LUND UNIVERSITY

Praktikfall i reglerteknik - Råspritbränneriet i Nöbbelöv

Andersson, Lennart; Gäfvert, Magnus; Hedlund, Sven; Johnsson, Charlotta

1998

Document Version:
Förlagets slutgiltiga version

Link to publication

Citation for published version (APA):
Andersson, L., Gäfvert, M., Hedlund, S., & Johnsson, C. (1998). *Praktikfall i reglerteknik - Råspritbränneriet i Nöbbelöv*. (Technical Reports TFRT-7573). Department of Automatic Control, Lund Institute of Technology (LTH).

Total number of authors:
4

General rights
Unless other specific re-use rights are stated the following general rights apply:
Copyright and moral rights for the publications made accessible in the public portal are retained by the authors and/or other copyright owners and it is a condition of accessing publications that users recognise and abide by the legal requirements associated with these rights.
• Users may download and print one copy of any publication from the public portal for the purpose of private study or research.
• You may not further distribute the material or use it for any profit-making activity or commercial gain
• You may freely distribute the URL identifying the publication in the public portal

Read more about Creative commons licenses: https://creativecommons.org/licenses/

Take down policy
If you believe that this document breaches copyright please contact us providing details, and we will remove access to the work immediately and investigate your claim.

LUND UNIVERSITY

PO Box 117
221 00 Lund
+46 46-222 00 00

ISSN 0280–5316
ISRN LUTFD2/TFRT--7573--SE

Praktikfall i reglerteknik— Råspritbränneriet i Nöbbelöv

Lennart Andersson
Magnus Gäfvert
Sven Hedlund
Charlotta Johnsson

Institutionen för Reglerteknik
Lunds Tekniska Högskola
Maj 1998

Sammanfattning

Vårterminen 98 gav Institutionen för Reglerteknik doktorandkursen *Praktikfall i reglerteknik*. Kursen bestod av ett projektarbete på en industri med reglertillämpningar. Den här rapporten redovisar resultatet av ett arbete på råspritbränneriet i Nöbbelöv, där basen för brännvinet Absolut Vodka tillverkas. Bränneriet hade problem med fluktuationer i koncentrationen av etanol i råspriten. Projektgruppens uppgift var att undersöka ursprunget till problemet, och om möjligt åtgärda det med förbättrad reglering. Problemet visade sig ha sitt ursprung i en utsignalbegränsning på en regulator, och kunde lösas med relativt enkla medel. För att undersöka om reglerprestanda kunde förbättras ytterligare gjordes en serie experiment på anläggningen. Utifrån experimentresultaten tog vi fram en enkel modell av processen, och ett förslag på nya parametrar till koncentrationsregulatorn.

Innehåll

1. Inledning 3

2. Processbeskrivning 3

3. Problembeskrivning 4

4. Analys 5

4.1 Reglerslingor i processen 5

4.2 Hypoteser om felkällor och utformning av experiment 7

5. Experiment 9

5.1 Eliminering av svängningarna 9

5.2 Genomförande 9

5.3 Utvärdering 10

6. Processmodeller 12

7. Reglering 15

7.1 PID-regulatorn 15

7.2 Tidigare använd regulator 16

7.3 Enkel fix – antiwindup 16

7.4 Förslag till ny regulator 16

8. Sammanfattning 17

A. Experimentbeskrivning 19

1. Inledning

I Nöbbelöv utanför Åhus tillverkas basen till brännvinet Absolut Vodka. Där ligger ett bränneri som tillverkar 86-procentig råsprit, som sedan transporteras till Åhus för att renas, spädas, smaksättas och buteljeras. Flaskorna distribueras och säljs över hela världen. Absolut Vodka tillverkas av The Absolut Company, som också äger råspritbränneriet i Nöbbelöv.

Bränneriet har låtit oss studera en av deras destillationsprocesser, och försöka lösa ett problem med driften av anläggningen. Under normal drift har masskoncentrationen av etanol i slutprodukten fluktuerat kraftigt runt sitt nominella värde 86 %. Vi har besökt anläggningen vid två tillfällen. Vid första besöket fick vi en introduktion till fabriken. Driftpersonalen förklarade hur de olika processerna fungerar och visade oss runt i anläggningen. De förklarade sedan problemet med fluktuationerna.

Efter det första besöket ägnade vi några dagar till att analysera problemen. Vi tog fram en serie experiment som skulle kunna ge oss ytterligare värdefull information. Vid det andra besöket genomförde vi våra experiment. Det visade sig att en av våra hypoteser om hur fluktuationerna uppkom var riktig, och problemet kunde lösas. Med hjälp av resultaten från experimenten kunde vi dessutom föreslå ytterligare förbättringar av regleringen av anläggningen.

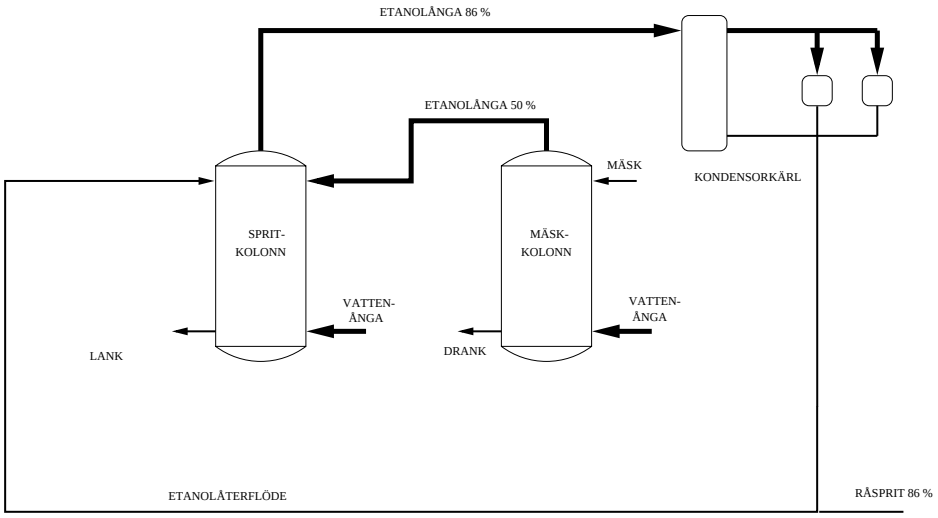
Våra kontaktpersoner på bränneriet har varit Olle Svensson, Pär Björklund och Peter Svärd. De har varit mycket hjälpsamma, och vi vill tacka för att vi fick möjlighet att genomföra det här projektet hos dem. Det har varit mycket lärorikt för oss.

2. Processbeskrivning

På bränneriet finns två destillationslinjer. Det finns en en nyare linje, och en äldre som nyligen har modifierats. Den äldre används för närvarande endast då den nyare diskas, eller av annan anledning är satt ur drift. Målet är att inom kort kunna använda även den äldre linjen vid normal drift. Vi har arbetat med den äldre linjen.

