent nog har motsvarande beteckning i subreaktor 2 varit "tillstånd"o, där o:et står för out.

Air som är luftinsprutningshastigheten är likformigt fördelad längs reaktorn. Detta Air har valts som styrvariabel för reglering av syrekoncentrationen utifrån reaktorn, d.v.s.  $C_o$ . Den regleringen lyckas så bra att man ej kan skönja några förändringar i  $C_o$  ens vid den stora överlagrade störningen.

### 5.2.2 Kvotreglering

Att låta  $Fr$  vara proportionell mot inflödet till luftningsbassängen  $Q$ , är tämligen lätt att realisera. Detta tillsammans med det föregående kriteriet är därför de vanligast förekommande. Eftersom detta kriteriet endast skiljer sig ifrån det föregående vid hydrauliska störningar har endast dessa simulerats, fig. 5.5-5.6.

Man kan konstatera att den här varianten resulterar i större koncentrationer av såväl  $S_{do}$  som MLSS2, vilket i princip är vad som skall minimeras. En dubbel förlust alltså.

### 5.2.3 Reglering baserad på koncentration av suspension

MLSS (=mixed liquor suspended solids=slamkoncentrationen), regleras i subreaktor 2. Se figur 5.7-5.10.

Regulatorn är en PI-regulator med anti reset windup och har samma struktur som syrerregulatorn beskriven i kapitel 2.3.

En jämförelse med  $Fr = \text{konstant}$  ger följande:

Se figur 5.7. Den här koncentrationsstörningen klaras av bättre med MLSS-reglering, dels p.g.a. ett mindre medelvärde hos  $S_{do}$  och dels p.g.a. att slamkoncentrationen MLSS2 inte ökar. Således en dubbel vinst vid koncentrationsstörningen.

Utan att förivas av framgången vid pulsstörningen kan man tyvärr konstatera besvärligheter vid sinusstörningen.  $S_{do}$  tycks komma ur fas med  $Fr$ , som ju bara beror på MLSS2. Problemet i det här fallet beror tydligen på fasförskjutningar och tidsfördröjningar. Men eftersom en steady-state modell använts vid sedimenteringen har därför dessa tidsfördröjningar försumrats. Det är möjligt att man i det här fallet inte kan göra detta och därför bör man kanske inte döma MLSS-regleringen för tidigt för nederlaget här. Kanske hade resultatet blivit annorlunda med den dynamiska sedimenteringsmodellen.

Man måste dock utan undanföklaringar konstatera att MLSS-regleringen sämre klarar av hydrauliska störningar. Se figur 5.9. Detta gäller både för substrat- och slamkoncentrationen.

Kontentan är således att MLSS-regleringen fungerar bättre för koncentrationsstörningar men sämre för hydraulidstörningar. Den överlagrade störningen (fig. 5.10) borde därför ge ett tämligen likvärdigt resultat. Men frågan är om inte MLSS-regleringen ändå är något bättre.

#### 5.2.4 Reqlering baserad på specifik syreupptagning

SCOUR=(specific oxygen utilization rate)=specifika syreupptagnings-hastigheten=OUR/MLSS.

Det här reglerkriteriet skiljer sig på många sätt från det föregående. MLSS-regleringen var en återkoppling och reglerade slamkoncentrationen i subreaktor 2, medan SCOUR-regleringen bygger på en framkoppling till subreaktor 1 med variabel önskad slamkoncentration.

Eftersom SCOUR skall vara konstant blir den önskade slamkoncentrationen proportionell mot OUR enligt:

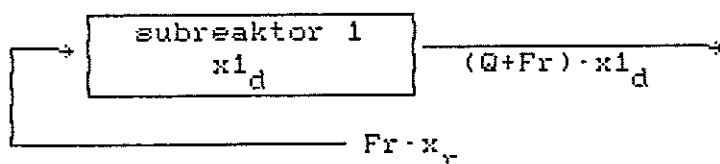
$$x_d = \frac{OUR}{SCOUR_d}$$

där:  $x_d$ =önskat värde på MLSS

OUR=(oxygen uptake rate)=respirationshastigheten

SCOUR<sub>d</sub>=fixt referensvärde för SCOUR(=OUR/MLSS)

Uttrycket för returslamflödet  $Fr$  fås ur en massbalans ekvation över subreaktor 1.



Figur som visar slammasshastigheten in resp. ut ur subreaktor 1

$$V \cdot \frac{dx_{1d}}{dt} = Fr \cdot x_r - (Q + Fr) \cdot x_{1d} + \mu_{X1} \cdot x_{1d} \cdot V$$

$$\Rightarrow Fr = \frac{\theta_H \cdot \frac{dx_{1d}}{dt} + \left[1 - \frac{\theta_H}{M}\right] \cdot x_{1d}}{x_r - x_{1d}} \cdot Q$$

där:  $\theta_H = V/Q$ =hydraulisk fördröjningstid ( $V = V_{\text{subreaktor 1}}$ )

$x_{1d}$ =önskad (desired) slamkonc. i subreaktor 1

$x_r$  = returslamkoncentrationen

$M$  = värde relaterat till slamåldern (egentligen  $\mu^{-1}$ )

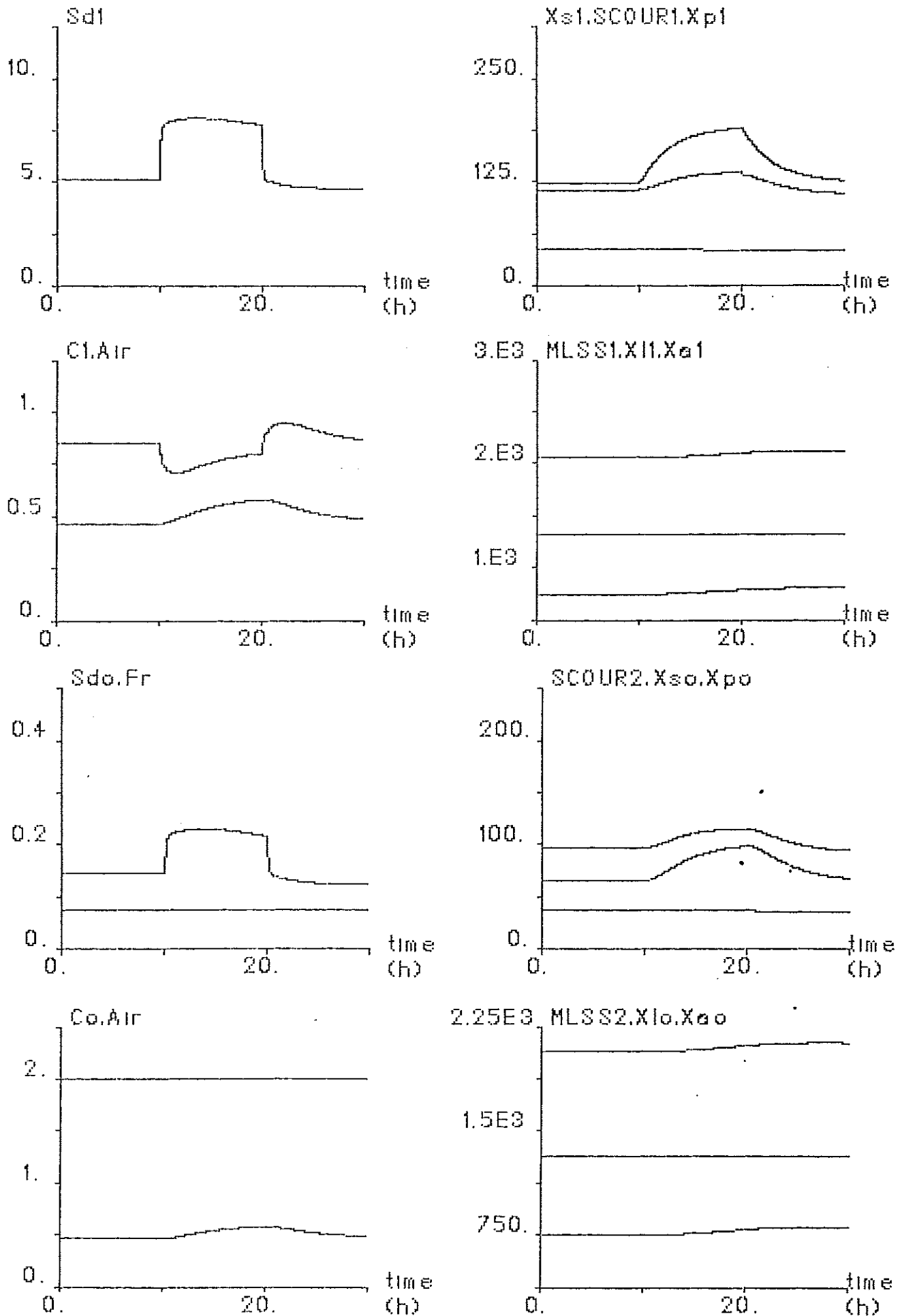
där  $\mu$  är nettotillväxthastigheten slam i tank 1)

Man kan kanske fråga sig varför styrlagen inte räknas ut för en styrning av  $x_2$ , d.v.s. en reglering av SCOUR i subreaktor 2. Det visar sig emellertid att en sådan styrning skulle skapa stora problem. En motsvarande massbalans över subreaktor 2 ger nämligen differensen  $x_{1d} - x_{2d}$  i nämnaren. Då slamkoncentrationerna i subreaktor 1 och 2 är praktiskt taget lika stora är uttrycket klart olämpligt ur numerisk synpunkt. När denna osäkra differens dessutom befinner sig i nämnaren, resulterar detta i oacceptabla amplituder och ändringshastigheter hos  $Fr$ . Regulatorn skulle bottna och styrningen skulle bli en på-av typ. Rent intuitivt kan man förstå varför det blir på det här viset.  $Fr$  påverkar ju  $x_2$  indirekt via  $x_1$ . Här finns alltså en tidsfördröjning. Denna reduceras om slammets uppehållstid i subreaktor 1 minskar, d.v.s om  $V/(Q+Fr)$  minskar. Stora utslag för  $Fr$  är därför att vänta.

