

Fordypningsprosjekt
Modellering og Estimering av Destillasjonskollonne

Ingela Reppe
ingelar@stud.ntnu.no

26. november 2004

Sammendrag

Det er på oppdrag fra Statoil bygd en kontinuerlig destillasjonskolonne. I denne oppgaven er apparaturen og byggingen av denne, beskrevet. Det er i tillegg lagt et teoretisk grunnlag for en rigorøs, dynamisk modell, og en sammensetningsestimator basert på temperaturmålinger. En stasjonær modell av destillasjonskolonna er lagd i HYSYS.

Det er også sett på forbedringer og videre arbeid med prosjektet for å tilfredstille Statoils ønsker til produktet.

Oppgave

En komplett laboratorieskala destillasjonskolonne skal bygges ferdig og reguleres. Bygging av kolonnen og kalibrering av sensorer og aktuatorer gjøres sammen med Jørgen K. Johnsen. Det skal lages to modeller av kolonnen; en stasjonær og en dynamisk. Begge modellene skal tilpasses eksperimentelle data. Den stasjonære modellen skal brukes for estimering av sammensetning, mens den dynamiske modellen skal brukes til fremtidig regulatordesign.

Innhold

1	Innledning	4
2	Apparaturbeskrivelse	6
3	Modellering	12
3.1	Dynamisk modell	12
3.2	Eksperimentell tilpasning til modellen	15
4	Estimering av sammensetning	17
5	Analyse av stasjonært tilstand	20
6	Videre arbeid	23
	Referanser	24
A	Likevekstdata	25

1 Innledning

På oppdrag fra Statoil er det bygd en kontinuerlig destillasjonskolonne. Kolonna skal gies i gave fra Statoil til Hammerfest Videregående Skole, og skal i mest mulig grad ligne en industriell destillasjonskolonne, samtidig som den er brukervennlig, og egnet for undervisning på gymnasen. Den skulle bygges, instrumenteres, modelleres og reguleres. NTNU valgte å ansatte to studenter, undertegnede og Jørgen Johnsen, på sommerjobb sommeren 2004 for å allerede da starte arbeidet med kolonna. Det ble da forutsatt at vi to skulle jobbe videre på dette prosjektet i fordypningsprosjektet høsten 2004, og på Diplomoppgaven våren 2005. Oppgavene bestod kort i at kolonna skulle bygges ferdig, modelleres og reguleres, og produkt-sammensetning skulle estimeres. Det ble da naturlig at jeg med min bakgrunn fra kjemisk prosessteknologi skulle modellere kolonna og finne en estimator, mens Jørgen Johnsen fra Institutt for Teknisk Kybernetikk skulle ha ansvar for reguleringen.

Arbeidet med selve byggingen av destillasjonskolonna tok imidlertid noe mer tid enn planlagt, hovedsakelig på grunn av lang leveringstid på innkjøpt utstyr, samtidig som det ble noen forandringer i planene underveis. Mye av arbeidet ble utført i fellesferien, og dette førte til en del forsinkelser. Dette gjorde at det ble brukt mer av høstsemestet enn planlagt til å bygge ferdig kolonna. Det eksperimentelle arbeidet kom derfor senere i gang enn forutsatt. Det viste seg i tillegg å være vanskelig å få analysert prøvene av produkt-sammensetningene her på NTNU. Det ble etter noen undersøkelser avtalt med Statoil på Tjellbergodden at vi kunne få analysert noen prøver der. De hadde imidlertid ikke umiddelbar kapasitet til å undersøke mange prøver, slik at den eksperimentelle delen av utviklingen av sammensetningsestimatorene ble utsatt til Diplomoppgaven.

Det var tidlig planlagt å utvikle en estimator ut fra eksperimentelle data. Siden det meste av det eksperimentelle arbeidet ble utsatt, er ikke denne på plass enda, men jeg skal her legge et teoretisk grunnlag for utviklingen av en slik sammensetningsestimator basert på temperaturmålinger.

Jeg har her valgt å ikke gi mye plass detaljerte data for kolonna, siden de her ikke vil bli brukt til hverken dynamisk simulering eller estimering i denne omgang, og dermed ikke er spesielt interessante. Jeg vil imidlertid i kapittel 5 bruke noen eksperimentelle data for kolonna, til stasjonær simulering, og identifisering av antall trinn i kolonna.

