



HOVEDOPPGAVE 2005

Tittel: Modellering, Estimering og Regulering av Destillasjonskolonne	Emneord: Destillasjon MPC Estimering av sammentetning
Forfatter: Ingela Reppe	Utført i tiden: 3. januar 2005 til 20. juni 2005
Faglærer: Sigurd Skogestad Evt. ekstern veileder:	<u>Antall sider</u> Hovedrapport: 33 Bilag: 4
EKSTRAKT AV ARBEIDET Forutsetninger og arbeidsmål: Det skal i denne oppgaven utvikles en sammensetningsestimator basert på temperaturmålinger. I tillegg skal en det utvikles en dynamisk modell basert på teoretiske prinsippet. Det skal også implementeres avansert regulering, MPC, på destillasjonskolonna. Konklusjoner og anbefalinger: Apparaturen fungerer til det formålet den er ment, selv om noen modifikasjoner kan gjøres. Estimatoren er basert på for få målinger, og spenner dermed over et noe snevert område. Videre arbeid på denne anbefales sterkt. Den avanserte reguleringen trenger mer utredning, men ser ut til å kunne fungere. Det kan imidlertid diskuteres om metoden med teoretisk modell i MPC er bedre enn ekperimentelle modeller.	
Jeg erklærer at arbeidet er utført selvstendig og i samsvar med NTNUs eksamensreglement.	
Dato og underskrift:	

SAMMENDRAG

Det er på oppdrag fra Statoil bygd en kontinuerlig destillasjonskolonne. I denne Masteroppgaven er det beskrevet en dynamisk modell av destillasjonskolonna, basert på teoretiske prinsipper. Det er vist at det er mulig å bruke denne i Statoils egen Modellbaserte Prediktive Regulator (MPC), -SEPTIC. I tillegg er det utviklet en sammensetningsestimator basert på temperaturmålinger i kolonna.

FORORD

”TAKK AILL“, som en lokal trubadur fra hjembygda mi Meråker ville sagt det. Det har vært et lærerikt år, både faglig og på det mer mentale plan. Jeg vil takke veileder Sigurd Skogestad her på Instituttet, Torgrim Aas på Statoil, som hjalp meg med SEPTIC, og Audun Faanes på Statoil, oppdragsgiver med alltid positive tilbakemeldinger. Men mest av alt må jeg takke medstudent Jørgen Johnsen, -Takk for all hjelp :)

Jeg vil også si at jeg er glad for å enedlig være ferdig med 5 år på Universitetet, og at det har vært 5 fortreffelige år!

Innhold

1	Innledning	1
2	Apparaturbeskrivelse	3
2.1	Kolonna	4
2.2	Datainnsamling og regulering	4
2.3	Dimensjonering og kalibrering	7
2.4	Kjemiske komponenter	7
3	Modell av systemet	8
3.1	Dynamisk modell	8
3.2	Forenklinger	10
3.3	Eksperimentell tilpasning til modellen	12
4	Sammensetningsestimator	13
4.1	Estimering	13
4.2	Transformerte variable	14
4.3	Eksperimentelt	15
4.4	Resultater og diskusjon	16
5	MPC og SEPTIC	19
5.1	SEPTIC	19
5.1.1	Optimaliseringsalgoritme	20
5.1.2	Modellering	21
5.1.3	Tuning	24
5.2	Eksperimentell tilpasning og simulering	26
5.3	Resultater	27
5.4	Diskusjon	28
6	Konklusjoner	30

6.1	Apparatur	30
6.2	Dynamisk modell	31
6.3	Sammensetningsestimator	31
6.4	Regulator	31
	Referanser	32
	Bilder av kolonna	34

Kapittel 1

Innledning

Destillasjon er uten tvil den mest utbredte enhetsoperasjonen i kjemisk prosessindustri. Destillasjon er jo også teknologi som har eksistert lenger enn *begrepet* teknologi. Det er gjennom årene skrevet en mengde artikler, doktoravhandlinger og bøker om emnet, og er fortsatt et område det blir forsket på.

Det er i denne Masteroppgaven sett på regulering av en laboratorieskala, kontinuerlig destillasjonskolonne. Destillaskonkolonna er bygd på oppdrag fra Statoil, som var interessert i få implementert sin egen regulator, SEPTIC, som er en modellbasert prediktiv regulator (MPC), på kolonna. Statoil bruker i sine egne applikasjoner på sine egne anlegg eksperimentelle modeller i reguleringen. Det er imidlertid interessant å se om det er mulig å bruke en modell basert på teoretiske prinsipper i reguleringen.

En modell basert på teoretiske prinsipper er blitt utviklet, samtidig som det er laget en sammensetningsestimator for topp- og bunnprodukt fra kolonna. Dette arbeidet er utført i samarbeid med medstudent Jørgen K. Johnsen, som har skrevet sin Masteroppgave på den samme kolonna. [Johnsen, 2005] I tillegg er Statoils regulator SEPTIC implementert og testet ut på systemet.

Rapporten er delt inn slik at vi først ser litt på selve apparaturen, og hvordan systemet er oppbygd. Deretter viser kapittel 3 hvordan en dynamisk modell er utviklet, og hvordan denne fungerer på systemet. I kapittel 4 ser vi på estimering av produktsammensetningen. En estimator basert på eksperimentelle målinger av temperatur og sammensetning er utviklet. Kapittel 5

viser hvordan kolonna kan reguleres ved hjelp av SEPTIC, og den dynamiske modellen. Noen simuleringer og eksperimentelle resultater presenteres og diskuteres. Til slutt samles trådene fra hvert kapittel noen konklusjoner og forslag til forbedringer og utvikling.

Det oppsto selvfølgelig noen praktiske problemer underveis. Det tok lang tid å få tilbake resultatene fra den eksperimentelle delen av utviklingen av estimatoren. Dette førte til noen forsinkelser, og burde helt sikkert vært påbegynt enda tidligere i perioden. Mot slutten av perioden begynte to av pumpene på apparaturen å svikte, og førte til at implementeringen av reguleringen er noe tynt dokumentert. Dette er beklagelig, men det er fortsatt mulig å si litt om hvordan det hele fungerer.

Det er lagt ved noen bilder av destillasjonskolonna i vedlegg, for de som måtte ha interesse av det.

Kapittel 2

Apparaturbeskrivelse



Figur 2.1: Destillasjonskolonna

2.1 Kolonna

Selve destillasjonskolonna er bygd av firmaet Normag i Tyskland. Den er bygd i glass, og består av flere deler som er koblet sammen. Selve kolonna består av koker, en nedre pakket seksjon, en fødeseksjon, en øvre pakket seksjon, og en toppseksjon, hvor toppproduktet taes ut, og reflux føres tilbake til kolonna. Topproduktet går via en kjøler over til reflukstanken, hvor toppproduktet enten blir ført tilbake til kolonna som reflux, eller tatt ut som destillat. Reflukstanken er åpen mot omgivelsene, slik at det vil være atmosfærisk trykk i systemet. Destillasjonskolonna er illustrert i figur 2.1.

Destillasjonskolonna er 250 cm høy. De to pakkede seksjonene, nedre og øvre, er hhv. på 75 cm og 90 cm, og har en indre diameter på 5 cm. Den er pakket med *rachigringer*, 6 mm i diameter. Kokeren rommer om lag 6 liter, og blir varmet opp av fire termoelementer. De har en samlet effekt på 3000 Watt. I tillegg er der fødetank, destillattank, og bunnprodukttank.