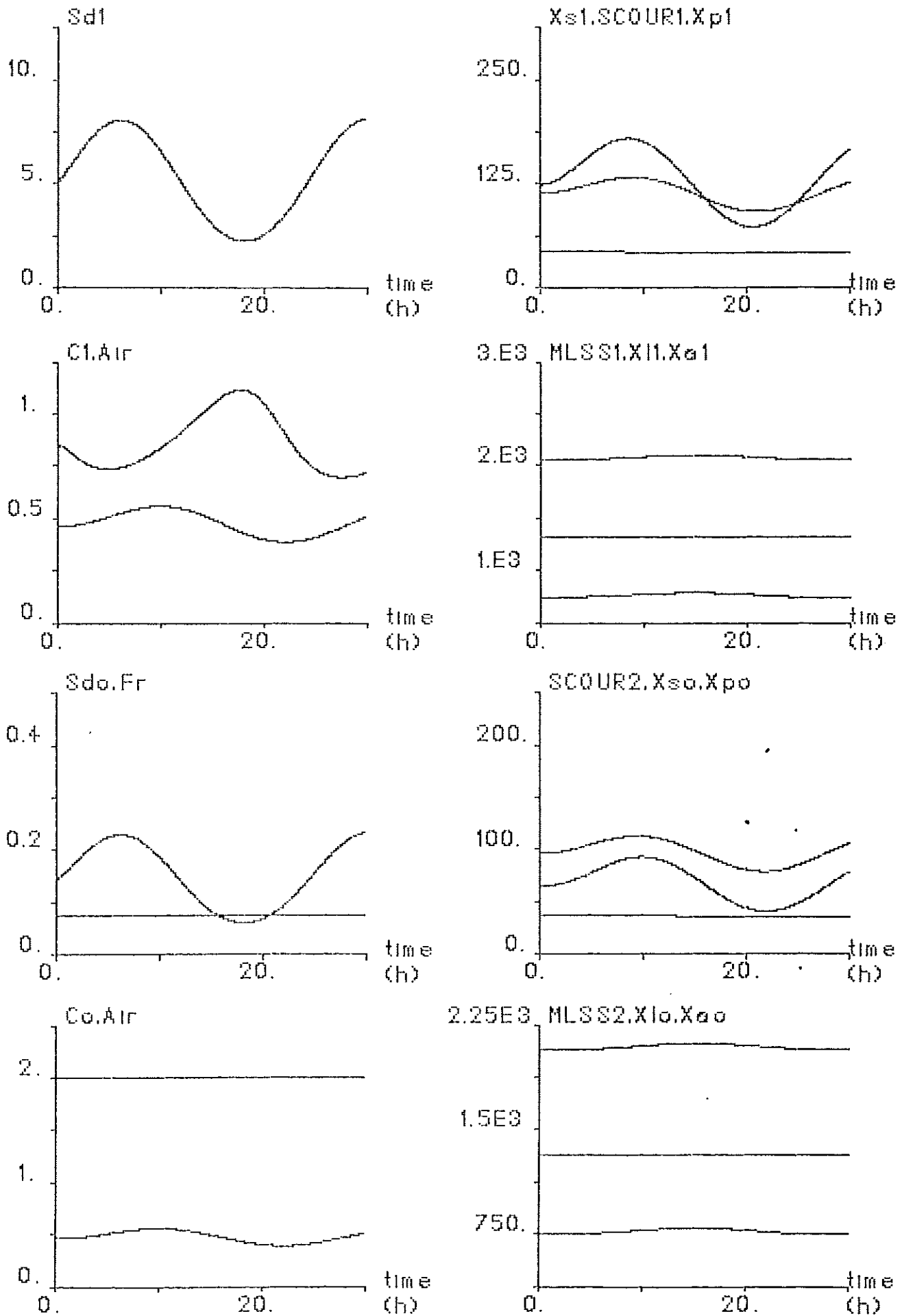
Vid koncentrationsstörningen visade det sig att störningssimuleringar ej gick att genomföra med det här reglerkriteriet.  $Fr$  styrdes ut sin till övre begränsning. Massflödet ökades visserligen under störningen, men efter att störningen passerat hann aldrig regulatorn släppa bottningen förrän steady-state-modellen för sedimenteringen ställt in sig på ett nytt stationärt värde. Detta innebar att massflödets stationaritetsvärde återfanns men med ett bottnat  $Fr$  och ett mindre  $x_r$ . Se figur 6.1.

Simuleringar av koncentrationsstörningen har därför presenterats i nästa kapitel där de olika sedimenteringsmodellerna jämförs med varandra.

