

## Forord

Jeg vil få rette en spesiell takk til dr.ing. stipendiat Vidar Alstad for veiledning, gode råd og korrekturlesing av hovedoppgaven. Jeg vil også takke professor Sigurd Skogestad og dr.ing Ivar J. Halvorsen for gode råd underveis.

## Sammendrag

Målet med arbeidet var å finne gode reguleringsstrukturer til en Petlyuk kolonne ved å benytte selvoptimaliserende regulering. I tabell 1 er det gitt en oversikt over reguleringsstrukturene som ble undersøkt.

**Tabell 1: Viser alternative reguleringsvariable og målte verdier som holdes konstant.**

Notasjon	1	2	3	4	5
Ss 1	$R_v$	DTS / DTS2	$x_{AD}$	$x_{BS}$	$x_{CB}$
Ss 2	$R_v$	$R_L$	$x_{AD}$	$x_{BS}$	$x_{CB}$
Ss 3	$R_v$	V	$T_t$	$T_m$	$T_b$
Ss 4	$R_v$	V	$T_p$	$T_m$	$T_b$
Ss 5	$R_v$	$R_L$	V	$T_t$ eller $T_m$	$T_b$

Det ble utført tester for å sjekke om strukturene ga feasible resultater ved ulike forstyrrelser. De dynamiske egenskapene til strukturene ble også undersøkt. Indirekte regulering med temperatur som statisk estimator ble testet ut i de tre nederste strukturene. Det ble benyttet to forskjellige regulatorstrukturer. Desentralisert struktur med PI- sløyfer og en multivariabel reguleringsstruktur (MPC).

To av de forenklete strukturene, Ss 2 og Ss 4, ble forkastet på grunn av henholdsvis infeasible løsninger og store avvik i produksammensetningene. På bakgrunn av at Ss 2 ble forkastet kan det konkluderes med at det ikke er mulig å låse de interne gass- og væskestrømmene og samtidig ha renhetsspesifikasjoner på alle produktstrømmene.

De mer kompliserte strukturene Ss 1(DTS) og Ss 1(DTS2) førte til minst tap/oppkok av de uttestede strukturene. Ved å benytte den forenklete reguleringsstrukturen Ss 3 ble det oppnådd relativt stort tap. Dette tapet ble redusert betraktelig ved å la sammensetningen i sidestrømmen flyte, slik det ble gjort i reguleringsstruktur Ss 5. Fra dette kan man konkludere med at det er produktspesifikasjonene i sidestrømmen som er mest ressurskrevende å overholde. Derfor vil en struktur med konstant oppkok og renhetskrav

på alle produktstrømmene gi veldig store tap. Vel å merke er at tapene ikke ble så store at hele gevinsten med å benytte et Petlyuk arrangement forsvinner.

MPC ble funnet å gi bedre regulering av kolonnen enn PI- regulatorer.

Bruk av temperatur som en statisk estimator for sammensetningen i kolonnen ble funnet å gi dårlige resultater. Dette på grunn av systemet er ternært, og det er ingen steder i kolonnen som har en helt binær blanding. Derfor var det umulig å regulere kolonnen med faste settpunkter på temperaturene, derfor måtte det benyttes en kaskadestruktur for å overholde produktspesifikasjonene. Kaskadestrukturen ga relativt bedre responser enn strukturene som regulerte på sammensetningene direkte.

Fra stasjonær optimalisering ble det funnet to aktuelle driftspunkter, NP-A og NP-B. Der NP-A hadde renhetskrav på 0.97 i alle produktstrømmene, mens NP-B hadde renhetskrav på 0.983 for toppproduktet og 0.97 på de to andre produktstrømmene. Oppkoket ble svakt redusert ved å bruke NP-B i forhold til NP-A. Ved å benytte NP-B ble det mulig å innføre en bypasstruktur på kolonne. Alle de overnevnte strukturene kunne drives ved NP-B, derfor kunne tapet reduseres ved å innføre en bypasstruktur.

## Innholdsfortegnelse

Forord.....	1
Sammendrag .....	2
Innholdsfortegnelse.....	4
1 Innledning .....	6
2 Teori.....	7
2.1 Petlyuk kolonnen .....	7
2.2 Modellbeskrivelse .....	8
2.2.1 Beregning av temperaturer.....	11
2.3 ”Shortcut” modeller .....	12
2.4 Optimalisering.....	12
2.4.1 Lagrange multiplikator.....	12
2.5 Reguleringssteori.....	13
2.5.1 Indirekte regulering med statisk estimator.....	13
2.5.2 PID - regulator .....	14
2.5.3 Selvoptimaliserende regulering .....	15
2.5.4 Modell prediktiv regulering (MPC).....	16
3 Resultater – Stasjonært .....	17
3.1 Nominelt optimalt operasjonspunkt.....	17
3.2 Reguleringsstrukturer.....	19
3.3 Feasibilitetstest av Ss 1 og Ss 2.....	21
3.4 Test av reguleringsstrukturene Ss 3, Ss 4 og Ss 5.....	24
3.4.1 Ss 3.....	26
3.4.2 Ss 4.....	29
3.4.3 Ss 5.....	31
3.5 Forbedring av Ss 3 og Ss5 .....	34
3.6 Bypass av fødestrøm.....	36
4. Resultater – Dynamisk.....	38
4.1 Effekt av væskedynamikk.....	38
4.2 DB – stabilisering .....	39
4.3 Ss 1.....	40
4.3.1 Parring.....	40
4.3.2 Poler, nullpunkter og tuning .....	42
4.3.3 Responser.....	43
4.4 Ss 2.....	46
4.5 Ss 3.....	47
4.5.1 Parring.....	47
4.5.2 Poler og nullpunkter.....	48

4.5.3 Responser .....	48
4.6 Ss 4 .....	50
4.7 Ss 5 .....	51
4.8 Bypass .....	53
5 Diskusjon .....	55
5.1 Antagelser i prosessmodellen .....	55
5.2 Vurdering av reguleringsstrukturene .....	56
5.2.1 Konsentrasjonsregulering .....	56
5.2.2 Indirekte regulering .....	57
5.2.3 Bypassregulering .....	59
5.3 Forslag til videre arbeid .....	60
6 Konklusjon .....	61
Symbolliste .....	63
Litteraturliste .....	64
Innholdsfortegnelse til appendiks .....	66

## 1 Innledning

Destillasjon er en av de mest energiintensive enhetsoperasjoner i typiske prosessanlegg. Tradisjonelt har man benyttet konvensjonelle kolonner i serie for å utføre multikomponent destillasjon. Mange alternative strukturer er foreslått, blant annet Petlyuk kolonnen. Triantafyllou og Smith [3] rapporterer at det kan oppnås opptil 30 % energibesparelse ved å benytte Petlyuk destillasjon i stedet for konvensjonelle kolonner i serie. Likevel har ikke mange slike kolonner blitt tatt i bruk i praksis. Grunnen kan være at design og driften av kolonnen er relativt mer kompleks enn for en konvensjonell destillasjonssekvens.

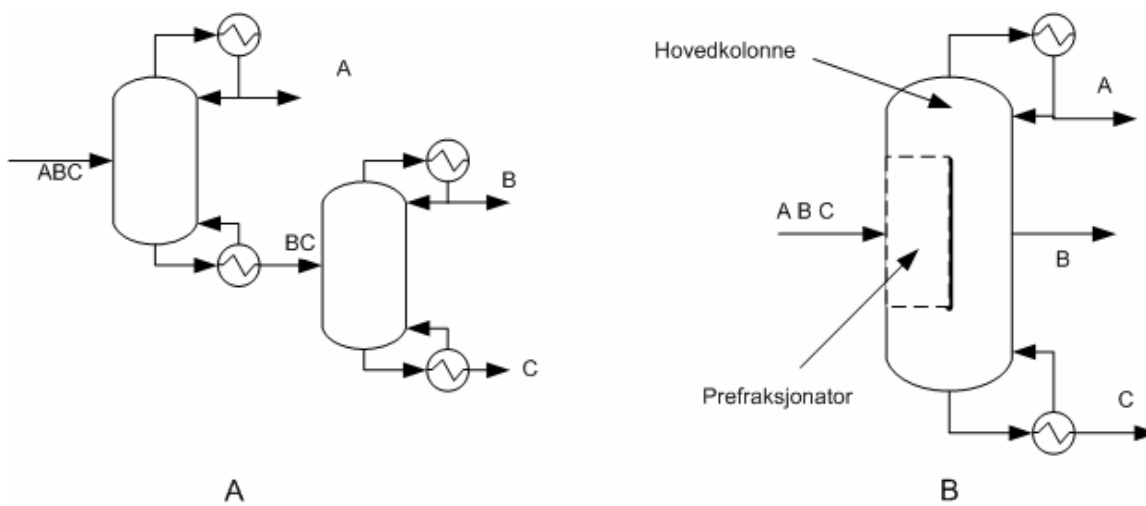
Målet med arbeidet var å studere ulike alternative reguleringsstrukturer for en Petlyuk kolonne og spesielt fokusere på forenklete strukturer hvor ikke alle frihetsgradene benyttes og hvor man benytter nominelle settpunkt for de regulerte variable. For at alternative destillasjonskonfigurasjoner skal tas i bruk i industrien er det en forutsetning at de er relativt enkle å operere. For å evaluere egenskapene til de ulike reguleringsstrukturene ble det utført tester for å sjekke feisibiliteten til de ulike strukturene for ulike forstyrrelser. Det ble også foretatt undersøkelser av de dynamiske egenskapene til reguleringsstrukturene. I arbeidet ble det benyttet MPC, selvoptimaliserende regulering og kaskade regulering.

Rapporten er hovedsaklig inndelt i to deler. En stasjonær del som tar for seg optimalisering og feisibilitetstester av de ulike reguleringsstrukturene. Den andre delen går mer inn på de dynamiske aspektene ved de ulike strukturene. Bakerst i rapporten er det også vedlagt en cd som inneholder Matlab- filene som er blitt brukt under arbeidet. For mer informasjon om cd'en henvises det til appendiks A-1.

## 2 Teori

### 2.1 Petlyuk kolonnen

Separasjon av flere en to komponenter med destillasjon har tradisjonelt blitt utført ved å plassere destillasjonskolonner i serie, som vist i figur 2-1A. I 1949 foreslo Wrigth [1] et alternativ for separasjon av ternære blandinger. Konfigurasjonen har fått navnet Petlyuk kolonne etter Petlyuk et al [2], som gjorde teoretiske studier av systemet. Petlyuk kolonnen er vist i figur 2-1B.



Figur 2-1: Direkte sekvens (A) og Petlyuk kolonne (B).

Petlyuk kolonnen består av et skall med en skillevegg montert midt i kolonnen (derav også kalt ”dividing wall column”). Første kolonneseksjon fungerer da som en prefraksjonator, og man har mulighet for å separere tre- komponent blandinger inne i et skall. Studier av Triantafyllou og Smith [3] har vist at Petlyuk kolonnen kan gi energibesparelser på rundt 30 % sammenlignet med en konvensjonell direkte destillasjonssekvens. Petlyuk arrangementet vil også ha en lavere installasjonskostnad, selv om den må ha relativt flere trinn per kolonne enn ved konvensjonell design [12], da kolonnen bygges inn i et skall. Arrangementet trenger bare to varmevekslere i forhold til

de fire som trengs i den konvensjonelle sekvensen. Likevel har ikke mange av disse kolonnene blitt tatt i bruk i praksis. BASF i Tyskland har rundt 100 kolonner i bruk [H]. En grunn til dette kan være, i følge Skogestad [6], at Petlyuk kolonnen har flere frihetsgrader enn en ordinær destillasjonskolonne. Dette gjør at både design og regulering av kolonnen blir mer kompleks.

I dette arbeidet er det antatt en tre - komponent føde (komponenter A, B og C), der A er den mest flyktige og C er minst flyktig, relativ flyktighet mellom komponentene ble satt til 3. Denne føden blir så ført inn i prefraksjonatoren, se figur 2-1B. A og B blir separert i den delen av hovedkolonnen som ligger over sidestrømsuttaket, B og C blir separert i den delen av kolonnen som ligger under sidestrømsuttaket.

## 2.2 Modellbeskrivelse

Modellen som ble brukt i arbeidet med denne oppgaven er utviklet i Matlab<sup>1</sup> av Halvorsen [5]. Modellen er basert på en antagelse om konstante relative flyktigheter slik at energibalanser kunne sløyfes og prosessen kunne beskrives med massebalanser på hvert trinn. Det er også antatt lik molar fordampningsvarme i ulike deler av kolonnen, noe som gir konstante gass- og væskestrømmer. Modellen er oppbygd av ulike kolonneseksjoner med åtte trinn i hver seksjon, som deretter ble koblet sammen, totalt seks seksjoner. Figur 2-2 viser hvordan kolonnemodellen er oppbygd. Det er antatt konstant trykk i kolonnen.

Hver seksjon i kolonnen ble 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 modellert som et likevektstrinn og det er antatt at varmeveksleren på toppen er en total-kondensator. Akkumulatorene er modellert som tanker uten likevekter.

---

<sup>1</sup> Matlab er et lisensiert produkt fra MathWorks Inc



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

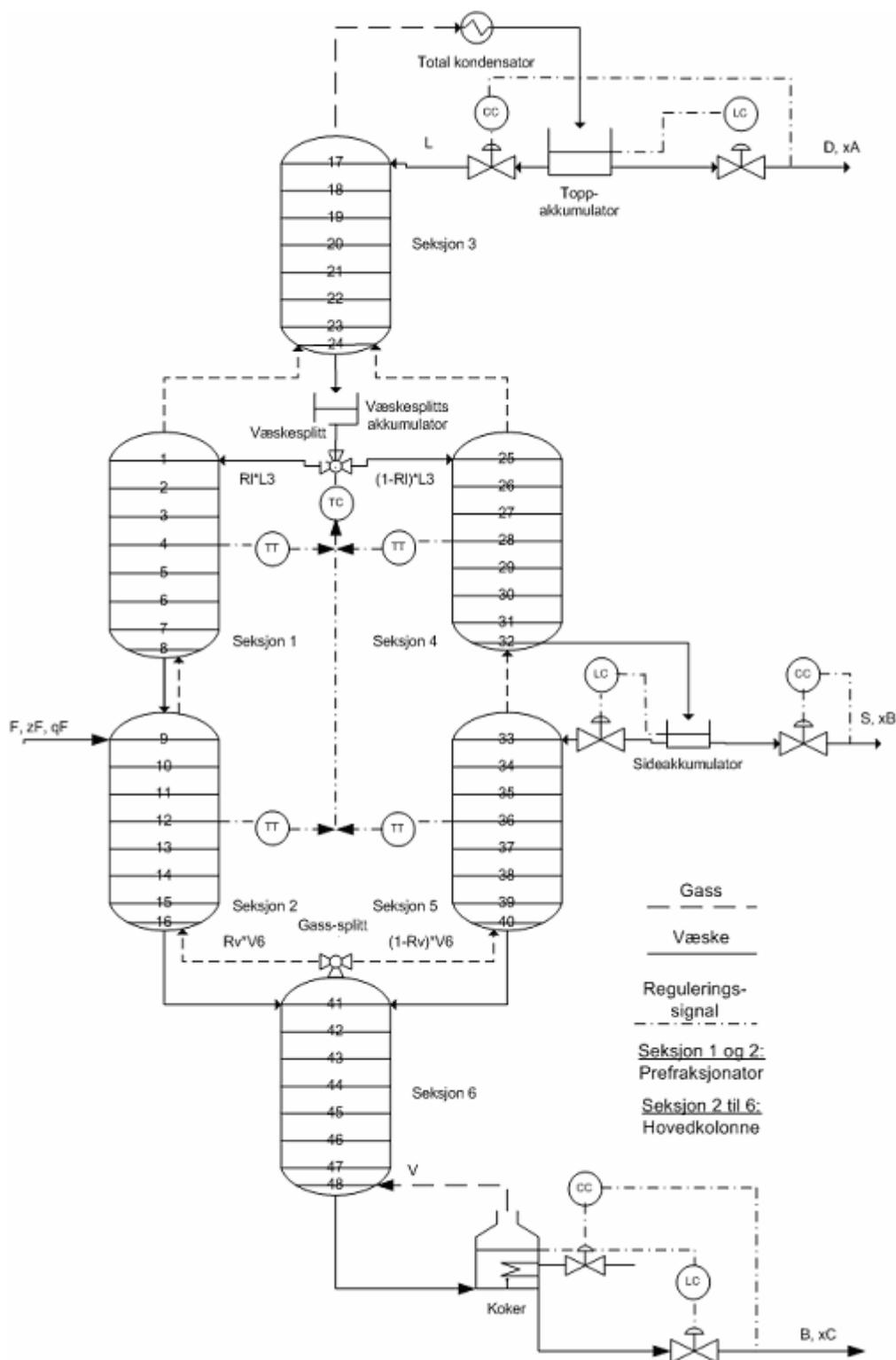
$$y_i = \frac{\alpha_i x_i}{\sum_i \alpha_i x_i}, i \in A, B, C \quad 2-2$$

I den opprinnelige modellen var ikke væskedynamikken inkludert, derfor ble det i arbeidet med den dynamiske delen av oppgaven inkludert væskedynamikk i modellen. Dette gjorde at holdup ikke lenger var konstant på trinnene, i akkumulatorene og i kokeren. Det ble fortsatt antatt perfekt regulering av væskesplitt- og sideakkumulatoren, holdup i disse ble satt lik den for trinnene. Holdup i toppakkumulatoren og kokeren ble satt 20 ganger større enn holdup på trinnene. Væskedynamikken er beskrevet ved følgende ligning,

$$L_i = L_{0i} + \frac{M_i - M_{0i}}{\tau_L} + (V_{i-1} - V_{0,i-1})\lambda \quad 2-3$$

I forhold til væskedynamikken er gassdynamikken veldig rask, og er derfor neglisjert da den ikke ville gi noen signifikante endringer i den dynamiske oppførselen til systemet. Det vil si at  $\lambda$  ( $K_2$ - effekten) i ligning 2-3 er satt lik null.

For den stasjonære modellen gir dette 104 tilstander (to sammensetninger på hvert trinn pluss to sammensetninger i koker og akkumulatorene). Modellen der væskedynamikken er inkludert får 52 tilstander ekstra, totalt 156 (holdup på hvert trinn, koker og akkumulatorene). Modellen har 10 dynamiske pådrag  $u_d = [L \ V \ S \ R_L \ R_V \ D \ B \ L_1 \ V_2 \ L_4]$ . Siden D og B og  $L_4$  går med til å stabilisere nivå i kondenser, koker og sidestrømsakkumulator og  $L_1$  og  $V_2$  benyttes til å stabilisere intern akkumulator og holdup av gass i akkumulator har vi 5 stasjonære frihetsgrader  $u = [L \ V \ S \ R_L \ R_V]$ . Forstyrrelsene i modellen er knyttet til føden,  $d = [F \ z_{FA} \ z_{FB} \ q_F]$ .  $R_L$  er definert som  $L_1/L$  og  $R_V$  som  $V_2/V$ . Matlab rutinene som er benyttet til å modellere kolonnen er beskrevet i appendiks A-1.



Figur 2-2: Skjematisert oppsett over Petlyuk kolonnen.

## 2.2.1 Beregning av temperaturer

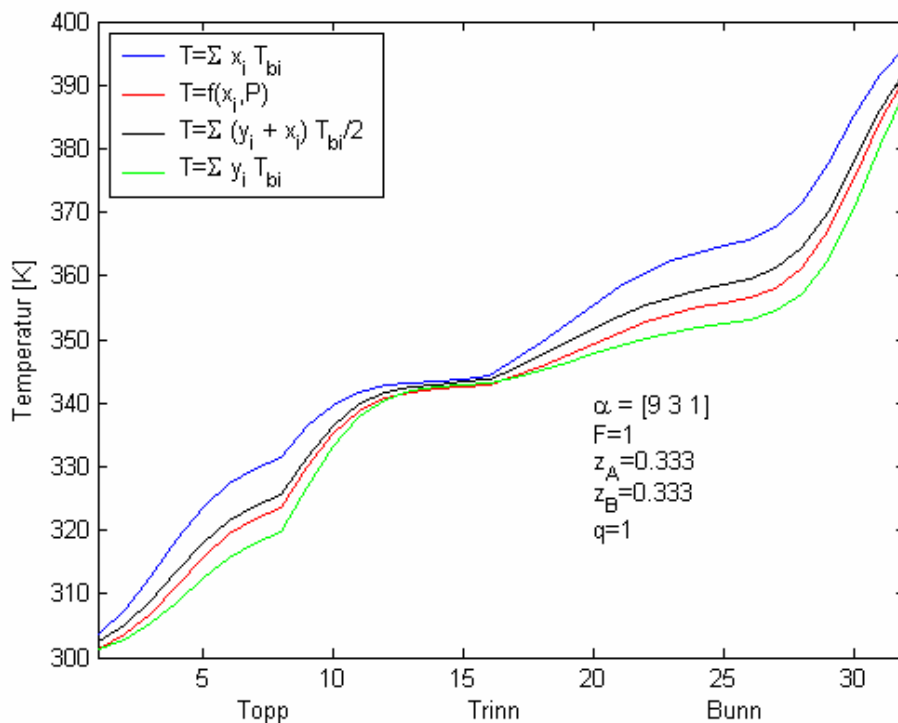
Siden energibalansen ikke er inkludert i modellen, må temperaturene estimeres fra sammensetning når trykket er gitt. Halvorsen [5] har studert fire modeller for å estimere temperaturer, ligningene 2-4 – 2-7. For spesifikasjonene gitt i figur 2-3 gir de ulike modellene litt forskjellig temperaturestimat, se figur 2-3.

$$T = \sum_i x_i T_{bi} \quad 2-4$$

$$T = \sum_i y_i T_{bi} \quad 2-5$$

$$T = \sum_i \left( \frac{x_i + y_i}{2} \right) T_{bi} \quad 2-6$$

$$T = f(x_i, P) \approx \frac{B_r}{\log p_r^0 - A_r} + C_r, \text{ der } p_r^0 = \frac{P}{\sum_i \alpha_i x_i} \quad 2-7$$



Figur 2-3: Temperaturprofilen i hovedkolonnen beregnet ved ulike lineære og en ulineær metode.

Den første metoden, basert på molfraksjon i væskefasen, har en tendens til å vise for høye verdier i forhold til det som er reelt. Neste metode er basert på molfraksjon i gassfasen, denne metoden har en tendens til å vise for lave verdier. De to sistnevnte metodene er de metodene som gir det beste bildet av temperaturene i kolonnen. Antoines metode, ligning 2-7, ble brukt i arbeidet med denne oppgaven.

## 2.3 "Shortcut" modeller

For å analysere systemet ble det benyttet en noen shortcut modeller utviklet av Halvorsen [5]. Disse er basert på Underwoods ligninger for multikomponent blanding. Rutinene ble ikke benyttet for å gi noen kvantitative svar, da disse ligningene antar uendelig antall trinn i kolonnen. De ble heller brukt til å danne et kvalitativt bilde av egenskapene til systemet og for å gi et estimat på hva det er mulig å oppnå med hensyn på kokeeffekt.

## 2.4 Optimalisering

Under arbeidet med den stasjonære delen av oppgaven, ble Tomlab brukt til numerisk optimalisering.

### 2.4.1 Lagrange multiplikator

Teorien er hentet fra Nocedal og Wright [8].

I ligning 2-8 er det formulert et beskranket optimaliserings problem. Der  $J(u,d)$  er objektfunksjonen

$$\begin{aligned} \min_u J(u, d) \text{ i henhold til} \\ f(x,u,d)=0 \\ g(x,u,d) \geq 0 \end{aligned} \tag{2-8}$$

$f(x,u,d)$  representerer prosessligninger som må oppfylles, og  $g(x,u,d)$  representerer ulikhetsbeskravningene på trykk, sammensetning etc.