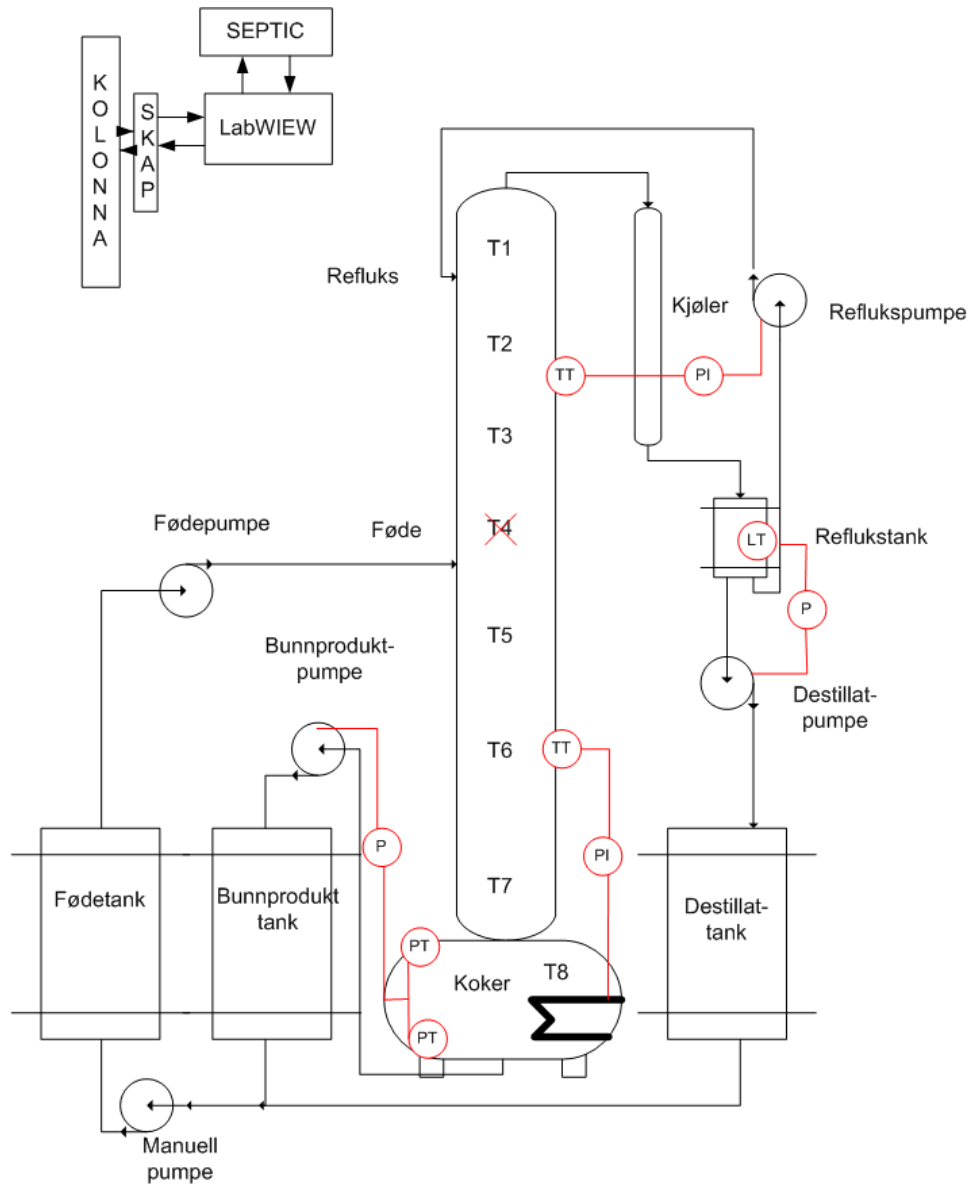
Hele kolonna, og alle de andre komponentene er montert i et aluminiumsstativ, som er bygd spesielt for dette formålet. Den stabiliserer kolonna fysisk, og gjør den lett tilgjengelig. I tillegg gir det systemet en helhet, som er hensiktsmessig for en slik undervisningskolonne. Se figur 2.1.

Høyde totalt	250 cm
Høyde nedre pakkeseksjon	75 cm
Høyde øvre pakkeseksjon	90 cm
Indre diameter	5 cm
Volum koker	6 liter
Volum destillattank	20 liter
Volum fødetank	20 liter
Volum bunnprodukttank	20 liter
Volum reflukstank	2 liter
Samlet effekt i koker	3000 kW

Tabell 2.1: Dimensjoner for destillasjonskolonna

2.2 Datainnsamling og regulering

Det er montert 8 temperatursensorer i kolonna. En måling i kokeren, tre i den nedre seksjonen, og fire i den øvre. Disse temperaturmålingene brukes



Figur 2.2: Skjematisk framstilling av destillasjonskolonna

til estimering av sammensetning i toppproduktet. Temperatursensorene T1 til T8 er plassert i kolonna som vist i figur 2.2. Den 4. temperaturmåleren fra toppen, T4, er imidlertid blitt ødelagt, og må inn til reparasjon. Estimatoren ble derfor endret til å bruke de 7 resterende temperatursensorene.

Det er montert en nivåmåler i reflukstanken, og nivået holdes konstant ved hjelp av en P-regulator. Destillat pumpes over i destillattanken med en av/på pumpe. Refluks tilbake til kolonna pumpes med en reguleringspumpe. Føden pumpes også inn på kolonna fra fødetanken via en reguleringspumpe, mens bunnproduktet pumpes over til bunnprodukttanken med en av/på pumpe. Nivået i kokeren måles ved hjelp av to trykktransmittere, en i bunnen av kokeren, og en over væskevivaet. Nivået holdes konstant ved hjelp av en P-regulator som regulerer differansen i trykk mellom de to trykktransmitterne. Det er montert strømningsmålere på fødestrømmen, destillatstrømmen, og refluksstrømmen.

Det er satt opp et skap med såkalte *fieldpoint*-moduler, levert av National Instruments. Skapet inneholder en kommunikasjonsmodul koblet mot PC og LabVIEW, en modul for analog utgang, en modul for analog inngang og en RTD-modul (Resistance Temperature Detector). Software for modulene og de tilhørende sensorene følger selvfølgelig med. Fem releer gir 230 volt til varmeelementene i kokeren og av/på-pumpene. I tillegg inneholder skapet strømtilførsel, sikringer og jordfeilbryter.

For brukergrensesnitt og den enkle reguleringen (dvs. regulering av væsknivå i koker og reflukstank, og PI regulering av indre temperatursløyfer, se også kapittel 4.3) er LabVIEW brukt.

LabVIEW er et grafisk programmeringsverktøy som blant annet kan brukes til signalmanipulering, analyse og presentasjon av måledata, brukergrensesnitt og regulering. LabVIEW utgis av National Instruments. LabVIEW er en forkortelse for "Laboratory Virtual Instruments Engineering Workbench". Programmet er et av de mest brukte programutviklingsverktøy anvendt i laboratorier, eksperimentoppstillinger og testeapplikasjoner. [Haugen, 2003]

SEPTIC tar seg av den modellbaserte reguleringen. SEPTIC kjører fra samme PC som LabVIEW og er koblet opp mot kolonna via LabVIEW. SEPTIC og LabVIEW kommuniserer via en OPC server. Dette er illustrert sammen med kolonna i figur 2.1. Les mer om SEPTIC i kapittel 5.

2.3 Dimensjonering og kalibrering

Fødetanken, destillattanken, og bunnprodukttanken er alle dimensjonert slik at de skal kunne romme all væske i systemet. Dette gjør det enkelt for oppstart av kolonna, siden all væsken kan tømmes tilbake til fødetanken, og dermed gi like betingelser for hver oppstart. Hver av disse tankene rommer 20 liter, og er designet av undertegnede og medstudent J. Johnsen. Reflukstanken er også designet av oss, og rommer 2 liter. I tillegg har vi tegnet og dimensjonert en del tilkoblinger og overganger, slik at det har vært mulig å kombinere det opprinnelige utstyret fra Normag med det nyinnkjøpte utstyret.

Temperatursensorene, som er av typen PT-100 elementer, fungerer slik, at motstanden i en platinatråd blir målt, og det finnes en lineær sammenheng mellom motstand og temperatur. Disse ble i kalibrert med to referansetermometer. Det ble utført en rekke målinger fra 0 til 100 grader, og det ble funnet en lineær sammenheng mellom motstanden i sensorene og temperatur. Imidlertid viste det seg at softwaren som kom med Fieldpointmodulene fra National Instruments fungerer minst like godt, og det er denne som er brukt.

Pumpene ble kalibrert ved hjelp av målesylinder og stoppeklokke. Mengde vann pumpet over tid ble målt, og det ble funnet lineære sammenhenger for dette. Sammenhengene er implementert i LabVIEW.

2.4 Kjemiske komponenter

Kolonna separerer metanol og vann. Denne blandingen er rimelig ideell, og kan separeres fullstendig. Metanol har et kokepunkt på 65°Celsius. Blandingen har derimot stor forskjell i relativ flyktighet. [Perry and Hilton, 1973]

Kapittel 3

Modell av systemet

En destillasjonskolonne kan sees på som en serie integrerte flashtanker, og dette gjør at det kan være vanskelig å forstå og forutsi systemets oppførsel. Systemet er ulineært og komplekst, og krever kunnskap om hver del av systemet. [Skogestad, 1997b]

3.1 Dynamisk modell

En destillasjonskollonne kan beskrives av en rigorøs dynamisk modell, basert på kjemiske og termodynamiske likevekter for destillasjon. Systemet kan beskrives trinnvis, med massebalanser og energibalanser for hvert *trinn* i kolonna. For en pakket kolonne, må hvert *trinn* forstås som en seksjon av kolonna, hvor man kan anta fullstendig likevekt i det gjeldende *trinnet*.

For et generelt trinn i kan man skrive massebalanse:

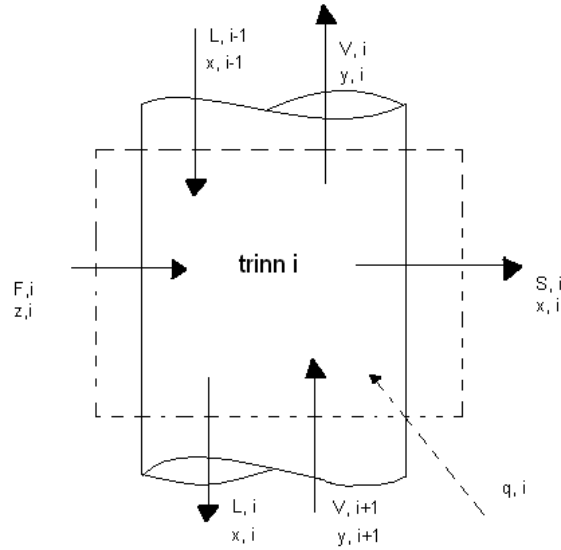
$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} - L_i + V_i + F_i - S_i \quad (3.1)$$

M_i er holdup i væskefase på trinn i , L_i er væskestrømmen ut, V_i er dampstrømmen inn til trinn i . F_i er eventuell føde inn på trinn i , og S_i er andre strømmer ut eller inn på trinnet. Se figur 3.1.

