SAMMENDRAG

I dette arbeidet ble det søkt etter gode alternativer for regulerte variable for selvoptimalisernede regulering av en integrert Petlyuk destillasjonskolonne. Det ble benyttet to metoder for sammenligning av ulike alternativer, den ene basert på en Taylorutvikling av tapsfunksjonen, den andre basert på maksimering av minste singulærverdi for en lineær prosessmodell fra pådrag til utgang. Som alternativer til regulerte utganger ble det valgt å søke blant kombinasjoner av fire temperaturmålinger, dette for å sammenligne med temperatursymmeti over skilleveggen, DTS, som tidligere er funnet å være en god kandidat til selvoptimaliserende regulering.

Metodene som ble benyttet gav gode og relativt nøyaktige resultater. Det ble funnet flere gode kandidater for selvoptimaliserende regulering, der den enkleste og beste er en differanse mellom en temperaturgradient i bunnen av prefraksjonatoren og en temperaturgradient rett over sideproduktuttaket. Denne differansen er funnet å være karakteristisk for optimal kombinasjon av væske og dampsplitt over skilleveggen, og kan manipuleres direkte med væskesplittfraksjonen som pådrag. Med denne utgangen er det funnet at det maksimale tapet for alle forstyrrelser i det forstyrrelsesrommet som ble studert var på omlag 0.5% relativt til implementasjon av optimal væskesplitt. Dette ansees som svært god ytelse sammenlignet med tidligere foreslåtte reguleringsstrukturer, da analyse av DTS predikerte et maksimalt tap på omlag 14%.

INNHOLDSFORTEGNELSE

1 Innledning 3
2 Teori 4
2.1 Petlyuk kolonnen 4
2.2 Modellbeskrivelse 5
2.3 Selvoptimaliserende regulering 8
2.4 Maksimering av minste singulærverdi 13
3 Resultater 15
3.1 Nominellt operasjonspunkt 15
3.2 Beregning av hessiske matriser 16
3.3 Linearisert modell 17
3.4 Beste alternativer for utganger 19
3.5 Verifisering av modell 22
3.6 Dynamisk oppførsel 25
4 Diskusjon 29
4.1 Antagelser i prosessmodell 29
4.2 Vurdering av Taylorutvikling av tapsfunksjon som metode 29
4.3 Vurdering av minste singulærverdi som metode 31
4.4 Vurdering av reguleringsstrukturer 32
4.5 Fysisk tolkning av variable 33
4.6 Forslag til videre arbeid 35
5 Konklusjon 36
6 Symbolliste 37
7 Litteraturliste 39

Bilag

A Algoritmer 40
B Tilnærming til hessiske matriser 42
C Utledning av linær modell 44
D Beste alternativer for R 46
E Sammenligning av linær og ulinær prosessmodell 50
F Plott av tap ved ulike forstyrrelser 53
G Simuleringsresultater 58

1 INNLEDNING

I de fleste prosesser er det ekstra frihetsgrader som tradisjonellt brukes til nominell optimalisering under design og holdes konstant på den nominelt optimale verdien under drift. Forstyrrelser og modellfeil vil med en slik behandling av alle ekstra frihetsgrader føre til at operasjonspunktet for prosessen er suboptimalt.

Ideen bak selvoptimaliserende regulering er å omforme optimaliseringsproblemet til et settpunktsproblem. Man søker å finne en målbar variabel som har en konstant verdi i optimum og samtidig kan reguleres effektiv ved å manipulere en eller flere av de ekstra frihetsgradene. Selvoptimaliserende regulering er utformet som en tilbakekobling og er dermed lite sensitiv for modellfeil og forstyrrelser sammenlignet med en "open loop" optimaliserings- strategi.

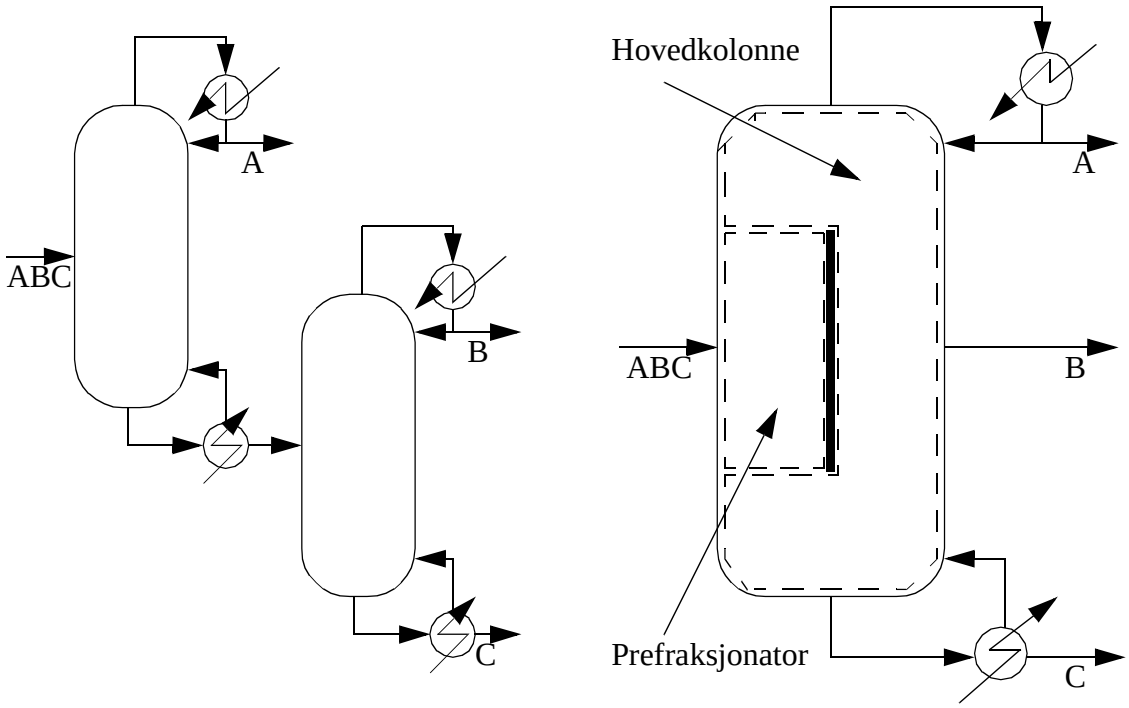
Petlyukkolonnen er en termisk koblet destillasjonskolonne for ternær separasjon som har stort potensiale for å oppnå energibesparelser sammenlignet med en konvensjonell separasjonssekvens. Energibesparelsene kan være vanskelig å oppnå i praksis, da dette krever at prosessen opererer nært optimum. Prosessen har to ekstra frihetsgrader og er dermed godt egnet til implementering av selvoptimaliserende regulering

Bruk av selvoptimaliserende regulering er tidligere studert på Petlyuk kolonnen, men i dette arbeidet vil det bli benyttet andre analysemetoder for vurdering av flere mulige kontrollerte variable enn det som er gjordt i de tidligere arbeidene. Det vil bli benyttet metoder basert på en Taylorutvikling av tapsfunksjonen, noe som gir en enkel og rask sammenligning av ulike kandidater.

2 TEORI

2.1 PETLYUK KOLONNEN

En termisk koblet destillasjonskolonne for ternær separasjon kjent som Petlyuk kolonnen, figur 2-1b, ble inntrodusert i 1965 (Petlyuk (1965)). Studier av Triantafyllou og Smith (1992) har vist at Petlyuk kolonnen kan gi energibesparelser på rundt 30% sammenlignet med et konvensjonelt direkte splitt arrangement, figur 2-1a.



Figur: 2-1 Direkte sekvens (a) og Petlyuk kolonnen (b)

Under design av kolonnen er det kjent at man må ha relativt flere trinn enn ved et konvensjonelt design, men siden kolonnen kan bygges inn i et skall, vil installasjonskostnadene også være lavere for Petlyuk-kolonnen. Det har allikevel vært rapportert få praktiske applikasjoner av Petlyuk-kolonnen i industrien, noe som kan tilskrives en oppfatning om at kolonnen er vanskelig å operere og at energibesparelsene er vanskelig å oppnå i praksis.

Prosessen innebærer en splitt av interne damp og væskestrømmer over skilleveggen. Væskestrømmen kan splittes relativt enkelt ved å ta hele strømmen ut i en akkumulator, og

sende de aktuelle væskefraksjonene til hver sin seksjon. Styring av dampsplitten er mer komplisert, og selv om det eksisterer teknikker for å gjøre dette, kan en design med konstant væskesplitt være fordelaktig. Bruk av selvoptimaliserende regulering på denne kolonnen er tidligere studert av Skogestad og hans medarbeidere (se litteraturliste)

2.2 MODELLBESKRIVELSE

Petlyuk-kolonnen ble modellert i MATLAB[1] og siden de fleste studiene som blir utført i dette arbeidet er basert på stasjonære betraktninger er kun fenomener som har direkte tilknytning til stasjonær oppførsel tatt hensyn til. Modellen er basert på konstante relative flyktigheter slik at energibalanser kan sløyfes og prosessen kan beskrives med massebalanser på hvert trinn. Det er antatt lik molar fordampningsvarme noe som gir konstante gass- og væskestrømmer. Siden vi er hovedsakelig opptatt av stasjonære betraktninger er væske- og gassdynamikken sløyfet noe som impliserer konstant holdup på trinnene. Det er også antatt perfekt nivåregulering i alle akkumulatorer.

I modelleringen er delelementene i figur 2-2 modellert hver for seg med rutiner som henholdsvis beskriver seksjoner (*gensec.m*), akkumulatorer (*accum.m*) og koker (*reboiler.m*), samt en rutine som beregner likevektene på hvert trinn basert på konstante relative flyktigheter (*equilib.m*). Beskrivelser av disse og andre viktige rutiner som er benyttet i arbeidet er gitt i bilag A. Nummereringen i hver seksjon er ovenfra og ned. Hvert element er tilslutt satt sammen til en komplett modell av kolonnen (*genpet.m*), der koblingene mellom de ulike enhetene er beskrevet i figur 2-2.

Det er i dette arbeidet brukt 8 trinn i hver seksjon, og den konstante relative flyktigheten er satt til 2,8 mellom to komponenter, altså en flyktighetsvektor $\alpha = [5,6\ 2,8\ 1]$. Dette gir et forhold mellom nominelt oppkok og minimum oppkok med uendelig antall trinn på omlag 1,2.

Hver seksjon er modellert som et sett av koblede massebalanser der massebalansen på hvert trinn er beskrevet av ligning 2-1 og likevekten er beskrevet av ligning 2-2. Kokeren er

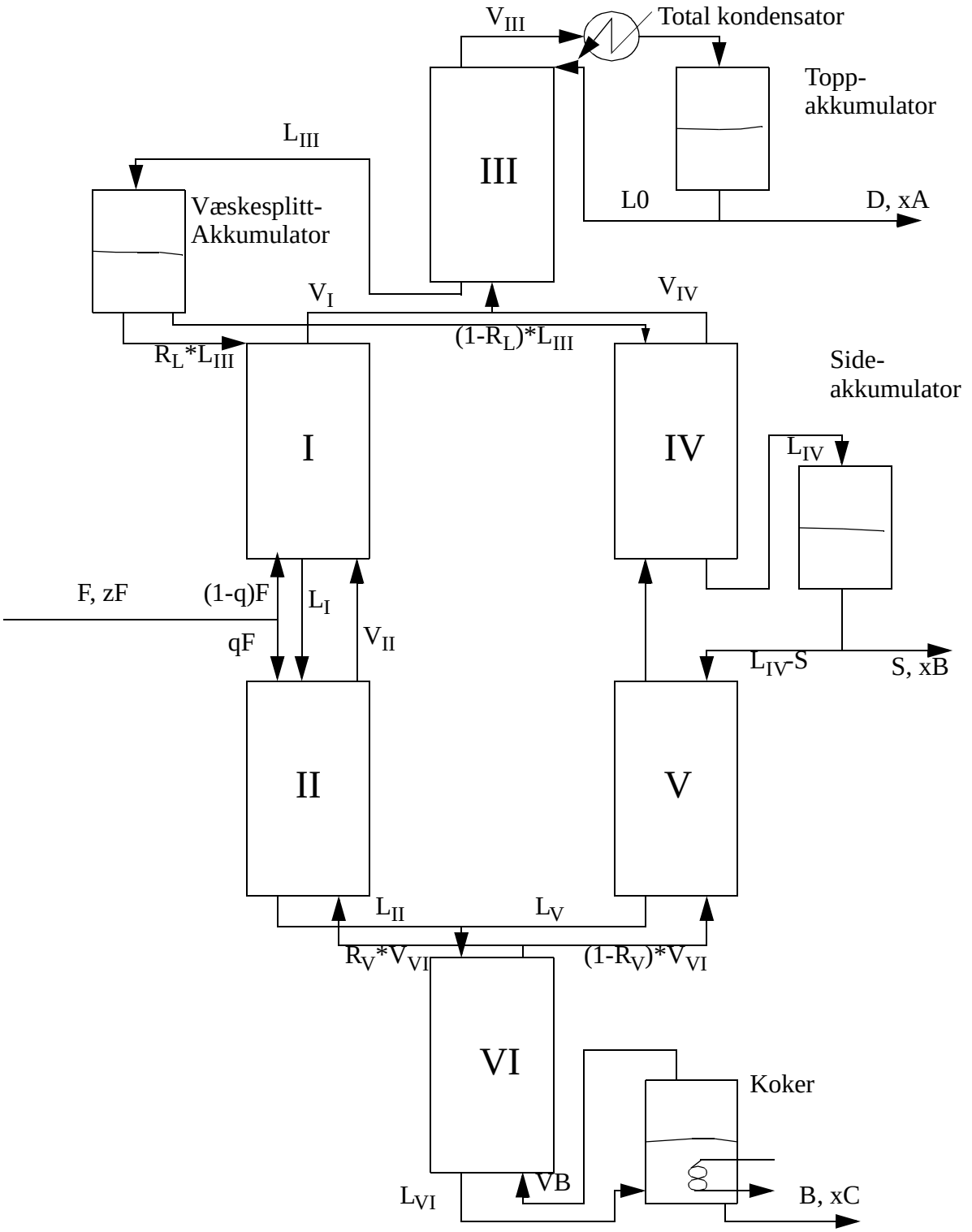
1.MATLAB er et lisensiert produkt fra MATHWORKS Inc.

modellert som et likevektstrinn, det er antatt total konsensator, og akkumulatorene er modellert som rene tanker uten likevekter.

$$\frac{dx_i}{dt} = \frac{L(x_i(n-1) - x_i(n)) - V(y_i(n+1) - y_i(n))}{M_0} \tag{2-1}$$

$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum_i \alpha_i x_i}, i \in A, B, C \tag{2-2}$$

Dette gir en modell med 104 tilstander (to sammensetninger på hvert trinn pluss sammensetninger i koker og akkumulatorer). Bunnprodukt og destillatstrøm går med til å regulere nivå i toppakkumulator og koker, slik at modellen har fem pådrag, u = [L_0 V_B S R_L R_V]. Forstyrrelser i modellen er knyttet til føden, d' = [F z_{FA} z_{FB} q_F]. Det er også satt settpunkt på produktsammensetningene, og disse settpunktene vi senere bli betraktet som forstyrrelser slik at forstyrrelsesvektoren blir d = [F z_{FA} z_{FB} q_F x_{Aset} x_{Bset} x_{Cset}].



Figur: 2-2 Modelloppbygning

2.3 SELVOPTIMALISERENDE REGULERING

Teorien er hentet fra Skogestad, Halvorsen og Morud (1998).

Når en prosess er stabilisert og reguleringer for å overholde spesifikasjoner og beskrankninger er implementert er det ofte flere frihetsgrader som gjenstår og som må spesifiseres. Disse bør brukes til å sikre at prosessen opereres så effektivt som mulig, det vil si å optimalisere prosessen. Dette er ofte gjort ved at de ekstra frihetsgradene spesifiseres fra en optimalisering i et nominelt operasjonspunkt. På grunn av modellfeil og forstyrrelser vil drift av prosessen med de ekstra frihetsgradene holdt konstant på de verdiene funnet ved den nominelle optimaliseringen ikke være optimal.

Kriteriet for "optimalitet" er oftest gitt av en kriteriefunksjon J som beskriver kostnader ved drift av prosessen og målet er å minimalisere denne kriteriefunksjonen. En annen tilnærming er å definere en tapsfunksjon som er forskjellen mellom reell kostnad og den optimale kostnaden ved de gitte operasjonsbetingelsene. Ved denne tilnærmingen kan ideen bak selv-optimaliserende kontroll uttrykkes som

"*Selvoptimaliserende regulering er når vi kan oppnå akseptable tap med konstante settpunkt-verdier på de regulerte variablene"*

Selvoptimaliserende regulering er en strategi for valg av regulerte variable, en del av det større fagområdet som omhandler *design av reguleringsstruktur*. Siden de økonomiske aspektene ved drift av et prosessanlegg hovedsakelig er bestemt av stasjonære forhold, vil alle analyser i dette arbeidet hovedsakelig basere seg på stasjonære betraktninger.

2.3.1 Problemformulering

Kriteriefunksjonen J er generelt en vektet sum av de ulike innsatsfaktorene og produktene, men defineres i dette tilfellet kun utfra driftskostnader. I forbindelse med destillasjon er den klart største ressursbruken forbundet med energiforbruket i kokeren, særlig når det i dette arbeidet forutsettes at produktkrav og andre eksterne operasjonsbetingelser er gitt.

Energiforbruket i kokeren er propersjonalt med oppkoket, følgelig defineres kriteriefunksjonen som

$$J(x,u,d)=V_B \tag{2-3}$$

Tilstandene x er entydig gitt av pådrag og forstyrrelser. Det er valgt å regulere produktsammensetningen med refluks L, oppkok V og sideprodukt S. Pådragsvektoren kan da partisjoneres i u_C og u_F, $u = [u_C\ u_F]$, der $u_F = [R_L\ R_V]$ er de ekstra frihetsgradene. Hvis settpunkter for produktsammensetningene tas med som forstyrrelser i optimaliseringsproblemet, er pådragene $u_C = [L_0\ V_B\ S]$ gitt av forstyrrelsene og det nominelle optimaliseringsproblemet kan formuleres som

$$\min_{u_F}(J(u_F, d_0)) = J_{opt}(d_0) = J(u_{F,\,opt}(d_0), d_0) \tag{2-4}$$

Tapsfunksjonen kan da uttrykkes som

$$L(u_F, d) = J(u_F, d) - J_{opt}(d) \tag{2-5}$$

Målet med dette arbeidet blir å finne den regulerte variabelen c som, når holdt konstant på sitt nominelt optimale settpunkt, gir lavest verdi på tapsfunksjonen for alle forstyrrelser.

$$\min_c L_J(d), \quad d \in D \tag{2-6}$$

2.3.2 Taylorrekkeanalyser

Tidligere arbeider gjort av Halvorsen, Serra og Skogestad (1999) har valgt ut endel kandidater for regulerte variable og beregnet tap ved å holde disse variablene konstant for ulike forstyrrelser. Det ble i disse arbeidene funnet at DTS, temperatursymmetri over skilleveggen, var en god kandidat til selvoptimaliserende kontroll av Petlyukkolonnen. Valg av kandidater for selvoptimaliserende regulering i disse arbeidene ble gjort på bakgrunn av fysisk innsikt og det ble ikke testet særlig mange kandidater, da metodene med å beregne kriteriefunksjonen eksplisitt for hver kandidat er relativt tidkrevende.