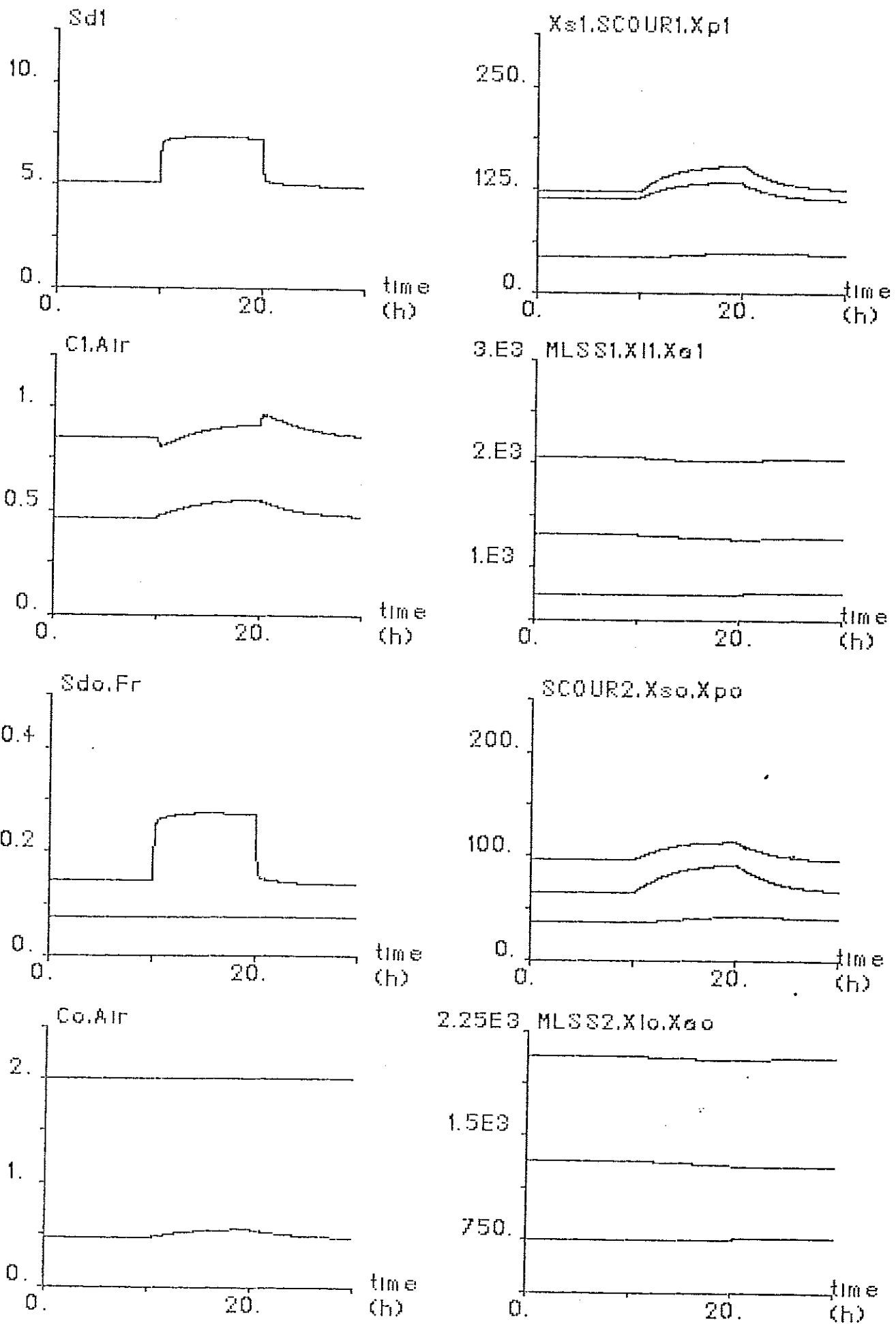




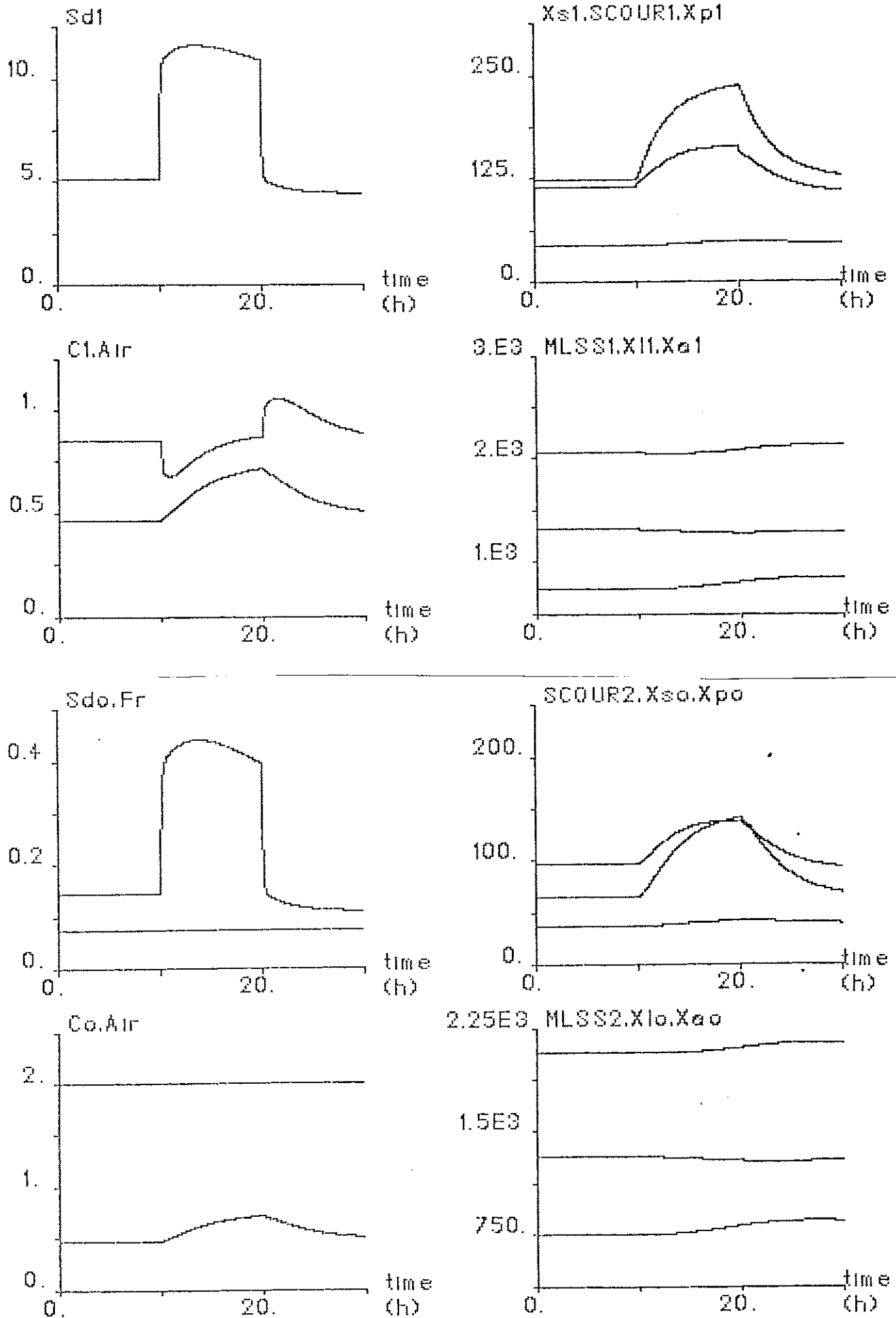
Figur 5.1 Sdi=200->300->200 Kriterium: Fr=konstant(=0.3)



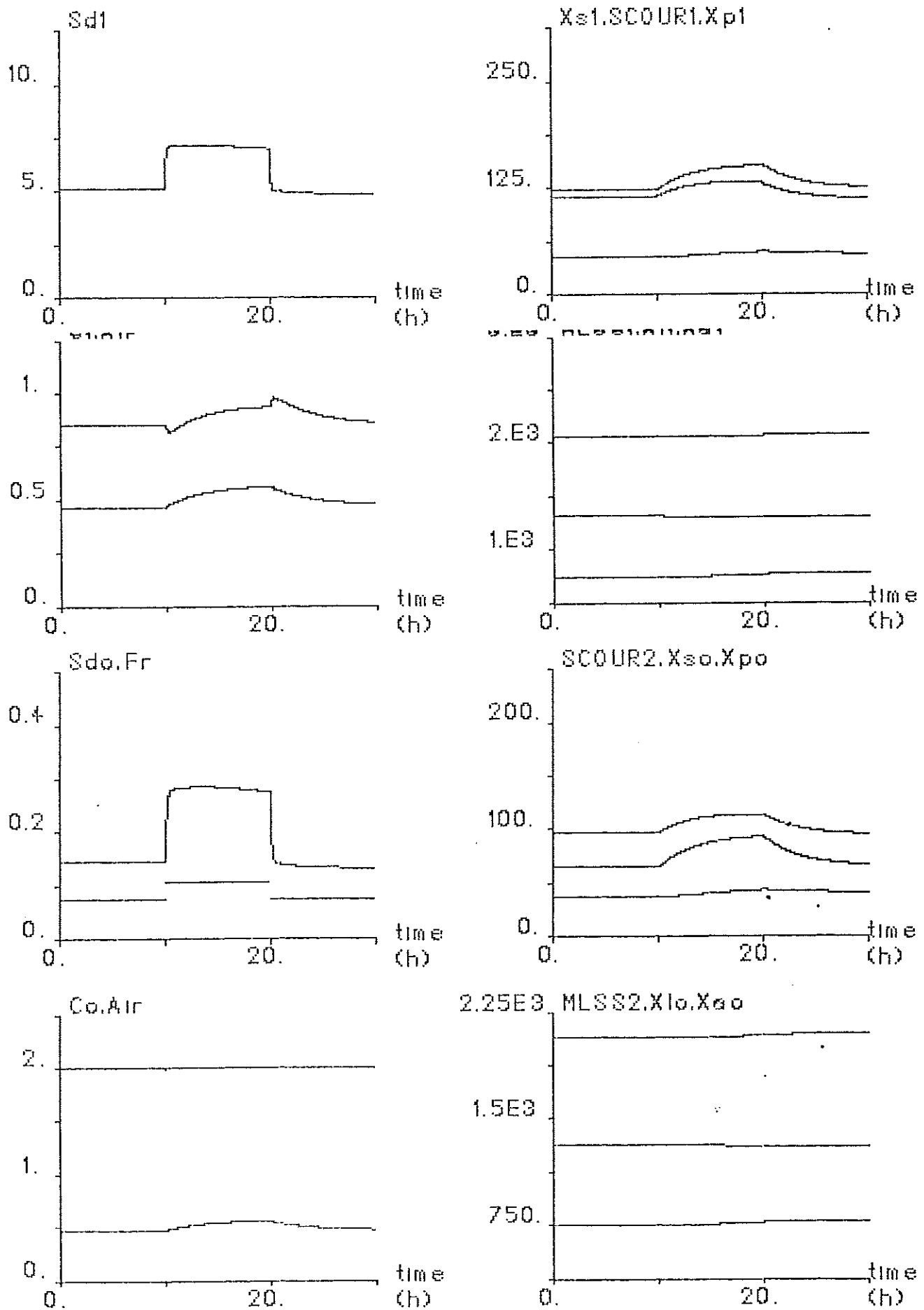
Figur 5.2  $S_{di}=200+100\sin(\omega t)$  Kriterium:  $Fr=\text{konstant}$