Anläggningen består i huvudsak av två destillationskolonner, ett antal kondensorer samt ett antal reglerkretsar. I figur 1 finns en förenklad bild av hur anläggningen ser ut. I den första destillationskolonnen, mäskkolonnen, matas vattenånga in i botten och mäsk i toppen. Mäskkolonnen är av klockbottentyp och har 16 bottnar. Mäsken rinner, genom kolonnens bottnar, ner i kolonnen. Vattenångorna stiger och drar med sig etanolen som finns i mäsken uppåt. Samtidigt finns ett vätskeflöde nedåt i kolonnen. På varje botten inställer sig en balans mellan vätska och ånga. Temperaturgradienten över kolonnen som är varm nedtill och svalare i toppen, medför att koncentrationen av etanol i ångan och vätskan på en given botten, ökar för högre placerade bottnar. Som ett resultat av detta får man ånga med en masskoncentration etanol på 50 % i toppen av kolonnen. Från toppen av mäskkolonnen förs spritångorna vidare till nästa kolonn, spritkolonnen.

I spritkolonnen kommer den 50-procentiga spritångan från mäskkolonnen in i mitten av kolonnen, återcirkulerad 86-procentig flytande råsprit in i



Figur 1 Enkelt scema över råspritdestillationsanläggningen.

toppen, och i botten släpps vattenånga in. Kolonnen är av silbottentyp och har 14 bottnar. Råspriten rinner nedåt i kolonnen samtidigt som vattenångan och spritångan stiger uppåt. Temperaturgradient och ångbalans medför att det högst upp i spritkolonnen finns ånga med en etanolkoncentration på 86 %.

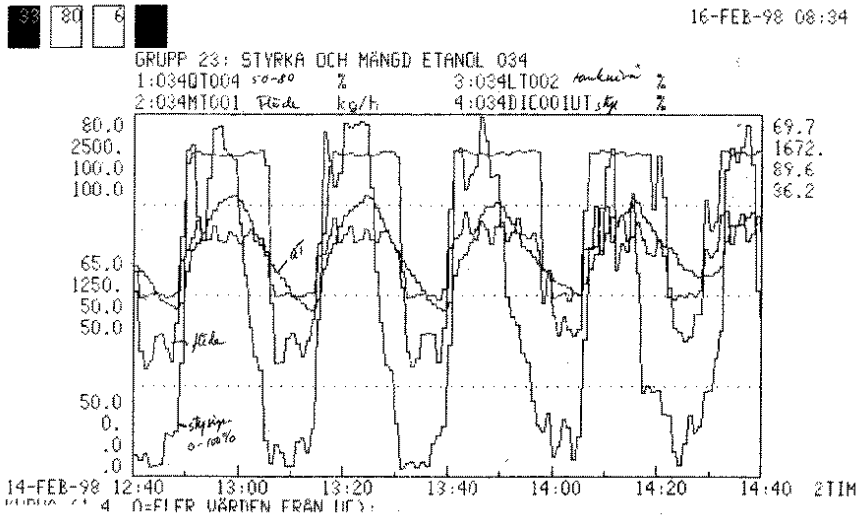
Från toppen av spritkolonnen förs etanolångan vidare till kondensorer där den kyls ner till och kondenseras till flytande råsprit. En del av råspriten leds vidare till en cistern för slutprodukten, medan resten återförs till spritkolonnen. Genom att variera hur stor andel av råspriten som återleds till destillationskolonnen kan etanolkoncentrationen i råspriten kontrolleras. Ju mer råsprit som återleds, desto högre koncentration etanol erhålls vid stationär drift.

I det normala drifttillståndet recirkuleras 75 % av råspriten, som då har en masskoncentration etanol om 86 %. Resten leds till slutproduktcisternen, där den hämtas med tankbil för transport till Åhus.

3. Problembeskrivning

Råspriten som skickas ut från anläggnigen ska ha en masskoncentration på 86 %. Problemet som identifierats i anläggningen är att masskoncentrationen fluktuerar kraftigt under normal drift, se figur 2. I figuren visas etanolkoncentrationens variation med tiden. Referensvärdet på masskoncentrationen är i denna figur satt till 70 %. Vid uppstart får man först, under 12 timmars tid, ett par kraftiga svängningar mellan 50 % och 90 %. Därefter minskar omfånget på svängningarna till mellan 65 % och 80 %. Samma resultat fås om masskoncentrationens referensvärde sätts till 86 %. Som framgår av figuren är det inte bara etanolkoncentrationen i råspriten som fluktuerar. Många signaler i systemet påverkas av svängningarna.

På bränneriet vill man gärna att masskoncentrationen alkohol i råspriten ställer in sig på sitt referensvärde så snabbt som möjligt. Eftersom slutprodukten lagras i en stor cistern, och medelvärdet av masskoncentrationen är



Figur 2 Diagram över fluktuationerna i etanolkoncentrationen i råspriten. Utskrift från operatörskonsol. Förutom etanolkoncentrationen visas kurvor för ett flöde, en tanknivå och ett ventilläge.

korrekt trots fluktuationerna, blir slutproduktens koncentration korrekt. De kraftiga fluktuationerna i masskoncentrationen är ändå besvärande, eftersom de försvårar driften av anläggningen, och åstadkommer onödigt slitage. Uppstart av processen förväntas bli enklare om svängningarna försvinner. Dessutom ger en jämn drift en lugnare situation för operatören. Slitage uppstår till exempel när styrsignalen till en ventil står och svänger kraftigt. Den nyare destillationslinjen fungerar utan problem med svängningar, varför det förväntas att även den äldre kan göra det.