I dette arbeide vil en annen tilnærming bli benyttet som gir mulighet for å sjekke svært mange målinger og kombinasjoner av målinger på mye kortere tid. Metoden baserer seg på en andre ordens Taylorutvikling av kriteriefunksjonen, ligning 2-7.

$$J(u_F, d) = J(u_{F0}, d_0) + J_u^T(u_F - u_{F0}) + J_d^T(d - d_0) + \frac{1}{2}(u_F - u_{F0})^T J_{uu}(u_F - u_{F0}) \qquad (2\text{-}7)$$

$$+ \frac{1}{2}(d - d_0)^T J_{dd}(d - d_0) + \frac{1}{2}(d - d_0)^T J_{du}(u_F + u_{F0}) + \frac{1}{2}(u_F + u_{F0})^T J_{ud}(d - d_0) + O^3$$

$$= J(u_{F0}, d_0) + \begin{bmatrix} J_u^T & J_d^T \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta u_F \\ \Delta d \end{bmatrix} + \frac{1}{2} \begin{bmatrix} \Delta u_F \\ \Delta d \end{bmatrix}^T H \begin{bmatrix} \Delta u_F \\ \Delta d \end{bmatrix}, \qquad H = \begin{bmatrix} J_{uu} & J_{ud} \\ J_{du} & J_{dd} \end{bmatrix}$$

Alle de deriverte er evaluerte i det optimale nominelle operasjonspunktet ($d = d_0$, $u_F = u_{F0} = u_{F,opt}(d_0)$), angitt av merket $_0$.

$$J_u = \left(\frac{\partial J}{\partial u_F}\right)_0 = 0,\ J_d = \left(\frac{\partial J}{\partial d}\right)_0,\ J_{uu} = \left(\frac{\partial^2 J}{\partial u_F^2}\right)_0,\ J_{dd} = \left(\frac{\partial^2 J}{\partial d^2}\right)_0,\ J_{ud} = \left(\frac{\partial^2 J}{\partial u_F \partial d}\right)_0$$

I optimum må den deriverte med hensyn på u_F være null, så etter en forstyrrelsesendring fra d_0 til d, og pådraget endres slik at det nye operasjonspunktet også er optimalt vil Taylorutviklingen av jakobien bli

$$J_u' = J_u + J_{uu}(u_{F,\,opt}(d) - u_{F,\,opt}(d_0)) + J_{du}(d - d_0) = 0$$

En første ordens tilnærming til det optimale input etter en forstyrrelsesendring kan da uttrykkes ved ligning 2-8

$$u_{F,\,opt}(d) = \underbrace{u_{F,\,opt}(d_0)}_{u_0} - J_{uu}^{-1} J_{du}(d - d_0) \qquad (2\text{-}8)$$

Tapsfunksjonen i ligning 2-5 kan også Taylorutvikles. Hvis $J(u_F,d)$ ekspanderes rundt det pertuberte punktet $(u_{F,opt}(d), d)$ fås

$$J(u_F, d) \approx J(u_{F,\,opt}(d), d) + J'^{T}_{u}(u_F - u_{F,\,opt}(d)) + \frac{1}{2}(u_F - u_{F,\,opt}(d))^{T} J'_{uu}(u_F - u_{F,\,opt}(d)) \quad (2\text{-}9)$$

Her betyr ‘ at de deriverte er evaluert i det pertuberte punktet. Siden det pertuberte punktet er optimalt er den førstederiverte null. Den andrederiverte kan ekspanderes om det nominelt optimale punktet $(u_{F,opt}(d_0),d_0)$.

$$J'_{uu} = J_{uu} + J^{T}_{uud}(d - d_0) + J^{T}_{uuu}(u_{F,\,opt}(d) - u_{F,\,opt}(d_0))$$

Tredjeordensleddene neglisjeres som vanlig, og ligning 2-9 innsatt i tapsfunksjonen gir et utrykk for tapsfunksjonen som er nøyaktig til andre orden

$$L = \frac{1}{2}(u_F - u_{F,\,opt}(d))^{T} J_{uu}(u_F - u_{F,\,opt}(d)) = \frac{1}{2}\Delta u'^{T} J_{uu} \Delta u' \quad (2\text{-}10)$$

De regulerte variablene er avhengige av de uavhengige variablene

$$c = f(u_F, d)$$

Etter linearisering og innføring av avviksvariable ($\Delta c = c - c_0$ osv) kan sammenhengen uttrykkes som

$$\Delta c = G\Delta u_F + G_d \Delta d \quad (2\text{-}11)$$

hvor $G = (\delta f / \delta u_F)^T$ og $G_d = (\delta f / \delta d)^T$. Ved endringer i forstyrrelser skal regulatoren holde den avhengige variabelen kostant på $c_s = c_0$. På grunn av implementeringsfeil e, som vanligvis kan sees på som en sum av måle- og reguleringsfeil, vil den reelle verdien bli $c = c_s + e$ og endringen i den avhengige variabelen vil etter ligning 2-11 bli

$$\Delta u_F = (u_F(d) - u_{F,\,opt}(d_0)) = -G^{-1}G_d\Delta d + G^{-1}e \quad (2\text{-}12)$$

Sammen med uttrykket i ligning 2-8 gir dette en sammenheng for avvik fra optimalt input

$$\Delta u_F' = u_F(d) - u_{F,\,opt}(d) = (J_{uu}^{-1}J_{du} - G^{-1}G_d)\Delta d + G^{-1}e \tag{2-13}$$

Det beste valg av regulert variabel er den som minimerer en gjennomsnittlig verdi av tap, beregnet med ligning 2-10, for alle forventede forstyrrelser.

2.3.3 Beregning av tap ved hjelp av singulærverdier

Ved å substituere 2-13 inn i 2-10 kan tapsfunksjonen uttrykkes som

$$L = \frac{1}{2}z^T z = \frac{1}{2}\|z\|_2^2 \tag{2-14}$$

hvor $\|z\|_2$ er andrenormen til vektoren z

$$z = J_{uu}^{1/2}[(J_{uu}^{-1}J_{du} - G^{-1}G_d)\Delta d + G^{-1}e] \tag{2-15}$$

Forventede størrelser på forstyrrelser og implementeringsfeil introduseres gjennom de positive diagonale matrisene W_d og W_e, hvor følgende sammenhenger antas å eksistere

$$\Delta d = W_d\tilde{\Delta d}, \quad \|\tilde{\Delta d}\|_2 \le 1$$

$$e = W_e\tilde{e}, \quad \|\tilde{e}\|_2 \le 1$$

Minimalisering av tapet L for enhver (verst tenkelig) kombinasjon av forstyrrelser og implementeringsfeil vil da være ekvalient til å minimalisere den induserte 2-normen (største singulærverdi) til matrisen

$$M = \begin{bmatrix} M_1 & M_2 \end{bmatrix}, \text{ hvor} \tag{2-16}$$

$$M_1 = J_{uu}^{1/2}(J_{uu}^{-1}J_{du} - G^{-1}G_d)W_d, \quad M_2 = J_{uu}^{1/2}G^{-1}W_e$$

Vi kan da, under antagelsen at forstyrrelser og implementeringsfeil er 2-norm bundet, løse optimaliseringsproblemet

$$\min_c L, \quad L = \frac{1}{2}(\bar{\sigma}(M))^2 \tag{2-17}$$

2.4 MAKSIMERING AV MINSTE SINGULÆRVERDI

Teorien er hentet fra Skogestad, Halvorsen og Morud (1998).

En lineær sammenheng mellom pådrag og utganger kan uttrykkes ved ligning 2-18

$$\Delta c = G\Delta u' \tag{2-18}$$

En tommelfingerregel innen design av reguleringsstruktur har vært å velge de regulerte utganger som maksimerer den minste singulærverdien for G. Det har tidligere vært lite teoretisk bakgrunn for denne regelen, og konsekvensene av ulik skalering har vært uklare. (Skogestad og Postlethwaite, 1996) indikerer at regelen kan underbygges ved en lokal approksimasjon av tapsfunksjonen, ligning 2-10.

Fra denne approksimasjonen er det klart at $\Delta u' = (u_F - u_{F,opt})$ ønskes så liten som mulig. Manipulering av 2-18 gir

$$\Delta u' = (u_F - u_{F,opt}) = G^{-1}(c - c_{opt}) \tag{2-19}$$

og det er utfra dette klart at produktet mellom G^{-1} og $(c - c_{opt})$ ønskes så lite som mulig. Dette er ekvalient med å maksimere minste singulærverdi av G hvis utgangene er skalert slik at $(c - c_{opt})$ er i størrelsesorden 1. Dette kan oppnås ved å definere skaleringsfaktoren som

$$\Delta(\Delta c) = \max_d(\Delta c_{opt}) + e \tag{2-20}$$

I det monovariable tilfellet er det ikke nødvendig å innføre singulærverdier, oppgaven blir ganske enkelt å minimere $\Delta(\Delta c) / G$. I det multivariable tilfellet må også inngangene skaleres. Ifølge Skogestad og Postlethwaite (1996) bør inngangene skaleres slik at J_{uu} er nært unitær. Skaleringen på inngangene er utledet under

$$L = \Delta u'^{T} J_{uu} \Delta u' = \Delta u'^{T} U \Sigma V^{T} \Delta u'$$

$$\Delta u'' = V^{T} \Delta u'$$

$$L = \Delta u''^{T} V^{T} U \Sigma \Delta u'' = \Delta u''^{T} (\Sigma^{0,5})^{T} I \Sigma^{\dot{0}5} \Delta u''$$

$$\Delta \hat{u} = \Sigma^{0,5} \Delta u'' = \Sigma^{0,5} V^{T} \Delta u$$

Hvis utganger og innganger (for multivariable analyser) skaleres slik angitt over bør den regulerte variabelen som gir størst minste singulærverdi velges for selvoptimaliserende kontroll.

3 RESULTATER

3.1 NOMINELLT OPERASJONSPUNKT

Det er i dette arbeidet valgt å benytte nominelle driftsbetingelser gitt i tabell 3-1:

Tabell: 3-1 Nominelle operasjonsparametere

F	z_{FA}	z_{FB}	q_F	x_{Aset}	x_{Bset}	x_{Cset}
1.0	1/3	1/3	0.5	0.97	0.97	0.97

En optimalisering med MATLAB-rutinen *constr.m* gav de optimale pådragene i tabell 3-2:

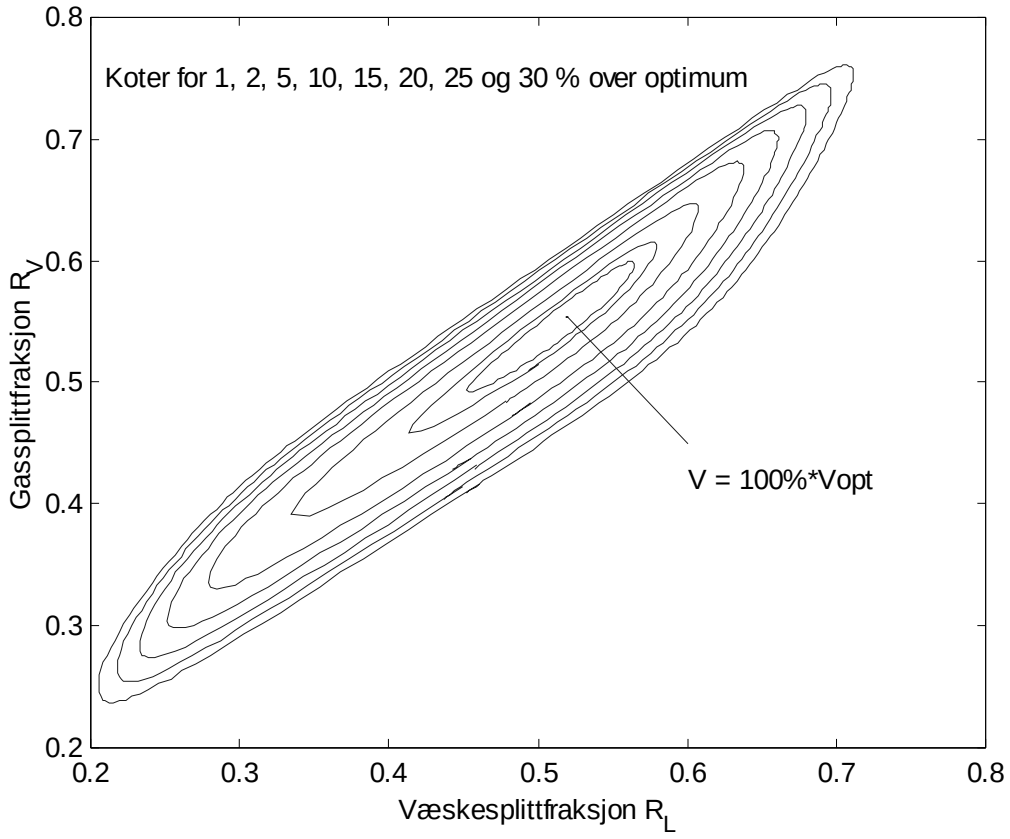
Tabell: 3-2 Optimale pådragsverdier

L_0	V_B	S	R_L	R_V
1,3085	1,1428	0,3227	0,5197	0,5536

Løsningsflaten rundt optimum i de frie variablene R_L og R_V ble beregnet ved en broyden - sekant metode(Christiansen, Morud og Skogestad,(1996)) og er gjengitt i figur 3-1. Figuren viser at løsningsflaten er svært bratt i en retning, noe som betyr at ved bruk av konstante, nominelt optimale operasjonsbetingelser, vil forstyrrelser som drar operasjonspunktet i den bratteste retningen svært fort føre til at energiforbruket blir mye høyere.

Hvis man derimot klarer å holde operasjonspunktet i bunnen av "dalen" på kotekartet vil det være mulig å operere prosessen men små energitap. Siden bunnen på dalen er nesten lineær med hensyn på de ekstra frihetsgradene vil det være mulig å holde en av dem konstant og manipulere den siste frihetsgraden med det mål å operere prosessen i bunnen av dalen på kotekartet. Det er i dette arbeidet valgt å holde gassplittforholdet konstant på sin nominelt optimale verdi, dette fordi det er vanskeligere i praksis å manipulere dette forholdet enn å manipulere væskesplitten.

Det søkes derfor å finne en målbar variabel som, når den er holdt på sitt settpunkt ved å manipulere på væskesplittforholdet, gjør at prosessen opererer nær bunnen av dalen. Til dette vil det bli benyttet teorien utledet i kapittel 2.3 og 2.4



Figur: 3-1 Løsningsflate rundt optimum

3.2 BEREGNING AV HESSISKE MATRISER

I utrykket for tapfunksjonen i ligning 2-16 inngår andrederiverte av kriteriefunksjonen med hensyn på pådragene u_F, J_{uu}, og andrederiverte med hensyn på pådrag og forstyrrelser, J_{du}. Disse er beregnet ved hjelp av tilnærminger til de deriverte basert på Taylorutviklinger, ligning 3-1 og 3-2. Disse tilnærmingene er utledet i bilag B og er basert på teori fra Cheney og Kincaid (1994).

$$J_{uu} = \frac{J(m) - 2 \cdot J(u_0) + J(p)}{\Delta u^2} \tag{3-1}$$

$$J_{du} = \frac{J(pp) + J(mm) - J(pm) - J(mp)}{4\Delta u \Delta d} \tag{3-2}$$

Her står m for ($u_{F,0}$ - Δu_F), p for ($u_{F,0}$ + Δu_F), pp for ($u_{F,0}$ + Δu_F, d_0 + Δd) osv. Beregningene er gjordt ved rutinen *hessian2.m* og gav følgende hessiske matriser

$$J_{uu} = \begin{bmatrix} 109 & -109 \\ -109 & 118 \end{bmatrix}, J_{du} = \begin{bmatrix} -0,000 & 21,6 & 24,3 & 37,5 & -133 & 11,2 & -54,8 \\ 0,000 & -27,1 & -21,5 & -39,0 & 128 & -6,06 & 40,8 \end{bmatrix}$$

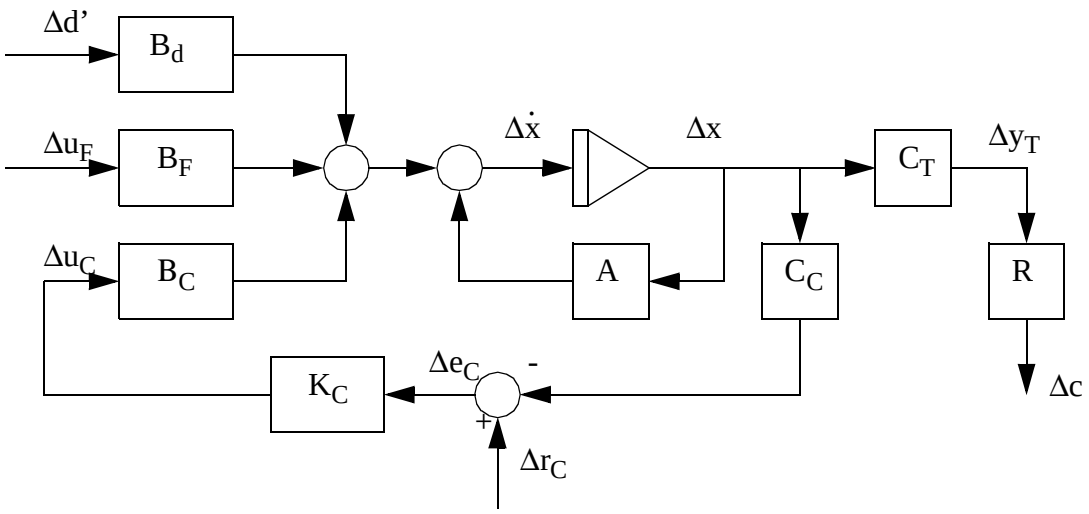
Disse matrisene er kun avhengige av forhold tilknytte fysiske forhold ved prosessen rundt det optimale operasjonspunktet, og er følgelig uavhengige av valgte prosessutganger.

3.3 LINEARISERT MODELL

Den andre delen av tapsfunksjonen består av en linearisert prosessmodell. Prosessmodellen ble linearisert med SIMULINK-rutinen *linmod.m*, noe som gir en lineær modell som er nøyaktig til første orden.

$$\begin{aligned} \Delta\dot{x} &= A\Delta x + B\Delta u' \\ \Delta y &= C\Delta x + D\Delta u' \end{aligned} \qquad (3\text{-}3)$$

Her er vektoren $\Delta u' = [\Delta u_C, \Delta u_F, \Delta d']^T$, og vektoren Δy består av produktsammensetninger samt en temperaturvektor for hele kolonnen, $\Delta y=[y_C, y_T]^T$. Hvis matrisene B og C partisjoneres, $B = [B_C\ B_F\ B_{d'}]$, $C = [C_C\ C_T]^T$, kan prosessen beskrives av blokkdiagrammet i figur 3-2. Stasjonært er den deriverte av Δx samt feilleddet Δe_C null



Figur: 3-2 Blokkdiagram for linearisert prosess

Eliminering av pådragene Δu_C og forenkling av uttrykket er gjordt i bilag C, der følgende matriser er innført

$$K_1 = -(C_C A^{-1} B_C) C_C A^{-1} B_d$$
$$K_2 = -(C_C A^{-1} B_C) C_C A^{-1} B_F$$
$$K_3 = -C_C A^{-1} B_C$$

$$D = \left[B_d + B_c K_1 \; B_C K_3 \right], \Delta d = \left[\Delta d'^T \; \Delta r_C{}^T \right]^T$$

Dette gir uttrykkene for koeffisientene i den lineære modellen $\Delta c = G\Delta u_C + G_d \Delta d$ gitt av 3–4 og 3–5

$$G = -R C_T A^{-1} (B_F + B_C K_2) \tag{3-4}$$

$$G_d = -R C_T A^{-1} D \tag{3-5}$$

3.4 BESTE ALTERNATIVER FOR UTGANGER

Ved innføringen av vektoren R er oppgaven med valg av prosessutgang redusert til en optimalisering av tapsfunksjonen i ligning 2-17 med hensyn på vektoren R. Denne optimaliseringen er mulig hvis man ikke legger beskrankninger på vektoren R. Hvis det derimot settes krav til strukturen på vektoren R, for eksempel ved å sette et øvre tak på antall målepukter, blir optimaliseringen numerisk svært vanskelig. Alternativet er da å bruke en iterativ søkerutine som tester ut alle mulige kombinasjoner. Da må det imidlertid også legges beskrankninger på verdien på elementene i R.

For å sammenligne med DTS, som tidligere er funnet å være et godt alternativ for selvoptimaliserende regulering, er det valgt å sette teste ut kombinasjoner av fire temperaturer, der elementene i R kun kan ha verdiene -1, 1 eller 0. Da beregningen av tapsfunksjonen ved hjelp av singulærverdianalyse er svært rask, er det mulig å sjekke ut alle kombinasjoner av fire temperaturer i kolonnen relativt raskt.

