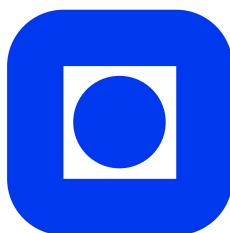


Prosjektoppgave høsten 2004

Modellbasert prediktiv  
regulering av en kontinuerlig  
binær destillasjonskolonne

av

Jørgen Kringen Johnsen



Institutt for teknisk kybernetikk  
Norges teknisk-naturvitenskapelige universitet  
7491 Trondheim  
Desember 2004



## Oppgavetekst

En komplett laboratorieskala destillasjonskolonne skal bygges ferdig og reguleres. Bygging av kolonnen og kalibrering av sensorer og aktuatorer gjøres sammen med Ingela Reppe. For basisregulering skal det brukes en LV-konfigurasjon, samt en indre temperturssløyfe med L som pådrag . Det skal lages en modell av kolonnen fra eksperimentelle data, og denne modellen skal brukes for å implementere en MPC på toppen av LV-regulatoren



## Forord

I april i år ble det lyst ut en sommerjobb med påfølgende prosjekt- og diplomoppgave innen destillering. Oppgaven ble kort beskrevet som å bygge og regulere et destillasjonsapparat. Jeg visste lite om emnet, men syntest det hørtes spennende ut. Etter å ha lest noen artikler om destillering og regulering av destillasjonsapparater bestemte jeg meg for å søke, og fikk tilslag.

Jeg syntest det hørtes morsomt ut å være med på et prosjekt hvor jeg skulle være med helt fra planlegging og innkjøp av deler sommeren 2004 til levering av det ferdige systemet sommeren 2005. Dette ga meg muligheten til å være med å bygge systemet, modellere det ved hjelp av systemidentifisering og til sist regulere det. At andre skal bruke hva jeg har vært med på å lage, økte også motivasjonen til å lage et så godt produkt som mulig.

Prosjektet finansieres av Statoil som vil gi destillasjonsapparatet i gave til Hammerfest videregående skole. Neste sommer fraktes kolonnen til Hammerfest hvor den skal brukes i undervisningen ved avdeling for kjemi- og prosessfag.

En stor takk rettes til min samarbeidspartner Ingela Reppe, min veileder professor Morten Hovd, og på institutt for kjemisk prosessteknologi professor Sigurd Skogestad og dr.ing. stipendiatet Jens Strandberg som har svart på mine spørsmål underveis.

Ingeniørene Jan Morten Roel og Odd Ivar Hovin på verkstedet fortjener en stor takk for å ha hjulpet mye med byggingen av stativet som apparaturen står i. Ingeniør Jan Ole Sundli ved elektronikk- og datatjenesten har vært svært behjelpelig ved innkjøp av I/O-moduler, og har bygd skap og annet som hører til den elektriske delen av apparaturen. Uten deres hjelp ville ikke kolonnen vært ferdigbygd enda.

Trondheim, 25.11.2004

JØRGEN KRINGEN JOHNSEN



## Sammendrag

En laboratorieskala kolonne for kontinuerlig destillering av en binær blanding av metanol og vann blir bygd. En enkel reguleringsløyfe blir brukt for å stabilisere temperatursvingninger i kolonnen, og det lages en eksperimentell modell av det stabiliserte systemet. Med den indre temperatursløyfen lukket, brukes en modellbasert prediktiv regulator for å regulere komposisjonen til destillat og bunnprodukt. Flere simuleringer blir presentert for å vise oppførselen til mpc-regulatoren, og regulatoren blir implementert i det eksperimentelle oppsettet. I eksperimentet blir både indre og ytre reguleringsløyfer kjørt gjennom programmet Labview på en enkel pc. Dette virker ikke som planlagt, regnetiden til mpc-regulatoren blir for stor til at regulatoren kan brukes i sin nåværende form. Det anbefales derfor å plassere mpc-regulatoren i en egen applikasjon som om nødvendig blir kjørt på en separat datamaskin.





# Innhold

<b>Oppgavetekst</b>	<b>i</b>
<b>Forord</b>	<b>iii</b>
<b>Sammendrag</b>	<b>v</b>
<b>Innhold</b>	<b>vii</b>
<b>1 Innledning</b>	<b>1</b>
1.1 Bakgrunn for oppgaven . . . . .	1
1.2 Hva er destillering . . . . .	1
1.2.1 Kontinuerlig destillering . . . . .	2
1.3 Oversikt over oppgaven . . . . .	2
<b>2 Beskrivelse av destillasjonssystemet</b>	<b>3</b>
2.1 Kolonnen . . . . .	3
2.2 Instrumentering . . . . .	6
2.2.1 Pådrag . . . . .	6
2.2.2 Sensorer . . . . .	6
2.2.3 Koblingsskap . . . . .	7
2.3 Regulering . . . . .	7
2.4 Kommentarer . . . . .	8
2.4.1 Nivåmåling i kokeren . . . . .	8
2.4.2 Puls-bredde modulering . . . . .	9
2.4.3 Kalibrering av sensorer og aktuatorer . . . . .	9

<b>3</b>	<b>Indre reguleringsløyer</b>	<b>11</b>
3.1	Temperaturregulering . . . . .	11
3.2	Nivåregulering . . . . .	13
<b>4</b>	<b>Identifisering av dynamisk modell</b>	<b>15</b>
4.1	Inn- og utganger . . . . .	15
4.2	Innhenting av data . . . . .	16
4.3	Identifisering av modell . . . . .	16
4.4	Diskusjon . . . . .	20
4.5	Kommentarer . . . . .	20
4.5.1	Identifisering av det åpne systemet . . . . .	20
4.5.2	Valg av pådragssignal . . . . .	21
4.5.3	Modellorden . . . . .	21
<b>5</b>	<b>Modell-prediktiv regulering</b>	<b>23</b>
5.1	Fra transferfunksjon til tilstandsromformulering . . . . .	23
5.2	MPC formulering . . . . .	24
5.3	Estimering av tilstander og modellbias . . . . .	26
5.4	Beregning av referanser og prioritering av beskrankninger . . . . .	27
5.5	Simuleringer . . . . .	30
5.6	Eksperimentelle resultater . . . . .	34
5.7	Diskusjon . . . . .	36
<b>6</b>	<b>Konklusjon</b>	<b>39</b>
6.1	Apparaturen . . . . .	39
6.2	Modellen . . . . .	39
6.3	Regulering . . . . .	39
6.4	Videre arbeid . . . . .	40
	<b>Referanser</b>	<b>41</b>
<b>A</b>	<b>Logaritmisk transformasjon</b>	<b>43</b>
<b>B</b>	<b>Driftsparametere</b>	<b>45</b>

# Kapittel 1

## Innledning

### 1.1 Bakgrunn for oppgaven

I vår ble NTNU kontaktet av Statoil for å se på muligheter for å bygge en destillasjonskolonne. Statoil ønsket en destillasjonskolonne i laboratorieskala for opplæring av fremtidige prosessoperatører, og ville la studenter bygge den. Institutt for prosess teknologi på NTNU ble kontaktet og det ble bestemt å la kolonnen være prosjekt- og diplomoppgaver, samt sommerjobb for to studenter, en fra institutt for teknisk kybernetikk og en fra institutt for prosess teknologi. Statoil ønsket å lage kolonnen nær opp mot hva som finnes på et virkelig prosessanlegg, det vil si at systemet så langt mulig skulle utstyres med instrumentering og regulering på lik linje med et fullskala destilleringstårn. Kolonnen skulle destillere to komponenter og kunne kjøres kontinuerlig. Det skulle brukes modell-prediktiv regulering av komposisjonen til begge komponentene, og lages en stasjonær komposisjonsestimator basert på temperaturmålinger. Etter litt diskusjon om egnede blandinger ble det enighet om å destillere vann og metanol. Vann og metanol er en ikke-azeotropisk blanding som er forholdsvis lett å separere og det er mulig å lage en god komposisjonsestimator basert på temperaturmålinger. Metanolproduksjon inngår også i virksomheten til Statoil.

### 1.2 Hva er destillering

Destillering er en prosess hvor en blanding av to eller flere produkter med ulike kokepunkt separeres ved at de mer flyktige produktene kokes ut av blandingen. Når en blanding av to væsker varmes opp, vil dampen som frigjøres ha en høyere konsentrasjon av det mer flyktige (lavere kokepunkt) materialet enn blandingen dampen kom fra. Motsatt, dersom damp blir avkjølt vil det mindre flyktige (høyere kokepunkt) materialet kondensere i en

større andel enn det mer flyktige materialet. Dette prinsippet gjør det mulig å separere to komponenter med ulik flyktighet.

Destillering er en gammel enhetsoperasjon som har blitt brukt siden antikken, ofte for å øke alkoholinnholdet i drikke. Dette var det primære formålet inntil starten av 1900-tallet, da destillering utviklet seg til å bli den fremste separasjonsteknikken i kjemisk prosessindustri. Denne utviklingen aksellererte når man fant ut at destillering var en effektiv måte å separere råolje til ulike produkter (Kister, 1992). Destillering er nå en svært viktig del av virksomheten til industribedrifter som Statoil, blant annet for fremstilling av ren metanol.

### 1.2.1 Kontinuerlig destillering

I en kontinuerlig destillasjonskolonne pumpes en fødeblanding kontinuerlig inn i kolonnen, i motsetning til batch-destillering hvor man pumper inn en gitt mengde fødeblanding før destilleringen starter. Det er skrevet mengder av artikler om kontinuerlig destillering, Skogestad (1997) har skrevet en oppsummering av modeller for og regulering av destillasjonssystemer. Det vil ikke bli gitt noen grundig gjennomgang av destilleringsteori og ulike reguleringskonfigurasjoner i denne oppgaven. Fokus vil være på modellering og regulering av apparaturen som har blitt bygd.

## 1.3 Oversikt over oppgaven

Prosjektet omfatter bygging, modellering og regulering av en kontinuerlig binær destillasjonskolonne for separering av metanol og vann. Destillasjonskolonnen blir bygd med tanke på en LV-regulator-konfigurasjon og både modellering og regulering er i tråd med hva som er industriell praksis. I kapittel 2 gis en oversikt over det ferdigbygde systemet og komponentene apparaturen består av. Videre lages i kapittel 3 tre indre reguleringsløyper for regulering av temperatur i øvre del av kolonnen og nivåer i koker og reflukstank. Systemet med de indre løyferne lukket modelleres eksperimentelt ved å påtrykke en serie med sprang på inngangene og tilpasse de målte dataene til første- og andreordens transferfunksjonsmodeller med dødtid. Identifiseringen diskuteres i kapittel 4. Deretter beskrives i kapittel 5 den modell-prediktive regulatoren. Et utvalg simuleringer blir vist og regulatoren forsøkes brukt på det eksperimentelle oppsettet. Regulatoren fungerer ikke etter planen på grunn av regnetid, slik regulatoren er implementert stopper de indre løyferne opp når mpc-regulatoren regner ut pådrag. Det blir forsøkt å redusere regnetiden til mpc-algoritmen, men det er ikke mulig å redusere den så mye at reguleringen går problemfritt. Mulige løsninger diskuteres og det anbefales å kjøre mpc og indre løyfer på to separate datamaskiner. I kapittel 6 oppsummeres hovedpunktene fra hvert kapittel i en konklusjon.

## Beskrivelse av destillasjonssystemet

Her beskrives komponentene som inngår i destillasjonssystemet og hva slags pådrag og målinger som er tilgjengelige. Det gis også en kort beskrivelse av regulatorkonfigurasjonen.

### 2.1 Kolonnen

Figur 2.1 på neste side viser et bilde av destillasjonskolonnen, mens figur 2.2 på siden etter viser en skisse av hvordan systemet er bygd opp. I tabell 2.1 er dimensjonene oppsummert.

Hovedkomponentene til kolonnen er to kolonneseksjoner som er fylt med ustrukturert pakking av type 6mm Raschig-ringer.

Kolonnen er tilkoblet en motstrøms vertikal kjøler. Den metanolrike dampen føres i rør fra toppen av kolonnen til kjøleren, hvor den kondenserer og renner videre til reflukstanken. Fra reflukstanken er det to utløp, ett for destillatprodukt og ett for refluks. Ratene bli bestemt av pumper på respektive utløp. Reflukstanken har kontinuerlig nivåmåling i tillegg til se-glass.

Dampen genereres i kokeren som blir varmet opp av fire termoelement med samlet effekt på 3kW. Fra kokeren pumpes bunnproduktet gjennom et utløp til bunnprodukttanken. Et deksel av plexiglass beskytter kokeren fra eventuelle spark eller fallende gjenstander.

Fødeblandingen av metanol og vann pumpes fra fødetanken til fødeseksjonen litt under midten av kolonnen.

Det er én fødetank og produkttanker for bunnprodukt og destillat. Tankene er i rustfritt stål og rommer 25 liter hver, som er nok til omtrent 7 timers kontinuerlig kjøring. Alle tankene kan romme hele forsøkets væskevolum og det er derfor ikke behov for nivåregulering i noen av tankene. Tankene har se-glass for visuell inspeksjon av nivå.