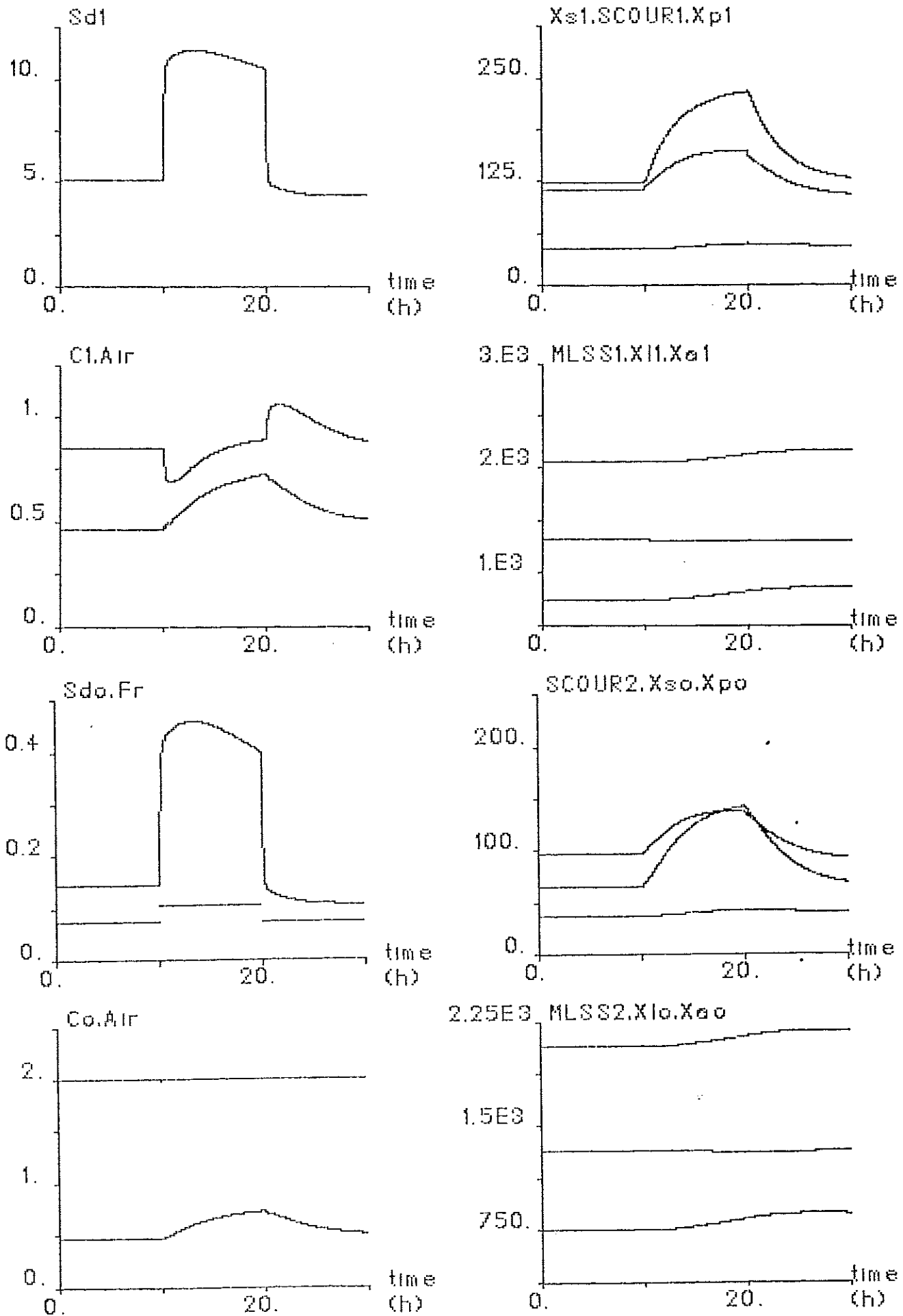
Figur 5.3  $Q=0.25 \rightarrow 0.35 \rightarrow 0.25$  Kriterium:  $Fr = \text{konstant}$



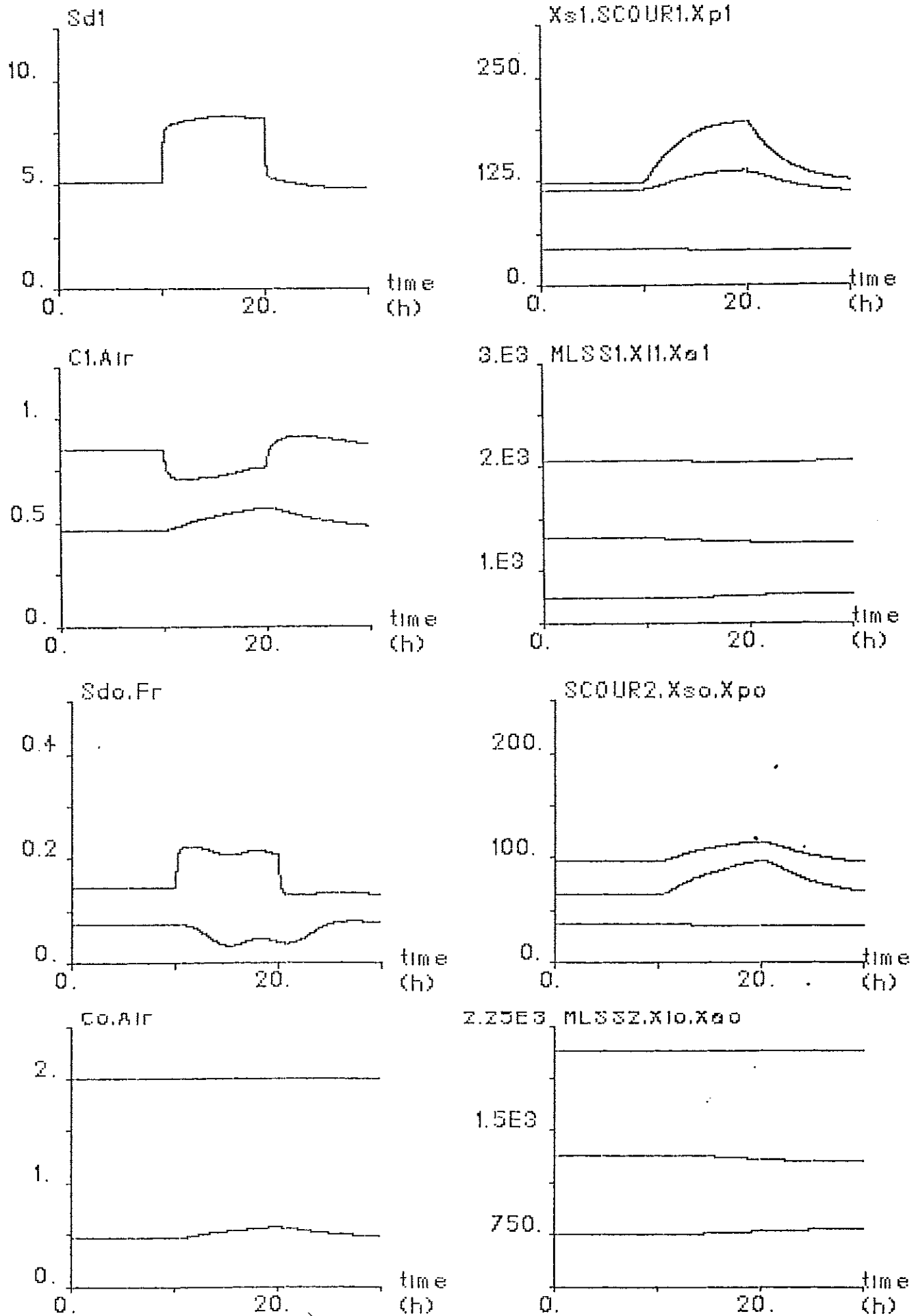
- Figur 5.4  $S_{di}=200 \rightarrow 300 \rightarrow 200$   $Q=0.25 \rightarrow 0.35 \rightarrow 0.25$  Kriterium:  $Fr=\text{konstant}$



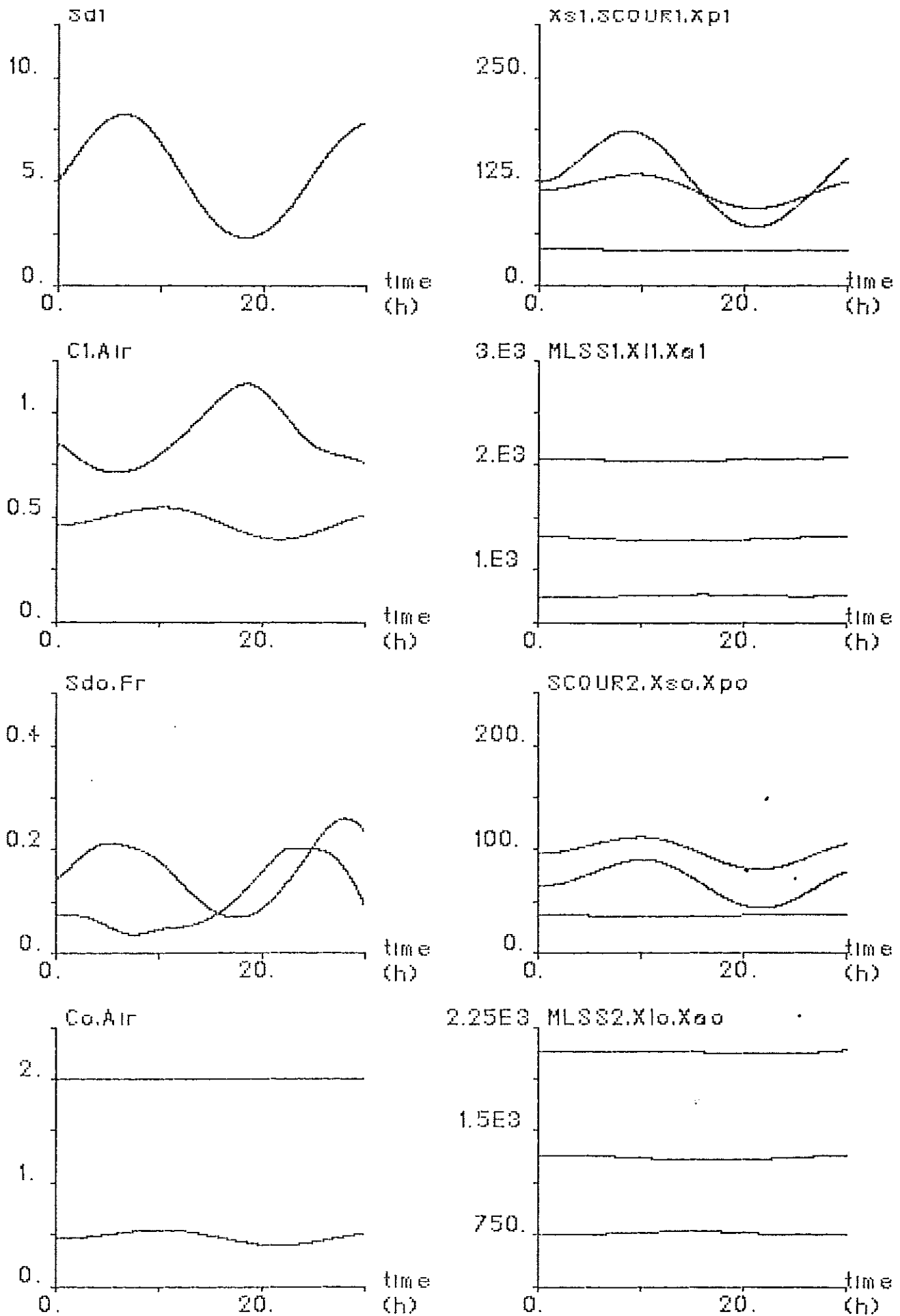
Figur 5.5  $Q=0.25 \rightarrow 0.35 \rightarrow 0.25$  Kriterium:  $Fr=r-Q$