Før en slik evaluering av ulike alternativer kan finne sted må forventet maksimal størrelse på forstyrrelsene og implementeringsfeil bestemmes, da disse inngår i matrisene W_e og W_d. På grunn av mangel på prosessdata ble disse størrelsene estimert, og estimatene er gjengitt i tabell 3-3. Det er her antatt at det ikke er mulig å sette væskesplitten med større nøyaktighet enn omlag 10%

Tabell: 3-3 Estimerte verdier for forventede forstyrrelser og implementeringsfeil

$\Delta \mathbf{R}_V$	$\Delta \mathbf{F}$	$\Delta \mathbf{z}\mathbf{F}_A$	$\Delta \mathbf{z}\mathbf{F}_B$	$\Delta \mathbf{q}\mathbf{F}$	$\Delta \mathbf{x}\mathbf{A}_{set}$	$\Delta \mathbf{x}\mathbf{B}_{set}$	$\Delta \mathbf{x}\mathbf{C}_{set}$	**e**
0.05	0.2	0.1	0.1	0.1	0.01	0.01	0.01	0.5

En evaluering av de ulike alternativene er gjordt med rutinen *find_R.m*. De ti alternativene av vektoren R med lavest verdi for tapet L er gitt i bilag D, tabell D-2. De har alle en felles struktur, med en måling under midten av seksjon II, to målinger i seksjon IV og en i toppen av seksjon VI. Den beste varianten er R_1 = [13 -28 32 -41], der elementene i vektoren tilvarer ikke-null elementene og fortegnet på dem. R_1 tilsvarer dermed målingen $c_1 = T_{13} - T_{28} + T_{32} - T_{41}$. Nummereringen i kolonnen er gjordt ovenfra og ned i hver seksjon og nummereringen fortsetter i neste seksjon.

Hvis det antas at det er mulig å sette væskesplitten med større nøyaktighet, $\Delta R_V = 0.01$, er det en annen variant som har best egenskaper, R_2 =[7 -27 33 -39]. De ti beste alternativene fra denne analysen er gitt i tabell D-4.

R_V ble tidligere bestemt å holdes konstant. Hvis man istedet for å anse R_V som en forstyrrelse behandler variabelen som et pådrag / regulert variabel, vil tapstallene som framkommer være relativt til reellt optimum med to frihetsgrader. Usikkerheten i R_V som er benyttet i tidligere analyser er nå ansett som en implementeringsfeil. Resultatene av denne analysen med parametere fra tabell 3-3 er gjengitt i bilag D, tabell D-5. Her var resultatene svært like de som kom frem i den forrige analysen, med det vil bli arbeidet videre med en annen variant som kom frem på topp-ti listen, R_3 = [5 -29 -35 -36].

Med bakgrunn i teorien utledet i kapittel 2.4 er det også forsøkt å finne gode varianter av R ved å finne den maksimale minste singulærverdien for prosessmodellen G. Hvis R_V settes konstant er G en skalar og skaleringen er gitt av ligning 2-20 blir kriteriet for å finne beste R

$$\max_R \frac{RG_T}{(\max_d(c_{opt}) + e)} \tag{3-6}$$

Her er G_T prosessmodellen mellom u_F og temperaturvektoren for kolonnen.

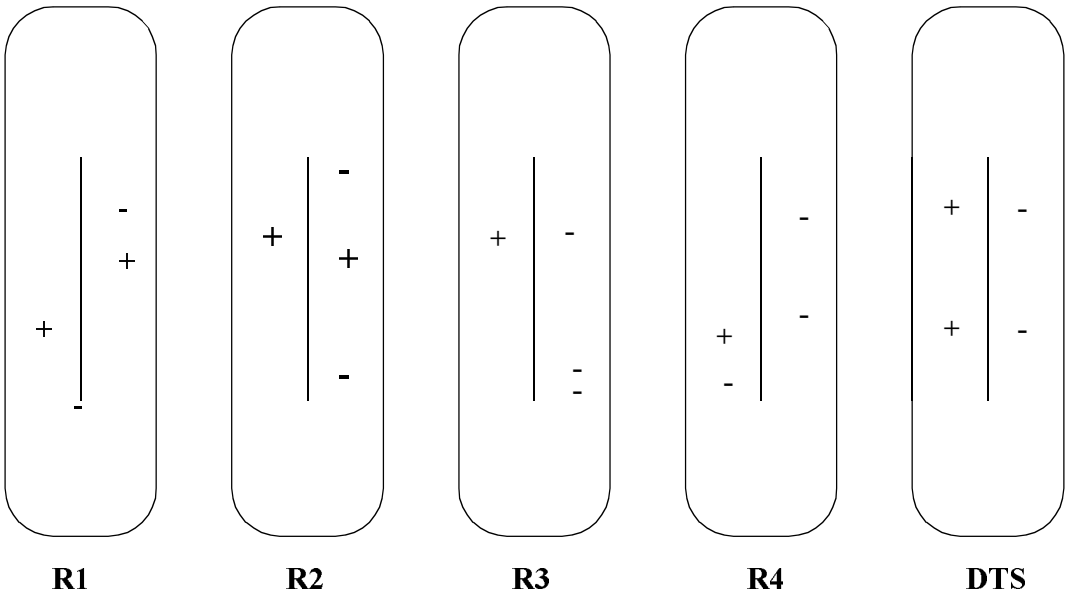
Med mer enn en forstyrrelse er antall forstyrrelsesretninger uendelig, og et valg av hvilke forstyrrelser som det skal skaleres med hensyn på må gjøres. Det er i dette arbeidet valgt å beregne optimale temperaturvektorer for maksimal- og minimalverdiene for alle forstyrrelsene hver for seg. $\max_d(c_{opt})$ kan da finnes for hver R ved å ta ut den maksimale verdien for avviket mellom c_{opt} og produktet mellom R og alle temperaturvektorene.

Ved denne metoden er de beste alternativene gjengitt i tabell D-6, og det vil bli arbeidet videre med alternativet R_4 = [12 -16 -28 -35]. Analysen er gjordt både med både R_V som forstyrrelse og regulert variabel, men disse to metodene gav identisk rangering av variablene og kun

resultatene fra SISO analysen er tatt med i tabell 3-4. De fire alternativene nevnt over, samt DTS, er oppsummert i tabell 3-4 og figur 3-6

Tabell: 3-4 Sammenligning av ulike alternativer

c	R	$\underline{\sigma}G_{0.05}$	$L_{0.05}$	$L_{0.01}$	$L_{2*2,\ 0.05}$
R_1	[13 -28 32 -41]	74,77	0,0054	0,0051	0,1532
R_2	[7 -27 33 -39]	58,68	0,0089	0,0012	0,1501
R_3	[5 -29 -35 -36]	50,32	0,0162	0,0036	0,1492
R_4	[12 -16 -28 -35]	88,62	0,0061	0,0041	0,1552
DTS	[4 12 -28 -36]	20,22	0,1583	0,1552	0,2919



Figur: 3-3 Plassering av målepunkter for de ulike alternativene for regulert variabel

3.5 VERIFISERING AV MODELL

De to metodene som er testet gir begge gode resultater, og gir relativt like resultater med de samme parameterne lagt til grunn. Metoden basert på Taylorutvikling av tapsfunksjonen inneholder der multidimensjonale leddene J_{du} og G_d, og nøyaktige resultater er følgelig avhengige av gode tilnærmelser i alle forstyrrelsesretninger. Metoden med maksimering av minste singulærverdi tar ikke eksplisitt hensyn til forstyrrelsene, derimot kommer disse implisitt inn i skaleringen av G. Denne skaleringen er derfor kritisk for at metoden skal gi gode resultater. Konsekvensene av disse tilnærmingene er undersøkt under.

Taylorutviklingen av tapsfunksjonen er basert på en rekke tilnærmelser, det er brukt en lineær prosessmodell, og en andreordens tilnærming til løsningsflaten rundt optimum.For å vurdere nøyaktigheten i Taylorutviklingen av tapsfunksjonen er tap beregnet i den retningen som gir lavest verdi for største singulærverdi ved å sammenligne optimalt oppkok med oppkok med konstant regulert variabel for de ulike alternativene. Disse beregningene er gjordt direkte på den ulineære prosessmodellen og inneholder således ikke de tilnærmingene som er gjordt i Taylorutviklingen. Resultatene av denne sammenligningen er gitt i tabell 3-5

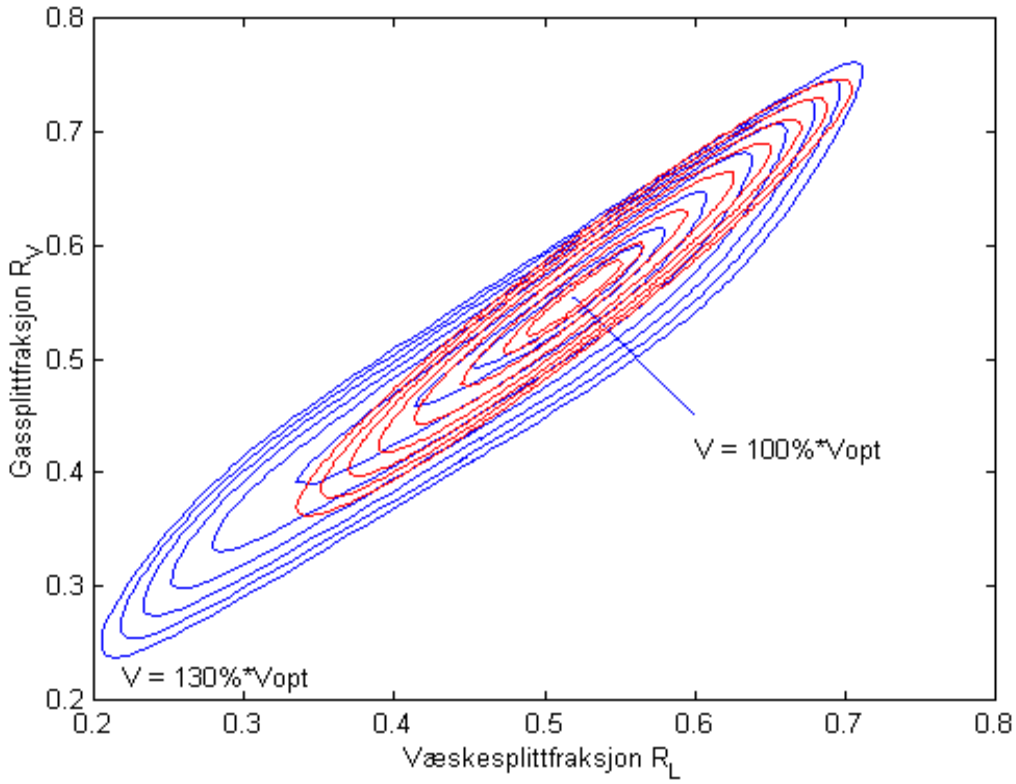
Tabell: 3-5 Estimert og eksakt tap i verste retning for de ulike alternativene

R	Estimert tap, $L_{0.05}$	Eksakt tap	Avvik
R_1	0,0054	0,0079	-0,0025
R_2	0,0089	0,0125	-0,0036
R_3	0,0162	0,0165	-0,0003
R_4	0,0061	0,0153	-0,0092
DTS	0,1583	0,3385	-0,1802

For å teste nøyaktigheten av den lineære prosessmodellen er plott av lineær og ulineær prosessmodell i verst mulig retning for de ulike alternativene er gjengitt i bilag E. Avvik fra den lineære modellen vil oppstå når operasjonspunkete beveges vekk fra optimum, men den eksakte modellen er relativt lineær og den lineære modellen passer relativt godt i alle tilfeller.

De hessiske matrisene som inngår i tapsfunksjonen er en lokal approksimasjon og er følgelig kun gyldig nært det nominelle operasjonspunktet. Avviket mellom lokal, andreordens prosess

er illustrert i figur 3-4, der den reelle løsningsflaten er plottet med blått og $V(u_F) = V_{opt} + u'_F * J_{uu} * u_F$ er plottet med rødt

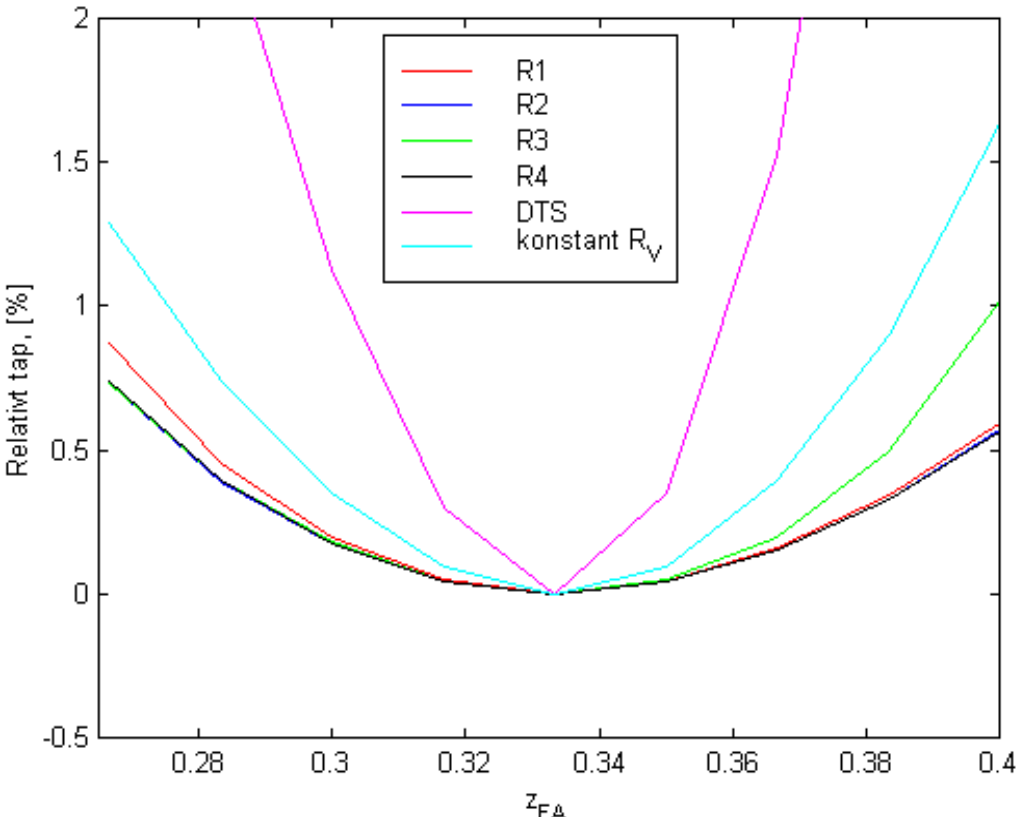


Figur: 3-4 Sammenligning av reell løsningsflate og andreordens modell

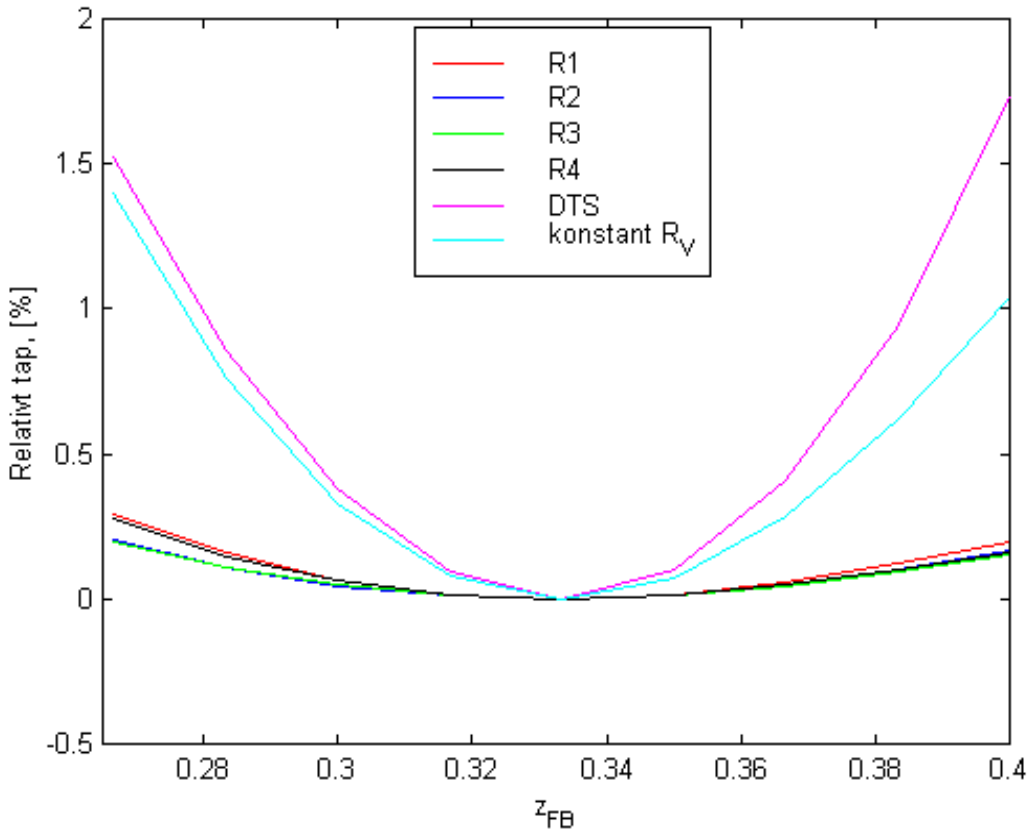
Metoden med minste singulærverdi er også basert på en lineær prosessmodell, og skaleringen er forenklet ved at største differanse for c_{opt} er basert på kun en enkel forstyrrelse. Skaleringen er derfor ikke basert på absolutt største verdi av avviket Δc_{opt}. Avviket mellom $\max(\Delta c_{opt})$ for enkle forstyrrelser og global $\max(\Delta c_{opt})$ vil variere fra utgang til utgang, og denne forenklede skaleringen vil derfor få innflytelse på resultatene.

For å sammenligne den generelle effektiviteten de ulike alternativene i tabell 3-4 med hensyn på minimere tap er tap relativt til nominelt oppkok undersøkt som funksjon av de ulike forstyrrelsene over det forventede forstyrrelsesintervallet. Som sammenligningsgrunnlag er også konstante nominelle pådragsverdier tatt med i undersøkelsen. Optimale verdier for kriteriefunksjonen er beregnet med rutinen *get_Jopt_d.m*, samtidig som verdien for

kriteriefunksjonen med konstante regulerte utganger er beregnet med rutinen *get_Jc_d.m*. Denne rutinen finner stasjonere verdien for den ikke-lineære modellen ved hjelp av SIMULINK-modellen *trim.m*. Tap for endringer i fødesammensetning er plottet i figur 3-5 og figur 3-6, tap for andre forstyrrelser er plottet i bilag F



Figur: 3-5 Relativt tap ved endring i z_{FA}



Figur: 3-6 Relativt tap ved endring av z_{FB}

3.6 DYNAMISK OPPFØRSEL

Dette arbeidet har i all hovedsak omhandlet stasjonære forhold. For en fullstendig analyse av de ulike reguleringsstrukturene må også dynamiske forhold vurderes, noe som ligger utenfor rammene av dette arbeidet. Kun enkelte viktige momenter som stabilitet og regulerbarhet med hensyn på multivarible nullpunkter i høyre halvplan er studert. I tillegg er det gjordt en enkel simulering med en diagonal PI-regulator. Modellene som er benyttet er svært enkle, og inneholder ikke dynamiske fenomener som væskedynamikk og dynamikk i kokere, ventiler o.l, og de dynamiske analysene vil følgelig ikke inneholde effektene av slike fenomener.

Systemet inneholder ingen poler i høyre halvplan og vil således være stabilt. Polene i systemet har reelle verdier mellom 0.006 og 11, der de raskeste modiene er tilknyttet væskedynamikken og de tregeste modiene er tilknyttet sammensetningsdynamikken. Siden sammensetningsdynamikken er såvidt sen vil en rask regulering av produktsammensetningen

være umulig. Som pådrag i den selvoptimaliserende reguleringen benyttes væskesplittfraksjonen som direkte manipulerer på de interne strømmene i kolonnen, og denne den raske væskedynamikken tillater isolert sett en raskere regulering. Det er imidlertid betydelige interaksjoner mellom de ulike reguleringssløyfene slik at en for rask regulering vil føre til ustabilitet.

Multivariable transmisjonsnullpunkter i høyre halvplan legger beskrankninger på oppnåelig båndbredde for det tilbakekoblede systemet. Jo lengere ut fra den imaginære akse nullpunktene befinner seg, jo vanskeligere er systemet å regulere. Uten selvoptimaliserende regulering ligger alle nullpunktene i venstre halvplan og det kan derfor legges som et kriterie for valg av utgang for selvoptimaliserende regulering at den nye tilbakekoblingen ikke skal medføre at systemet får transmisjonsnullpunkter i høyre halvplan.

Hvis transmisjonsnullpunkter i høyre halvplan skulle oppstå og absoluttverdien av disse er relativt lav behøver likevel ikke dette legge alvorlige begrensninger på ytelsen. Det er som regel mulig å designe en regulator som dytter effekten av nullpunktet over på en utgang som der ytelsen er mindre viktig. I dette tilfellet vil det være naturlig å skyve effekten av nullpunktet vekk fra produktkvaliteten. Et annet aspekt som er viktig er at multivariable nullpukter er assosiert med en bestemt inngangsretning, som ikke nødvendigvis oppstår ofte og dermed kan være relativt uviktig.