For å løse dette problemet må beskravningene knyttes opp mot objektfunksjonen, dette gjøres ved å introdusere Lagrange ligningen

$$L(u, \lambda_i) = J(u, d) - \lambda_i c_i(x, u, d) \quad 2-9$$

der  $\lambda$  er Lagrange multiplikatoren og  $c$  inneholder beskravningene i ligning 2-8. Deretter deriveres ligning 2-9, og løsningen av problemet i ligning 2-8 er gitt fra løsningen av ligning 2-10.

$$\nabla L(u, \lambda_i) = \nabla J(u, d) - \lambda_i \nabla c_i(x, u, d) = 0 \quad 2-10$$

Fra ligning 2-10 får vi et uttrykk for Lagrange multiplikatoren

$$\lambda_i = \frac{\nabla J(u, d)}{\nabla c_i(x, u, d)} \quad 2-11$$

Uttrykket for Lagrange multiplikatoren, gitt i ligning 2-11, gir ett mål på hvor sensitiv objektfunksjonen er med hensyn til en beskravet variabel. Hvis  $\lambda_i$  er negativ vil en økning i variabel i gi et positivt bidrag på objektfunksjonen og visa versa, størrelsen på absolutt verdien til  $\lambda_i$  vil da si hvor kraftig denne effekten vil være.

## 2.5 Reguleringssteori

### 2.5.1 Indirekte regulering med statisk estimator

Teori om temperaturregulering er hentet fra Mejdell [7].

Indirekte regulering er når man regulerer en variabel for å indirekte regulere en annen variabel. Dette gjøres på grunn av at enkelte variabler kan være vanskelige å måle eller at målingene tar for lang tid slik at det er vanskelig å få til god regulering av systemet.

Regulering av en destillasjonskolonne skjer sjelden i praksis ved at konsentrasjonene blir målt direkte, dette på grunn av at konsentrasjonsmålingene er veldig trege. I stedet brukes det temperaturer som indirekte forteller hva konsentrasjonene er.

I et binært system er sammensetningen eksakt kjent ut fra temperaturmålingene, men ved multikomponente blandinger kan ikke sammensetningen finnes direkte fra temperaturmålingene. Dette er et viktig aspekt med tanke på plassering av temperaturmålinger.

I tillegg til det som ble nevnt i avsnittet over er det viktig å plassere temperaturmålingen i et område i kolonnen der temperaturgradienten er høy, dette vil gjøre at målingene ikke blir så sensitive mot målestøy i temperaturmålingene. Figur 2-3 viser at temperaturprofilen har en tendens til å flate ut nær uttakene til produktstrømmene og derav er det ikke ideelt å lokalisere målepunktene nær disse. For mer informasjon om temperatur som sammensetningsestimator henvises til Mejdell [7].

## 2.5.2 PID - regulator

Teorien om PID regulatorer i tilbakekobling er et tema som har vært skrevet om i uttallige artikler og bøker, og vil derav ikke bli gitt noe inngående teori om dette temaet i denne rapporten.

I arbeidet med denne oppgaven ble det benyttet PI – regulatorer på kaskade form, transferfunksjonen er beskrevet av ligning 2-11. Grunnen til at kaskade form ble benyttet er at PID – reglene er mye enklere i det tilfelle [9]. SIMC tunings regler [9] ble brukt til å tune regulatorene, denne metoden er beskrevet i appendiks A-2.

$$c(s) = K_c \frac{\tau_I s + 1}{\tau_I s} \quad 2-11$$

For å bestemme hvilke parringer som skulle benyttes mellom pådrag og utgang ble RGA (Relative Gain Array) benyttet. For mer teori rundt RGA henvises til Seborg et al [14]. Systemets poler, både åpen og lukket sløyfe, og nullpunkter ble også undersøkt, dette for å finne ut om systemet var stabilt eller hadde inversrespons. Polene forteller om prosessen er stabil eller ikke, og om hvor raske de ulike modiene i systemet er. Hvis systemet har nullpunkt i høyre halvplan, fører det til inversrespons mellom det gitte pådraget og utgangen. Dette er uønsket da dette kan skape problemer med reguleringen.

### 2.5.3 Selvoptimaliserende regulering

Teorien om selvoptimaliserende regulering er hentet fra Skogestad [10].

For å finne det optimale operasjonspunktet til en prosess utformes det en kostfunksjon  $J$ , som beskriver kostnader ved drift av prosessen, som ønskes minimert. Ved å definere en tapsfunksjon, som beskriver differansen mellom reell kostnad og den optimale kostnaden ved det gitte operasjonspunkt kan selvoptimaliserende regulering beskrives som

*”Selvoptimaliserende regulering er når man kan oppnå akseptable tap med konstante settpunktverdier på de regulerte variable, uten å måtte re-optimalisere når en forstyrrelse inntreffer ”*

Ved destillasjon er den klart største ressursbruken knyttet til koking. Energiforbruket i kokeren er proporsjonal med mengde oppkok, derav uttrykkes kostfunksjonen som

$$J(x,u,d) = V \quad 2-12$$

Ved en gitt forstyrrelse vil noen av beskrankningene være aktive ( $g = 0$ ) i ligning 2.8. Implementasjon av disse er relativt enkelt, da man benytter aktiv skranke regulering [10]. De resterende ikke beskrankede frihetsgradene kan benyttes til optimalisering av prosessen. Tilstandene  $x$  er gitt av pådragene  $u$  og forstyrrelsene  $d$ . Fra dette kan tapsfunksjonen utformes som

$$L(u,d) = J(u,d) - J_{\text{opt}}(u_{\text{opt}},d) = J(u,d) - J_{\text{opt}}(d) \quad 2-13$$

### 2.5.4 Modell prediktiv regulering (MPC)

Utfyllende teori om MPC er gitt i appendiks A-3.

Ved simulering av MP- reguleringen ble det benyttet en standard MPC- blokk i Simulink i Matlab, *nclmpmc*. Denne baseres på en stepresponsmodell der det predikerte pådraget ble funnet ved å løse følgende ligning

$$F(k) = \min_{\Delta u} \left( \sum_{i=0}^p \|y(k+i|k) - r(k+i|k)\|_{Q(i)}^2 + \sum_{i=0}^{p_u} \|\Delta u(k+i|k)\|_{R(i)}^2 \right) \quad 2-14$$

Hvor  $Q$  og  $R$  er vektmatriser som vekter henholdsvis avvik fra referanse trajektoren og pådragsbruken. Disse er de viktigste med tanke på tuning av regulatoren. Men også prediksjonshorizonten,  $p$ , og pådragshorizonten,  $p_u$ , ble brukt til å tune regulatoren. Forholden mellom disse avgjør hvor rask/aggressiv responsen blir.

Det ble laget en tilstandsrommodell av kolonnen ved hjelp av *lineæranalyse* i Matlab og ut fra denne ble stepresponsmodellen funnet. I konvertering fra tilstandsrommodell til stepresponsmodell er det viktig å bruke et tidsrom slik at all dynamikk i systemet blir med.



### 3 Resultater – Stasjonært

Som nevnt i innledningen vil dette kapittelet av oppgaven omhandle stasjonær optimalisering for å finne det optimale driftspunkt for nominell forstyrrelse. Ulike reguleringsstrukturer er deretter testet for feisibilitet ved å holde de regulerte variable på de nominelle setpunkt.

#### 3.1 Nominelt optimalt operasjonspunkt

I tabell 3-1 er det gitt en oversikt over de nominelle driftsbetingelsene som ble brukt under arbeidet med denne oppgaven.

**Tabell 3-1: Nominelle driftsbetingelsene**

$F_0$	$Z_{A,0}$	$Z_{B,0}$	$Q_{F,0}$	$X_{AD}$	$X_{CB}$	$X_{BS}$
1.0	1/3	1/3	1.0	0.97	0.97	0.97

En optimalisering med nominelle driftsbetingelser med Tomlab i Matlab gav de optimale pådragene, gitt i tabell 3-2. Optimaliseringsproblemet er gitt i ligning 3-1.

$$\min J \quad \text{i henhold til} \quad \bar{x} = 0.97 \quad 3-1$$

**Tabell 3-2: Optimale pådragsverdier.**

$L_0$	$V_0$	$S_0$	$R_{L,0}$	$R_{V,0}$
0,62874	0,97187	0,3227	0,26168	0,66538

I optimaliseringen ble det brukt likhetsbeskrankninger på sammensetningskravet i produktstrømmene. Som nevnt i kapittel 2.4 ble Lagrange multiplikatoren brukt som et mål på hvor sensitiv objektfunksjonen vil være mot en beskranket variabel. I tabell 3-3 er Lagrangemultiplikatorene til produktspesifikasjonsbeskrankningene gitt.

**Tabell 3-3: Lagrangemultiplikatorene til produktspesifikasjonsbeskrankningene.**

$\lambda_{xAD}$	$\lambda_{xCB}$	$\lambda_{xBS}$
-0.034002	0.74645	2.0665

Fra tabellen kan det ses at Lagrangemultiplikatoren til produktspesifikasjonen i toppstrømmen,  $D$ , er negativ. Det vil si at renheten av komponent A i produktstrømmen  $D$  kan øke samtidig få en reduksjon i objektfunksjonen (oppkoket).

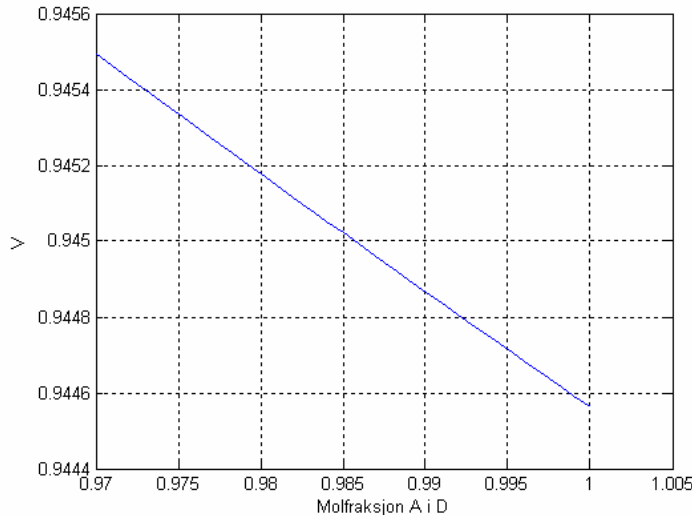
Optimaliseringen ble så gjentatt, med de samme driftsbetingelsene, men nå med ulikhetsbeskranking på produktspesifikasjonene. Resultatene er gjengitt i tabell 3-4.

**Tabell 3-4: Optimale pådrag ved ulikhetsbeskranking, samt produkt sammensetning.**

L	V	S	$R_L$	$R_V$	$x_{AD}$	$x_{CB}$	$x_{BS}$
0,63317	0,97158	0,32749	0,25318	0,6556	0,98331	0,97	0,97

Resultatet fra den nye optimaliseringen viser at det ble en reduksjon i oppkoket,  $V$ , ved å øke renhetsspesifikasjonene i destillatstrøm  $D$ . Dette medfører at vi i det nominelle punktet faktisk har 3 ubeskrankede frihetsgrader.

Resultatet ble verifisert ved hjelp av en shortcut modell av kolonnen, se figur 3-1.



**Figur 3-1: Oppkoket som funksjon av renhet til produktstrøm  $D$ . Shortcut modell.**

Grunnen til at man får en reduksjon oppkok er at i dette tilfelle er det den nederste delen av kolonnen som bestemmer mengde oppkok (separasjonen mellom B og C). Når da renheten i  $D$  økes vil mer av komponent B gå ut i side- og bunnstrømmen. Når mengden av B i  $S$  økes kan mengde C i  $S$  økes for å holde spesifikasjonene. Shortcut modellen

viser reduksjon i oppkoket helt til molfraksjonen i produktstrøm D er lik en, dette gjelder ikke på dette systemet da shortcutmodellen antar uendelig antall trinn, det er derfor rimelig å anta at minimum oppkok blir liggendes på en plass der molfraksjonen av A i D er mellom 0.97 og 1.00. Plott av produktstrømmene er vist i appendiks A-4.

I resten av rapporten blir det skilt mellom det nominelle operasjonspunktet som ble basert likhetsbeskranking i produktsammensetningene, referert til som NP-A (se tabell 3-2). Og det nominelle operasjonspunktet som ble basert på ulikhetsbeskranking i produktsammensetningene vil bli referert til som NP-B (se tabell 3-4).

### **3.2 Reguleringsstrukturer**

Figur 2-2 viser at systemet har 10 dynamiske frihetsgrader, der 5 av disse går med til å stabilisere kolonnen. Det vil si regulere nivåene i koker, topp- og sideakkumulator og interne akkumulatører. Dermed gjenstår det fem stasjonære frihetsgrader ved stasjonær tilstand. Målet med destillasjonene er å produsere tre produkter med en viss renhet, dermed går det med tre frihetsgrader til for å regulere disse. Antatt at det er renhetsspesifikasjoner på alle tre produktstrømmene. Det vil si konsentrasjonene i henholdsvis toppstrøm (D), sidestrøm (S) og bunnstrøm (B). Dermed gjenstår to frihetsgrader som kan brukes til å optimalisere prosessen.

Proessen innebærer en splitt av interne damp og væskestrømmer over skilleveggen. Væskestrømmen kan splittes relativt enkelt ved å føre hele strømmen inn i en akkumulator, for deretter å sende de aktuelle væskefraksjonene til hver sin seksjon. Styling av dampsplitten er mer komplisert, derfor kan design med konstant væskesplitt være fordelaktig. Dampsplitten ( $R_V$ ) er satt konstant på nominell verdi for alle reguleringsstrukturene som er blitt studert i dette arbeidet. I tabell 3-5 er det gitt en oversikt over de ulike reguleringsstrukturene som er testet på systemet. Notasjonen som er brukt til å betegne de ulike strukturene er brukt konsekvent gjennom hele rapporten.

**Tabell 3-5: Viser alternative reguleringsvariable og målte verdier som holdes konstant.**

Notasjon	1	2	3	4	5
Ss 1	$R_v$	DTS / DTS2	$x_A$	$x_B$	$x_C$
Ss 2	$R_v$	$R_L$	$x_A$	$x_B$	$x_C$
Ss 3	$R_v$	V	$T_t$	$T_m$	$T_b$
Ss 4	$R_v$	V	$T_p$	$T_m$	$T_b$
Ss 5	$R_v$	$R_L$	V	$T_t$ eller $T_m$	$T_b$

I reguleringsstruktur Ss 1 holdes dampsplitten og konsentrasjonene i produktstrømmene ut av kolonnen konstant, i tillegg holdes en temperaturprofil over skillveggen konstant. Denne ene temperaturprofilen, DTS, ble introdusert av Halvorsen [5] som en god kandidat til selvoptimaliserende regulering. I figur 2-2 er denne strukturen inntegnet. Det andre temperaturprofilet ble foreslått av Storkaas [12]. Ss 2 er en forenklet versjon av Ss 1 der de interne væske- og gasstrømmene ble holdt konstante samt produktspesifikasjonene, altså dette er open-loop versjonen hvor vi holder de resterende ubeskrankede frihetsgradene konstant.

De tre siste strukturene er forenklede strukturer, der man benytter indirekte regulering hvor temperaturen ble målt i stedet for sammensetning. I tillegg holdes oppkoket på en konstant verdi. I Ss 3 holdes tre temperaturer, fra forskjellige steder i hovedkolonnen på nominell verdi, samt gassplitten. Ss 4 ble foreslått av Adrian et al [13], strukturen blir benyttet av BASF i Tyskland. Her holdes en temperatur i prefraksjonatoren samt to temperaturer i hovedkolonnen konstant. I Ss 5 holdes to temperaturer, interne gass- og væskestrømmene konstante på nominell verdi. Det ble i dette arbeidet ikke tatt hensyn til målefeil.

### 3.3 Feasibilitetstest av Ss 1 og Ss 2.

En viktig forutsetning for en god selvoptimaliserende reguleringsstruktur er at strukturen gir feasible resultater for alle forstyrrelsene ved å holde de nominelle settpunktene konstant. Feasibilitetstesten ble utført ved at det ble perturbert i forstyrrelsene en om gangen,  $d=[F \ z_{FA} \ z_{FB} \ q_F]$ , både i positiv og negativ retning, det ble antatt at forstyrrelser ikke oppstår samtidig. Deretter ble beskrankningene til de ulike strukturene sjekket. Resultatet fra feasibilitetstesten er gjengitt i tabell 3-6.

Videre notasjon utover rapporten vil det bli brukt som en forenkling at  $F_0 + 0.1$  tilsvarer  $F_0 +$  og så videre.

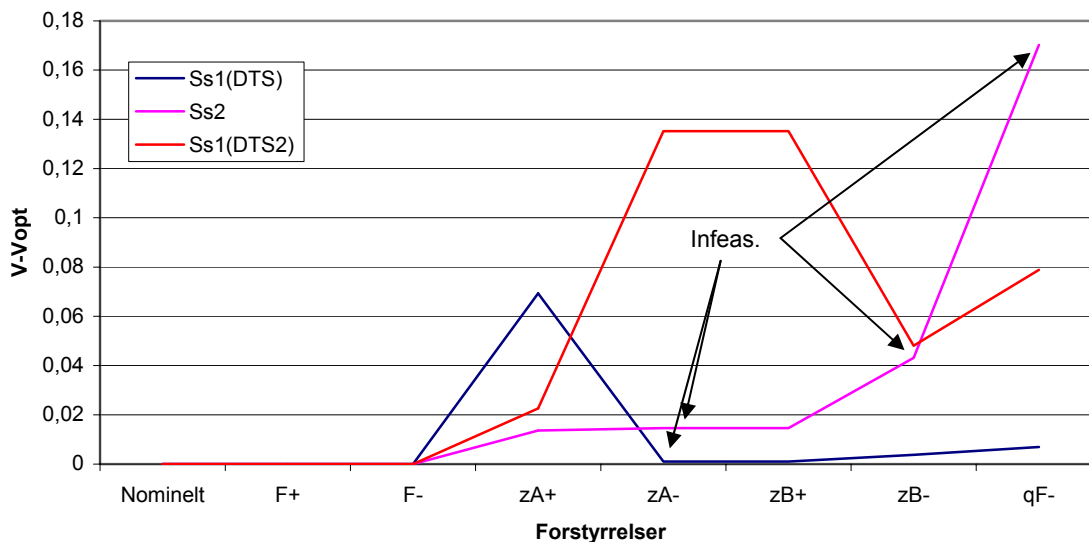
**Tabell 3-6: Feasibilitetstest av Ss 1 og Ss 2. Infeasible resultater er merket med gult.**

Forstyrrelse	Struktur	Feas
Nominelt	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	+
	Ss 1 (DTS2)	+
$F_0+0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	+
	Ss 1 (DTS2)	+
$F_0- 0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	+
	Ss 1 (DTS2)	+
$z_{A0}+0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	+
	Ss 1 (DTS2)	+
$z_{A0} - 0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	-
	Ss 2	-
	Ss 1 (DTS2)	+

$z_{B0}+0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	+
	Ss 1 (DTS2)	+
$z_{B0} - 0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	-
	Ss 1 (DTS2)	+
$q_{F0} - 0,1$	Optimalt	+
	Ss 1 (DTS)	+
	Ss 2	-
	Ss 1 (DTS2)	+

Fra tabellen ses det at det er kun en struktur som er feasible for alle forstyrrelsene, Ss 1 (DTS2).

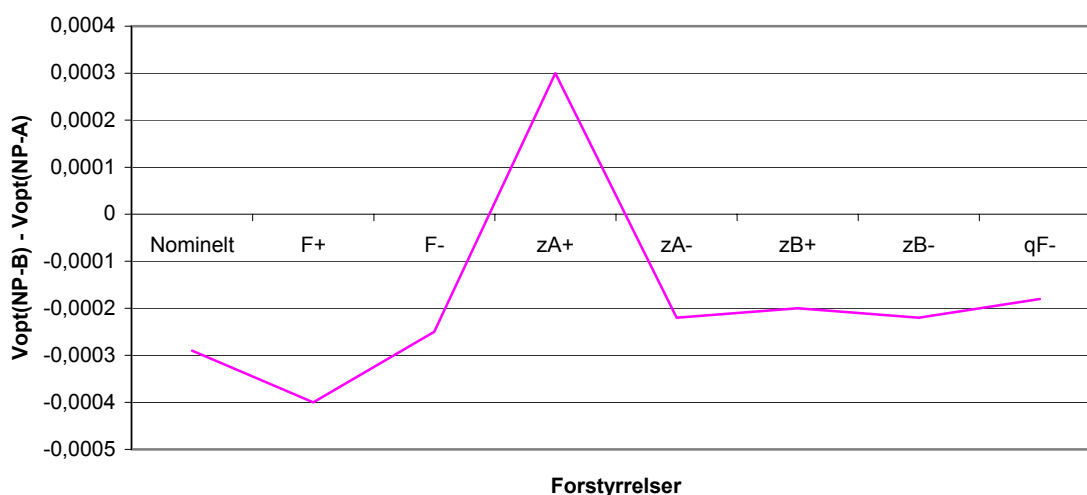
En god selv-optimaliserende reguleringsstruktur skal også ha minst mulig tap ved bruk av nominelle konstante setpunkt. I figur 3-2 er tapet til de ulike strukturene vist ved ulike forstyrrelser, her ble NP-A benyttet.



Figur 3-2: Tapet ved de ulike reguleringsstrukturene. NP-A benyttet.

I kapittel 3.1 ble det vist at oppkoket kunne reduseres ved øke renheten i toppstrømmen. Av dem grunn ble det også gjort en feisibilitetstest der NP-B ble benyttet, det vil si at beskrankningen på produktsammensetningen av komponent A i D ble øket fra 0.970 til 0.983. Feisibilitetstesten ga samme resultat som for NP-A vist i tabell 3-6.

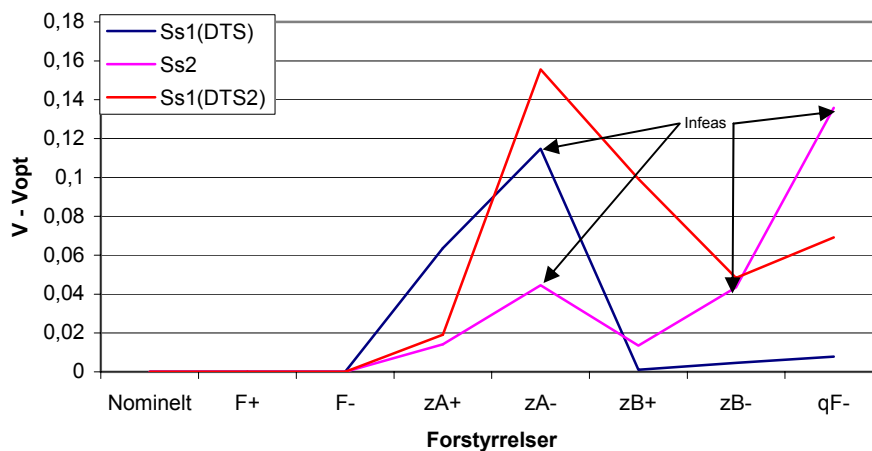
I figur 3-3 er differansen mellom de optimale oppkokene til de to ulike operasjonspunktene, NP-A og NP-B, plottet for ulike forstyrrelser.



**Figur 3-3: Differansen mellom de optimale oppkokene ved ulike produktspesifikasjoner på komponent A i destillatstrøm D.**

Fra figuren ser man at det er bare for en forstyrrelse ( $z_{A+}$ ) at man får et tap, optimalt, ved å øke renheten på komponent A i destillatstrøm D. Det vil si at beskrankningen på  $x_A$  i D er aktiv for forstyrrelsen  $z_{A0+}$  ved NP-A.

Tapet ved å benytte Ss 1 og Ss 2 i forbindelse nominelt operasjonspunkt NP-B (det vil si at settpunktet til  $x_{AD} = 0.983$ ) er plottet i figur 3-4.