4. Analys

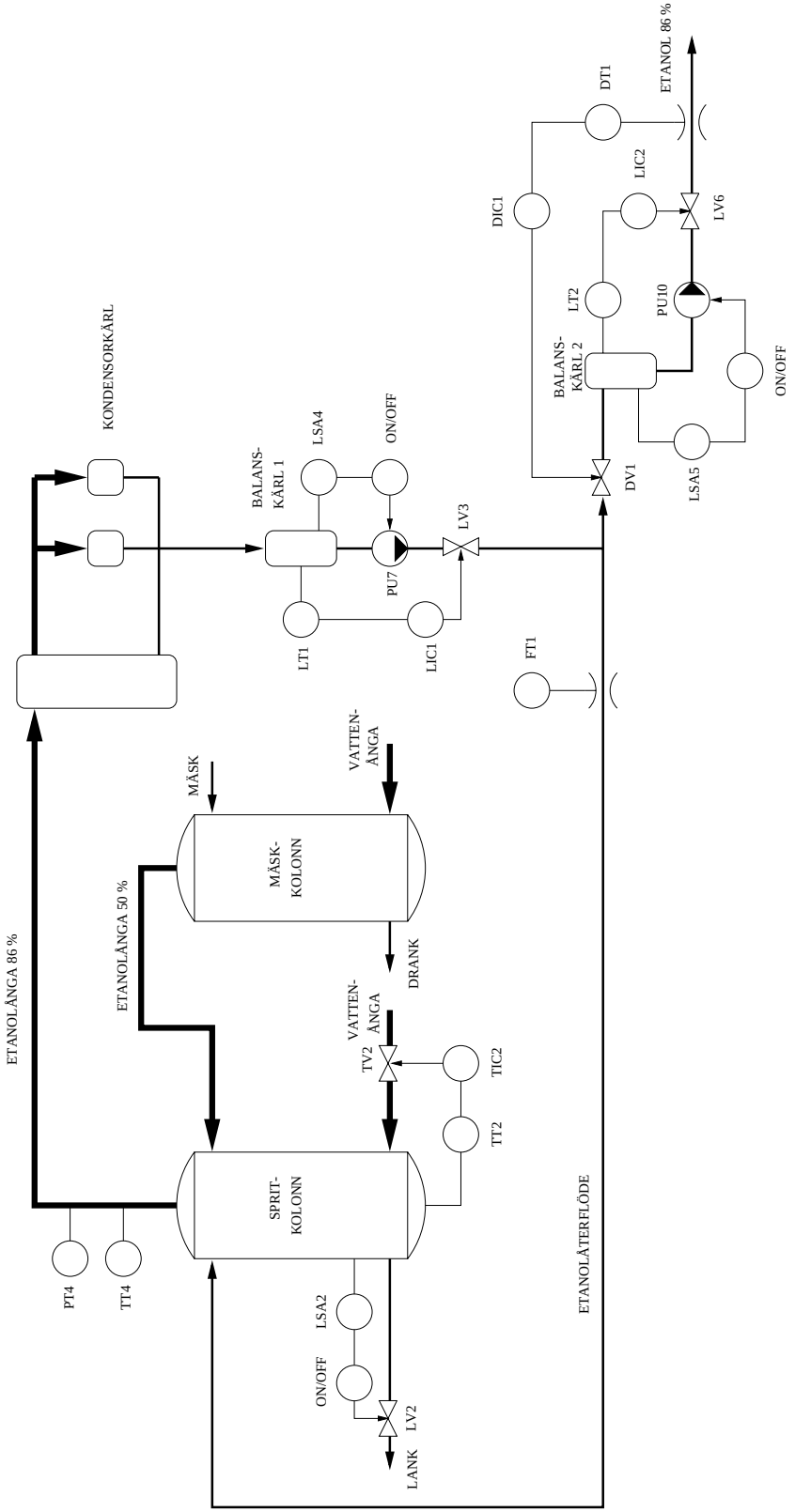
För att närmare kunna analysera problemet med fluktuationerna i masskoncentrationen för etanol i råspriten, tog vi fram några förslag på experiment. För det första ville vi försöka bestämma vad som orsakade fluktuationerna i processen. Om vi kunde härleda fluktuationerna till någon bestämd reglerslinga, ville vi med hjälp av experimenten kunna avgöra hur denna slinga kunde förbättras.

4.1 Reglerslingor i processen

Ett schema över processanläggningen finns i figur 3. De sju reglerslingor som befanns vara intressanta är inritade i schemat. Processen innehåller förutom dessa reglerslingor ytterligare ett antal reglerslingor för temperaturer, nivåer och tryck.

Koncentrationsreglering Ur mätvärden från densitetsgivaren DT1 beräknas masskoncentrationen av etanol i råspriten. PID-regulatorn DIC1 reglerar ventilen DV1 med den beräknade koncentrationen som mätsignal. Nominellt referensvärde är 86 %.[1]

[1]Ventilen DV1 var överdimensionerad varför styrsignalen till ventilen begränsades till



Figur 3 Förenklat schema över del av processanläggningen.

Temperaturreglering i spritkolonnbotten Temperaturen i kolonnbotten regleras genom att variera värmetillförseln i form av vattenånga. PID-regulatorn TIC2 reglerar temperaturen genom att styra ventilen TV2. Mätsignalen kommer från temperaturgivaren TT2. Nominellt referensvärde är 104°C.

Lanknivåreglering i spritkolonnbotten Massa tillförs till kolonnen i form av mäsk och vattenånga, och avleds i form av etanolånga och lank. Lanktömning påbörjas när lanknivån i kolonnbotten har nått en given maximal nivå. När lanken når en given minimal nivå avbryts tömningen. Signalen från nivåvakten LSA2 används för att bestämma när ventilen LV2 ska öppnas.

Nivåreglering i balanskärl 1 Pumpen PU7 cirkulerar råspriten i processen. För att förhindra att pumpen går torr finns det ett balanskärl framför den. Nivån i balanskärlet regleras med PID-regulatorn LIC1. Regulatorn styr ventilen LV3, och använder mätsignaler från nivågivaren LT1. Nominellt referensvärde är 50 %.

Pumpreglering 1 Om nivåvakten LSA4 anger att nivån i balanskärlet är kritiskt låg stoppar pumpen. Detta ska aldrig inträffa under normal drift.

Nivåreglering balanskärl 2 Pumpen PU10 matar utflödet av råsprit. För att förhindra att pumpen går torr finns det ett balanskärl framför den. Nivån i balanskärlet regleras med PID-regulatorn LIC2. Regulatorn styr ventilen LV6, och använder mätsignaler från nivågivaren LT2. Nominellt referensvärde är 50 %.

Pumpreglering 2 Om nivåvakten LSA5 anger att nivån i balanskärlet är kritiskt låg stoppar pumpen. Detta ska aldrig inträffa under normal drift.

4.2 Hypoteser om felkällor och utformning av experiment

Genom att studera processcheman och begrunda informationen som vi fick av personalen vid det första besöket, kunde vi ta fram ett antal hypoteser om möjliga felkällor. Lämpliga experiment för att verifiera, eller förkasta, hypoteserna kunde därefter utformas. En sammanfattande beskrivning av experimenten finns i bilaga A.

Problem med koncentrationsregleringen Den första hypotesen var att problemet fanns i reglerslingan för koncentration. I plottade data kunde utläsas att styrsignalen från DIC1 svängde mellan utsignalbegränsningarna. Regulatorn fungerade i praktiken som ett relä. Två möjliga problem kunde identifieras: Felaktiga regulatorparametrar och integratoruppvridning.

Regulatorparametrarna var framtagna med självinställning på en annan destillationsprocess. Av någon anledning fungerar inte självinställningen

intervallet 10 % till 30 %. Regulatorn DIC1 var inte skyddad mot integratoruppvridning. Istället för att införa skydd mot integratoruppvridning ersattes ventilen av en ny med mindre dimension, varpå den övre utsignalbegränsningen kunde tas bort.

för den här aktuella regulatorn tillfredställande. Det kan antas att parametrar framtagna på detta sätt inte ger bra reglerprestanda.

Utsignalbegränsningen var införd med ett separat block som låg efter regulatorn, utan skydd för integratoruppvridning. Möjlighet finns att introducera skydd för uppvridning.

Om fluktuationerna försvinner när man ställer DIC1 i manuellt läge styrker detta den här hypotesen. Genom att introducera en stegändring i ventilöppningen för DV1, och registrera svaret i masskoncentrationen, erhålls underlag för bestämning av rimliga regulatorparametrar.

Problem med temperaturregleringen i spritkolonnbotten En annan tanke var att temperaturregleringen i kolonnbotten var dålig. Detta skulle kunna innebära att svängningar i kolonnbottentemperaturen manifesteras som svängningar i masskoncentrationen av etanol i råspriten.

Genom att studera kolonnbottentemperaturen under det oscillerande förloppet kan man få en uppfattning om huruvida regleringen fungerar tillfredställande. Om regleringen ser dålig ut vore det lämpligt att ställa regulatorn TIC2 i manuellt läge, och därefter introducera en stegändring i ventilöppningen för TV2. Svaret i kolonnbottentemperatur ger sedan underlag för bestämning av rimliga regulatorparametrar.