Komponentbalanse for komponent j :

$$\frac{dM_i x_{ij}}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} + V_i y_{i,j} + F_i z_i - S_i x_i \quad (3.2)$$

hvor x_{ij} og y_{ij} er hhv. væske- og damp sammensetning for komponent j , z_i er mengde av komponent j i eventuell fødestrøm inn på trinn i .



Figur 3.1: Trinn i

Energibalanse for trinn i :

$$\frac{dU_i}{dt} = L_{i+1} h_{L,i+1} + V_{i-1} h_{V,i-1} - L_i h_{L,i} + V_i h_{V,i} + F_i h_F - S_i h_{s,i} + q_i \quad (3.3)$$

hvor $U_i = M_i u_{L,i}$, og q er energi tilført systemet. U_i er indre energi for trinn i , og $h_{L,i}$ og $h_{V,i}$ er den spesifikke entalpien for væske- og gasstrømmen i trinn i . h_F er entalpien for føden (damp og væske), $h_{s,i}$ er entalpien for eventuelle strømmer inn til, eller ut fra, trinn i . [Engelien, 2004] [Skogestad, 1997a]

Hydraulikk og trykktap for hvert trinn beskrives algebraisk, og kan ved hjelp av forenklinger i likningene gjøre systemet rimelig enkelt å løse.

3.2 Forenklinger

Neglisjere holdup i dampfase Det er anbefalt å inkludere holdup i dampfasen dersom den overstiger 20 % av væskefasen. Typisk er dampvolumet ti ganger større enn væskevolumet, og holdup i dampfase kan dermed neglisjeres for kolonner med trykk mindre enn 10 bar. Antagelsen om å neglisjere holdup i dampfasen vil si at en endring av dampfasteget i bunnen av kolonna umiddelbart også endrer hastigheten i toppen. Dette er ikke tilfelle, men kan godtas som antagelse. [Skogestad, 1997a]

Å neglisjere entalpiendring i dampfase, vil gi en forenkling av energibalansen, likning 3.3.

Energibalansen blir ved neglisjering av holdup i dampfase, $M_{V,i} = 0$ slik at

$$M_i \frac{dh_{L,i}}{dt} = L_{i+1}h_{L,i+1} + V_{i-1}h_{V,i-1} - L_i h_{L,i} + V_i h_{V,i} \quad (3.4)$$

Dynamikken i den spesifikke entalpien for væskefasen kan antas lik null $dh_{L,i}/dt \cong 0$. [Luyben, 1992]

Forenklinger i væskedynamikken kan gjøres på flere måter. Man kan neglisjere væskedynamikken i likning 3.1, slik at $dM_i/dt = 0$. Dette er en vanlig antagelse, som delvis kan forsvares ved at væskefasens sammensetningsdynamikk er mye senere enn, og tilnærmet uberørt av, strømningsdynamikken. Denne antagelsen bør imidlertid ikke brukes til reguleringsformål. [Skogestad, 1997a]

Linearisering av væskedynamikken kan generelt sett brukes i reguleringsformål med tilbakekobling, og dersom predikering av flooding f.eks ikke er nødvendig i modellen. Med avviksvariable får vi

$$\Delta L_i = \frac{\Delta M_i}{\tau_L} + \lambda \Delta V_{i-1} \quad (3.5)$$

hvor λ vil være “K2-effekten”, som sier noe om hvor mye væsketømmen må forandre seg ved endring i dampstrømmen, for at holdup i væskefase skal være konstant. τ_L er den hydrauliske tidskonstanten. [Rademaker et al., 1975] [Skogestad, 1997a]

Damplikevekt (VLE, Vapour Liquid Equilibria) Ved å anta termodynamisk likevekt i damptrykk for hvert trinn, kan man ut fra Raoults lov, likning 3.6,

modellere likvekten mellom damp og veske. Partialtrykket for hver komponent j kan finnes ut fra Antoine likningen, likning 3.7.

$$y_j P = x_j \gamma_j P_j^{sat} \quad (3.6)$$

$$\ln p_{s,j} = A - \frac{B}{C - T_i} \quad (3.7)$$

Aktivitetskoeffisienten γ_j kan finnes ut fra Wilsons likning [Elliot and Lira, 1999]

$$\ln \gamma_j = 1 - \ln \left(\sum_a x_a \Lambda_{ja} \right) - \sum_b \left(\frac{x_b \Lambda_{bj}}{\sum_a x_a \Lambda_{ba}} \right) \quad (3.8)$$

hvor

$$\Lambda_{ab} = \frac{V_a}{V_b} \exp \frac{-A_{ab}}{RT} \quad (3.9)$$

Molare volum V_j , Wilsonparametere Λ , og Antoine parametre, A , B , og C , for metanol/vann kan finnes i tabeller [Ghmeling and Onken, 1977].

Føde- og reflukstrinnet Føden entrer kolonna ved romtemperatur. Det er ingen forvarming av fødestrømmen. Det vil si at noe av energien i dampen i føde-trinnet vil brukes til å varme opp føden til kokepunktet. For å ta hensyn til dette i modellen innføres parameteren q , som er definert som [Geankoplis, 1993]

$$q = \frac{\text{energi brukt til å fordampe 1 mol av føden}}{\text{den molare latente varme i fordampingen av føden}} \quad (3.10)$$

Damp- og væskestrøm inn og ut av føde-trinnet nf blir da

$$L_{nf} = L_{nf+1} + q_f F \quad (3.11)$$

$$V_{nf} = L_{nf-1} + (1 - q_f) F \quad (3.12)$$

Underkjøling finner vi også i reflukstrinnet. Refluks entrer kolonna ved lav temperatur. For strømmene ut av reflukstrinnet $nt - 1$ blir

$$L_{nt-1} = q_l L_{nt} \quad (3.13)$$

$$V_{nt-1} = V_{nt-2} + (1 - q_l)L_{nt} \quad (3.14)$$

Kokereffekt Dampstrømmen V opp kolonna gies ut fra effekten i kokeren u_v , og varmetapet Q .

$$h^{vap}V = u_v - Q \quad (3.15)$$

hvor h^{vap} er fordampningsvarmen til innholdet i kokeren.

Konstant trykk Trykket antas konstant lik atmosfæretrykk

3.3 Eksperimentell tilpasning til modellen

For å tilpasse den dynamiske modellen til den reelle destillasjonskolonna, er noen parametre funnet eksperimenelt.

Antall trinn for kolonna er tidligere funnet til å være 13 trinn inkludert koker. [Reppe, 2004]

Nominelle verdier for holdup i væskefase. Den initielle holdup estimeres ut fra den dynamiske responsen for en endring i L . Eksperimentelle målinger for responsdynamikken sammen med temperaturprofiler for kolonna brukes til dette. En endring i temperaturprofilen initieres, og samtidig tilpasses den initielle holdup i modellen, slik at den passer til de eksperimentelle målingene. [Skogestad, 1997a] foreslår en holdup typisk 2.5-5% av det totale volumet for en pakket kolonne, noe som passer med resultater oppnådd for denne kolonna.

Initialverdier for holdup i koker og kondenser settes ut fra apparaturen, altså volumet av koker og reflukstank.

Væskedynamikk. Tidskonstanten τ_L for væskedynamikken er funnet eksperimentelt ved å logge temperaturresponsen for en endring i refluksraten. Det er imidlertid funnet å være stor forskjell i tidskonstanten mellom den øvre og den nedre seksjonen. τ_L er ca 5 sekunder i den øvre mot ca 45 sekunder i den nedre. Dette kan forklares ved at føden som entrer kolonna mellom de to seksjonene forsinkes en påvirkning av refluksendring i den nedre seksjonen.

Varmetap i koker finnes ved å måle dampstrømmen ved forskjellig effekt i kokeren fylt med vann. $h^{vap}V = u_v - Q$ Damphastigheten ble målt ved å måle mengde vann ut av kjøleren over tid. $Q = 300kW$, som må sies å være greit for vår uisolerte koker.

Kapittel 4

Sammensetningsestimator

4.1 Estimering

Hensikten med å regulere en destillasjonskolonne vil være å holde produktsammensetningen konstant, enten av økonomiske hensyn, eller av krav til produkt fra en eventuell kunde eller myndigheter. Direkte analysemetoder av produkt vil ofte være for tids- og resurskrevende, slik at det ofte vil være mest hensiktsmessig å bruke temperaturmålinger til estimering av sammensetningen av produktet, og bruke denne som input i reguleringen.