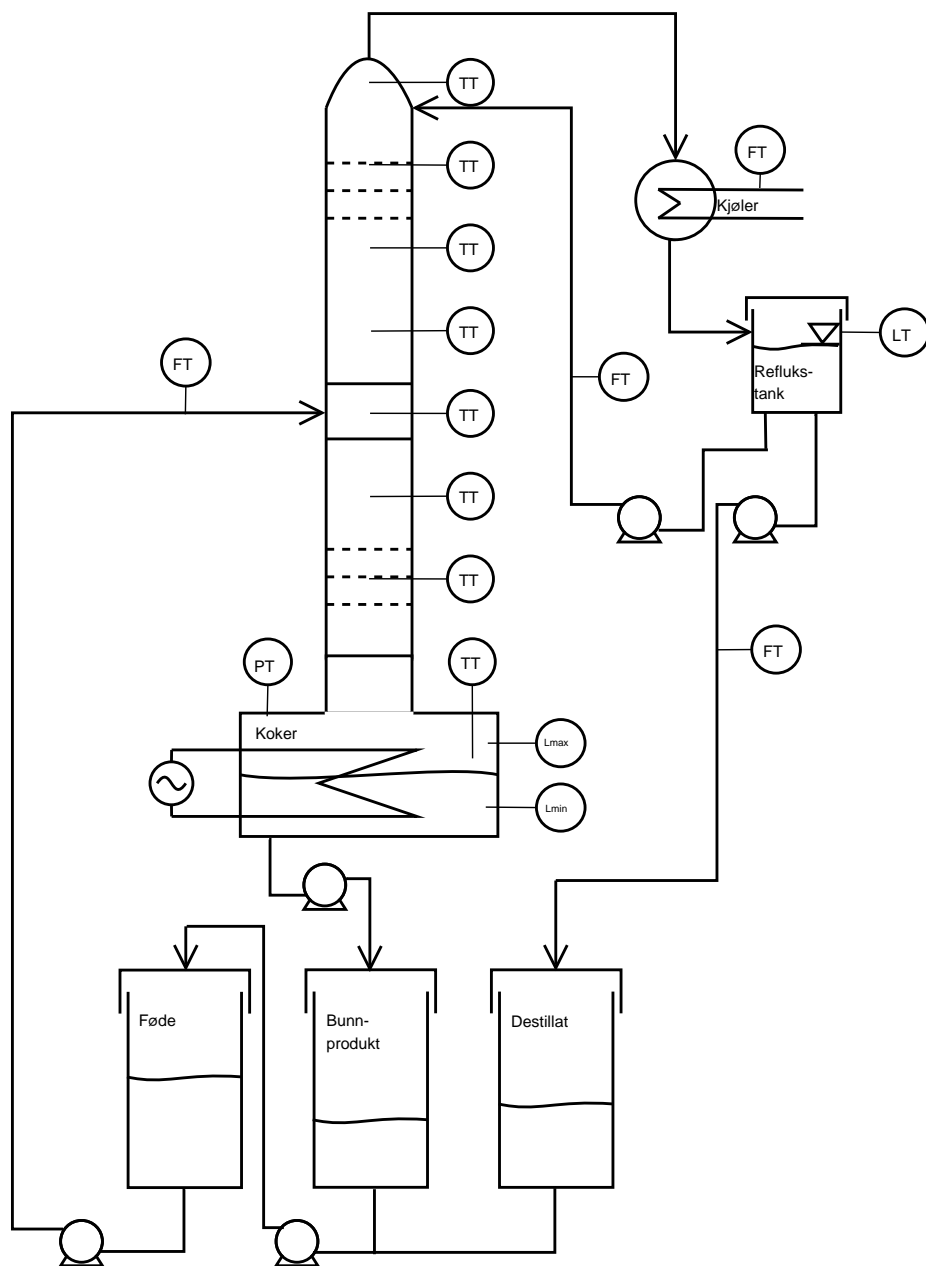
En manuelt styrt pumpe overfører væske fra produkttankene til fødetanken etter forsøkets slutt. Systemet er dermed lukket og dette reduserer mulighetene for søl. Det er montert treveis ventiler på kondensatet og bunnproduktet for å ta ut prøver (ikke inntegnet i figur 2.2). Alt utstyr er montert i en apparaturramme av aluminium som kan flyttes som en enhet. Rammen har tilkoblinger for kjølevann og nettspenning.

Tabell 2.1: Dimensjoner

Materiale:	Glass
Høyde:	250cm
Diameter:	50mm i.d.
Kondensator:	0.3m <sup>2</sup> kjøleflate
Kokereffekt:	3kW
Kokervolum:	6l
Volum produkttanker:	25l
Apparaturramme:	120x125x285cm (lxbxh)



Figur 2.1: Bilde av destillasjonskolonnen.



Figur 2.2: Destillasjonskolonne med aktuatorer og måleinstrument inntegnet.

## 2.2 Instrumentering

### 2.2.1 Pådrag

Det er i alt fem pumper og fire varmeelementer knyttet til kolonnen som pådrag. Tabell 2.2 gir en oversikt over pådragene.

**Tabell 2.2:** Oversikt over pådrag

Fødepumpe:	turtallstyrt pumpe fra fødetank til kolonnen.
Reflukspumpe:	turtallstyrt pumpe fra reflukstank til kolonnen.
Bunnproduktpumpe:	av/på pumpe fra koker til bunnprodukttank.
Destillatpumpe:	av/på pumpe fra reflukstank til destillattank.
Resirkulasjonspumpe:	manuelt styrt pumpe fra destillat- og bunnprodukttanker til fødetanken.
Varmeelement	fire reléstyrte elementer på tilsammen 3kW

Føde- og reflukspumpene har 4-20mA innganger for å styre turtall.

Destillatpumpa er tilkoblet et relé og det brukes en puls-bredde modulator for å kjøre pumpa på lavere gjennomsnittshastighet. Bunnproduktpumpa er også tilkoblet et relé, men bruker ikke puls-bredde modulering.

Resirkulasjonspumpen styres manuelt av to brytere plassert på koblingsskapet, og brukes for å flytte produktvæsken tilbake til fødetanken etter forsøkets slutt og før et nytt forsøk begynner.

Varmeelementene er motstandstråder viklet rundt en glasstav. Tilsammen kan de fire varmeelementene yte 3kW, to av elementene tåler 500W, mens de to andre tåler 1000W hver. Elementene er koblet til relé med nettspenning og for styring av tilført effekt til kokeren brukes puls-bredde modulering.

Puls-bredde generatoren som brukes for varmeelementene og destillatpumpa er implementert i programvare med en periodetid på to sekunder og tjue nivå (minste pulsbredde er ett tidels sekund).

### 2.2.2 Sensorer

Femten sensorer tar målinger fra systemet, en oversikt over målinger er gitt i tabell 2.3.

Det er åtte PT-100 temperatursensorer montert i kolonnen for å gi en temperaturprofil. I kokeren er det flens for tilkobling av et PT-100 element, mens de syv resterende elementene er tredd inn i kolonnen gjennom et hull i toppen av kolonnen og et hull i fødeseksjonen.



**Tabell 2.3:** Oversikt over målinger

Temperatur:	åtte temperatursensorer plassert fra kokeren og oppover til toppen av kolonnen.
Trykkmåler:	for trykkmåling nederst i kokeren.
IR-sensorer:	to infrarøde sensorer for detektering av maks/min nivå i kokeren.
Nivåmåler:	i reflukstanken.
Strømningsmålere:	plassert på føde-, refluks- og destillatstrøm og kjølevannsstrøm.

Disse elementene er ikke skrudd fast, men sitter fast i pakkingen slik at de ikke beveger seg.

I øvre del av kokeren er det montert en trykkmåler som måler overtrykket inni kokeren. Siden reflukstanken i andre enden av kolonnen er åpen til luft blir overtrykket lik trykkfallet over kolonnen så lenge kjøleren ikke fylles med kondensert væske.

En kapasitiv målestav er montert i reflukstanken for kontinuerlig nivåmåling. I kokeren er det plassert to optiske sensorer for å detektere maksimums- og minimumsnivå.

Tre strømningsmålere er brukt for å måle føde-, refluks- og destillatstrøm. Det er også en strømningsmåler på kjølevannsstrømmen.

### 2.2.3 Koblingsskap

Alle pådrags- og målesignal samles i et koblingsskap montert i apparaturrammen. Hovedstrømmen er tilkoblet koblingsskapet. I skapet er det montert hovedsikring og sikringer på hvert relé, jordfeilbryter og relé for å skru av og på varmeelementene og destillat- og bunnproduktpumpene. På skapdøra er det montert hovedbryter og bryter for resirkulasjonspumpa. En nødstopper er montert i serie med hovedstrømmen før koblingsskapet.

For kommunikasjon med datamaskin og programvare er det brukt Fieldpoint I/O moduler fra National Instruments. Det er brukt tre I/O moduler: analog inn, analog ut og en rtd-modul for tilkobling av PT-100 elementer. Alle modulene har åtte kanaler. De tre modulene er koblet til en mastermodul som kommuniserer med datamaskinen via seriellporten. Modulene er montert i koblingsskapet.

## 2.3 Regulering

Det er satt opp tre indre reguleringsløyper.

Refluksen brukes for å regulere temperaturen i midten av øverste kolonneseksjon. Komposisjonen av dampen varierer med temperaturen, og refluksen regulerer dermed kom-

posisjonen midt i den øverste kolonneseksjonen. Nivået i reflukstanken reguleres med destillatstrømmen og nivået i kokeren reguleres med bunnproduktstrømmen.

En ytre reguleringsløyfe regulerer komposisjonen av bunnprodukt og destillat. Komposisjonen av bunnproduktet og destillatet estimeres fra temperaturmålinger i kolonnen. Disse komposisjonsestimatene brukes av en modell-prediktiv regulator som regner ut varmetilførsel til kokeren og referansetemperatur til den indre reflukssløyfa, for slik å regulere komposisjonen av destillat og bunnprodukt.

Kort oppsummert er det tre indre sløyfer: nivået i kokeren med bunnprodukt som pådrag, nivået i reflukstanken med destillat som pådrag og temperaturen midt i øvre seksjon med reflux som pådrag. Utenfor dette er en ytre sløyfe hvor en mpc-regulator regulerer komposisjonen av destillat og bunnprodukt ved å endre kokereffekten og referansetemperatur for den indre temperatursløyfa.

Implementering av regulatorene, visualisering av målinger og brukergrensesnitt er gjort i LabView. MPC-algoritmen er skrevet i et matlabskript og kalles ved hvert tidsskritt fra LabView.

## 2.4 Kommentarer

### 2.4.1 Nivåmåling i kokeren

Etter å ha prøvekjørt kolonnen viste det seg at de infrarøde sensorene for maksimums- og minimumsnivå i kokeren ikke kunne brukes. De detekterte overflaten av vannet, men kunne ikke brukes for å se om nivået var over eller under sensoren. Om nivået for eksempel steg opp og tangerte maksimumsnivå for så å synke igjen, ville det ikke være mulig å si noe om væsknivået.

Det ble vurdert å tilsette fargestoff til den fargeløse metanol/vann-blandingen. Problemet med de tilsetningsstoffene som ble vurdert var at de satte av farge, og etter litt tid ville kokeren bli så farget at ir-sensorene likevel ikke ville kunne skille mellom væske og luft. Indre rengjøring av kokereren er upraktisk, kolonnen må demonteres for å komme til der hvor ir-sensorene er montert.

Det har blitt bestilt en trykkmåler som skal brukes til nivåmåling i kokeren isteden for ir-sensorene. Dette vil gi kontinuerlig nivåmåling, og kokernivået vil kunne reguleres på samme måte som i reflukstanken. Inntil trykkmåleren kommer, må kokernivået reguleres manuelt.

### 2.4.2 Puls-bredde modulering

Puls-bredde modulering (pwm) er en vanlig måte å styre et signals gjennomsnittsverdi. Puls-bredde modulering kan gjøres i hardware eller i programvare, og blant annet National Instruments tilbyr pwm-moduler blant sine Fieldpoint produkter. I stedet for å kjøpe slike moduler, ble det valgt å implementere puls-bredde modulering i programvare. Begrensningene ble da hvor fort man kan oppdatere utgangssignalene. Den raskeste oppdateringshastigheten til I/O-modulene er hvert tidels sekund, og for å få et tilstrekkelig antall nivåer ble periodetiden satt til to sekund, som gir tjue nivåer på utgangene. For å kjøre varmelementene i kokeren på halv effekt, står da elementene på i ett sekund og av i ett sekund, på i ett sekund og av i ett sekund osv.

Dynamikken til varmelementene er rask nok til at man kan se elementene skrus av og på. Dynamikken til oppkoket og kolonnen er derimot vesentlig langsommere, og svingningene i kokereffekten er ikke synlige i temperaturmålingene.

Svingningene er tydeligere på destillatpumpa, som også er puls-bredde modulert. Destillatstrømmen blir stående å pulsere, men siden destillatet pumpes direkte til destillattanken har ikke dette noen innvirkning på systemet.

Om det hadde vært et problem kunne man brukt en tyristor for effektstyring eller en turtallsstyrt pumpe istedet for av/på pumpen som brukes, slik som for føde- og refluks-pumpene. En turtallsstyrt koster vesentlig mer enn en av/på pumpe (av/på pumpene som brukes koster ca. 3000kr/stk, mens de turtallsstyrte pumpene koster ca. 15000kr/stk). Derfor har det blitt brukt av/på pumpe og puls-bredde modulering på destillatet. Dette er også tenkt brukt på bunnproduktet når nivåmåling i kokeren blir tilgjengelig.

### 2.4.3 Kalibrering av sensorer og aktuatorer

Før de ulike sensorene kan brukes må signalene fra sensorene og til aktuatorene, typisk et 4-20mA strømsignal eller for PT-100 elementene en motstandsverdi, kalibreres og skaleres. Temperatursensorene ble kalibrert i vann- og isbad og en lineær sammenheng mellom målt motstand og temperatur ble funnet ved minste kvadraters metode. Pumpene og strømningsmålerene ble kalibrert ved å pumpe væsken i et tidsintervall til en målesylinder og bruke en lineær sammenheng mellom gjennomsnittstrømningen og pådrags-/målesignalet. Trykkmåleren ble bare skalert ved å anta lineær sammenheng mellom det oppgitte måleområdet på 0-40mBar og 4-20mA strømsignalet. Alle skaleringsfaktorene er gitt i tillegg B, tabell B.2.



## Indre reguleringsløyfer

Destillasjonssystemet har fire variable som må reguleres: Nivå i kokeren, nivå i reflukstanken og komposisjon i bunnen og toppen av kolonna. Nivået i kokeren reguleres manuelt med bunnproduktpumpa inntil nivåmåling kommer på plass. Nivået i reflukspumpa reguleres av en proporsjonalregulator med destillatstrømmen som pådrag. En PI-sløyfe regulerer temperaturen i midten av øverste kolonneseksjon med refluksstrømmen som pådrag. Komposisjonen reguleres av en modell-prediktiv regulator i en ytre reguleringsløyfe. Det brukes en total kondenser og trykket blir derfor ikke en direkte regulerbar variabel, slik det kan være i andre destillasjonssystemer.

Dette oppsettet kalles en LV-konfigurasjon (refluks L og oppkok V som frie variable) med en indre temperatursløyfe med L som pådrag.

### 3.1 Temperaturregulering

Hensikten med den indre temperatursløyfa er å dempe temperatursvingninger i kolonnen. I det åpne systemet vil temperaturprofilen bli stående å svinge, selv med konstante pådrag. Temperaturtilbakekoblingen begrenser denne svingningen og gjør det lettere å regulere systemet med MPC.