Problem med lanknivåregleringen i spritkolonnbotten Olika lanknivåer i kolonnbotten ger olika dynamik för destillationsförloppet. Den satsvisa tömningen av lank skulle kunna ge upphov till periodisk varierande dynamik, som i sin tur skulle kunna ge upphov till svängningarna i masskoncentrationen. Genom att undersöka hur mycket lanknivån varierar, samt med vilken periodtid, kan man få en uppfattning om huruvida källan till svängningarna finns här.

Problem med nivåregleringen i balanskärl 1 Om balanskärl 1 är stort skulle detta innebära en fördröjning i reglerslingan för masskoncentration, vilket skulle kunna medföra svängningar med en dåligt inställd regulator. Svängningar i tanknivån på grund av dålig nivåreglering skulle innebära en variabel fördröjning.

Kärlets volym är ca 1 m^3, medan det nominella flödet genom kärlet är ca 6.9 m^3/h. Detta motsvarar en fördröjning på ca 9 min om kärlet är fullt. För nominell nivå i kärlet blir fördröjningen 4.5 min.

Stora svängningar i tanknivån skulle kunna innebära att pumpen PU7 stannar. Se nästa punkt.

Genom att betrakta styr- och mätsignaler för regulatorn LIC1 under det oscillerande förloppet kan man få en uppfattning om ifall problemkällan finns här.

Problem med pumpreglering 1 Om nivån i balanskärl 1 blir så låg att pumpen PU7 stannar, skulle det kunna innebära att nivån i balanskärl 2 också blir så låg, att pumpen PU10 stannar. I detta fall finns det inget flöde till densitetsgivaren DT1, vilket innebär att koncentrationsregulatorn DIC1 får en felaktig mätsignal.

Problem med nivåregleringen i balanskärl 2 Volymen av balanskärl 2 är endast ca 0.1 m^3, varför det inte verkar troligt att det introducerar en signifikant fördröjning. Däremot sitter densitetsgivaren för koncentrationsregleringen efter både pumpen PU10 och ventilen LV6. Svängningar i nivåregleringen skulle kunna inverka på koncentrationsreglering på två sätt. Dels skulle ventilöppningsändringar kunna introducera turbulens i flödet, vilket kan påverka densitetsgivaren. Stora svängningar i kärlnivån skulle också kunna innebära att pumpen PU10 stannar. Se nästa punkt.

Problem med pumpreglering 2 Om nivån i balanskärl 2 blir så låg att pumpen PU10 stannar, finns det inget flöde till densitetsgivaren DT1. Detta innebär att koncentrationsregulatorn DIC1 får en felaktig mätsignal.

5. Experiment

5.1 Eliminering av svängningarna

Efter att ha givit personalen vid anläggningen några av våra hypoteser, men innan vi utfört våra experiment, bytte de ut den överdimensionerade ventilen DV1 och tog samtidigt bort utsignalbegränsningen på regulatorn DIC1. Detta fick till följd att fluktuationerna, i masskoncentrationen av etanol i råspriten, försvann. Den troliga orsaken till fluktuationerna var alltså integratoruppvridning (se avsnitt 7.3) till följd av utsignalbegränsningen. Det fortsatta arbetet inriktades på att förbättra prestanda i koncentrationsregleringen.

5.2 Genomförande

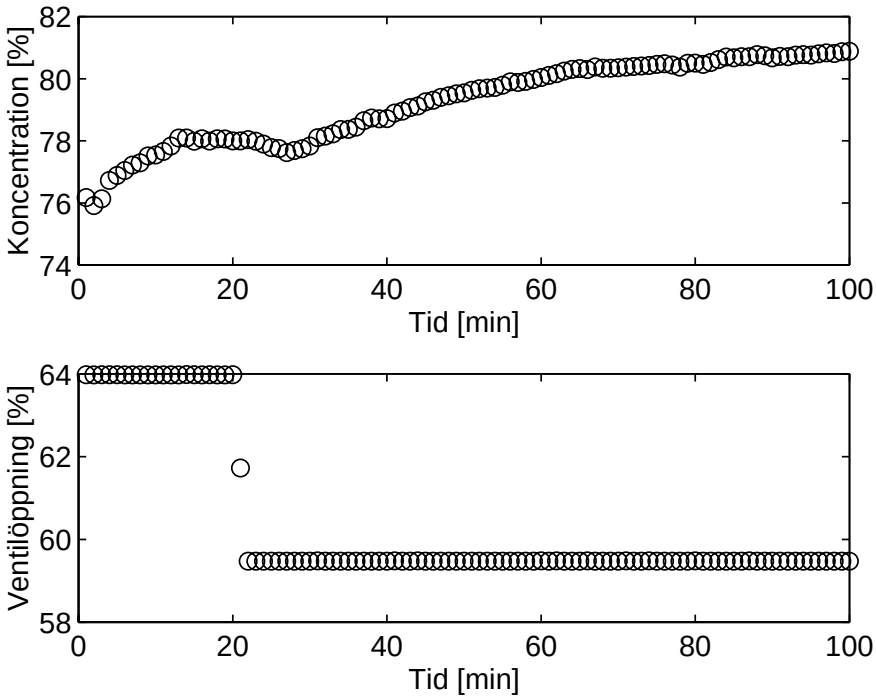
Experimentbeskrivningen i bilaga A faxades till personalen vid anläggningen. Experimentdagen planerades på så sätt att morgonskiftet på fabriken skulle genomföra experiment A på morgonen innan vi anlände. Därefter skulle vi genomföra övriga experiment under dagen. En logger placerades i anläggningen för att ta upp de signaler vi ville ha loggade. Dessa mätvärden skulle vi få på en diskett efteråt. Under dagen kunde vi skriva ut plottar från operatörskonsolerna på papper.[2]

Vi anlände till Nöbbelöv klockan 8:30 tisdagen den 17 mars. Problem med driften medförde att experiment A inte var klart förrän klockan 11:39. Processen arbetade nu i manuellt läge och allt föreföll vara normalt. Vi påbörjade experiment B. Med regulator DIC1 i manuellt läge introducerade vi ett steg i ventilöppningen för DV1. Det visade sig dock att effekterna av driftproblemen på morgonen inte hade försvunnit.

Inte förrän klockan 16:12 kunde vi påbörja experiment B med gott resultat. Från ett stationärt manuellt driftläge med masskoncentrationen 77.5 % (78 %) och ventilöppning för DV1 på 59.5 % (64 %), introducerade vi ett

[2]De loggade signalerna visade sig vara mycket brusiga med många felaktiga mätvärden, och därför svåra att använda. De var loggade med en periodtid om 1 min, vilket visade sig vara för långsamt för att fånga de snabbaste variationerna i processignalerna. Lösningen blev att scanna operatörskonsolplottar från styrsystemet, och omvandla till numeriska data. I det följande anges om källan till plottar är loggerdata eller styrsystemdata. Numeriska värden inom parentes är loggerdata.

steg i ventilöppningen till 55 % (59.5 %). Koncentrationen planade ut på 80.3 % (80.9 %). Resultatet visas i figur 4.