Ut fra gode eksperimentelle data for temperaturprofiler og sammensetning av produktet, vil det være mulig å finne en estimator for sammensetningen. Det som vil være kritisk for estimatoren er hvordan de sekundære målingene (temperaturmålingene) er plassert i kolonna. I følge Niesenfeld og Seeman [1981] er det to kriterer som er spesielt viktige: (i) temperaturene bør være følsomme for endringer i produktsammensetningen, og (ii) korelasjonen mellom temperatur og sammensetning bør være ufølsom for forstyrrelser i føde og andre strømmer (sammensetning og mengde). Det første kriteriet sier at siden produktet er svært rent, bør temperaturmålingen(e) plasseres et stykke fra produktstrømmen. Likevektsdata for systemet (metanol-vann) viser at spesielt for toppproduktet vil endringer i sammensetningen i produktet gi lite endring i temperaturen i toppen av kolonna. Dersom man derimot plasserer målingen lenger ned, eller enda bedre, kombinerer flere temperaturmålinger, vil man kunne estimere sammensetningen bedre. Dersom man kombinerer flere målinger vil man i tillegg “unngå” det andre kriteriet, som jo helst vil plasere temperaturmålingen tett opp mot produktutgangen.

Vi vil estimere utgangen (\hat{y}), ut fra den lineære sammenhengen mellom de eksperimentelle data θ (temperaturene) og den virkelige produktsammensetningen (y).

$$\hat{y} = K\theta \quad (4.1)$$

For å finne \mathbf{K} -matrisa i (4.1) trengs et “kalibreringssett” av kjente verdier for sammensetningen og temperaturprofilen. Dette er vist i kapittel 4.3

4.2 Transformerte variable

Sammensetningsprofilen og temperaturprofilen er ulineære med hensyn på operasjonsbetingelsene for kolonna. Systemets forsterkning mellom refluks og temperatur varierer altså ved ulike betingelser. Det vil gjøre at en PI regulator som er innstilt for et arbeidspunkt, og som fungerer bra ved dette, vil fungere dårlig og gi feil forsterkning ved et annet. Dette kan kompenseres for ved å innføre logaritmiske transformasjoner av sammensetning og temperatur. [Skogestad, 1997b]

Logaritmiske transformasjoner av produktkomposisjonen (4.2) har blitt foreslått av flere forfattere som en effektiv måte å linearisere responsen på. [Joseph et al., 1976] [Mejdell and Skogestad, 1990]

$$Y_D = \ln(1 - y_D); X_B = \ln(x_B) \quad (4.2)$$

Sammensetningsprofilen kan også lineariseres ved å bruke logaritmiske transformasjoner (4.4),

$$X = \ln\left(\frac{x}{1-x}\right) \quad (4.3)$$

for et binært system.

[Skogestad and Morari, 1988] har vist at denne transformasjonen også lineariserer den dynamiske responsen. Det er ofte en lineær sammenheng mellom sammensetning og temperatur. [Mejdell and Skogestad, 1990] foreslo derfor denne transformasjonen (4.4) for å linearisere temperaturresponsen og -profilen.

$$T^{log} = \ln \left(\frac{T - T_{H,ref}}{T_{B,ref} - T} \right) \quad (4.4)$$

$T_{H,ref}$ og $T_{B,ref}$ kan enten være kokepunktet til hhv den lette og den tunge komponenten, eller man kan for å kompensere for eventuelle endringer i trykk, bruke temperaturmålingen øverst og nederst i kolonna.

4.3 Eksperimentelt

For å kunne lage en estimator for produktsammensetningen ble det funnet et kalibreringssett som inneholdt 22 paralleller med koresponderende temperaturmålinger og produktsammensetning. Det ble tatt prøver av sammensetningen av føden, toppproduktet og bunnproduktet. Temperaturmålingene er et gjennomsnitt av en periode på ti minutter før prøvene ble tatt. Før hver prøve ble tatt, ble systemet bragt til stasjonærtilstand. Det er tidkrevende å få systemet stabilt (opp til flere timer), spesielt dersom man endrer mye på operasjonsbetingelsene. To PI sløyfer, en i toppen og en i bunnen (se kapittel 2.2) ble satt inn for å redusere denne tiden noe.

Prøvene ble sendt til Statoil Tjellbergodden for analyse ved gasskromatografi.

Den ene temperatursensoren ble desverre ødelagt i løpet av våren. Estimatoren måtte derfor endres. Det viste seg å være for knapt med bare 7 målinger i hver parallell, og det ble i stedet lagd to estimatorer. En for sammensetningen i toppproduktet, basert på de tre øverste målingene i kolonna, og en for sammensetning i bunnproduktet, basert på de fire nederste målingene. Så istedet for å finne en \mathbf{K} -matrise, så ble det funnet en sammenheng mellom temperaturene i topseksjonen og toppproduktet y_d , og en sammenheng mellom de nedre temperaturene og bunnproduktet x_b . Metoden brukt for å lage estimatoren er den samme som [Mejdell, 1990] har brukt i sin doktoravhandling.

Temperaturmålingene er som sagt svært kolineære, siden temperaturmålingene forandrer seg til tider svært likt. En generell minste kvadraters metode vil da gi en dårlig konsisjonert \mathbf{K} -matrise, og vil bli følsom for målestøy. For å unngå kolinearitet i målingene, kan det brukes en PLS (Partial Least Squares) regresjon. Metoden bruker såkalte *latente variabel*. Latente variabler er en betegnelse på nye enkeltvariabler som er en lineær kombinasjon av de opprinnelige variable. Sammenhengen \mathbf{K} (likning 4.1) mellom temperatur og

produksammensetning ble funnet ved hjelp av N-WAY Toolbox i Matlab [Andersson and Bro, 2000]. Denne inneholder en implementering av PLS regresjonsalgoritmen.

4.4 Resultater og diskusjon

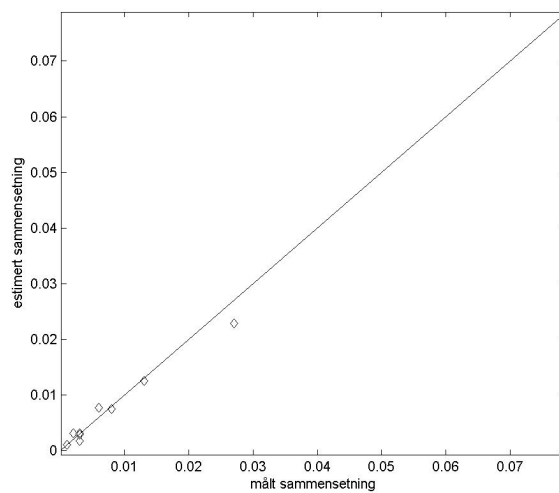
Det viste seg at mange av parallellene ikke kunne brukes i estimatoren. Der- som man tok med alle parallellene fikk man svært stor spredning på de es- rimerte verdiene. Paralleller som viste seg å ikke være fullstendig stasjonære ble luket ut, sammen med paralleller som lå langt fra det nominelle arbei- dspunktet. Det vil si, at de parallellene hvor det var svært rent i den ene enden, og urent i den andre, f.eks $x_b = 0.001$ og $y_d = 0.70$, ga stor forskjell mellom den estimerte og den målte sammensetningen. 9 av de opprinnelige 22 parallellene ble til slutt brukt til å lage estimatoren.

Figur 4.1 og 4.2 viser estimert sammensetning mot målt sammensetning for hver parallell brukt i estimatoren. Den rette linjen viser perfekt match. Man kan se at estimatoren i bunnen av av kolonna er noe dårligere enn den i toppen. Området for estimatoren i bunnen er snevert, og bør ikke brukes når bunnproduktet inneholder mer enn 3% metanol. Estimert ble markant dårligere av å inkludere paralleller med høyere metanolkonsentrasjon. Dette kan forklares med at de store temperaturvariasjonene finnes under fødepunktet, og at det meste av separasjonen skjer her. Det faktum at føden har romtem- peratur når den entrer kolonna, og dermed også varierende temperatur, påvirker også estimatet, og da særlig i den nedre seksjonen. Den øvre es- timatoren fungerer over et større område, fra $y_d = 0.90$ til $y_d = 0.98$.

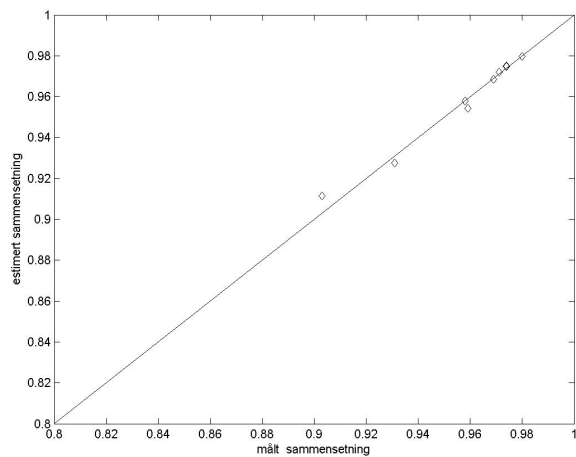
Det vil ikke være mulig å si noe særlig om hvor bra estimatoren er, uten å ha målinger å sjekke mot. De få gode målingene som finnes, brukes allered i estimatoren, og kan ikke bekrefte, eller avkrefte, riktigheten i estimatet. Det vil derfor være behov for å samle nye data til dette. I tillegg bør det samles mer data til selve estimatoren, og de bør dekke det området man er interessert i å arbeide i så godt som mulig. [Mejdell, 1990] kunne også vise til en dårligere estimator for bunnproduktet i sin doktoravhandling.