Av de reguleringsstrukturene som er foreslått i dette arbeidet vil R_1, R_4, og DTS ha multivariable transmisjonsnullpunkter i høyre halvplan med verdier på henholdsvis 0,0508 +/- 0.6234i, 0,0982 +/- 0.8472i og 0,0017 +/- 0,7456i. Disse nullpunktene ligger såvidt nær den imaginære aksen at ytelsen ikke bør bli nevneverdig forverret.

For å sjekke interaksjonene mellom sammensetningsreguleringen og den selvoptimaliserende reguleringen, er prosessen simulert over 10000 tidsenheter. Forstyrrelsessekvensen i simuleringen er gitt i tabell 3-6

Tabell: 3-6 Forstyrrelsesrespons

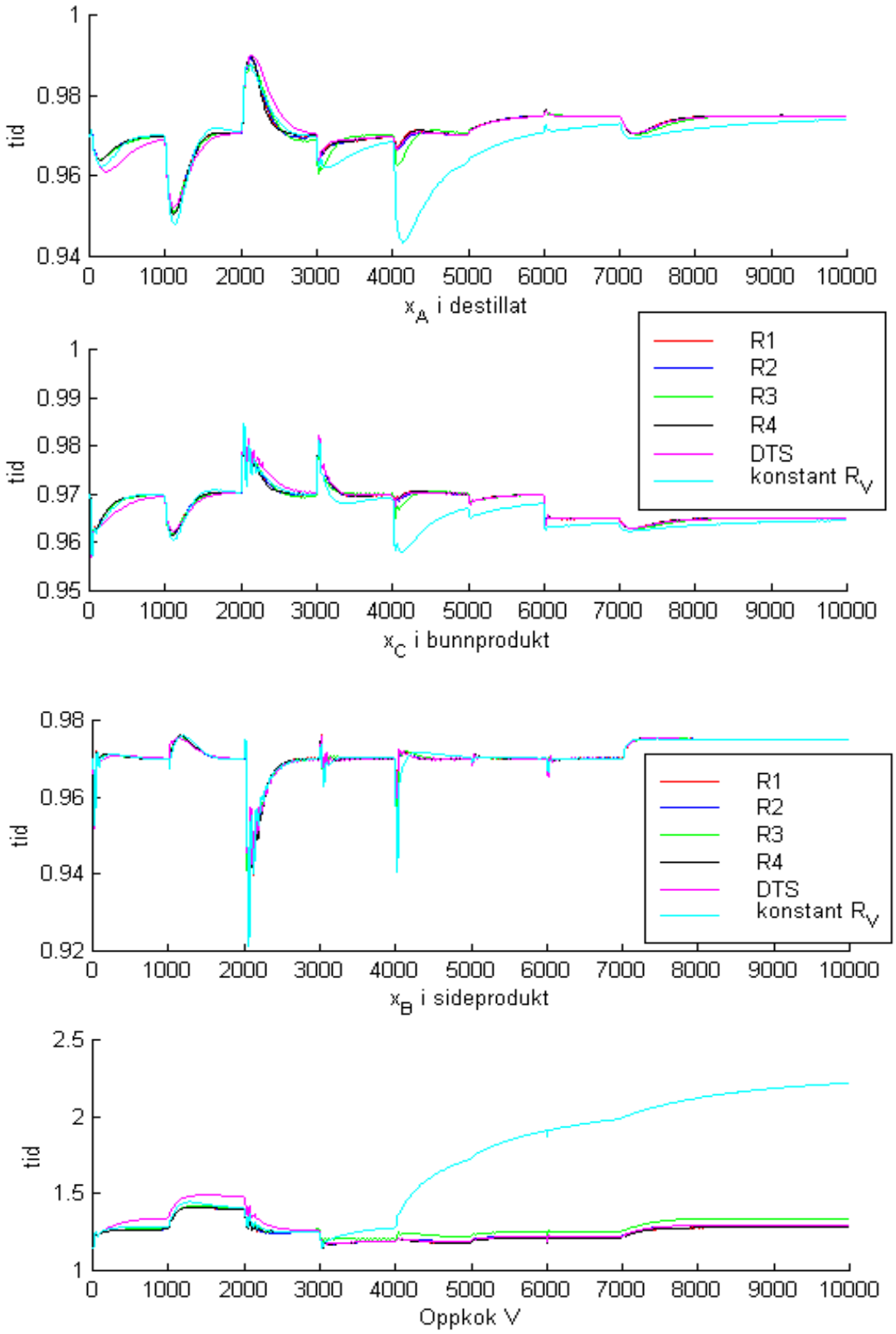
	zA	**F**	**zB**	**qF**	$\mathbf{R_V}$	$\mathbf{x_{Aset}}$	$\mathbf{x_{Cset}}$	$\mathbf{x_{Bset}}$
t	0	1000	2000	3000	4000	5000	6000	7000
Før	1/3	1	1/3	0,5	0,5536	0,97	0,97	0,97
Etter	0,4	1,1	0,25	0,4	0,6	0,975	0,965	0,975

Det er brukt en diagonal PI-regulator med tuninger gitt i tabell 3-7. Tuningen ble gjordt kun for å oppnå stabilitet, det er ikke lagt vekt på å fintune regulatorene og det er derfor brukt lik tuning for de ulike reguleringsstrukturene.

Tabell: 3-7 Tuningsparametere

	$\mathbf{x_A}$	$\mathbf{x_C}$	$\mathbf{x_B}$	**c**
K	3,38	7,56	-2	-0,001
τ_i	118	118	120	10

Produktsammensetninger og oppkok som funksjon av tid er gitt i figur og 3-7. Responsene for de fire første alternativene er svært like, og det er vanskelig å skille dem fra hverandre. For nærmere studier er responsene plottet alene for hvert alternativ i bilag G



Figur: 3-7 Respenser for forstyrrelsekvens i tabell 3-6

4 DISKUSJON

4.1 ANTAGELSER I PROSESSMODELL

Det ble i dette arbeidet benyttet en dynamisk prosessmodell, men siden økonomiske analyser hovedsakelig gjøres på bakgrunn av stasjonære forhold er kun de dynamiske ligninger som har innflytelse på de stasjonære forhold tatt med i prosessmodellen. Nivåvarisjoner i akkumulatore og i kokeren ble neglisjert, og dynamikk i koker, i ventiler samt væskedynamikk på hvert trinn ble således neglisjert. Dette har ingen innflytelse på valg av reguleringsstrukturer, men har innvirkning på behandlingen av de dynamiske forholdene i kapittel 3.6. De dynamiske forhold som er utelatt er alle forhold med svært rask dynamikk, mens produktsammensetningen blir styrt av de langsomme modiene. Neglisjeringen av disse dynamiske forholdene ansees derfor å ha liten innvirkning på resultatene.

Likevektsberegningene i kolonnen er basert på konstante relative flyktigheter, noe som er en relativ god tilnærming når det er stor forskjell på kokepunktene på komponentene og dermed store verdier på de relative flyktighetene. I dette arbeidet er den relative flyktigheten mellom komponentene satt til 2,8, og konstante relative flyktigheter ansees som en god tilnærming.

Det er kjent at Petlyuk-kolonnen trenger relativt flere trinn enn et konvensjonelt direkte splitt arrangement. Her er det valgt 8 trinn i hver seksjon, noe som med de valgte relative flyktighetene gir omlag 20% høyere oppkok en oppkok ved uendelig antall trinn. Dette er litt i høyeste laget, men av hensyn til beregningstiden ble det bestemt at dette var akseptabelt.

4.2 VURDERING AV TAYLORUTVIKLING AV TAPSFUNKSJON SOM METODE

Denne metoden approksimerer tapsfunksjonen ved en Taylorutvikling, og det søkes således direkte å finne en variabel som gir minialt tap relativt til optimal pådragsbruk. Siden eksakt beregning av tap for alle forstyrrelser i forstyrrelsesrommet er svært tidkrevende for prosesser med mange forstyrrelser, er virker denne metoden å være et godt alternativ hvis mange alternative utganger skal undersøkes.

Da metoden er basert på en tilnærming av tapsfunksjonen, vil nøyaktigheten på analysen aldri kunne bli bedre enn de tilnærmingene den er basert på. Tapsfunksjonen er approksimert med

en andreordens Taylorutvikling av kriteriefunksjonen om det nominelle optimum og inneholder en hessisk matrise i de frie pådragene, samt avviket mellom reelt og optimalt pådrag. Den hessiske matrisen er beregnet ved pertubasjoner rundt det nominelle operasjonpunkt, og er, som vist i figur 3-4, en relativt god lokal approksimasjon til løsningsflaten. Lengere vekk fra optimum vil tilnærmingen gradvis bli dårligere med større forstyrrelser som drar prosessen i retninger som er preget av høyere ordens ulineæriteter.

Optimalt pådrag er også estimert fra en andreordens rekkeutviklingen, denne gangen av den deriverte av kriteriefunksjonen. For at pådraget i et pertubert punkt også skal være optimalt må den deriverte av kriteriefunksjonen også i det pertuberte punktet være null. Uttrykket for optimalt pådrag innholder et kryssderivertledd mellom forstyrrelser og pådrag, og på grunn av den høye dimensjonen på forstyrrelsesrommet kan kvaliteten på tilnærmingen til optimalt pådrag, i tillegg til avstanden på fra optimum, være avhengig av forstyrrelsesretningen.

Reellt pådrag beregnes fra en lineær, stasjonær prosessmodell med første ordens nøyaktighet. Prosessmodellen er utviklet fra en tilstandsrommodell der de tilstandsderiverte og feilleddene i sammensetningsregulatoren er satt til null for å oppnå en stasjonær modell. Denne behandlingen resulterer i en modell fra pådrag til utgang i en eller to dimensjoner og en modell fra forstyrrelse til pådrag i syv eller åtte dimensjoner, avhengig av om R_V behandles som et pådrag eller en forstyrrelse. Kvaliteten på modellen vil variere med retning og grad av ulineæritet, men modellen virker god på bakgrunn av plottene gjordt i bilag E.

Det tilnærmede uttrykket for tapsfunksjonen kan uttrykkes som kvadratet av en indusert andrenorm og hvis forstyrrelsene skaleres kan singulærverdianalyse benyttes. Da blir minimeringsproblemet omgjort fra minimering av et funksjonsverdi til minimering av maksimal singulærverdi for en matrise. Kriteriet blir da minst mulig tap i verst mulig forstyrrelsesretning. Bakgrunnen for dette arbeidet er økonomisk og den tapsretningen som inngår i sammenligningskriteriet er nødvendigvis ikke spesielt viktig i et økonomisk perspektiv, da enkelte forstyrrelsesretninger oppstår oftere enn andre.

Avvikene mellom predikert og eksakt verdi for tapene i tabell 3-5 er for de fire første alternativene er som ventet, disse er numerisk små, og selv om de i forhold til den predikerte verdien for tapet er relativt store, må man forvente et slikt avvik når man benytter lokale approksimasjoner. Avviket for DTS er langt større, men dette er heller ikke overraskende, da

større tap indikerer avvik fra "dalbunnen" på kotekartet i figur 3-1, og dermed større ulineæriteter og større avvik.

Inkluderingen av R_V som regulert variabel gir en rangering av alternativene som er lik den for en SISO-tilnærming med ΔR_V =0.01. Dette indikerer at det ved å behandle R_V som pådrag istedet for som forstyrrelse legges mindre vekt på usikkerheten i R_V. Hvis usikkerheten i R_V ansees som signifikant bør det legges mer vekt på analysen der R_V behandles som en forstyrrelse.

Minimering av største singulærverdi for Taylorutviklingen av tapsfunksjonen er en god metode med akseptabel nøyaktighet for de beste alternativene, og er en god metode for å sjekke mange alternativer på relativt kort tid. Metoden krever endel forarbeid, da de hessiske matrisene må beregnes, noe som er tidkrevende å gjøre numerisk.

4.3 VURDERING AV MINSTE SINGULÆRVERDI SOM METODE

Denne metoden er ikke en eksplisitt minimering av en tapsfunksjon, men kan begrunnes fra en Taylorappoksimasjon av tapsfunksjonen med en passende skalering av utgangene. Forstyrrelsene inngår kun i skaleringen av utgangene, en skalering som baserer seg på å skalere med største avvik i optimal verdi for utgangen c i forstyrrelsesrommet i tillegg til reguleringsfeilen. Dette er en omfattende oppgave i prosesser med flere enn en forstyrrelser, da antallet forstyrrelsesretninger i teorien er uendelig og det må foretas en optimalisering for hver retning i forstyrrelsesrommet. Med bakgrunn i prosessdata er det likevel mulig å identifisere de viktigste forstyrrelsesretningene og skalere med hensyn på disse retningen.

Dette arbeidet er basert på hypotetiske komponenter og det er ikke lagt prosessdata til grunn. Skaleringen er derfor gjordt svært enkelt i og med at kun enkeltstående forstyrrelser er vurdert. Det er derfor sannsynlig at forstyrrelsesretninger som innebærer en stor økning i optimal verdi på utgang c ikke blir tatt hensyn til og at analysen av denne grunn blir mangelfull. Resultatenes avhengighet av skaleringen er igjen avhengig av hvorvidt implementeringsfeil eller forstyrrelse er den begrensende faktoren med tanke på ytelse. Maksimal endring av optimal verdi for c var for de beste alternativene en til to ganger implementeringsfeilen, og en eventuell fordobling av endringen i optimal verdi vil dermed kunne redusere den minste

singulærverdien med opptil 40%. Det er klart at usikkerheten i skaleringen er den viktigste feilkilden ved denne metoden.

I det multivariable tilfellet må inngangene skaleres slik at J_{uu} i ligning 2-10 blir unitært. Dette skjer ved at aksesystemet roteres til hovedretningene i ellipsoiden, etterfulgt av en skalering av de nye aksene. Skaleringsleddet vil, hvis J_{uu} har stort kondisjonstall, selv ha et stort kondisjonstall, og selve transformasjonen blir kritisk. Koblingen mellom retningene i J_{uu} og G vil innvirke på resultatene og dette kompliserer analysen.

Et annet aspekt er at et stort kondisjonstall innebærer at enkelte retninger er viktigere enn andre, og at det finnes retninger som med sikkerhet gir lite tap og dermed ikke må undersøkes. Dette medfører også at enkelte retninger ikke trenger reguleres og antallet reguleringssløyfer kan reduseres. Dette er nettopp det som er gjordt i dette arbeidet, der det på bakgrunn av løsningsflatens form ble besluttet å holde R_V konstant. Dette fjerner avhengigheten av retninger og forenkler analysen og nøyaktigheten av analysen

Metoden benytter seg av mye mindre informasjon enn Taylorutviklingen, og gir en litt annen rangering av variablene. Med den noe mangelfulle skaleringen som er gjordt i dette er denne metoden svært rask og enkel og kan gi alternativer som ikke kommer frem med Tayloranalysen. Hvis begge metodene benyttes kan man derfor komme frem til et godt sett av variable som kan studeres nærmere. Videre studier bør utføres direkte på den ulineære modellen for å avdekke eventuelle ulemper som har blitt skjult av tilnærmingene gjordt ved bruk av disse metodene.

4.4 VURDERING AV REGULERINGSSTRUKTURER

For å sammenligne de ulike reguleringsstrukturene som er foreslått må det gjøres antagelser om hvilke forstyrrelser som er viktigst, da de ulike alternativene har ulike egenskaper i forskjellige forstyrrelsesretninger. Endringer i produktsammensetninger, som i dette arbeidet er behandlet som en settpunktsendringer, vil i praksis være kontrollfeil da et nytt settpunkt for den selvoptimaliseringende reguleringen vil benyttes ved en settpunktsendring for produkter. Disse kontrollfeilene antas små og sjeldne og legges derfor liten vekt. Forstyrrelser i føden er derimot ansett som viktige, da de vil oppstå relativt ofte og kan bli store. Av forstyrrelsene i føden er det fødesammensetningen som kan gir opphav til de største tapene og de største

forskjellene mellom de ulike variablene og vil derfor bli tillagt størst vekt. I tillegg til dette vil endringer i gassplittforholdet tillegges vekt da det er sannsynlig at endringer i gasstrømmene i kolonnen vil påvirke dette forholdet og at det dermed er vanskelig å sette konstant med stor nøyaktighet.

Med vektleggingen som er gjordt over kan resultatene i kapittel 3 tolkes til at R_1 og R_4 har best egenskaper. R_1 er best med tanke på usikkerhet i gassplittfraksjonen, mens R_4 er marginalt bedre ved endringer i fødesammensetning. Dynamisk sett har begge nullpunkter i høyre halvplan. R_4 har nullpunkt lengst fra den imaginære aksen, men det er så nært at det antas å ikke ha noen praktisk betydning. Disse to variablene er for alle ytelsesmessige aspekter studert i dette arbeidet svært like, men det er lettere å finne en fysisk tolkning av R_1, noe som er gitt i neste kapittel. Da det er ansett som en fordel at målepunktet kan kobles til et fysisk fenomen, anbefales det at variabelen $c_1 = T_{13} - T_{28} + T_{32} - T_{41}$ benyttes som utgang for selvoptimaliserende regulering.

Simuleringen viser at sammensetningsreguleringen blir bedre når den fjerde reguleringssløyfen legges på. Dette kan ha sammenheng med at den selvoptimaliserende reguleringen påvirker forholdene internt i kolonnen raskere enn det sammensetningsreguleringen gjør og dermed bidrar til en raskere undertrykking av forstyrrelser.

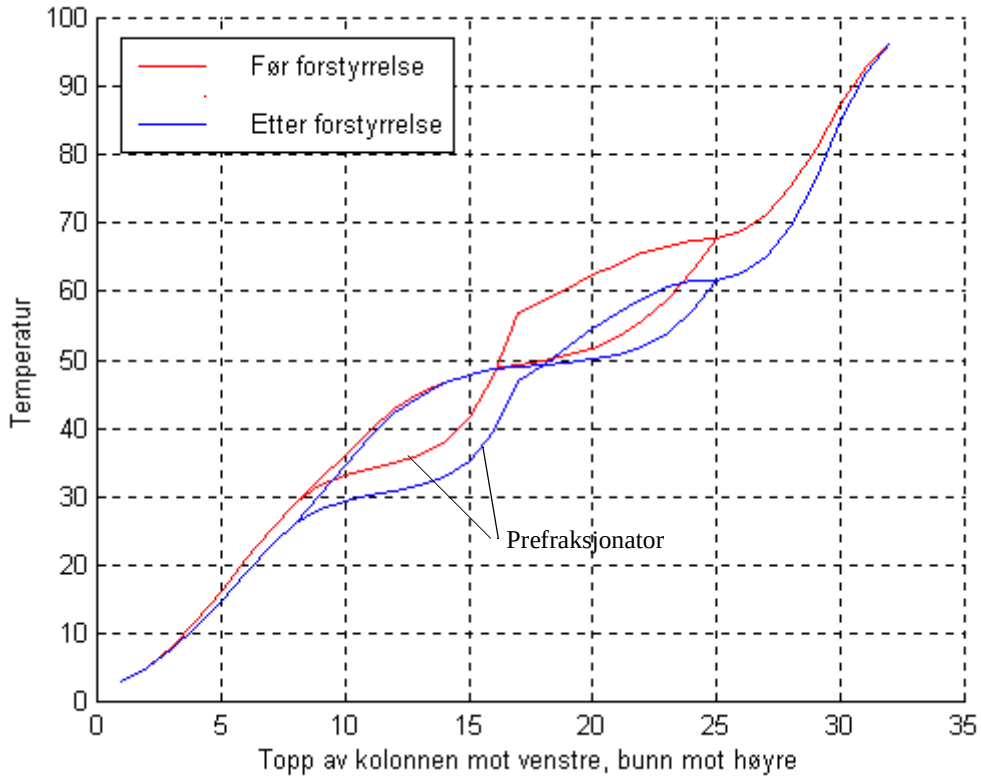
4.5 FYSISK TOLKNING AV VARIABLE

Det er i dette arbeidet kun valgt å søke etter gode utganger for selvoptimaliserende regulering blant kombinasjoner av temperaturmålinger. Fysisk sett vil dette si at vi ønsker en egenskap i temperaturprofilen i kolonnen som er mest mulig invariant for den optimale temperaturprofilen for alle forstyrrelser i forstyrrelsesrommet samtidig som egenskapen er følsom for avvik fra optimum. Den optimale temperaturprofilen i kolonnen før og etter en forstyrrelse i z_{FA} er vist i figur

Toppseksjonen i kolonnen er overfraksjonert og derfor lite avhengig av forstyrrelser. Helt i toppen er temperaturen kun avhengig av toppsammensetningen, mens nedover øker avhengigheten av fødesammensetningen. Den delte regionen er sterkt avhengig av fødesammenesetning og er også påvirket av sideproduktkonsentrasjonen, mens den

bunnseksjonen påvirkes av fødesammensetning og til en viss grad av bunnsammensetningen. En god variabel bør inneholde elemeter fra forskjellige deler av kolonnen for å fange opp effekten av de ulike forstyrrelsene samtidig som kombinasjonen av de ulike målepunktene bør være karakteristisk for optimum. Det er klart fra endringen av temperaturprofilene at det er fødesammensetningen som har sterkest innflytelse på temperaturprofilen samtidig som en endring i fødesammensetning vil ha sterkest innflytelse på temperaturene i midten av kolonnen. Det er derfor naturlig at de fleste målepunktene er i denne regionen.