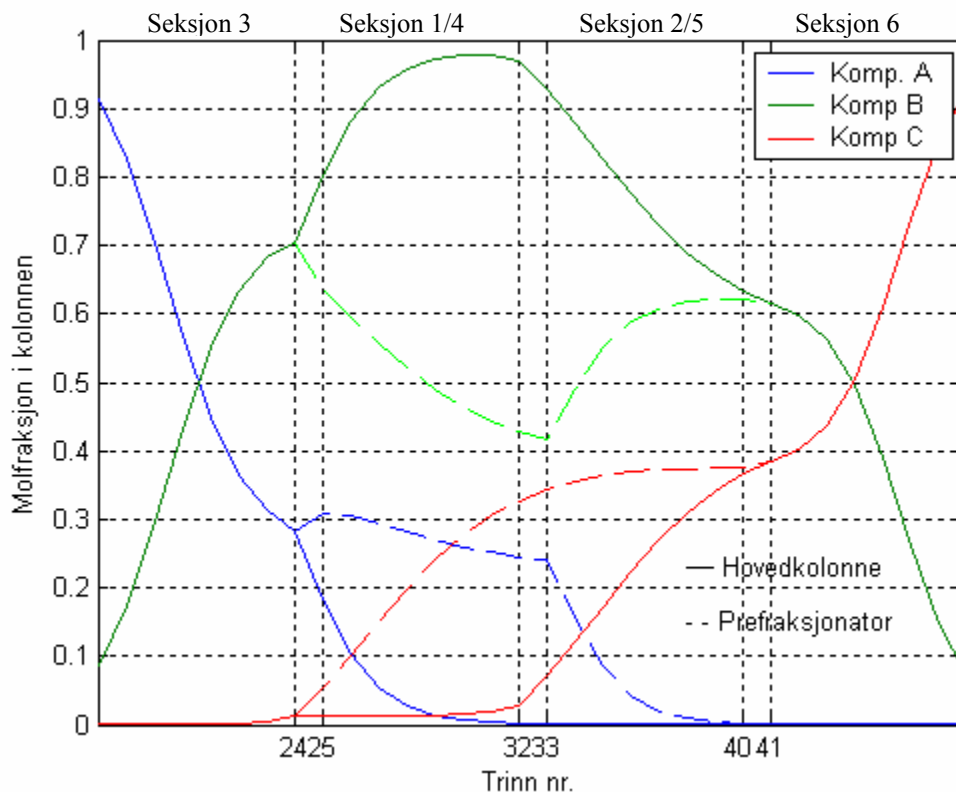


Figur 3-4: Tapet ved de ulike reguleringsstrukturene, NP-B benyttet.

### 3.4 Test av reguleringsstrukturene Ss 3, Ss 4 og Ss 5

Strukturene Ss 3, Ss 4 og Ss 5 benytter temperaturmålinger til å indirekte regulere produksammensetningene. Faktorer som bør tas i betraktning angående valg av beliggenhet til målepunktene ble diskutert i kapittel 2.5.1.





Figur 3-5: Nominelt konsentrasjonsprofil, basert på NP-A.

Fra figuren over kan det ses at det er ingen plasser i kolonnen som har en helt ren binær blanding. I seksjon 3 øker andelen av tredje komponent (C) desto lenger ned i kolonnen man kommer, i seksjon 5 og 6 minker andelen av tredje komponent (A) desto lengre ned i kolonnen man kommer. Dette må tas i betraktning ved lokalisering av temperaturmålepunktene.

I disse strukturene holdes oppkoket konstant, men optimalt varierer oppkoket avhengig av hvilke forstyrrelser systemet blir utsatt for. Derfor må man regne med å ligge på et høyere oppkok enn nominelt for å kunne holde settpunktene for de regulerte variable, hvis da ikke det nominelle punktet er det vanskeligste (med settpunkter her menes de regulerte temperaturene). Dette ble gjort ved å innføre en variabel  $dV$  som beskrives av ligning 3-2.

$$V_{reell} = V_{nom} dV \quad 3-2$$

I feasilitetstesten ble dV øket til det ble oppnådd feasilitet (feasibilitet i dette tilfellet betyr at beskrankningene på temperaturene er overholdt, ikke nødvendigvis at renhetskravene produktstrømmene er oppfylt). Det ble satt en øvre grense på 1.9 (90%). I denne delen av oppgaven ble det ikke testet for forstyrrelser i fødemengde, da dV er proporsjonal med denne.

### 3.4.1 Ss 3

I denne strukturen ble brukt tre temperaturmålinger, en måling i toppen (seksjon tre) og en i bunnen (seksjon seks). Temperaturmålingen i midtre del av kolonnen ble hentet fra seksjon fire og fem.

De viktigste kriteriene for å bedømme hvilke målepunkter som er de beste er størrelsen på dV og avvik fra produktspesifikasjon ved å holde temperaturen i målepunktene konstant på nominell verdi. Også i denne delen av oppgaven ble det skilt mellom de nominelle operasjonspunktene NP-A og NP-B.

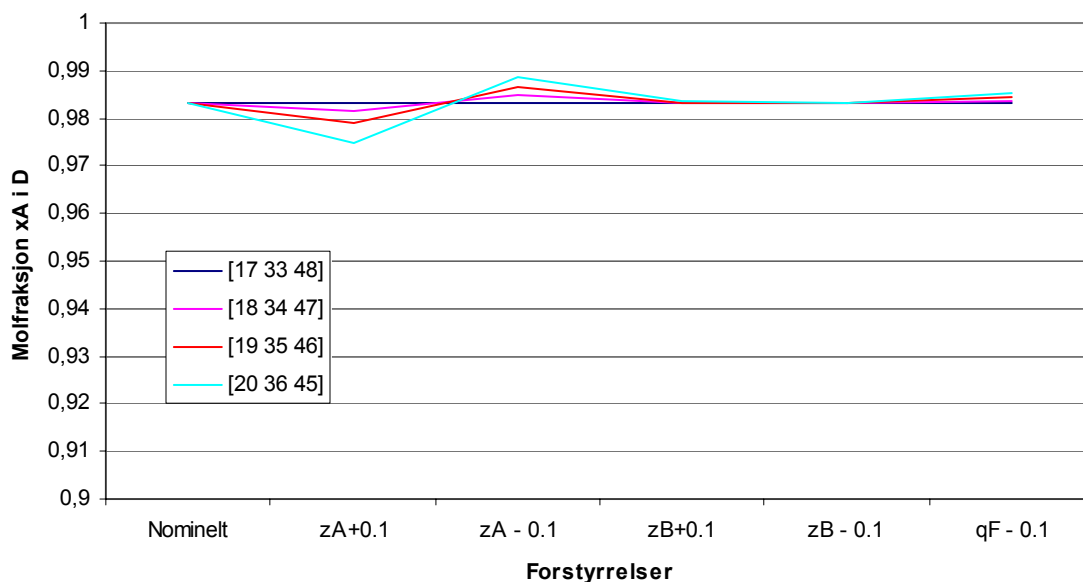
I tabell 3-7 er resultatet fra feasilitetstesten gjengitt. Tallene som beskriver målepunktskombinasjonen er i samsvar med numrene på trinnene i kolonnen, se figur 2-2.

**Tabell 3-7: Endring i oppkok for ulike forstyrrelser, og for ulike målepunkter, NP-A**

Temp komb.	[17 33* 48]	[18 34* 47]	[19 35* 46]	[20 36* 45]	[17 32** 48]	[18 31** 47]	[19 30** 46]	
Forstyrrelse	dV	dV	dV	dV	dV	dV	dV	Feas
Nominelt	1	1	1	1	1	1	1	+
Z <sub>A</sub> +0.1	1,05	1	1	1	1	1	1	+
Z <sub>A</sub> -0.1	1	1	1	1	1	1	1	+
Z <sub>B</sub> +0.1	1,05	1	1	1	1,1	1,05	1,25***	+
Z <sub>B</sub> -0.1	1	1	1	1	1	1	1	+
q <sub>F</sub> -0.1	1	1	1	1	1	1	1	+
*målepunkt under sideuttak    **målepunkt over sideuttak    ***dV=1.2 for NP-B								

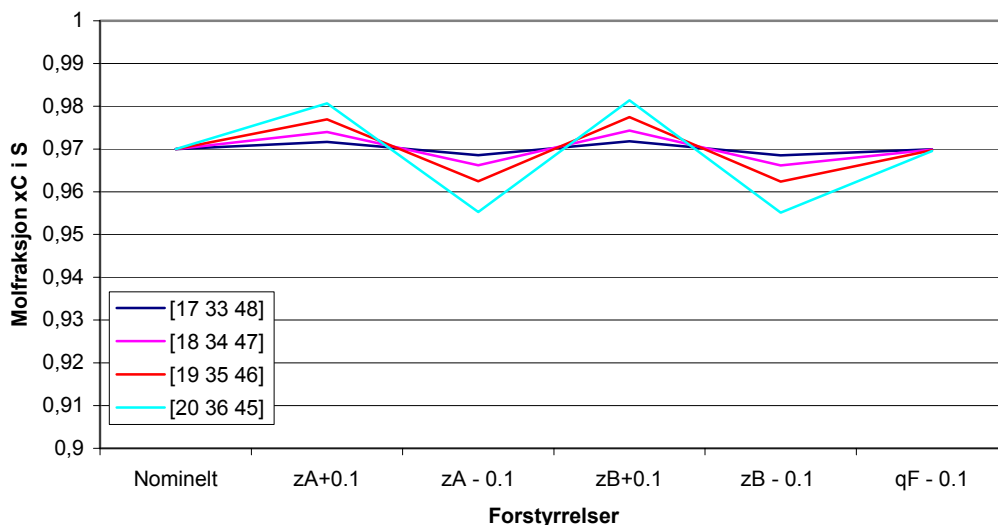
NP-B gir akkurat samme resultater bortsett fra den verdien som er avmerket i tabellen. (MERK: *Feasibilitet i dette tilfellet betyr at temperaturbeskrankningene er overholdt, ikke nødvendigvis at produktspesifikasjonene oppfylt*).

I figur 3-6 – 3-8 er produktsammensetningen i de tre produktstrømmene plottet for de ulike målepunktene, ved forskjellige forstyrrelser. Resultatene er basert på NP-B.



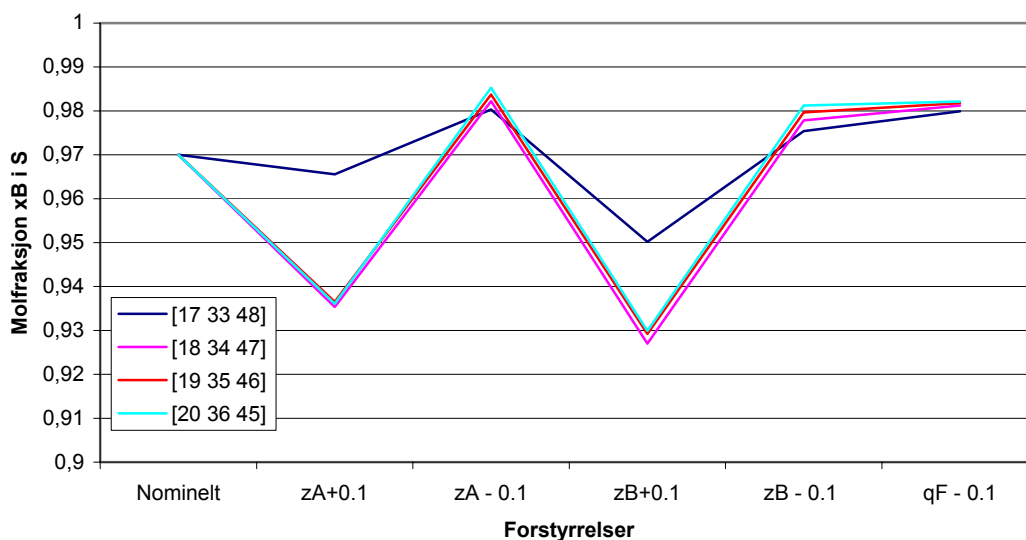
**Figur 3-6: Molfraksjon av komponent A i destillatstrøm D, ved ulike målepunkter**

Ved bruk av NP-B ble molfraksjonen av A i D liggende rundt  $x_{AD} = 0.983$ . Godt over minstekravet på 0.97, uansett hvilke temperaturkombinasjoner som ble benyttet (figur 3-6). Mens sammensetningen ble liggendes rundt 0.97 ( $\pm 0.005$  for kombinasjon [20 36 45]) ved bruk av NP-A. For begge tilfellene ble avviket fra nominelt produktspesifikasjon større jo lengre ned i seksjon 3 målepunktet ble plassert.



Figur 3-7: Molfraksjon av komponent C i destillatstrøm B, ved ulike målepunkter

I bunnstrømmen ble avviket fra produktspesifikasjonen større desto lenger fra bunnen målepunktet blir plassert ( $\pm 0.015$  for kombinasjon [20 36 45]). Produktsammensetningen i bunnstrømmen er mest sensitiv når mengden av tung komponent øker. Det ble ingen forskjell på sammensetningen i B ved bruk av NP-A.



Figur 3-8: Molfraksjon av komponent B i destillatstrøm S, ved ulike målepunkter

Produktsammensetningen i sidestrømmen er mest sensitiv for forstyrrelser, og da spesielt mot økning av tung komponent i føden. Her er alle målepunktene lokalisert nedenfor sidestrømmen, ved å plassere sensorene over ble avviket enda større enn vist i figuren. Ingen nevneverdig forskjell ved bruk av NP-A. Fra figuren ses også at avvikene fra ønsket verdi ikke blir nevneverdig større når målepunktet blir plassert nedenfor trinn 33.

### 3.4.2 Ss 4

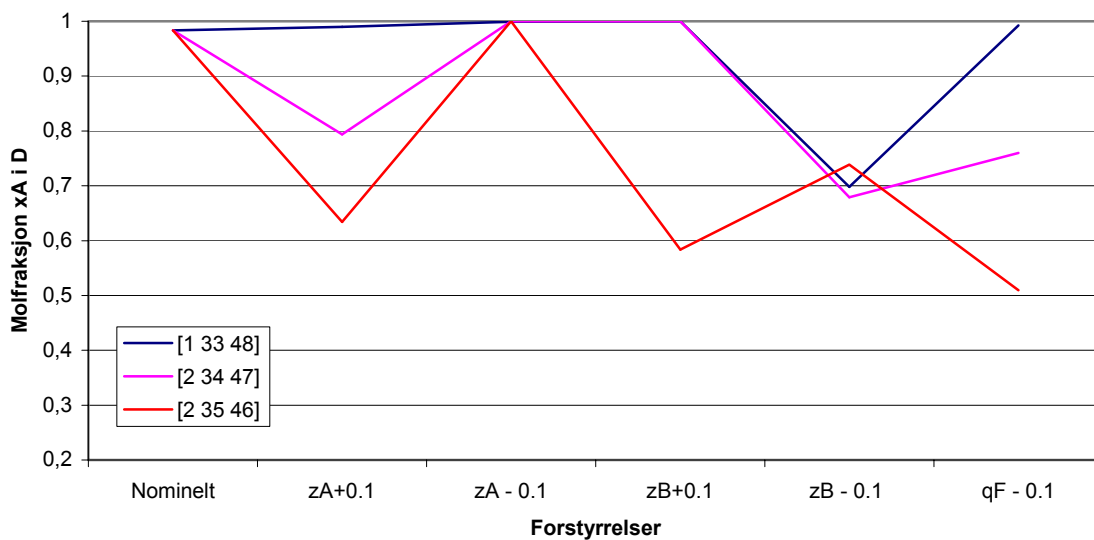
Her ble en temperatur i prefraksjonatoren brukt i stedet for i toppen av kolonnen (basert på en struktur benyttet av BASF). Mulige lokaliseringer her ble valgt til å ligge henholdsvis i seksjon en, fem og seks. I tabell 3-8 er resultatet fra feasibilitetstesten gjengitt.

**Tabell 3-8: Endring i oppkok for ulike forstyrrelser, og for ulike målepunkter, NP-A**

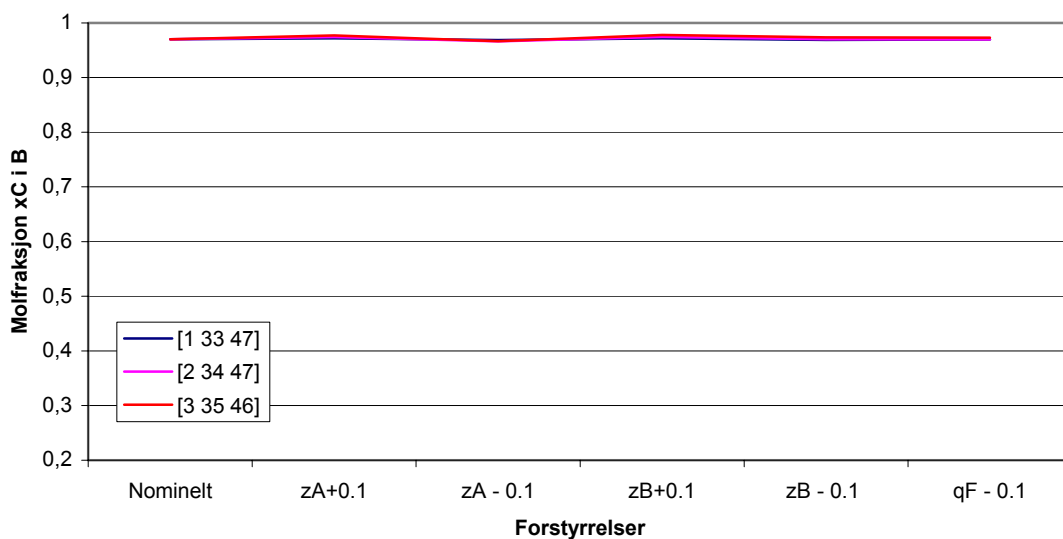
Temp. komb	[1 33 48]	[2 34 47]	[3 35 46]	
Forstyrrelse	dV	dV	dV	Feas
Nominelt	1	1	1	+
$z_A+0.1$	1	1	1,05	+
$z_A-0.1$	1	1	1,15	+
$z_B+0.1$	1	1,1	1,15	+
$z_B-0.1$	1,1	1,35	1,6	+
$q_F-0.1$	1	1	1,25*	+
* dV=1.2 for NP-B				

NP-B ga akkurat samme resultater, bortsett fra den verdien som er avmerket i tabellen.

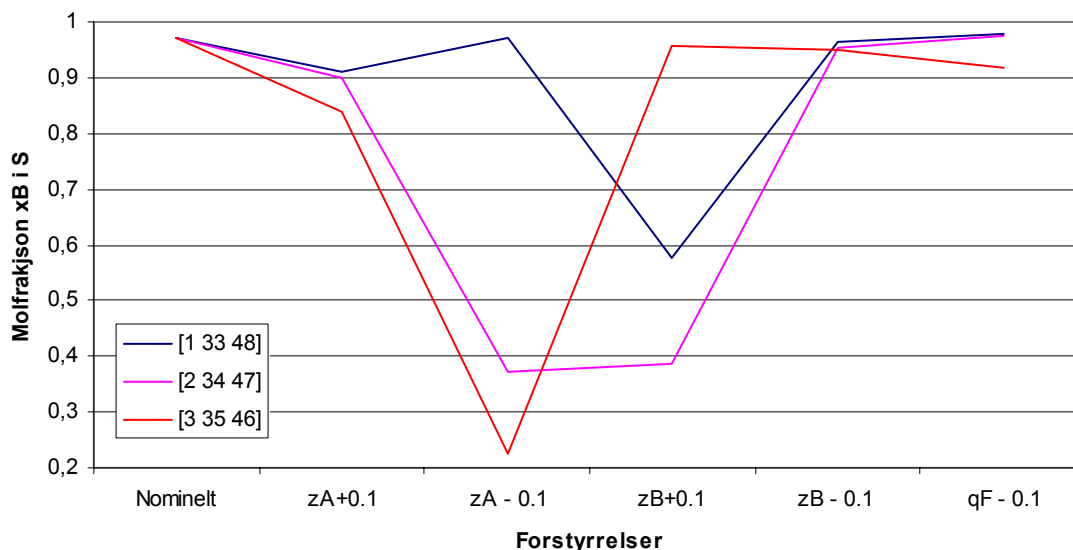
Produktsammensetningene i produktstrømmene ved ulike forstyrrelser er vist i figurene 3-9 – 3-11, og viser sammensetning i henholdsvis toppstrøm, bunnstrøm og sidestrøm. Beregningene ble basert på NP-B. (MERK: Plottene i dette kapittelet er på en annen skala enn de andre plottene i rapporten som beskriver de samme fenomenene. Dette ble gjort fordi avviket i Ss 4 er så stort, hvis de andre plottene skulle vært på samme skala hadde ikke detaljene kommet frem).



Figur 3-9: Molfraksjon av komponent A i destillatstrøm D, ved ulike målepunkter



Figur 3-10: Molfraksjon av komponent C i destillatstrøm B, ved ulike målepunkter



Figur 3-11: Molfraksjon av komponent B i destillatstrøm S, ved ulike målepunkter

Figurene viser store avvik fra produktspesifikasjonene ved å regulere temperaturer fra disse seksjonene, spesielt for sammensetningene i topp- og sidestrøm. Sammensetningen i bunnstrømmen viser avvik på samme størrelsesorden som ble funnet for Ss 3. Dette tyder på at denne strukturen ikke egnes så godt til å regulere produktsammensetninger ved de driftsbetingelsene og det designet som ble brukt i arbeidet med denne oppgaven. For andre spesifikasjoner, annet design og flere trinn kan dette fungere. Det ble ingen forskjeller ved bruk av NP-A.

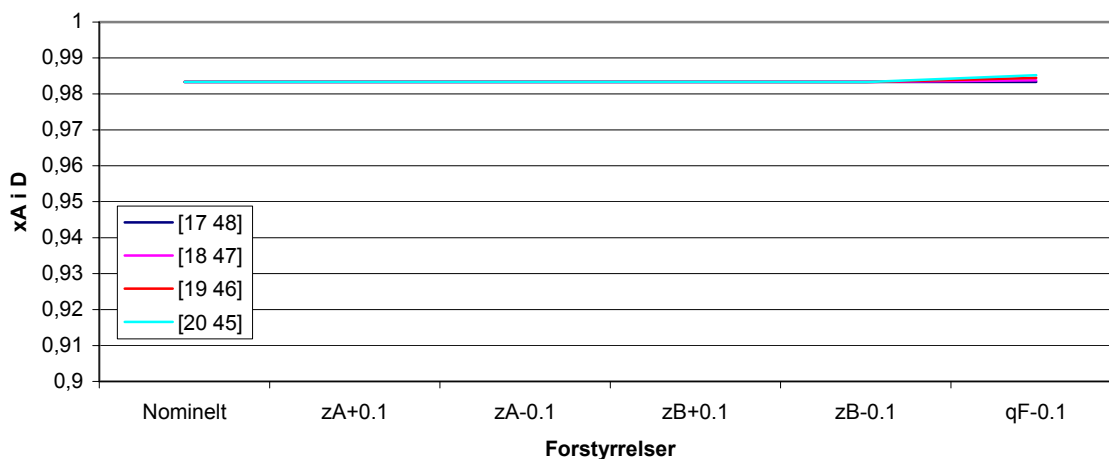
### 3.4.3 Ss 5

Ss 5 er den strukturen det ble låst flest pådrag/frihetsgrader, dette fører til at en av produktsammensetningene må flyte.

Mulige lokaliseringer for de to målepunktene ble valgt til å ligge i henholdsvis seksjon tre, fire eller fem og seksjon seks. Ved å velge målepunkter i seksjon tre og seks, vil

sammensetningen i sidestrømmen flyte. Dette ble sett på som et godt alternativ da det ble vist for Ss 3 at sammensetningen i sidestrømmen var mest sensitiv.

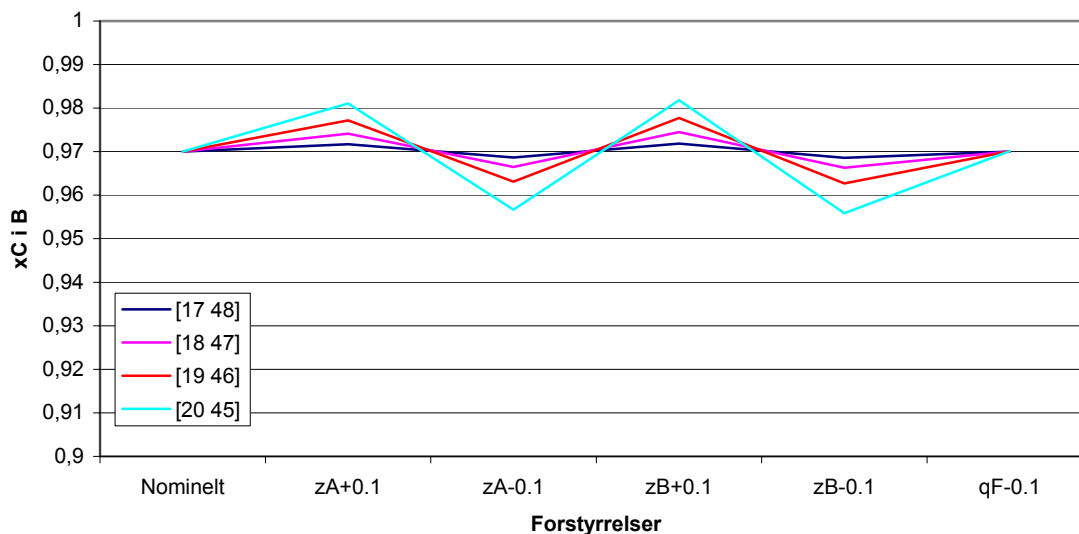
Strukturen oppnådde feasilitet uten økning i oppkok for alle målepunkts plasseringene.