Innsamlingen av data er tidkrevnde og arbeidssomt, og det hadde vært fint å kunne lage en estimator basert på modellen av systemet. Dette viste seg imidlertid å være vanskeligere enn man først kunne annta. Modellen gir 13 temperaturer, en i hvert teoretiske trinn i kolonna. Og selv om modellens temperaturprofil kunne tilpasses det virkelige systemet med hensyn på form

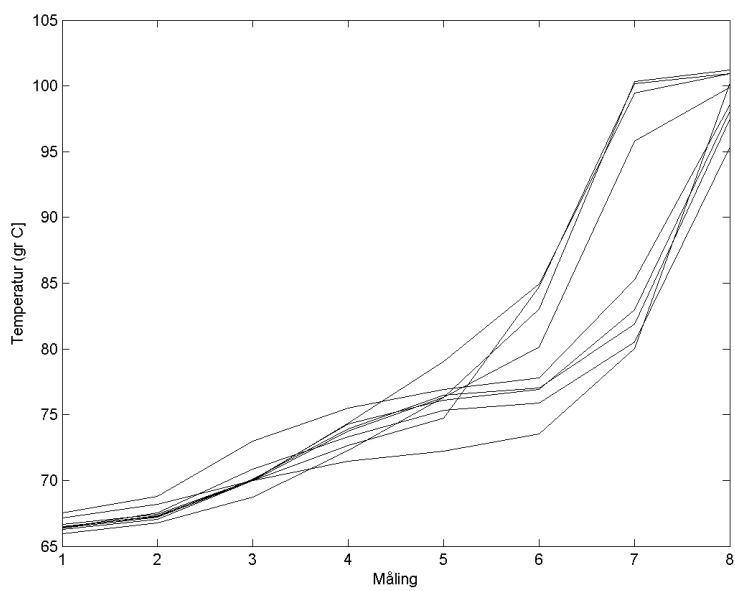
og dynamisk respons, så var det vanskelig å i praksis få de virkelige temperaturmålingene til å sammenfalle med temperaturprofilen fra modellen, ved forskjellige driftsbetingelser.



Figur 4.1: Estimert sammensetning i bunnproduktet.



Figur 4.2: Estimert sammensetning i topproduktet.



Figur 4.3: Temperaturprofiler i kalibreringssettet. Føden entrer kolonna ved måling nr. 4.

Kapittel 5

MPC og SEPTIC

Modellbasert prediktiv regulering (MPC) kombinerer matematiske modeller med automatisk regulering. Basert på en matematisk beskrivelse og kunnskap om en prosess blir en dynamisk modell brukt til å forutsi hvordan prosessen kommer til å oppføre seg i fremtiden. Kontrollerte variabler som funksjon av pådrag og forstyrrelser blir beregnet.

En MPC-regulator tar hensyn til begrensninger i pådrag, og prosessmålinger. Den kan også ta med variabler som ikke er direkte målbare, men som kan avledes fra målinger og pådrag.

MPC optimaliserer pådragene i en reguleringsoppgave, slik at summen av avvikene til de kontrollerte variablene blir minst mulig for et fremtidig tidsintervall.

5.1 SEPTIC

Statoil R & D startet utviklingen av SEPTIC (Statoil Estimation and Prediction Tool for Identification and Control) i 1996, med den hensikt og lage sin egen software for blant annet modellbasert prediktiv regulering. Den første applikasjonen kom i 1997, og åpnet for bruk ved flere andre prosesanlegg.



Figur 5.1: SEPTIC logo

5.1.1 Optimaliseringsalgoritme

Basisen for programmet er en QL eller en QLD algoritme, utviklet av [Goldfarb and Idnani, 1983]. Algoritmen er kjent for å være robust og er brukt som basis i flere applikasjoner i hele verden. [Aas, 2004]

QLD algoritmen løser et kvadratisk programmeringsproblem med lineære beskrankninger, hvor \mathbf{G} er en positivt definit, symmetrisk n ganger n matrise, \mathbf{d} er en vektor med n dimensjoner, \mathbf{A} er en positiv m ganger n matrise, og \mathbf{b} er en vektor men m dimensjoner.

$$\min_{\mathbf{x}} \frac{1}{2} \mathbf{x}^T \mathbf{G} \mathbf{x} + \mathbf{d}^T \mathbf{x} \quad (5.1)$$

$$s.t. \mathbf{A}_k^e \mathbf{x} + \mathbf{b}_k^e = 0 \quad (5.2)$$

$$\mathbf{A}_k^i \mathbf{x} + \mathbf{b}_k^i \geq 0 \quad (5.3)$$

$$\mathbf{x}_{min} \leq \mathbf{x} \leq \mathbf{x}_{max} \quad (5.4)$$

For å være sikker på at den Hessiske matrisa, \mathbf{G} , er positiv definit er det brukt en modifisert Cholesky dekomponering av \mathbf{G} . En positiv definit Hessisk matrise sikrer at problemet er konvekst, med et globalt minimum, gitt de lineære beskrankningene. Ved å bruke en modifisert Cholesky dekomponering vil en negativ definit Hessisk matrise bli perturbert med en dynamisk positiv diagonalmatrise \mathbf{E} , som er lik null dersom \mathbf{G} allerede er positiv definit. (5.5) viser hvordan den Hessiske matrisa kan perturberes med den kvadratiske matrisa \mathbf{P} , og addert til \mathbf{E} for å oppnå en positiv definit symmetrisk matrise $\mathbf{M}\mathbf{M}^T$ som kan skrives som en lavere triangulær

kvadratisk matrise \mathbf{L} , multiplisert med en diagonalmatrise \mathbf{D} med positive verdier.

$$\mathbf{P}\mathbf{G}\mathbf{P}^T + \mathbf{E} = \mathbf{L}\mathbf{D}\mathbf{L}^T = \mathbf{M}\mathbf{M}^T \quad (5.5)$$

når da \mathbf{G} er positiv definit, kan QLD algoritmen løses videre.

5.1.2 Modellering

SEPTIC bruker stepresponsmodeller i optimaliseringen av beskrankningen i likningene over. Metoden som er brukt er *Dynamic Matrix Control (DMC), system*. [Strand, 1991]

En stepresponsmodell kan modelleres som den lineære sammenhengen vist i (5.6), hvor y_k er responsen fra summen av forstekningene a_i multiplisert med de koresponderende difrensielle ingangene Δu_{k-i} , med tidshorisont N i modellen.

$$y_k = y_0 + \sum_{i=1}^N a_i \Delta u_{k-i} \quad (5.6)$$

Dødtid i modellen er da representert ved $a_i = 0$. (5.6) kan skrives på rekursiv impulsresponsform, vist i (5.7), hvor ϵ_k er prediksjonsfeilen.

$$\hat{y}_{k+1} = y_{k+1} + \epsilon_k = y_k + \sum_{i=1}^N h_i \Delta u_{k+1-i} \quad (5.7)$$

Dersom man samtidig innfører tidshorisonten \mathbf{V} , og reguleringshorisonten \mathbf{U} , hvor $\mathbf{V} = \mathbf{N} + \mathbf{U}$, kan DMC modellen uttrykkes på vektor-Matrise-form slik

$$\begin{bmatrix} \hat{y}_{k+1} \\ \vdots \\ \hat{y}_{k+U} \\ \hat{y}_{k+U+1} \\ \vdots \\ \hat{y}_{k+N} \\ \hat{y}_{k+N+1} \\ \vdots \\ \hat{y}_{k+V} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_1 & 0 & \cdots & 0 \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ a_U & a_{U-1} & \cdots & a_1 \\ a_{U+1} & a_U & \cdots & a_2 \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ a_N & a_{N-1} & \cdots & a_{N-U+1} \\ a_{N+1} & a_N & \cdots & a_{N-U+2} \\ \vdots & \vdots & & \vdots \\ a_N & a_N & \cdots & a_N \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta U_k \\ \vdots \\ \Delta U_{k+U-1} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} y_k + P_1 \\ \vdots \\ y_k + P_U \\ y_k + P_{U+1} \\ \vdots \\ y_k + P_N \\ y_k + P_{N+1} \\ \vdots \\ y_k + P_V \end{bmatrix} \quad (5.8)$$

$$P_i = \sum_{j=i}^i S_j, i = 1, 2, \dots, V \quad (5.9)$$

$$S_j = \begin{pmatrix} \sum_{i=1}^N h_i \Delta u_{k+j-1} & j = 1, 2, \dots, N-1 \\ 0 & j = N, N+1, \dots, V \end{pmatrix} \quad (5.10)$$

I x_k vil man forutsi framtiden. Siden det ikke fins noen tilstander i en stepresponsmodell, må man bruke historiske data. (5.9 og 5.10) viser dette. Derksom man innfører en referansevektor y_{k+j}^r , med $j = 1, 2, \dots, V$, så kan man skrive (5.8 til 5.10) med hensyn på målefeilen $E = y_{k+j}^r - y_{k+j}$ slik

$$\hat{\mathbf{E}} = -\mathbf{A}\Delta\mathbf{u} + \mathbf{E} \quad (5.11)$$

hvor \mathbf{A} er stepresponsmodellmatrisa i (5.8).