Målingen $c_1$tilsvarer temperaturvektoren R_1 = [13 -28 32 -41]. Denne målingen kan sees på som differansen mellom to gradienter, $c_1 = (T_{13} - T_{41}) - (T_{28} - T_{32})$. Gradientene er fysisk målt over sideproduktuttaket og under fødetrinnet, og vil således være direkte relatert til henholdsvis damp- og væskesplitt. Differansen mellom den kan derfor betraktes som et mål på et optimalt forhold mellom damp og væskesplitt. Denne hypotesen underbygges av at denne målingen har best egenskaper ved usikkerhet i dampsplitten, noe som indikerer at målingen er følsom for optimalt forhold mellom damp og væskesplitt.



Figur: 4-1 Optimal temperaturprofil før og etter en forstyrrelse i z_A

Det er vanskeligere å knytte R_4 til et fysisk fenomen, men plasseringen av målepunktene er relativt lik. Alle alternativene har målepunkter plassert i den delte regionen, noe som er naturlig med tanke på at pådraget virker direkte på denne regionen og at alle forstyrrelsene kan detekteres i denne regionen.

4.6 FORSLAG TIL VIDERE ARBEID

De dynamiske forholdene i kolonnen har kun blitt overfladisk behandlet i dette arbeidet, og en mer komplett dynamisk analyse er nødvendig for en komplett analyse. En regulerbarhetsanalyse på aktuelle utganger bør benyttes som en del av kriterie for valg av reguleringsstruktur. I tillegg kan en mer nøyaktig tuning av regulatorene samt en sammenligning med andre alternativer som modellpredektiv regulering gi viktig informasjon.

Modellfeil er ikke blitt inkludert i dette arbeidet og vil kunne virke inn på resultatene. En god regulert utgang bør være lite sensitiv for modellfeil, og dette kan være et viktig moment som bør inkluderes i analysen.

Avhengigheten mellom nominelle driftsbetingelser og valg av utgang i en selvoptimaliserende regulering samt oppnåelig effektivitet er også interessant med tanke på prosessdesign. Ved å utføre analyser lik den gjordt i dette arbeidet på andre driftsbetingelser kan belyse en slik avhengighet og bidra til ytterligere innsikt i prosessen.

Et alternativ til å beregne de deriverte for å finne den hessiske matrisen kan løsningsflaten tilpasses til en andreordens flate der parameterne tilpasses med minste kvadraters metode. Kriteriefunksjonen vil da være gyldig i en større region, og kan dermed minke feilene som oppstår på grunn av den lokale approksimasjonen benyttet i dette arbeidet. Dette er ikke utprøvd i dette arbeidet, men effektene av en slik fremgangsmåte bør undersøkes i et senere arbeid.

5 KONKLUSJON

Dette arbeidet har vist at selvoptimaliserende regulering på en integrert Petlyuk destillasjonskolonne kan være svært effektivt og at det er mulig å operere kolonnen med svært lave tap. To forskjellige metoder er benyttet for å evaluere mulige regulerte utganger. Den ene er basert på å minimere tapet fra en Taylorutvikling av tapsfunksjonen, mens den andre basere seg på å maksimere minste singulærverdi for den lineære prosessmodellen fra pådrag til utgang. Begge metodene gav gode resultater og stemte relativt godt overens. Ulikhetene i resultatene fra de to metodene kommer som konsekvens av de tilnærmingene som metodene er basert på.

Metoden med Taylorutvikling av tapsfunksjonen gir gode resultater, men baserer seg på singulærverdianalyse, noe som gjør at sammenligningskriteriet er basert på verst mulige forstyrrelsesretning. Denne retningen behøver ikke å være viktig i et økonomisk perspektiv, men tapstallet gir likevel er øvre tak på mulige tap for alle forstyrrelsesretninger. Metoden med minste singulærverdi er svært avhengig av skalering, da prosessmodellen må skaleres med største avvik for den optimale verdien for utgangen i forstyrrelsesrommet.Det er en omfattende oppgave å finne dette avviket og skaleringen ble derfor gjordt noe forenklet, noe som kan ha påvirket kvaliteten på analysen.

Det er funnet at det beste alternativet for regulert utgang er differansen mellom en temperaturgradient i bunnen av prefraksjonatoren og en temperaturgradient rett over sideproduktuttaket. Denne differansen mellom temperaturgradienter vil være et godt målet på optimal kombinasjon av damp og væskesplitt. Ved å regulere denne utgangen med væskesplittfraksjonen ble det funnet at det maksimale tapet i forhold til implementasjon av optimal væskesplitt var i størrelsesorden 0.5% av nominelt oppkok. Dette ansees som svært god ytelse sammenlignet med tidligere foreslåtte reguleringsstrukturer, da analyse av DTS predikerte et maksimalt tap på omlag 14%. Også andre gode utganger med lignende ytelse ble funnet, men den nevnte utgangen ble fortrukket på grunn av den klare koblingen til et fysisk fenomen.

6 SYMBOLLISTE

Symbol	Enhet	Beskrivelse
A,B,C		Komponenter
A,B,C,D		Tilstandsrom-matriser
B	mol/tid	Bunnstrøm i modellbeskrivelse
c		Regulert variabel for selvoptimaliserende regulering
c_s		Settpunkt for regulert variabel
D		Forstyrrelsesrom
D	mol/tid	Destillatstrøm i modellbeskrivelse og massebalanse
d		Forstyrrelse, både tilknyttet føde og settpunkt for sammensetning
d’		Forstyrrelser tilknyttet føden
e		Implementeringsfeil, sum av målefeil og reguleringsfeil
F	mol/tid	Fødestrøm til kolonnen
G		Lineær prosessmodell fra u_F til c
G_T		Lineær prosessmodell fra u_F til temperaturvektor
G_d		Lineær prosessmodell fra d til c
J		Kriteriefunksjon
K_c		Forsterkning i regulatorer
L		Tapsfunksjon
L	mol/tid	Væskestrøm i kolonnen i modellbeskrivelse og massebalanser
M		Matrise, hvis største singulærverdi gir tap
M_0		Holdup på trinn
n		Trinn nummer
R		Vektor vor valg av temperaturer
R_V		Fraksjon av dampstrøm til prefraksjonator relativt til total dampstrøm
R_L		Fraksjon av væskestrøm til prefraksjonator relativt til total væskestrøm
r_c		Settpunkt for produktsammensetning
S	mol/tid	Sidestrøm
U		Utgangsvektorer fra singulærverdianalyse
u		Pådrag
u_C		Pådrag benyttet til sammensetningsregulering
u_F		Frie pådrag, dvs ekstra frihetsgrader
Δu		Avvik i pådrag fra nominell optimal verdi
$\Delta u’$		Avvik i pådrag fra lokalt optimal verdi
$\Delta \hat{u}$		Skalert avvik fra lokalt optimal verdi
V	mol/t	Dampstrøm fra kokeren i modellbeskrivelse

Symbol	Enhet	Beskrivelse
V		Inngangsvektorer fra singulærverdianalyse
W_d		Diagonal matrise med forventet størrelse på forstyrrelser
W_e		Diagonal matrise med forventet størrelse på implementeringsfeil
x_i		Molfraksjon av komponent i i væskefasen
y_i		Molfraksjon av komponent i i gassfasen
z_{Fi}		Molfraksjon av komponent i i føden
z		Vektor som inngår i tapsfunksjon
Greske symboler		
Σ		Singulærverdimatrise
α		Relative flyktigheter
σ		singulærverdier

7 LITTERATURLISTE

Christiansen,.A.C., Morud, J.C. og Skogestad,S.
A comperative analysis of methodes for solving systems of nonlinear algebraic systems
Proc. of the 38th SIMS Simulation Conferance, Trondheim, June 1996, 217-230

Cheyny, W og Kincaid, D (1994)
Numerical Mathematics and Computing
Brooks/Cole Publishing Company, Belmont, Calefornia, USA, 3.ed, 1994

Halvorsen, I.J og Skogestad,S (1998*)*
Use of feedback for indirect optimizing control: Application to Petlyuk distillation
DYCOPS-5, Corfu, Greece, June 8-10, 1998, pp 399-404

Halvorsen, I.J., Serra, M. og Skogestad, S.(1999)
Evaluation of self-optimizing control structures for an integrated Petlyuk distillation column
PRES'99, 30 mai-2 juni 1999, Budapest, Ungarn

Halvorsen, I.J., Skogestad, S.(1999)
Optimal operation of Petlyuk distillation: Steady-State behaviour
Journal of Process Control, Vol. 9, No. 5, 1999. pp 407-424

Petlyuk, F.B., Platonov, V.M. og Slavinskii, D.M (1965)
Thermodynamically optimal method for separating multicomponent mixtures
Int. Chem. Eng., 5, 555 (1965)

Skogestad, S., Halvorsen, I.J. og Morud, J. (1998)
Self-optimizing control: The basic idea and Taylor series analysis
AIChE Annual Meeting, Miami Beach 1998, Paper 229c

Skogestad, S. og Postlethwaite, I. (1996)
Multivariable Feedback Control*, John Wiley,* Chichester, 1996

Triantafyllou, C. og Smith, R. (1992)
The design and operation of fully thermally coupled distillation coloumns
Trans. IChemE. 7-(Part A), 118 - 132, 1992

BILAG A ALGORITMER

Genpet.m

Dette er en rutine som setter sammen de forskjellig subrutinen i kolonnen. Rutinen er tilpasset simulink og beregner tilstadsderiverte og utganger fra tilstander, pådrag og forstyrrelser. *Genpet.m* benytter seg av subrutinene *gensec.m* (beregner tilstandsderivert for en seksjon i kolonnen), *reboiler.m* (beregner tilstandsderiverte for kokeren), *accum.m* (beregner tilstandsderiverte for akkumulatorene) og *equilib.m* beregner likevektssammensetning i gassfasen.

hessian.m

Rutinen beregner de hessiske matrisene som behøves i tapsfunksjonen. Andrederiverte med hensyn på en variabel fra ligning A-1

$$f_{xx} = \frac{f(x + \Delta x) - 2f(x) + f(x - \Delta x)}{\Delta x^2} \tag{A-1}$$

Skrittlengdekontroll utføres ved at den andrederiverte beregnes for tre ulike skrittlengder og skrittlengden justeres i den retningen der avviket mellom verdiene for den andrederiverte er minst. Skrittlengden justeres helt til avviket mellom verdiene for den andrederiverte er mindre en et valgt konvergenskriterie.

Kryssledd beregnes fra ligning A-2

$$f_{xy} = \frac{f(x + \Delta x, y + \Delta y) + f(x - \Delta x, y - \Delta y) - f(x - \Delta x, y + \Delta y) - f(x + \Delta x, y - \Delta y)}{4\Delta x \Delta d} \tag{A-2}$$

Skrittlengdekontrollen skjer på samme måte, med det unntak at skrittet justeres i to dimensjoner.

find_R.m

Enkel rutine itererer på alle kombinasjoner av vektoren R og dermed finner tap for alle mulige kombinasjoner av fire temperaturer i kolonnen ved hjelp av taylorutvikling av tapsfunksjonen. De ti beste alternativene blir spart.

get_Jopt_d.m

Rutinen beregner optimal verdi for kriteriefunksjonen som funksjon av en gitt forstyrrelse.

get_Jc_d.m

Rutinen beregner verdi av kriteriefunksjonen ved konstant kontrollert utgang c for en gitt kombinasjon av temperaturmålinger som funksjon av en forstyrrelse d. Sammen med *get_Jopt_d.m* danner denne rutinen basis for å undersøke eksakt tap som funksjon av forstyrrelse og dermed sammenligne ulike alternative temperaturkombinasjoner.

BILAG B TILNÆRMING TIL HESSISKE MATRISER

De andrederiverte av kriteriefunksjonen som inngår i uttrykket for tapsfunksjonen, J_{uu} og J_{du} er i dette arbeidet beregnet med en tilnærming basert på Taylorutviklinger av kriteriefunksjonen. En generell andreordens Taylorutvikling av en funksjon f(x) rundt (x + Δx) og rundt (x - Δx) gir

$$f(x + \Delta x) = f(x) + f_x \Delta x + f_{xx}(\Delta x)^2 + O^3 \qquad \text{(B-1)}$$
$$f(x - \Delta x) = f(x) - f_x \Delta x + f_{xx}(\Delta x)^2 + O^3$$

Hvis disse to uttrykkene trekkes fra hverandre og ordnes kan den førstederiverte av f approksimeres med andreordens nøyaktighet ved en sentraldifferase gitt av ligning B-2

$$f_x = \frac{f(x + \Delta x) - f(x - \Delta x)}{2\Delta x} \qquad \text{(B-2)}$$

På lignende måter kan det utvikles en forover- og en bakoverdifferanse for den førstederiverte, gitt av ligning B-3 og B-4.

$$f_x = \frac{-3f(x) + 4f(x + \Delta x) - f(x + 2\Delta x)}{2\Delta x} \qquad \text{(B-3)}$$

$$f_x = \frac{3f(x) - 4f(x - \Delta x) + f(x - 2\Delta x)}{2\Delta x} \qquad \text{(B-4)}$$

For å utvikle en approksimasjon til den andrederiverte av kriteriefunksjonen med hensyn på pådrag u_F utvikles første ledd av sentraldifferansen i B-2 med en bakoverdifferanse (B-4) og det andre ledd av B-2 utvikles med en foroverdifferanse (B-3). Man får da en sentralapproksimasjon til den andrederiverte gitt generellt i ligning B-5.

$$f_{xx} = \frac{f(x + \Delta x) - 2f(x) + f(x - \Delta x)}{\Delta x^2} \qquad \text{(B-5)}$$

Den andrederiverte av en funksjon med hensyn på to uavhengige variable kan approksimeres ved å kombinere en sentraldifferanse for den førstederiverte med hensyn på den ene variabelen med en sentralderiverte for den førstederiverte med hensyn på den andre variabelen. Dette utføres ved at begge leddene i uttrykket for den førstederiverte med hensyn på den ene variabelen deriveres med hensyn på den andre variabelen. Et generellt uttrykk for den kryssderiverte av en funksjon f(x,y) er gitt i ligning B-6.

$$f_{xy} = \frac{f(x + \Delta x, y + \Delta y) + f(x-\Delta x, y-\Delta y) - f(x-\Delta x, y + \Delta y) - f(x + \Delta x, y-\Delta y)}{4\Delta x \Delta d} \qquad \text{(B-6)}$$

BILAG C UTLEDNING AV LINÆR MODELL

Prosessen beskrevet i *genpet.m* er en ikkelinear modell på formen

$$\begin{aligned} \dot{x} &= f(x, u, d) \\ y &= f(x, u, d) \end{aligned} \tag{C-1}$$

I Taylorutviklingen av tapsfunksjonen inngår en lineær prosessmodell på formen

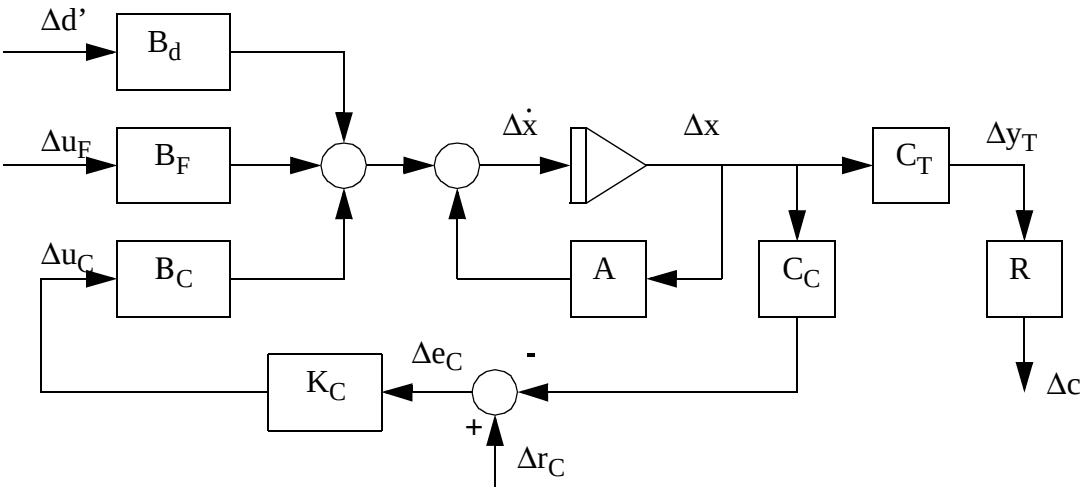
$$\Delta c = G\Delta u_F + G_d\Delta d \tag{C-2}$$

For å linearisere prosessen ble det benyttet SIMULINK-rutinen *linmod.m* som gir en lineær prosessmodell på formen

$$\begin{aligned} \dot{x} &= Ax + Bu' \\ y &= Cx + Du' \end{aligned} \tag{C-3}$$

hvor følgende gjelder

$$u' = \begin{bmatrix} u_C & u_F & d' \end{bmatrix}^T, \; y = \begin{bmatrix} y_C & y_T \end{bmatrix}^T$$
$$B = \begin{bmatrix} B_C & B_F & B_d \end{bmatrix}, \; C = \begin{bmatrix} C_C & C_T \end{bmatrix}$$



Figur: C-1 Blokkskjema for linearisert prosess

Den lineære prosessen kan da beskrives med blokkdiagrammet i figur C-1. Enkel blokkalgebra gir da stasjonært

$$\Delta\dot{x} = A\Delta x + B_d\Delta d' + B_F\Delta u_F + B_C\Delta u_C = 0$$
$$\Delta x = -A^{-1}(B_d\Delta d' + B_F\Delta u_F + B_C\Delta u_C)$$

Ved korrekt sammensetningsregulering er $\Delta e_C = 0$ og Δu_C kan elimineres

$$\Delta e_C = \Delta r_C - C_C\Delta x = \Delta r_C + C_C(A^{-1}(B_d\Delta d' + B_F\Delta u_F + B_C\Delta u_C)) = 0$$
$$\Delta u_C = -(C_CA^{-1}B_C)(\Delta r_C + C_CA^{-1}B_d\Delta d' + C_CA^{-1}B_F\Delta u_F) = K_1\Delta d' + K_2\Delta u_F + K_3\Delta r_C$$

$$K_1 = -(C_CA^{-1}B_C)C_CA^{-1}B_d$$
$$K_2 = -(C_CA^{-1}B_C)(C_CA^{-1}B_F)$$
$$K_3 = -(C_CA^{-1}B_C)$$

Uttrykket for Δu_C kan settes inn i uttrykket for Δx og dermed kan et lineært uttrykk for endring i utgang, Δc, finnes til

$$\Delta c = RC_T\Delta x = -RC_TA^{-1}((B_d + B_cK_1)\Delta d' + (B_F + B_CK_2)\Delta u_F + B_CK_3\Delta r_C)$$

Hvis det første og siste leddet slåes sammen ved å innføre

$$D = \left[B_d + B_cK_1 \; B_CK_3\right], \Delta d = \left[\Delta d'^T \; \Delta r_C{}^T\right]^T$$

kan matrisene G og G_d i uttrykket $\Delta c = G\Delta u_F + G_d\Delta d$ finnes til

$$G = -RC_TA^{-1}(B_F + B_CK_2) \qquad \text{(C-4)}$$

$$G_d = -RC_TA^{-1}D \qquad \text{(C-5)}$$

BILAG D BESTE ALTERNATIVER FOR R

Evalueringen av tapsfunksjonen for alle mulige varinater av R med fire ikke-null elementer, der verdiene i R enten er -1, 0 eller 1 gav en liste over de R-vektorene som gav lavest verdi for L. I tabell D-2 og D-4 er det gjengitt tall på trinnet der målingen skal foretas samt fortegnet på målingen. En R-vektor [6 17 -27 -40] tilsvarer målingen $c = T_6 + T_{17} - T_{27} - T_{40}$.