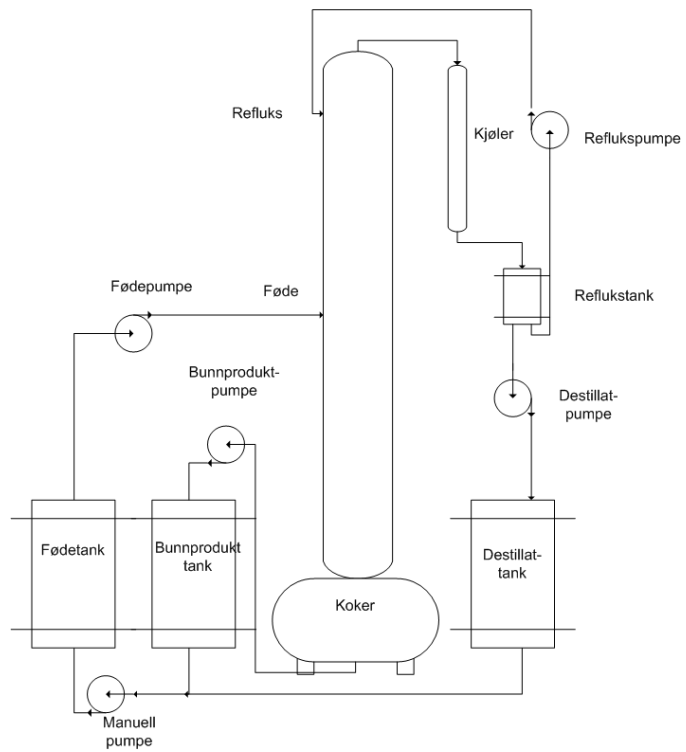
Den stasjonære modellen laget i HYSYS er lagt ved oppgaven på diskett.

2 Apparatbeskrivelse



Figur 1: Destillasjonskolonna

Selve destillasjonskolonna er bygd av firmaet Normag i Tyskland. Den er bygd i isolert glass, og består av flere deler som er koblet sammen med flenser. 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 refluktanken, hvor toppproduktet enten blir ført tilbake til kolonna som reflux, eller tatt ut som destillat. Refluktanken er åpen mot omgivelsene, slik at det vil være atmosfærisk trykk i systemet. Refluksen pumpes tilbake med en reguleringspumpe, mens destillatet pumpes over i destillattanken med en av/på pumpe. Føden pumpes inn på kolonna fra fødetanken via en reguleringspumpe, mens bunnproduktet pumpes over til bunnprodukttanken med en av/på pumpe. Det er montert strømningsmålere på fødestrømmen, destillatstrømmen, og refluxstrømmen. Destillasjonskolonna er illustrert i figur 2.



Figur 2: Skjematisk framstilling av destillasjonskolonna

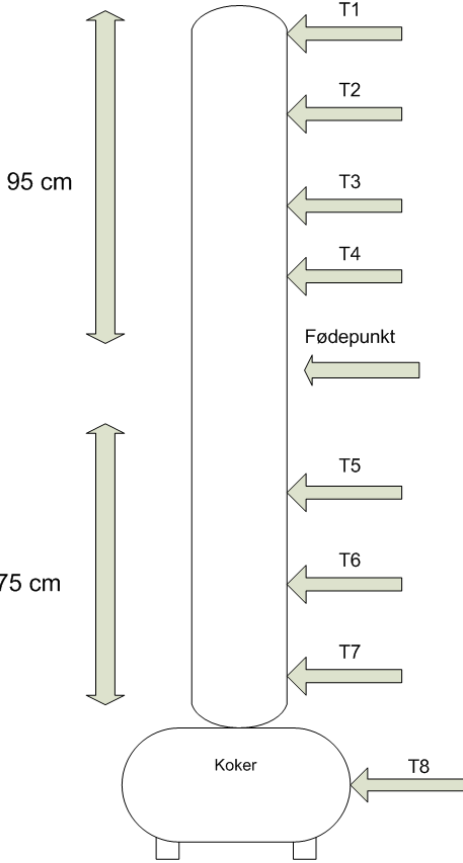
Destillasjonskolonna er 250 cm høy. De to pakkede seksjoner, er hhv. på 75 cm og 90 cm, og har en indre diameter på 5 cm. Den er pakket med *rachiringer*, 6 mm i diameter. Kokeren rommer 6 liter, og blir varmet opp av fire termoelementer. De har en samlet effekt på 3000 Watt. Nivået i kokeren blir i dag kun regulert manuelt, da nivåmålingen enda ikke er på plass. Det er planlagt å montere en trykktransmitter for nivåmåling, som vil kobles med bunnproduktpumpa.