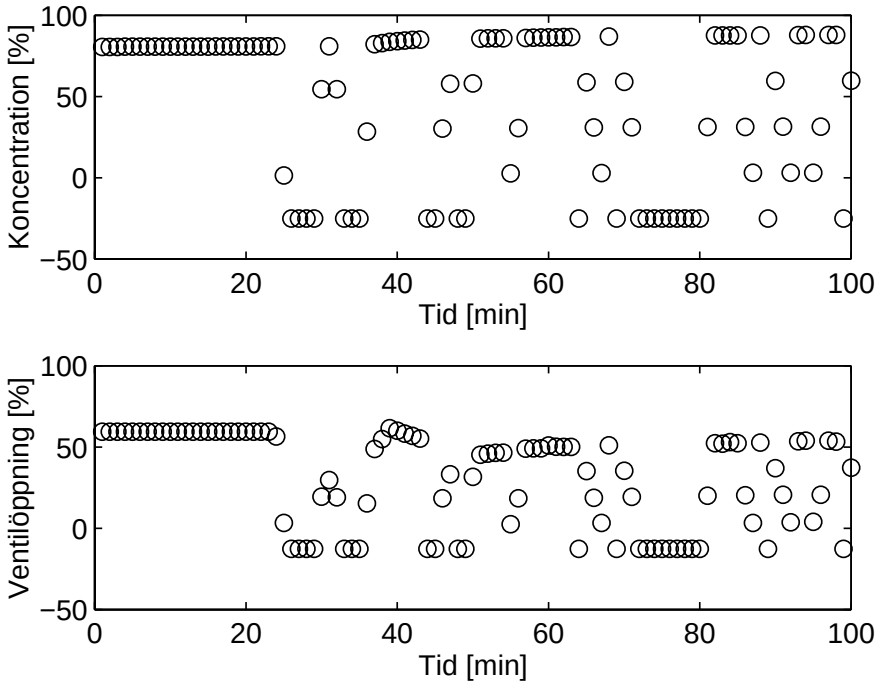
Figur 4 Med koncentrationregulatorn DIC1 i manuellt läge introduceras en stegändring i läget för ventilen DV1 klockan 16:12. Data från logger.

Det var uppenbart att tiden inte medgav att genomföra de andra experimenten som planerat. De var inte riktigt nödvändiga heller, eftersom problemet med svängningarna var löst.

Stegsvaret för en ändring av ventilöppningen gav en möjlighet att räkna ut lämpliga regulatorparametrar för koncentrationsregulatorn DIC1. Kappataumetoden gav parametrarna $K = -1.9$, $T_i = 3000$ samt $T_d = 780$ för en regulator på serieform. De ursprungliga regulatorparametrarna var $K = -4.1$, $T_i = 2786$ samt $T_d = 696$. Dessa parametrar bedömdes vara av rimlig storleksordning. Klockan 17:35 ställde vi regulatorn DIC1 i automatläge, med de urspungliga parametrarna, och referensvärdet 87 %. Resultatet visas i figurerna 5 och 6.

5.3 Utvärdering

Vi överskattade grovt hur mycket vi skulle hinna med på en dag. Trots utomordentligt god hjälp från personalen hann vi endast med ett av fem planerade experiment. Utan tvekan måste man räkna med att stöta på många praktiska problem när man börjar göra ovanliga experiment på en anläggning av den här storleken. Man vill mäta signaler som normalt inte mäts, försätta anläggningen i nya driftlägen etc. En viktig erfarenhet för oss är att man måste ha mycket tålamod och gott om tid när experiment av det här slaget ska genomföras. Man måste också vara flexibel och anpassa sig efter vad som visar sig vara praktiskt genomförbart.



Figur 5 Koncentrationsregulatorn DIC1 ställs i automatläge klockan 17:35. Data från logger. Många mätvärden är felaktiga varför mätserien är oanvändbar.

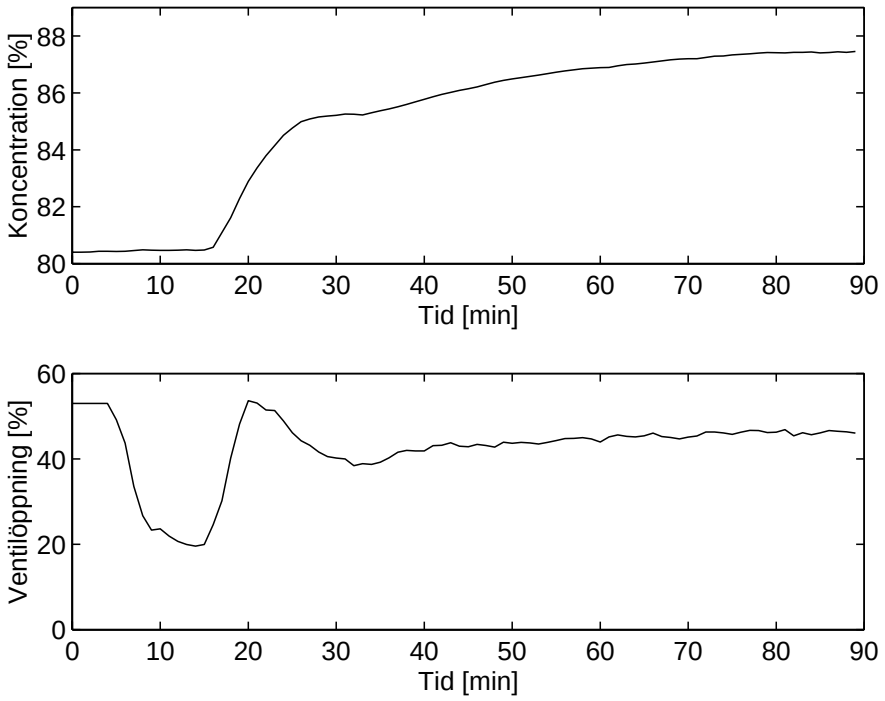
Trots att det inte var möjligt att genomföra alla experiment går det att dra ett flertal slutsatser från dem som genomfördes. Med referens till hypoteserna i sektion 4.2 kan följande sägas:

Problem med koncentrationsregleringen Hypotesen var korrekt. Integratoruppvridning i kombination med dåliga parametrar i DIC1 tycks ha varit ursprunget till fluktuationerna i koncentrationen. Rimliga parametrar kunde tas fram ur stegsvar. I avsnitt 6 om processmodeller, är ambitionen att ta fram paramterar som ger god reglering.

Problem med temperaturregleringen i spritkolonnbotten Temperaturen i kolonnbotten låg konstant under samtliga försök. Regleringen fungerar bra. Vid ett tillfälle i samband med byte av mäskkar, varierade temperaturen litet mer ($\pm 0.5°$C). Det verkar alltså som om byte av mäskkar kan introducera en störning i processen.

Problem med lanknivåregleringen i spritkolonnbotten Max- och minnivåerna verkar ligga mycket nära varandra, alternativt finns det endast en maxnivå. Periodtiden för lanktömning uppmättes till ca 2 min. Lanknivån i spritkolonnbotten varierar så lite att inverkan på processdynamiken rimligen är försumbar.