Figur 3-12: Molfraksjon av komponent A i destillatstrøm D, ved ulike målepunkter

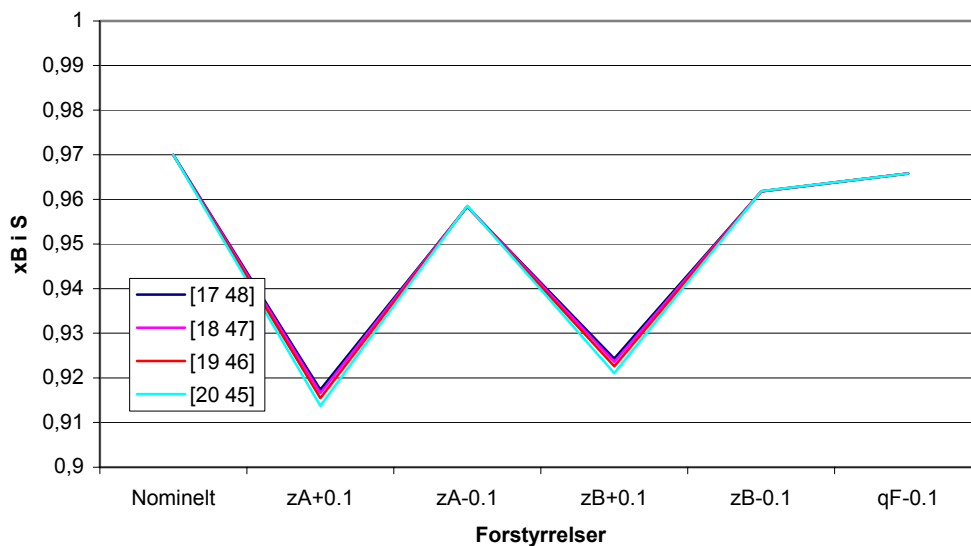
Figur 3-12 viser sammensetning av komponent A i destillatstrøm D ved bruk av temperaturer fra seksjon tre og seks. Sammensetningen holder seg over produktspesifikasjonen for alle temperaturkombinasjonene. Beregningene ble basert på NP-B. Ved bruk av NP-A ble sammensetningene liggendes på 0.97, størrelsene på avvikene ble på samme størrelse orden som for NP-B.





Figur 3-13: Molfraksjon av komponent C i destillatstrøm B, ved ulike målepunkter

Sammensetningen  $x_C$  i B har samme oppførsel som for de tidligere strukturene som er blitt presentert.



Figur 3-14: Molfraksjon av komponent B i destillatstrøm S, ved ulike målepunkter

Sammensetningen her ble ikke regulert/beskranket, men avvikene ble ikke mye større enn det som ble oppnådd ved å legge beskrankning på en temperatur i den midtre del av kolonnen, som i Ss 3.

Det ble også gjort forsøk der målepunktene ble lokalisert i seksjon 4 og 6, men dette førte til større avvik, plott over sammensetningene i produktstrømmene ved disse målepunktene er lagt ved i appendiks A-5.

### 3.5 Forbedring av Ss 3 og Ss5

I kapittel 3.4 ble det vist at strukturene Ss 3, Ss 4 og Ss 5 er feasible for alle forstyrrelsene, men brøt kravet til produktsammensetningene ved enkelte forstyrrelser. Dette kommer av den ternære blandingen i kolonnen, som gjør at sammensetningen ikke holdes konstant selv om temperaturene holdes på nominell verdi. Derfor ble det i tillegg gjort nye simuleringer der det i tillegg til beskrankninger på temperaturer ble lagt til beskrankninger på produktsammensetningene slik at disse ble minimum 0.97. Dette ble gjort på struktursettene Ss 3 og Ss 5. Ss 4 ble forkastet da denne strukturen førte til for store avvik. Resultatene fra feasibilitytesten er presentert i tabellene 3-9 og 3-10 for henholdsvis Ss 3 og Ss 5.

**Tabell 3-9: Økning i oppkok for å oppfylle produktspesifikasjoner i Ss 3**

Temp. komb	Forstyrrelse	dV	$x_{AD}$	$x_{CB}$	$x_{BS}$	Feas
[20 36 45]	Nominelt	1	0,97	0,97	0,97	+
	$z_A+0.1$	1,09	0,98	0,98	0,97	+
	$z_A-0.1$	1,35	0,98	0,97	0,98	+
	$z_B+0.1$	1,1	0,97	0,98	0,97	+
	$z_B-0.1$	1,35	0,98	0,97	0,97	+
	$q_F-0.1$	1,05	0,97	0,97	0,98	+

**Tabell 3-10: Økning i oppkok for å oppfylle produktspesifikasjoner i Ss 5**

Temp. komb	Forstyrrelse	dV	$x_{AD}$	$x_{CB}$	$x_{BS}$	Feas
[20 45]	Nominelt	1	0,98	0,97	0,97	+
	$z_A+0.1$	1	0,98	0,98	0,91	+
	$z_A-0.1$	1,3	0,98	0,97	0,96	+
	$z_B+0.1$	1	0,98	0,98	0,92	+
	$z_B-0.1$	1,35	0,99	0,97	0,95	+
	$q_F-0.1$	1	0,99	0,97	0,97	+

For at produktsammensetningene skal oppfylles samtidig som temperaturen skal holdes på en nominell verdi, må oppkoket økes kraftig i de tilfellene forstyrrelsen fører til at mengde tung komponent i fødestrømmen økes. Helt opp i 35 % i de verste tilfellene, hvis en slik struktur skal innføres fører dette at all energibesparing, i forhold til konvensjonell konfigurasjon, kan gå tapt.

Til sammenligning ble det kjørt en feasilitetstest på Ss 3 med kun beskrankninger på konsentrasjonene, ikke på temperaturer (dvs. uten indirekte regulering). Resultatet er gitt i tabell 3.11.

**Tabell 3-11: Økning i oppkok for Ss 3 med konsentrasjonsbeskrankninger**

Forstyrrelse	dV	$x_{AD}$	$x_{CB}$	$x_{BS}$	Feas
Nom	1	0,983	0,970	0,970	+
$z_A+0.1$	1,1	0,975	0,979	0,986	+
$z_A-0.1$	1	0,992	0,982	0,971	+
$z_B+0.1$	1,1	0,986	0,973	0,971	+
$z_B-0.1$	1	0,984	0,993	0,991	+
$q_F-0.1$	1	0,987	0,988	0,988	+

Denne feasilitetstesten representerer Ss 3 med konsentrasjonsregulering i stedet for temperaturregulering. Resultatet ble at oppkoket måtte økes med maksimalt 10 % for å oppnå feasilitet i motsetning til 35 % i tilfellet med beskrankning på både temperaturer og sammensetning. Ss 5 med sammensetningsbeskrankninger ble feasible med  $dV=1$  for alle forstyrrelser.

Det resultatene har vist så langt er at Ss 1, Ss 3 og Ss 5 er gode alternativer til reguleringsstruktur for kolonnen. Ss 2 og Ss 4 viser heller dårlige egenskaper, da Ss 2

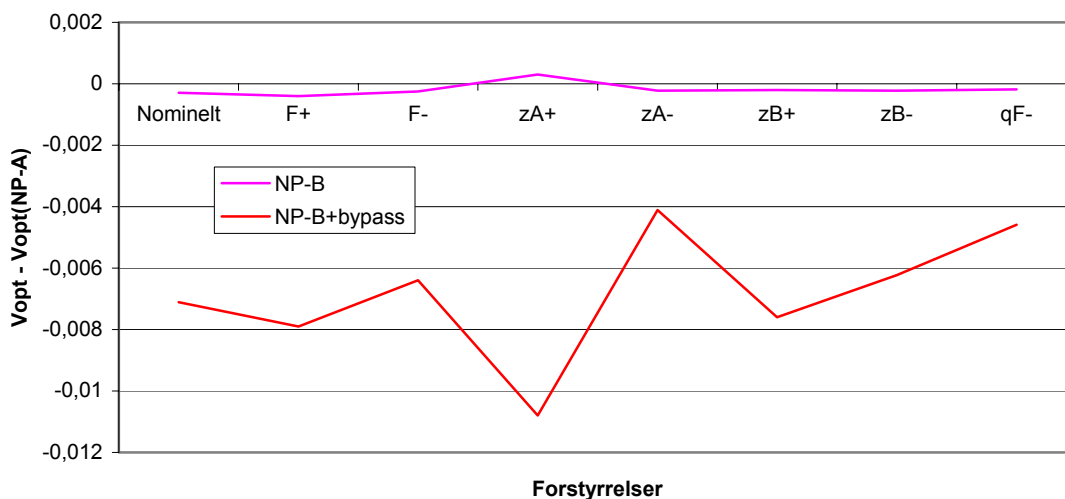
ikke klarer å gi feasible resultater fro flere av forstyrrelsene og Ss 4 gir veldig store avvik fra produktspesifikasjonene ved å holde de valgte temperaturer på nominell verdi.

### 3.6 Bypass av fødestrøm

I kapittel 3.1 ble det funnet at man kunne redusere oppkoket ved å øke renheten i toppproduktet. Da produktspesifikasjonen er satt til 0.97 er de ikke nødvendig å produsere et produkt med høyere renhet. Derfor er det mulig å bypasse (kjøre utenom kolonnen) en del av føden, nok til å redusere renheten til ønsket nivå. Med antagelse om at komponent C kan foreligge i toppproduktet er mengde bypass,  $b$ , som skal til for å redusere konsentrasjonen i D til 0.97 er gitt ved følgende ligning.

$$b = \frac{D(x_{AD} - 0.97)}{0.97 - z_A} \tag{3-3}$$

I figur 3-15 er besparelsen ved å benytte NP-B pluss bypass i forhold til NP-A plottet. Som man kan se fra figuren blir besparelsen betydelig større enn kun å benytte NP-B. Resultatet ble funnet ved å trekke  $b$  fra mengde fødestrøm  $F$  i optimaliseringsrutinen.



Figur 3-15: Differansen mellom de optimale oppkokene inkludert bypass

Det ble også utført feasilitetstester på denne konfigurasjonen for struktursettene Ss1 og Ss2, disse fikk samme resultat som de gjengitt i tabell 3.6. Tapene som ble funnet til å være i samme størrelsesorden som for NP-B, se figur 3-4.

## 4. Resultater – Dynamisk

Til nå har det blitt fokusert mest på de stasjonære egenskaper til reguleringsstrukturene. Det ble vist at reguleringsstrukturene Ss1, Ss 3 og Ss 5 gav noenlunde gode resultater mens Ss 2 og Ss 4 gav store tap og infeasible løsninger og vil dermed ikke bli evaluert videre. I denne delen av rapporten blir de dynamiske aspektene, samt de reguleringstekniske sidene ved prosessen tatt i betraktning.

To forskjellige regulatorstrukturer er testet.

1. Desentralisert struktur med PI sløyfer
2. Multivariabel reguleringsstruktur (MPC)

Forstyrrelsessekvensen som ble brukt konsekvent gjennom hele denne delen av arbeidet er gitt i tabell 4-1. De tre siste forstyrrelsene er settpunkts endringer på produktspesifikasjonene. Legg merke til at her ble det tillatt at flere forstyrrelser kunne oppstå samtidig.

**Tabell 4-1: Forstyrrelsessekvens**

Tid [min]	0	2000	4000	6000	8000	10000	11000	12000
Forstyrrelse	$F_0 + 0.1$	$z_{A0} + 0.1$	$z_{B0} - 0.1$	$q_{F0} - 0.1$	$R_{V0} + 0.1$	$x_{AD} + 0.05$	$x_{BS} + 0.05$	$x_{CB} - 0.05$

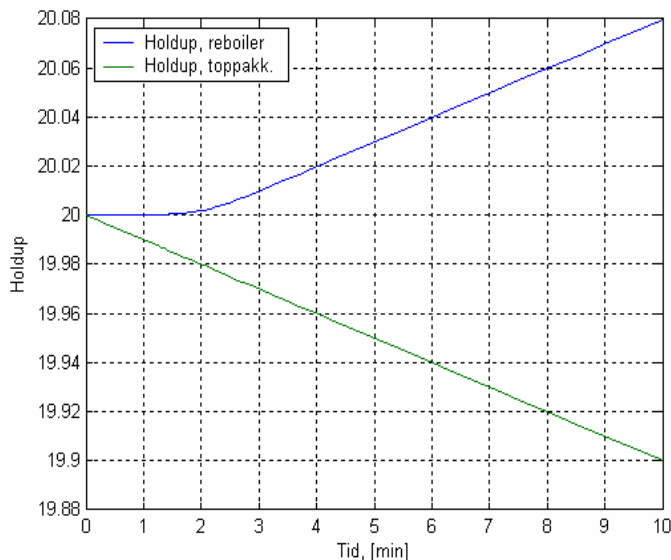
Simulink v5 i Matlab ble brukt til å simulere de dynamiske responsene til kolonnen.

### 4.1 Effekt av væskedynamikk

Den dynamiske modellen ble utvidet til også å inkludere væskedynamikk. Dette medfører at en endring i væskeholdup på et trinn vil propagere gjennom kolonnen med en tidskonstant  $\tau_L$  på hvert trinn. Dette medfører at det vil ta antall trinn  $\cdot$  tidskonstanten for en endring i toppen av kolonnen når bunnen. Figur 4-1 viser en endring i tilbakløp L ved tid 0. Etter  $t=2$  minutter har endringen propagert til kokeren. Dette gir en mer realistisk

beskrivelse av dynamikken til kolonnen. Tidskonstanten  $\tau_L$  ble satt til 0.063 minutter, denne verdien er hentet fra Skogestad [4].

Gass- og ventildynamikken i systemet ble neglisjert, da disse er veldig raske. Dette regnes for å ha liten innvirkning på resultatet.



Figur 4-1: Effekt av væskedynamikk. Sprang i L.

## 4.2 DB – stabilisering

For dette arbeidet er det antatt en DB- konfigurasjon, det vil si at D ble brukt til å regulere holdup i toppakkumulatoren og B ble brukt til å regulere holdup i kokeren. Holdup i sideakkumulatoren og de interne akkumulatorene ble antatt perfekt regulert, disse ble regulert av henholdsvis  $L_4$ ,  $V_2$  og  $L_1$ .

Tuning av stabiliseringsregulatorne ble gjort ved prøving og feiling. Det ble vektlagt å få en så rask respons som mulig, uten at den ble for aggressiv. Tuningsparametrene er gitt i tabell 4-2.

**Tabell 4-2: Tuningsparametrene for nivåregulatorene.**

$K_c$	$\tau_I$
- 0.1	10

For å regulere prosessen ble det brukt både sammensetnings- og temperaturmålinger, følgende samplingstider ble antatt

**Tabell 4-3: Oversikt over samplingstidene brukt i simuleringen av prosessen**

Temperaturmålinger	Konsentrasjonsmålinger
1 min	5 min

Det ble ikke funnet noen poler for prosessen i høyre halvplan (open loop), derav er prosessen stabil. De raskeste modiene er knyttet til væskedynamikken og de tregeste er knyttet til sammensetningsdynamikken.

## 4.3 Ss 1

I kapittel 3.2 ble det introdusert to ulike temperaturprofiler som alternative regulerte variabler, slik at Ss 1 egentlig er to strukturer. Reguleringsstrukturen ble testet mot forstyrrelsessekvensen gitt i tabell 4-1. Simuleringene ble gjort ved nominelt operasjonspunkt NP-A og NP-B.

### 4.3.1 Parring

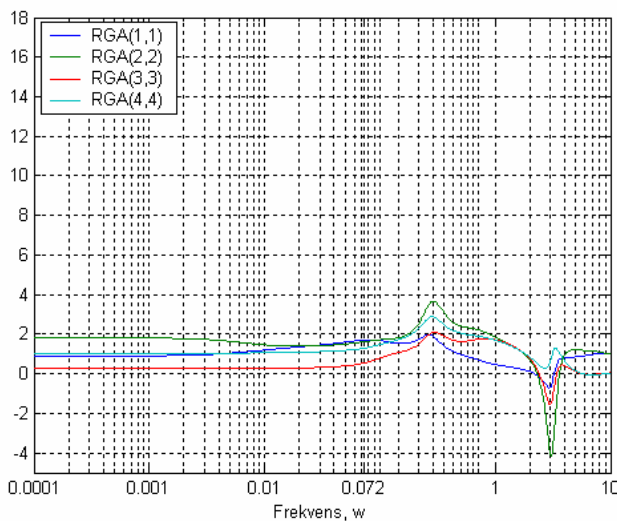
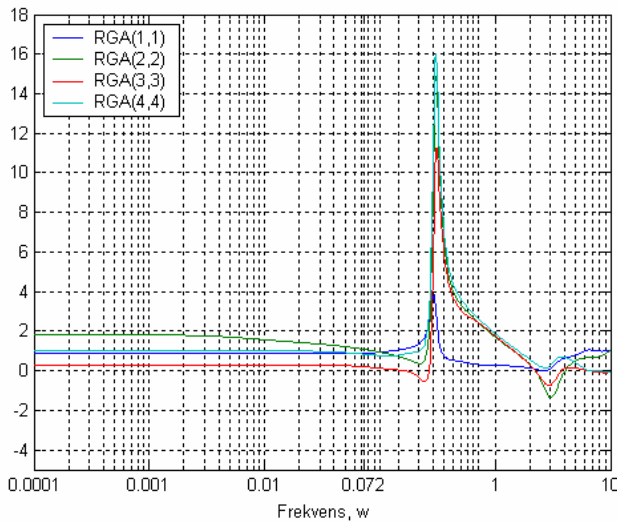
Ved bruk av PI- regulator, er det nødvendig å bestemme parring, hvilke pådrag som skal regulere den enkelte regulerte variabel. Dette ble gjort, som nevnt i teoridelen, ved RGA-analyse. Stasjonær RGA for Ss 1 med DTS som regulert variabel er gitt i tabell 4-4.



Tabell 4-4: RGA for Ss1 med DTS som regulert variabel. Parring avmerket med grått.

	L	V	S	R <sub>L</sub>
X <sub>AD</sub>	0,9062	0,0947	-0,0008	-0,0001
X <sub>CB</sub>	-1,5525	1,8121	0,7407	-0,0004
X <sub>BS</sub>	1,6469	-0,9072	0,2600	0,0002
DTS	-0,0006	0,0003	0,0001	1,0003

Figurene til nedenfor viser hvordan RGA elementene endrer seg for ulike frekvenser, med DTS som regulert variabel i den øverste figuren og DTS2 i nederste figuren. Fra figuren ses det at det er liten forskjell mellom stasjonærverdiene mellom de to strukturene.



Figur 4-2: Frekvensavhengig RGA. Ss 1 (DTS) øverst og Ss 1(DTS2) nederst

Et godt estimat for frekvensen man trenger god regulering finnes fra den minste egen verdiene til tilstandsrom- matrisen  $A$ , Serra et al [15]. For denne prosessen er den minste egen verdien lik  $-0.0072$ . Dette gir et estimat for frekvensen lik  $0.072$  rad/min.

Som vist i figurene ga analysen ikke veldig store forandringer i RGA- verdiene til parringen fra stasjonær verdi. Ved den aktuelle frekvensen går RGA verdiene til Ss 1(DTS2) mot en høyere verdi enn for Ss 1 (DTS), noe som kan tyde på større interaksjoner mellom sløyfene i Ss 1(DTS2).

Resultatet fra den frekvensavhengige RGA- analyses ga ikke forandring i parringen av pådrag og regulerte variabler.

I følge Skogestad [4] kan tidskonstanten til et åpent sløyfe system finnes ved å ta den inverse av den minste eigenverdien til tilstandsmatrisa A. Den minste eigen verdien ble tidligere funnet til å være  $-0.0072$ , det vil si at tidskonstanten for denne kolonnen er 139 minutter. Ergo en rask regulering er umulig.

### 4.3.2 Poler, nullpunkter og tuning

For å regulere kolonnen ble det benyttet en desentralisert struktur med PI- regulator i negativ tilbakekobling. Reguleringssløyfene ble tunet med SIMC tuningsregler [9]. Tuningsparametrene til regulatoren er gitt i tabell 4-5.

**Tabell 4-5: Tuningsparametrer for PI regulator.**

		L - $x_{AD}$	V - $x_{CB}$	S - $x_{BS}$	$R_L$ - DTS/DTS2
DTS	$K_c$	2.48	2.82	- 1.88	-0.04
	$\tau_I$	120	120	180	12
	$\tau_c$	25	25	40	2
<hr/>					
DTS2	$K_c$	1.86	2.11	-1.88	-0.04
	$\tau_I$	160	160	180	12
	$\tau_c$	35	35	40	2

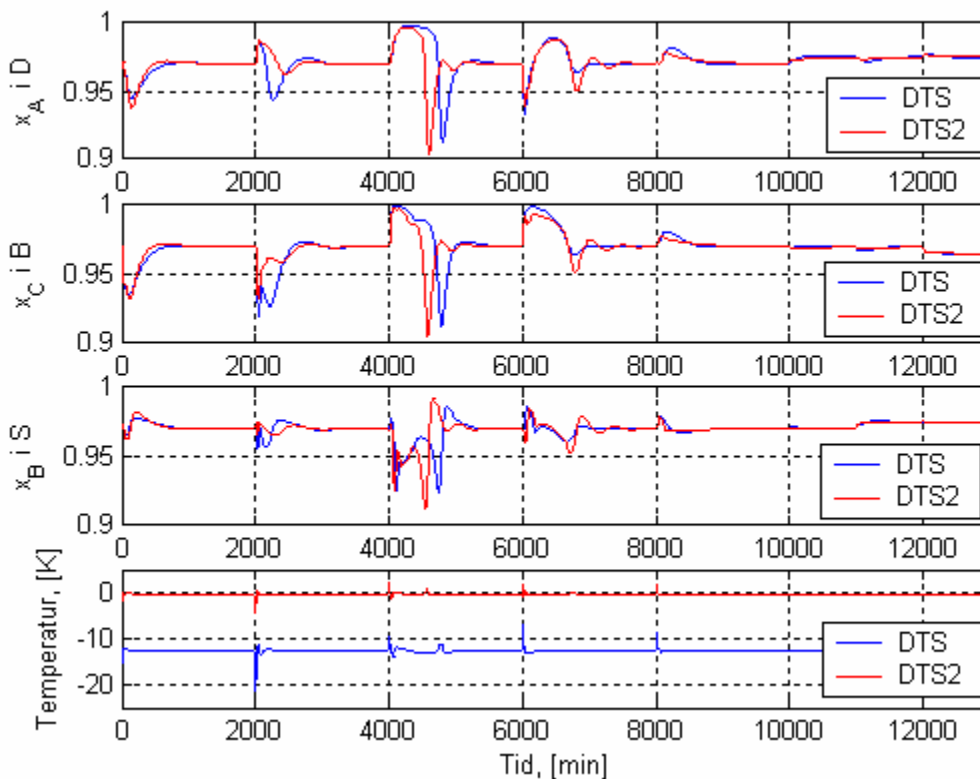
For lukket sløyfe uten detuning, det vil si  $\tau_c = 0$ , ble det funnet poler i høyre halvplan det vil si at prosessen var ustabil. Regulatorene måtte detunes nokså kraftig for å flytte polene over til venstre halvplan, se tabell 4-5.

Det ble funnet nullpunkter i høyre halvplan for denne prosessen. For Ss 1(DTS2) ble det funnet flere nullpunkt lenger inn i høyre halvplan enn for Ss 1(DTS) For å finne retningen til nullpunktene ble det gjennomført en analyse med *LTI-viewer* i Matlab.