Høyde totalt	250 cm
Høyde nedre pakkeseksjon	75 cm
Høyde øvre pakkeseksjo	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 1: Dimensjoner for destillasjonskolonna

Det er montert 8 temperatursensorer i kolonna. En måling i kokeren, tre i den nedre seksjonen, og fire i den øvre. Disse temperaturmålingene skal brukes til estimering av sammensetning i toppproduktet. Temperatursensorene er plassert i kolonna som vist i figur 3.

Det var opprinnlig meningen at det skulle separeres *etanol* og vann i destillasjonskolonna. Denne blandingen er imidlertid azeotrop, og ville gjort hele systemet vanskeligere. Det ble i samarbeid med Statoil bestemt at det i stedet skulle brukes metanol og vann, som er en mer ideell blanding.



Figur 3: Plassering av PT-100 elementer

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 metanolen og vannet kan tømmes tilbake til fødetanken, og dermed ha like betingelser for hver oppstart. Hver av disse tankene rommer 20 liter, og er designet av undertegnede og J. Johnsen. Reflukstanken er også designet av oss, og rommer 2 liter. I tillegg har vi fått tegnet og dimensjonert en del tilkoblinger og overganger, slik at det har vært mulig å kombinere det oprinnelige 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 motstanden i platinatråden, og temperatur. Disse ble i kalibrert med to referansetermometer. Det ble utført en rekke målinger fra 0 til 100 grader, og det ble ved hjelp av Excel funnet en lineær sammenheng mellom motstanden i sensorene og temperatur. Det har i ettertid vist seg at PT-100 elementene viser noe lavere temperatur enn hva som er reelt. Dette kan ha sammenheng med at referansetermometerene ikke nødvendigvis var helt riktige. Dette vil imidlertid så lenge man er klar over dette prinsipielt ikke ha noe å si for hverken reguleringen eller modeleringen av kolonna.

Pumpene ble kalibrert hjelp av målesylinder og stoppeklokke. Mengde vann pumpet over tid ble målt, og det ble funnet lineære sammenhenger for dette.

Det er satt opp et skap med såkalte *fieldpoint*-moduler. 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) Fem releér gir 230 volt til varmeelementene i kokeren og pumpene. I tillegg inneholde det strømtilførsel, sikringer og jordfeilbryter. Regulering og visualisering av målinger, samt brukergrensesnitt forgår i LabView og MatLab.

LabView er et grafisk programmeringsverktøy som blant annet kan brukes til signalmanipulering, analyse av måledata, presentasjon av måledata, brukergrensesnitt og regulering. LabView utgis av firmaet 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. En stor del av arbeidet i høst har beatått i programmering i LabView for å

kunne styre kolonna, og hente måledata, samt å regulere kolonna. [Haugen, 2003]

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 hele systemet en helhet, som er hensiktsmessig for en slik undervisningskolonne. Se figur 1

3 Modellering

Destillasjon er den mest utbredte enhetsoperasjonen i kjemisk prosessindustri. 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 rigorøs dynamisk modell av en destillasjonskolonne kan beskrives ut fra kjemiske og termodynamiske likevekter. Modellen kan beskrives som et trinnsvis system, med massebalanser og energibalanser for hvert trinn i kolonna. Det antas gjerne fullstendig likevekt for hvert teoretiske trinn. Selv om man i en pakket kolonne ikke opererer med virkelige trinn, men med et pakkemateriale som øker kontaktflaten mellom gassfase og væskefase gjennom hele kolonna.