Problem med nivåregleringen i balanskärl 1 Regleringen fungerade bra vid experimenten. Om större ingrepp på processen kan medföra att balanskärlet töms är svårt att säga.



Figur 6 Koncentrationsregulatorn DIC1 ställs i automatläge klockan 17:35. Data från operatörskonsolplottar.

Problem med pumpreglering 1 Eftersom nivån i balanskärlet reglerades bra, så sjönk inte nivån så lågt att pumpen stoppade under experimenten.

Problem med nivåregleringen i balanskärl 2 Samma som för balanskärl 1.

Problem med pumpreglering 2 Ur experimentresultaten går det inte att avgöra om ändringar av ventilöppningen för DV1 introducerar mätstörningar i DT1. I övrigt samma som ovan.

6. Processmodeller

För att systematiskt kunna konstruera en bra regulator, behöver man en matematisk modell för processen som man skall reglera. När man skall bygga sin modell, behöver man först bestämma sig för modellstrukturen och därefter skatta värden på parametrar i modellen. Dessa parametrar bestäms med hjälp av insamlade mätdata.

När man bygger sin modell, vill man alltid ha en så enkel struktur som möjligt och ändå kunna fånga väsentligheterna i processens beteende. En enkel modell innehåller färre parametrar att bestämma, samtidigt som den leder till enklare räkningar när man ska ta fram en regulator. Efter att ha tittat på de mätdata vi har från processen, in- och utsignaler vid två olika koncentrationer (se fig 4 och 6), verkar det som om man skulle

	modell 1	modell 2
K	-0.72	-0.89
T_d [s]	600	600
T [s]	1570	3180

Tabell 1 Parametervärden för de två framtagna modellerna.

kunna representera processen med ett första ordningens linjärt system med tidsfördröjning, dvs

$$T\frac{d}{dt}y + y = Ku(t - T_d) \tag{1}$$

där u är insignalen till processen (läget på ventilen som bestämmer hur mycket som skall recirkuleras), och y är utsignalen (alkoholkoncentrationen i spriten som tappas).

Efter att ha bestämt oss för denna modellstruktur, använder vi våra två serier av mätdata för att skatta parametrarna T, K och T_d. Vi skattar två modeller. Den modell vi skattar med hjälp av mätdata från serie 1 kallar vi för modell 1, varvid mätdata från serie 2 ger oss modell 2.

Då vi har tillgång till processens in- och utsignal i båda mätserierna, kan vi använda minstakvadrat-metoden för att skatta modellparametrarna. Vi vill hitta den modell, vars utsignal avviker minst från den verkliga processens utsignal då de matas med samma insignal. Vi vill alltså minimera

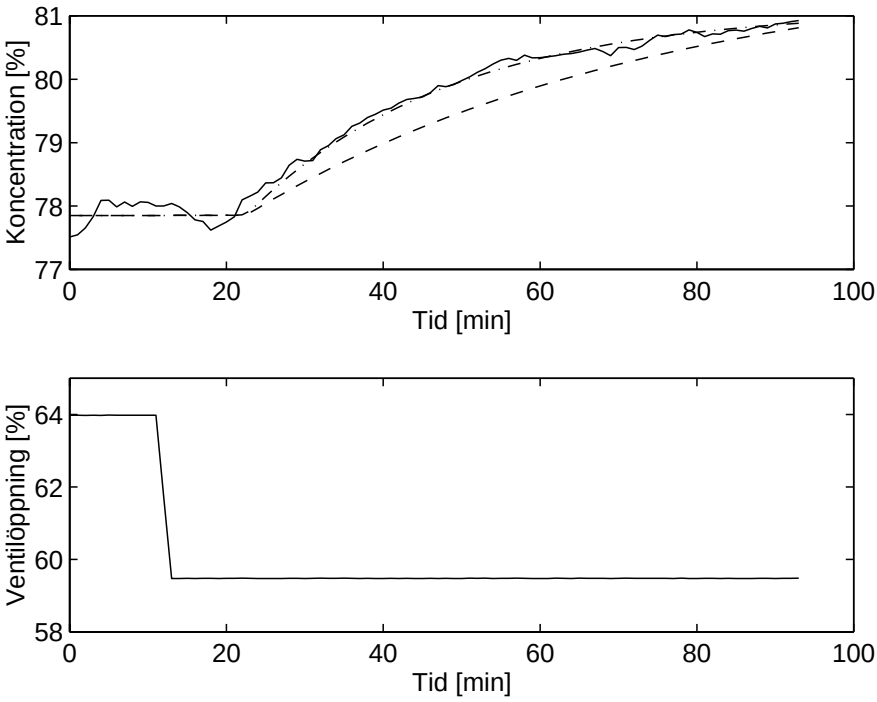
$$J = \sum_{k=1}^{N}(y(k) - \hat{y}(k))^2 \tag{2}$$

där y är utsignalen från den riktiga processen då den matas med en viss insigal och $\hat{y}$ är utsignalen från vår modell då den matas med samma insignal. Antalet datapunkter i mätserien betecknas N.

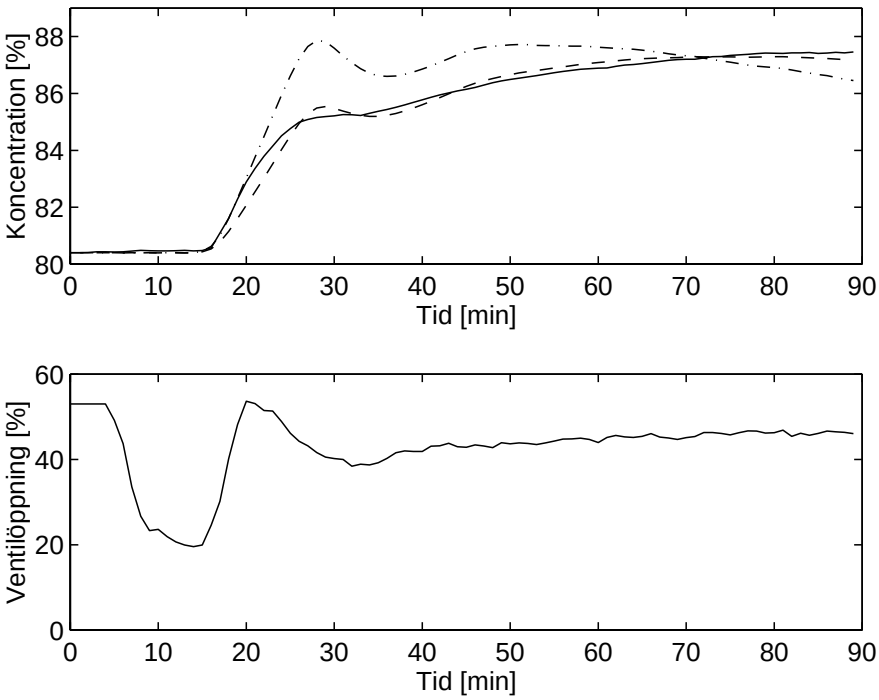
De värden vi får på parametrarna i (1) vid minimering av (2) ges av tabell 6.