Resultatet ble at nullpunktene tilhørte andre inn- og utgangs kombinasjoner enn de som ble benyttet til å regulere kolonnen. Plott av nullpunkter er lagt ved i appendiks A-6.

### 4.3.3 Responser

Simuleringen ble gjort med forstyrrelsessekvensen som ble presentert i tabell 4-1. Responsen til utgangskonsentrasjonene og temperatur profilene DTS og DTS2 ved PI-regulering er gitt i figur 4-3. Her er kun vist responsen for simuleringen der NP-A ble benyttet, da dette operasjonspunktet ga de beste responsene. For en oversikt over alle resultatene samt plot av pådragsbruken henvises det til appendiks A-6.

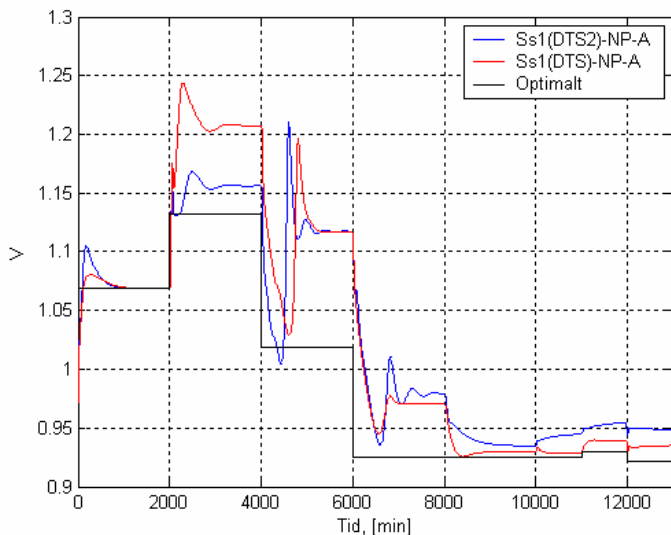


Figur 4-3: Respons til utgangene ved PI-regulering.

Responsene der de to temperaturprofilene ble brukt som regulert variabel har nokså lik oppførsel. Begge får effekt av interaksjoner mellom sløyfene, spesielt ved forstyrrelse i  $z_B$  og i  $q_F$  (ved tid 4000 og 6000). Pådragsbruken ble litt mer aggressiv ved bruk av DTS2.

For NP-B ble reguleringen mer aggressiv, spesielt for reguleringsstrukturen der DTS2 ble benyttet som regulert variabel. Også effekten av ulinearitet ble forsterket ved dette operasjonspunktet. Settpunktsendringer ble regulert meget bra med PI- regulator, dette gjaldt begge operasjonspunktene.

I figur 4-4 er responsen til oppkoket i kolonnen plottet. Fra figuren ses det at tapet blir



størst når mengde tung komponent i føden øker, likt for begge strukturer. Tapet er minst for Ss 1(DTS2) selv om oppkoket for denne strukturen er litt høyere enn for Ss 1(DTS) ved setpunkts forstyrrelser og ved reduksjon i væskefraksjon.

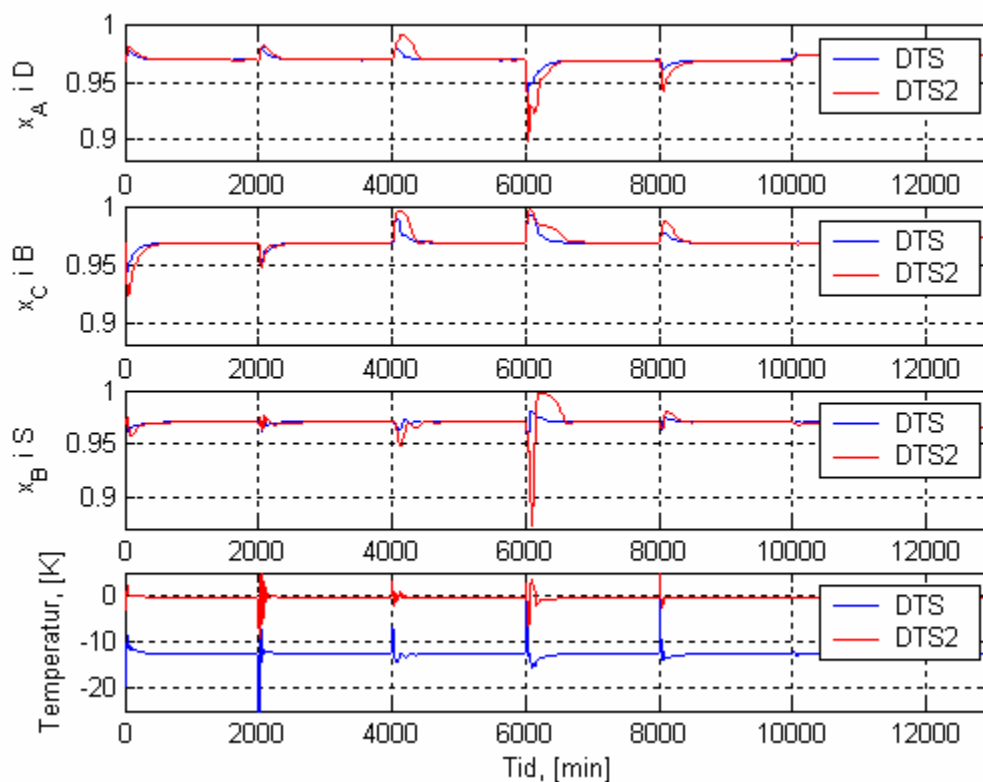
Figur 4-4: Respons til oppkoket ved forstyrrelsessekvensen

Ved bruk av MPC ble det benyttet både pådragsmodell og forstyrrelsesmodell for kolonnen. Stabiliseringsløyfe ble lukket utenom MPC'en. Tuningene som ga de beste responsene er presentert i tabell 4-6.

Tabell 4-6: Tuningsparametrer for MP regulator.

	Parametre	Verdi
DTS/DTS2	Q	[80 85 80 1]
	R	135·[1 1 1 1]
	p	25
	p <sub>u</sub>	5
	t <sub>f</sub>	1500

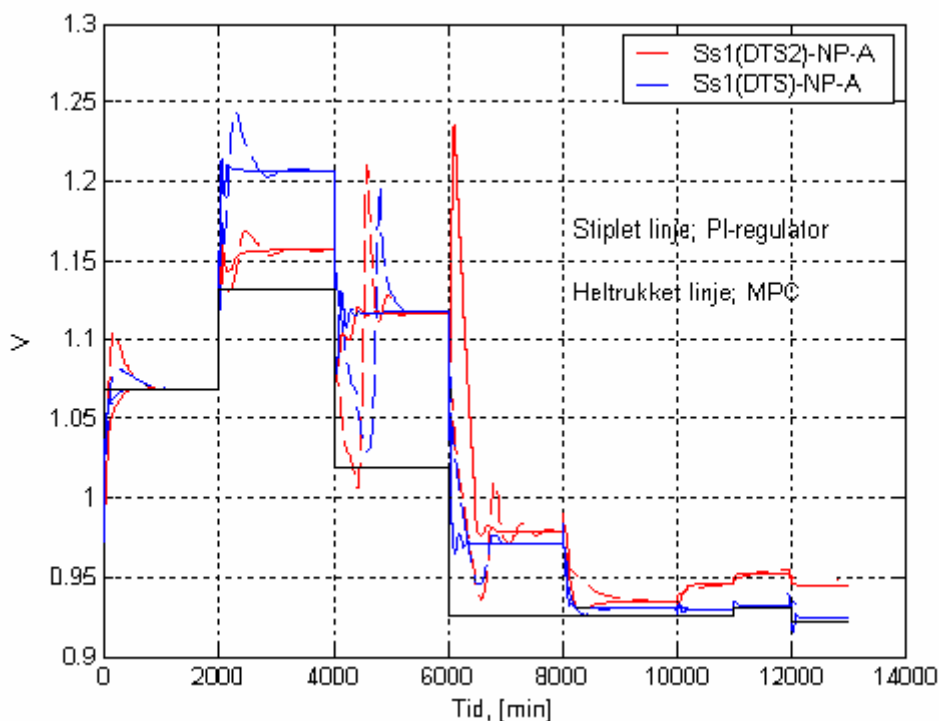
Responsene til systemet ved bruk av MPC er plottet i figur 4-5.



Figur 4-5: Respons til utgangene ved MP- regulering.

Tendensen er den samme her, best responser ble oppnådd for nominelt driftspunkt NP-A. Pådragsbruken ble mer aggressive ved strukturen som benyttet DTS2. MP- reguleringen regulerte kolonnen bedre sammenlignet med PI- reguleringen.

Figur 4-6 viser responsene til oppkoket ved bruk av PI- regulator og MPC.



Figur 4-6: Respons til oppkøket ved forstyrrelsessekvensen og PI og MPC

Mengde oppkok er den samme for MPC og PI. Pådragsbruken ved MPC er ikke fullt så aggressiv. Ingen forskjell på regulering av settpunktsendringer mellom de to regulatorotypene.

#### 4.4 Ss 2

Fra feasibilitetstesten i kapittel tre ble det vist at Ss 2 ga infeasible resultater ved tre av forstyrrelsene ( $z_A^-$ ,  $z_B^-$  og  $q_F^-$ ). Dette ga utslag ved simulering av reguleringsstrukturen mot forstyrrelsessekvensen i tabell 4-1. Ved 6000 min greide ikke regulatorene å finne pådrag som var feasible. Det ble forsøkt å utelate forstyrrelsen i  $q_F$ , men det samme skjedde ved 8000 min, forstyrrelse i  $R_V$ . Ss 2 ga relativt bedre responser enn Ss 1 på de tre første forstyrrelsene, men da strukturen ble funnet infeasible for to forstyrrelser i forstyrrelsessekvensen forkastes Ss 2 for videre undersøkelser.

## 4.5 Ss 3

Lokaliseringen til målepunktene for den dynamiske testingen av denne strukturen ble valgt til å ligge på trinn 19, 35 og 46. Da disse punktene ligger langt nok fra utgangene til å være sensitive mot temperaturendringer og ikke ga altfor store avvik i produktsammensetningene. Fra kapittel tre ble det funnet at de beste resultatene ble funnet ved å benytte nominelt operasjonspunkt NP-B, dette ble benyttet i denne delen av arbeidet også.

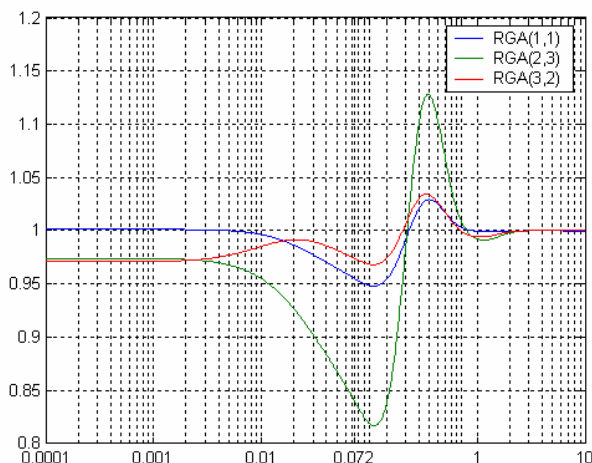
Tidligere ble det nevnt at selv om temperaturen oppfylte beskrankningene, ble det et avvik fra renhetskravet til produktstrømmene. Det ble også vist i kapittel tre at ved å legge beskrankning på både nominell temperaturverdi og produktsammensetninger førte til oppkoket måtte økes så mye at gevinsten ved å bruke et Petlyuk arrangement forsvant. Ved en bruk av en reguleringsstruktur der temperaturer blir benyttet som et estimat for sammensetning, vil det derfor ikke være fornuftig å drive regulatorene med faste settpunkter på temperaturene. Derfor ble det testet ut kaskade regulering, der en indre sløyfe regulerte temperaturene. Mens en ytre sløyfe oppdaterte temperatursettpunktene til den indre sløyfen, ut fra sammensetningene i produktstrømmene.

### 4.5.1 Parring

RGA analyse ble utført for å finne parringen mellom pådragene L, S og  $R_L$  og de tre temperaturene. Stasjonær RGA er vist i tabell 4-7.

Tabell 4-7: RGA for Ss 3. Parring avmerket med grått.

	L	S	$R_L$
$T_t$	1,001	-0,001	0,000
$T_m$	0,002	0,027	0,971
$T_b$	-0,003	0,974	0,029



Figur 4-7: Frekvensavhengig RGA

Plot av frekvensavhengig RGA til parringen er gitt i figur 4-7. Ved den aktuelle frekvensen er det kun små endringer fra stasjonær verdi. Ikke noe som fikk utfall for parringen av pådrag og regulerede variabler.

### 4.5.2 Poler og nullpunkter

I motsetning til reguleringsstruktur Ss 1 ble det her ikke funnet lukket sløyfe poler i høyre halv plan, likevel ble det valgt å detune regulatorene for at responsene ikke skulle bli for aggressive, se tabell 4-4.

Det ble funnet nullpunkt i høyre halvplan for parringene  $S - T_b$  og  $R_L - T_m$ , dette fører til inversrespons noe som igjen kan føre til problemer med reguleringen. Størrelsen på nullpunktene var meget høye, spesielt for  $S - T_b$  parringen (reell del lik 3000). Men fra RGA- analysen ble det vist at det ikke eksisterer andre gode parringsalternativer, derfor ble det ikke gjort endringer i parringen. Plott av poler og nullpunkter er lagt ved i appendiks A-7.

### 4.5.3 Responser

Det ble gjort forsøk på å regulere prosessen med faste settpunkter på temperaturene i målepunktene, dette ga store avvik i produktsammensetningene. Derfor ble det, som nevnt tidligere prøvd med en kaskade struktur.



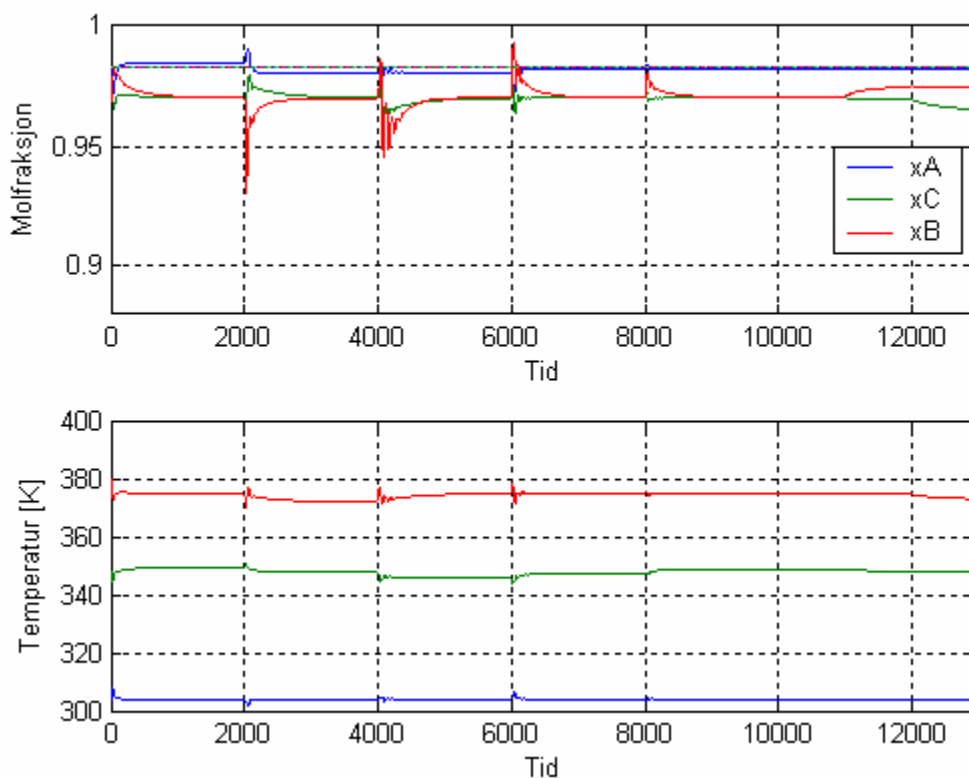
SIMC tuningsregler ble brukt til å tuning av kaskade strukturen. Tuningene er gjengitt i tabell 4-8.

**Tabell 4-8: Tunings parametere til regulatorene i Ss 3.**

<b>Indre sløyfe</b>			
Tuningsparametere	$L - T_t$	$S - T_b$	$R_L - T_m$
$K_c$	-0.034	0.022	0.027
$\tau_I$	44	44	64
$\tau_c$	10	10	15
<b>Ytre sløyfe</b>			
		$x_{CB} - T_b$	$x_{BS} - T_m$
$K_c$	-	-50	50
$\tau_I$	-	50	100

Det ble ikke benyttet kaskade på sløyfen som regulerer temperaturen på trinn 19, da det ble funnet i den stasjonære analysen at konsentrasjonen i toppproduktet holdt produktspesifikasjonene uansett forstyrrelse ved NP-B. Ved bruk av NP-A måtte det også benyttes kaskade på toppsløyfen for å holde produktspesifikasjonene.

I denne strukturen ble oppkoket holdt konstant, det vil si at oppkoket måtte økes med 10 % for å takle den første forstyrrelsen (F+). Men i tillegg måtte oppkoket økes med enda 10 % (tabell 3-11) for at produktspesifikasjonene til sidestrømmen skulle kunne holdes. En økning på totalt 20 %. Responsene til systemet er vist i figur 4-8.



Figur 4-8: Responsene til temperatur og produktsammensetningene.

Fra figuren kan det ses at produktsammensetningene reguleres godt. Responsen ved forstyrrelse i  $x_B$  (4000 min) er litt aggressiv, men det ble valgt å ikke detune regulatoren mer for å unngå treg regulering av forstyrrelser i fødemengde. Strukturen viste treg regulering på setpunktssendringer. Temperaturene som ble regulert med kaskade varierer mye fra sitt nominelle settpunkt, dette støtter opp om at det ikke er fordelaktig å regulere temperaturene på konstante settpunkt. Plott av pådragsbruken er lagt ved i appendiks A-7. Oppsummert gir dette generelt bedre responser enn for Ss 1.

## 4.6 Ss 4

På bakgrunn av resultatene fra den stasjonære analysen ble Ss 4 forkastet, og videre undersøkelse av strukturen ble ikke foretatt.

## 4.7 Ss 5

Denne strukturen er lik Ss 3 bortsett fra at  $R_L$  holdes konstant, dette gjør at det ikke er igjen nok frihetsgrader til å regulere alle produktsammensetningene, og en konsentrasjon må flyte. Fra kapittel 3 ble det vist at man fikk minst avvik ved å la sammensetningen i sidestrømmen flyte. I tillegg ble det vist i kapittel 4.5 at  $dV$  måtte økes betraktelig for at  $x_{BS}$  skulle holdes på spesifikasjonene. Derfor ble lokaliseringen til målepunktene for den dynamiske testingen av denne strukturen ble valgt til å ligge på trinn 19 og 46. Da disse punktene ligger langt nok fra utgangene til å være sensitive mot temperaturendringer og ikke ga altfor store avvik i produktsammensetningene. NP-B ble benyttet ved den dynamiske simuleringen, da disse ga best resultat stasjonært.

Resultatet fra RGA- analysen på den indre sløyfen ga samme parringen på temperaturene som for Ss 3, gjengitt i tabell 4-9.

Tabell 4-9: Stasjonær RGA for indre sløyfe av reguleringsstrukturen Ss 5

	L	S
$T_t$	1,0053	-0,0053
$T_b$	-0,0053	1,0053

En analyse av frekvensavhengig RGA ble foretatt. Denne førte ikke til endringer i parringen, da verdiene ikke var så forskjellig fra stasjonærverdiene ved den aktuelle båndbredden. Plott av RGA ved ulike frekvenser er lagt ved i appendiks A-8.

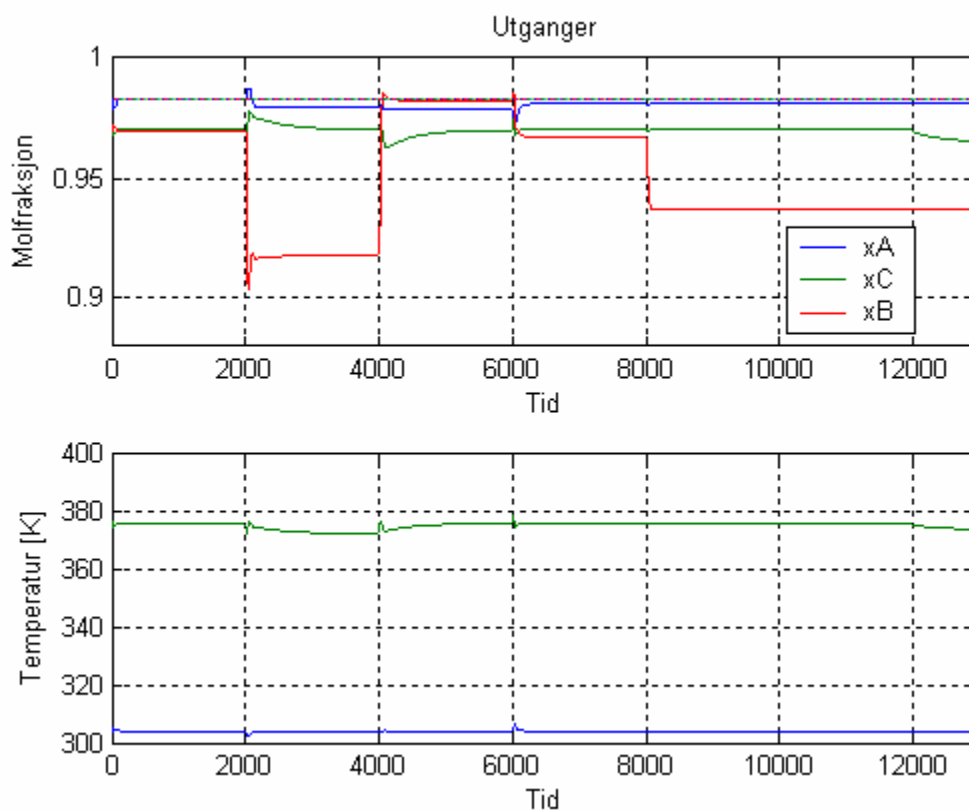
Det ble funnet nullpunkt i høyre halvplan for parringen S –  $T_b$ , samme som for Ss 3. Men verdien var ikke så stor. Plott av polene er gitt i appendiks A-8.

PI- regulatorene i den indre sløyfen ble tunet med SIMC- tuningsregler, tabell 4-10. Det ble ikke benyttet kaskade på toppsløyfen, den ytre sløyfen for bunntemperaturen ble tunet likt som for Ss 3.

Tabell 4-10: Tuningsparametrer for Ss 5

	L - $T_t$	S - $T_b$
$K_c$	-0.036	0.027
$\tau_l$	44	44
$\tau_c$	10	10

dV ble øket med 10 % for å håndtere forstyrrelsen i fødemengden. På grunn av at produktsammensetningen i sidestrømmen flyter var det ikke nødvendig å øke oppkoket ytterligere. Responsen er vist i figur 4-9.



Figur 4-9: Responsene til temperatur og produktsammensetningene.

Responsene har omtrent samme egenskaper som for Ss 3. Sammensetningen av komponent B i sidestrømmen varierer veldig fra forstyrrelse til forstyrrelse. Plott av pådragsbruken er lagt ved i appendiks A-8.