For et generelt trinn i kan man skrive massebalanse:

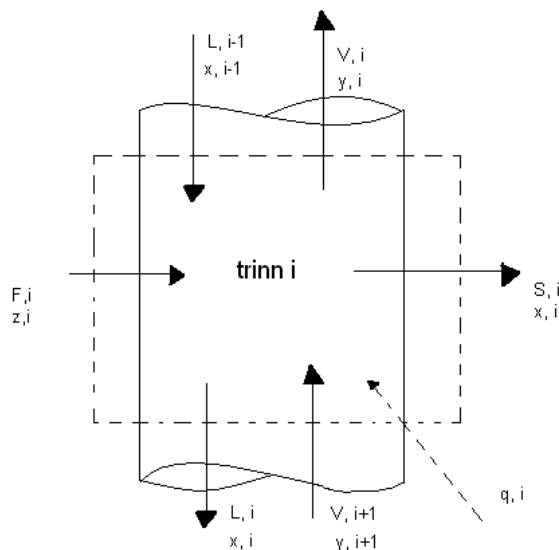
$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} - L_i + V_i + F_i - S_i \quad (1)$$

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.

Komponentbalanse for komponent j :

$$\frac{dM_i x_{ij}}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} + V_i y_{i,j} + F_i z_i - S_i x_i \quad (2)$$

hvor x_{ij} og y_{ij} er hhv. væske- og damp sammensetningen for komponent j , z_i er mengde av komponent j i eventuell fødestrøm inn på trinn i . Se figur 4

Figur 4: Trinn i

Energibalanse for trinn i :

$$\frac{dU_i}{dt} = L_{i+1}h_{L,i+1} + V_{i-1}h_{V,i-1} - L_i h_{L,i} + V_i h_{V,i} + F_i h_F - S_i h_{s,i} + q_i \quad (3)$$

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]

Samtidig kan det finnes algebraiske sammenhenger for hydraulikk og trykktap for hvert trinn. Forenklinger i likningene kan imidlertid gjøre systemet rimelig enkelt å løse med riktig verktøy.

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 damphastigheten 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.

Forenklinger i væskedynamikken kan gjøres på flere måter. Man kan neglisjere væskedynamikken i likning 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 generellt sett brukes i reguleringsformål med tilbakekobling, og dersom predikering av flooding f.eks ikke er nødvendig i modellen. Med avviksvARIABLE får vi [Rademaker et al., 1975] [Skogestad, 1997a]

$$\Delta L_i = \frac{\Delta M_i}{\tau_L} + \lambda \Delta V_{i-1} \quad (4)$$

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

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

$$M_i \frac{dh_{L,i}}{dt} = L_{i+1} h_{L,i+1} + V_{i-1} h_{V,i-1} - L_i h_{L,i} + V_i h_{V,i} \quad (5)$$

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

Damptrykket for hver komponent j på trinn i kan beregnes ut fra Antoine likningen

$$\ln p_{s,j} = A - \frac{B}{C - T_i} \quad (6)$$

hvor A, B og C er Antoine konstanter, og T_i er temperaturen på trinn i . Det

blir da antatt ideel gass. Totaltrykket kan beregnes ut fra Raoult's lov

$$y_j = \frac{P_{s,j}}{P} x_j \quad (7)$$

Modellen

$$\frac{dM_i}{dt} = L_{i+1} + V_{i-1} - L_i + V_i$$

$$\frac{dM_i x_{ij}}{dt} = L_{i+1} x_{i+1,j} + V_{i-1} y_{i-1,j} - L_i x_{i,j} + V_i y_{i,j}$$

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

$$\frac{dh_{L,i}}{dt} \cong 0$$

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

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

$$y_j = \frac{P_{s,j}}{P} x_j$$

3.2 Eksperimentell tilpasning til modellen

For å tilpasse den dynamiske modellen til den reelle destillasjonskollonna, må noen parametre finnes eksperimentelt.

Antall trinn: Dersom det finnes gode likevektsdata for systemet kan antall teoretisk trinn finnes grafisk ved McCabe-Thiele metoden [Geankopolis, 1993]. Dersom konstant relativ flyktighet kan antas for systemet, kan antall trinn finnes fra separasjonsfaktoren og Fenskes formel [Geankopolis, 1993]

$$N_m = \frac{\log\left(\frac{x_D}{1-x_D} \frac{1-x_B}{x_B}\right)}{\log \alpha_{av}} \quad (8)$$

For vårt metanol/vann-system er dette imidlertid ikke en riktig antagelse, da den relative flyktigheten varierer mye. Fenskes formel er imidlertid i kapittel 5 brukt som et grovt overslag i forbindelse med simulering i HYSYS. Antall teoretiske trinn er her funnet ved analyse av produktsammensetninger i stasjonær tilstand for kolonna, og tilpassning til simulering i HYSYS. Se kapittel 5.