Figur 5.6 Sdi=200->300->200 Q=0.25->0-35->0.25 Kriterium: Fr=r·Q

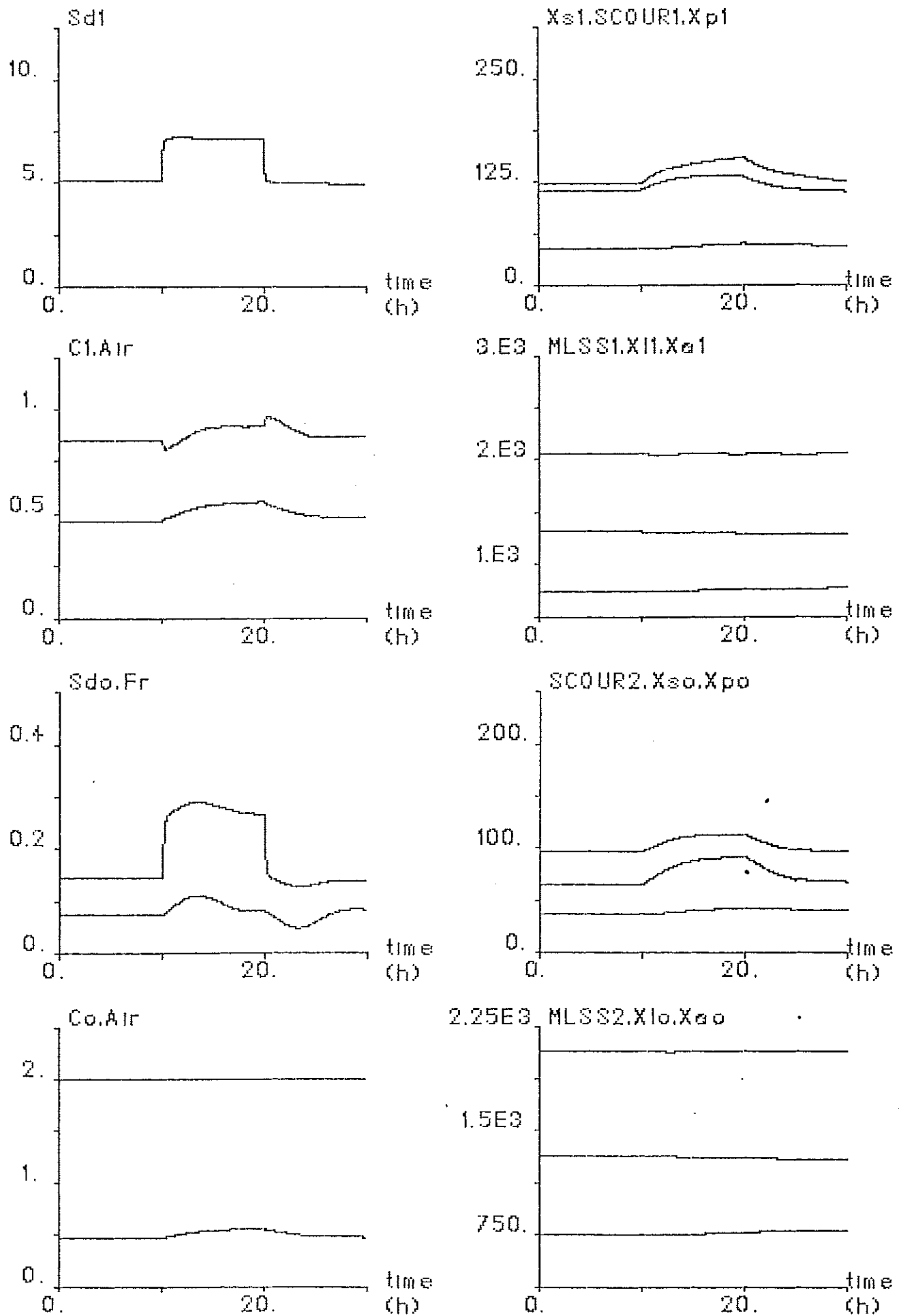


Figur 5.7 Sdi=200->300->200 Kriterium: MLSS-reglering

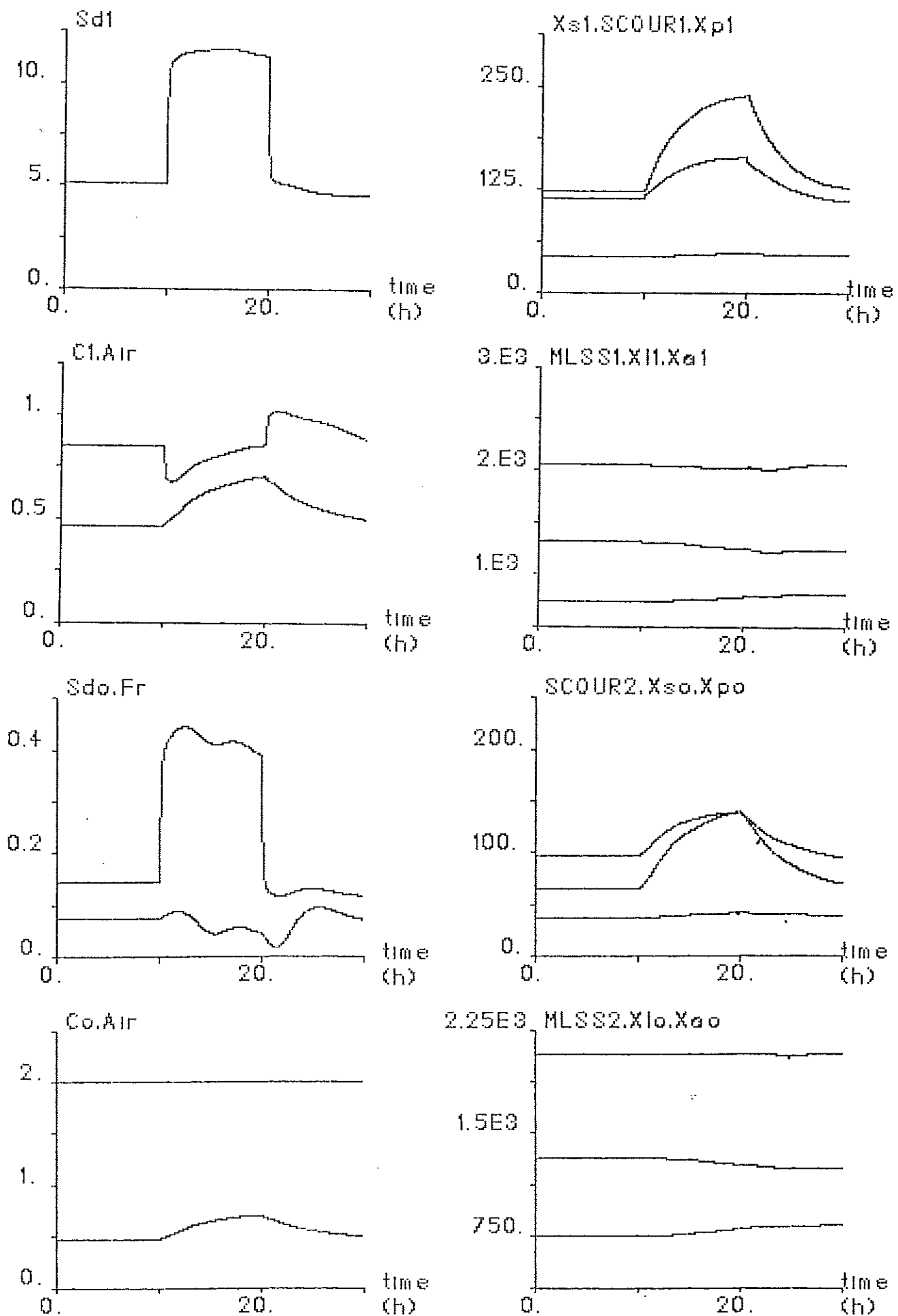


Figur 5.8  $S_{di}=200+100\sin(\omega t)$  Kriterium: MLSS-reglering





Figur 5.9  $Q=0.25 \rightarrow 0.35 \rightarrow 0.25$  Kriterium: MLSS-reglering



Figur 5.10 Sdi=200->300->200 Q=0.25->0.35->0.25 Kriterium: MLSS-reglering

## 6. RETURSLAMREGLERING BASERAD PÅ SPECIFIK SYREUPPTÄGNING -OLIKA SEDIMENTERINGSMODELLER

Simuleringar av returslamflödesstrategin med SCOUR-reglering som kriterium kommer här presenteras för olika sedimenteringsmodeller. Störningen har vid samtliga fall varit en koncentrationsstörning ( $S_{di}=200 \rightarrow 300 \rightarrow 200$ ).