Nummereringen i kolonnen er gjordt ovenfra og ned i hver seksjon og numereringen fortsetter i neste seksjon. I tillegg til R-vektorene er verdien på tapsfunksjoen gjengitt i tabellene.

Tabell: D-1 Estimerte verdier for forventede forstyrrelser og implementeringsfeil

ΔR_V	ΔF	ΔzF_A	ΔzF_B	ΔqF	ΔxA_{set}	ΔxB_{set}	ΔxC_{set}	e
0.05	0.2	0.1	0.1	0.1	0.01	0.01	0.01	0.5

Tabell: D-2 R - vektorer og tilhørende tap

Rangering	R				L
1	13	-28	32	-41	0,0054
2	14	-28	32	-41	0,0056
3	13	-28	32	-42	0,0056
4	14	-29	32	-41	0,0058
5	14	-28	32	-42	0,0058
6	12	-16	-29	-35	0,0058
7	14	-28	33	-42	0,0060
8	14	-28	33	-41	0,0060
9	12	-16	-28	-35	0,0061
10	12	-29	33	-41	0,0062

Tabell: D-3 Estimerte verdier for forventede forstyrrelser og implementeringsfeil,

ΔR_V	ΔF	ΔzF_A	ΔzF_B	ΔqF	ΔxA_{set}	ΔxB_{set}	ΔxC_{set}	e
0.01	0.2	0.1	0.1	0.1	0.01	0.01	0.01	0.5

Tabell: D-4 R - vektorer og tilhørende tap

Rangering	R				L
1	7	-27	33	-39	0,0012
2	7	-27	32	-39	0,0013
3	5	-27	-35	-36	0,0016
4	6	-27	32	-38	0,0016
5	6	-27	33	-38	0,0016
6	7	-27	31	-39	0,0017
7	6	-28	-35	-37	0,0017
8	7	-17	-28	-39	0,0018
9	7	-26	34	-39	0,0018
10	7	-28	32	-39	0,0019

Med høy usikkerhet i R_V er alle de beste alternativene på formen R_1 = [13 -28 32 -41] med små variasjoner der et eller flere målepunkter er flyttet et eller to trinn. Hvis usikkerheten i R_V senkes er de fleste alterantivene på formen R_2 = [7 -27 33 -39].

Det er tidligere bestemt å holde gassplittfraksjonen R_V konstant. Ved å innkludere denne som en kontrollert variabel kan tap relativt til reell optimale pådrag undersøkes. Man kan da også undersøke eventuelle koblinger mellom den kontrollerte variabelen c og den konstante R_V. Resultatene fra denne undersøkelsen er gitt i tabell D-5, med en usikkerhet i R_V på 0.05.

Tabell: D-5 2*2 "Kontroll"

Rangering	R				L
1	7	-28	34	-39	0,1488
2	5	-28	-35	-36	0,1489
3	6	-28	34	-38	0,1491
4	7	-28	33	-39	0,1491
5	6	-27	34	-38	0,1491
6	5	-29	-35	-36	0,1492

Tabell: D-5 2*2 "Kontroll"

Rangering	R				L
7	7	-27	34	-39	0,1492
8	6	-28	33	-38	0,1492
9	5	-27	33	-37	0,1492
10	5	-28	-34	-36	0,1492

Her er tapstallene veldig like, og de fleste er svært like de funnet ved forrige forsøk. Det velges derfor å gå videre med en annen variant, R_3 = [5 -29 -35 -36].

Hvis det søkes å maksimere minste singulærverdi for den skalerte G er de 10 beste alternativene gitt i tabell D-6

Tabell: D-6 Max $\underline{\sigma}$(G)

Rangering	R				$\underline{\sigma}$G	$\underline{\sigma}$G(2*2)
1	12	-16	-28	-35	88,62	5,936
2	12	-28	-32	-42	86,04	5,763
3	13	-29	-31	-42	85,59	5,733
4	12	-16	-29	-35	84,72	5,675
5	6	-27	-28	-38	82,47	5,524
6	5	-26	-30	-37	82,13	5,502
7	12	-28	-32	-41	81,51	5,460
8	12	-28	-31	-42	81,36	5,450
9	11	-16	-28	-36	80,91	5,420
10	14	-28	33	-42	80,73	5,408

Disse målingene har en annen struktur enn de funnet i tayloranalysen, og egenskapenet til målingen R_4 = [12 -16 -28 -35] vil bli studert videre.

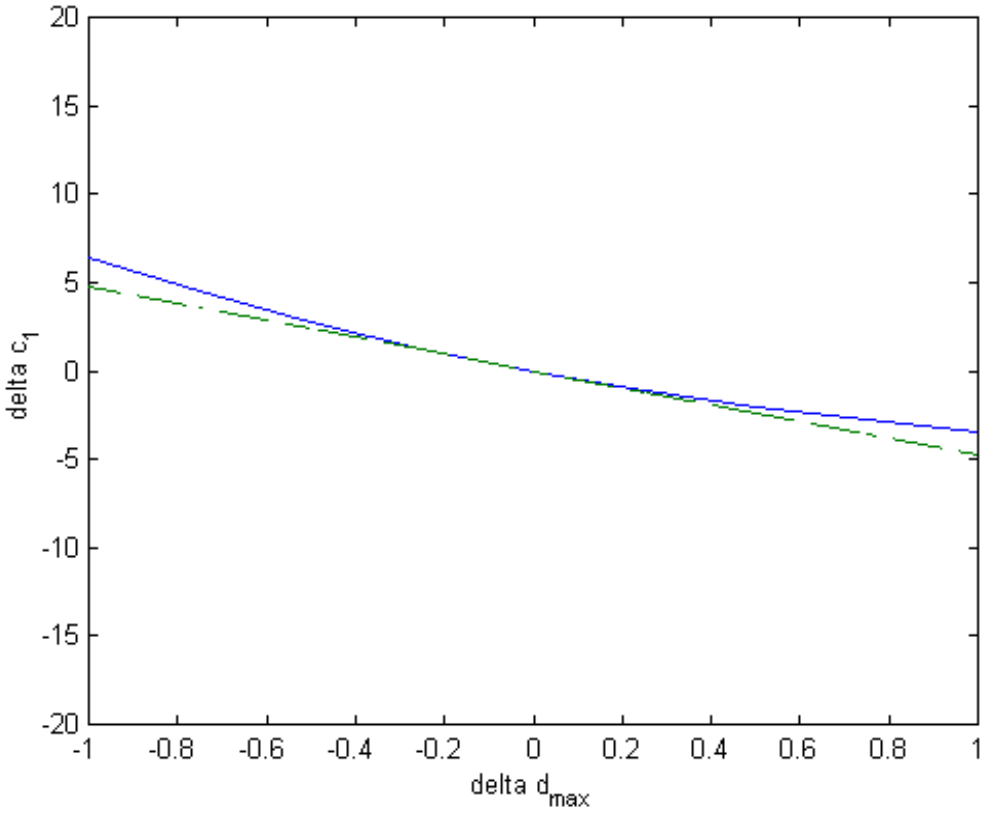
I tabell D-7 er resulatene fra disse analysene oppsumert. Her er også eventurelle nullpunkter i høyre halvplan tatt med.

Tabell: D-7 Oppsumering

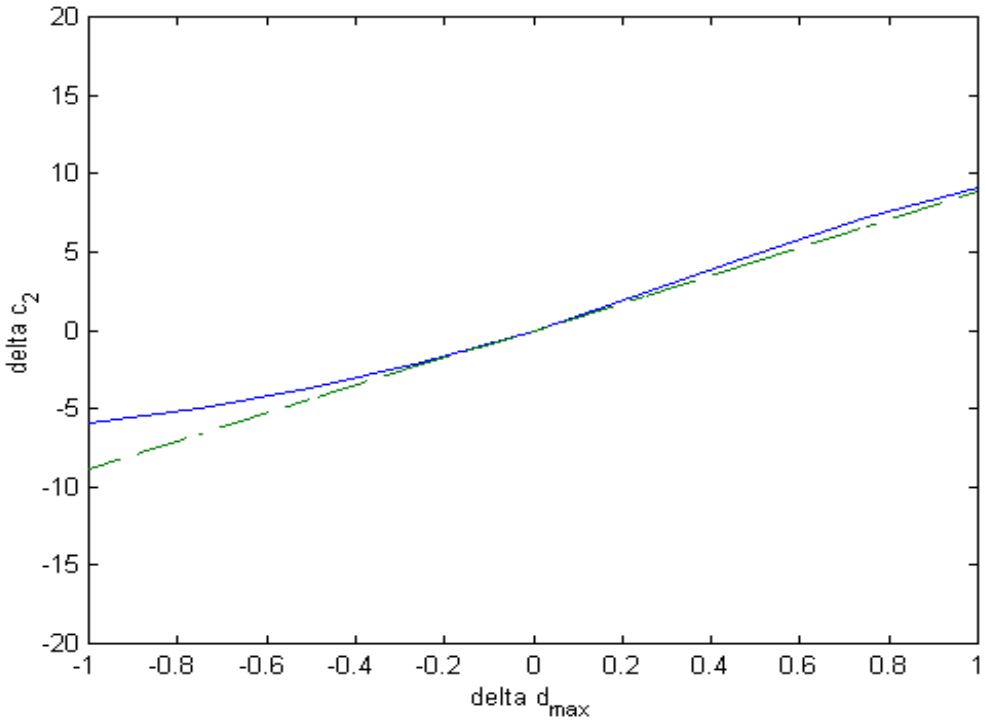
c	R	$\underline{\sigma}G_{0.05}$	$L_{0.05}$	$L_{0.01}$	$L_{2*2,\ 0.05}$	RPHZ
R_1	[13 -28 32 -41]	74,77	0,0054	0,0051	0,1532	0,0508 +/- 0,6234i
R_2	[7 -27 33 -39]	58,68	0,0089	0,0012	0,1501	-
R_3	[5 -29 -35 -36]	50,32	0,0162	0,0036	0,1492	-
R_4	[12 -16 -28 -35]	88,62	0,0061	0,0041	0,1552	0,0982 +/- 0,8472i
DTS	[4 12 -28 -36]	20,22	0,1583	0,1552	0,2919	0,0017 +/- 0,7456i

BILAG E SAMMENLIGNING AV LINÆR OG ULINÆR PROSESSMODELL

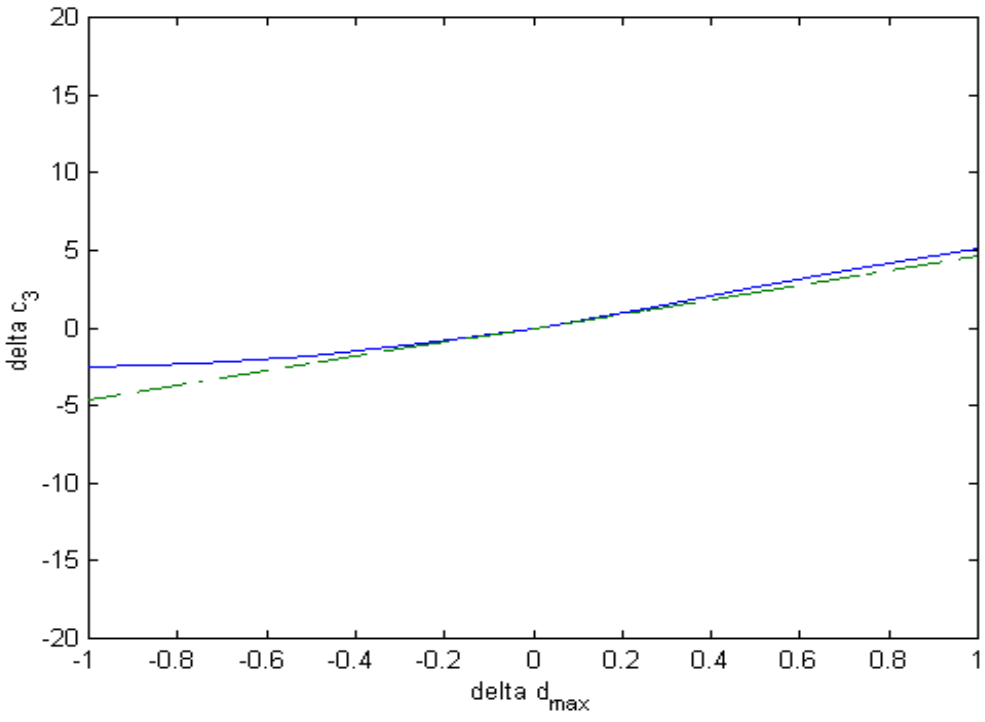
For undersøke nøyaktigheten av den lineære prosessmodellen er den linære prosessmodellen plottet sammen med den ulinære prosessmodellen i den retningen som utfra singulærverdianalyse gir størst tap for de ulike utgangene.



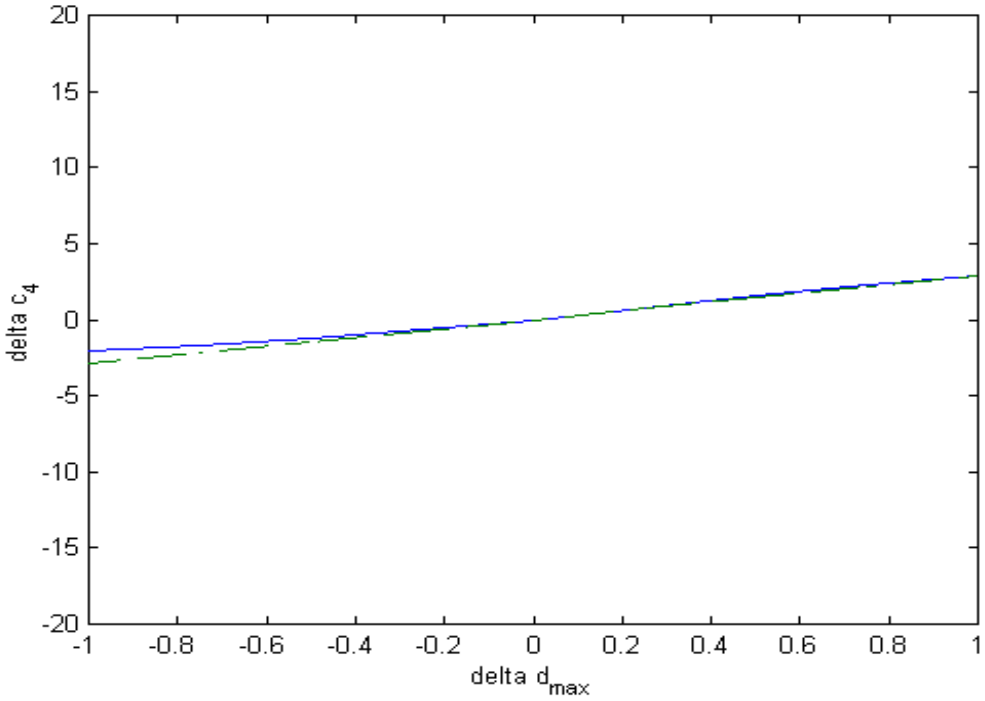
Figur: E-1 Linær og ulinær prosessmodell for c_1



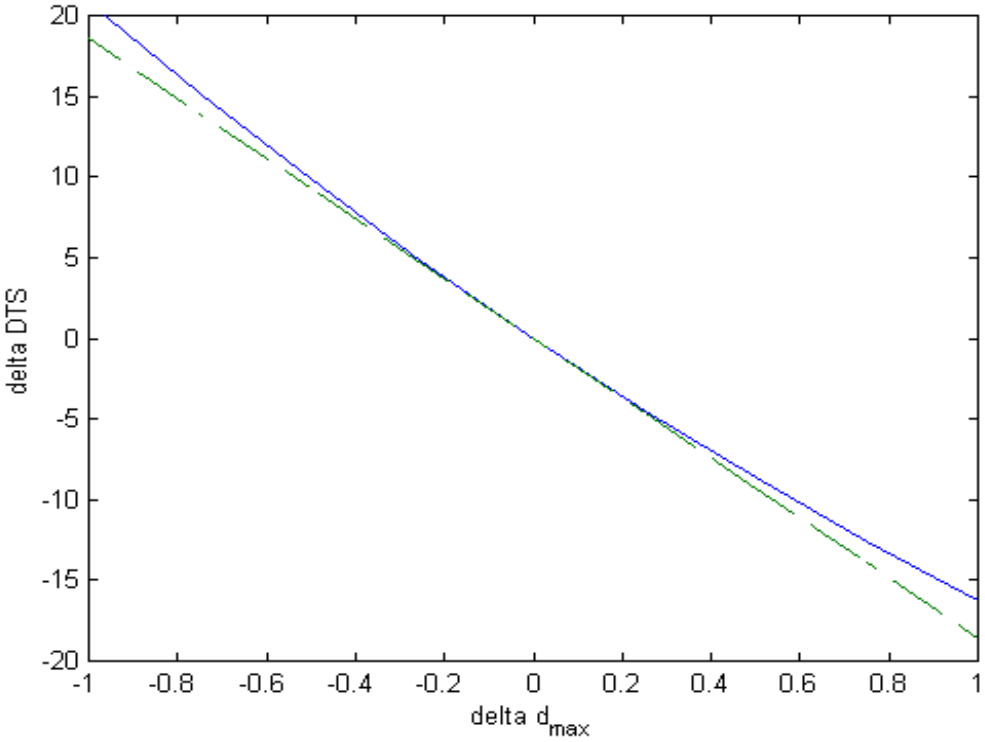
Figur: E-2 Linær og ulinær prosessmodell for c_2



Figur: E-3 Linær og ulinær prosessmodell for c_3



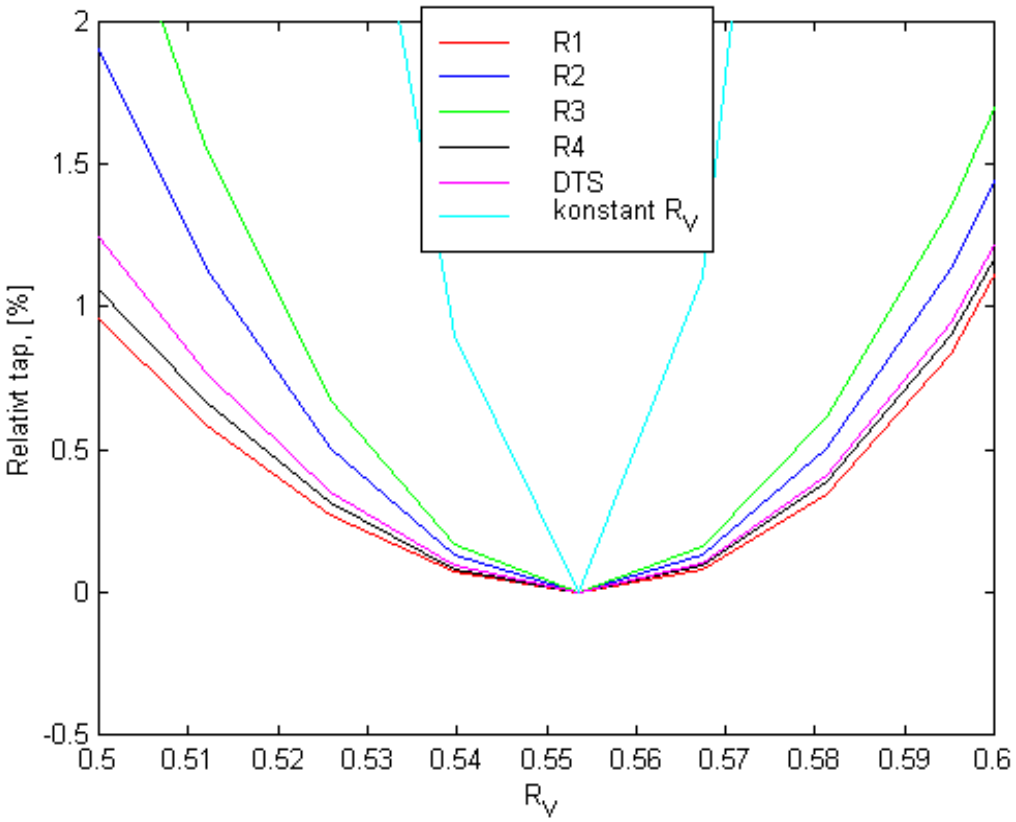
Figur: E-4 Linær og ulinær prosessmodell for c_4