To ting kan gjøre det vanskelig å koble MPC direkte på det åpne systemet. (1) Det er vanskeligere å få en god modell av det åpne systemet enn det stabiliserte systemet og (2) en MPC trenger noe tid på å regne ut det optimale pådraget. Mens PI-regulatoren bare begrenses av samplingsfrekvensen, begrenses en MPC av regnetid. PI-sløyfene kan dermed kjøres vesentlig raskere enn mpc-sløyfene. Det er også en sikkerhet i å ha indre PI-sløyfer på plass om de ytre sløyfene skulle falle ut av forskjellige grunner.

Ved design av den indre temperatursløyfen er det to tilgjengelige pådrag, refluksstrømmen

og oppkoket fra kokeren, og sju temperaturmålinger i kolonnen. Det er ønskelig med hurtig dynamikk, og dynamikken fra refluksstrøm til temperaturendringer i øverste kolonneseksjon er raskere enn den fra oppkok til temperaturendringer i nederste kolonneseksjon (dette er ikke gitt, i mange større anlegg er det motsatt). Derfor velges det å regulere temperaturen i øverste kolonneseksjon med refluksstrømmen som pådrag.

Temperaturen øverst i kolonna er lite sensitiv til endringer i refluksstrømmen. Metanolkonsentrasjonen (og dermed temperaturen) i toppen vil variere lite, og først etter noe tid, selv om refluksstrømmen varierer relativt mye. Temperaturen svinger mer lenger ned i kolonnen, og derfor brukes en temperatursensor plassert omtrent midt i øverste kolonneseksjon som tilbakekobling til PI-regulatoren.

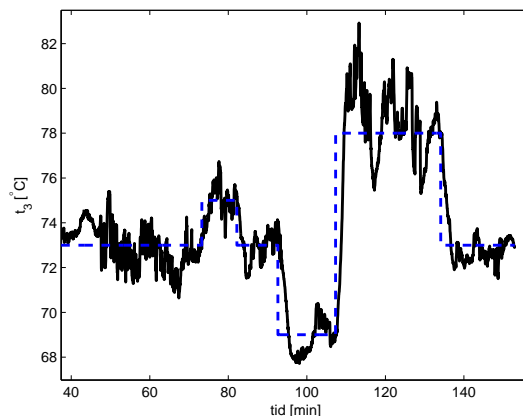
Systemets forsterkning mellom refluksstrøm og temperatur varierer ved ulike driftsbetingelser. Det vil si at en PI-regulator som er innstilt for, og har en brukbar respons ved små avvik fra en referansetemperatur på for eksempel  $70^{\circ}\text{C}$ , vil ha for stor forsterkning ved små avvik fra en referansetemperatur på  $75^{\circ}\text{C}$ . Dette skaper store svingninger og dårlig regulATORYTelse om det ikke kompenseres for.

I (Skogestad og Morari, 1988) og (Mejdell og Skogestad, 1991) er det vist hvordan den logaritmiske transformasjonen

$$L_{\theta_i} = \ln \left( \frac{\theta_i - T_L}{T_H - \theta_i} \right), \quad (3.1)$$

demper driftsbetingelsenes påvirkning på forsterkningen. Her er  $\theta_i$  målt temperatur,  $T_L$  er kokepunktet til den lette komponenten (metanol) og  $T_H$  kokepunkter til den tunge komponenten (vann).  $L_{\theta_i}$  kalles den logaritmiske temperaturen. I tillegg A er det gitt en utledning av den lineariserende effekten til denne logaritmiske transformasjonen. Transformasjonen brukes i den indre temperatursløyfa, og PI-regulatoren regulerer den logaritmiske temperaturen.

I figur 3.1 er responsen til den regulerede temperaturen vist ved sprang av ulike størrelser i referansetemperaturen. Regulatorparametere er gitt i tillegg B, tabell B.3. Responsen viser at temperatursløyfen er underdempet ved store sprang, mens ved mindre sprang rundt  $73^{\circ}\text{C}$  er transienten kortere og mindre i verdi. Den logaritmiske temperaturtransformasjonen er ikke en eksakt linearisering, men en tilnærming. Blant annet antas konstant relativ flyktighet i utledningen, og dette er ikke tilfelle for metanol og vann. Det vil si at ved store sprang blir ulineære effekter mer gjeldende, som er med på å forklare forskjellen i responsene ved store og små sprang. Likevel kunne nok transientene vært mer dempet med andre verdier for regulatorparameterene.



**Figur 3.1:** Sprangresponser for regulert temperatur  $t_3$ . Heltrukken linje: målt temperatur; stiplet linje: referansetemperatur.

## 3.2 Nivåregulering

I reflukstanken reguleres nivået ved å pumpe ut destillat. Nivået har ingen innvirkning på ytelsen til systemet, men må reguleres for å unngå overfylling av tanken. I systemer hvor destillatet sendes videre til andre prosessenheter kan det være ønskelig med en jevn destillatstrøm uten pulseringer. Dette er ikke viktig her, hvor destillatet pumpes direkte til en oppsamlingstank. Reguleringsproblemet er med andre ord enkelt og stiller ingen andre krav til ytelse enn å unngå overfylling.

For nivåregulering brukes en proporsjonalregulator, og referansenivået holdes konstant. Reflukstanken har et stort volum (ca 2L), derfor bør referansenivået holdes lavt for å unngå lange tidskonstanter for utskiftning av væsken i tanken.

Kokeren har ingen nivåmåling, og reguleres derfor manuelt ved å starte/stoppe bunnprodukt-pumpa.





# Kapittel 4

## Identifisering av dynamisk modell

Det trengs en dynamisk modell av systemet for bruk i den modell-prediktive regulatoren. Her beskrives det hvordan en dynamisk modell av destillasjonssystemet ble funnet eksperimentelt ved hjelp av systemidentifikasjon. Først defineres inn- og utganger. Deretter vises det hvordan systemet ble eksitert for å få inngangs- og utgangsdata for identifisering av modellen. Den identifiserte modellen blir presentert og diskutert. For en grundig gjennomgang av systemidentifisering vises til (Ljung, 1999).

### 4.1 Inn- og utganger

Inngangene til systemet som modelleres er kokereffekt og referansetemperatur til den indre temperatursløyfa (se avsnitt 2.3). Føderaten inkluderes som en kjent forstyrrelse.

MPC-regulatoren brukes for å regulere to utganger, komposisjon av destillat og komposisjon av bunnprodukt. Disse utgangene måles ikke direkte, men estimeres fra temperaturmålinger. På samme måte som for den indre temperatursløyfa, og som anbefalt i (Mejdell og Skogestad, 1991) brukes logaritmisk transformerte temperaturer som utganger. Komposisjonsestimatet er tilnærmet lineært i de logaritmisk transformerte temperaturene og reguleringen blir mindre avhengig av driftstilstander. Som regulerte utganger brukes de gjennomsnittelige logaritmiske temperaturene  $\bar{L}_{\theta t}$  og  $\bar{L}_{\theta b}$  hvor

$$\bar{L}_{\theta t} = \frac{1}{3} \sum_{i=1}^3 \ln \left( \frac{\theta_i - T_L}{T_H - \theta_i} \right) \quad (4.1)$$

$$\bar{L}_{\theta b} = \frac{1}{2} \sum_{i=1}^2 \ln \left( \frac{\theta_i - T_L}{T_H - \theta_i} \right). \quad (4.2)$$

$\bar{L}_{\theta t}$  og  $\bar{L}_{\theta b}$  er utgangene for henholdsvis toppseksjonen og bunnseksjonen av kolonnen.  $\theta_i$ ,  $T_L$  og  $T_H$  er som før henholdsvis temperaturmåling  $i$ , kokepunktet til metanol og kokepunktet til vann.

Det er fire temperatursensorer i den øverste kolonneseksjonen, for  $\bar{L}_{\theta t}$  brukes de tre nederste av disse som  $\theta_i$ . I den nedre kolonneseksjonen er det tre temperatursensorer. Den øverste av disse er ikke gunstig å bruke siden den påvirkes mye av underkjølt føde som pumpes inn. Derfor er det for  $\bar{L}_{\theta b}$  bare de to nederste kolonnetemperaturene som brukes.

Kokepunktene  $T_L$  og  $T_H$  er avhengige av trykket i kolonnen. For å få trykk-korrigerer brukes den målte temperaturen øverst i kolonnen som  $T_L$ .

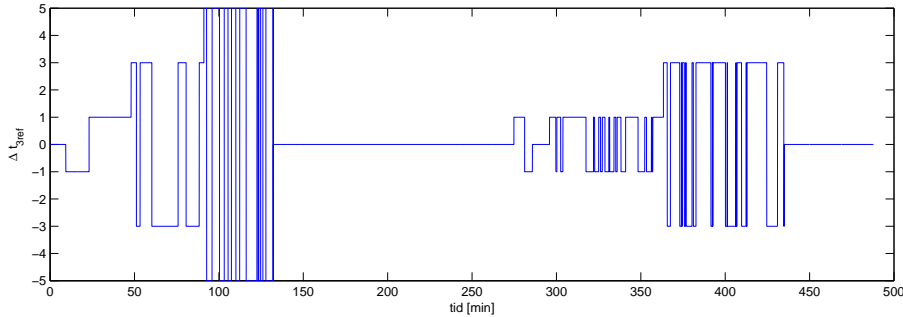
Temperaturen i kokeren måles med en annen type temperatursensor enn de øvrige temperaturene, og har mer støy. Derfor brukes isteden en konstant  $T_H = 100^\circ\text{C}$ . Dette har liten innvirkning på  $\bar{L}_{\theta t}$  hvor temperaturene ligger nær  $T_L$ , mens  $\bar{L}_{\theta b}$  får mindre korrigerer for trykkvariasjoner. Dette vil medføre at den stasjonære utgangen nederst i kolonnen vil kunne variere noe avhengig av om det er lav- eller høytrykk. Et annet alternativ ville vært å bruke temperaturen nederst i kolonnen som  $T_H$ , men da ville det vært kun en temperatursensor tilbake, og man ville mistet den støyreducerende effekten av å ta et gjennomsnitt.

## 4.2 Innhenting av data

Data ble samlet ved å kjøre systemet sammenhengende i ca 8 timer. Systemet ble først kjørt til en likevektsposisjon (eller så nærme det var mulig å komme). Deretter ble de tre inngangene perturbert en etter en ved å bruke et PRB-signal (Pseudo Random Binary Signal). Et PRB-signal veksler mellom  $+U$  og  $-U$  med sannsynlighet  $p$  ved hvert tidskritt. Ved å sette  $p$  tilstrekkelig lav, holdes pådraget konstant lenge nok til at man kan se den stasjonære effekten av pådraget på målingene. Alle inngangene ble perturbert både individuelt og samtidig med ulike amplituder  $U$ . Som et eksempel på PRB-signal er det i figur 4.1 vist hvordan  $\Delta t_{3ref} = u_1$ , perturberingen i referansetemperatur, varierer over tid. I de områdene hvor  $u_1$  er null, eksiteres andre innganger.

## 4.3 Identifisering av modell

Systemet som skal modelleres har to innganger; kokereffekt og referansetemperatur, og to utganger; log temperatur i toppen og bunnen av kolonnen. I tillegg tas føderaten med som en kjent forstyrrelse. Dette skal tilpasses en transferfunksjonmodell



**Figur 4.1:** Eksempel på PRB-signal: Perturberinger i inngangen  $u_1$  brukt ved identifisering.

$$\underbrace{\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix}}_y = \underbrace{\begin{bmatrix} h_{11}(s) & h_{12}(s) \\ h_{21}(s) & h_{22}(s) \end{bmatrix}}_{H(s)} \underbrace{\begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix}}_u + \underbrace{\begin{bmatrix} g_{1d}(s) \\ g_{2d}(s) \end{bmatrix}}_{G(s)} d, \quad (4.3)$$

hvor  $h_{ij}$  og  $g_{ij}$  er transferfunksjoner av lav orden med tidsforsinkelse.

En mulig tilpasning av data til modellen ovenfor er å minimalisere estimeringsavviket

$$\min_{\eta} \left\{ \int_{t=0}^{t_f} \|y(\tau) - y^*(\tau)\| d\tau \right\} \quad (4.4)$$

med hensyn til systemligningen (4.3). Her  $\eta$  er en vektor med alle ukjente parametere i systemligningen,  $y^*$  er de målte utgangene og  $u$  og  $d$  er kjent.

På grunn av den ikke rasjonale tidsforsinkelsen i  $h_{ij}$  og  $g_{ij}$  er dette et ulineært optimaliseringsproblem. En tilnærming er å approksimere tidsforsinkelsene ved å bruke Padé-approksimasjoner. Matlab har også funksjoner for å løse ulineære optimaliseringsproblemer med betingelser.

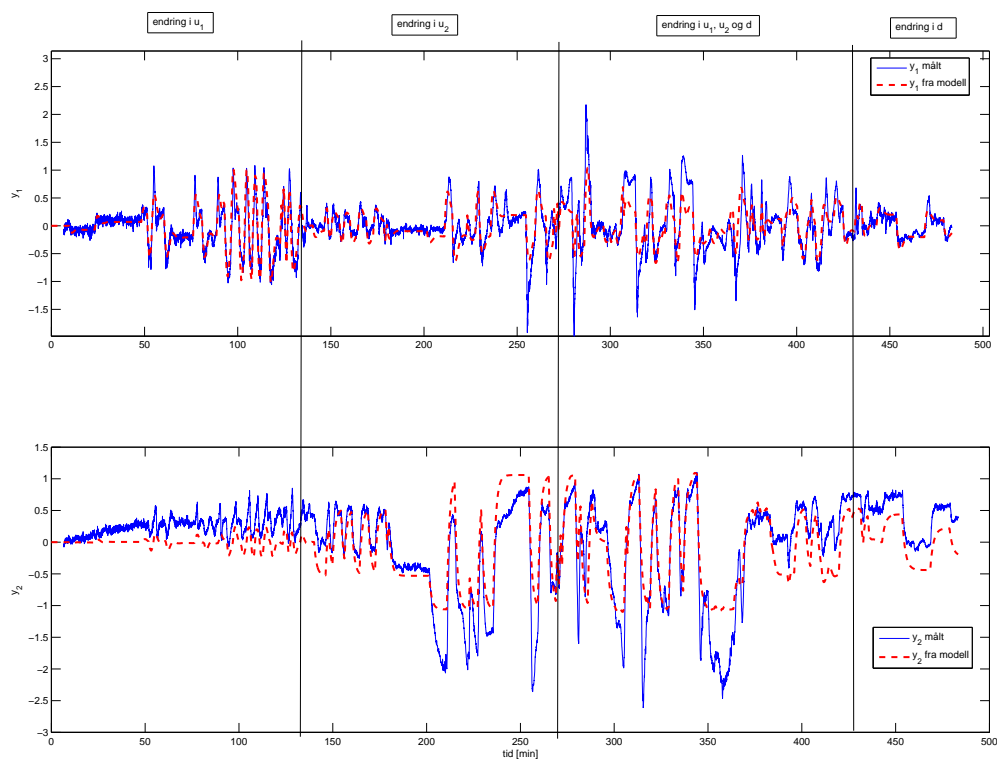
System Identification Toolbox (versjon 6.0.1) skrevet av Lennart Ljung har mulighet for å tilpasse prosessmodeller med tidsforsinkelse til inngangs- og utgangsdata. Brukeren må oppgi hvor mange poler og nullpunkt modellen skal ha, og en øvre grense på tidsforsinkelsen. Deretter løses en ekvivalent av problemet i (4.4) gitt samplede inn- og utgangsdata og de nevnte parameterene. Denne fremgangsmåten ble valgt, på grunn av sin enkelhet, når systemet skulle identifiseres.