### Stationär modell

Stationaritetensmodellen (kap. 4.1) visar i figur 6.1 upp de brister som nämnts i slutet av förra kapitlet. Regulatorn bottnar vid störningen och återgår ej till sitt ursprungliga steady-state när störningen passerat, eftersom stationaritetensmodellen ställer in sig på ett nytt stationärt värde.

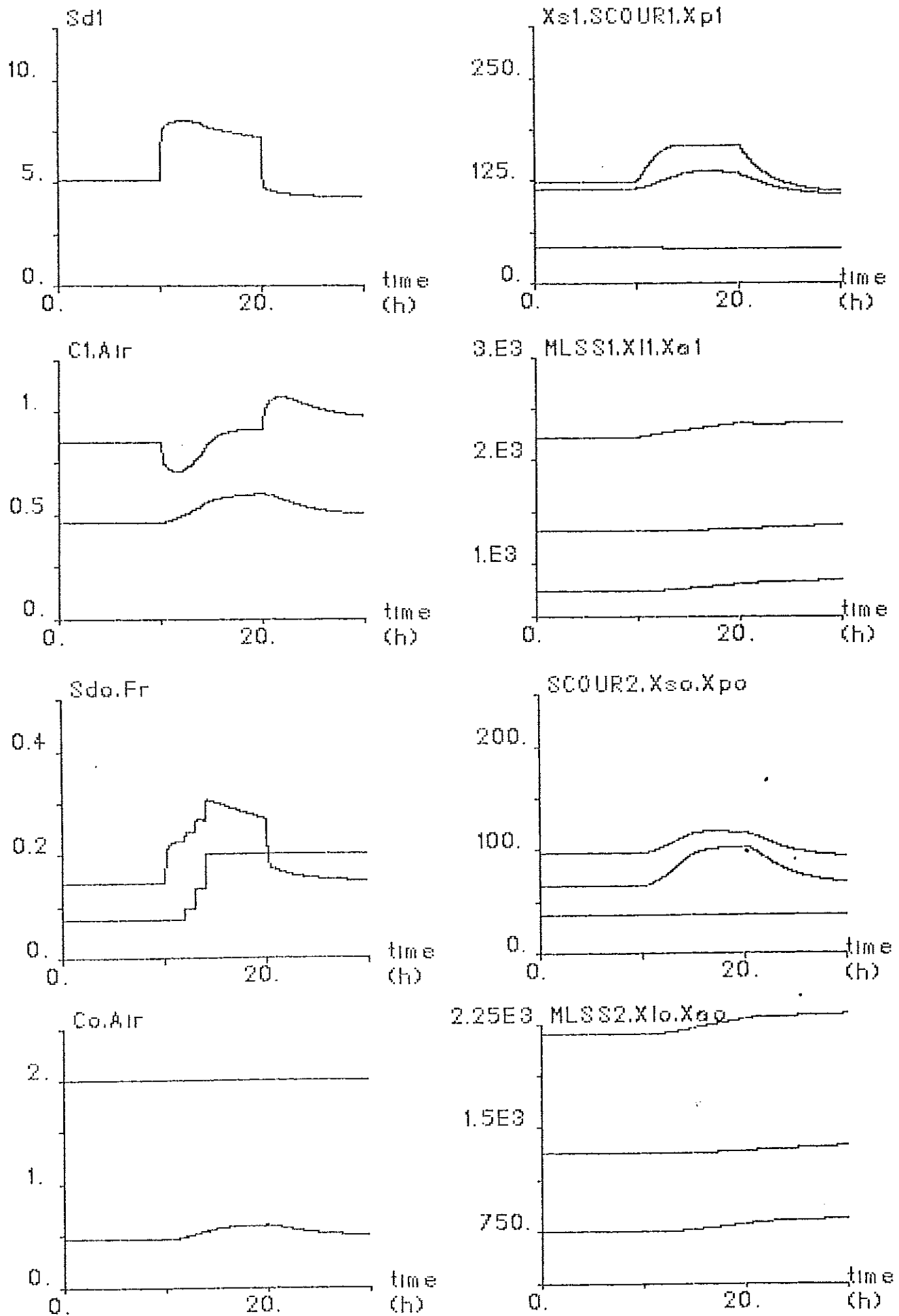
### Oändlig sedimenteringsbassäng

Modellen som bygger på en oändlig sedimenteringsbassäng (kap.4.2) visar upp en otroligt stor känslighet i massflödet vid en variation av  $Fr$ , se fig. 6.2. Det är möjligt att detta är en alltför orealistisk modell. Men om inte annat visar den vad resultatet kan tänkas bli om man bygger sedimenteringsbassängen överdimensionerad. Man lyckas visserligen minska substratkoncentrationen  $S_{do}$ , men till ett pris av en vansinnig ökning av slamkoncentrationen  $MLSS_2$ . (Den avskurna toppen hos  $MLSS$  beror på att denna kommit utanför plottarean.) Om nu SCOUR-reglering är bra, så visar denna plott faran med att överdimensionera sedimenteringsbassängen. En annan fara är som tidigare nämnts risken för denitrifikation.