Ved å minimalisere avviket fra refransevektoren får man (5.12), som uten beskrankninger vil gi en optimal $\Delta\mathbf{u}$. Ved å differensiere (5.12) med hensyn på $\Delta\mathbf{u}$, og setter den lik null, vil det gi den optimale inputvektoren (5.13).

$$\min_{\Delta\mathbf{u}} \hat{\mathbf{E}}^T \hat{\mathbf{E}} = \min_{\Delta\mathbf{u}} (-\mathbf{A}\Delta\mathbf{u} + \mathbf{E})^T (-\mathbf{A}\Delta\mathbf{u} + \mathbf{E}) \quad (5.12)$$

$$\Delta\mathbf{u} = (\mathbf{A}^T \mathbf{A})^{-1} \mathbf{A}^T \mathbf{E} \quad (5.13)$$

Siden (5.13) er følsom for dårlig konsisjonert $\mathbf{A}^T \mathbf{A}^{-1}$, innføres en straff på pådrag, \mathbf{P} , som sammen med en vektning \mathbf{Q} på utgangsresidualene, gir likning (5.14). Likning (5.15) viser objektfunksjonen som minimaliserer singel-input single-output (SISO) systemet, med hensyn på inngangen.

$$\Delta \mathbf{u} = (\mathbf{A}^T \mathbf{Q} \mathbf{A} + \mathbf{P})^{-1} \mathbf{A}^T \mathbf{E} \quad (5.14)$$

$$\min_{\Delta \mathbf{u}} \hat{\mathbf{E}}^T \mathbf{Q} \hat{\mathbf{E}} + \Delta \mathbf{u}^T \mathbf{P} \Delta \mathbf{u} \quad (5.15)$$

Systemet kan økes til å behandle n kontrolerte variable, og m manipulerede variable ved å eksapandere avviksvektoren \mathbf{E} og modellmatrisa \mathbf{A} .

$$\hat{\mathbf{E}} = -\mathbf{A} \Delta \mathbf{u} + \mathbf{E} \quad (5.16)$$

hvor

$$\begin{aligned} \hat{\mathbf{E}} &= [\hat{\mathbf{E}}_{1,k+1} \cdots \hat{\mathbf{E}}_{1,k+V} \hat{\mathbf{E}}_{2,k+1} \cdots \hat{\mathbf{E}}_{2,k+V} \cdots \hat{\mathbf{E}}_{n,k+1} \cdots \hat{\mathbf{E}}_{n,k+V}] \\ \Delta \mathbf{u} &= [\Delta u_{1,k+1} \cdots \Delta u_{1,k+V} \Delta u_{2,k+1} \cdots \\ &\quad \Delta u_{2,k+V} \cdots \Delta u_{n,k+1} \cdots \Delta u_{n,k+V}] \\ \mathbf{A} &= \begin{bmatrix} \mathbf{A}_{11} & \cdots & \mathbf{A}_{1m} \\ \vdots & \ddots & \vdots \\ \mathbf{A}_{n1} & \cdots & \mathbf{A}_{nm} \end{bmatrix} \end{aligned} \quad (5.17)$$

Øvre og nedre grenser settes som beskrankninger på inngangen (5.18) og utgangen (5.19)

$$\begin{bmatrix} \mathbf{I}_{DL} \\ -\mathbf{I} \end{bmatrix} = \Delta \mathbf{u} \geq \begin{bmatrix} \mathbf{u}_{min} & -\tilde{\mathbf{u}}_{k-1} \\ \tilde{\mathbf{u}}_{k-1} & \mathbf{u}_{max} \end{bmatrix} \quad (5.18)$$

hvor

$$\mathbf{I}_{DL} = \begin{bmatrix} \mathbf{I}_{1,L} & 0 & \cdots & 0 \\ 0 & \ddots & & \vdots \\ \vdots & & \ddots & 0 \\ 0 & \cdots & 0 & \mathbf{I}_{m \times U,L} \end{bmatrix}, \begin{bmatrix} 1 & 0 & \cdots & 0 \\ 1 & \ddots & & \vdots \\ \vdots & & \ddots & 0 \\ 1 & \cdots & 1 & 1 \end{bmatrix}$$

$$\begin{aligned}
\mathbf{u}_{max} &= [\mathbf{u}_{1,max} \cdots \mathbf{u}_{1,max} \mathbf{u}_{2,max} \cdots \mathbf{u}_{2,max} \cdots \mathbf{u}_{n,max} \cdots \mathbf{u}_{2,max}] \\
\mathbf{u}_{min} &= [\mathbf{u}_{1,min} \cdots \mathbf{u}_{1,min} \mathbf{u}_{2,min} \cdots \mathbf{u}_{2,min} \cdots \mathbf{u}_{n,min} \cdots \mathbf{u}_{2,min}] \\
\mathbf{u}_{k-1} &= [\mathbf{u}_{1,k-1} \cdots \mathbf{u}_{1,k-1} \mathbf{u}_{2,k-1} \cdots \mathbf{u}_{2,k-1} \cdots \mathbf{u}_{n,k-1} \cdots \mathbf{u}_{2,k-1}] \\
\begin{bmatrix} \mathbf{A} \\ -\mathbf{A} \end{bmatrix} \Delta \mathbf{u} &= \begin{bmatrix} \mathbf{y}_{min} & -\tilde{\mathbf{y}} \\ \tilde{\mathbf{y}} & \mathbf{y}_{max} \end{bmatrix}
\end{aligned} \tag{5.19}$$

hvor

$$\begin{aligned}
\mathbf{y}_{max} &= [y_{1,max} \cdots y_{1,max} y_{2,max} \cdots y_{2,max} \cdots y_{n,max} \cdots y_{2,max}] \\
\mathbf{y}_{min} &= [y_{1,min} \cdots y_{1,min} y_{2,min} \cdots y_{2,min} \cdots y_{n,min} \cdots y_{2,min}] \\
\mathbf{y}_{k-1} &= [(y_{1,k} + P_{11}) \cdots (y_{1,k} + P_{1V})(y_{2,k} + P_{21}) \cdots (y_{2,k} + P_{2V}) \cdots (y_{n,k} + P_{n1}) \cdots (y_{n,k} + P_{nV})]
\end{aligned}$$

(5.14 og 5.15) kan gi et QP problem på formen (5.1) slik:

$$\min_{\Delta \mathbf{u}} \frac{1}{2} \underbrace{\Delta \mathbf{u}^T}_{x^T} \underbrace{(\mathbf{A}^T \mathbf{Q} \mathbf{A} + \mathbf{P})}_{G} \Delta \mathbf{u} - \underbrace{\mathbf{E}^T \mathbf{Q} \mathbf{A}}_d \Delta \mathbf{u} \tag{5.20}$$

subjekt til

$$\begin{bmatrix} \mathbf{I}_{DL} \\ -\mathbf{I} \end{bmatrix}_{A^i} = \Delta \mathbf{u} \geq \underbrace{\begin{bmatrix} \mathbf{u}_{min} & -\tilde{\mathbf{u}}_{k-1} \\ \tilde{\mathbf{u}}_{k-1} & \mathbf{u}_{max} \end{bmatrix}}_{d^i} \tag{5.21}$$

$$\begin{bmatrix} \mathbf{A} \\ -\mathbf{A} \end{bmatrix}_{A^e} \Delta \mathbf{u} = \underbrace{\begin{bmatrix} \mathbf{y}_{min} & -\tilde{\mathbf{y}} \\ \tilde{\mathbf{y}} & \mathbf{y}_{max} \end{bmatrix}}_{b^e} \tag{5.22}$$

$$\Delta \mathbf{u}_{min} \leq \Delta \mathbf{u} \leq \Delta \mathbf{u}_{max} \tag{5.23}$$

5.1.3 Tuning

Tuning er i hovedsak gjort ved å sette straff på utgangene, eller på avvik fra referansetilstanden. Hvert målte avvik ($y_l - y_j^r$) blir straffet med en verdi

q_j , (5.24) som er kvadratet av produktet av den skalerte feilen og avviksvekten, ρ_{fulf} (i SEPTIC kalt *fulf*). Dersom skaleringen av måleverdien, $\Delta\theta_{j,span}$ (*span* i SEPTIC) er grei, vil kun små justeringer av ρ_{fulf} , *fulf*, være nødvendig. $q_{fulf} = 1$ er derfor en god verdi. Endring i utgang Δu straffes på samme måte som målinger, og er vist i (5.25).