Nominelle verdier for holdup i væskefase. Den initielle holdup kan estimeres ut fra den dynamiske responsen for en endring i L . Eksperimentelle målinger for responsdynamikken sammen med temperaturprofiler for kolonna kan brukes til dette.

I tillegg må initialverdier for holdup i koker og kondenser settes. Dette er imidlertid valg man må ta før man starter simuleringen. Har man en reell kolonne å ta disse valgene ut fra, vil ikke dete være noe problem.

Væskedynamikk. Tidskonstanten τ_L for væskedynamikken må finnes eksperimentelt, samtidig som initiell fødemengde og sammensetning må bestemmes.

4 Estimering av sammensetning

Hensikten med regulering av 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 kriterier 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 metanol-vann systemet 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 bedre kunne estimere sammensetningen. Dersom man kombinerer flere målinger vil man i tillegg “unngå” det andre kriteriet, som jo helst vil plassere temperaturmålingen tett opp mot produktutgangen.

Linearisering av temperaturmålingene vil gjøre at målingene vil bli mindre avhengig av arbeidspunkt i kolonna, og dermed forenkle estimeringen av sammensetningen. [Skogestad, 1997b]

Dersom K er den lineære sammenhengen mellom de eksperimentelle data θ og y ,

$$y = K\theta \quad (9)$$

vil man oppnå det “beste” estimatet \hat{y} av systemet ved å bruke all tilgjengelig informasjon $\tilde{\theta}$. Det “beste” estimatet vil da forøvrig være et definisjonsspørsmål. Det vil avhenge systemets oppførsel, og hvor dan estimatoren skal brukes. Med avviksvARIABLE vil da den lineære estimatoren kunne skrives

$$\hat{y}(s) = K(s)\tilde{\theta}(s) \quad (10)$$

Estimatet bør baseres på en beskrivelse av systemet, forventet støy og forstyrrelser, og hva man da mener er den “beste” tilpassningen. Generellt sett bør som sagt θ inneholde alle avhengige målinger (temperaturer og sammensetning) samt alle uavhengige målinger (manipulerte innganger u og målte forstyrrelser d). [Mejdell, 1990] Det er imidlertid ikke nødvendigvis det beste å bruke alle tilgjengelige målinger. Det er foreslått [Mejdell, 1990] å kun bruke noen få av de tilgjengelige temperaturmålingene, for å forenkle problemet, og for å unngå problemet med å hente informasjon ut fra sterkt avhengige variable. Dersom man har tilgang på mange temperaturmålinger, vil det være viktig å eliminere de målingene som er svært avhengig av hverandre, og dermed unngå overparametrisering av K-matrisa. Man vil da velge ut temperaturmålinger som er mest mulig uavhengige, og som da vil gi en mindre K-matrise, med noen få målte verdier for hver utgang.

Det er også mulig å estimere sammensetning ut fra gode modeller for G_d , G_u , F_u og F_d . Brosilowestimatoren tar utgangspunkt i den lineære stasjonærmodellen

$$y = G_d d + G_u u \quad (11)$$

$$\theta = F_d d + F_u u \quad (12)$$

Avhengige variable er her utgangene y , og de sekundere temperaturmålingene θ . Uavhengige variable vil være forstyrrelsene d , f.eks fødemengde og sammensetning, og de manipulerte inngangene u .

$$\hat{d} = F_d^*(\theta - F_u u) \quad (13)$$

F_d^* er den pseudoinverse av F_d .

Estimatet av y er

$$\hat{y} = G_u u + G_d \hat{d} \quad (14)$$

Dersom antall målinger er lik eller større enn antall forstyrrelser, vil minste kvadraters metode av den psaudoinverse gi uttrykket

$$F_d^* = (F_d^T F_d)^{-1} F_d^T \quad (15)$$

En betingelse for dette er at rangen til $(F_d^T F_d)$ må være nonsingulær, altså, antall uavhengie likninger må ikke overstige antall forstyrrelser.