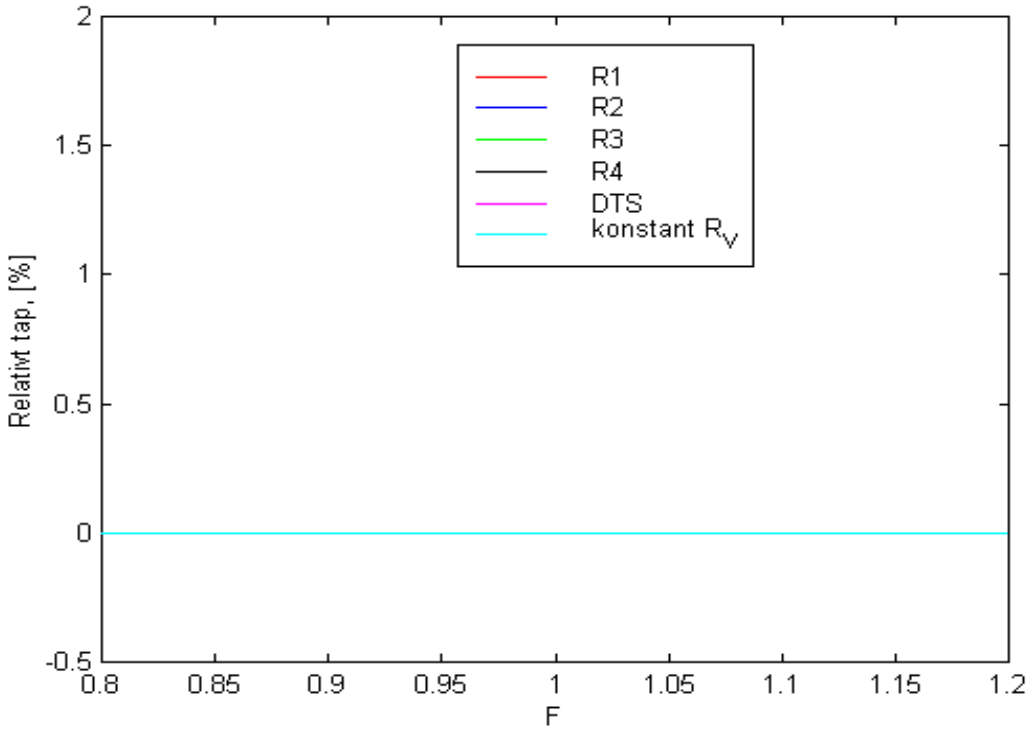
Figur: E-5 Linær og ulinær prosessmodell for DTS

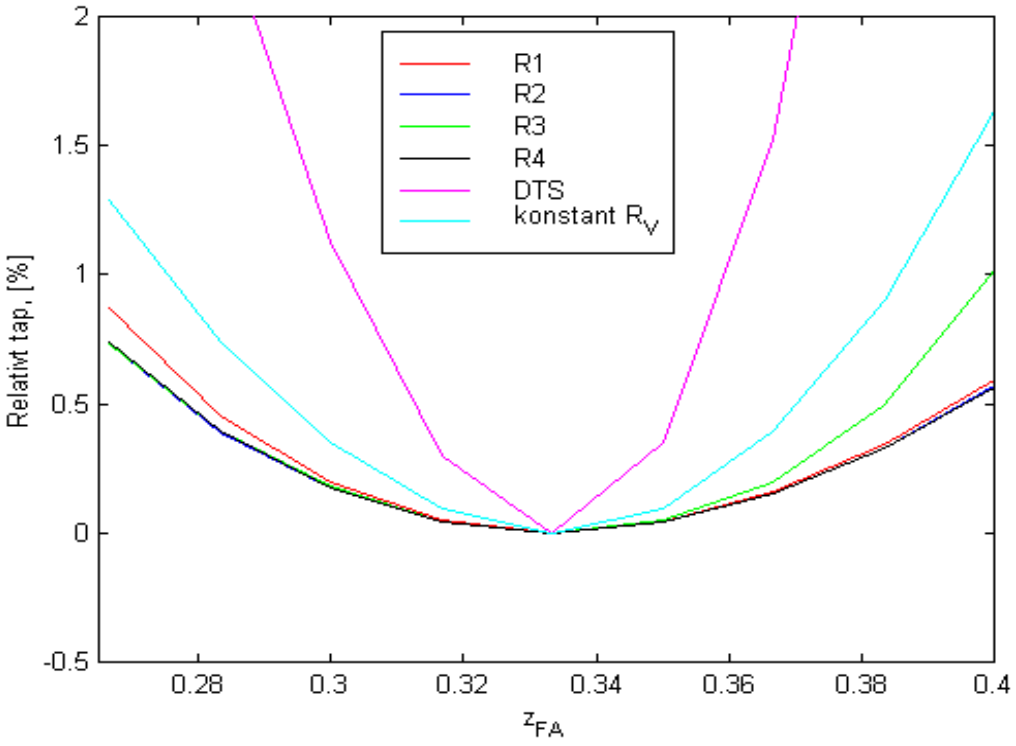
BILAG F PLOTT AV TAP VED ULIKE FORSTYRRELSER

For å sammenligne effektiviteten av de ulike utgangene med hensyn på å minimere tap er tap relativt til nominellt oppkok plottet som funksjon av de ulike forstyrrelsene i figur F-1 til F-5

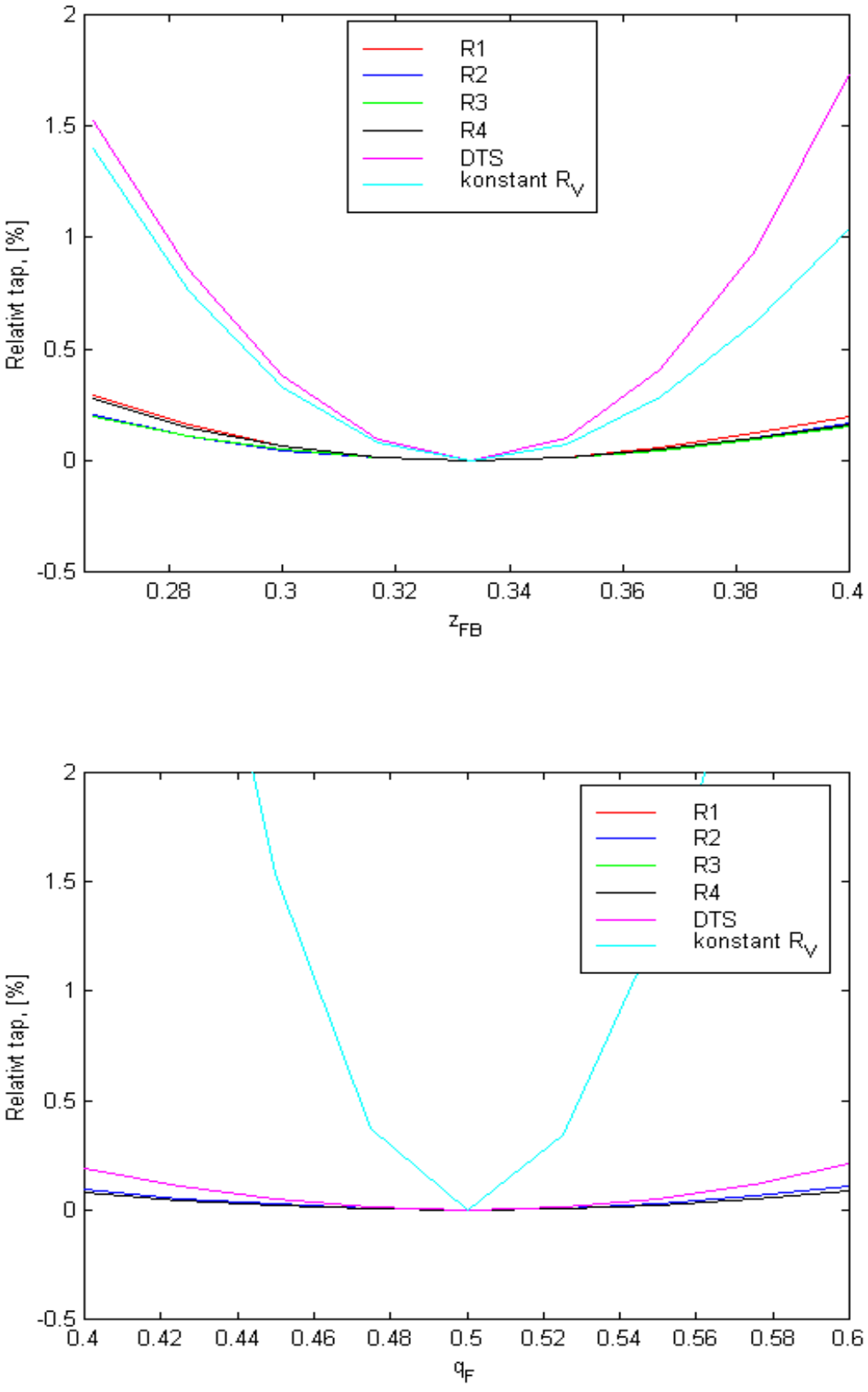


Figur: F-1 Relativt tap ved endring i R_V

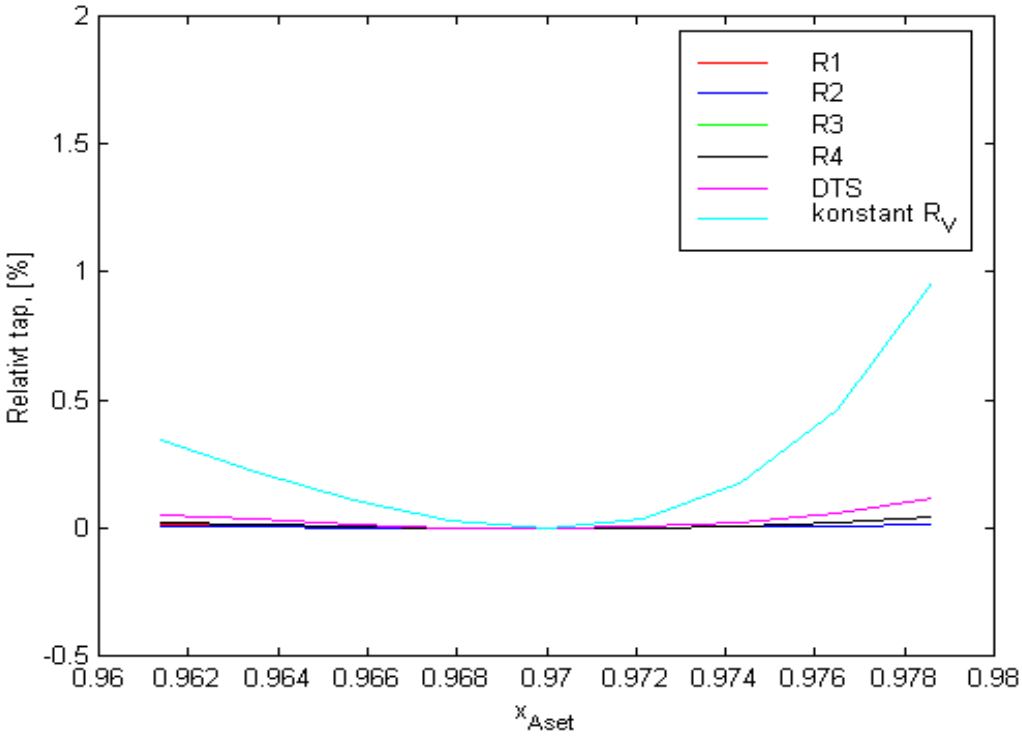


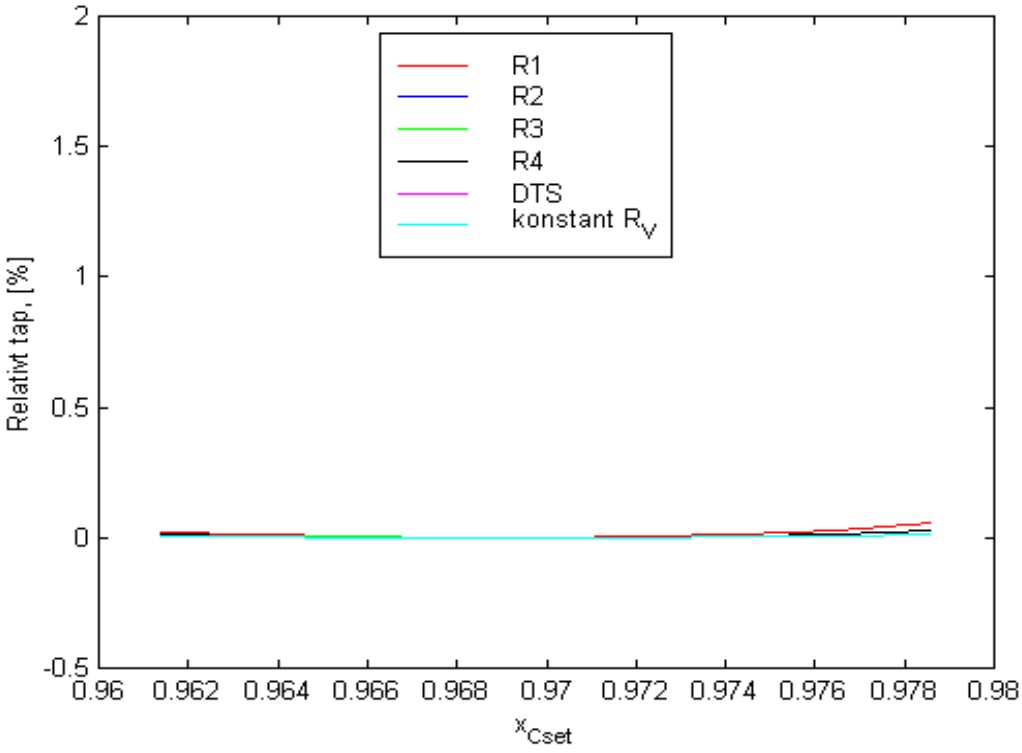


Figur: F-2 Relativt tap ved endring i F og z_{FA}

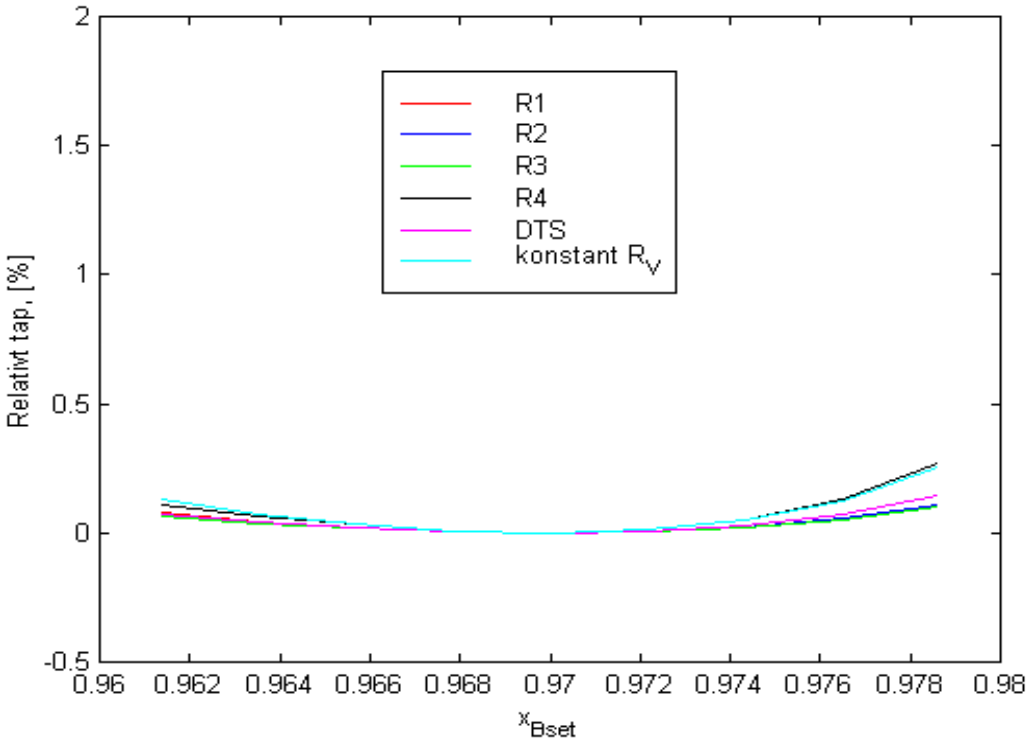


Figur: F-3 Relativt tap ved endring i z_{FB} og q_F





Figur: F-4 Relativt tap ved endring i x_{Aset} og x_{Cset}



Figur: F-5 Relativt tap ved endring i x_{Bset}

BILAG G SIMULERINGSRESULTATER

For å sammenligne de dynamiske egenskapene til prosesser med ulike utganger for selvoptimaliserende regulering er prosessen simulert med forstyrrelsessekvensen gitt i tabell G-1

Tabell: G-1 Forstyrrelsessekvens

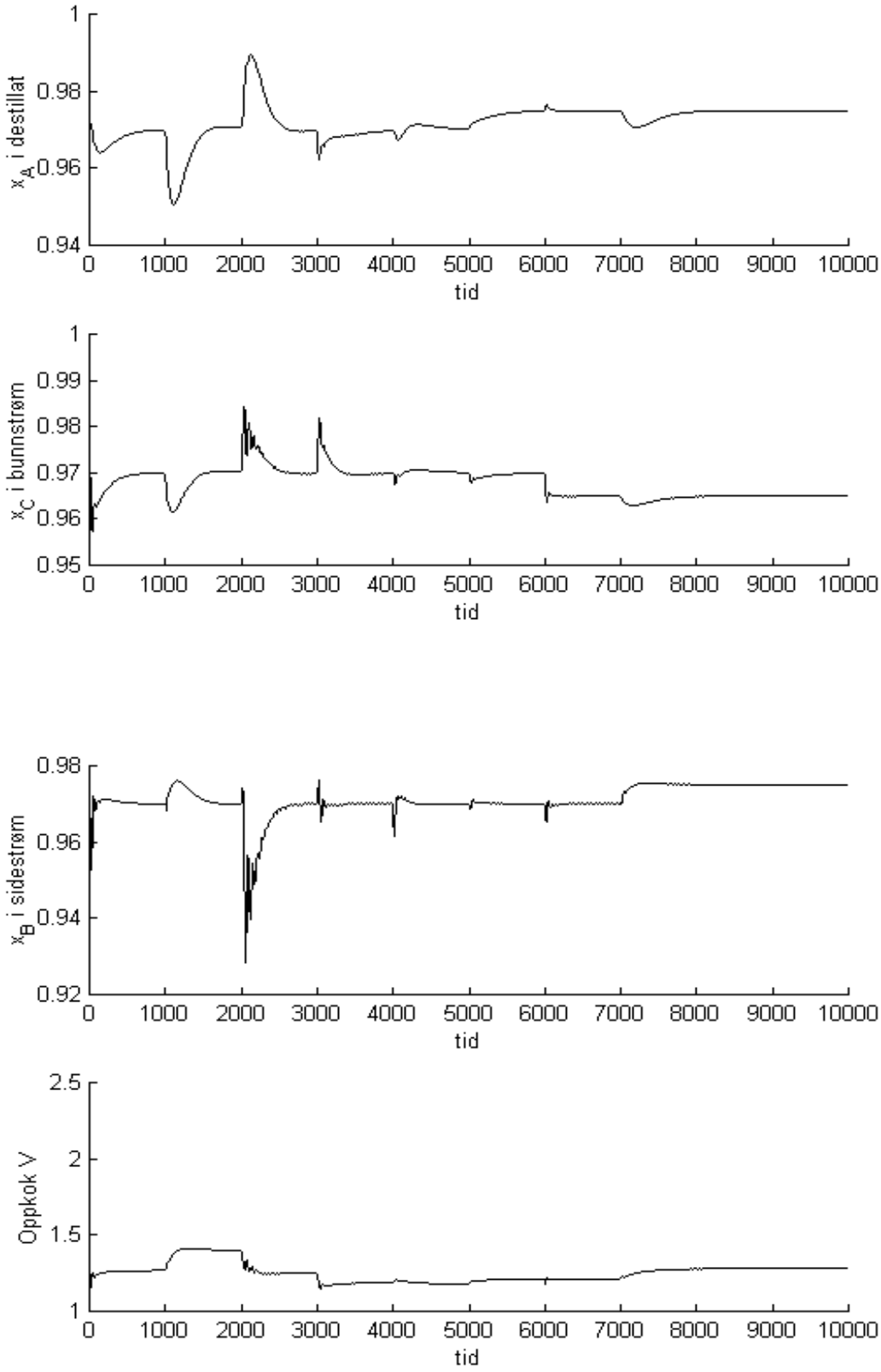
	zA	**F**	**zB**	**qF**	$\mathbf{R_V}$	$\mathbf{x_{Aset}}$	$\mathbf{x_{Cset}}$	$\mathbf{x_{Bset}}$
t	0	1000	2000	3000	4000	5000	6000	7000
Før	1/3	1	1/3	0,5	0,5536	0,97	0,97	0,97
Etter	0,4	1,1	0,25	0,4	0,6	0,975	0,965	0,975

Det er brukt en diagonal PI-regulator med tuninger gitt i tabell G-2. Tuningen ble gjordt kun for å oppnå stabilitet, det er ikke lagt vekt på å fintune regulatorene og det er derfor brukt lik tuning for de ulike reguleringsstrukturene.