Den tilpassede prosessmodellen fra System Identification Toolbox ble

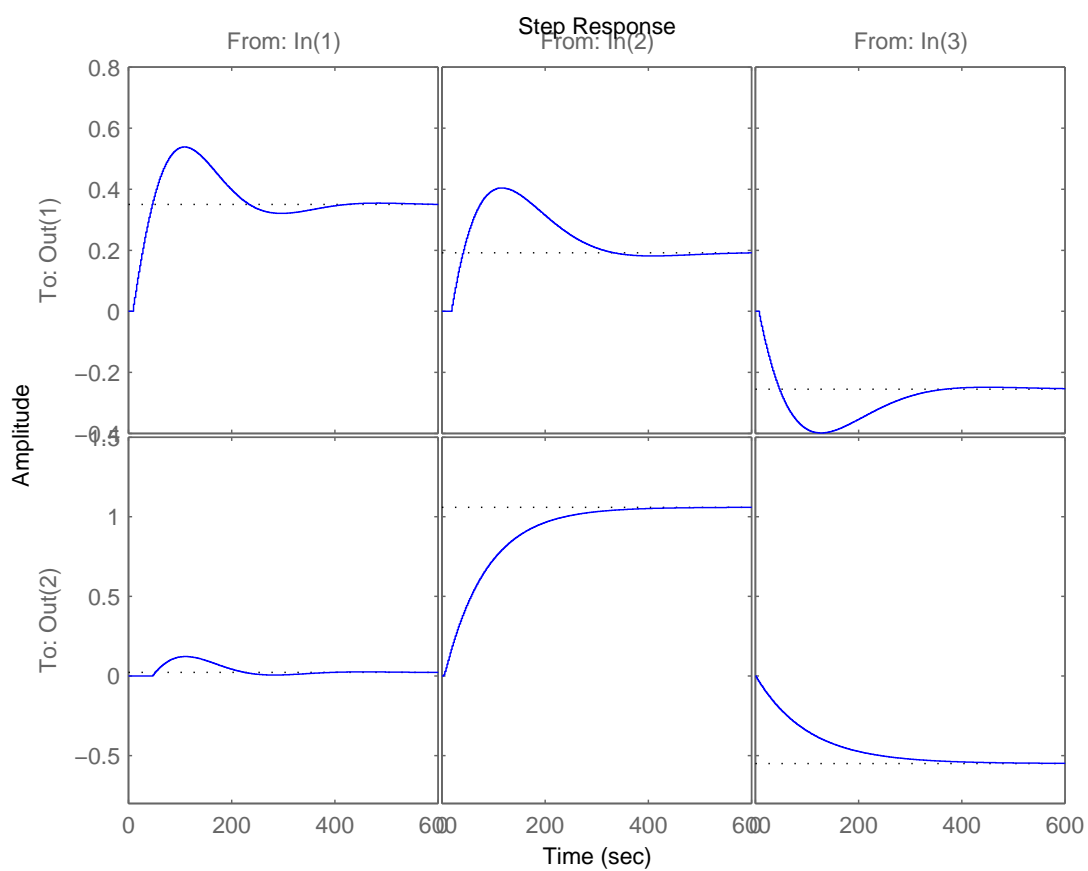
$$\begin{bmatrix} y_1 \\ y_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.07(1+86.2s)e^{-8s}}{1+2\cdot 0.51\cdot 51.4s+(51.4s)^2} & \frac{0.96(1+242.5s)e^{-18s}}{1+2\cdot 0.69\cdot 67.1s+(67.1s)^2} \\ \frac{0.0046(1+418.3s)e^{-46s}}{1+2\cdot 0.49\cdot 47.8s+(47.8s)^2} & \frac{5.3e^{-2s}}{1+2\cdot 3.2\cdot 13.0s+(13.0s)^2} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1 \\ u_2 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{-0.51(1+174.0s)e^{-6s}}{1+2\cdot 0.71\cdot 72.2s+(72.2s)^2} \\ \frac{-1.1}{1+100.7s} \end{bmatrix} d. \quad (4.5)$$

Alle variable er avviksvariable,  $y_1 = \Delta \bar{L}_{\theta t}$  og  $y_2 = \Delta \bar{L}_{\theta b}$ ,  $u_1 = \Delta t_{3ref}$ ,  $u_2$  er avvik i pådrag til varmeelementene og  $d$  avvik i føderaten. Tidsforsinkelsene er ikke eksakte, men det virker rimelig at forsinkelsen på diagonalelementene er kortere enn på kryselementene. Tidsforsinkelsen på 46 sekund fra endring i refluks  $u_1$  til endring i bunnen av kolonna  $y_2$  virker derimot urealistisk stor. Forsterkningen mellom  $u_1$  og  $y_2$  er likevel så liten at dette ikke vil ha noen stor innvirkning.

Figur 4.2 viser hvordan modellen følger det virkelige systemet, figur 4.3 viser modellens sprangresponser.



**Figur 4.2:** Utganger  $y_1$  og  $y_2$  fra system og fra tilpasset modell. Linjene indikerer hvor de ulike pådragene ble perturbert.



**Figur 4.3:** Sprangresponser for modellen med indre temperatursløyfe lukket. Inngangene er skalert slik at et enhetsprang tilsvarer et sprang fra null til maksimalt pådrag.

## 4.4 Diskusjon

Tilpasningen for  $y_1$  til de målte dataene er stor sett er bra, men dynamikken er i enkelte tilfeller for mye dempet. I perioden fra 200 minutter til 370 minutter blir de største transientene dempet vekk, og i et par tilfeller er det et stasjonært avvik. Endringene i kokereffekten var her store, og det viste seg at den indre temperatursløyfa i noen tilfeller hadde gått i metning. Begge deler bidrar til å endre dynamikken for en periode, og kan forklare hvorfor tilpasningen blir dårligere. Dessuten varieres i deler av denne perioden tre pådrag samtidig, det vil si at feilen i alle transferfunksjonene summeres opp. Det virkelige systemet er også ulineært, og selv om de logaritmiske transformasjonene virker lineariserende, endres systemets dynamikk ved store sprang.

Modellen for  $y_2$  følger målingene dårligere. Gjennom hele forløpet er det stasjonære avvik. Sannsynligvis var ikke systemet helt i likevekt før forsøket startet. Om man kikker nærmere etter ser man at den tilpassede utgangen først ligger under den målte utgangen i 200 minutt, deretter ligger den over utgangen i nye 170 minutt, før estimatet ligger under i resten av forsøket. Det vil si at identifiseringen har minimalisert gjennomsnittsavviket. Det som ved første øyekast ser ut som et stort modelleringsavvik i perioden 200 til 370 minutt, forsterkes av at identifiseringsalgoritmen også prøver å minimalisere gjennomsnittsavviket. I ettertid burde de første femti minuttene av forsøket ikke vært brukt ved identifiseringen.

Disse avvikene er uønsket, men modellen skal brukes i en modell-prediktiv regulator og blir der oppdatert med nye målinger ved hvert tidsskritt. Stasjonære avvik av typen ovenfor fjernes av tilbakekoblingen fra målinger og integralvirkning. Regulatorytelsen blir derimot bedre med en god transient modell. Når systemet er så underdempet som dataene viser, vil en modellprediktiv regulator kunne bruke pådraget til å dempe ut svingningene mye raskere, dersom den oscillerende dynamikken er kjent.

For å verifisere modellen ytterligere må modellutgangene sammelignes med et verifiseringssett som ikke er brukt i identifiseringen. Dette er ikke gjort.

## 4.5 Kommentarer

### 4.5.1 Identifisering av det åpne systemet

Det ble forsøkt å identifisere systemet uten en indre temperatursløyfe ved å sette på sprang av ulik størrelse og varighet på kokereffekten og reflukspumpa, men denne fremgangsmåten førte ikke frem. Utgangene ble stående å svinge uten komme til noen stasjonære verdier, og en tilpasning av en første- eller andreordensmodell med dødtid til data fra et forsøk, passet overhodet ikke til et verifiseringssett med data fra et annet forsøk. At det ikke

lykkes oss å identifisere det åpne systemet betyr ikke at dette ikke er mulig, men det ville trolig være vesentlig lettere å tilpasse data til en parametrisert modell utledet fra fysiske prinsipper.

Den oscillerende oppførselen ble i stor grad dempet bort av den indre temperatursløyfa, og gjorde det mulig å bruke lavere ordens modeller i identifiseringen. Det er likevel endel oscilleringer, spesielt ved store sprang, og modellen kunne blitt bedre ved en mindre aggressiv tuning av den indre temperatursløyfa.

### 4.5.2 Valg av pådragssignal

Systemet må kjøres lenge for å samle nok data. Innsvingningsstider ved perturbasjoner i de ulike inngangene er på rundt 10 til 15 minutt, og for å samle nok data til å få en brukbar MIMO-modell må systemet kjøres i flere timer når det bare brukes sprang på inngangene.

Det må trekkes fram er at et sprang ikke er det gunstigste eksiteringssignalet for å gjøre parameteridentifisering av en modell av lav orden. Tidsvarierende signaler som for eksempel sinuser med ulike frekvenser vil gjøre identifisering både lettere og raskere. Ideelt sett bør det brukes hvit støy på inngangene for å eksitere hele frekvensspekteret når man ikke kjenner modellordenen. Fordelen med sprang er at de er lette å generere. Ved sprang får en også en sammenheng mellom innganger og stasjonære utgangsverdier, noe som ofte er tilstrekkelig. Dette forutsetter naturligvis at systemet er stabilt og heller ikke så oscillatorisk at sprang i inngangene er vanskelig å finne igjen i utgangene. For å unngå å eksitere høyfrekvente deler av spekteret er det også mulig å lavpassfiltere sprangene på inngangene.

### 4.5.3 Modellorden

Tilpassing av modeller til målte data er en iterativ prosess. Først ble det forsøkt å tilpasse førsteordens modeller med dødtid, men dette ga svært dårlige resultater for de fleste inngangs/utgangsparene. Derfor ble modellordenen økt og et andreordens underdempet system med ett nullpunkt ga vesentlig bedre transiente forløp. Responsen til temperaturen i nedre del av kolonnen ved endringer i føderaten hadde så lite oscilleringer at en første ordens modell ble valgt mellom  $d$  og  $y_2$ .





# Kapittel 5

## Modell-prediktiv regulering

Systemet som ble modellert i kapittel 4 blir regulert av en MPC-regulator. Her beskrives formuleringen av optimaliseringsproblemet og et utvalg simuleringsresultater presenteres. Deretter vises det hvordan regulatoren feiler på det virkelige systemet og resultatene kommenteres.

### 5.1 Fra transferfunksjon til tilstandsromformulering

Den lineære transferfunksjonsmatrisen fra systemidentifiseringsen diskretiseres med et nullteordens hold element og samplingsintervall på to sekunder og skrives på en minimal tilstandsromform. Dette gir et stabilt system med 49 tilstander. For å redusere modellordenen balanseres realisasjonen og alle tilstander med liten innvirkning fjernes fra systemligningene. Modellbalansering og -reduksjon er beskrevet flere steder, bl.a. i (Moore, 1981). Matlabfunksjonene `balrel` og `modred` i Control System Toolbox ble brukt for balansering og modellreduksjon. Det reduserte systemet har 17 tilstander og respons tilnærmet identisk det ikke-reduerte systemet.

Tilstandsrommodellen

$$\begin{aligned}x_{k+1} &= ax_k + bu_k + b_d d_k \\ y_k &= cx_k\end{aligned}\tag{5.1}$$

hvor tilstandene  $x_k \in \mathbb{R}^{17}$ , pådragne  $u_k \in \mathbb{R}^2$ , den kjente forstyrrelsen i føderate  $d_k \in \mathbb{R}^1$ , utgangene  $y_k \in \mathbb{R}^2$  og matrisene  $a$ ,  $b$ ,  $b_d$  og  $c$  er av passende dimensjoner, kan omformuleres med pådragsendringer som frie variable

$$\begin{aligned} \chi_{k+1} = \begin{bmatrix} x_{k+1} \\ u_k \end{bmatrix} &= \overbrace{\begin{bmatrix} a & b \\ 0 & I \end{bmatrix}}^A \begin{bmatrix} x_k \\ u_{k-1} \end{bmatrix} + \overbrace{\begin{bmatrix} b \\ 0 \end{bmatrix}}^B \Delta u_k + \overbrace{\begin{bmatrix} b_d \\ 0 \end{bmatrix}}^{B_d} d_k \\ y_k &= \overbrace{\begin{bmatrix} c & 0 \end{bmatrix}}^C \begin{bmatrix} x_k \\ u_{k-1} \end{bmatrix}. \end{aligned} \quad (5.2)$$

Her er  $\Delta u_k = u_k - u_{k-1}$ . Denne formuleringen er hensiktsmessig for å optimalisere på pådragsendringer. Optimalisering på pådragsendringer er gunstig av to grunner, (1) man kan redusere båndbredden til regulatoren og slik bremse responsen til systemet. Modellen som brukes i en mpc-regulator er alltid bedre ved lave frekvenser, og ved å bare bruke lavfrekvente pådrag eksiteres ikke ikke-modellerte deler av systemet. (2) Det introduseres integralvirkning. Pådragsendringene skal stasjonært være lik null, mens pådraget varierer alt etter hva slags forstyrrelser som påvirker systemet. Dersom man ikke oppdaterer referansepådraget ved hvert tidsskritt for å ta hensyn til forstyrrelsene, vil man få et stasjonært avvik om det optimaliseres direkte på pådraget. Man minimaliserer da avviket mellom pådrag og et galt referansepådrag. Dersom man ved hvert tidsskritt regner ut nytt referansepådrag korrigert for målte og estimerte forstyrrelser vil ikke (2) være et problem.