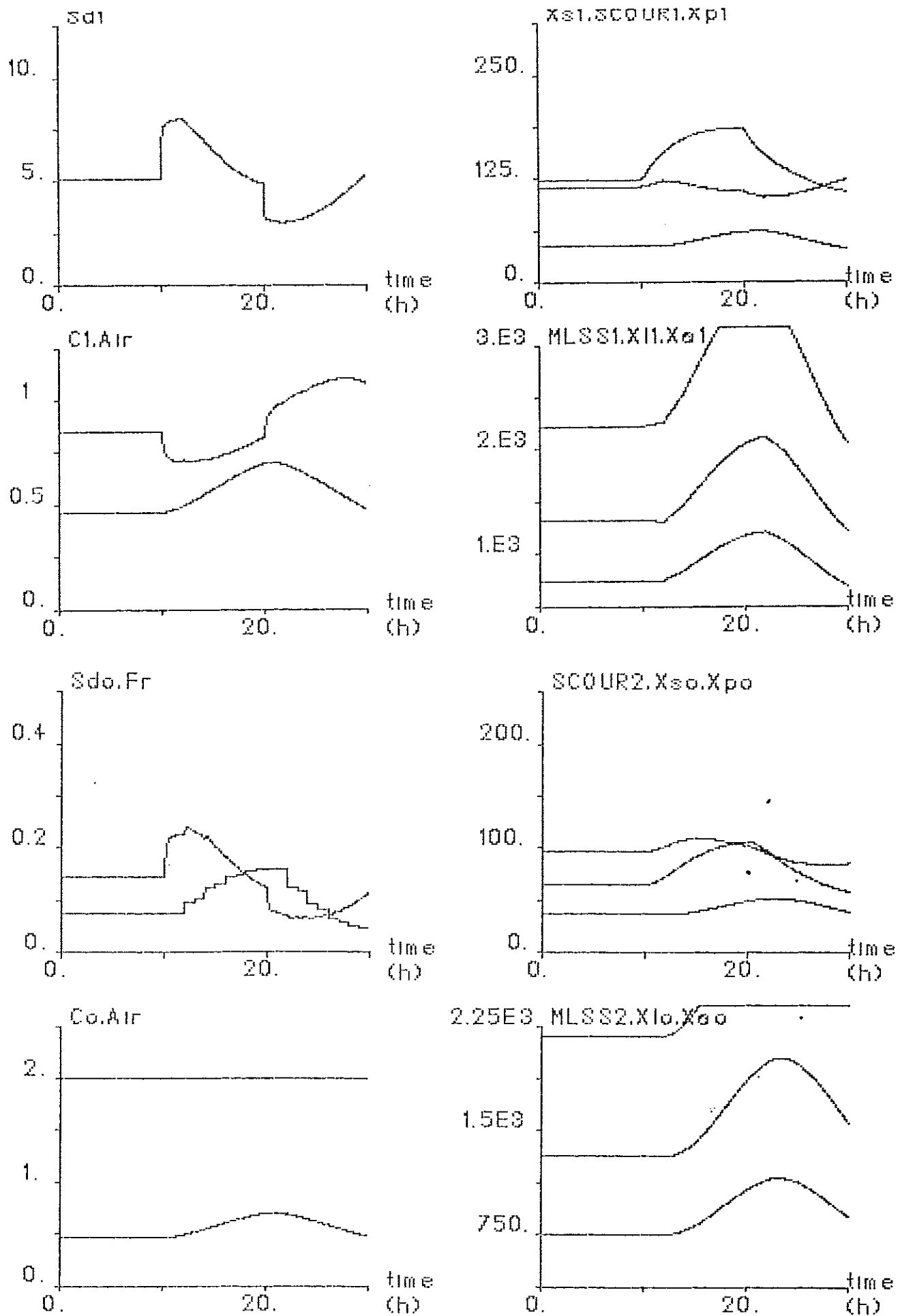
### Dynamisk modell

Slutligen har 3 simuleringar gjorts med den dynamiska sedimenteringsmodellen, figur 6.3-6.5. Den första har som i tidigare fall haft övre begränsningen på  $Fr$  vid 0.2. Vid den andra simuleringen låg den gränsen istället vid 0.1 och vid den tredje generaliserades begränsningen till  $Fr$ =konstant(=0.075). Den sista härddragningen innebar en återgång till det ursprungliga (första) kriteriet. Det ligger därför nära till hands att jämföra figur 6.5 med 5.1, eftersom även den visar kriteriet  $Fr$ =konstant, fast med den stationära sedimenteringsmodellen. Överensstämmelsen övertygar om att den stationära modellen varit tillräcklig vid  $S_d$ -puls-störningen.

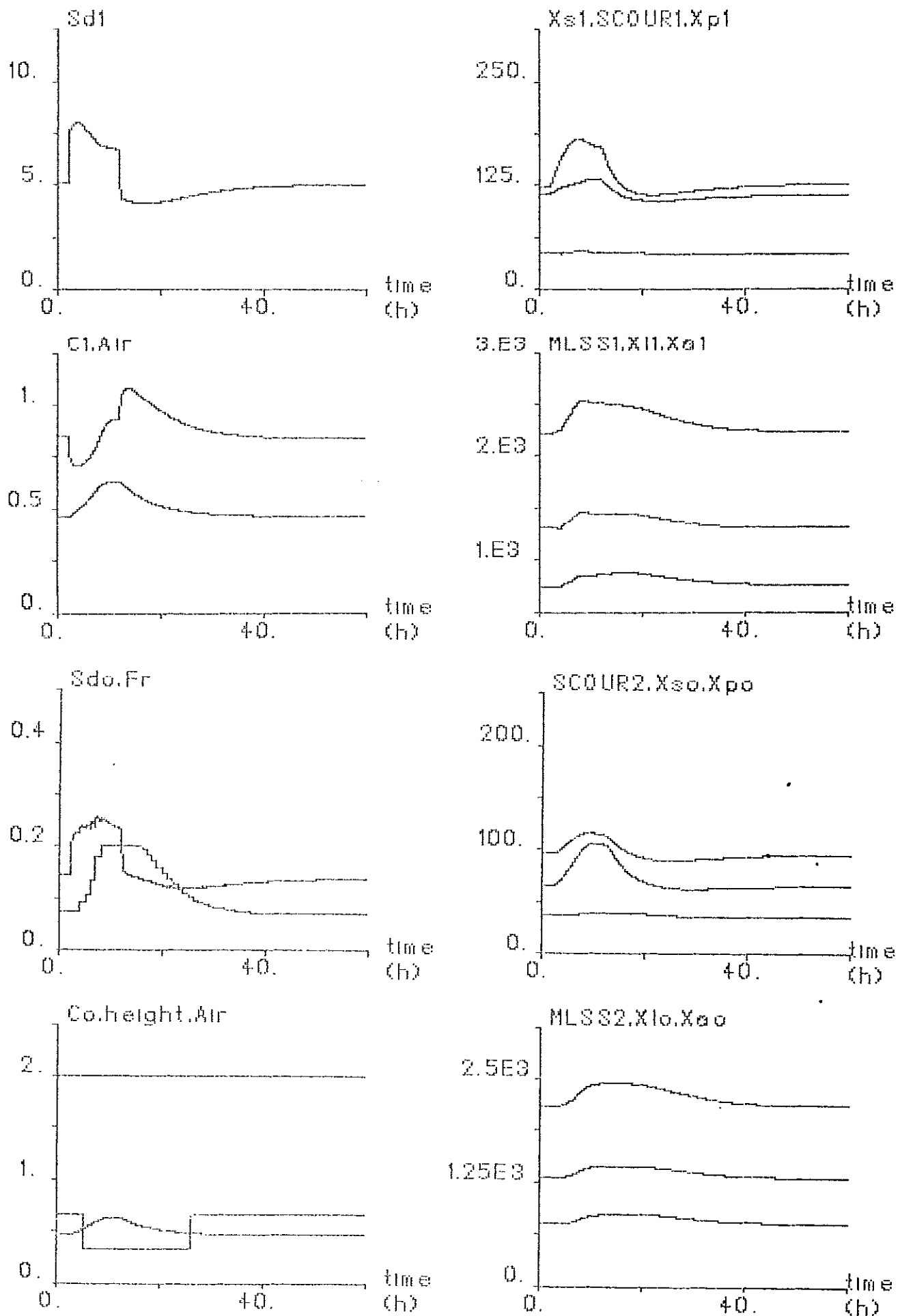
Tyvärr måste man konstatera att SCOUR-regleringen bara försämrar regleringen av substrat och slam. Ju mer man begränsar  $Fr$ , d.v.s. ju mer man övergår från SCOUR-reglering till kriteriet  $Fr$ =konstant, desto bättre resultat får man; mindre  $S_{do}$  och  $MLSS_2$ .



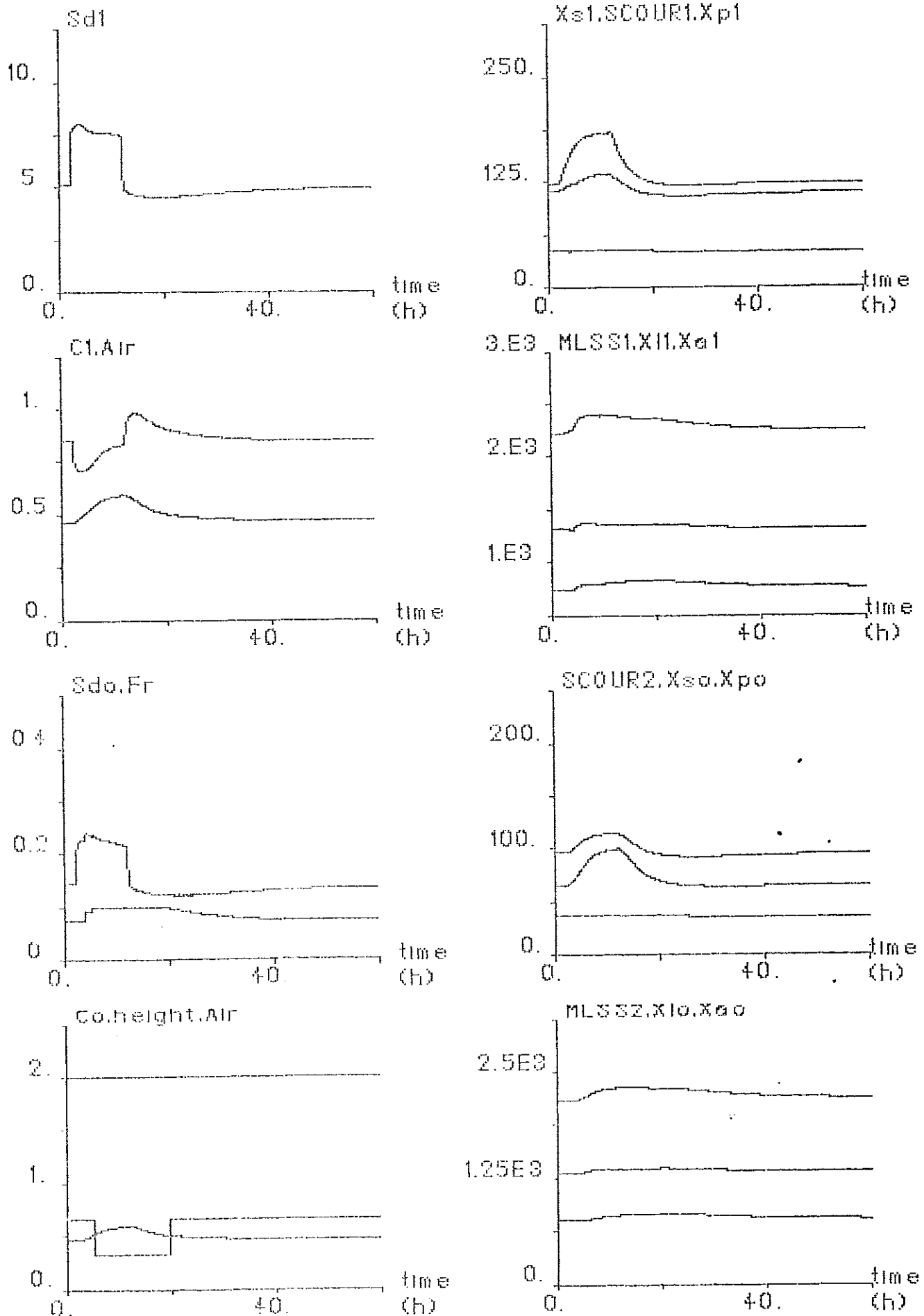
Figur 6.1 Sdi=200->300->200 Kriterium: SCOUR-reglering  
STATIONAR MODELL