La y_d og θ_d være del av y og θ

$$y_d = y - G_u u = G_d d \quad (16)$$

$$\theta_d = \theta - F_u u = F_d d \quad (17)$$

Denne måten å estimere sammensetningen av produktet på, krever som sagt gode modeller for G_d , G_u , F_u og F_d siden metoden er følsom for modelleringsfeil. Det vil også kunne være nødvendig å fjerne temperaturmålinger, eller forstyrrelser, for å kunne løse systemet.

5 Analyse av stasjonærtilstand

Eksperimentelt ble det gjort fire stasjonære paralleller med påfølgende analyse av produktsammensetning. Prøvene ble analysert ved Statoil, Tjellbegodden. Det ble tatt 8 prøver, fra topp og bunnprodukt ved fire forakjellige stasjonærtilstander. Systemet ble kjørt opp til kjørepunktet, så ble føden slått av, og fullstendig reflux ble slått på. Da stasjonærtilstand ble oppnådd, etter alt fra 30 til 50 minutter for de fire parallellene, ble prøvene tatt. Parallellene ble kjørt med forskjellig mengde metanol og vann i kolonna, og ved forskjellig kokereffekt. Det viste seg imidlertid da analysen av prøvene var klar at stasjonærtilstandene ikke hadde vært så stasjonære som man hadde skulle ønsket. Grunnen er sansynligvis at det kan ta relativt lang tid for systemet å stabilisere seg stasjonært når man kjører med full reflux. Én måling, parallell 1, er imidlertid likevel brukt, da verdiene ser rimelig stasjonære ut for denne parallellen.

Analysene viser at kolonna separerer metanol og vann meget godt, men de viser også at alle parallellene ikke var stasjonære. Separasjonsfaktorene i tabell 2 burde vært tilnærmet lik, og det er de jo absolutt ikke.

Parallell	molfraksjon MeOH i toppprodukt	molfraksjon MeOH i bunnprodukt	separasjonsfaktor
1	0,99947	0,00506	370800,46
2	0,99911	0,03400	31894,92
3	0,99574	0,00393	59242,54
4	0,99943	0,01630	105816,16

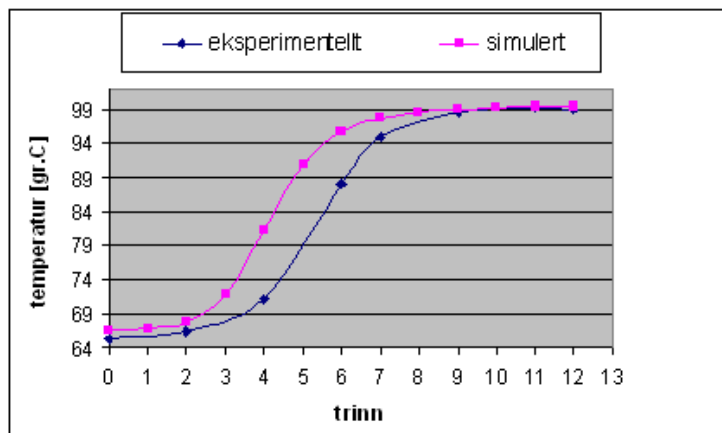
Tabell 2: Separasjonsfaktor

Den relative flyktigheten for dette systemet varierer fra 2,5 til 7,8, og gjør det vanskelig å anta konstant relativ flyktighet for denne likevekten, og dermed bruke Fenskes formel i likning 8 til å beregne antal trinn i kolonna. Likevekstdata og relativ flyktighet for metanol og vann er gitt i vedlegg A. Den er imidlertid brukt for å finne et utgangspunkt for simuleringene i HYSYS. I tillegg er likevektsdata brukt til å grafisk, ved hjelp av McCabe-thiele metoden, lese av antall trinn. Disse to metodene ga relativt lik verdi, 12 trinn. Dette, sammen med sammensetning av topp- og bunnprodukt, er brukt som et utgangspunkt for simuleringen.