## 5.2 MPC formulering

Den lineære tilstandsrommodellen er

$$\begin{aligned} \chi_{k+1} &= A\chi_k + B\Delta u_k + B_d d_k \\ y_k &= C\chi_k \end{aligned} \quad (5.3)$$

hvor den utvidede modellen med pådragsendringer som inngang brukes. Ved tidsskritt  $k$  løses optimaliseringsproblemet

$$\begin{aligned} \min_{\Delta U, \varepsilon} \sum_{i=0}^{N-1} \{ & (\chi_{k+i} - \chi_{ref,\infty})^T Q (\chi_{k+i} - \chi_{ref,\infty}) + (\Delta u_{k+i} - \Delta u_{ref,\infty})^T P (\Delta u_{k+i} - \Delta u_{ref,\infty}) \} \\ & + (\chi_{k+N} - \chi_{ref,\infty})^T S (\chi_{k+N} - \chi_{ref,\infty}) + f(\varepsilon) \end{aligned} \quad (5.4)$$

med hensyn til tilstandsligningen i (5.3) og beskrankningene

$$\begin{aligned}
u_L &\leq u_{k+i} \leq u_U \\
y_{k+i} - \varepsilon_U &\leq y_U \\
y_{k+i} + \varepsilon_L &\geq y_L \\
\varepsilon_U &\geq 0 \\
\varepsilon_L &\geq 0
\end{aligned} \tag{5.5}$$

hvor  $\Delta U = [\Delta u_k^T \quad \Delta u_{k+1}^T \quad \cdots \quad \Delta u_{k+N-1}^T]^T$  er en vektor med de optimale pådragsendringene over horisonten  $N$ . Referanseverdiene antas konstante over hele horisonten. Matrisen  $P$  er positiv definit, mens  $Q$  er positiv semidefinit.  $S$  er kostnaden fra tid  $N$  og fremover, og blir her funnet ved å løse den diskrete Lyapunov ligningen

$$S = (A + BK)^T S (A + BK) + Q \tag{5.6}$$

hvor  $K$  er den stasjonære LQ-optimale regulatoren med  $Q$  og  $P$  som vektor. Beskrankingene er håndhevet frem til tidsskritt  $N + j$ , hvor det fra  $N$  til  $N + j$  antas tilstandstilbakekobling med  $K$  som regulator ( $\Delta u_k = K \chi_k$ ). Den utvidede horisonten er tatt med for å garantere lokal stabilitet av det lukkede systemet. En tilstrekkelig stor  $j$  garanterer at beskrankingene vil være mulige over en uendelig horisont om de er mulige frem til  $N + j$ , se (Rawlings og Muske, 1993) for detaljer.

Funksjonen  $f(\varepsilon)$  øker objektfunksjonen når de myke beskrankingene for utgangene  $y$  blir brutt, og  $\varepsilon = [\varepsilon_U^T \quad \varepsilon_L^T]^T$  er en vektor med  $l_\infty$ -normen av overtredelsen i hver beskranking over hele horisonten. Funksjonen  $f(\varepsilon)$  har en lineær og en kvadratisk kost

$$f(\varepsilon) = \varepsilon^T R \varepsilon + r^T \varepsilon \tag{5.7}$$

hvor matrisen  $R$  er positiv definit og alle elementene i  $r$  er ikke-negative. Ved å bruke både kvadratisk og lineær kost, kan kostfunksjonen gjøres eksakt (slackvariablene er lik null med mindre det er helt nødvendig å øke dem for å finne en løsning). Siden MPC-kostfunksjonene vekt absoluttverdien av slackvariablene kan kriteriet ses på som en  $l_1$  kostfunksjon. Stigningen til kostfunksjonen er derfor diskontinuerlig i punktet hvor slackvariablene er null, og kan gjøres eksakt ved stor nok  $r$ . Den kvadratiske vekten har ikke denne egenskapen, men er tatt med for å vektlegge store slackvariable forholdsvis mer enn små slacvariable. Det er mulig å regne ut en nedre grense på  $r$  for å gjøre kriteriet eksakt, i denne oppgaven er  $r$  bare valgt stor. For å forenkle tuningen kan  $r$  velges lik null om små avvik i beskrankingene ikke er så viktig, selv om de kunne blitt unngått.

Flere varianter finnes for valg av slackvariable og kostfunksjoner for slackvariable. Scoekaert og Rawlings (1999) viser hvordan man kan ha ett sett av slackvariable for hvert tidsskritt og slik minimalisere  $l_2$ -normen av overtredelsen i beskrankingene, dvs. vekte både størrelsen og varigheten av slackvariablene. En fordel med dette er mer intuitiv

tuning av vektmatrisene. Ulempen er at størrelsen på problemet økes, antall frihetsgrader øker lineært i horisonten  $N$  om man har ett sett slackvariable for hvert tidsskritt. I ikke-minimumfase systemer kan utgangene bli liggende på beskrankningene istedet for å konvergere mot referansen siden inversresponsen tvinger systemet til å gå utenfor beskrankningen før den kan kovergere mot referanseverdien. Hovd og Braatz (2004) viser hvordan tidsavhengige vektmatriser multiplisert med  $l_\infty$  slackvariablene  $\varepsilon$  fjerner dette problemet. Modellen av destillasjonssystemet har ingen nullpunkt i høyre halvplan og derfor brukes ikke tidsavhengige vekter på slackvariablene. Mpc-formuleringen ovenfor er ellers ekvivalent med den til Hovd og Braatz (2004).

Optimaliseringsproblemet ble overført til standard QP form for å kunne løses av `quadprog` i Matlab ved å følge retningslinjene i (Hovd, 2004, kap. 6.2) og ta hensyn til  $B_d$ , forsterkningsmatrisen for den kjente forstyrrelsen. Ved første gangs gjennomlesning virket ikke det å formulere problemet på standardform trivielt, men etter å ha gjort utregningene selv et par ganger ble det ganske “rett frem” selv om det innebærer mye matrisemanipulering.

### 5.3 Estimering av tilstander og modellbias

For å estimere tilstandene brukes et Kalmanfilter. Det inkluderes også et sprang på hver utgang for bias-oppdatering og integralvirkning. Den stokastiske systemmodellen med modellerte sprang på utgangen er

$$\begin{aligned}x_{k+1} &= ax_k + bu_k + b_d d_k + g_w w_k \\p_{k+1} &= p_k + v_k \\y_k &= cx_k + g_p p_k + \nu_k\end{aligned}\tag{5.8}$$

hvor  $w_k$ ,  $v_k$  og  $\nu_k$  er ukorrelerte, normalfordelte stokastiske variable med forventning lik null og kovariansmatriser henholdsvis  $Q_w$ ,  $Q_v$  og  $R_\nu$ . Dynamikken til spranget på utgangen,  $p_k$ , er inneholdt i  $g_p$ . Her er det brukt  $g_p = I$ , som tilsvarer en direkte bias-oppdatering. Også  $g_w$  er antatt lik  $I$ .

Det er relativt rett frem å utvide modellen for å inkludere sprang på inngangene ved å legge til et sprang  $z_k$  på tilstandsligningen, slik at  $x_{k+1} = ax_k + bu_k + b_d d_k + g_z z_k + g_w w_k$  og  $z_{k+1} = z_k + \omega_k$ . Ved å velge  $g_z = b$  blir dette et sprang på inngangene. Alternativt kan en annen forstyrrelsesdynamikk brukes i  $g_z$ . Man kan selvfølgelig også ha sprang på både innganger og utganger, men med kun to målinger kan man ikke konstruere et Kalmanfilter som estimerer mer enn to ulike sprang (systemet må være detekterbart). Det vil si at antall tilstander i  $p_k$  og  $z_k$  ikke kan være større enn antall målinger. I denne oppgaven er sprangene lagt til på de to utgangene. Se f.eks. (Muske og Rawlings, 1993) for mer om Kalman-filter i MPC-regulatorer.

Systemet i (5.8) kan representeres med følgende utvidede tilstandsrom-matriser

$$\tilde{A} = \begin{bmatrix} a & 0 \\ 0 & I \end{bmatrix}, \tilde{B} = \begin{bmatrix} b & b_d \\ 0 & 0 \end{bmatrix}, \tilde{C} = [c \quad g_p], \tilde{G}_w = \begin{bmatrix} g_w & 0 \\ 0 & I \end{bmatrix} \quad (5.9)$$

og de utvidede kovariansmatrisene

$$\tilde{Q}_w = \begin{bmatrix} Q_w & 0 \\ 0 & Q_v \end{bmatrix}, \tilde{R}_v = R_v. \quad (5.10)$$

Filterforsterkningen  $L$  regnes ut som løsningen på den stasjonære Riccati-ligningen

$$P = \tilde{A} \left[ P - P\tilde{C}^T(\tilde{C}P\tilde{C} + \tilde{R}_v)^{-1}\tilde{C}P \right] \tilde{A}^T + \tilde{G}_w\tilde{Q}_w\tilde{G}_w^T \quad (5.11)$$

$$L = \tilde{A}P\tilde{C}^T(\tilde{C}P\tilde{C}^T + \tilde{R}_v)^{-1} \quad (5.12)$$

Tilstandsestimatene blir da regnet ut som

$$\begin{bmatrix} \hat{x}_{k+1|k} \\ \hat{p}_{k+1|k} \end{bmatrix} = \tilde{A} \begin{bmatrix} \hat{x}_{k|k-1} \\ \hat{p}_{k|k-1} \end{bmatrix} + \tilde{B} \begin{bmatrix} u_k \\ d_k \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} L_x \\ L_p \end{bmatrix} \left( y_k - \tilde{C} \begin{bmatrix} \hat{x}_{k|k-1} \\ \hat{p}_{k|k-1} \end{bmatrix} \right) \quad (5.13)$$

hvor filterforsterkningen  $L$  er delt opp en forsterkningsmatrise for tilstandene  $L_x$ , og en for sprangene  $L_p$ . Ved ren bias-oppdatering legges avviket mellom målt og prediktert utgang til utgangen for hele optimaliseringshorisonten når MPC-regulatoren regner ut neste pådrag. En av fordelene med å bruke en stokastisk modell som ovenfor er at noe av avviket i utgangene tillegges støy i systemet. Dette gir en mindre brutal bias-oppdatering. En annen fremgangsmåte brukt i noen applikasjoner er å lavpassfiltrere bias-oppdateringene, som vil gi samme effekt.

## 5.4 Beregning av referanser og prioritering av beskrankninger

Før det kvadratiske optimaliseringsproblemet i seksjon 5.2 løses, må referanseverdier for tilstandene og pådragene beregnes gitt ønskede utganger. Det kan også ha kommet inn forstyrrelser, eller operatøren kan ha gitt referanseverdier eller beskrankninger som gjør det umulig å oppfylle beskrankningene, dette må tas hensyn til ved utregning av referanseverdier. Operatøren gir inn en ønsket referansevektor for utgangene,  $y_d$ , og oppgaven blir å finne stasjonære referanser for tilstander og pådrag,  $x_{ref,\infty}$  og  $u_{ref,\infty}$ , som oppfyller den

ønskede utgangen best mulig, men hvor det er tatt hensyn til forstyrrelser og beskrankninger. I tillegg skal bruddene i utgangsbeskrankningene ha en prioritert rekkefølge slik at det viktigste er å oppfylle beskrankningen for utgangen relatert til komposisjonen i toppen av kolonnen,  $y_1$ , uavhengig av hvor store brudd det blir for utgangen i bunnen av kolonnen,  $y_2$ . Dette gjøres ved å løse to lineære optimaliseringsproblemer, (se f.eks. Hovd, 2004, kap. 6.8).

Beskrankningene på pådraget er harde, det vil si at de må overholdes. Det vil alltid eksistere mulige løsninger av optimaliseringsproblemet med bare disse betingelsene og ingen beskrankninger på utgangen. Man minimaliserer bruddet på den viktigste beskrankningen ved å løse et LP-problem, uten hensyn til hva som skjer med de mindre viktige beskrankningene. Deretter legges beskrankning nummer to til, og optimaliseringen gjentas for å finne det minste bruddet i beskrankning to, gitt bruddet i beskrankning en. Til sist regnes referanseverdiene ut ved å løse et kvadratisk optimaliseringsproblem. På algoritmeform:

1. Det eksisterer alltid mulige løsninger av optimaliseringsproblemet uten beskrankninger på utgangene.
2. Finn det minste mulige bruddet på den viktigste beskrankningen ved løse optimaliseringsproblemet

$$\min_{x_{ref,\infty}, u_{ref,\infty}, \varepsilon_1, \varepsilon_2} \varepsilon_1 + \varepsilon_2 \quad (5.14)$$

med hensyn på den stasjonære tilstandsligningen, de harde pådragsbeskrankningene og den viktigste utgangsbeskrankningen

$$\begin{aligned} (I - a)x_{ref,\infty} &= bu_{ref,\infty} + b_d d_k \\ y_{1ref,\infty} &= c_1 x_{ref,\infty} + \hat{p}_{1k} \\ u_L &\leq u_{ref,\infty} \leq u_U \\ y_{1L} - \varepsilon_1 &\leq y_{1ref,\infty} \leq y_{1U} + \varepsilon_2 \\ \varepsilon_1, \varepsilon_2 &\geq 0 \end{aligned} \quad (5.15)$$

hvor  $c_1$  er første rad i målematrisa  $c$ . Siden både den øvre og den nedre beskrankningen på  $y_1$  umulig kan være aktiv samtidig, vil enten  $\varepsilon_1$  eller  $\varepsilon_2$  være lik null. Den målte forstyrrelsen,  $d_k$ , og estimatet av spranget på utgangen,  $\hat{p}_{1k}$ , antas konstant fremover i tid og legges til på henholdsvis tilstandene og utgangen.