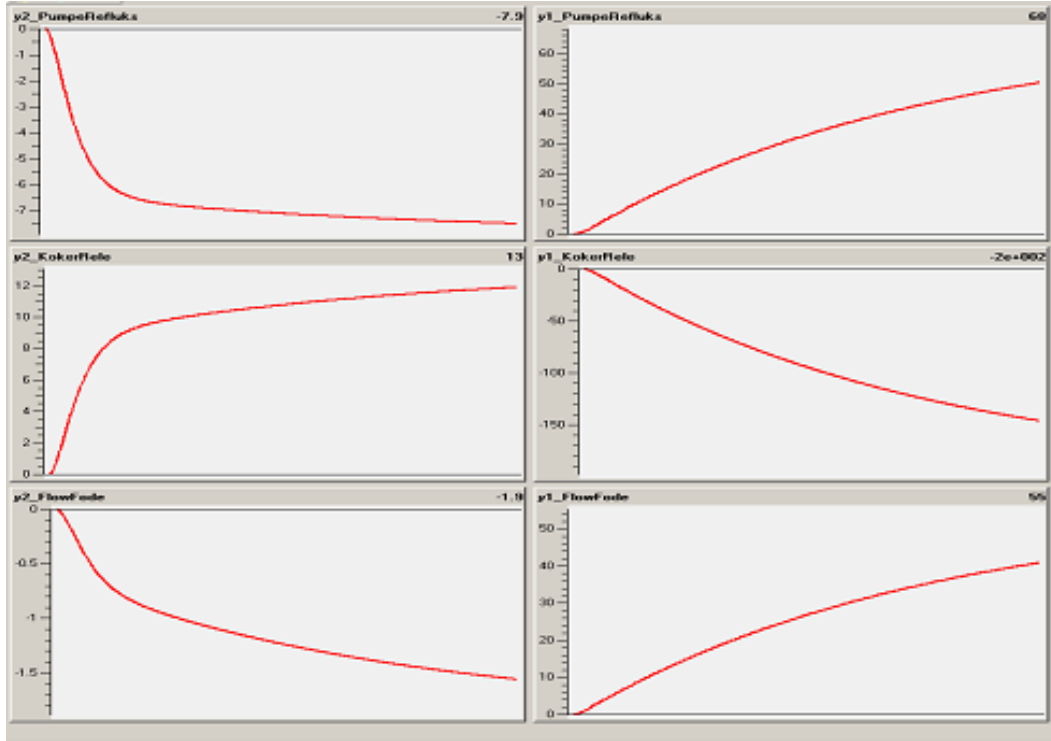
$$q_j = \left(\frac{\rho_{j,fulf}(y_l - y_j^r)}{\Delta\theta_{j,span}} \right), j = 1, \dots, N \quad (5.24)$$

$$p_j = \left(\frac{\rho_{j,fulf}\Delta u_j}{\Delta\theta_{j,span}} \right), j = 1, \dots, U \quad (5.25)$$

Myke beskrankninger defineres ved å legge til en straff, $\rho_{j,x-penalty}$, på vektmatrisa \mathbf{A} slik

$$q_{j,high} = \left(\frac{\rho_{j,highpenalty} \max(y - y_{high}, 0)}{\Delta\theta_{j,span}} \right) \quad (5.26)$$

$$q_{j,low} = \left(\frac{\rho_{j,lowpenalty} \max(y - y_{low}, 0)}{\Delta\theta_{j,span}} \right) \quad (5.27)$$



Figur 5.2: Stepresponssmodeller i SEPTIC

5.2 Eksperimentell tilpasning og simulering

Stepresponssmodellene, såkalte SISO stepresponssmodeller, som er brukt i MPC applikasjonen er lagd ut fra den dynamiske modellen i kapittel 3. Modellen ble kjørt i matlab, med step i refluxraten, kokereffekten, og føderaten. Utgangene for hvert step ble lagret i hver sin modellfil i SEPTIC, som programmet bruker i optimaliseringen. Modellene er vist i figur 5.2.

Tuningparametre som settes i SEPTIC:

Fulf (fulfilment penalty) Vekting på hvor viktig det er å holde settpunkt for C_{vr} . Dette kan være i forhold til krav til produkt eller myndigheter. I vår applikasjon er det gjort slik at det er viktigere å holde y_d på settpunkt enn x_b fordi dette forenklet reguleringen.

Span (skalering) Det viktigste er at Span for de ulike variablene er avstemt i riktig forhold til variasjonsområdet. Den enkleste metoden som også

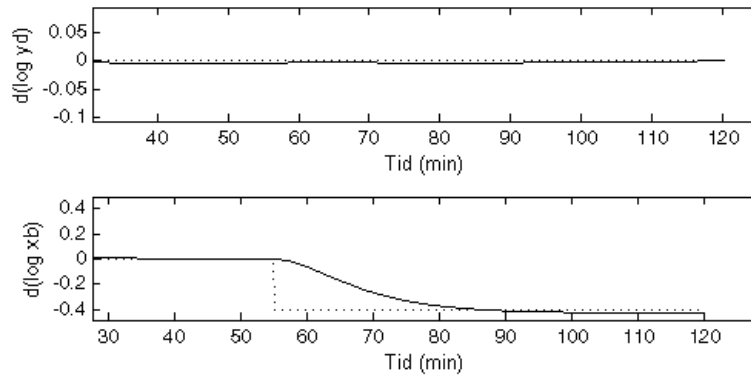
ofte vil gi fornuftig intern skalering er å sette Span til ”akseptabel“ variasjon.

MovePenalty (straff på pådragsendring) Vekting på pådragsendring for hvert sample, settes høyere dersom en Mvr bør brukes mindre. Settes for vår applikasjon høyere for koker enn for reflux, siden kokeren ofte er litt aggressiv i pådraget.

5.3 Resultater

Siden to av pumpene på kolonna, bunnproduktpumpa og refluxpumpa, sluttet å fungere mot slutten av perioden er det noe begrensede eksperimentelle resultater og vise til.

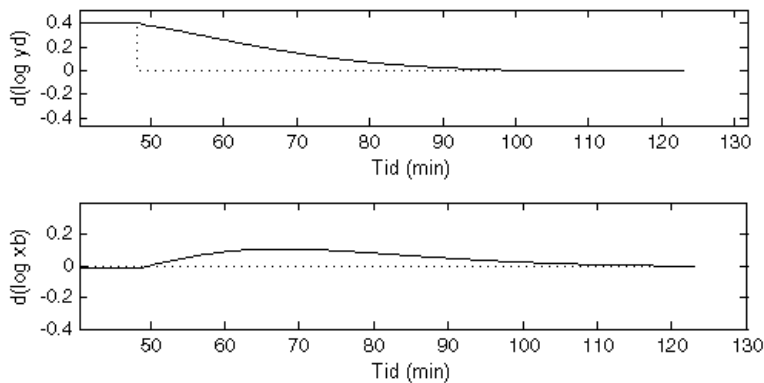
Figur 5.3 og 5.4 er fra simulering av det virkelige systemet, som er koplet opp mot SEPTIC, hvor tuningparameterne er de samme som for det virkelige systemet.



Figur 5.3: Settpunktsendring i x_b

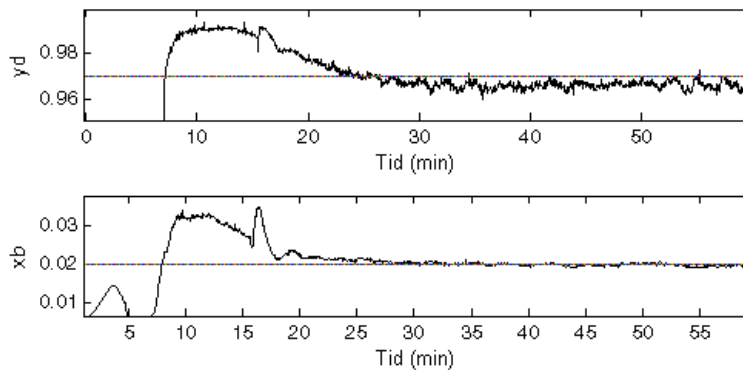
Figur 5.3 viser en settpunktsendring i x_b fra $d(\log x_b) = 0$ ned til $d(\log x_b) = -0.4$, i avviksvARIABLE. Det tilsvarer en endring fra 2 mol% til 1 mol% metanol i topproduktet. Øverst kan man se at y_d holdes konstant. Systemet er stabilt etter ca 35 minutter.

Figur 5.4 viser en settpunktsendring i y_d fra $d(\log y_d) = 0.4$ ned til $d(\log y_d) = 0$, i avviksvARIABLE. Det tilsvarer en endring fra 98 mol% til 97 mol% metanol

Figur 5.4: Setpunktssendring i y_d

i topproduktet. x_b holdes så å si konstant, kun en endring fra 1 mol% til 1.1 mol% metanol. Systemet er stabilt etter ca 60 minutter.

Figur 5.5 viser hvordan SEPTIC regulerer det virkelige systemet. Septic stabiliserer systemet inn på setpunktssverdiene for y_d og x_b .



Figur 5.5: MPC på det virkelige systemet.

5.4 Diskusjon

For knapp tid på slutten av perioden sammen med at apparaturen ikke fungerte de siste ukene har gjort sitt til av resultatene er noe tynt doku-

mentert.

SEPTIC fungerer til en viss grad på systemet. Det er vanskelig i en oppstarstsfase å få regulatoren inn på riktig arbeidspunkt, noe som også estimatoren må ta noe skylden for. Estimatoren kan gi samme utgang \hat{y} ved flere forskjellige teperaturprofiler, og forvirrer regulatoren. Det er derfor viktig å ha oppnådd stabilitet i systemet *før* SEPTIC slås på. Dette er i praksis gjort ved å bruke PI- regulering av de indre temperatursløyvene til man har nådd stasjonærtilstand, og lar den være der en god stund før SEPTIC tar over.