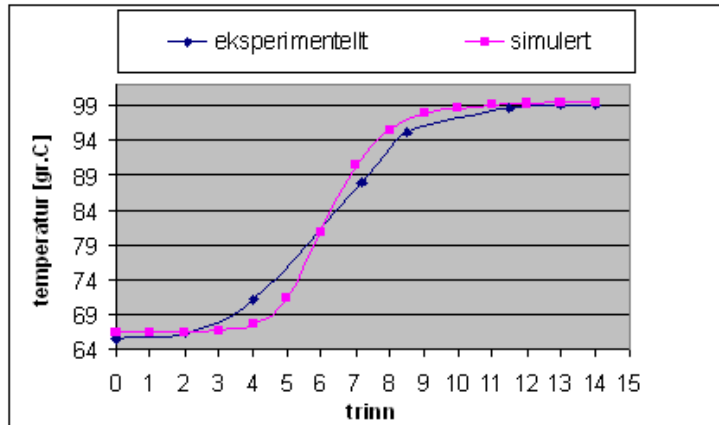
Figurene 5, 6 og 7 viser den eksperimentelle temperaturprofilen sammen med den simulerte for hhv. 12, 14 og 16 trinn, pluss koker. De 8 temper-

aturmålingene er gitt trinnplassering etter hvor de befinner seg i de pakke seksjonen av kolonna. (Se figur 3.)

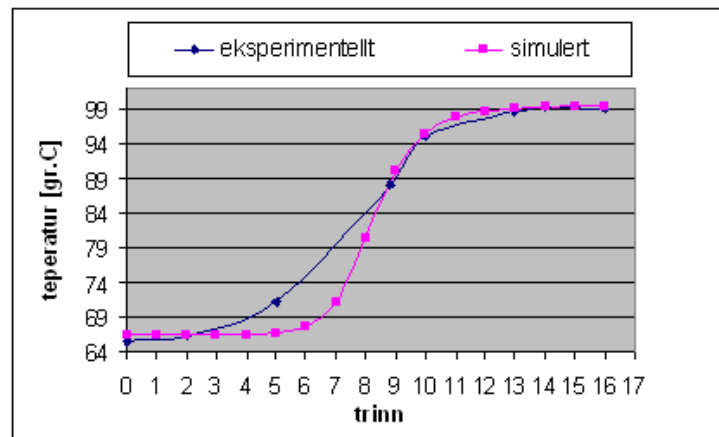
I kapittel 2 blir det kommentert at kalibreringen av temperaturmålingene muligens er litt lav. Dette kan sees igjen i den eksperimentelle temperaturprofilen for kolonna. Dersom man tar dette i betraktning vil den simulerte profilen for 12+1 trinn være riktigst, noe som jo også stemmer best med den grafiske avlesningen. Simulering med lavere antall trinn i ga ikke rent nok produkt i simuleringen.



Figur 5: Eksperimell og simulert temperaturprofil, 12+1 trinn



Figur 6: Eksperimell og simulert temperaturprofil, 14+1 trinn



Figur 7: Eksperimell og simulert temperaturprofil, 16+1 trinn

6 Videre arbeid

Det står igjen en hel del eksperimentelt arbeid før man kan si at man har kommet i mål med denne oppgaven. Det vil være viktig for det videre arbeidet at praktiske ting som eksperimenelt arbeid og analyser er klart tidlig. Dette vil lette planleggingen og framdriften i arbeidet. Da vil det være god tid til å analysere data, og tilpasse modell og estimator til kolonna.

Det vil være nødvendig å ta flere stasjonære paralleler eksperimentelt. Det vil også være en ide å i stedet for å kjøre med full reflux, holde refluxen konstant. Fullstendig reflux gir lang tid før stasjonærtilstanden blir oppnådd, muligens flere timer. Ved å i stedet holde refluxen konstant, vil dynamikken gå raskere, og man vil i stedet få mulighet til å kjøre flere paralleler. Dette bør være mulig med relativt enkle grep i programmeringen i LabView.

Deretter bør det kjøres en rekke paralleler med forskjellige forstyrrelser i ingangene, f. eks. endring i fødemengde og -sammensetning, kokereffekt, reflux. Analyser av produktsammensetningen må da gjøres for disse parallellene, og sammenlikning med simuleringer bør gjøres.

Det kan også være en ide å forbedre kalibreringen av temperatursensorene, (jmf. kapittel 2) for å lettere kunne sammenlike med simulerte resultater. Muligens kan det være nok å endre referansepunktet for den eksisterende kalibreringen, ved f. eks. å øke skalen med en halv eller en grad.