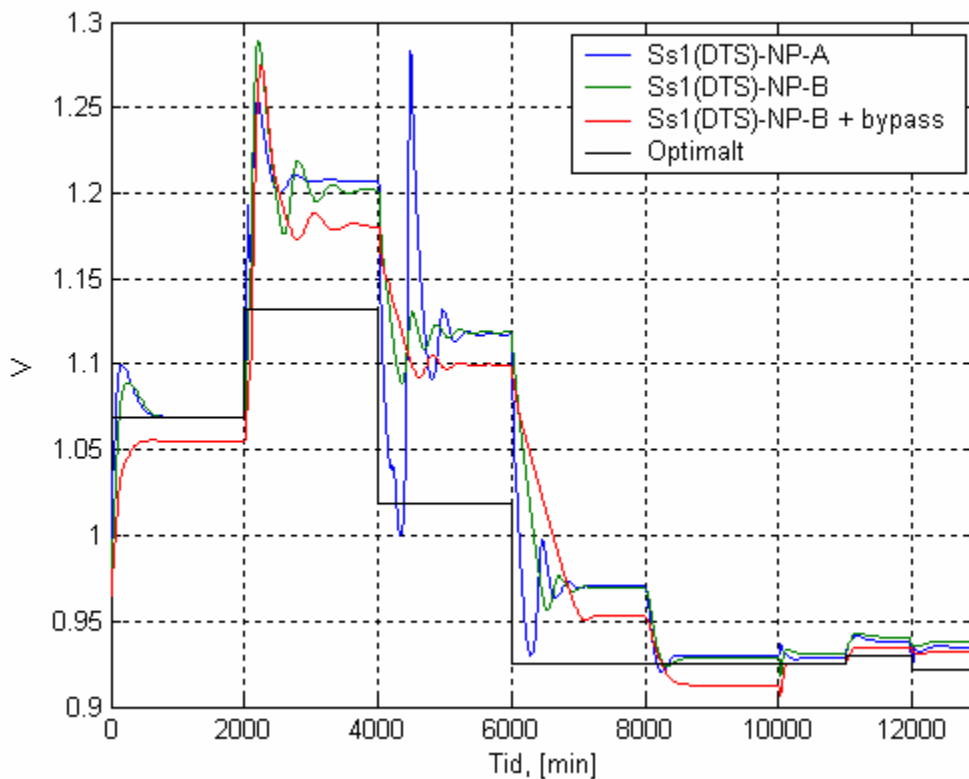
## 4.8 Bypass

I figur 4-10 er responsen til oppkoket for reguleringsstruktur Ss 1(DTS) ved ulike nominelle operasjonspunkter plottet.

Bypassregulatoren ble tunet med SIMC, tuningene er gjengitt i tabell 4-11.

**Tabell 4-11: Tuningsparametere til bypassregulatoren.**

	$b-x_{AD}$
$K_c$	-1.66
$\tau_I$	8



**Figur 4-10: Endring i oppkoket ved ulike strukturer.**

Fra figuren kan det ses at det er en del å hente på å benytte en bypassstruktur, atskillig mer enn ved kun å benytte NP-B som for enkelte forstyrrelser ikke gir reduksjon i oppkoket i hele tatt. Sammenlignet med de optimale verdiene (uten bypass) ligger

oppkoket til bypassstrukturen under det optimale oppkoket ved enkelte forstyrrelser, spesielt for forstyrrelser i strømningsmengde. Bypassstrukturen kan i prinsippet benyttes på alle reguleringsstrukturene som er blitt omhandlet i dette arbeidet hvis disse drives ved NP-B. Her er det kun sett på tilfellet hvor bypass benyttes i sammen med Ss 1(DTS). Fra kapittel 4.3 ble det funnet at pådragsbruken ble mer aggressiv ved å kjøre kolonnen ved NP-B, men som vist i figuren over blir pådragsbruken atskillig mindre aggressiv ved å innføre bypass.

I tabell 4-12 er gjennomsnittlig oppkok og prosentvis avvik fra optimalt oppkok til de ulike reguleringsstrukturene vist.

**Tabell 4-12: Gjennomsnittlig oppkok til de ulike reguleringsstrukturene ved forstyrrelsessekvensen gitt i tabell 4-1.**

Reguleringsstruktur	Gjennomsnittlig oppkok, $\bar{V}$	Prosentvis over optimalt
Optimalt	0.994	-
Ss 1(DTS)	1.033	3.90 %
Ss 1(DTS2)	1.027	3.30 %
Ss 3	1.166	17.3 %
Ss 5	1.069	7.30 %
Ss 1 (DTS) + bypass	1.021	2.70 %

Fra tabellen at gjennomsnittlig oppkok til bypass strukturen avviker minst fra det optimale. Mens man taper mest i de strukturene man låser oppkoket på en konstant verdi.

## 5 Diskusjon

### 5.1 Antagelser i prosessmodellen

I dette arbeidet ble det sett på både de stasjonære og de dynamiske egenskaper til Petlyuk destillasjon.

I den dynamiske delen ble væskedynamikken tatt med, noe som førte til at holdup og nivå i akkumulatorer og koker ikke lenger var konstant. Gass- og ventildynamikken ble neglisjert, dette regnes for å ha liten innvirkning på resultatene da disse er veldig raske.

Likevektsberegningene i kolonnen er basert på konstante relative flyktigheter, noe som er en relativt god tilnærming når det er store forskjeller mellom kokepunktene til komponentene og dermed store verdier på de relative flyktighetene. I dette arbeidet ble den relative flyktigheten mellom komponentene satt til 3, og konstante relative flyktigheter ansees som en god tilnærmelse.

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 om lag 2.8 % høyere oppkok enn ved uendelig antall trinn. Det er en akseptabel verdi.

## 5.2 Vurdering av reguleringsstrukturene

### 5.2.1 Konsentrasjonsregulering

Kapittel 3 ble det definert fem strukturer der to av dem (Ss 1 og Ss 2) benytter konsentrasjonsmålinger for å regulere produktsammensetningene i produktstrømmene. I reguleringsstruktur Ss 1 ble det undersøkt to ulike alternative regulerede variabler, temperaturprofilene DTS og DTS2. Den stasjonære analysen viste at strukturen kun ga feasible resultater for alle forstyrrelsene ved bruk av det sistnevnte temperaturprofilet (DTS2). Tapet ble mindre ved bruk av DTS2.

Den dynamiske oppførselen til strukturen var veldig lik for begge de to temperaturprofilene. Begge fikk effekt av interaksjoner mellom sløyfene, men Ss 1(DTS2) fikk en litt mer aggressiv respons selv om regulatorene var detunet mer enn for Ss 1(DTS). Grunnen til dette kan ligge i at Ss 1(DTS2) hadde flere nullpunkter lengre inn i høyre halvplan enn Ss 1(DTS), dette fører til kraftigere inversrespons. RGA- analysen viste også at verdiene til RGA- elementene gikk mot en høyere verdi for Ss 1(DTS2) ved den aktuelle frekvensen, noe som tyder på at interaksjonen mellom sløyfene var høyere i denne strukturen.

Ved operasjonspunkt NP-B ble responsene mer aggressive, spesielt for Ss 1(DTS2). Men produktsammensetningen i D ble regulert bedre ved dette operasjonspunktet. Grunnen til at det ble en forskjell mellom disse operasjonspunktene er at prosessen drives nærmere beskrankningene ved NP-B. Uansett blir Ss 1 med DTS2 som regulert variabel ansett for å være det beste alternativet selv om den utviste litt dårligere dynamisk oppførsel enn Ss 1(DTS), da Ss 1(DTS) ikke ga feasible løsning for alle forstyrrelsene.

Generelt ble det funnet at regulatorene måtte de-tunes nokså kraftig for å unngå ustabilitet. Dette gjaldt spesielt forstyrrelser i fødesammensetningen.



På denne strukturen ble det benyttet både PI regulator og MP- regulator. En fordel med MP- regulering er at man ikke trenger å tenke på parring av de ulike variablene og pådragene, samt at MPC tar hensyn til beskrankningene i systemet. Men på en annen side er MPC' en mer tidkrevende å tune enn PI- regulatorene. Som det ble vist i kapittel 4 ble det oppnådd bedre regulering med MPC. Det ble nevnt tidligere at stabiliseringsløyfe ble lukket utenfor MPC' en. Det ble gjort forsøk på å legge disse inn i MPC' en, men dette førte til store problemer med å få regulatoren til å regulere. For å få regulatoren til å regulere systemet måtte sluttiden på stepresponsene reduseres kraftig, dette førte til at responsene ble veldig aggressive.

Den siste strukturen som benyttet konsentrasjonsmålinger til å regulere sammensetningene i produktstrømmene var Ss 2. Stasjonært ble den infeasible for tre forstyrrelser ( $z_A$ -,  $z_B$ - og  $q_F$ -). Også for forstyrrelsessekvensen i kapittel 4 greide ikke reguleringsstrukturen å produsere feasible løsninger. Dette gir en god indikasjon på at både gass- og væskesplitten ikke kan låses på nominell verdi hvis det er satt krav til sammensetningene i alle tre produktstrømmene. Derfor konkluderes det at denne reguleringsstrukturen er uaktuell.

### 5.2.2 Indirekte regulering

Reguleringsstrukturene Ss 3, Ss 4 og Ss 5 benyttet alle temperaturmålinger for å indirekte regulere sammensetningene i produktstrømmene. I kapittel 3 ble det vist at alle strukturene overholdt beskrankningene på temperaturene, men fikk avvik fra renhetskravet i produktstrømmene og derav en dårlig indirekte regulering. Da det i tillegg til temperaturene i målepunktene ble lagt beskrankninger på produktsammensetningene førte det til at oppkoket måtte økes så mye at gevinsten av å bruke et Petlyuk arrangement forsvant. Dette gir klare indikasjoner på at å sette faste settpunkter på temperaturene i målepunktene ikke er fornuftig. Grunnen til at temperaturer ikke er noe godt estimat for sammensetningen er på grunn av den ternære blandingen i kolonnen. Det er ingen plasser i kolonnen som har en helt ren binær blanding.

I reguleringsstruktur Ss 3 ble det benyttet kaskaderegulering på to av temperatursløyvene, ved bruk av NP-B, for å holde produktspesifikasjonene. Henholdsvis på sløyfen som regulerte temperaturen på trinn 35 (midten av kolonnen) og på trinn 46 (nederst i kolonnen). Sammensetningen i produktstrøm D hold minstekravet uten kaskade. Ved NP-A måtte det benyttes kaskaderegulering på den øverste temperatursløyfen (målepunkt på trinn 19) også. I tillegg måtte oppkoket økes med 20 % fra nominell verdi for at reguleringen skulle overholde produktspesifikasjonene for alle forstyrrelsene.

Ss 4 ble basert på en reguleringsstruktur som blir benyttet av BASF [13], der ble konkludert med at denne strukturen regulerte kolonnen bra. I kapittel 3 ble det vist at denne reguleringsstrukturen ikke fungerte på dette systemet. Det er dermed *ikke* sagt at BASF har tatt feil. Opplysningene som ble gitt ga ikke særlig inngående opplysninger om hvilke betingelser prosessen ble drevet under eller hvilke krav det var satt til produkter eller designspesifikasjonene til kolonnen.

I Ss 5 måtte det i likhet med Ss 3 benyttes kaskaderegulering på den nederste sløyfen ved bruk av NP-B (men også på den øverste sløyfen ved bruk av NP-A). Målepunktene ble lokalisert på trinn 19 og 46. For denne strukturen ble konsentrasjonen i sidestrømmen ikke regulert. Oppkoket måtte her økes med 10 % fra nominell verdi for å overholde produktspesifikasjonene.

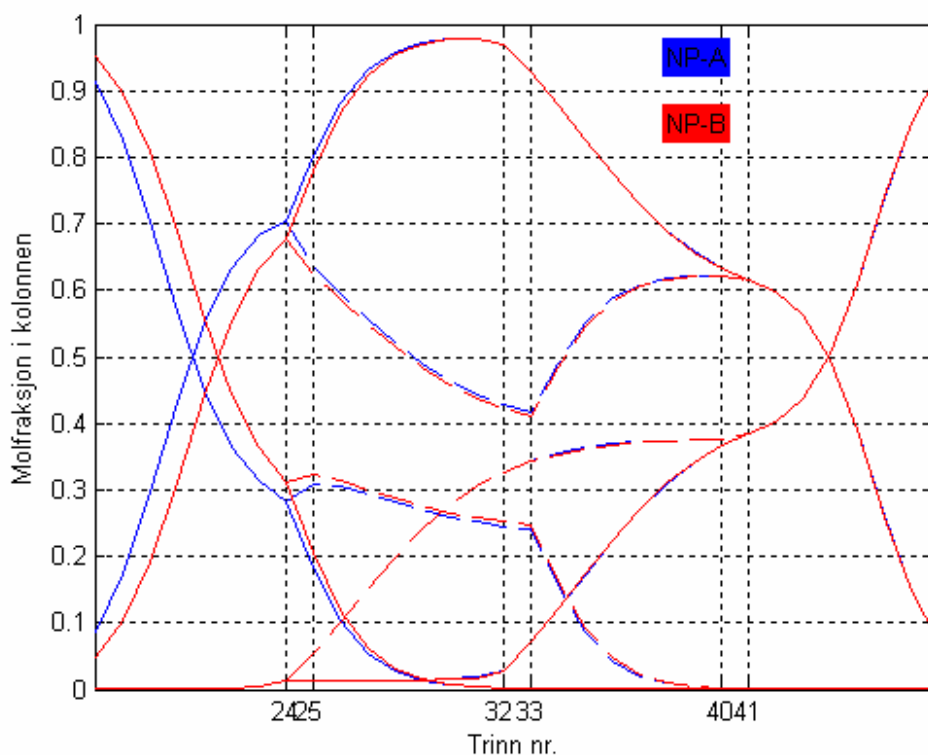
Oppkoket måtte økes i henhold til nominell verdi i både Ss 3 og Ss 5. De første 10 % av økningen kommer av den første forstyrrelsen i forstyrrelsessekvensen (økning i fødemengde, se tabell 4-1). Denne kompensasjonen for å takle forstyrrelser i fødemengde kan unngås ved å innføre en ny foroverkoblet reguleringsløyfe som holder forholdet V/F konstant, slik at kompensasjonen kommer direkte ved forstyrrelse i fødemengde. Dette er ikke studert i arbeidet med denne oppgaven. De neste 10 % som oppkoket måtte økes, for Ss 3, var for å holde produktspesifikasjonene i sidestrømmen ved forstyrrelser i fødesammensetning. Dette tyder på at det er renheten i sidestrømmen som den vanskeligste å regulere. Kompensasjonen for å overholde alle renhetsspesifikasjonene er vanskeligere å overvåke. Derfor ved en praktisk implementasjon av Ss 3 må det vurderes å

ligge 10 % over nominelt oppkok for å være i stand til å takle forstyrrelser i fødesammensetninger. At renheten i sidestrømmen var mest sensitiv kom allerede frem ved analysen av Lagrangemultiplikatoren til produktsammensetningsbeskrankningene i kapittel 3. Verdien på Lagrangemultiplikatoren til produktsammensetningen i sidestrømmen var relativt mye høyere enn de to andre.

I resultatene ble det skilt mellom de to nominelle operasjonspunktene NP-A og NP-B, resultatene viser at de to ikke ga noen forskjell i resultatene for indirekte regulering av produktsammensetningene i produktstrømmene B og S. Å drive kolonnen ved de to operasjonspunktene hadde mest å si for sammensetningen i toppproduktet. Forskjellen mellom oppkokene til de to operasjonspunktene var marginale.

### 5.2.3 Bypassregulering

Både i kapittel 3 og 4 ble det vist at ved å bypasse deler av fødestrømmen ga et mindre energiforbruk. For alle de overnevnte strukturer er det mulig å drive de ved nominelt operasjonspunkt B, derav er det altså mulig å benytte bypass regulering på alle strukturene. Ved en bypass struktur er det antatt at komponent C kan foreligge i toppproduktet.



Figur 5-1: Konsentrasjonsprofilene til de to driftspunktene.

I figur 5-1 er konsentrasjonsprofilen til de to driftspunktene NP-A og NP-B plottet. Hele ideen bak bypass er at kolonnen produserer et toppprodukt med høyere renhet enn nødvendig. Uttaket for sidestrømmen er på trinn 32, mens konsentrasjonen av komponent B er på sitt høyeste, over 0.97, på trinn 31. Denne toppen forsvinner heller ikke når renheten av komponent A i produktstrøm D økes. Ut fra disse betraktningene kan faktisk mer av fødestrømmen bypasses hvis uttaket til komponent flyttes til trinn 31. Det har ikke blitt foretatt noen beregninger på dette i dette arbeidet, kun nevnt for å påpeke muligheten.

### 5.3 Forslag til videre arbeid

Som nevnt tidligere er ikke en statisk estimator basert på temperaturer ene og alene en god estimator for sammensetningen i kolonnen. Derfor bør det undersøkes om bruk av for eksempel modellbasert estimator som Kalman filter gir bedre estimat.

## 6 Konklusjon

Kommentarer til de ulike reguleringsstrukturene som er blitt testet ut under arbeidet med denne hovedoppgaven er gitt i tabell 6-1.

**Tabell 6-1: Oppsummering av egenskaper til de ulike reguleringsstrukturene**

Reguleringsstruktur	Kommentar
Ss 1 (DTS)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Infeasible for en forstyrrelse</li> <li>• God dynamisk oppførsel</li> <li>• Lavt tap (<math>\bar{V}</math> 3.9 % over optimalt)*</li> </ul>
Ss 1 (DTS2)	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Feasible for alle forstyrrelser</li> <li>• Litt dårligere dynamisk oppførsel enn ved DTS, lett for å bli aggressiv</li> <li>• Mindre tap enn Ss 1(DTS) (<math>\bar{V}</math> 3.3 % over optimalt)*</li> </ul>
Ss 2	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Forkastet på grunnlag av infeasible løsninger</li> </ul>
Ss 3	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Feasible for alle forstyrrelser</li> <li>• Ulønnsomt å ha faste settpunkter på temperaturene</li> <li>• God dynamisk oppførsel</li> <li>• Stort tap (<math>\bar{V}</math> 17.3 % over optimalt)*</li> </ul>
Ss 4	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Forkastet på grunnlag av store avvik fra produktsammensetningene</li> </ul>
Ss 5	<ul style="list-style-type: none"> <li>• Feasible for alle forstyrrelser</li> <li>• Ulønnsomt å ha faste settpunkter på temperaturene</li> <li>• En konsentrasjon må flyte</li> <li>• God dynamisk oppførsel</li> <li>• Mindre tap enn Ss 3 (<math>\bar{V}</math> 7.3 % over optimalt)*</li> </ul>

\*- For forstyrrelsessekvensen gitt tabell 4-1

Målet med oppgaven var å studere ulike alternative reguleringsstrukturer for en Petlyuk kolonne, for å finne ut om det var mulig å benytte en forenklet struktur. Uten at strukturene skulle gi infeasible løsninger og for store tap.

To av de forenklete strukturene, Ss 2 og Ss 4, ble forkastet på grunn av henholdsvis infeasible løsninger og store avvik i produktsammensetningene. På bakgrunn av at Ss 2 ble forkastet kan det konkluderes med at det ikke er mulig å låse de interne gass- og væskestrømmene og samtidig ha renhetsspesifikasjoner på alle produktstrømmene.

Fra tabellen over ses det at det er de mer kompliserte strukturene (Ss 1 med DTS eller DTS2) som gir minst tap ved regulering av kolonnen. Ved å benytte den forenklete reguleringsstrukturen Ss 3 ble det oppnådd relativt stort tap. Dette tapet ble redusert betraktelig ved å la sammensetningen i sidestrømmen flyte, slik det ble gjort i reguleringsstruktur Ss 5. Fra dette kan man konkludere med at det er produktspesifikasjonene i sidestrømmen som er mest ressurskrevende å overholde. Derfor vil en struktur med konstant oppkok og renhetskrav på alle produktstrømmene gi veldig store tap. Vel å merke er at tapene ikke ble så store at hele gevinsten med å benytte et Petlyuk arrangement forsvinner.

Bruk av MPC i stedet for PI- regulator ble funnet å gi en bedre regulering av kolonnen, responsene ble ikke fullt så aggressive.

Bruk av temperatur som en statiske estimator for sammensetningen i kolonnen ble funnet å gi dårlige resultater. Da dette er et ternært system og det er ingen steder i kolonnen som har en helt ren binær blanding. Derfor var det umulig å regulere kolonnen ved å holde faste settpunkter på temperaturene, derfor måtte det innføres en kaskadestruktur for å overholde renhetskravene i produktstrømmene. Kaskadestrukturen ga relativt bedre responser enn strukturene som regulerte på sammensetningene direkte.

Det ble gjort et poeng av å skille mellom de to operasjonspunktene NP-A og NP-B gjennom hele rapporten, selv om å bruke den ene i forhold til den andre kun ga marginale forskjeller i tapet til de ulike strukturene. Men man kan utnytte at NP-B driver kolonnen ved et høyere settpunkt på konsentrasjonen av komponent A i produktstrøm D til å innføre en bypasstruktur. Der deler av føden blir kjørt utenom kolonnen for så å bli blandet med D for å produsere et produkt med ønsket renhet. Ved å innføre en bypasstruktur ble det funnet at tapet/oppkoket ble redusert. Da alle strukturer kunne drives ved operasjonspunkt NP-B, kan derfor bypasstrukturen benyttes i sammen med alle de overnevnte reguleringsstrukturene.

## Symbolliste

Symbol	Forklaring
A, B, C	Komponenter i systemet
L	Destillatstrøm i toppen av kolonnen
V	Oppkok
$X_i$	Strøm X ( $X \in L, V$ ) i seksjon i
$Y_0$	Nominell verdi ( $Y \in L, V, S, R_L, R_V, X_A, X_B, X_C$ )
S	Destillatstrøm ut fra midten av kolonnen
$R_L$	Væskesplitt
$R_V$	Gassplitt
F	Føde
$z_A$	Molfraksjon av komponent A i føden
$z_B$	Molfraksjon av komponent B i føden
$q_F$	Væskefraksjon i føden
$x_{ik}$	Molfraksjon av komponent i i strøm k
$\bar{x}$	[ $x_{AD} x_{CB} x_{BS}$ ]
$\alpha$	Relativ flyktighet
n	Trinnummer
M	Holdup
$M_0$	Stasjonær holdup
$\tau_L$	Tidskonstant på trinnene
$T_{bi}$	Kokepunkt til komponent i
$\lambda$	Lagrangemultiplikator
L	Lagrangefunksjon
$K_c$	Regulator gain
$\tau_I$	Integralvirkning
Q	Vektmatrise, regulerte variabler
R	Vektmatrise, endring i pådrag
p	Prediksjonshorisont
$p_u$	Pådragshorisont
$t_f$	Sluttid for stepresponssmodellen
NP-A	Nominelt operasjonspunkt A
NP-B	Nominelt operasjonspunkt B
DTS	Temperaturprofil
DTS2	Temperaturprofil
b	Mengde bypass
dV	Økning i oppkok
$T_t$	Temperatur ved et målepunkt i toppen av kolonnen
$T_p$	Temperatur ved et målepunkt i prefraksjonatoren
$T_m$	Temperatur ved et målepunkt i midten av kolonnen
$T_b$	Temperatur ved et målepunkt i bunnen av kolonnen
$u_d$	Dynamiske pådrag
$\bar{V}$	Gjennomsnittlig oppkok

## Litteraturliste

- [1] Wright, R.O.U.S Patent 2,471,134, 24, 24. mai, 1949.
- [2] F.B. Petlyuk, V.M. Plaonov, D.M. Slavinskii, *Thermodynamically Optimal Method for Separating Multicomponent Mixtures*, Int. Chem. Eng. 5 (3) (1965) 555-561.
- [3] Triantafyllou, C. og Smith, R., *The Design and Operation of Fully Coupled Distillation Columns*, Trans IChemE. 7-(Part A), 118-132, 1992.
- [4] Skogestad, S., *Dynamics and Control of Distillation Columns: A Tutorial Introduction*, Trans IChemE Part A, 1997.
- [5] Halvorsen, I.J., *Minimum Energy Requirements in Complex Distillation Arrangements*, Dr. ing. Thesis 2001:43, NTNU, 2001.
- [6] Wolff, E.A. og Skogestad, S., *Operation of Integrated Three-Product (Petlyuk) Distillation Columns*, Ind. Eng. Chem. Res. 1995, 34, 2094-2103.
- [7] Mejdell, T., *Estimators for Product Composition in Distillation Columns*, Dr. ing. Thesis, NTH, 1990.
- [8] Nocedal, J. og Wright, S.J., *Numerical Optimization*, Springer-Verlag, New York, 1999.
- [9] Skogestad, S., *Probably the best simple PID tuning rules in the world* AIChE Annual meeting, Paper 276h, Session on Advances in Process Control, Reno, Nevada, November 5-9, 2001.
- [10] Skogestad, S., *Self-optimizing control: A distillation case study*, Proc. IFAC-symposium Adchem'2000, Pisa, Italy, 14-16 June 2000, pp. 1013-1018.
- [11] Maciejowski, J.M., *Predictive Control with Constraints*, Prentice Hall, London, 2002.
- [12] Storkaas, E., *Optimaliserende Regulering av en Integrert Petlyuk Destillasjonskolonne*, Hovedoppgave ved NTNU, Trondheim, 1999.
- [13] Adrian, T., Schoenmakers, H. og Boll, M., *Modell Predictive Control of Integrated Unit Operations Control of a Divided Wall Column*, ....., BASF, Tyskland.