3. Beskrankningen på  $y_2$  legges til i problemet, og  $\varepsilon_1$  og  $\varepsilon_2$  fjernes som frihetsgrader slik at problemet som nå løses blir

$$\min_{x_{ref,\infty}, u_{ref,\infty}, \varepsilon_3, \varepsilon_4} \varepsilon_3 + \varepsilon_4 \quad (5.16)$$

med hensyn på beskrankningene ovenfor og den nye beskrankningen på  $y_2$

$$\begin{aligned}
(I - a)x_{ref,\infty} &= bu_{ref,\infty} + b_d d_k \\
y_{1ref,\infty} &= c_1 x_{ref,\infty} + \hat{p}_{1k} \\
y_{2ref,\infty} &= c_2 x_{ref,\infty} + \hat{p}_{2k} \\
u_L &\leq u_{ref,\infty} \leq u_U \\
y_{1L} - \varepsilon_1 &\leq y_{1ref,\infty} \leq y_{1U} + \varepsilon_2 \\
y_{2L} - \varepsilon_3 &\leq y_{2ref,\infty} \leq y_{2U} + \varepsilon_4 \\
\varepsilon_3, \varepsilon_4 &\geq 0
\end{aligned} \tag{5.17}$$

4. Etter å ha funnet alle slackvariabler kan man finne optimale stasjonære referanseverdier for tilstandene ved å løse QP-problemet

$$\min_{x_{ref,\infty}, u_{ref,\infty}} (y_d - cx_{ref,\infty} - \hat{p}_k)^T Q (y_d - cx_{ref,\infty} - \hat{p}_k) \tag{5.18}$$

med hensyn på alle beskrankningene. Slackvariablene ovenfor er ikke lenger frihetsgrader i optimaliseringen men inngår i beskrankningene.

$$\begin{aligned}
(I - a)x_{ref,\infty} &= bu_{ref,\infty} + b_d d_k \\
y_{1ref,\infty} &= c_1 x_{ref,\infty} + \hat{p}_{1k} \\
y_{2ref,\infty} &= c_2 x_{ref,\infty} + \hat{p}_{2k} \\
u_L &\leq u_{ref,\infty} \leq u_U \\
y_{1L} - \varepsilon_1 &\leq y_{1ref,\infty} \leq y_{1U} + \varepsilon_2 \\
y_{2L} - \varepsilon_3 &\leq y_{2ref,\infty} \leq y_{2U} + \varepsilon_4
\end{aligned} \tag{5.19}$$

I optimaliseringskriteriet vektes ikke avvik mellom  $u_{ref,\infty}$  og ønsket pådragsverdi  $u_d$ . Dette ville generelt introdusert stasjonære avvik på utgangene. Stasjonært endres ikke pådragene, derfor velges referanseverdien for pådragsendringer  $\Delta u_{ref,\infty} = 0$ .

Ved implementering av algoritmen ovenfor oppstår numeriske problemer. Verdier for slackvariablene  $\varepsilon_1$  til  $\varepsilon_4$  er kun nøyaktige til en toleranse spesifisert når LP-problemene i punkt 2 og 3 løses. Når QP-problemet i punkt 4 forsøkes løst kan det skje at det ikke eksisterer noen løsning fordi beskrankningsbrudd-toleransen er mindre enn nøyaktigheten til slackvariablene. Dette kan løses ved å endre toleransen på beskrankningene (krever editering av kildekoden til `quadprog` i Matlab) eller ved å introdusere slackvariable også i det kvadratiske problemet. I den simulerte mpc-regulatoren ble det brukt slackvariable, og disse ble av størrelsesorden  $10^{-14}$ . Slackvariable i QP-problemet i punkt 4 introduseres med andre ord kun for å garantere at det eksisterer en løsning, og har ingen praktisk betydning utover dette.

## 5.5 Simuleringer

Figurene 5.1, 5.2 og 5.3 viser simuleringer gjort ved sprang på de ulike signalene. Figur 5.1 viser responsen til det simulerte systemet ved små settpunktendringer i  $y_{1d}$  og  $y_{2d}$ . I figur 5.2 er det lagt til et sprang på føderaten  $d$  og på  $p_2$ , biasen for utgang  $y_2$ . I den siste simuleringen, vist i figur 5.3, endres settpunktet for  $y_1$  så mye at beskrankningen på  $y_2$  må nedprioriteres for at  $y_1$  skal følge referansen. Se tabell B.4 i tillegg B for regulatorparametere.

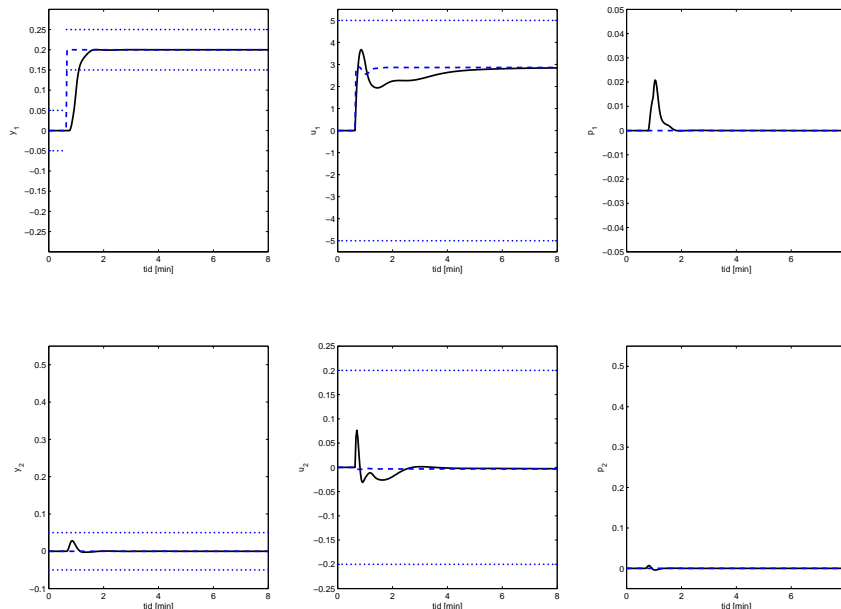
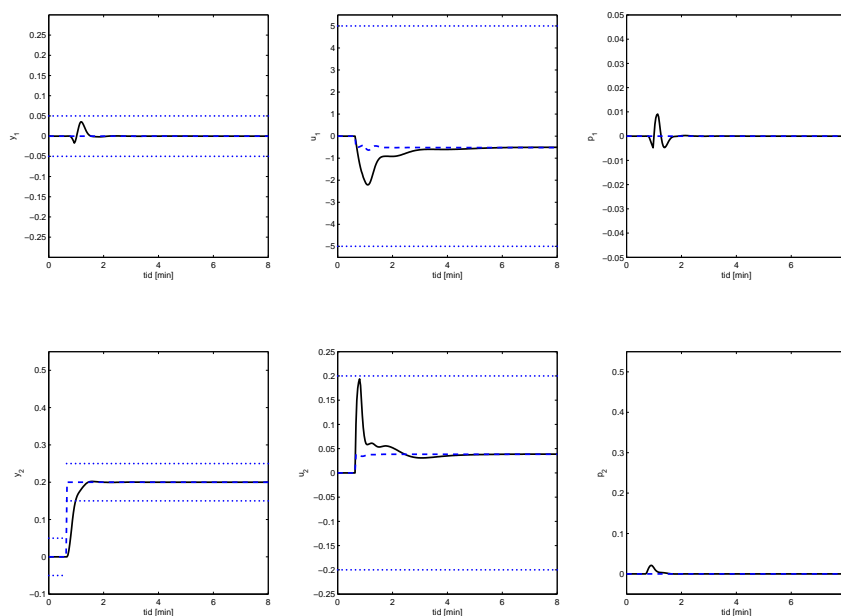
Av simuleringene kan man se at regulatoren oppfører seg som forventet. Små sprang i referansen for en av utgangene skaper ingen problemer, regulatoren greier å følge referansen og samtidig holde den andre utgangen mer eller mindre i ro.

Ved sprang i den kjente forstyrrelsen, føderaten  $d$ , oppstår en liten transient, men uten at noen beskrankninger må brytes. Størrelsen på transienten avhenger selvfølgelig av hvor stor endring man har på forstyrrelsen, spranget som er simulert i figur 5.2(a) tilsvarer en halvering av fødestrømmen. Den stasjonære effekten på utgang  $y_2$  fra en endring i føderaten er i figur 5.2(b) lagt til som et sprang på biasen  $p_2$ . Dette skaper en helt annen respons: Mens det ved endring i den kjente forstyrrelsen omtrent ikke kom transienter, kommer det nå en stor transient som tar lenger tid å fjerne. I virkeligheten vil ikke endringen i føderaten komme som et sprang i biasen. Det er likevel rimelig å anta at om det er kjent hvor forstyrrelsen kommer inn i systemet, er det en fordel å modellere dette, framfor å anta at forstyrrelsen dukker opp som en bias på utgangen. Dette er trivielt, jo bedre modell, desto lettere er det å lage en god regulator med høy båndbredde.

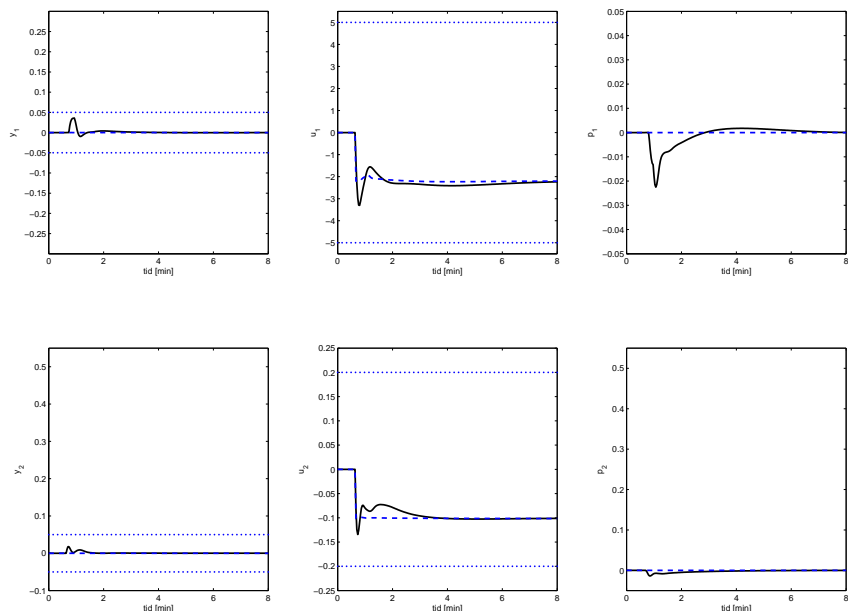
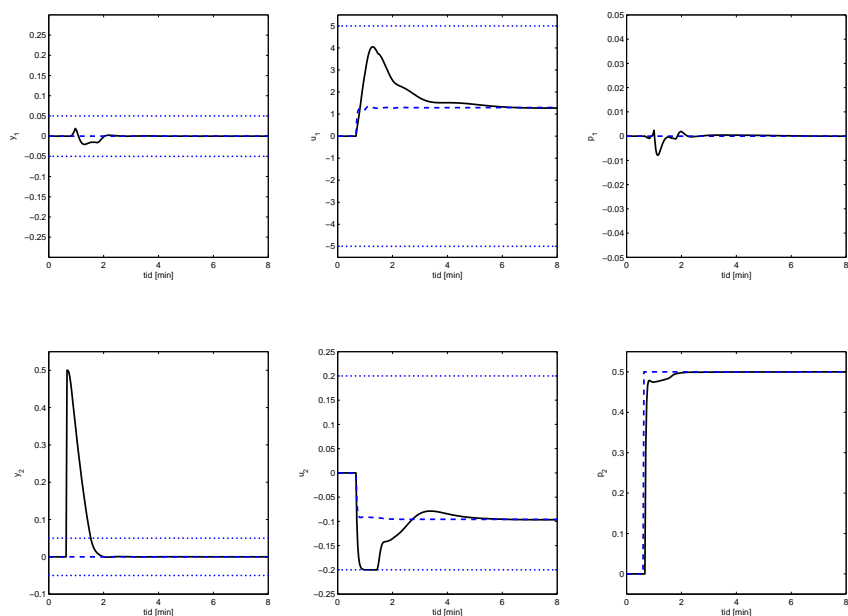
I mpc-formuleringen er det valgt å prioritere utgang  $y_1$  fremfor  $y_2$  dersom ikke begge beskrankningene kan overholdes. I figur 5.3 er vises dette ved å øke referanseverdien for  $y_1$  så mye at ikke begge beskrankningene kan overholdes. I simuleringen legger  $y_1$  seg på den nedre beskrankningen, mens utgangsbeskrankningen brytes for  $y_2$ , i henhold til prioriteringen. Det kan diskuteres om dette er ønskelig eller om det hadde vært bedre å fordele bruddene i beskrankninger på begge utgangene. Slik som det er nå tvinges  $y_2$  langt vekk fra beskrankningene, og kanskje viktigere, langt vekk fra driftsbetingelsene hvor modellen ble identifisert. Om det viser seg å bli et problem kan hele prioriteringen lett fjernes.

Området  $y_1$  og  $y_2$  ligger i utgjør ikke noen stor endring i komposisjonen av bunnprodukt og destillat. Det er enda ikke laget et komposisjons estimator for sammenhengen mellom komposisjon og  $y_1$  og  $y_2$ , men basert på kjøring av kolonnen er det snakk om kokepunktendringer på mindre enn en grad.