Når det gjelder brukergrensesnitt og programmering i LabView er det her enda en god del jobb igjen før man kan si man er i mål. Det som er gjort til nå fungerer godt til eget bruk, men kan være vanskelig å sette seg inn i for utenforstående. Brukergrensesnittet må tilpasses skoleelever på videredående, og selve programmeringen må også helt praktisk ryddes opp i legges til rette for at de som overtar destillasjonskolonna kan ha mulighet til å gjøre forandringer dersom det skulle være ønskelig.

Referanser

- Hilde Kathrine Engelién. *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.
- F. Haugen. *Lær LabView*. Tapir Akademiske Forlag, 2003.
- W. L. Luyben. *Practical Distillation Control*. Van Nostrand Reinhold, 1992.
- Thor Mejdell. *Estimators for Product Compositions in Distillation Columns*. PhD thesis, NTNU, 1990.
- O. Rademaker, J. E. Rijnsdorp, and A. Maarleveld. *Dynamics and Control of Continuous Distillation Units*. Elsevier Scientific Publishing Company, 1975.
- 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.

A Likevekstdata

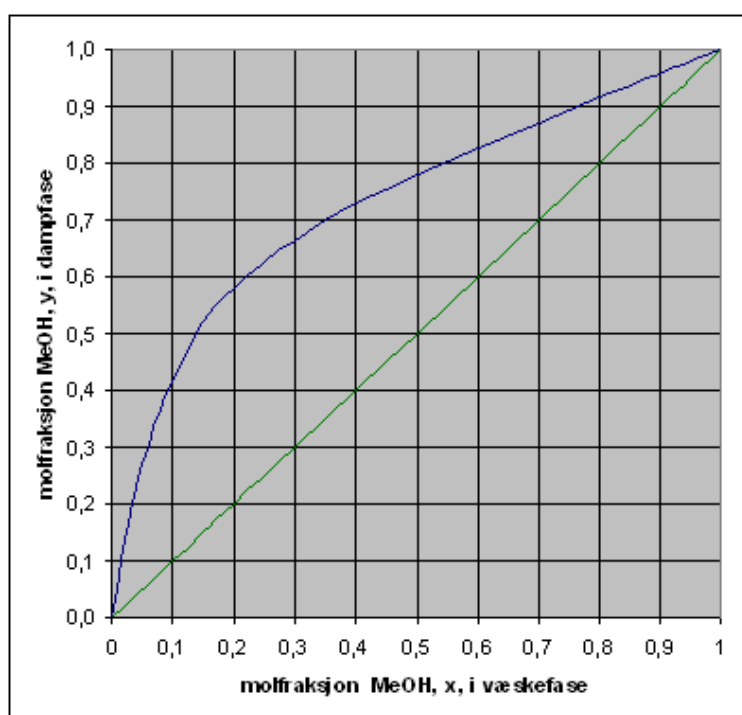
Likevektsdata for metanol og vann, ved 1 atm. x_1 er mengde metanol i væskefase, og y_1 er mengde metanol i dampfase.

temperatur	x_1	y_1	Relativ flyktighet
100,0	0	0,	
96,4	0,0200	0,1340	7,5820
93,5	0,0400	0,2300	7,1688
91,2	0,0600	0,3040	6,8429
89,3	0,0800	0,3650	6,6102
87,7	0,1000	0,4180	6,4639
84,4	0,1500	0,5170	6,0656
81,7	0,2000	0,5790	5,5012
78,0	0,3000	0,6650	4,6318
75,3	0,4000	0,7290	4,0351
73,1	0,5000	0,7790	3,5249
71,2	0,6000	0,8250	3,1429
69,3	0,7000	0,8700	2,8681
67,5	0,8000	0,9150	2,6912
66,0	0,9000	0,9580	2,5344
65,0	0,9500	0,9790	2,4536
64,5	1,0000	1,0000	

Tabell 3: Likevektsdata for vann og metanol, ved 1 atm.

Den relative flyktigheten beskriver forskjell i damptykk for hver komponent ved forskjellig sammensetning.

Figur 8, viser likevektsdata for metanol og vann.



Figur 8: Likevektsdiagram for Metanol og vann ved 1 atm