För att bilda oss en uppfattning om hur bra de framtagna modellerna är, gör vi simuleringar. Vi skickar in de styrsignaler vi har till våra modeller och jämför deras utsignaler med de som den verkliga processen ger. Resultatet av detta syns i figur 7 och figur 8. Vi skulle för detta ändamål egentligen vilja ha andra mätdata än de som användes då vi tog fram modellerna.

Vi ser (ur tabell 6 såväl som ur graferna) att modellerna skiljer sig åt. Det kan finnas flera skäl till detta. Ett är att dynamiken hos processen är olika vid olika koncentrationer. Eftersom koncentrationen är tänkt att vara ungefär 86 % väljer vi att använda modell 2 vid reglerdesignen längre fram. Det är dock önskvärt att den framtagna regulatorn fungerar även vid andra koncentrationer.



Figur 7 Uppmätta värden på koncentrationen (heldragna) jämförs med simulerade värden för modell 1 (punkt-streckad) och modell 2 (streckad), för en stegändring av ventilöppningen.

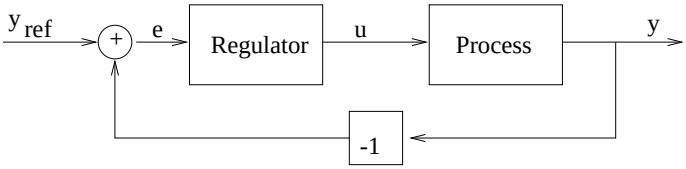


Figur 8 Uppmätta värden på koncentrationen (heldragna) jämförs med simulerade värden för modell 1 (punkt-streckad) och modell 2 (streckad), då ventilöppningen varierar.

7. Reglering

7.1 PID-regulatorn

PID-regulatorn är den vanligaste och mest grundläggande av alla regulatorer. Utsignalen från PID-regulatorn kallas för styrsignal, u, eftersom det är med hjälp av denna signal processen styrs. Denna signal beräknas i PID-regulatorn med hjälp av reglerfelet, e, d.v.s. skillnaden mellan processens önskade värde, y_{ref}, (referensvärdet, börvärde) och processens uppmätta värde, y, (ärvärde). Situationen är beskriven i figur 9.



Figur 9 Schematisk beskrivning av en reglerloop

PID-regulatorn beräknar styrsignalen enligt:

$$u(t) = K_P \left(e(t) + \frac{1}{T_{iP}} \int_0^t e(t)dt + T_{dP} \frac{d}{dt} e(t) \right) \tag{3}$$

PID-regulatorn består av tre delar:

1. Den första delen består av en konstant K_P gånger reglerfelet, $e(t)$ och denna term brukar kallas för regulatorns P-del eller proportionaldel.
2. Den andra delen ges av en konstant K/T_iP gånger integralen av reglerfelet, $e(t)$. Denna del kallas således för regulatorns I-del eller integraldel. Denna del ändras så länge ärvärdet, $y(t)$ skiljer sig från börvärdet $y_{ref}(t)$.
3. Den tredje delen kallas för regulatorns D-del eller derivatadel. Denna del består av en konstant KT_{dP}, gånger derivatan av reglerfelet, $e(t)$.

En PID-regulator kan implementeras på flera olika sätt. Två vanliga sätt är:

- parallellform, som ges av ekvation (3).
- serieform, som ges av

$$e_1(t) = e(t) + T_{dS} \frac{de}{dt} \tag{4}$$

$$u(t) = K_S \left(e_1(t) + \frac{1}{T_{iS}} \int_0^t e_1(\tau)d\tau \right) \tag{5}$$

Det som skiljer de två modellerna åt är siffervärdena på konstanterna K, T_i och T_d. Det är emellertid möjligt att räkna om konstanterna från den ena representationen till den andra, se tabell 2. K_P, T_{iP}, T_{dP} representerar konstanternas värden i parallellform och K_S, T_{iS}, T_{dS} i serieform.

Parallellform:	Serieform
K_P	$K_S + K_S \frac{T_{dS}}{T_{iS}}$
T_{iP}	$T_{iS} + T_{dS}$
T_{dP}	$\frac{T_{iS} T_{dS}}{T_{iS} + T_{dS}}$
$\frac{K_P}{2}\left(1 + \sqrt{1 - 4\frac{T_{dP}}{T_{iP}}}\right)$	K_S
$\frac{T_{iP}}{2}\left(1 + \sqrt{1 - 4\frac{T_{dP}}{T_{iP}}}\right)$	T_{iS}
$\frac{T_{iP}}{2}\left(1 - \sqrt{1 - 4\frac{T_{dP}}{T_{iP}}}\right)$	T_{dS}

Tabell 2 Konvertering av regulatorparametrar mellan parallell och seriell form

7.2 Tidigare använd regulator

På bränneriet använder man styrsystemet SDM-20 från Uni Process AB. I detta system är alla regulatorer implementerade i serieform. Värdena på regulatorparametrarna är:

$$\begin{aligned} K_S &= -4.1 \\ T_{iS} &= 2786 \\ T_{dS} &= 696 \end{aligned}$$

Den negativa förstärkningen K beror på att processens förstärkning är negativ, d.v.s. vill man öka koncentrationen skall man minska ventilöppningen.

7.3 Enkel fix – antiwindup

Om styrsignalen u når sitt max- eller min-värde och man har ett kvarstående reglerfel e så kan man få problem med integraldelen. Denna vill då växa och ”ta i mer” fastän full styrsignal redan ges. När reglerfelet försvunnit och det är dags att dra ner på styrsignalen så ligger denna kvar på fullt pådrag eftersom integraldelen växt till ett stort värde. Detta fenomen, som kan ge upphov till stora överslängar eller instabilitet, brukar kallas integratoruppvridning eller ”windup”. Problemet kan åtgärdas genom antiwindup.

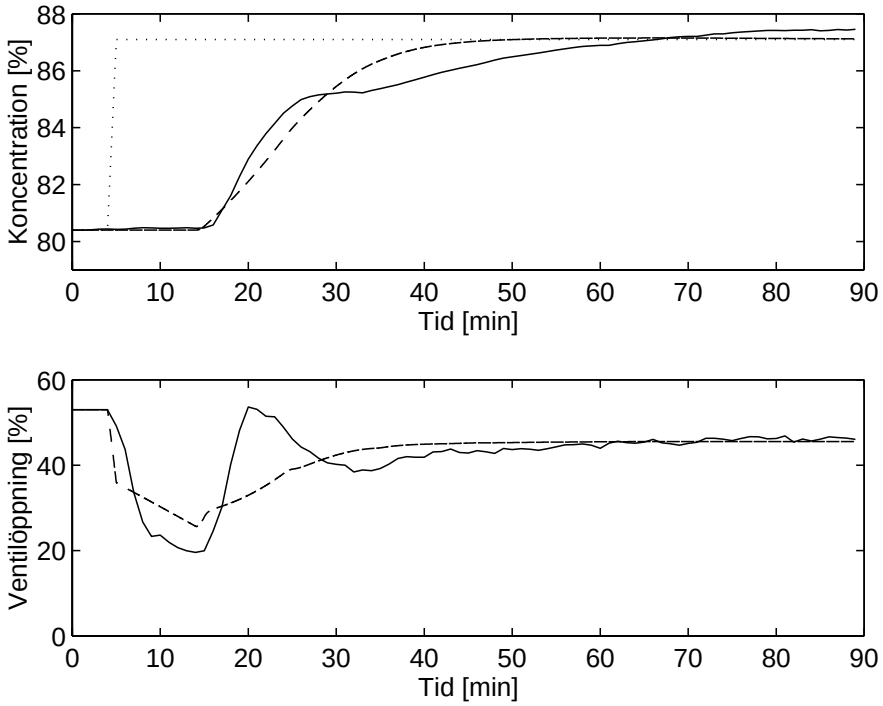
7.4 Förslag till ny regulator

Den befintliga regulatorns parametrar ges i avsnitt 7.2. Baserat på modell 2 i avsnitt 6 har vi kommit fram till att ett lämpligare val av regulatorparametrar kan vara