Ved simuleringer fungerer regulatoren godt, og takler setpunktendringer og forstyrrelser i føden. Det har imidlertid også her vist seg å være problemer i oppstartsfasen, da SEPTIC kan bruke opp til flere timer på å sette systemet inn på settpunkt. Men her gjelder også at dersom systemet er stabilt idet regulatoren slås på, fungerer den godt. Løsninger på disse problemene kan ligge tuningen av parametrene, eller i selve modellen. Det kan virke som SEPTIC ”drar på“ for mye i starten av perioden, men at den i løpet av en tid ”roer seg ned“.

Dokumentasjonen av programmet er noe mangelfull, og gjør det vanskelig å sette seg inn i det på egenhånd. Det bør brukes mer tid på opplæring i oppbyggingen av programmet, da det meste av bukerdokumentasjonen går mer på rene operatøroppgaver, og ikke i så stor grad oppbygging av applikasjonene.

Kapittel 6

Konklusjoner

6.1 Apparatatur

Apparaturen fungerer heniktsmessig som en øvelse i destillasjon og regulering av destillasjonskolonne. Programvaren for den enkle reguleringen og brukergrensesnittet er relativt enkel å bruke med litt opplæring. SEPTIC er imidlertid litt dårlig dokumentert, og kan være vanskelig å sette seg inn i på egenhånd. Bruk av OPC server for kommunikasjon mellom SEPTIC og LabVIEW, og mellom LabVIEW og kolonna, fungerer godt i praksis, men kan være noe vanskelig å modifisere eller drifte selv. Septic vil kreve noe mer utvikling før den vil fungere optimalt.

De to pumpene som ble ødelagt i løpet av perioden er sansynligvis enkelt å reparere og holde ved like. Det er kun snakk om å skifte ut gummislangene på disse pumpene. Men det kan være lurt å ha slikt på lager, da det kan ta tid å bestille nye deler.

Plasseringen av temperatursensorene er noe uhensiktsmessig med hensyn på vedlikehold og uskiftning. Hele kolonna må desverre nærmest demonteres for å få til dette. Men siden kolonna er isolert som den er, er det vanskelig å se for seg hvordan dette kan gjøres annerledes. Spørsmålet er vel om sannsynligheten for at noe går galt er stor nok til at en ny løsning bør testes ut. Samtaler med leverandør bør kunne si noe om dette.

6.2 Dynamisk modell

Den ulineære dynamiske modellen representerer det virkelige systemet godt. Væskedynamikken og tidskonstanten i den øvre delen av kolonna sammenfaller med tidligere studier i litteraturen, men den nedre delen gjør ikke det. Dette kommer sannsynligvis av underkjøling av føden inn på kolonna, som forsinker dynamikken i den nedre delen.

6.3 Sammensetningsestimator

Estimatoren fungerer til en viss grad i det snevre området den representerer, $y_d = 0.90$ til $y_d = 0.98$ og x_b opp til 3% metanol. De eksperimentelle målingene av sammensetningen ble tatt over et for stort område. Det vil være hensiktsmessig å snevre inn dette området til for eksempel 0.5% til 5% i x_b og 95% til 99.5% i y_d . Det bør også kjøres nok paralleller til at halvparten av parallellene kan brukes til å teste estimatoren i etterkant. Det anbefales i høyeste grad å gjøre dette arbeidet, da metoden ser ut til å fungere godt.

6.4 Regulator

Det er fullt mulig å få en MPC basert på en teoretisk modell til å fungere på kolonna. Dette bør imidlertid videreutvikles og dokumenteres bedre, og det må også vurderes om det er hensiktsmessig i forhold til å bruke eksperimentelle stepresponsmodeller. En teoretisk modell må også tilpasses det virkelige systemet, og noe eksperimentell tilpassing må man regne med. Det vil også være en stor forskjell i å implementere en slik modell på et laboratorieskala system, i forhold til et system i industrien.

Bibliografi

- Torggrim Aas. Online parameter estimation of the snøhvit gas pipeline. Master's thesis, NTNU, 2004.
- C. A. Andersson and R. Bro. The n-way toolbox for matlab. *Chemometrics & Intelligent Laboratory Systems.*, 1(52), 2000.
- J. Richard Elliot and Carl T. Lira. *Introductory Chemical Engineering Thermodynamics*. Prentice Hall PRT, 1999.
- Hilde Kathrine Engelen. *Process Integration Applied to the Design and Operation of Distillation Columns*. PhD thesis, NTNU, 2004.
- C. J. Geankoplis. *Transport Processes and Unit Operations*. Prentice Hall International, 3rd edition, 1993.
- J. Gmeling and U. Onken. *Vapour-Liquid Equilibrium Data Collection; Aqueous Organic Systems*, volume I. DECHEMA, 1977.
- D Goldfarb and A Idnani. A numerically stable method for solving strictly convex quadratic programs. *Mathematical Programming*, 27, 1983.
- F. Haugen. *Lær LabView*. Tapir Akademiske Forlag, 2003.
- Jørgen K. Johnsen. Robust distillation control. Master's thesis, NTNU, 2005.
- B Joseph, B Brosilow, J C Howell, and W R D Kerr. Multi-temps give better control. *Hydrocarbon Processing*, (3), 1976.
- W. L. Luyben. *Practical Distillation Control*. Van Nostrand Reinhold, 1992.
- Thor Mejdell. *Estimators for Product Compositions in Distillation Columns*. PhD thesis, NTNU, 1990.

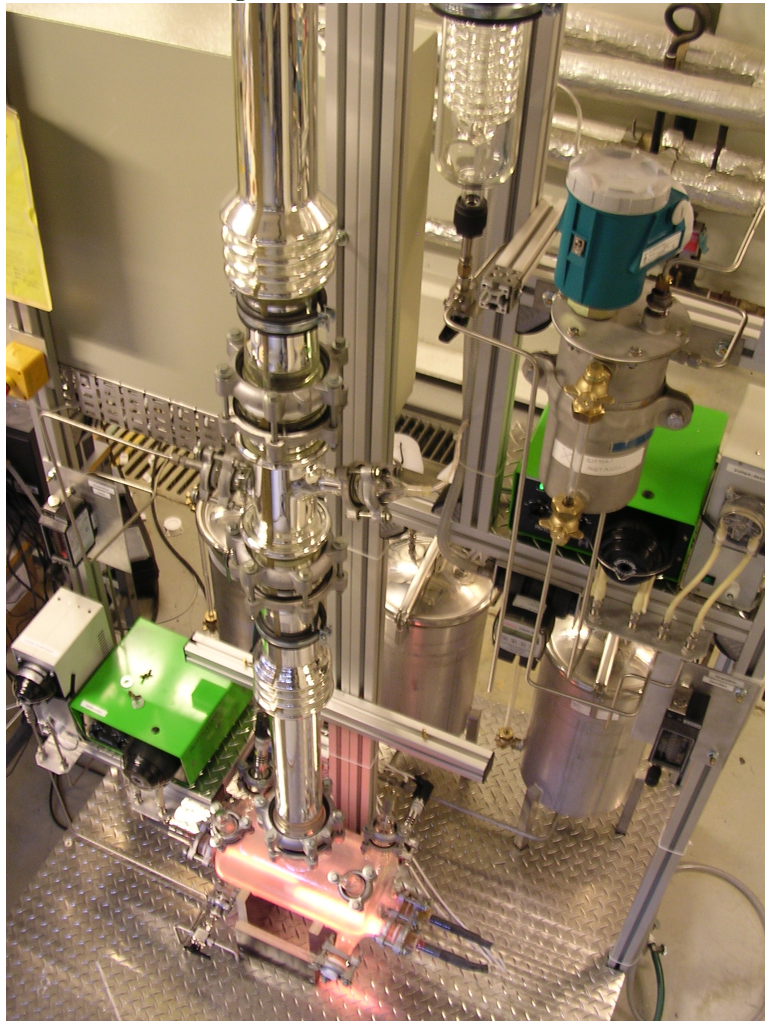
- Thor Mejdell and Sigurd Skogestad. Estimation of product compositions from temperature measurements by multivariate calibration. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 1990.
- Robert H. Perry and Cecil H. Hilton. *Chemical Engineers Handbook*. McGraw-Hill Inc., 5rd edition, 1973.
- O. Rademaker, J. E. Rijnsdorp, and A. Maarleveld. *Dynamics and Control of Continuous Distillation Units*. Elsevier Scientific Publishing Company, 1975.
- Ingela Reppe. Modellering og estimering av kontinuerlig destillasjon-skolonne. Technical report, NTNU, 2004.
- Sigurd Skogestad. Dynamics and control of distillation columns- a critical survey. *Modeling, Identification and Control*, (17), 1997a.
- Sigurd Skogestad. Dynamics and control of distillation columns: A tutorial introduction. *Trans IChemE*, 75(September), 1997b.
- Sigurd Skogestad and M Morari. Understanding the dynamic behaviour of distillation columns. *Ind. Eng. Chem. Res.*, (27), 1988.
- Stig Strand. *Dynamic Optimization in State-Space Predictive Control Schemes*. PhD thesis, NTNU, 1991.

Bilder av kolonna

Figur 1: Destillasjonskolonna sett foran.



Figur 2: Kokeren sett ovenfra



Figur 3: Kolonna sett fra siden.