- [14] Seborg, D.E., Edgar, T.F., Millichamp, D.A., *Process Dynamics and Control*, John Wiley & Sons, New York, 1989.
- [15] Serra, M., Espuña, A. og Puigjaner, L., *Control and Optimization of the Divided Wall Column*, *Chemical Engineering and Processing*, 38 (1999), 549-562.

#### Personlige referanser

- [H] Ivar J. Halvorsen

## Innholdsfortegnelse til appendiks

Appendiks A-1: Matlab rutiner .....	67
Appendiks A-2: SIMC tuningsregler .....	68
Appendiks A-3: MPC-teori .....	70
Appendiks A-4: Oppkok som funksjon av renhet i D .....	71
Appendiks A-5: Ss5 med temp. målinger i seksjon fem .....	72
Appendiks A-6: Dynamisk- Ss 1 .....	74
A-6.1: Poler og nullpunkter .....	74
A-6.3: Responser .....	75
Appendiks A-7: Dynamisk- Ss 3 .....	79
A-7.1: Poler og nullpunkter .....	79
A-7.2: Responser .....	80
Appendiks A-8: Dynamisk- Ss 5 .....	81
A-8.1: Frekvensavhengig RGA .....	81
A-8.2: Poler og nullpunkter .....	81
A-8.3: Responser .....	82

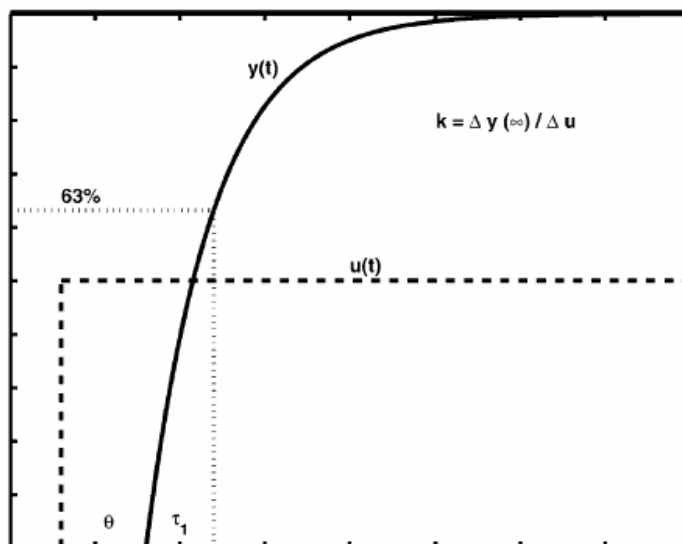
## Appendiks A-1: Matlab rutiner

*Genpet.m* er en rutine som setter sammen de forskjellige underrutinene i kolonnen. Rutinen er utformet som en s-funksjon og kan derfor benyttes i simulink. Den beregner tilstandsderiverte og utganger fra tilstander, pådrag og forstyrrelser. *Genpet.m* benytter seg av underrutinene *gensec.m* (beregner tilstandsderiverte for en seksjon i kolonnen), *reboiler.m* (beregner tilstandsderiverte i kokeren), *accum.m* (beregner tilstandsderiverte for akkumulatorene) og *equilib.m* (beregner likevektssammensetningen i gassfasen).

Vedlagt på cd ligger alle disse rutinene, samt de som er blitt utviklet for dynamiske testingene (simulink modeller) og stasjonære analysen. Cd'en er inndelt på samme måte som rapporten, i en stasjonær del og en dynamisk del. For å bruke rutinene som er utviklet for optimalisering og feasilitetstesting trengs Tomlab.

## Appendiks A-2: SIMC tuningsregler

Teorien er hentet fra Skogestad [9].



Figur A-2.1: Step respons til en første ordens prosess.

I figur A-4.1 er stepresponsen til en første ordens prosess med dødtid vist. Transferfunksjonen er på formen

$$g(s) = \frac{ke^{-\theta s}}{\tau_1 s + 1} \quad \text{A-2.1}$$

Tuningsparametrene ble funnet ved å se på stepresponsen til de ulike pådragene i kolonnen. Fra den eksperimentelle stepresponsen ble parametrene som er vist i figuren funnet.

Tuningsparametrene er gitt ved følgende uttrykk

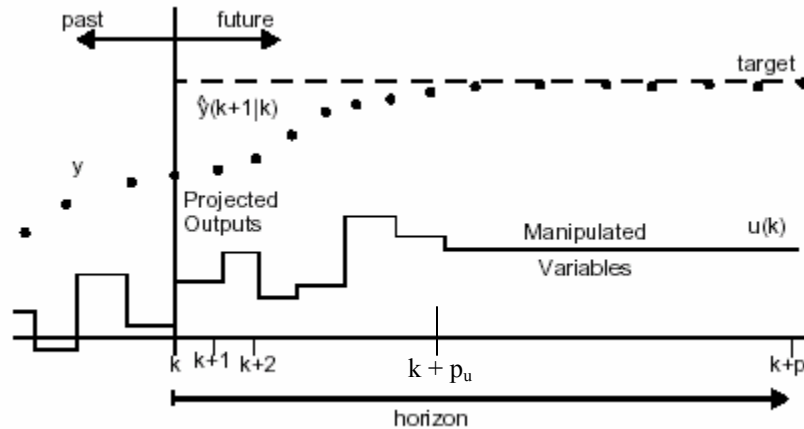
$$K_c = \frac{\tau_1}{k(\tau_c + \theta)} \quad \text{A-2.2}$$

$$\tau_I = \min\{\tau_1, 4(\tau_c + \theta)\} \quad \text{A-2.3}$$

der  $\tau_c$  er en tuningsparameter. Størrelsene på  $\tau_c$  avgjør hvordan responsen til reguleringen blir. Små verdier av  $\tau_c$  vil gi en rask respons med god forstyrrelses rejeksjon, mens ved høye  $\tau_c$  vil responsen bli mer robust og stabil.

## Appendiks A-3: MPC-teori

Teorien er hentet fra Maciejowski [11].



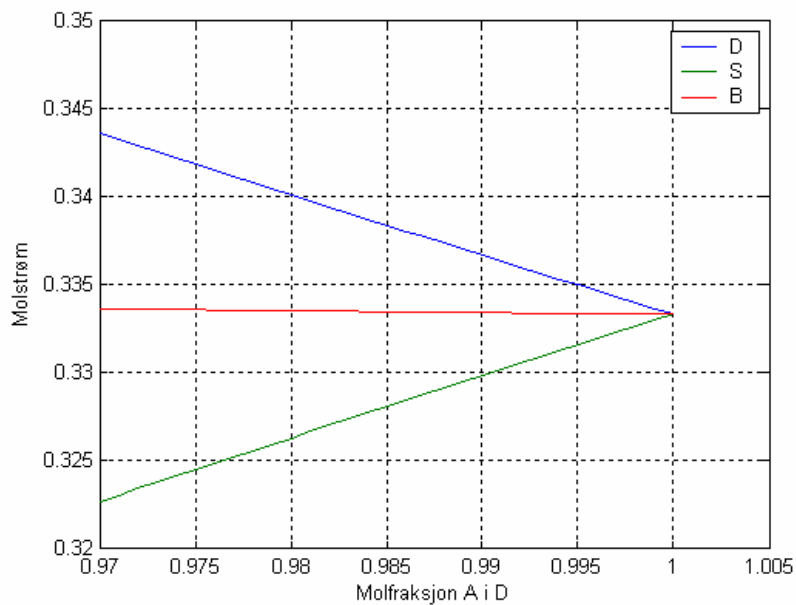
Figur A-3.1: "Receding horizon" prinsippet

Figur A-3.1 viser grunn ideen bak prediktiv regulering. Prinsippet er at regulatoren bruker en modell av prosessen til å prediktere neste utfall. Modellen kan enten være en tilstandsrommodell eller en sprangresponsmodell, i dette tilfellet ble det benyttet en sprangresponsmodell. Målet til regulatoren er å få de regulerte variabler tilbake til settpunktet i løpet av prediksjonshorizonten,  $p$ , ved å forandre på draget helt frem til enden av pådragshorizonten,  $p_u$ , for deretter holde dette pådraget konstant. På draget som blir brukt blir funnet fra QP- problemet formulert i ligning A-3.1

$$F(k) = \min_{\Delta u} \left( \sum_{i=0}^p \|y(k+i|k) - r(k+i|k)\|_{Q(i)}^2 + \sum_{i=0}^{p_u} \|\Delta u(k+i|k)\|_{R(i)}^2 \right) \quad \text{A-3.1}$$

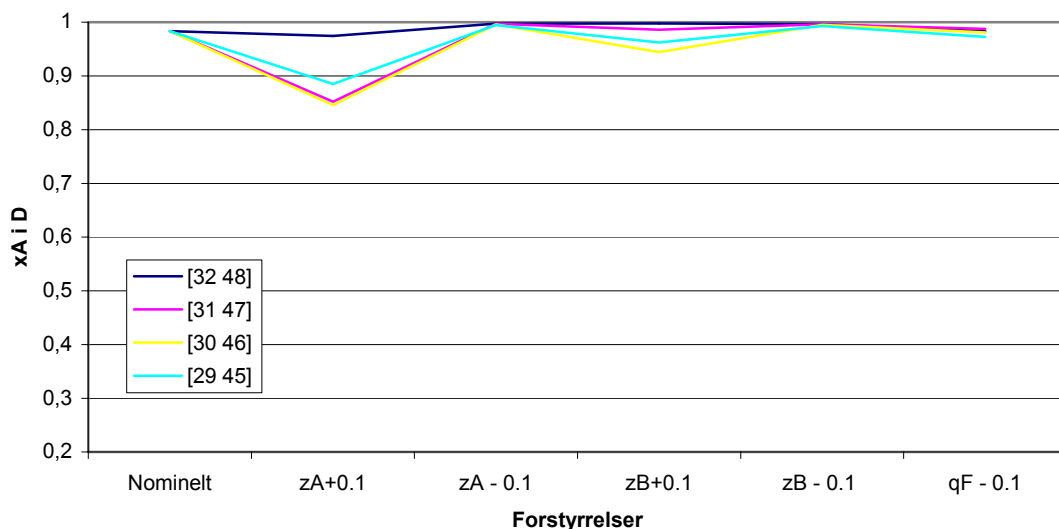
Klarer regulatoren å nå referanseverdien innen prediksjonshorizonten implementeres pådraget  $u(k+p_u|k)$ . For mer informasjon om MPC henvises det til Maciejowski [11].

## Appendiks A-4: Oppkok som funksjon av renhet i D

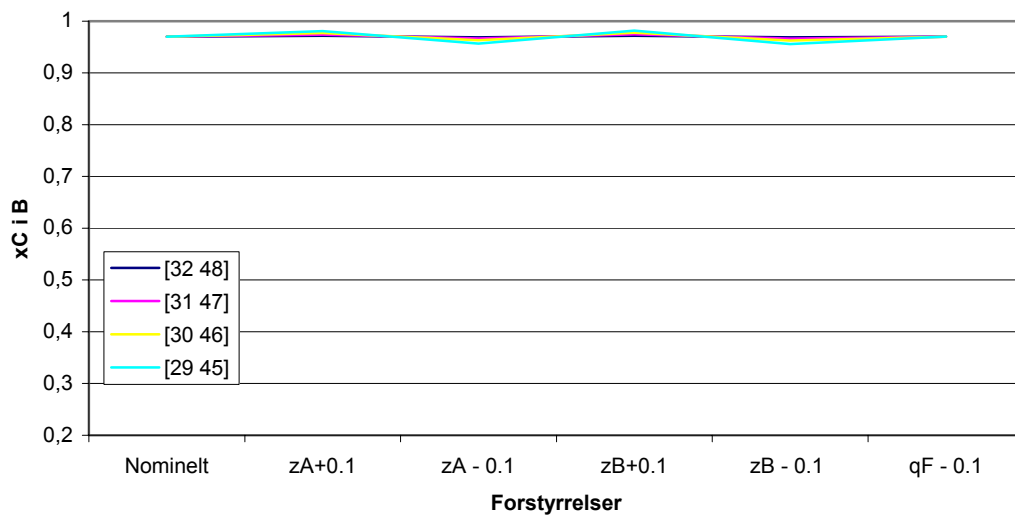


Figur A-4-1: Produktstrømmene D, B og S som funksjon av renhet i produktstrøm D.

## Appendiks A-5: Ss5 med temp. målinger i seksjon fem

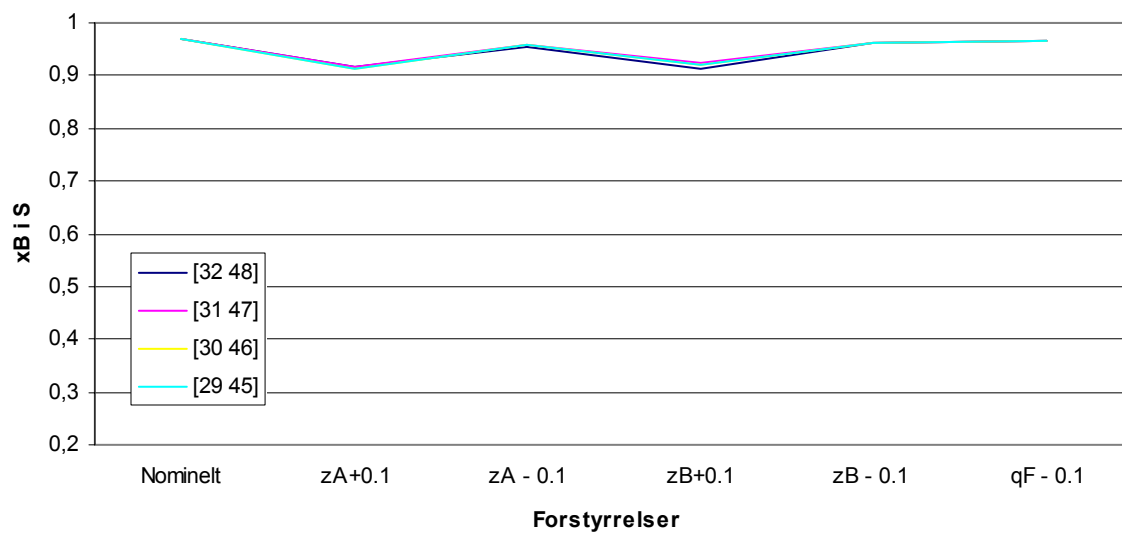


Figur A-5.1: Konsentrasjon av i komponent A i D



Figur A-5.2: Konsentrasjon av i komponent C i B

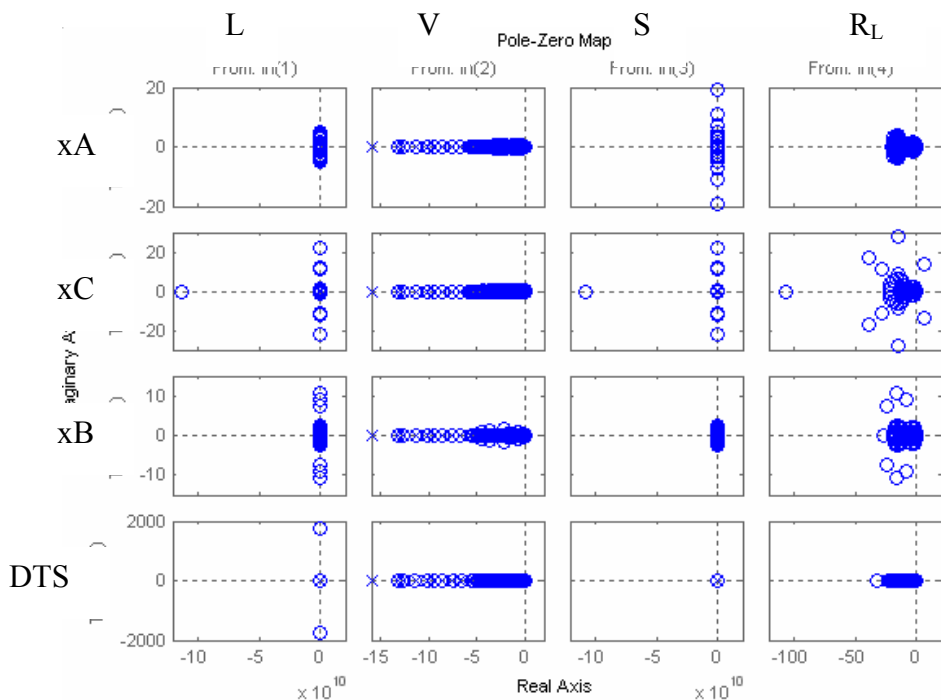




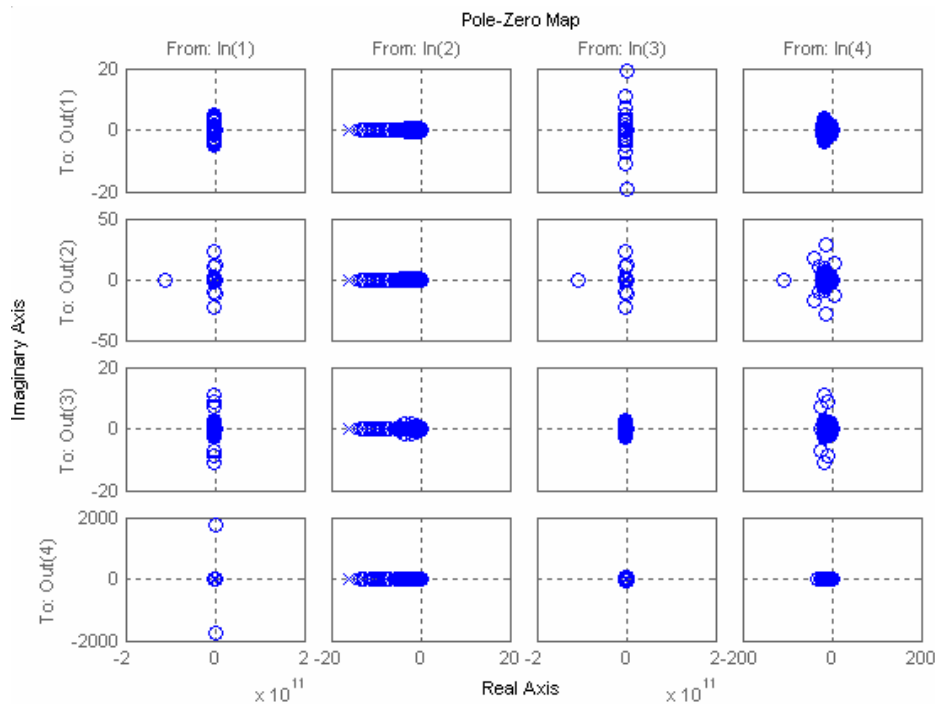
Figur A-5.2: Konsentrasjon av i komponent B i S

## Appendiks A-6: Dynamisk- Ss 1

### A-6.1: Poler og nullpunkter

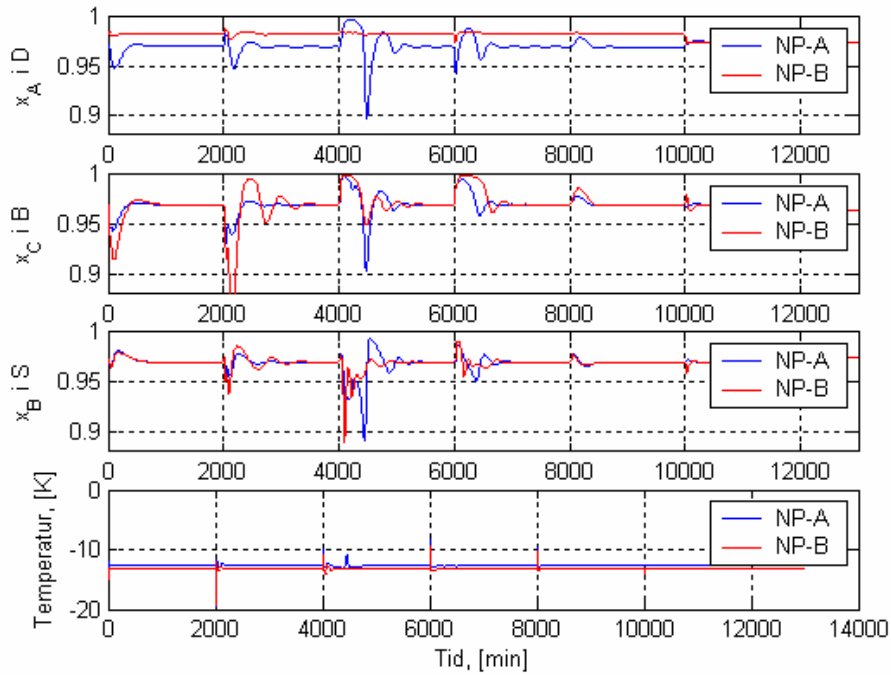


Figur A-6.1: Open loop poler og nullpunkter der DTS ble bukt som selvoptimaliserende variabel.

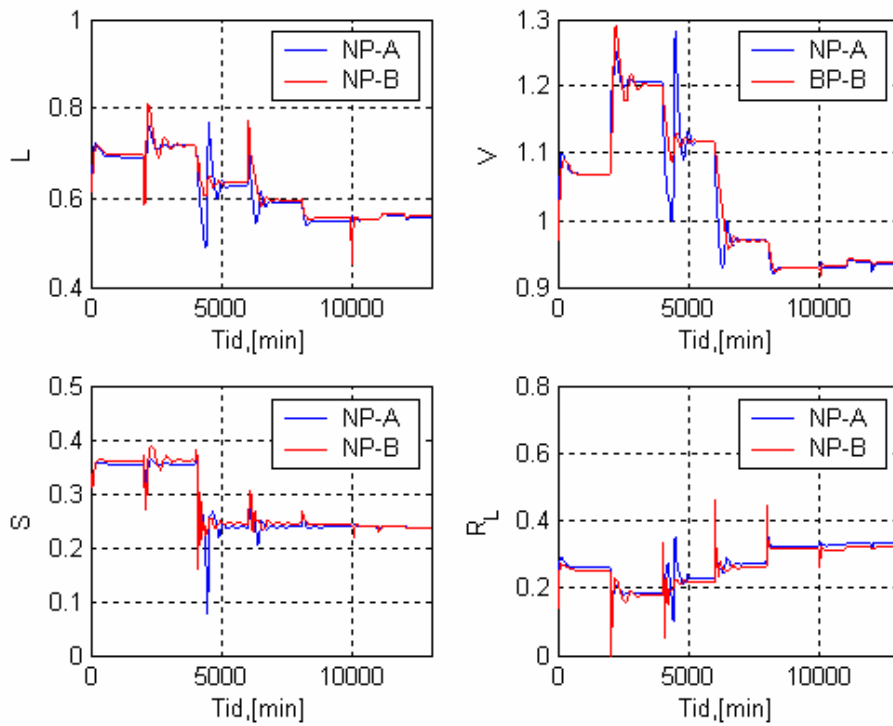


Figur A-6.2: Open loop poler og nullpunkter der DTS2 ble bukt som selvoptimaliserende variabel.