$$\begin{aligned} K_S &= -4.3 \\ T_{iS} &= 1500 \\ T_{dS} &= 200 \end{aligned}$$

I Figur 10 jämförs regulatorernas beteende då börvärdet på koncentrationen ändras från 80.3 % till 87 %. Den heldragna linjen visar loggade

värden på koncentration och ventilöppning för den befintliga regulatorn, medan de streckade linjerna är simulerade värden då den föreslagna regulatorn används. Börvärdet visas med prickad linje. Eftersom regulatorn är



Figur 10 Reglering med befintlig regulator (heldragen) och med den föreslagna (streckad) då börvärdet (prickad) ändras från 80.3 % till 87 %.

baserad på modell 2 i avsnitt 6, vars parametrar och struktur är relativt osäkra, har vi valt att ta fram en regulator som skall fungera bra även om modellen inte är helt korrekt. Priset för detta är att regleringen blir något långsammare än vad som annars varit nödvändigt.

8. Sammanfattning

Huvudproblemet för bränneriet, fluktuationer i etanolkoncentrationen, visade sig ha sitt ursprung i en utsignalbegränsning på regulatorn för koncentrationsregleringen, och kunde lösas genom att ta bort begränsningen. Ett antal andra möjliga felkällor som vi funnit kunde avskrivas med stöd av experimentresultat.

Då det visade sig att parametrarna för koncentrationsregulatorn var framtagna på ett sätt som förmodligen inte ger så bra reglering som vi antog går att åstadkomma, tog vi fram nya parametrar. För att kunna ta fram bra parametrar behövde vi en matematisk modell av processen, som vi kunde ta fram ur resultaten från ett antal experiment på anläggningen.

Vi underskattade grovt hur lång tid genomförandet av experimenten skulle ta. Trots utomordentligt god hjälp från personalen hann vi endast med ett av fem experiment. Ändå kunde vi med hjälp av detta experiment, och genom att gå runt undersöka anläggningen, dra ett flertal slutsatser. En

viktig erfarenhet från detta är att man måste ha gott om tid, och också vara flexibel när experiment av det här slaget skall genomföras.

Det här arbetet har gett oss värdefulla erfarenheter om hur reglerteknik tillämpas i processindustrin. Det har gett en inblick i de praktiska problem man kan stöta på när man handskas med verkliga processer. Vidare har vi fått se hur mycket det går att åstadkomma med reglertekniskt enkla metoder.

Vi tackar personalen i Nöbbelöv för att vi fick möjlighet att göra det här arbetet hos dem.

A. Experimentbeskrivning

Följande experimentbeskrivning lämnades till personalen i Nöbbelöv. Målet var att driftpersonalen skulle genomföra experiment A på morgonen innan vi kom till fabriken. Därefter skulle vi genomföra övriga experiment under dagen. Tabell 3 innehåller en specificering av de signaler som ska loggas respektive plottas under experimenten.

Signal	Beteckning	A	B	C	D	E
Koncentration	DT1		L	L		L
Flöde råsprit	DT1					L
Ventilöppning råspritflöde	DV1		L	L		L
Återflöde kolonn	FT1					L
Temperatur kolonnbotten	TT2		L	L		
Ventilöppning ånga	TV2		L	L		
Tryck kolonntopp	PT4					
Temperatur kolonntopp	TT4					
Tanknivå	LT1					
Ventilöppning	LV3					
Tanknivå	LT2					
Ventilöppning	LV8					
Ventilöppning lankutflöde	LV2					
Lanknivå kolonnbotten	LSA2					

Tabell 3 Lista över signaler som är intressanta att plotta under experimenten. Signaler som bör loggas är markerade med L under espektive experiment.

A: Ventil för återflöde i manuellt läge

Syfte Vi vill undersöka om svängningarna upphör om ventilen för reglering av återflöde DV1 ställs manuellt. Det skulle indikera att problemet kan ligga i regulatorn DIC1.

Genomförande Regulatorn DIC1 ställs i manuellt läge med ventilen DV1 i ett läge så att det är möjligt att öppna ventilen med ytterligare cirka 5 %. (T.ex. ventilsignalen är 10 % och går att öppna till 15 % utan driftproblem.) Ventilsignalen skall ligga konstant under hela experimentet (t.ex. 10 %). Undersök om svängningarna upphör. Invänta att samtliga loggade och plottade signaler har nått ett konstant värde.
Tid: ?

B: Stegändring av ventilöppning för återflöde

Syfte Karaktäristiken för hur koncentrationen uppmätt med sensor DT1 påverkas vid en ändring av ventilöppningen DV1 ger information om hur regulatorn DIC1 bör ställas in. Genom att mäta även andra signaler kan

man få en uppfattning om var i anläggningen källan till svängningarna finns.

Genomförande Kör anläggningen enligt Experiment A. Öppna ventilen DV1 med cirka 5 %. (T.ex. ventilen öppnas från 10 % till 15 %.) Invänta att samtliga loggade och plottade signaler har nått ett konstant värde. Eventuellt kan det vara önskvärt att genomföra experimentet även för en stängning av ventilen med 5 %. (T.ex. ventilen stängs från 15 % tillbaka till 10 %.)
Tid: 1½ h

C: Stegändring av ångflöde i manuellt läge

Syfte Genom att studera hur ångflödet genom ventilen TV2 påverkar koncentrationen uppmätt med sensorn DT1, kan man få en uppfattning om i vilken mån regleringen av temperaturen i kolonnbotten TIC2 påverkar regleringen av koncentrationen TIC1.

Genomförande Kör anläggningen enligt experiment A. Ställ därefter regulatorn TIC2 i manuellt läge. Öka ångflödet in i kolonnen genom att öppna ventilen TV1 litet mer. (Hur mycket kan vara lagom?)
Tid: 1½ h

D: Autotuning av koncentrationsregulatorn

Syfte Att undersöka varför tidigare självinställningsförsök inte har givit bra regulatorparametrar för DIC1.

Genomförande Självinställning enligt vanliga rutiner.
Tid: 2 h

E: Normal drift med modifierad regulator

Syfte Att pröva om nya regulatorparametrar eller modifieringar av regulatorn DIC1 medför att svängningarna försvinner vid normal drift i automatläge.

Genomförande Kör anläggningen i normal drift med nya regulatorparametrar och eventuellt med en modifierad regulator DIC1.
Tid: 1 h