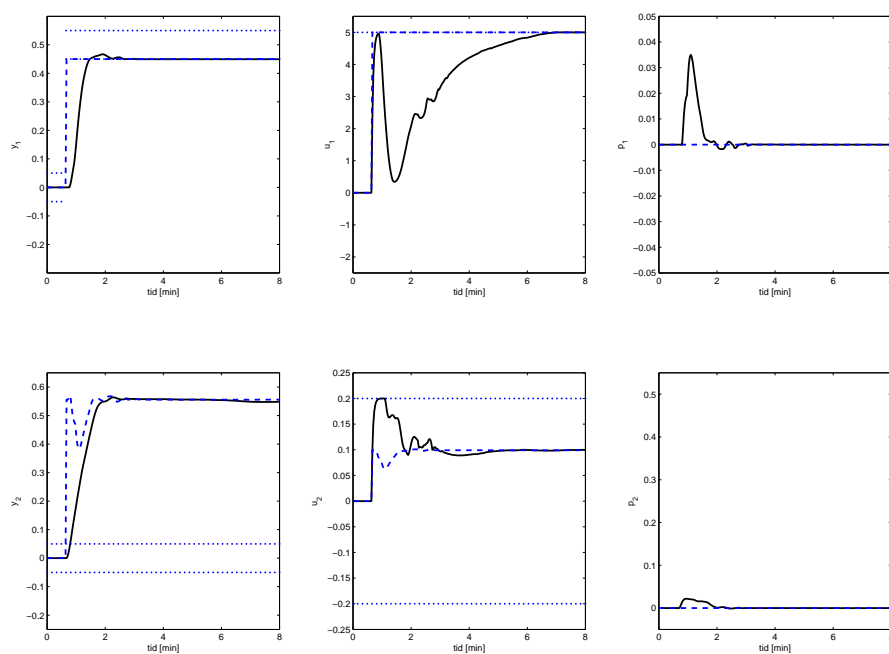


(a) Sprang i  $y_{1d}$  fra  $y_{1d} = 0$  til  $y_{1d} = 0.2$ (b) sprang i  $y_{2d}$  fra  $y_{2d} = 0$  til  $y_{2d} = 0.2$ 

**Figur 5.1:** Endring av settpunkt  $y_d = [y_{1d}, y_{2d}]^T$ . I (a) endres  $y_{1d}$ , i (b) endres  $y_{2d}$ . Heltrukne linjer: innganger og utganger; stiplede linjer: referanseverdier  $y_{ref,\infty}$  og  $u_{ref,\infty}$  fra referanseberegning; prikkede linjer: øvre og nedre beskrankninger.

(a) Sprang i  $d$  fra  $d = 0$  til  $d = -0.5$ (b) sprang i  $p_2$  fra  $p_2 = 0$  til  $p_2 = 0.5$ 

**Figur 5.2:** Endring av forstyrrelser i føderaten  $d$ , og på utgangen  $p$ . I (a) endres føderaten  $d$ , i (b) legges et sprang  $p_2$  til på utgang  $y_2$ . Heltrukne linjer: innganger og utganger; stiplede linjer: referanseverdier  $y_{ref,\infty}$  og  $u_{ref,\infty}$  fra referanseberegning; prikkede linjer: øvre og nedre beskrankninger.



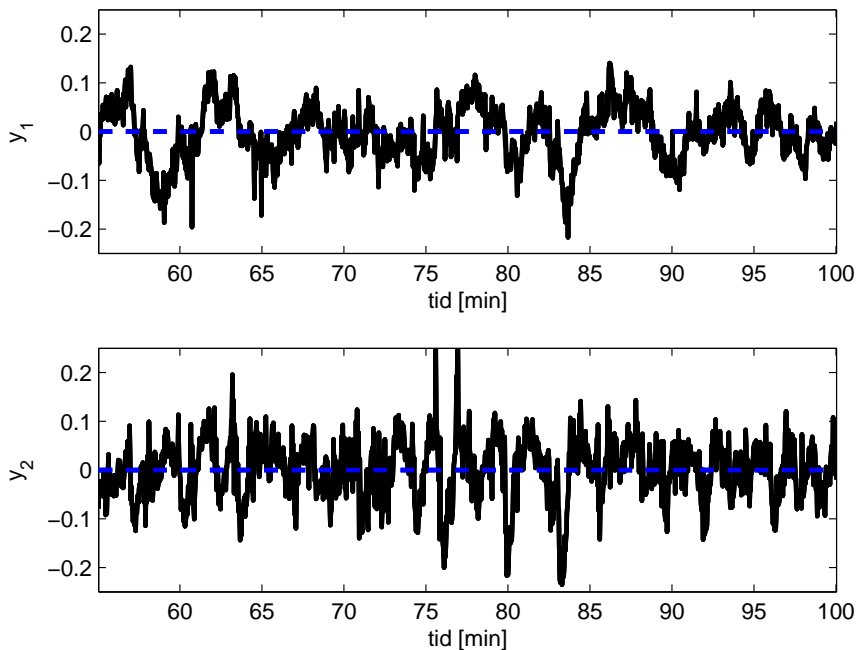
**Figur 5.3:** Endring av settpunkt  $y_d = [y_{1d}, y_{2d}]^T$  fra  $[0, 0]^T$  til  $[0.5, 0]^T$ . Beskrankningen i  $y_2$  nedprioriteres. Heltrukne linjer: innganger og utganger; stiplede linjer: referanseverdier  $y_{ref,\infty}$  og  $u_{ref,\infty}$  fra referanseberegning; prikkede linjer: øvre og nedre beskrankninger.

## 5.6 Eksperimentelle resultater

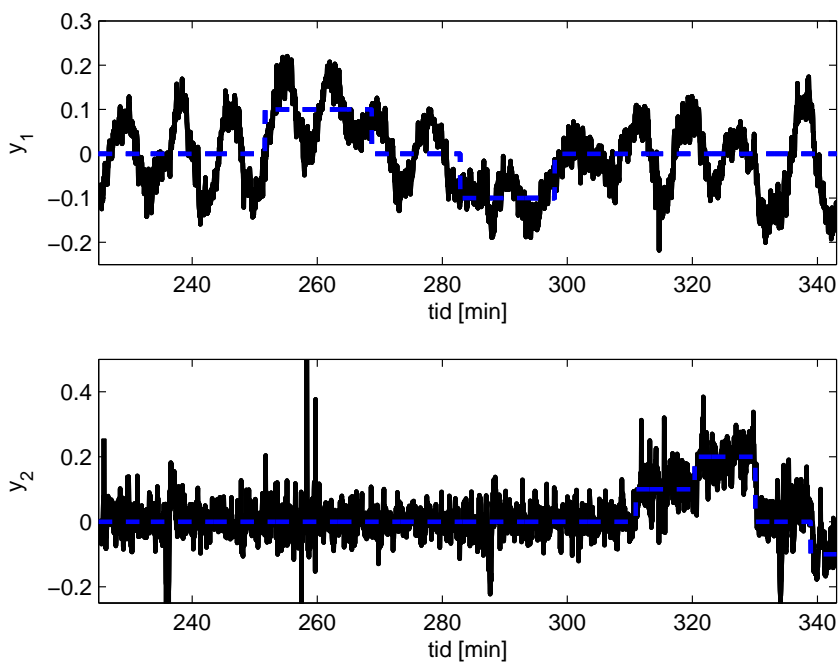
Overgangen fra simuleringer til implementering på et fysisk system går aldri problemfritt, heller ikke i dette tilfellet hvor utregningstid ble problemet. I/O fra pc til aktuatorer og sensorer gjøres i Labview. Ved hvert tidsskritt kalles en Matlabs server for å regne ut pådragene, og under Matlab-kallet stopper alle andre tråder i Labview opp. Tråder for de indre reguleringsløyvene og puls-bredde modulering blir ikke kjørt mens Matlab regner ut pådraget. Når systemet er stasjonært går dette bra, mpc-algoritmen bruker da omtrent ett tidels sekund på å beregne pådraget, og dette skaper ikke problemer med en tastetid på to sekund for mpc. Om derimot referanser eller forstyrrelser endres, går iterasjonstida fort opp til ett sekund eller mer. Når dette skjer får ikke puls-bredde modulatorene prosessortid før pulsen skal være skrudd av, og varmeelementene blir stående avslått. Dette igjen skaper mer uro i systemet og etter kort tid er alle utgangene ute av kontroll.

To tiltak ble gjort for å begrense utregningstiden så mye som mulig, eliminere tilstandsligningen og pådragsblokkering. I stedet for å gi tilstandsligningene for hvert tidsskritt som en eksplisitt likhetsbetingelse som må overholdes, kan man uttrykke tilstandstrajektoren som en lineær kombinasjon av initialtilstandene og pådragsendringene (se Hovd, 2004, s.68-69). I modellen er det 17 tilstander, 2 pådrag og 2 pådragsendringer. Av disse er det bare pådragsendringene som er frie variable, resten er gitt av tilstandsligningene. Ved å eliminere den eksplisitte likhetsbetingelsen fra mpc-formuleringen reduseres antall variable det optimaliseres på fra 21 til 2 ved hvert tidsskritt. I en simulering ble den gjennomsnittelige kjøretiden per iterasjon redusert fra rundt 20 til 0.2 sekunder. Dette var nok til at regulatoren kunne kjøres forsiktig, og i figur 5.4(a) vises utgangene når systemet holdes helt i ro. Beskrankingene på utgangene er her  $\pm 0.10$  (resten av parameterene er som for simuleringen, se tabell B.4). Utgang  $y_2$  holdes så konstant som det kan forventes, avvikene her er tilsynelatende ren støy. På utgang  $y_1$  er det derimot en tendens til stående svingninger mellom beskrankingene. Regulatoren kræsjet ved endringer i referanseverdier siden utregningstiden ble for stor.

Det andre tiltaket for å redusere utregningstid var pådragsblokkering. I stedet for å tillate tilstandsendringer ved hvert tidsskritt, ble kun fire endringer tillatt. I simuleringer var det ingen vesentlige forskjeller mellom regulatoren med og uten pådragsblokkering. Den gjennomsnittelige kjøretiden ble ikke redusert merkbart ved pådragsblokkering, men toppene i iterasjonstid ved små sprang gikk fra i overkant av to sekund til 0.7 sekund. Med denne tidsreduksjonen ble det mulig å kjøre små sprang på utgangsreferansene som vist i figur 5.4(b). Utgangsbeskrankingene ble endret til referanseverdi  $\pm 0.15$  for at utgangene skulle holde seg mest mulig innenfor beskrankingene, kjøretiden gikk opp når slackvariablene ble aktive. Både  $y_1$  og  $y_2$  holder seg også her innenfor de beskrankingene. De stående svingningene på  $y_1$  er mer fremtredende, mens for  $y_2$  er oppførselen uforandret fra ovenfor. Ved sprang på mer enn 0.1 i referansene kræsjet systemet. Det ble også forsøkt å endre føderaten, men ved en endring på bare 20% av stasjonær verdi kræsjet systemet.



(a) Stasjonære utganger ved bruk av mpc-regulator fra simuleringer. Beskrankninger på utgangene er referanseverdier  $\pm 0.10$ .



(b) Utganger ved bruk av mpc-regulator med pådragsblokkering og beskrankninger lik referanseverdier  $\pm 0.15$ .

**Figur 5.4:** Eksperimentelle resultater. Heltrukne linjer: målte utganger  $y$ ; stiplede linjer: referanseverdier  $y_d$ .

## 5.7 Diskusjon

Kjøretidsproblemet gjorde det umulig å gjøre en seriøs uttesting av regulatoren, men om ikke annet så ble det funnet at å ha både indre og ytre reguleringsløyper kjørende i samme program ikke er noen god ide. Statoil har ytret ønske om at deres mpc-programpakke SEPTIC brukes i reguleringsystemet. Dette kan være gunstig, ved å flytte utregningen til en annen applikasjon må ikke de indre løyferne stoppe opp mens Labview venter på pådragene. Det er også mulig å endre koblingen mellom Labview og Matlab slik at begge kjører parallellt og forsyner hverandre med data, ikke slik som nå hvor Labview kaller en Matlabserver og det hele må kjøres sekvensielt. Om nødvending kan hele mpc-regulatoren flyttes over på en egen pc, som sannsynligvis vil være den tryggeste løsningen om noe skulle skje med mpc-reguleringen.

Ved å øke tastetiden til mpc-regulatoren er det ikke nødvendig med så mange skritt i horisonten  $N$ . Dette vil gjøre utregningen raskere, men siden systemet er så følsomt for regnetid er det ikke sikkert at dette vil løse problemet.

De stående svingningene som oppstår på  $y_1$  burde være mulig å fjerne. Svingningen oppstår sannsynligvis på grunn av en for aggressivt tunet PI-regulator i den indre temperatursløyfen og ikke-modellert underdempet dynamikk i mpc-regulatoren. Ved å se på sprangresponsene i figur 4.3 til systemet med temperatursløyfen lukket, kan man se at dynamikken mellom  $y_1$  og alle pådragene underdempet. At modellen er underdempet er i seg selv ikke noe problem, i simuleringen er reguleringen svært bra. Problemet er at selv om modellen er underdempet, er det virkelige systemet enda mer underdempet. Når pådraget prøver å kompensere for avvikene vedvarer svingningene. Det ble forsøkt å øke vektingen på pådragsendringene med en faktor på 10 uten at dette bedret situasjonen, muligens vil en enda større økning hjelpe. En ulempe med stor vekting av pådragsendringer er at båndbredden reduseres. Det beste ville være å endre regulatoren i den indre løyfa. Regulering kan gjøres mindre aggressiv (som også kan redusere båndbredden), og hele integralvirkningen kan trolig fjernes. Integralvirkningen er strengt tatt ikke nødvendig siden også den ytre mpc-løyfen har integralvirkning. En endring av temperatursløyfa gjør det nødvendig med en ny runde med identifisering av systemmodellen brukt i mpc-regulatoren. Siden mpc-regulatoren må implementeres på nytt kan man like gjerne gjennomføre en ny identifisering, selv om høy båndbredde ikke er så viktig når referanser og føderaten stort sett er konstante.

At den indre løyfen er viktig for resultatet illustreres ytteligere ved å se på utgang  $y_2$ . I identifiseringen så det ut til at dette var den dårligst modellerte utgangen, likevel er dynamikken til  $y_2$  såpass overdempet at selv med en dårlig modell er reguleringen vesentlig bedre enn for  $y_1$ . Ved å godta lavere båndbredde og ha en overdempet respons på  $y_1$  vil sannsynligvis reguleringen bli bedre.