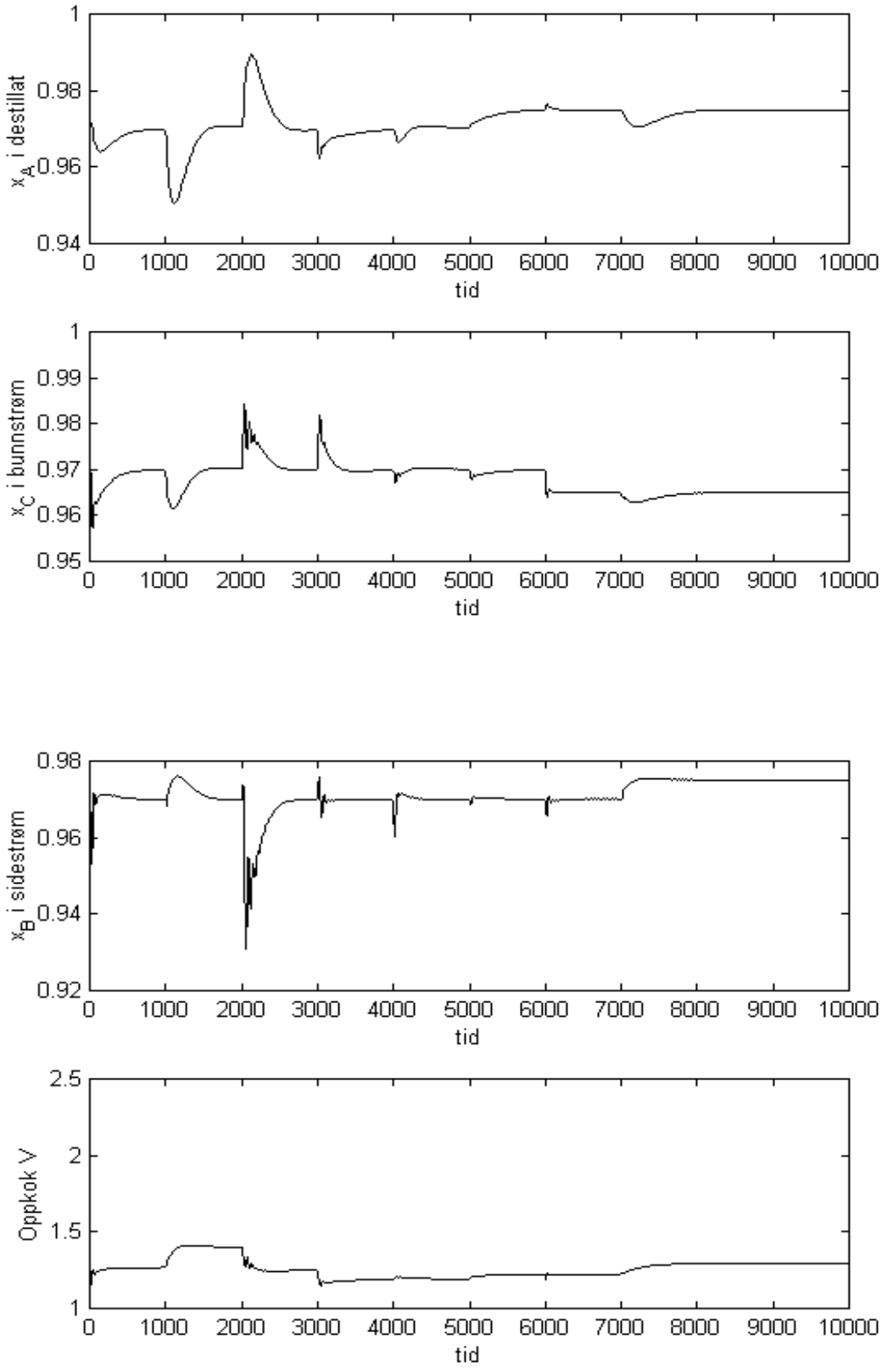
Tabell: G-2 Tuningsparametere

	$\mathbf{x_A}$	$\mathbf{x_C}$	$\mathbf{x_B}$	**c**
K	3,38	7,56	-2	-0,001
τ_i	118	118	120	10

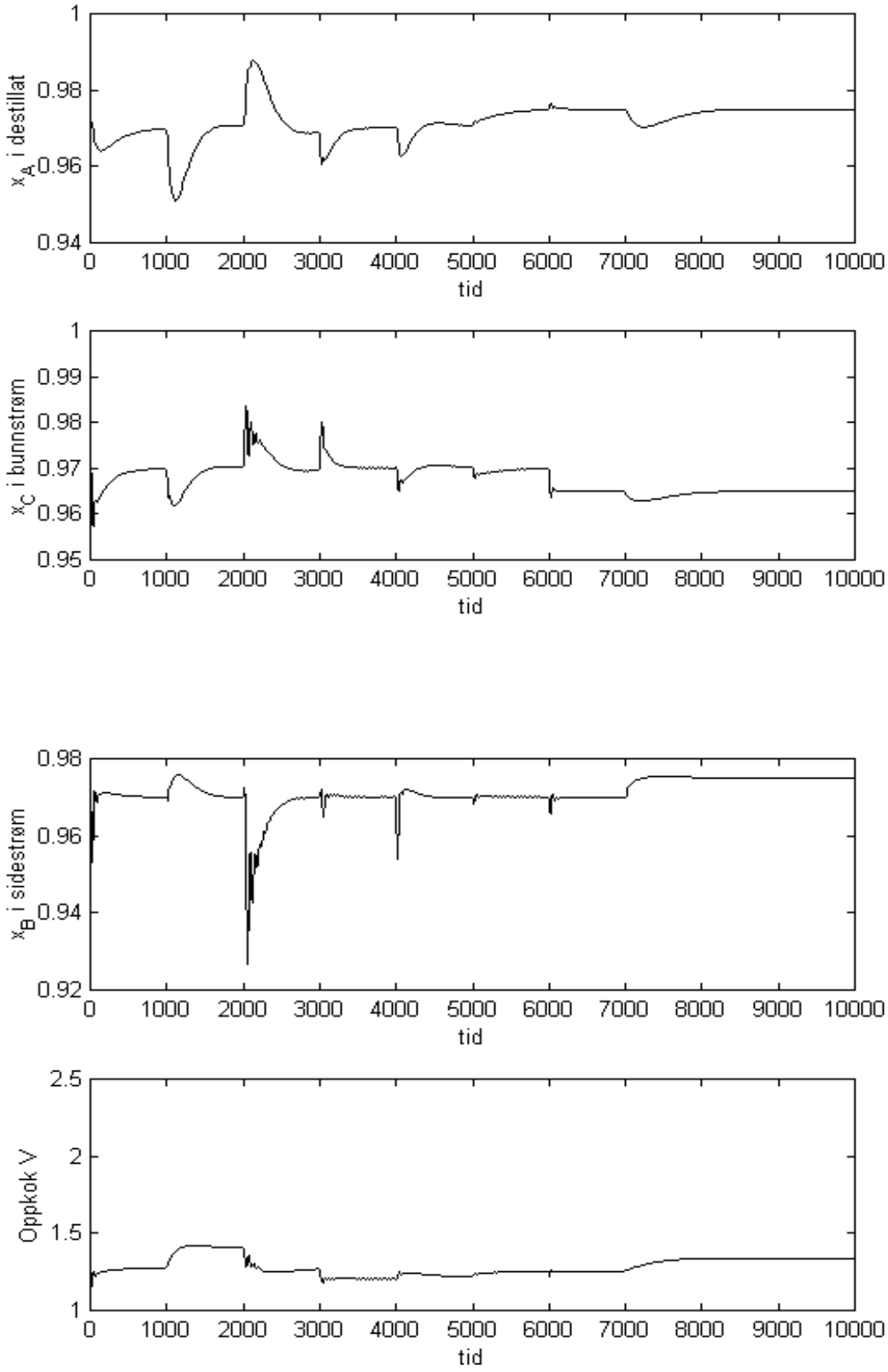
Simuleringsresultatene er gitt i figur G-1 til G-6.



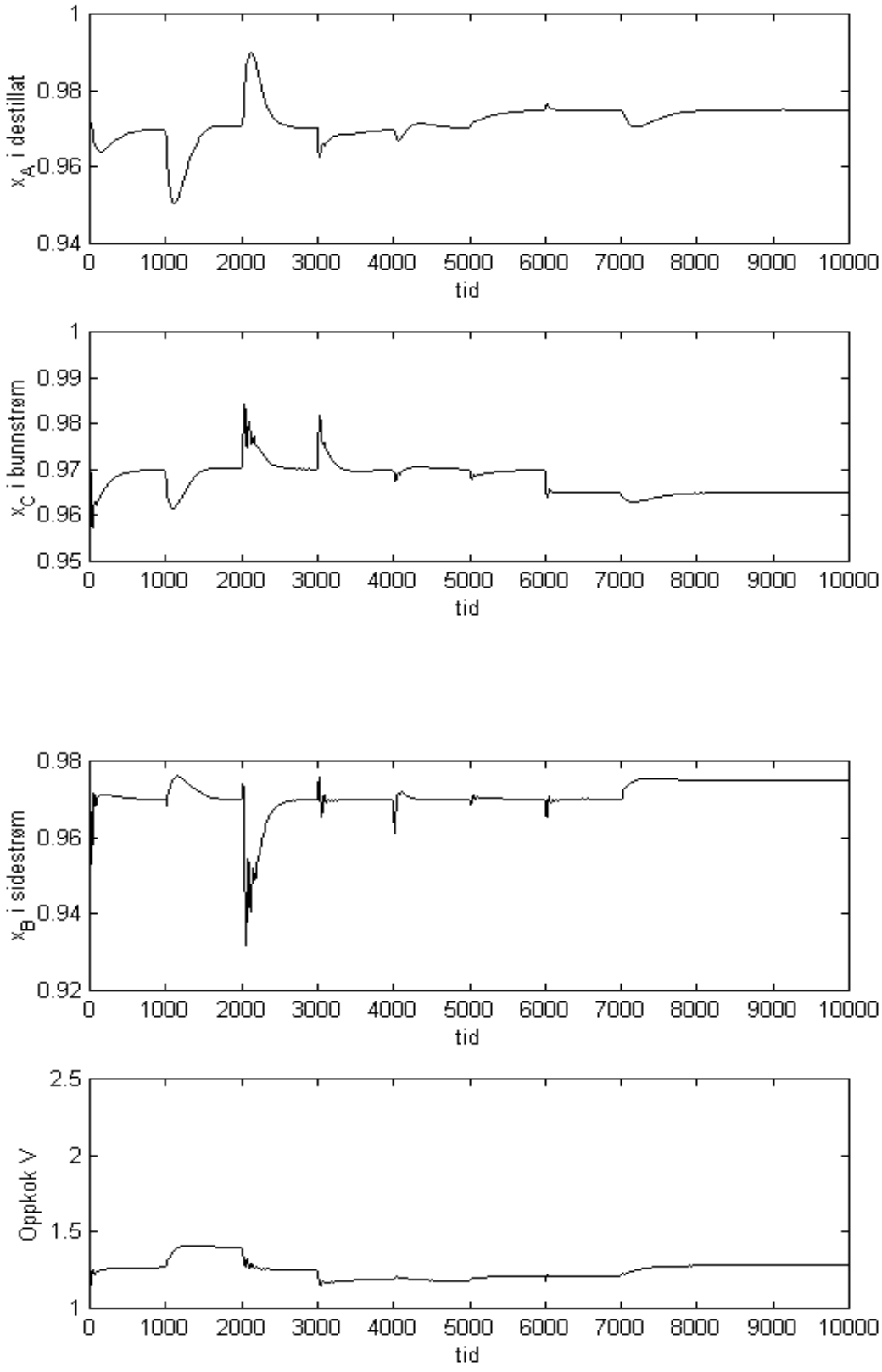
Figur: G-1 Simuleringer med $c_1 = T_{13} - T_{28} + T_{32} - T_{41}$ som utgang



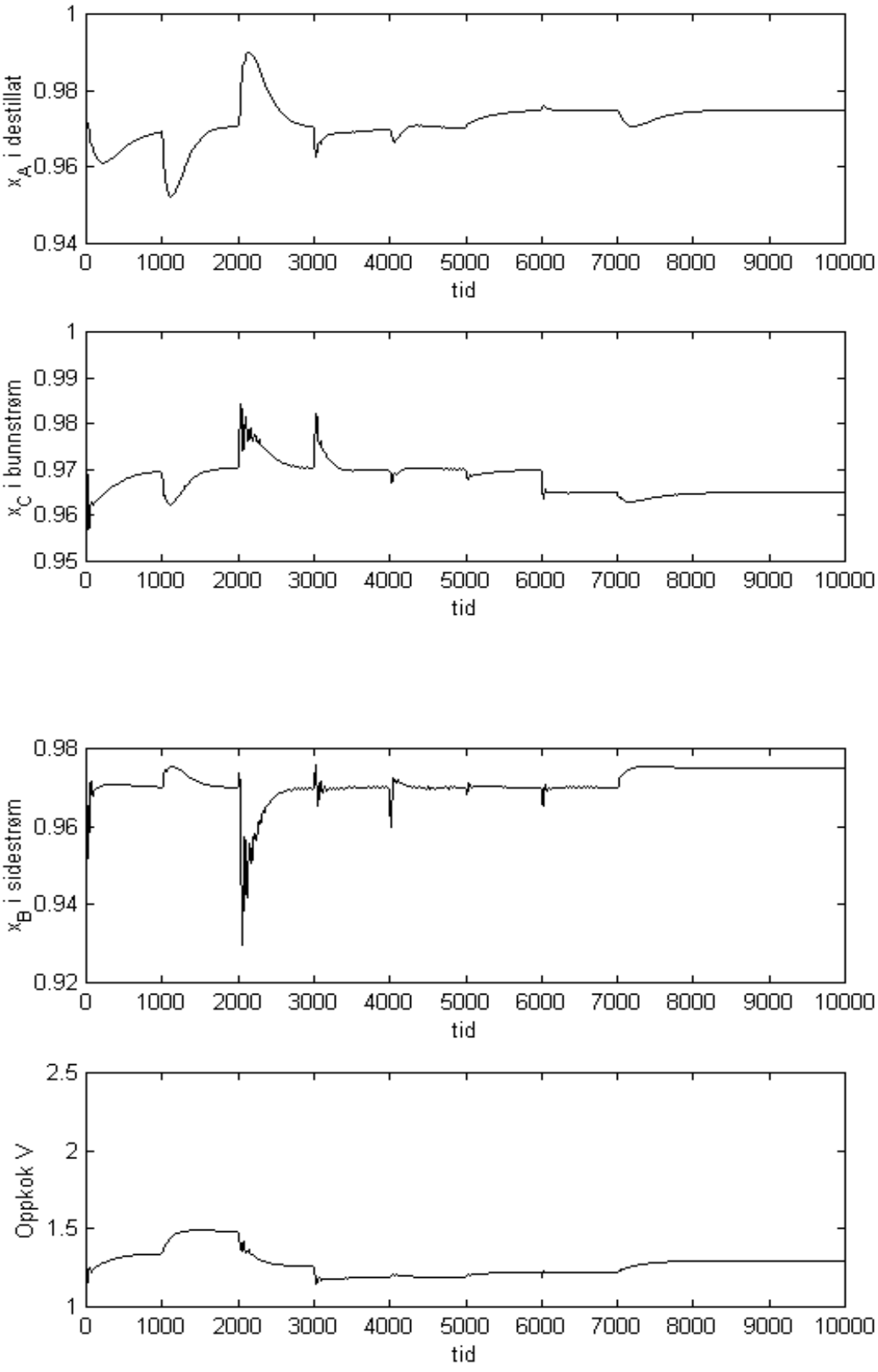
Figur: G-2 Simuleringer med $c_2 = T_7 - T_{27} + T_{33} - T_{39}$ som utgang



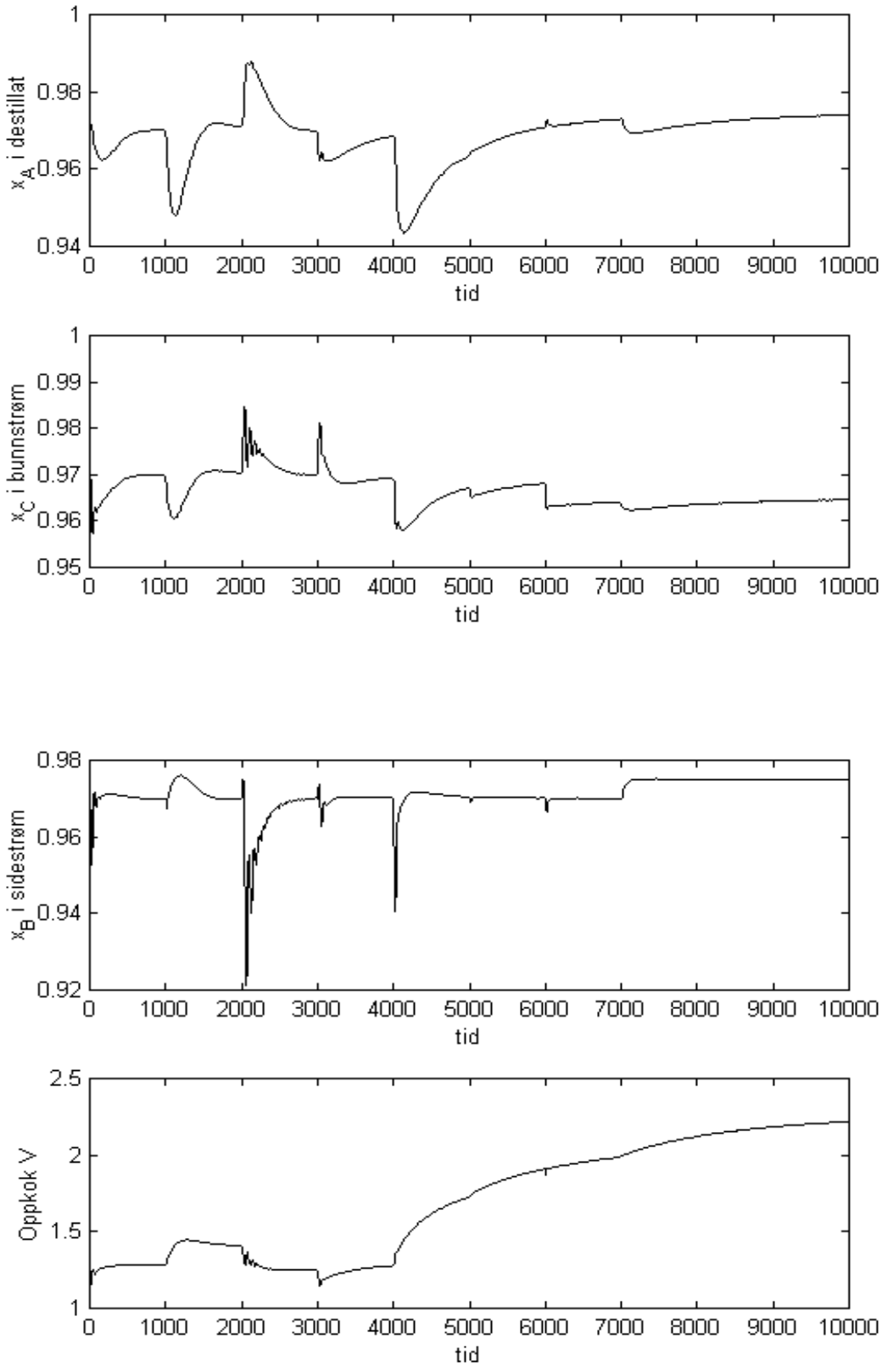
Figur: G-3 Simuleringer med $c_3 = T_5 - T_{29} - T_{35} - T_{36}$ som utgang



Figur: G-4 Simuleringer med $c_4 = T_{12} - T_{16} - T_{28} - T_{35}$ som utgang



Figur: G-5 Simuleringer med DTS = $T_4 + T_{12} - T_{28} - T_{36}$ som utgang



Figur: G-6 Simulering uten selvoptimaliserende regulering