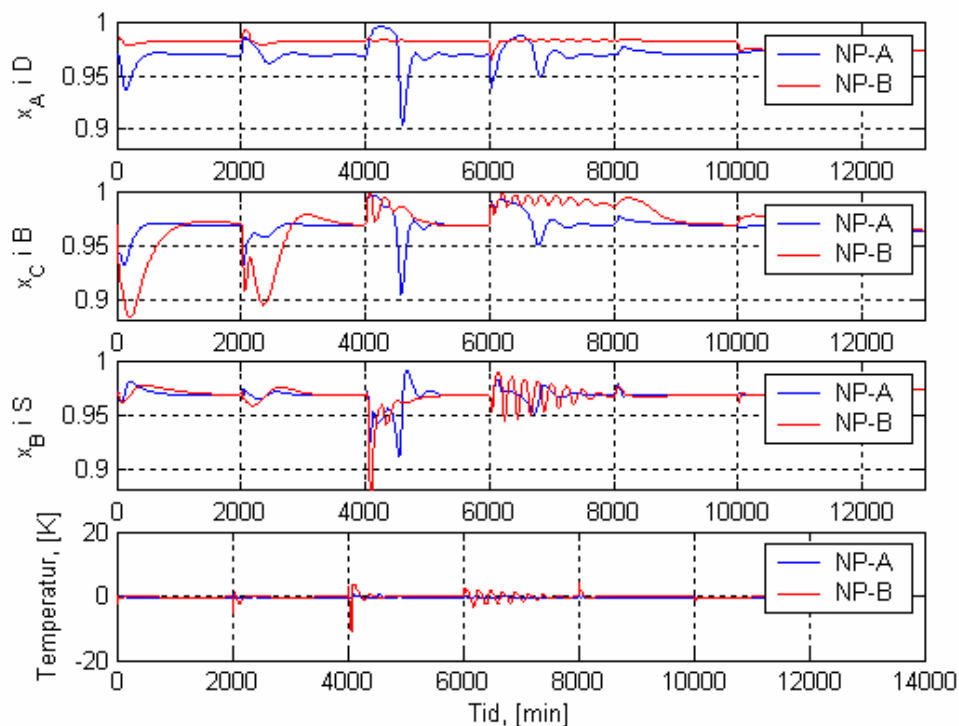
### A-6.3: Responser



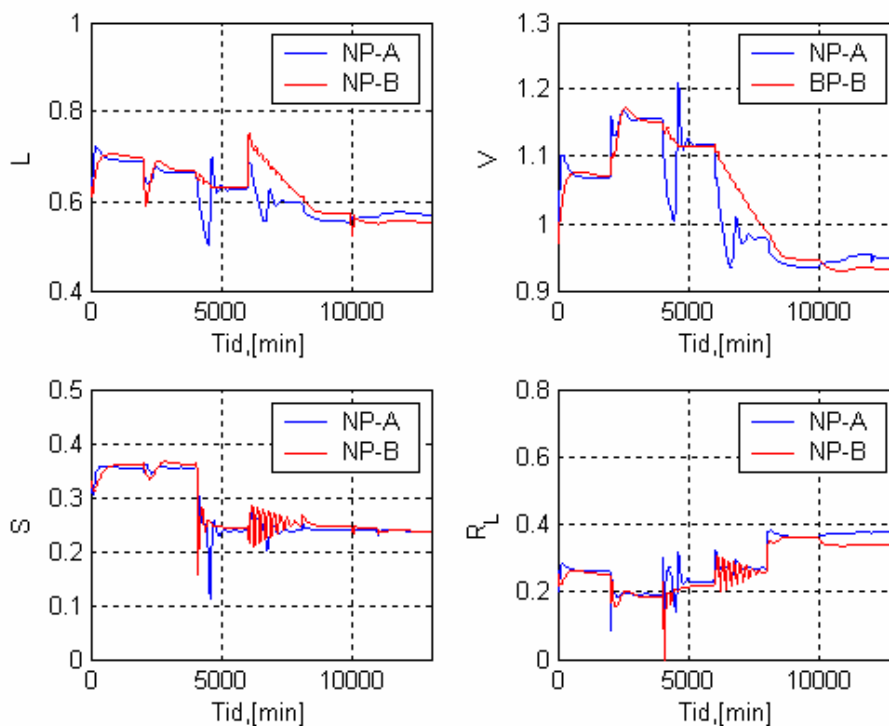
Figur A-6.3: Responsene til de regulerede variable ved NP-A og NP-B og DTS som regulert variabel. PI-regulering



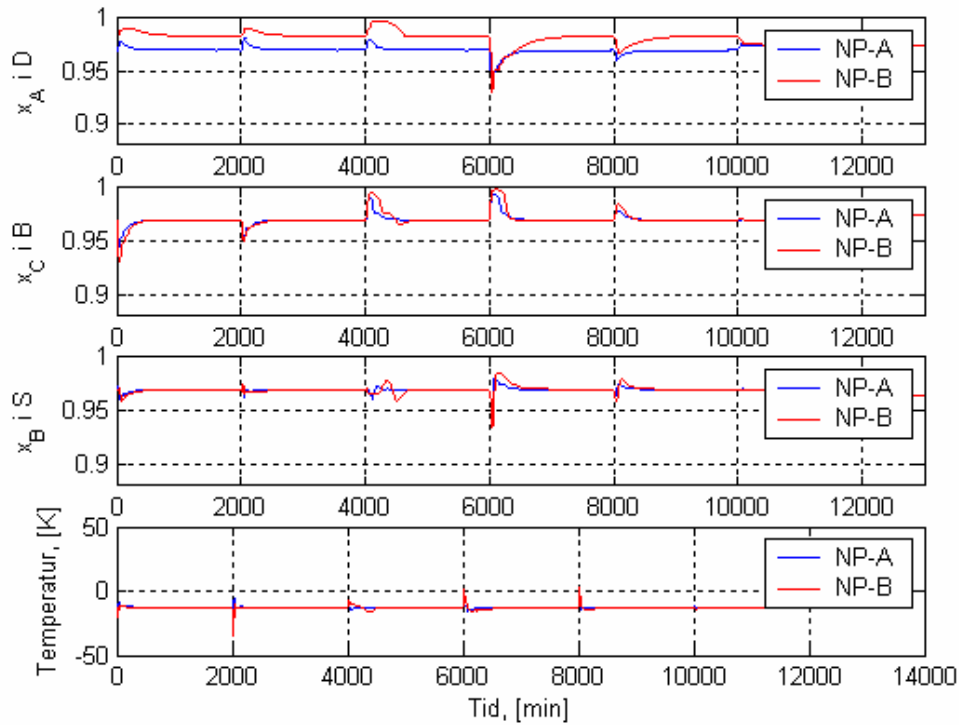
Figur A-6.4: Responsene til de pådragene ved NP-A og NP-B og DTS som regulert variabel. PI-regulering



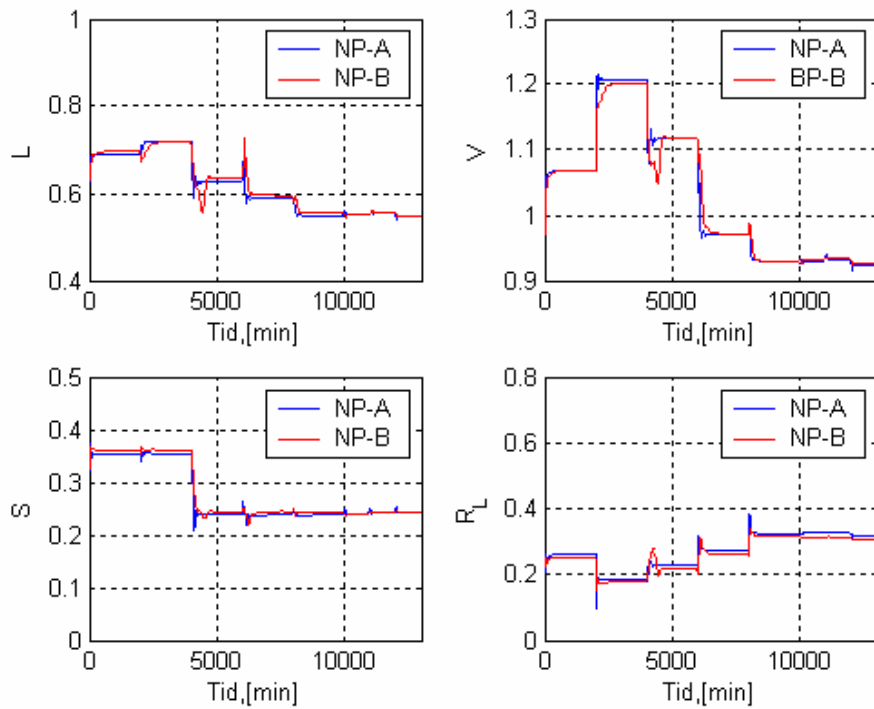
Figur A-6.5: Responsene til de regulerede variable ved NP-A og NP-B og DTS2 som regulert variabel. PI-regulering



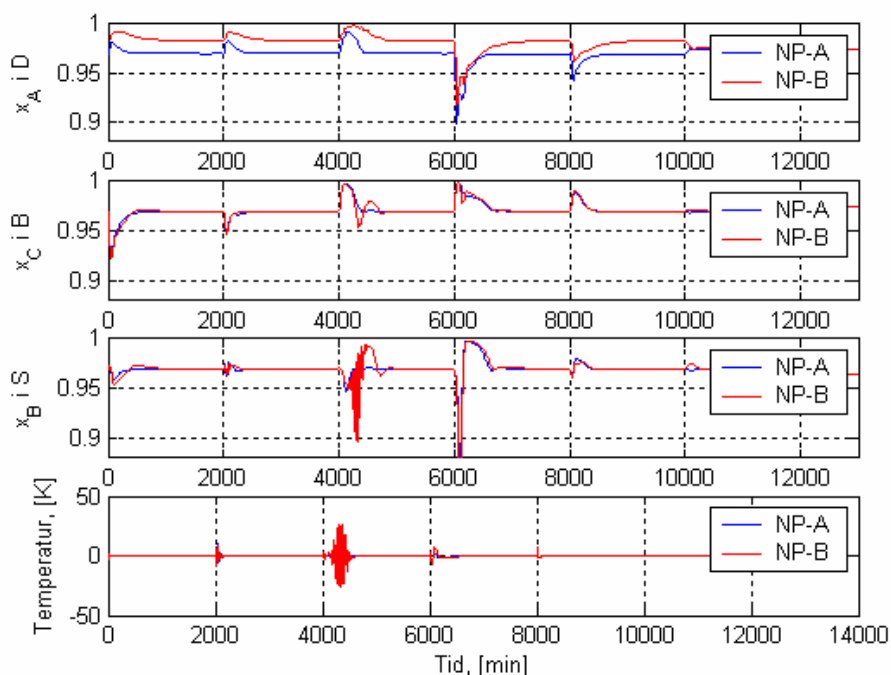
Figur A-6.6: Responsene til de pådragene ved NP-A og NP-B og DTS2 som regulert variabel. PI-regulering.



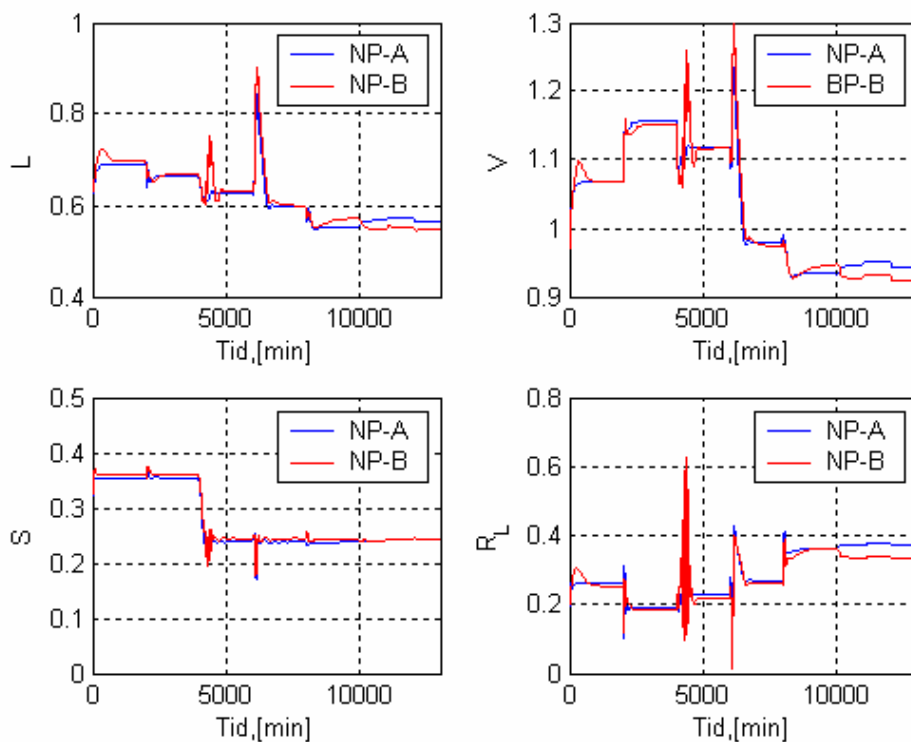
Figur A-6.7: Responsene til de regulerede variable ved NP-A og NP-B og DTS som reguleret variabel. MP\_regulering



Figur A-6.8: Responsene til de pådragene ved NP-A og NP-B og DTS som reguleret variabel. MP\_regulering



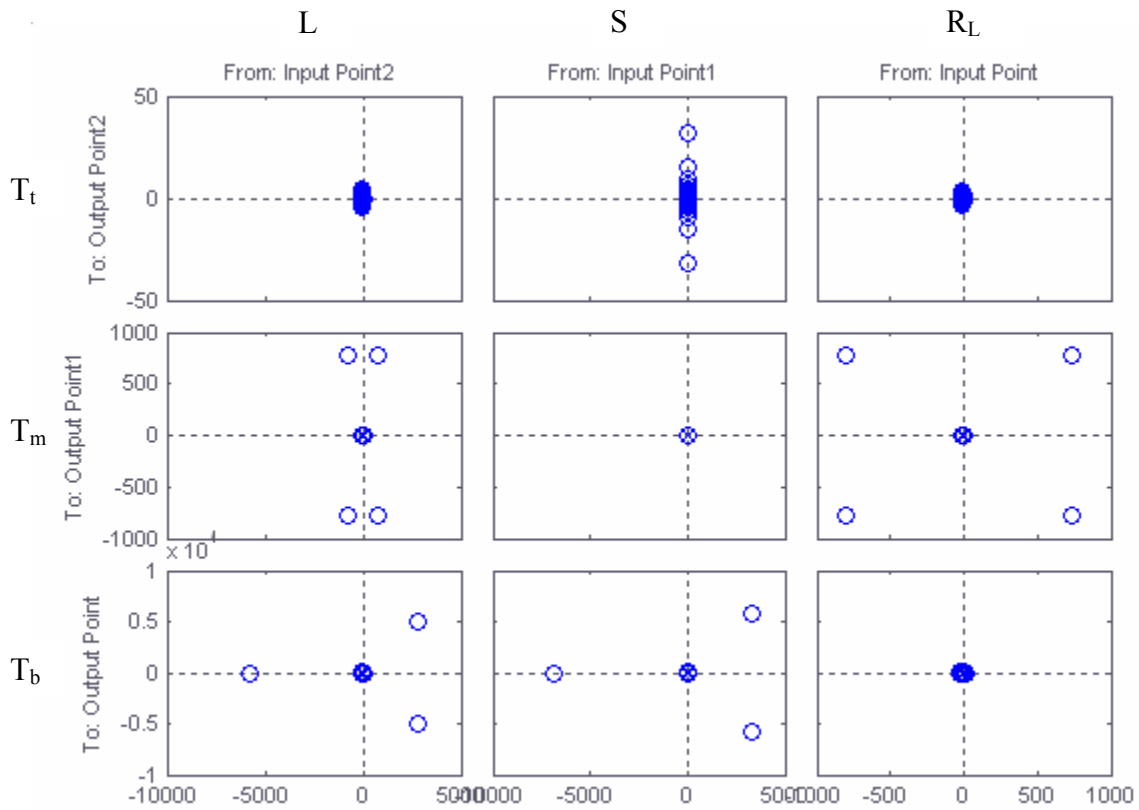
Figur A-6.9: Responsene til de regulerte variable ved NP-A og NP-B og DTS2 som regulert variabel. MP\_regulering



Figur A-6.10: Responsene til de pådragne ved NP-A og NP-B og DTS2 som regulert variabel. MP-regulering

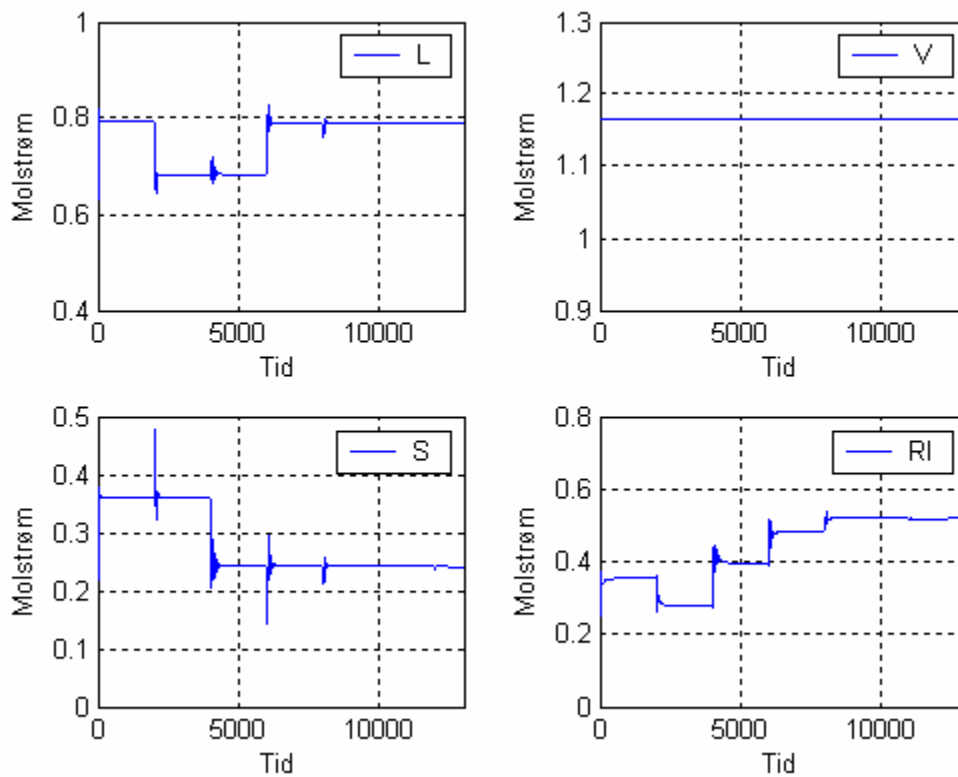
## Appendiks A-7: Dynamisk- Ss 3

### A-7.1: Poler og nullpunkter



Figur A-7.1: Poler (x) og nullpunkter (o) for Ss 3.

### A-7.2: Responser

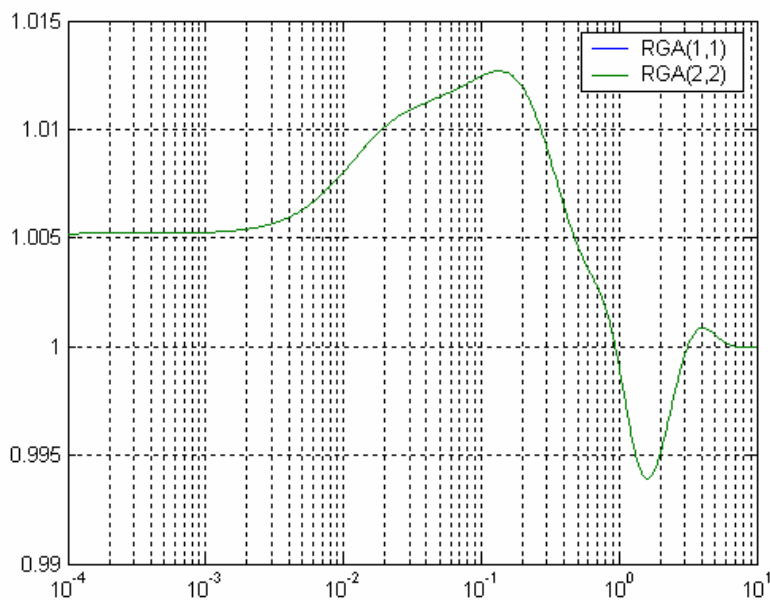


Figur A-7.2: Pådragsbruken ved Ss 3 pluss kaskade.



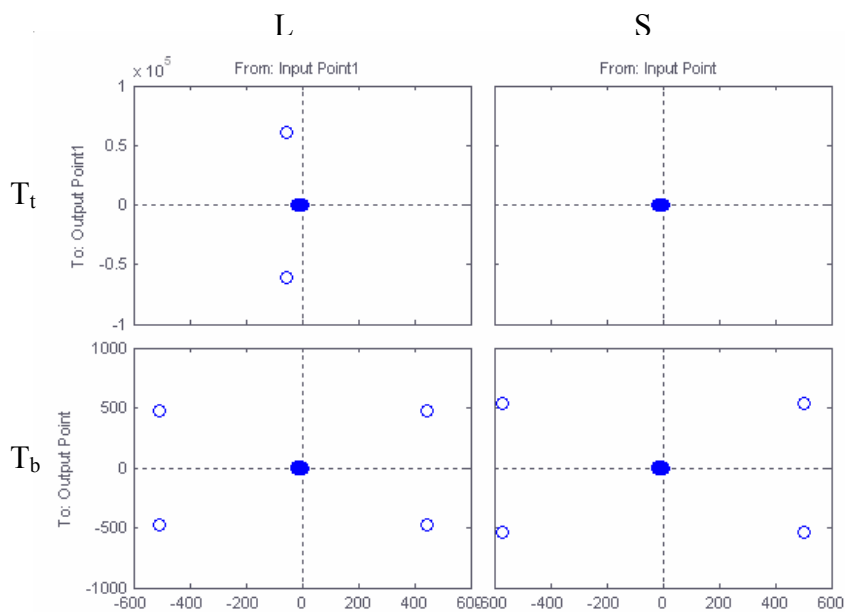
## Appendiks A-8: Dynamisk- Ss 5

### A-8.1: Frekvensavhengig RGA



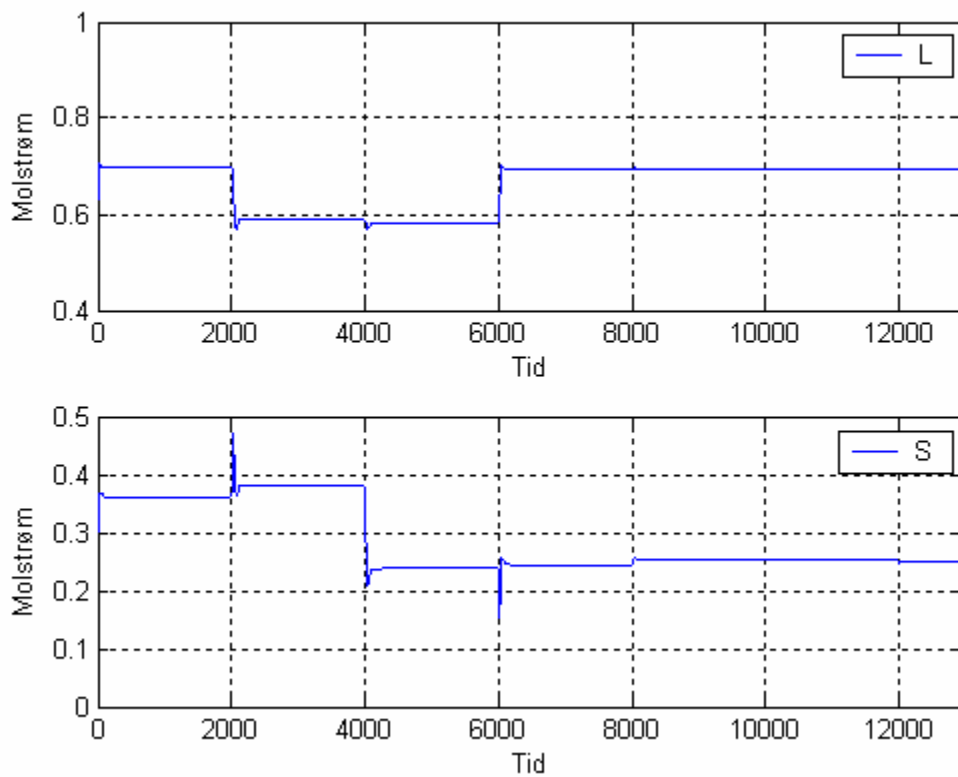
Figur A-8.1: Frekvensavhengig RGA

### A-8.2: Poler og nullpunkter



Figur A-8.2: Poler til Ss 5

### A-8.3: Responser



Figur A-8.3: Pådragsbruk i Ss 5 pluss kaskade