Utgangene kan beveges lite i forhold til hverandre. Dette ligger i utformingen av kolon-

nen og vil ikke kunne endres av reguleringen. Regulering kan flytte temperaturprofilen opp og ned i kolonnen, og slik produsere renere metanol ved å akseptere mer metanol i bunnproduktet eller motsatt. Det er derimot ikke mulig, utover en grense, å produsere både renere metanol i destillatet og renere vann i bunnproduktet. I simuleringene kunne  $y_1$  stasjonært endres med ca. 0.3 uten å påvirke  $y_2$ . Det er enda ikke laget en fullgod estimator av komposisjonen basert på  $y_1$  og  $y_2$ , men basert på de observerte temperaturene i destillatet er ikke dette noen stor endring. Temperaturen på destillat svinger mindre enn en halv grad når  $y_1$  går fra 0 til 0.3, og så nær ren metanol varierer ikke konsentrasjonen stort ved en kokepunktendring på en halv grad.





# Kapittel 6

## Konklusjon

### 6.1 Apparaturen

Destillasjonssystemet fungerer hensiktsmessig bortsett fra nivåmålingen i kokeren. Nivåmåling i kokeren er ikke mulig med ir-sensorene som først ble forsøkt brukt, men en ny trykksensor er bestilt. Denne vil bli kalibrert for nivåmåling og slik gjøre det mulig å regulere nivået kontinuerlig med bunnproduktpumpa.

### 6.2 Modellen

Modellidentifisering hvor det brukes sprang til å eksitere systemet fungerer så lenge systemet oppfører seg pent og uten mye høyereordens dynamikk. Sprang som eksiteringssignal er ubrukelig for å identifisere det åpne systemet, men er tilstrekkelig for systemet med de indre sløyfene lukket. Modellen kunne vært ytteligere forbedret ved å endre tuningen av den indre temperatursløyfa for å dempe temperatursvingninger og slik forenkle dynamikken.

### 6.3 Regulering

Den indre PI-sløyfa for regulering av temperatur bør fjernes og erstattes av en P-sløyfe med minst mulig underdempet respons. I simuleringer fungerte mpc-regulatoren svært bra, men det viste seg at kjøretid ble en flaskehals ved implementering av regulatoren på det virkelige systemet. Mpc-regulatoren må derfor flyttes ut av Labview og inn i en egen applikasjon som for eksempel Septic. Om kjøretidsproblemene fortsatt vedvarer, må

mpc-regulatoren flyttes over på en separat pc.

## 6.4 Videre arbeid

Implementering av mpc i Septic og en ny runde med regulatortuning og identifisering vil bli gjort i en diplomoppgave til våren. I industrien er mpc med indre P og PI-sløyfer en mye brukt måte å regulere destillasjonskolonner på, og med erfaringene gjort i prosjektet er det grunn til å tro at også reguleringen av denne kolonnen vil fungere bra når de nevnte problemene løses. Det må dessuten tas tilstrekkelig mange prøver under kjøring til å gjøre ferdig en komposisjons estimator basert på temperaturmålinger.

Et par andre ting mangler før systemet kan sies å være ferdig. Det må lages et egnet grafisk brukergrensesnitt som krever et minimum av opplæring for å forstås. Siden kolonnen skal brukes i lab-øvelser for studenter, og brukerne dermed ikke vil få lang tid til å bli kjent med systemet, er et intuitivt operatørpanel viktig. Det må også lages et overordnet sikkerhetssystem. I første omgang er det tenkt å lage et sikkerhetssystem som melder fra til operatøren dersom trykk- eller nivåmålinger går utenfor maksimums- eller minimumsgrenser eller om kjølevannet faller ut, og eventuelt skru av varmeelementene for å kjøre ned prosessen.

Det har til nå blitt brukt en ren eksperimentell modell. I stedet for å bruke den eksperimentelle modellen vil det bli forsøkt parameteridentifikasjon av en modell basert på fysiske prinsipper, og  $H_\infty$ -regulering isteden for mpc. Den nye modellen kan også brukes i mpc. Detaljene for  $H_\infty$ -reguleringen er foreløpig åpne, men dette arbeidet vil bli den andre diplomoppgaven på destillasjonssystemet.

## Referanser

- Hovd, M. (2004). “Utdrag fra kompendium i Prosessregulering VK.” NTNU, Institutt for Teknisk Kybernetikk, Trondheim. Tilgjengelig på [http://www.itk.ntnu.no/ansatte/Hovd\\_Morten/VGProsreg/Pages-from-kurskompendium.pdf](http://www.itk.ntnu.no/ansatte/Hovd_Morten/VGProsreg/Pages-from-kurskompendium.pdf).
- Hovd, M. og Braatz, R.D. (2004). “Handling State and Output Constraints in MPC Using Time-dependent Weights.” *Modeling, Identification and Control*, 25(2), 67–84.
- Kister, H.Z. (1992). *Distillation Design*. N.Y.: McGraw-Hill.
- Ljung, L. (1999). *System Identification: Theory for the User*. Prentice Hall information and system sciences series. Upper-Saddle River, N.J.: Prentice-Hall PTR, 2 utg.
- Mejdell, T. og Skogestad, S. (1991). “Estimation of Distillation Compositions from Multiple Temperature Measurements Using Partial-Least-Squares Regression.” *Ind. Eng. Chem. Res.*, 30(12), 2543–2555.
- Moore, B. (1981). “Principal Component Analysis in Linear Systems: Controllability, Observability, and Model Reduction.” *IEEE Transactions on Automatic Control*, 26(1), 17–31.
- Muske, K.R. og Rawlings, J.B. (1993). “Model Predictive Control with Linear Models.” *AIChE Journal*, 39(2), 262–287.
- Rawlings, J.B. og Muske, K.R. (1993). “The Stability of Constrained Receding Horizon Control.” *IEEE Transactions On Automatic Control*, 38(10), 1512–1516.
- Scokaert, P.O.M. og Rawlings, J.B. (1999). “Feasibility Issues in Linear Model Predictive Control.” *AIChE Journal*, 45(8), 1649–1659.

Skogestad, S. (1997). "Dynamics and Control of Distillation Columns - A Critical Survey." *Modeling, Identification and Control*, 18, 177–217. Reprint of paper from *IFAC-symposium DYCORN+ '92*, Maryland, Apr. 27-29, 1992.

Skogestad, S. og Morari, M. (1988). "Understanding the Dynamic Behaviour of Distillation Columns." *Ind. Eng. Chem. Res.*, 27, 1848–1862.

## Lineariserende effekt av logaritmisk transformasjon på dynamisk respons

Skogestad og Morari (1988) viser hvordan en logaritmisk transformasjon motvirker driftsbetingelsenes påvirkning på den dynamiske responsen i en destillasjonskolonne. Dette utledes ved å se på massebalansen for komponentene ved et gitt trinn i kolonnen (det antas konstant molar strømming og konstant masse holdup i hvert trinn)

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = L(x_{i+1} - x_i) + V(y_{i-1} - y_i). \quad (\text{A.1})$$

Her er  $M$  masse holdup,  $x$  molfraksjon lett komponent i væsken som renner nedover og  $y$  molfraksjon lett komponent i gassen som stiger oppover.  $L$  er molar væskestrøm,  $V$  molar strøm av gass og indeksen  $i$  angir trinn.

Responsen ved små endringer i  $L$  blir, basert på en førsteordens Taylorutvikling

$$M_i \frac{dx_i}{dt} = \Delta L (x_{i+1} - x_i). \quad (\text{A.2})$$

Her varierer  $x_{i+1} - x_i$  mye fra trinn til trinn, og ved ulike driftsbetingelser. Ved å dele begge sider med  $x_i$  og bruke  $\frac{1}{x_i} \frac{dx_i}{dt} = \frac{d \ln x_i}{dt}$  blir

$$\frac{d \ln x_i}{dt} = \Delta L \left( \frac{x_{i+1}}{x_i} - 1 \right). \quad (\text{A.3})$$

I nedre del av kolonnen er  $\frac{x_{i+1}}{x_i}$  tilnærmet konstant om man antar konstant relativ flyktighet, og responsen følgelig uavhengig av startbetingelsene. Den samme utledningen kan gjøres for små endringer i  $V$ .

Ved å dele (A.2) på  $(1 - x_i)$  og bruke  $\frac{1}{1-x_i} \frac{dx_i}{dt} = -\frac{d}{dt} \ln(1 - x_i)$  blir

$$-M_i \frac{d \ln(1 - x_i)}{dt} = M_i \frac{d}{dt} \ln\left(\frac{1}{1 - x_i}\right) = \Delta L \left(1 - \frac{1 - x_{i+1}}{1 - x_i}\right). \quad (\text{A.4})$$

I øvre del av kolonnen er  $\frac{1-x_{i+1}}{1-x_i}$  tilnærmet konstant, og ulineariteten som oppstår på grunn av ulike intitalbetingelser blir redusert.

Siden  $x_i \approx 1$  i toppen og  $1 - x_i \approx 1$  i bunnen kan de to transformasjonene slås sammen til den lineariserende transformasjonen for hele kolonnen:

$$X_i = \ln\left(\frac{x_i}{1 - x_i}\right). \quad (\text{A.5})$$

For å bruke temperaturer i den lineariserende transformasjonen antar Mejdell og Skogestad (1991) at kokepunktet er lineær i  $x_i$  og  $1 - x_i$  slik at

$$\theta_i = T_L x_i + T_H (1 - x_i), \quad (\text{A.6})$$

hvor  $\theta_i$  er kokepunktet (og følgelig temperaturen) ved trinn  $i$ ,  $T_L$  kokepunktet til den lette komponenten og  $T_H$  kokepunktet til den tunge komponenten. Videre blir

$$\frac{x_i}{1 - x_i} = \frac{T_H - \theta_i}{\theta_i - T_L}, \quad (\text{A.7})$$

og følgelig

$$L_{\theta i} = \ln\left(\frac{\theta_i - T_L}{T_H - \theta_i}\right) = -X_i, \quad (\text{A.8})$$

hvor  $L_{\theta i}$  kalles den logaritmiske temperaturen.

# Tillegg **B**

## Driftsparametere

**Tabell B.1:** Stasjonære driftsbetingelse for eksperiment

Navn	Symbol	Verdi
fødekomposisjon	–	50/50 vol% metanol/vann
fødestrøm	$F$	1 [ml/s]
effekt	$u_2$	0.6 (tilsvarer $0.6 \cdot 3\text{kW}=1.8\text{kW}$ )
refluks	$L$	0.6 [ml/s]
referansetemperatur	$t_{3ref}$	73 [°C]
referansenivå reflukstank	-	0.15 [dimensjonsløs]
utgang topp	$y_1^s$	1.44
utgang bunn	$y_2^s$	-3.40

**Tabell B.2:** Skalering av inn- og utgangssignal

<i>Objekt</i>	<i>Uskalert variabel</i> $x$	<i>Skalering</i> $y = ax + b$	<i>Skalert variabel</i> $y$
Temp. sensor i koker	Motstand [ $\Omega$ ]	$y = 2.6007x - 261.44$	Temperatur [ $^{\circ}\text{C}$ ]
Temp. sensor i kolonne	Motstand [ $\Omega$ ]	$y = 2.5968x - 261.04$	Temperatur [ $^{\circ}\text{C}$ ]
Overtrykk koker	4-20mA	$y = 2.5x - 10$	0 - 40mBar
Nivå reflukstank	4-20mA	$y = 62.5x - 0.25$	0 - 1
Fødestrøm	4-20mA	$y = 411.36x - 1.7624$	0 - 6.4 ml/s
Refluksstrøm	4-20mA	$y = 522.45x - 2.105$	0 - 8.2 ml/s
Destillatstrøm	4-20mA	$y = 622.78x - 2.4787$	0 - 10 ml/s
Fødepumpe	0.8-6.3ml/s	$y = 0.0029x + 0.0017$	4 - 20mA
Reflukspumpe	0.5-6.2ml/s	$y = 0.0028x + 0.0027$	4 - 20mA
Destillatpumpe	1.7ml/s	-	av/på
Bunnproduktpumpe	3.2ml/s	-	av/på

**Tabell B.3:** Tuningsparametere for indre reguleringsløyfer

Sløyfe	Parameter	Symbol	Verdi
Temperatur	Proporsjonal forsterkning	$K_P$	$-0.2 \left[ \frac{\text{ml}}{\text{s}^{\circ}\text{C}} \right]$
	Intergraltid	$\tau_I$	4 [min]
	Pådragsmetning refluks	$L_{max}$	1.8 [ml/s]
		$L_{min}$	0 [ml/s]
Nivå reflukstank	Proporsjonalforsterkning	$K_P$	-10 [dimensjonsløs]



**Tabell B.4:** Parametere for MPC i simuleringer og eksperimentelt

Parameter	Symbol	Verdi simulering	Verdi eksperimentelt
Horisont	N	60	60
Utvidet horisont	j	100	100
Nedre beskrankning	$y_{1L}$	$y_{1d} - 0.05$	$y_{1d} - 0.15$
	$y_{2L}$	$y_{2d} - 0.05$	$y_{2d} - 0.15$
	$u_{1L}$	-5	-5
	$u_{2L}$	-0.2	-0.2
Øvre beskrankning	$y_{1U}$	$y_{1d} + 0.05$	$y_{1d} + 0.15$
	$y_{2U}$	$y_{2d} + 0.05$	$y_{2d} + 0.15$
	$u_{1U}$	5	5
	$u_{2U}$	0.2	0.2
Vekting utganger	$Q_1$	$c^T c$	$c^T c$
Vekting pådrag	$Q_2$	$\begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$
Vekting pådragsendring	$P$	$0.1 \begin{bmatrix} 1/5 & 0 \\ 0 & 1/0.2 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 1/5 & 0 \\ 0 & 1/0.2 \end{bmatrix}$
Vekting slackvariable	$R$	$\begin{bmatrix} 20 & 0 \\ 0 & 5 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 20 & 0 \\ 0 & 5 \end{bmatrix}$
Støy - kovarianser	$r$	$[200 \ 50 \ 200 \ 50]^T$	$[200 \ 50 \ 200 \ 50]^T$
	$Q_w$	$0.001 I_{17}$	$0.001 I_{17}$
	$Q_v$	$\begin{bmatrix} 0.005 & 0 \\ 0 & 0.01 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.05 & 0 \\ 0 & 0.1 \end{bmatrix}$
	$R_v$	$\begin{bmatrix} 0.005 & 0 \\ 0 & 0.01 \end{bmatrix}$	$\begin{bmatrix} 0.005 & 0 \\ 0 & 0.01 \end{bmatrix}$
Pådragsblokkering	$\Delta u_k = 0 \forall k \notin$	$[1 \ 5 \ 15 \ 30]$	$[1 \ 5 \ 15 \ 30]$