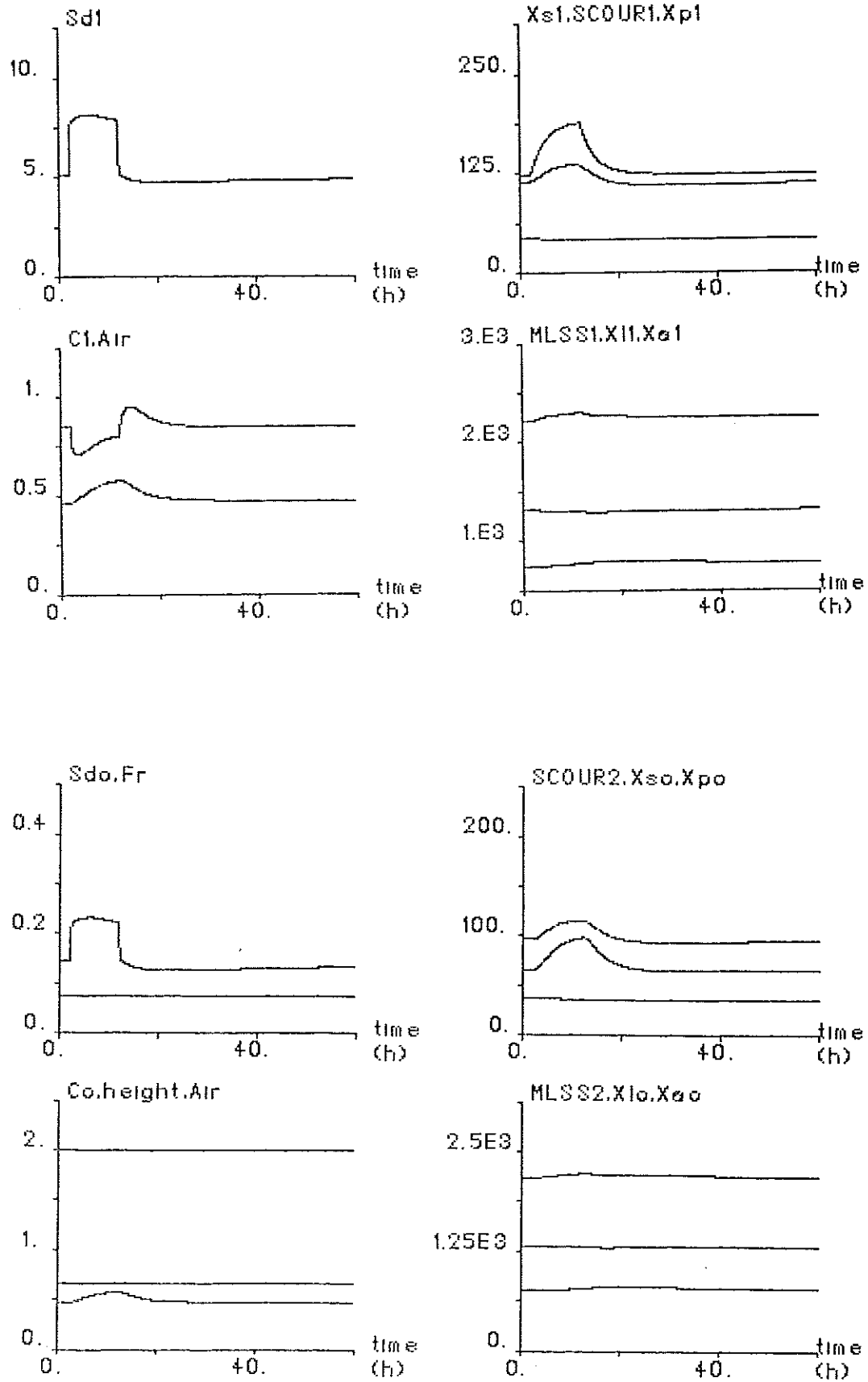
Figur 6.2 Sdi=200→300→200 Kriterium: SCOUR-reglering  
OÄNDLIG SEDIMENTERINGSBASSÄNG



Figur 6.3 Sdi=200->300->200 Kriterium: SCOUR-reglering  
DYNAMISK MODELL MAX(Fr)=0.2



Figur 6.4  $S_{di}=200 \rightarrow 300 \rightarrow 200$  Kriterium: SCOUR-reglering  
DYNAMISK MODELL MAX(Fr)=0.1



Figur 6.5 Sdi=200->300->200 Kriterium: SCOUR-reglering  
 DYNAMISK MODELL MAX(Fr)=MIN(Fr)=0.075



## 7. SLUTSATSER

Distribution av slam kan göras med returslamflödet  $Fr$ . Denna strategi kan sedan tillämpas utifrån olika reglerkriterier. En jämförelse av följande kriterier gjordes i kapitel 5 (+ SCOUR-reglering i kap. 6).

- o  $Fr$ =konstant
- o  $Fr=r \cdot Q$
- o MLSS-reglering
- o SCOUR-reglering

Det första, som förmodligen är det vanligast förekommande, har jämförts med de senare alltmer sofistikerade kriterier. Jämförelsen gäller såväl koncentrations- som hydraulikstörningar.

Det andra kriteriet skiljer sig ifrån det första endast vid hydraulikstörningar. Men tyvärr blir uppförandet sämre vid sådana störningar.

MLSS-regleringen, som håller slamkoncentrationen konstant i slutet av biologiska reaktorn, klarar bättre av koncentrationsstörningen. Däremot blir resultatet sämre vid hydraulikstörningen.

SCOUR-regleringen, vilken i princip reglerar slammets specifika tillväxthastighet, visade att den stationära modellen för sedimentering var otillräcklig vid koncentrationsstörningen. Detta reglerkriterium simulerades därför med olika sedimenteringsmodeller:

- o Stationär modell
- o Oändlig sedimenteringsbassäng
- o Dynamisk modell

Svagheten med den stationära modellen är att denna övergår i ett nytt stationärt tillstånd om regulatorn bottnar. Problemet uppstår därför ej då  $Fr$  är konstant eller varierar långsamt. För de störningar som studerats har stationaritetsmodellen varit tillräcklig vid de tre första kriterierna (möjligtvis med undantag för MLSS-regleringen av sinusstörningen).

Den oändliga sedimenteringsbassängen klarar förvisso bäst av att reglera SCOUR men till ett för högt pris när det gäller utflödande suspension.

Den dynamiska sedimenteringsmodellen, tillika den mest realistiska, avslöjar att SCOUR-regleringen lyckas sämre med målet: att minimera substrat- och suspensionhalten i utflödet. Då allt strängare begränsningar gjordes på utstyrningen av  $Fr$  blev resultatet allt bättre. Till slut när  $Fr$  var konstant erhöles bästa resultat.

### Summering

Om reningsverket utsätts för stora hydrauliska belastningar är det mest fördelaktigt att hålla Fr konstant. Däremot kan en reglering av slamkoncentrationen (MLSS-reglering) vara att föredra då koncentrationsstörningar dominerar. För dessa kriterier är den stationära sedimenteringsmodellen tillräcklig.

## 8. REFERENSEER

- Andrews, J F, Olsson, G, and Hill, R D (1981)  
ASCL, An activated sludge process control language. Prepared for The Weyerhaeuser company.
- Briggs, R D et alii (1982)  
On-line Measurement, Data Processing and Digital Control. Symposium: Data Processing in the Water Industri. Bournemouth.
- Olsson, G (1975)  
Activated sludge dynamics I, Biological models. Report 7511(C). Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology.
- Olsson, G (1976)  
Estimation and identification problems in wastewater treatment. Presented at IIASA workshop on Recent Developments in Real-time Forecasting/Control of Water Resource Systems, Laxenburg, Austria, October 18-19.
- Olsson, G and Andrews, J F (1977)  
The dissolved oxygen profile-a valuable tool for control of the activated sludge process. Water Research Vol. 12. pp. 985 to 1004. Pergamon Press Ltd. Great Britain.
- Olsson, G (1978)  
Automatic control in combined wastewater treatment plants. Liège. Belgium.
- Olsson, G (1980)  
Automatic control in wastewater treatment plants. Trib. Cebedeau, N° 436, 33, pp. 121-130 , Liege, Belgium.
- Olsson, G (1983)  
Control strategies for the activated sludge process. Chapter 30 of Comprehensive Biotechnology, volume 3. Pergamon Press.
- Stenström, M K (1975)  
A dynamical model and computer compatible control strategies for wastewater treatment plants. Department of Environmental Systems Engineering. Faculty of Clemson University.
- Tracy, K D (1973)  
Mathematical modeling of unsteady-state thickening of compressible slurries. Department of Environmental Systems Engineering. Faculty of Clemson University.
- Aström, K J (1982)  
A Simnon Tutorial. Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology.