Forord

Denne rapporten beskriver det arbeide som er gjort i min diplomoppgave ved Institutt for Teknisk Kybernetikk ved NTNU i Trondheim, våren 2002. Oppgaven er gjennomført i samarbeid med ABB, ved faglærer Ole Jakob Sørdalen og veileder Olav Slupphaug. I tillegg har Jan Tommy Gravdahl vært min veileder her ved NTNU.

Arbeidet med denne oppgaven har vært utrolig lærerikt. Potensialet var helt klart størst innen optimalisering, som også er det feltet hvor jeg har lært mest gjennom disse månedene. Allikevel har det også på andre felt vært mye å hente, både når det gjelder modellering og simulering, og ikke minst i arbeidet med estimeringsrutinen.

Jeg vil takke faglærer Ole Jakob Sørdalen for å ha bidratt til at jeg ikke har gått meg helt bort i detaljer men av og til har løftet blikket. Olav Slupphaug skal ha en stor takk for å ha bidratt med bakgrunnsmateriale, telefonmøter i en travel hverdag, og ikke minst interesse og kompetanse i problemstillingen rundt optimalisering. Jan Tommy Gravdahl har jeg hatt ukentlige møter med gjennom hele prosjektet, noe som har bidratt til at jeg har jobbet med de rette tingene, han har pekt på viktige detaljer jeg ikke har sett, og ikke minst har han bidratt med gode råd om rapporten. Dette skal han ha en stor takk for.

I tillegg til de jeg har nevnt så langt, vil jeg takke følgende personer. Ivar Halvorsen ved Sintef for å ha svart velvillig på spørsmål rundt separatortog generelt og regulering av disse spesielt. Lars Imsland for å ha tatt seg tid til å gi meg litt drahjelp angående optimalisering. Marius Govatsmark for å ha kommet med fornuftige betraktninger rundt modellering av hydrosykloner.

Under tiden som er gått med til denne oppgaven har jeg delt kontor med Kjetil Bjørkestøl og Christian Vebner, et samboerforhold som har vært morsomt, lærerikt og inspirerende. Mange diskusjoner rundt faglige ting har bidratt til at man sett problemene fra en litt annen vinkel og derved kommet et stykke videre. De ikke-faglige diskusjonene har heller ikke vært få, noe som har bidratt til at det sosiale miljøet har vært svært bra.

Trondheim 21.06.2002

Per Morten Hellervik

Innhold

1	Inn	ledning 1				
	1.1	Oljeproduksjon generelt	1			
	1.2	Oppgavens basecase	2			
	1.3	Reguleringssystem og økonomi	2			
2	Pro	blembeskrivelse	5			
	2.1	2-Fase separator	6			
	2.2	3-Fase separator	6			
	2.3	Nivåmåling av olje i 3-fase separator	7			
		2.3.1 Nivåmåling ved differansetrykk	7			
		2.3.2 Nivåmåling ved oppdrift	8			
	2.4	Prosessforsterkning i separatoren	9			
	2.5	Ulineariteter i systemet	11			
		2.5.1 Ulineær geometri	11			
		2.5.2 Ulineær reguleringsventil	13			

		2.5.3 Betydningen av de ulineære elementene	13
	2.6	Slugging	14
	2.7	Væskemedriving	15
3	Mo	lellering	17
	3.1	Forutsetninger for modelleringen	17
	3.2	Modell av 1. trinns separator	18
		3.2.1 Modell av Oljenivå	19
		3.2.2 Modell av vannivå	20
		3.2.3 Modell av gasstrykk i separatoren	21
	3.3	Modell av 2. trinns separator	23
		3.3.1 Modell av oljenivået	23
		3.3.2 Modell av gasstrykket	23
	3.4	Implementering av modellen i Simulink	24
	3.5	Verifikasjon av modellen	24
		3.5.1 Tekniske data for basecase	26
		3.5.2 Referanseendring	27
		3.5.3 Slugging	29
		3.5.4 Vurdering av modellens kvalitet	33
4	Tun	ing av nivåsløyfer	35
	4.1	Dagens praksis ved tuning av separatorer	35
		0 r 0	

INNHOLD

	4.2	Teori 1	rundt nivåregulering	36
5	\mathbf{Esti}	Estimering av innstrøm		
	5.1	Liknin	gen for estimatene \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots \ldots	39
	5.2	Implen	nentasjon	41
		5.2.1	Samplingstid	41
		5.2.2	Filtrering av data	42
	5.3	Verifik	asjon av applikasjonen	44
		5.3.1	25 % økning i nominell innstrøm $\ldots \ldots \ldots \ldots \ldots$	44
		5.3.2	50 % økning i nominell innstrøm $\ldots \ldots \ldots \ldots \ldots$	46
		5.3.3	Konklusjon	47
6	Tun	ning av regulatorer		49
	6.1	Regler	for initiell tuning	49
		6.1.1	Prinsipp for modellbasert tuning av nivåregulatorer	50
		6.1.2	Prinsipp for tuning av trykkregulering	51
	6.2	Tuning	g av sløyfene for 1. trinns separator	52
		6.2.1	Tuning av nivåregulering for olje	53
		6.2.2	Tuning av nivåregulering for vann	53
		6.2.3	Tuning av trykkregulering	54
		6.2.4	Verifikasjon av parametrene	55

	6.3	Tuning basert på erfaringsdata			
		6.3.1	Formulering av optimaliseringsproblemet	62	
		6.3.2	Forenklet problemstilling	64	
		6.3.3	Parametre for 1. trinn separator	70	
7	\mathbf{Disl}	kusjon		77	
8	Vid	ere arb	oeide	79	
	8.1	Modell	lering	79	
	8.2	Estime	ering av innstrøm	80	
	8.3	Tuning	g av regulatorer	80	
9	Kon	onklusjon			
	Refe	ranser .		86	
\mathbf{A}	App	ppendix til innledning			
	A.1	Oversil	kt over symboler benyttet i rapporten	87	
в	App	Appendix til modellering			
	B.1	Implen	nentasjon av basecase i Simulink	89	
	B.2	S-funk	sjoner for implementasjonen	94	
		B.2.1	S-funksjon for 3-fase separator	94	
		B.2.2	S-funksjon for 2-fase separator	98	
		B.2.3	S-funksjon for lineær væskeventil	102	

INNHOLD

		B.2.4	S-funksjon for lineær gassventil	105
С	App	endix	til estimering av innstrøm	109
	С.1	Matlab	pimplementasjon	109
D	App	endix	til tuning av regulatorer	113
	D.1	M-filer	for forenklet problemstilling	113
		D.1.1	Hovedrutine for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem	113
		D.1.2	Objektfunksjon for optimaliseringsbasert løsning på forenk- let problem	115
		D.1.3	Ulineære begrensninger for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem	116
		D.1.4	System for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem	n 117
	D.2	M-filer	for separator	118
		D.2.1	Hovedrutine for optimaliseringsbasert løsning på separator	118
		D.2.2	Objektfunksjon for optimaliseringsbasert løsning på separato	r119
		D.2.3	Ulineære begrensninger for optimaliseringsbasert løsning på separator	121
		D.2.4	System for optimaliseringsbasert løsning på separator	121

Sammendrag

I denne rapporten vises først modellering av et typisk offshore separatortog, bestående av 3-fase separator på 1. trinn og 2-fase på 2. trinn. Modellen baserer seg på tekniske data og alminnelige antagelser om massebevaring. Resultatet er en ulineær dynamisk modell i form av et system av 3 differensiallikninger for 1. trinn separator, og 2 differensiallikninger for 2. trinn. Modeller av reguleringsventilene vises også. Den endelige modellen av separatortoget implementeres i Simulink og verifiseres ut fra kvalitative vurderinger.

Videre vises utledning og implementasjon av en applikasjon for å estimere massestrøm inn på separatortoget. Estimeringsrutinen baserer seg på trenddata fra drift av anlegget, og er således en off-line estimator. Denne verifiseres mot simulinkmodellen av separatortoget. Resultatet fra estimeringen er plott av den estimerte innstrømmen til separatoren.

Rapporten tar videre for seg tuning av regulatorene for 1. trinn separator. Først vises hvordan dette kan gjøres basert på enkle lineære modeller av separatorene i kombinasjon med den dynamiske modellen. Dette gir initiell tuning av 1. trinn separator slik at denne viser god stabilitet og vtelse for de undersøkelser som er gjort. Målet er å beregne parametre for en PI-regulator i nivåregulering når man tar hensyn til kjente forstyrrelser. Denne oppgaven løses som et ulineært optimaliseringsproblem med ulineære bibetingelser. Optimaliseringsproblemet formuleres og løsningen implementeres i Matlab, på et enkelt system bestående av en væsketank med nivåregulering. I denne applikasjonen viser den optimaliseringsbaserte løsningen seg å fungere meget bra. Applikasjonen beregner parametre som tilfredstiller ønsket om minimale variasjoner i utstrømmen for å unngå å indusere forstyrrelser nedstrøms, samtidig som bibetingelsene overholdes. Videre implementeres den optimaliseringsbaserte løsningen på 1. trinn separator. Denne applikasjonen viser seg vanskeligere når det gjelder å beregne korrekte parametre. Rutinen fungerer konseptuelt, men parametrene blir ikke korrekt. Avslutningsvis gis det noen betraktninger om hva som kan være aktuelle årsaker til at denne applikasjonen er problematisk.

Kapittel 1

Innledning

1.1 Oljeproduksjon generelt

Produksjon av olje foregår på en mengde ulike steder i verden og etter mange ulike konsepter. I Norge foregår all oljeproduksjon offshore, enten på produksjonsplattformer som står fast på havbunnen, eller på flytende innretninger som produksjonsskip eller flytende produksjonsplattformer. Oljen ligger lagret i porøse bergarter i havbunnen og strømmer inn i produksjonsbrønnen på grunn av trykket i berglagene. Trykket driver så oljen gjennom brønnen og produksjonslinjen opp til plattformen.

Produskjonsstrømmen opp til plattformen består imidlertid ikke av en homogen strøm av olje I praksis inneholder strømmen som kommer opp en blanding av olje, gass og vann. De tre bestanddelene i denne flerfase strømningen må skilles fra hverandre for videre behandling. Prosessen ved å skille de tre strømmene kalles separasjon og er det første som skjer med produksjonsstrømmen når den kommer opp på plattformen.

Hensikten med separasjonen er å skille olje, gass og vann slik at olje og gass kan eksporteres uten for høye verdier av de to andre bestanddelene, og vannet skal enten kunne slippes i havet eller reinjiseres i reservoaret uten for store andeler av olje eller gass.

1.2 Oppgavens basecase

I denne rapporten vil de ulike problemstillinger og løsningene som presenteres knyttes til et såkalt "basecase". Dette er hovedprosessen for en produksjonsplattform i Nordsjøen, med en relativt vanlig konfigurasjon. I fig. 1.2.1 vises et oversiktsskjema for separasjonsprosessen, hvor olje, gass og vannbehandling er tatt med så langt det har relevans i denne rapporten. På figuren er de prosesskomponentene som inngår i henoldsvis olje- og gasstoget markert. Prosessoversikten er her svært forenklet. De to hoveddelene som er markert på figuren vil bli vist senere med de detaljer som er nødvendig for å få tilstrekkelig innsikt i de problemområder rapporten skal omhandle.



Figur 1.2.1: Prosessoversikt over oppgavens "basecase".

1.3 Reguleringssystem og økonomi

Det er mange faktorer som bidrar til at det for produsenten skal bli god økonomi i produksjonen av olje. En viktig faktor er god kapasitetsutnyttelse i prosessutrustningen. En annen faktor er at man unngår produsksjonsavbrudd i størst mulig grad. Og en tredje faktor kan være produktkvalitet. Samtlige av faktorene berøres av tuningen av separatorenes regulatorer, og de henger nøye sammen. God kapasitetsutnyttelse oppnås ved at gjennomstrømningen gjennom separatortoget holdes så høv som mulig, gitt at oppholdstiden for olie-vann blandingen ikke blir for lav. For lav oppholdstid medfører at olje og vann ikke separeres godt nok, og man får ut et produkt med for lav kvalitet. Avbrudd i produksjonen betyr i praksis at prosessen helt eller devis stenges ned av sikkerhetssystemene. En slik nedstenging har hovedsaklig to økonomiske sider. Den ene er at man mister produksjonen i den perioden anlegget er nedstengt, den andre siden består i øket belastning på prosessutrustningen. Det er for eksempel ikke gunstig om en gasskompressor som går med høy belastning blir bråstoppet, dette kan være en betydelig belastning på maskinen og bør unngås. Et reguleringssystem som sørger for at prosessvariablene holdes innenfor tillatte grenser hele tiden, kan således bidra til at man unngår produksjonsavbrudd og derved til bedre økonomi. Systemet vil også bidra til at nivåene i separatoren ikke blir for lave med for kort oppholdstid som resultat, slik at man opprettholder tilstrekkelig høv kvalitet på den produserte oljen. Hvorvidt reguleringssystemet bidrar på den måten som er nevnt avhenger av flere forhold hvor valg av reguleringsstruktur og reguleringsutrustningens tekniske data som tidskonstanter og liknende er viktige. I tillegg vil tuningen av regulatorene være av avgjørende betydning.

Kapittel 2

Problembeskrivelse

I det videre følger en gjennomgang av de problemstillinger man i praksis opplever ved drift av separatortog for olje. Oljetoget fra fig. 1.2.1 er vist med de ulike reguleringssløyfene inntegnet, og signalene i reguleringssløyfene markert med prikkede linjer i 2.0.1.



Figur 2.0.1: Oljetog

2.1 2-Fase separator

Tofase separatoren er andre trinns separator, som vil si at man inn på denne får oljen fra første trinns separator. At andre trinns separator er tofase betyr at den tar inn en strømning bestående av kun to komponenter, i dette tilfellet olje og gass. Separatoren er en tank som gir olje/gass-blandingen tilstrekkelig oppholdstid til at væske og gass skilles.

2.2 3-Fase separator

Trefase separator tar inn en strøming bestående av de 3 bestanddelene olje gass og vann, og kalles derfor 3-fase separator. Også her er separasjonsprisippet at innstrømmen skal få tilstrekkelig oppholdstid til å separeres ved at de tyngste komponentene legger seg på bunnen mens de lettere stiger opp. I fig 2.2.1 vises en enkel skisse av 3-fase separatoren, med de deler som inngår. For å skille olje og vann benyttes det i denne separatoren en overløpsplate (eng. weir). Overløpsplaten er en vertikal plate fra bunnen av separatoren, plassert lengden L_{wo} fra innløpsenden, og med høyde H_{weir} fra bunnen av separatoren til toppen av overløpsplaten. Denne skiller olje og vann ved at oljen som flyter på toppen av vannet, renner over platen og ned i oljeutløpet som er plassert i motsatt ende av innløpet til separatoren.



Figur 2.2.1: Prinsippskisse av 3-fase separator.

2.3 Nivåmåling av olje i 3-fase separator

Det finnes ulike metoder i bruk for å måle oljenivået i separatoren. I det følgende kommer en kort gjennomgang av de to mest vanlige. Siden det er hovedsaklig i 3fase separatoren at det er spesiellt problemer knyttet til nivåmålingen er det kun denne som behandles her. Problemene oppstår på grunn av blandingen av olje og vann i tanken som gir et emulsjonslag, på grunn av skumming, og eventuelt på grunn av sjø-induserte bevegelser.

2.3.1 Nivåmåling ved differansetrykk

Nivåmåling av olje foregår ofte ved bruk av en differansetrykkmåler som kalibreres til å måle differansetrykket mellom gassfasen over oljen og bunnen av separatoren ved oljeutløpet. Fig (2.3.1) viser prinsipp for hvordan nivåmåling ved differansetrykk kan være innstallert.



Figur 2.3.1: Nivåmåling ved differansetrykk

Differansetrykket vil være gitt ved:

$$\Delta p = \rho_o g h_o \tag{2.3.1}$$

Løst med hensyn på
$$h_o$$
 (2.3.2)

$$h_o = \frac{\Delta p}{\rho_o g} \tag{2.3.3}$$

Hvor Δp er målt differansetrykk, ρ_o er oljens tetthet, g er tyngdens akselerasjon og h_o er oljenivået og h_{off} er høyden fra bunnen av separatoren til måleuttaket for differansetrykksmåleren. Dersom det kommer vann over skilleveggen mellom olje og vann, vil dette naturlig nok legge seg på bunnen av separatoren idet $\rho_w > \rho_o$

og derved også trenge inn i målerøret for nivåmåleren, ρ_w er tettheten til vann. Av (2.3.3) fremgår det at det målte oljenivået h_o er en funksjon av ρ_o , følgelig vil nivåmålingen vise et oljenivå høyere enn det reelle siden $\rho_w > \rho_o$ dersom man får en vannlomme liggende i bunnen av separatoren. Denne situasjonen vil kunne vedvare inntil en operatør manuelt drenerer vannet ut av målerøret. I mellomtiden jobber nivåregulatoren ut fra en måling som viser et nivå høyere enn det relle, og den vil derfor redusere det aktuelle nivået i separatoren, med redusert oppholdstid og mulig dårligere separasjon som resultat. Nivåmåling etter dette prinsippet benyttes i denne rapportens basecase.

2.3.2 Nivåmåling ved oppdrift

En oppdriftsmåler baserer seg på at man senker en flottør ned i væsken hvor man ønsker å måle nivået. Fig. (2.3.2) viser en prinsippskisse for hvordan denne målemetoden ofte er implementert i anlegget. Flottøren som henger fritt i målerøret vil ha væske opp til et nivå tilsvarende det som er i tanken, og får en oppdrift lik tyngden av det væskevolum som flottøren fortenger. Ved at flottøren henger i et instrument som måler tyngden av den, måles forskjellen i tyngde av flottøren mellom minimum nivå (h_{off}) og det aktuelle væskenivået (h_o) .



Figur 2.3.2: Nivåmåling ved oppdrift

Den målte tyngden av flottøren vil være gitt ved følgende sammenheng, ref. [O.A.Olsen, 1989]:

$$F_f = A_f H_f \rho_f g - A_f h_o \rho_o g$$

$$Løst med hensyn på h_o$$
(2.3.4)

$$h_{o} = \frac{1}{A_{f}\rho_{o}g} (A_{f}H_{f}\rho_{f}g - F_{f})$$
(2.3.5)

Her er F_f flottørens oppdrift, H_f høyden av flottøren, A_f ende arealet av flottøren, ρ_f er flottørens tetthet, g er tyngdens akselerasjon, h_o er det aktuelle oljenivået og ρ_o er oljens tetthet Det er åpenbart at også dette måleprinsippet er avhengig av ρ_o . På samme måte som for den differansetrykk-baserte målingen, vil perioder med vann på separatorens olje-side medføre at nivåmåling basert på oppdrift viser galt nivå. I tillegg bør det nevnes at slike målere er avhengig av at flottøren henger fritt, forurensninger i målemediet er derfor ugunstig. Eksempelvis vil en separator hvor det avsettes mye sand kunne få problemer med denne type nivåmåling f.eks. ved at måleuttaket tettes. På et flytende produksjonsanlegg vil også sjø-induserte bevegelser kunne gjøre at flottøren i perioder ikke henger fritt, og derved medføre feilmåling.

2.4 Prosessforsterkning i separatoren

For 3-fase separator vil man i gitte situasjoner oppleve en diskontinuitet i prosessforsterkningen. I fig. (2.4.1) vises en skisse av hvordan 1. trinns separator ser ut. Her er er som tidligere h_o høyden av oljen i separatoren, H_{weir} høyden av overløpsplaten, $A1_o$ arealet av oljeoverflaten i separatoren i de tilfellene hvor $h_o > H_{weir}$, og $A2_o$ arealet av oljeoverflaten i de tilfeller hvor $h_o < H_{weir}$



Figur 2.4.1: 3 fase separator

En enkel modell av oljenivået i en separator slik fig. 2.4.1 viser kan være som i (2.4.1), dersom man antar at vannivået er konstant.

$$\dot{h}_o = \frac{1}{\rho_o A_v} (q_i - q_u) \tag{2.4.1}$$

der q_i er innstrømmen, q_u er utstrømmen, ρ_o er oljens tetthet og A_v er arealet av oljeoverflaten. Fra figuren er det tydelig at arealet av oljeoverflaten som påvirkes av reguleringsventilen for olje, er avhengig av nivået i separatoren. Dersom $h_o > H_{weir}$ får man følgende modell for oljenivået.

$$\dot{h} = \frac{1}{\rho A 1_o} (q_i - q_u) \tag{2.4.2}$$

For en situasjon hvor $h_o < H_{weir}$ blir arealet av oljeoverflaten som påvirkes av reguleringsventilen betydelig mindre, og for denne situasjonen blir modellen av oljenivået slik:

$$\dot{h} = \frac{1}{\rho A 2_o} (q_i - q_u) \tag{2.4.3}$$

Fra figuren er det tydelig at arealet $A2_o$ er vesentlig mindre enn $A1_o$, dette betyr at prosessforsterkningen er betydelig høyere i dette tilfellet. Denne diskontinuiteten i prosessforsterkningen har betydelig større virkning enn ulineariteten som skyldes separatorens geometri Man må forvente at endringer av driftspunkt for nivåreguleringen, fra verdier $h_o > H_{weir}$ til verdier $h_o < H_{weir}$ og motsatt, vil gi reguleringstekniske problemer. I fig.(2.4.2) vises oljenivå ved et sprang i pådraget til ventilen som medfører at nivået passerer overløpsplaten. Det er 3 tidspunkt som er verdt å merke seg i dette plottet. Frem til det første tidspunktet t_1 ser man bare effekten av initielle transienter som avtar og forsvinner. Ved tidspunkt t_2 gjøres det et sprang i referansen til reguleringsventilen for oljenivået, og man ser at nivået i separatoren synker. Ved tidspunkt t_3 passerer oljenivået under høyden av overløpsplaten, og som forventet synker oljenivået raskere etter dette. Ventilstillingen er konstant etter tidspunkt t_1 , og det er åpenbart at forsterkningen fra ventil til oljenivå endres ved passering av nivået 1.5 m som er høyden av overløpsplaten.



Figur 2.4.2: Nivåplott ved passering av H_{weir}

Diskontinuiteten i forsterkning det her er snakk om, vil naturligvis medføre at en regulator som har optimale parametre for et driftspunkt hvor $h_o > H_{weir}$, ikke vil oppføre seg optimalt for driftssituasjoner hvor $h_o < H_{weir}$.

2.5 Ulineariteter i systemet

Dette systemet har to betydelige ulineariteter. For det første har enhver liggende sylindrisk tank en ulineær karakteristikk av geometriske årsaker. For det andre er alle reguleringsventiler i praksis ulineære elementer.

2.5.1 Ulineær geometri

I dette tilfellet er den ulineære geometrien et resultat av at tanken har en sirkulær endeflate. Ulineariteten i forsterkningen vil da grovt sett si at en endring i f.eks. innstrøm til tanken ikke vil gi den samme nivåendringen rundt ethvert stasjonært punkt i tanken. Det man ofte er interessert i ved utledning av en modell for nivåregulering i en væsketank er arealet av væskeoverflaten i tanken. I fig. 2.5.1 vises prisipp for hvordan arealet av væskeoverflaten i en liggende sylindrisk tank beregnes. Av dette er det greit å se at arealet blir

$$A_v = L \cdot B_{sep} \tag{2.5.1}$$

videre fremgår det av figuren at B_{sep} er en funksjon av væskehøyden h i tanken.



Figur 2.5.1: Prinsipp av horisontal sylindrisk tank

Her er A_v arealet av væskeoverflaten, B_{sep} og L er henholdsvis bredden og lengden av separatoren, eller det utsnittet av separatoren man er interessert i. Likningen for en sirkel er generelt $x^2 + y^2 = R^2$, man kan løse denne med hensyn på x, som tilsvarer halve bredden av væskeoverflaten og får derved $B_{sep} = 2 \cdot \sqrt{y(2R-y)}$, og ved å sette dette inn i (2.5.1) får man følgende:

$$A_v = L \cdot 2 \cdot \sqrt{y(2R - y)} \tag{2.5.2}$$

I praksis kan man erstatte den generelle variablen $y \mod h$ og generell radius $R \mod R_{sep}$ og får derved en direkte tilpasning til det aktuelle tilfellet i denne rapporten.

$$A_v = L \cdot f(h) = L \cdot 2 \cdot \sqrt{h(2R_{sep} - h)}$$
(2.5.3)

I (2.5.3) er høyden en generell høyde i tanken, likningene (2.5.4) og (2.5.5) viser likningene for arealet av henholdsvis olje og vann. Funksjonen f(h) vil gå igjen gjennom hele rapporten i forbindelse med modellering av separatorene.

$$A_{o} = L_{sep} \cdot f(h_{o}) = L_{sep} \cdot 2 \cdot \sqrt{h_{o}(2R_{sep} - h_{o})} \text{Arealet av oljeoverflaten} \quad (2.5.4)$$
$$A_{w} = L_{wo} \cdot f(h_{w}) = L_{wo} \cdot 2 \cdot \sqrt{h_{w}(2R_{sep} - h_{w})} \text{Arealet av vannoverflaten} \quad (2.5.5)$$

2.5.2 Ulineær reguleringsventil

Massestrømmen gjennom reguleringsventiler beskrives ofte ved følgende likning, ref. [F.Haugen, 2000].

$$q_v = K_v \cdot \rho \cdot u_v \sqrt{\frac{\Delta p_v}{SG}},\tag{2.5.6}$$

der q_v er væskestrøm gjennom ventilen, K_v er ventilens kapasitetsindeks, u_v er pådragssignalet til ventilen, Δp_v er trykkfallet over ventilen, og SG er spesifik tetthet til væsken. Fra (2.5.6) fremgår det tydelig at selv om pådraget u_v er lineært, så vil gjennomstrømningen q_v variere med kvadratroten av differansetrykket over ventilen, altså betydelig ulineært.

Selv om det av det foregående er åpenbart at reguleringsventilene er ulineære, er det et forhold til som må påpekes. Enhver reguleringsventil som er installert i et prosessanlegg vil få det som kalles installert karakteristikk, dette er den samlede karakteristikken for både reguleringsventil og den aktuelle prosessen [F.Haugen, 2000]. Etterhvert som en større andel av det totale trykkfallet i prosessen blir liggende over reguleringsventilen, øker dennes evne til å gjøre jobben den er tiltenkt [J.G.Balchen, 1988]. I denne rapportens basecase ligger det meste av trykkfallet over ventilene, i et slikt tilfelle vil installert karakteristikk være nokså lik ventilens egenkarakteristikk. Det vil si at for denne prosesstypen gir en lineær ventil en mest mulig lineær oppførsel for totalsystemet. I andre tilfeller hvor en større del av trykkfallet ligger over prosessen i stedet for ventilen, vil ofte likeprosentlig ventilkarakteristikk gi en mer lineær karakteristikk for totaltsystemet.

2.5.3 Betydningen av de ulineære elementene

I dette konkrete tilfellet er det usikkert hvor store problemer som er forbundet med ulineariteten fra separatorens geometri. Dersom man ser på konvensjonell nivåregulering hvor man søker å holde nivået på setpunkt så godt som mulig er det trolig ikke så voldsomme problemer knyttet til ulineariteten. Dette skyldes at man som oftest har setpunktet på et fast arbeidspunkt hele tiden, eller innenfor et lite område og regulatorene tunes da for dette arbeidspunktet. På den annen side har denne rapporten som mål å kunne utnytte separatoren delsvis som buffertank i tillegg til den opprinnelige funksjonen. En slik funksjon medfører naturlig nok at nivået vil svinge en del, og da blir ulineariteten som skyldes geometri ikke lengre irrelevant. Beregning av regulatorparametre som er fokus i denne oppgaven kan da gjøres på to måter. Enten ved å beregne parametrene ved hjelp av en ulineær modell, eller ved hjelp av en forenklet lineær modell rundt et arbeidspunkt og så simulere en ulineær modell etterpå med de parametrene man har beregnet for å finne ut om disse gir tilfredstillende ytelse og stabilitet. For ordens skyld bør det nevnes at man alltid bør simulere med de beregnede parametrene i den ulineære modellen for å verifisere at parametrene gir tilfredstillende ytelse og stabilitet, og for eventuelt å etterjustere tuningen.

Når det gjelder ulineariteten som skyldes ventilenes karakteristikker er dette mer relevant. Dersom man skulle se bort fra ulinearitet fra ventilene ville dette bety at man antok at ventilene opererte med små utslag rundt et stabilt driftspunkt. Forutsetningen er derimot at ventilene skal benyttes til å utjevne prosessforstyrrelser og man må da forutsette at de kan operere over et relativt stort område. I det videre vil det derfor være viktig å ta med ulineariteten som beskrives av ventilene for å få et riktig resultat. Dette gjøres ved at likning (2.5.6) tas med ved implementeringen av modellen.

2.6 Slugging

Slugging består i at strømningen fra brønnen kommer støtvis, altså at man får perioder med ren væske og deretter perioder med bare gass. Disse pulsasjonene i væske og gasstrømmen forplanter seg direkte ved variasjoner i nivå og trykk i 1. trinns separator. Med det som pr. i dag regnes som konvensjonell teknologi og konfigurasjoner innen oljeproduksjon, er slugging et fenomen som må håndteres av topside-utrustning. Med topside-utrustning forstår man de prosesstekniske installasjoner som befinner seg oppe på plattformen. Man kan med andre ord ikke forvente å eliminere selve sluggingen men må heller forsøke å redusere problemene dette skaper. Fremover i tid er det allikevel trolig at andre løsninger, som reduserer selve slug-problemet, vil komme.

Ofte betegnes en nivåregulering som "god" dersom den klarer å holde målt verdi lik setpunkt for det meste av tiden. I buffertanker er det imidlertid viktig å bruke det volumet man har tilgjengelig i tanken som et filter for å unngå at varierende strømning inn i tanken forplanter seg til utstrømmen. I slike applikasjoner er det ikke spesielt god regulering om regulatoren overholder setpunkt hele tiden. I denne rapporten er målet å la separatoren fungere delvis som en buffertank samtidig som den oppfyller sin opprinnelige funksjon. Dette skal bidra til at slugging ikke får anledning til å forplante seg direkte til utgangsstrømmene fra separatoren med påfølgende problemer i nedstrøms utstyr.

2.7 Væskemedriving

Væskemedriving betyr at væskedråper trekkes med gasstrømmen ut av gassutløpet på separatoren. Dette er dels små væskedråper som svever i gassfasen, og dels dråper som rives løs fra væskeoverflaten [H.Asheim, 1993]. Tendensen til at dråper rives løs fra væskeoverflaten øker med gasshastigheten over væskeoverflaten. Hvis væskevolumet i separatoren øker, avtar gassvolumet og derved øker hastigheten til gassen som passerer dette volumet. Dette betyr at høyt væskenivå i separatoren øker faren for væskemedriving til gassutløpet.

Det er ulike grunner til at det er ugunstig at væske rives med gassen ut av separatoren. Den viktigste grunnen er faren for at væskedråper skal finne veien helt inn i kompressoren, se fig. 1.2.1. Det er her vanligvis snakk om sentrifugalkompressorer og selv svært små mengder væske i en slik maskin få katastrofale konsekvenser. For å forhindre dette har man normalt en kondenser/væskeseparator i gasstrømmen mellom olje- og gasstoget. En slik kondenser/væskeseparator har allikevel ikke ubegrenset kapasitet, og man ønsker derfor å holde faren for medriving av væske så liten som mulig. Et av tiltakene man benytter for å redusere sjansen for medriving er å holde nivået i separatoren under en bestemt grense. Denne grensen vil i det videre arbeidet med å finne parametre som minimerer de uønskede effektene av slugging, være et viktig designkriterium.

Kapittel 3

Modellering

Her vil vi utlede en matematisk modell for oppgavens basecase. Dette gjøres med utgangspunkt i tekniske data for anlegget og alminnelige antagelser om massebevaring. Det er i modelleringen gjort en del antagelser og forenklinger.

Modellene implementeres som S-funksjoner i Matlab. I denne implementasjonen legges samtlige parametre som er beskrivende for modellen ut i S-funksjonens blokk-parametre. Dette for at det skal være enkelt å gjenbruke de samme modellene for andre anlegg enn basecase uten å måtte implementere dem fra bunnen av i S-funksjon eller Simulink.

3.1 Forutsetninger for modelleringen

Det vil alltid være behov for å definere hvilke antagelser og avgrensninger man gjør når et fysisk system skal beskrives med en matematisk modell. Dersom man ikke gjør en slik avgrensing vil enten modellen bli uoverkommelig omfattende, eller det vil ligge begrensninger i modellen man ikke har beskrevet. *Termodynamikk*:

I hvor stor grad olje og vann separeres vil være avhengig av tettheten for olje og vann, tettheten er igjen en funksjon av temperatur. Denne sammenhengen er imidlertid ikke modellert her siden temperaturen i separatoren varierer lite. Det som imidlertid er et viktig poeng når det gjelder termodynamikk er faselikevekten. Faselikevekten sier noe om likevekten mellom væske- og dampfasen i separatoren, og er en funksjon av temperatur og trykk. For en gitt væske er det for en bestemt temperatur et bestemt trykk hvor denne væskens dampfase er i likevekt med væskefasen. For vann er for eksempel $p^{sat} = 1.013 bar$ ved 100° C. I modellen antas det at en gitt prosentvis andel av oljen flasher av til gass, for den temperatur og det trykk som er i separatoren. Dette er en rimelig antagelse siden man ved testkjøring av hver enkelt brønn gjennom testseparatoren finner hvor stor prosentandelen er ved separatorbetingelser (trykk og temperatur). I motsatt fall ville man måtte inkludere en termodynamisk modell av faselikevekten i separatormodellen.

Separasjon:

Det antas at olje/vann blandingen som kommer inn til separatoren separeres perfekt, dvs. at det går bare olje ut gjennom oljeutløpet, og bare vann gjennom vannutløpet.

Trykkforhold:

Også trykket i separatoren vil innvirke på hvor mye gass som frigjøres fra væsken. Denne innvirkningen er sterk, og grunnen til at trykket i denne oppgaven er antatt konstant er at dette i praksis vil være tilnærmet riktig under normal drift av anlegget. Kompressortoget vil ta unna den gassmengden som avgis fra væsken, og betydelige variasjoner i trykket kan man derfor se bort fra.

Hydrosyklonene:

Hydrosyklonen er et prosessapparatur som skal skille ut de små restene av olje som måtte være igjen i det vannet som slippes ut fra 1. trinns separator. Hvordan disse skal modelleres er ikke åpenbart, hverken ved modellering fra fysiske prinsipper eller ved modellering ut fra kvalitative betraktninger om syklonenes oppførsel. Etter å ha forsøkt å finne ut av hvordan dette kunne gjøres uten å komme i mål, ble Marius Govatsmark [Govatsmark, 2002] ved NTNU, Institutt for kjemisk prosessteknologi og Ivar Halvorsen [Halvorsen, 2002] ved Sintef Reguleringsteknikk konsultert. Begge har god kompetanse på offshore oljeprosesseringsanlegg og var hjelpsomme med å besvare spørsmål. Både Govatsmark og Halvorsen mente at det ikke er noe i veien for å se bort fra hydrosyklonene dersom man antar at disse har tilstrekkelig kapasitet og således ikke utgjør en flaskehals i systemet. Med bakgrunn i denne betraktningen er modellen av 1. trinns separator utledet uten at hydrosyklonene er tatt med. Vann ut fra separatoren slippes derfor ut via en reguleringsventil, til nedstrøms utstyr med lavere driftstrykk.

3.2 Modell av 1. trinns separator

1. trinns separator i basecase er en trefase separator, dvs. man tar inn en strøm av olje, gass og vann, og separerer denne de tre ulike bestanddelene.

3.2.1 Modell av Oljenivå.

Vi minner her om funksjonen $f(h_o)$ for beregning av arealet av oljeoverflaten i likning (2.5.4). Massebalansen for olje er gitt av

$$\dot{V}_{o} = \frac{1}{\rho_{o}} (q_{o,in} - q_{o,out})$$
(3.2.1)

$$V_o(t) = 2\left(L_{wo} \int_{h_w}^{h_o(t)} f(h)dh + (L_{sep} - L_{wo}) \int_0^{h_o(t)} f(h)dh\right) \quad (3.2.2)$$

$$\dot{V}_{o}(t) = 2\{L_{wo}(f(\hat{h}_{o}))\frac{d}{dt}(\hat{h}_{o}(t)) - f(h_{w})\frac{d}{dt}(h_{w}(t)) + (L_{sep} - L_{wo})f(h_{o})\frac{d}{dt}(h_{o}(t))\}$$
(3.2.3)

Setter inn (3.2.1)

$$\frac{1}{\rho_o}(q_{o,in} - q_{o,out}) = 2\{L_{wo}(f(\hat{h}_o))\frac{d}{dt}(\hat{h}_o(t)) - f(h_w)\frac{d}{dt}(h_w(t)) + (L_{sep} - L_{wo})f(h_o)\frac{d}{dt}(h_o(t))\}$$
(3.2.4)

Som tidligere nevnt vil man i en separator som denne ha en diskontinuitet i forsterkningen for nivået. Denne diskontinuiteten inngår også i modellen for separatoren, dvs. \hat{h}_o i (3.2.4) bestemmes slik:

$$\hat{h}_o = max\{H_{weir}, h_o\}.$$
 (3.2.5)

For $h_o > H_{weir}$ blir $\hat{h}_o = h_o$, og (3.2.4) kan skrives som:

$$\dot{h}_{o} = \frac{1}{L_{sep}f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in} - q_{o,out}}{2\rho_{o}} + L_{wo}f(h_{w})\dot{h}_{w} \right),$$
(3.2.6)

og for $h_o < H_{weir}$ blir $\hat{h}_o = H_{weir}$, og (3.2.4) skrives som:

$$\dot{h}_{o} = \frac{1}{(L_{sep} - L_{wo})f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in} - q_{o,out}}{2\rho_{o}} + L_{wo}f(h_{w})\dot{h}_{w}\right).$$
(3.2.7)

Følgende notasjon er benyttet ved modelleringen av oljenivået:

H_{weir}	[m]	Høyde av overløpsplate.
L_{sep}	[m]	Total lengde av separatoren.
L_{wo}	[m]	${\rm Lengde~av~vann/olje~volum}.$
V_o	$[m^3]$	Oljevolum i separatoren
h_o	[m]	Nivå av olje
h_w	[m]	Nivå av vann
$q_{o,in}$	[kg/s]	Massestrøm av olje inn i separatoren
$q_{o,out}$	[kg/s]	Massestrøm av olje ut av separatoren
$ ho_o$	$[kg/m^3]$	Tetthet for olje

3.2.2 Modell av vannivå.

Vannivået modelleres på samme måte som oljenivået. Det antas i denne oppgaven at separasjonen av vann og olje er perfekt, vannivået er derfor modellert med fysikalske data som for rent vann til tross for at det eksisterer et grensesjikt mellom olje og vann hvor det er emulsjoner av de to væskene. Vi vil her minne om funksjonen for beregning av vannoverflaten $f(h_w)$ i likning (2.5.5). Modellen av vannivået er da:

$$\dot{V}_w = \frac{1}{\rho_w} (q_{w,in} - q_{w,out})$$
(3.2.8)

$$V_w = 2L_{wo}\rho_w \int_0^{h_w} f(h_w)dh_w$$
 (3.2.9)

$$\dot{V}_w = 2L_{wo}\rho_w f(h_w) \frac{d}{dt} h_w \tag{3.2.10}$$

Setter inn (3.2.8) og får følgende

$$\frac{1}{\rho_w}(q_{w,in} - q_{w,out}) = 2L_{wo}\rho_w f(h_w)\frac{d}{dt}h_w$$
(3.2.11)

$$\dot{h}_w = \frac{q_{w,in} - q_{w,out}}{2\rho_w L_{wo} f(h_w)}$$
(3.2.12)

Følgende notasjon benyttes ved modellering av vannivået:

L_{wo}	[m]	Lengde av vann/olje volum.
V_w	$[m^3]$	Vannvolum i separatoren
h_w	[m]	Nivå av vann
$q_{w,in}$	[kg/s]	Massestrøm av vann inn i separatoren
$q_{w,out}$	[kg/s]	Massestrøm av vann ut av separatoren
$ ho_w$	$[kg/m^3]$	Tetthet for vann

3.2.3 Modell av gasstrykk i separatoren

Gasstrykket i separatoren vil avhenge av ulike faktorer. I separatoren antas det at en gitt andel av den olje som strømmer inn flasher av til gass, andelen velges som et prosenttall ut fra data funnet ved testkjøring av brønnene gjennom testseparator. Utgangspunktet for modellen av gasstrykket er ideell gasslov, fra [S.Skogestad, 2000] har man:

$$pV_g = nRT \tag{3.2.13}$$

I denne modellen vil både antallet mol gass i beholderen og volumet av gassen bidra til dynamikk. Volumet av gassen antas å være den delen av separatoren som ikke er fylt med væske:

$$V_g = V_{sep} - V_{liq} \tag{3.2.14}$$

$$V_g = L_{sep}(A_{sep,cross.} - A_{liq,cross.})$$
(3.2.15)

$$V_g = L_{sep}(\pi R_{sep}^2 - 2\int_0^{h_o} f(h_o)dh_o)$$
(3.2.16)

Tar utgangspunkt i ideell gasslov, hvor både volumet av gassen og mengden gass inn i volumet varierer med tiden.

$$pV_g(t) = n(t)RT \tag{3.2.17}$$

$$p(t) = \frac{n(t)RT}{V_g(t)}$$
(3.2.18)

Deriverer med hensyn på (t)

$$\dot{p} = \frac{RT}{V_g(t)} \dot{n} - \frac{n(t)RT}{V_g(t)^2} V_g(t)$$
(3.2.19)

$$\dot{p} = RT \left(\frac{n_{in} - n_{out}}{V_g(t)} - \frac{n(t)A_v h}{V_g(t)^2} \right)$$
(3.2.20)

$$\dot{p} = \frac{1}{V_g(t)} \left((n_{in} - n_{out}) RT - \frac{n(t) RT}{V_g(t)} \dot{V}_g \right)$$
(3.2.21)

Setter inn (3.2.18) i siste ledd.

$$\dot{p} = \frac{1}{V_g(t)} \left((n_{in} - n_{out})RT - p(t)\dot{V}_g \right)$$
(3.2.22)

Modellen av tar ikke hensyn til gassvolumets dynamikk i de tilfeller $h_o < H_{weir}$. Ved modelleringen av gasstrykket er følgende notasjon benyttet:

$A_{sep,cross.}$	$[m^2]$	Tverrsnittsareal av separator
$A_{liq,cross.}$	$[m^2]$	Tverrsnittsareal av væskevolum
L_{sep}	[m]	Total lengde av separatoren.
R_{sep}	[m]	Separator radius.
R	[J/molK]	Universell gasskonstant
T	[K]	Temperatur i Kelvin
V_g	$[m^3]$	Gassvolum i separatoren
V_{sep}	$[m^3]$	Separatorvolum
V_{liq}	$[m^3]$	Væskevolum i separatoren
h_o	[m]	Nivå av olje
n	[1]	Antall mol gass.
p	[barg]	Gasstrykk i separatoren

Samlet modell av første trinn separator blir derved slik:

$$\dot{h}_{o} = \begin{cases} \frac{1}{L_{sep}f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in}-q_{o,out}}{2\rho_{o}} + L_{wo}f(h_{w})\right), h_{o} > H_{weir} \\ \frac{1}{(L_{sep}-L_{wo})f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in}-q_{o,out}}{2\rho_{o}} + L_{wo}f(h_{w})\dot{h}_{w}\right), h_{o} < H_{weir} \end{cases}$$
(3.2.23)

$$\dot{h}_{w} = \frac{q_{w,in} - q_{w,out}}{2\rho_{w}L_{wo}f(h_{w})}$$
(3.2.24)

$$\dot{p} = \frac{1}{V_g(t)} ((n_{in} - n_{out})RT - p(t)\dot{V}_g)$$
(3.2.25)

3.3 Modell av 2. trinns separator

Forskjellen mellom første og andre trinns separator er at andre trinns separator ikke har vannuttak. Dette innebærer også at diskontinuiteten som eksisterer i første trinns separator på grunn av overløpsplaten, ikke er tilstede i andre trinns separator. Notasjonen som benyttes for 2. trinn separator er tilsvarende som vist for 1. trinn.

3.3.1 Modell av oljenivået

Oljenivået modelleres tilsvarende første trinns separator, bortsett fra at diskontinuiteten ikke eksisterer. Kan derfor benytte resultatet i (3.2.6) direkte.

$$\dot{h}_{o} = \frac{1}{L_{sep}f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in} - q_{o,out}}{2\rho_{o}}\right)$$
(3.3.1)

3.3.2 Modell av gasstrykket

Også modellen av gasstrykket i andre trinns separator tilsvarer modellen som gjelder for første trinns separator. Man kan også her benytte resultatet direkte, og den dynamiske likningen for gasstrykket hentes direkte fra (3.2.22).

$$\dot{p} = \frac{1}{V_g(t)} \left((n_{in} - n_{out})RT - p(t)\dot{V}_g \right)$$
(3.3.2)

Selv om modellene for 2. trinn separator er identiske med modellene for 1. trinn må selvsagt de tekniske data som gjelder for 2. trinn settes inn. Dette gjelder data som lengde, radius, temperatur og så videre.

3.4 Implementering av modellen i Simulink

Modellen som er utledet i det forgående skal implementeres i Simulink for å kunne benytte denne i det videre arbeidet i rapporten. I Simulink fins det ulike metoder for å implementere en modell av denne typen. Man kan bygge opp modellen med Simulink funksjonsblokker som f.eks multiplikasjon, divisjon, derivasjon og så videre. Dette vil være en metode som er både arbeidskrevende og relativt tungvint ved debuging av applikasjonen. I tillegg er det tungvint ved endring av de tekniske data for modellen. Eksempelvis dersom man ønsker å benytte modellen for et annet anlegg med tilsvarende konfigurasjon som basecase. Et bedre alternativ er å benytte S-funksjonene som Simulink er tilrettelagt for. Disse tillater at man skriver en M-fil, som er et skript i Matlab kode, og lar simulink kalle denne filen fra bestemte blokker. I en slik applikasjon implementeres likningene (3.2.23), (3.2.24) og (3.2.25) i S-funksjonen, som kalles av en S-funksjonsblokk i simulinkmodellen. Også 2. trinns separator og ventilene implementeres som Sfunksjoner, og de ulike blokkene får inngangs- og utgangsverdier som tilsvarer fysikalske størrelser. For eksempel er inngangsverdiene til modellen av 1. trinns separator strømningene av de ulike fluidene inn og ut av separatoren, mens utgangsverdiene er nivåene av vann og olje og trykkene i gassfasen i tillegg til begge væskefasene. Fig. 3.4.1 viser det overordnede simulinkdiagrammet for basecase som inngår i denne rapporten. I tillegg til det som vises i figuren inngår også S-funksjonene som tidligere er nevnt. Disse programmeres etter et bestemt mønster, slik at man er sikker på at funksjonens kall og parametre harmonerer med måten S-funksjonsblokken i simulinkdiagrammet kaller funksjonen. I forbindelse med implementasjonen av separatorene, ble deler av arbeid utført av Olav Slupphaug benyttet som utgangspunkt. I tillegg er ventilene implementert på samme måte som Slupphaug tidligere har vist. Samtlige simulinkdiagrammer med brukergrensesnitt og underliggende S-funksjoner for implementasjonen av modellen, finnes i appendix B for dette kapittelet.

3.5 Verifikasjon av modellen

For å kunne benytte modellen til beregning av parametre for et virkelig anlegg må man på en eller annen måte verifisere at modellen gir et korrekt bilde av anlegget den skal modellere. For denne konkrete applikasjonen burde man ha data fra det virkelige anlegget hvor man gjennomfører ulike forsøk, for så å sammenlikne resultatene fra anlegget med de data man får ved simulering av modellen.



Figur 3.4.1: Simulinkmodell av basecase

For eksempel burde man ha data ved referanseendringer, data fra perioder med slugging, og om mulig også data fra andre normale driftssituasjoner. Det er allikevel viktig å være oppmerksom på at modellen aldri vil avbilde samtlige forhold i samtlige driftssituasjoner helt nøyaktig. For eksempel ved opp- og nedkjøring av anlegget vil trolig modellen ha begrenset gyldighet, det samme vil være tilfellet under en ukontrollert nedstenging av anlegget.

Siden vi ikke har data fra den plattformen som er basecase i denne rapporten er det ikke mulig å få verifisert modellen mot reelle data nå. I stedet må man gjøre en del forsøk med modellen, og ut fra resultatene fra forsøkene gjøre en kvalitativ vurdering av modellen.

3.5.1 Tekniske data for basecase

En del tekniske data for basecase er kjent, allikevel er det en del som må antas. De fysiske størrelsene på separatorene er kjent:

L_{sep}	= 16.2m	Lengden av separatoren
L_{wo}	= 13.6m	Lenden av separatoren med olje og vann
R_{sep}	= 1.77m	Radius av separatoren
$L_{sep,2}$	= 9.72m	Lengden av 2. trinn separator
$R_{sep,2}$	= 1.47m	Radius av 2. trinn separator

I tillegg til tekniske data er det nødvendig med fornuftige arbeidspunkt å jobbe rundt. Disse er ikke kjent fra basecase og er derfor antatt:

$h_{o,set}$	= 1.8m	Setpunkt for oljenivået i 1. trinns separator
$h_{w,set}$	= 0.8m	Setpunkt for vannivået i 1. trinns separator
p_{set}	=7bar	Setpunkt for trykket i 1. trinns separator
$h_{o,set,2}$	= 1.3m	Setpunkt for oljenivået i 2. trinns separator
$p_{set,2}$	= 1.5 bar	Setpunkt for trykket i 2. trinns separator

For å komme ut med fornuftige resultater fra simuleringene er det også essensielt å ha fornuftige verdier på en del prosessdata. Følgende er kjent eller antatt fra rapportens basecase.

q_{in}	= 155 kg/s	Massestrøm inn til 1. trinns separator
$perc_o$	=15%	Prosentandel olje i innstrøm
FF_1	=10%	Prosentandel olje som går over til gass på 1. trinn
FF_2	=5%	Prosentandel olje som går over til gass på 2. trinn
$p_{ds,w}$	= 3barg	Trykk nedstrøms 1. trinns vannventil
$p_{ds,g}$	= 2barg	Trykk nedstrøms 1. trinns gassventil
$p_{ds,o,2}$	= 0.5 barg	Trykk nedstrøms 2. trinns oljeventil
$p_{ds,g,2}$	= 0.5 barg	Trykk nedstrøms 2. trinns gassventil

Andel av olje gass og vann i innstrømmen er ikke kjent, det er imidlertid antydet en andel på hele 85 % vann, siden dette feltet har vært i produksjon relativt lenge. Hvor stor andel av oljen som går av i separatoren som gass er usikkert, men i de følgende simuleringene er en prosentandel på 10 % benyttet. Dette er imidlertid data som er relativt greie å skaffe, siden man har verdiene for hver enkelt brønn etter kjøring gjennom testseparator og da kan beregne et gjennomsnitt som stemmer rimelig bra. For 2. trinns separator benyttes et anslag på 5 % av oljen som går over til gass. Som tidligere nevnt ville det kreve en modell som inkluderer termodynamiske forhold dersom disse dataene ikke skulle angis som konstante.

Når det gjelder slugging er det svært vanskelig å ha noen formening om hvilke verdier man kan anta. I denne rapporten er det benyttet en økning i innstrømmen på 50 % i hver slug, periodetiden er valgt til 300s, og varigheten av hver slug satt til 60s.

3.5.2 Referanseendring

For å se hvordan modellen oppfører seg, vil vi først forsøke å endre referansen. I det første forsøket endres referansen for oljenivået fra 1.8m til 2.0m. I fig. 3.5.1 vises plott av olje- og vannivå ved denne simuleringen.



Figur 3.5.1: Nivåplott ved referanseendring for oljenivået

Oljenivået stabiliserer seg på ønsket verdi etter omlag 500s. Dette er et relativt langsomt innsvingingsforløp, men man skal samtidig huske at i et anlegg som dette er ikke referansefølging hovedmålet. Vi ser også at det ikke eksisterer noen kobling fra oljenivået til vannivået, noe som stemmer med intuisjonen. Man må også forvente raskere innsvinging dersom man velger et driftspunkt med høyere strømning inn til separatoren. Videre gjøres forsøk med referanseendring for vannivået. Resultatet fra simulering hvor referansen endres fra 0.8 til 1.1m vises i fig. 3.5.2



Figur 3.5.2: Nivåplott ved referanseendring for vannivået

Som forventet stiger vannivåer raskere enn tilfellet var ved referanseendring for olje, siden tilstrømningen av vann er tilnærmet 6 ganger større enn for olje. Van-
nivået har stabilisert seg på referanseverdien etter omlag 200s mot oljens stabiliseringstid på ca 500s. I tillegg er det viktig å merke seg at det fra vannivå til oljenivå er en åpenbar kobling av tilstandene. Dette stemmer også med intuitiv forståelse av fysikken i det virkelige anlegget. Det er rimelig at vannivået som ligger under oljen presser dette nivået opp ved en økning i vannivået. Siden nivåene i separatoren endres vil også volumet som er tilgjengelig for gassen endres. Man må derfor forvente at trykket i separatoren også påvirkes av en nivåeendring. I fig. 3.5.3 vises plott av trykket i separatoren ved referanseendring for vannivået.



Figur 3.5.3: Plott av gasstrykk ved referanseendring for vannivået

Man ser at gasstrykket varierer en del under transientene i væskenivåene i separatoren, og at dette ikke stabiliserer seg helt før oljenivået til slutt er stabilt.

3.5.3 Slugging

I tillegg til referanseendringer vil man her forsøke å gi et bilde av modellens oppførsel under slugging. Som nevnt innledningsvis er det temmelig usikkert hvordan de karakteristiske verdiene for innstrømmen er under slugging, men verdier som nevnt ovenfor er benyttet i det videre. I fig. 3.5.4 vises nivåene i 1. trinns separator under slugging.



Figur 3.5.4: Plott av nivåene i 1. trinn separator under slugging

Utslagene på nivåene er mindre enn man intuitivt skulle tro med slugger hvor massestrømmen inn økes med 50 %. Dette kan dels komme av at tuningen av regulatorene ikke stemmer med virkeligheten, og dels av at størrelsene på reguleringsventilene er for store eller kombinasjoner av dette. Det har imidlertid ikke vært mulig å skaffe realistiske data for dette. Det som kan være interessant er imidlertid å se hvor store utslag hver slug har på nivåene i 1. trinn separator. I fig. 3.5.5 vises områdene fra omlag 900-1000s i plottet i fig. 3.5.4, sterkt forstørret.



Figur 3.5.5: Nivåplottet fra fig. 3.5.4 hvor en sekvens med slugging er forstørret

Det er her tydelig at utslagene på nivåene er små. For oljenivået er oversvinget omlag 1 % av aktuelt nivå, mens tilsvarende for vannivået er ca 3.8 %. I tillegg til nivåene vil det være interessant å se hvordan slugging påvirker trykket i separatoren. Fig. 3.5.6 viser trykket i 1. trinns separator under slugging.



Figur 3.5.6: Plott av trykket i 1. trinn separator under slugging

En begrensning i simulinkimplementasjonen som er foretatt av modellen, er at innstrømmen ikke har perioder med bare gass. Dette kan forekomme i et praktisk anlegg, og vil bidra til vesentlig større problemer med trykkreguleringen enn det man ser her.

Det er også interesant å finne ut om sluggingen forplanter seg til nedstrøms utstyr, noe som tross alt er et vesentlig problem i praksis. For å finne om dette er tilfelle også for modellen undersøkes trykk og nivå i 2. trinn separator i rapportens basecase. Fig. 3.5.7 viser oljenivået i 2. trinn separator under slugging.



Figur 3.5.7: Plott av nivå i 2. trinn separator under slugging

Plottet viser at også 2. trinn er påvirket av sluggingen inn på første trinn. Allikevel er det også her beskjedne utslag i nivået. Området fra ca 900 til 1200s viser en

svingning i nivået i 2. trinn under slugging, dette området er forstørret og vist i fig. 3.5.8.



Figur 3.5.8: Nivåplottet fra fig. 3.5.7 hvor en sekvens med slugging er forstørret

Her er oversvinget på omlag 2.2 % av aktuell verdi i separatoren. Også dette må sies å være et beskjedent utslag på nivået. Man må forvente at også trykket i 2. trinn separator er lite påvirket av nivåsvingningene i separatoren. Plottet av trykket i 2. trinn separator i fig. 3.5.9 bekrefter dette.



Figur 3.5.9: Plott av trykk i 2. trinn separator under slugging

De relativt store utslagene i trykket frem til ca 500s har ikke noe med sluggingen å gjøre. Dette er en følge av oversvinget etter initialtransienten i nivået på 1.

KAPITTEL 3. MODELLERING

trinn separator. Ved å forstørre et område rundt 900-1200s, ser man hvilke trykktransienter som initieres av oljenivået i 2. trinn separator. I fig. 3.5.10 er dette gjort.



Figur 3.5.10: Plott av trykktransient i 2. trinn separator

Her ser en at oversvinget i trykket som forventet er begrenset. Maksimal verdi av oversvinget er ca 1.5 % av stasjonær verdi for trykket. Også for 2. trinn separator må man anta at utslagene hadde vært større om modellen var implementert slik at sluggingen også omfattet perioder med bare gass.

3.5.4 Vurdering av modellens kvalitet

En vurdering ut fra de forsøk og resultater som er vist ovenfor vil gi en viss innsikt i modellens kvalitet. Det er allikevel verdt å minne om at man ikke har et fullgodt grunnlag for vurdering uten at modellen kan sammenliknes med testdata fra det aktuelle anlegget. Modellen slik den er presentert i denne rapporten må sies å ha god gyldighet når det gjelder å simulere normal drift av separatoranlegget. Den inkluderer de koblinger man må forvente å finne i det virkelige anlegget, og den inkluderer de dominerende ulineariteter som finnes i et reelt anlegg. Om de data som mangler i denne modellen var tilgjengelig, ville den gitt et realistisk bilde av virkeligheten. Dette er rimelig å anta siden den prisippielle oppførselen virker fornuftig, mens det er noe uklart om størrelsesordenen for for eksempel sluggingen, nivåstigningene, faktoren for avgassingen av olje etc. er korrekte. Det som trolig er den største mangelen ved selve modellen er at den ikke tillater perioder med bare gass mellom væskesluggene.

Kapittel 4

Tuning av nivåsløyfer

4.1 Dagens praksis ved tuning av separatorer

I dag ligger det vanligvis ikke noen enhetlig tankegang bak når man skal gjennomføre tuning av et separatortog offshore. Dette gjelder både den initielle tuningen ved oppstart av nyanlegg, og dersom man etter en tids drift opplever at den initielle tuningen ikke gir tilfredstillende stabilitet og eller ytelse. Ofte utføres tuningen etter heuristiske prinsipper, og av personell med begrenset kjennskap til prosessdynamikk og reguleringsteknisk teori. Vedkommende har imidlertid ofte god innsikt i praktiske aspekter innen reguleringsteknikken og kjenner vanligvis prosessen godt fra et praktisk perspektiv. Dette er allikevel ikke tilstrekkelig til å vurdere krav til stabilitet og ytelse, mål med reguleringen og liknende krav som kan være aktuelle.

I mange tilfeller vil ulike prosesstekniske effekter medføre at den opprinnelige tuningen ikke gir tilfredstillende ytelse etter en tids drift. Dette kan skyldes at endring av driftspunkt medfører endrede parametre, eller at selve prosessen endrer karakter over tid. Det første tilfellet forekommer ofte ved betydelige ulineariteter i prosessen, f.eks. endring av nivåsetpunkt for nivåregulering i en kuletank, eller ved endring til et driftspunkt som medfører at reguleringsventilen får en helt annen forsterkning enn sløyfen var tunet for. Det siste tilfellet er typisk for en prosess hvor f.eks. effekten av en varmeveksler reduseres som følge av groing eller et separatortog hvor andelen av de ulike bestanddelene i fødestrømmen endres betydelig over tid.

4.2 Teori rundt nivåregulering

Som det gikk frem av forrige avsnitt er det ikke pr. i dag etablert noen enhetlig metodikk og skikkelige verktøy for tuning av separatortog. Hva som er grunnen for dette er usikkert, men man kan tenke seg flere ulike faktorer som bidrar til at dette er et område hvor det ikke er gjort spesielt mye. En av grunnene kan være at regulering av tanknivåer og trykk ikke er regnet hverken som spesielt vanskelig, eller akademisk spennende. Det som er gjort innen dette feltet dreier seg i stor grad om å finne nye og bedre målemetoder for å håndtere emulsjoner ol, i tillegg til at noe er gjort hvor man har sett på MPC regulering av separatorene. Fra [S.Stokke, 1995] vises resultatene av MPC-basert regulering av separatortoget på Statfjord A plattformen. MPC-basert løsning er her sammenliknet med både konvensjonell reguleringsstruktur og LQG-regulering, og viste seg å være en bedre løsning.

I denne rapporten er imidlertid utgangspunktet at reguleringsstrukturen er gitt. Dette er en svært relevant vinkling siden man i praksis må regne med at det er vanskelig å endre reguleringsstrukturen, men kan være noe lettere å få endre på regulatortuningen dersom man kan underbygge at dette vil gi gevinster.

Til tross for at det ikke er gjort spesiellt mye innen dette feltet, finnes det noen eksempler, et av dem er arbeid gjort av Ivar Halvorsen [Halvorsen, 1998], hvor tuning av separatortog tas opp, og problemstillingen rundt hva som er målet med reguleringen er nevnt. I Halvorsens arbeide er enkle håndregler for tuning av nivåregulatorene utledet. Man har sett på hvilke krav som stilles til regulatorparametrene for å oppnå nivåavvik mindre enn gitte verdier dersom man kjenner størrelsen på forstyrrelsen. Halvorsen berører også forhold rundt ytelse og stabilitet i sitt arbeide.

I tillegg til dette er det også andre som har arbeidet med "averaging level control", som dreier seg om regulering av nivå i buffertanker, eller andre tanker hvor demping av strømningsvariasjoner er målet. Roy/Smith [Subhojit Roy, 1995] har blandt annet vist en metode for dette. Her baserer man seg på ønsket om å oppnå lavest mulig endringsrate for strømningen ut fra tanken. Beregningene som er vist her tar også hensyn til begrensninger i tanknivået, noe som absolutt er aktuelt ved anvendelse i forhold til separatortog. Ulempen er at man også her baserer seg på at forstyrrelsen er kjent, noe som for separatorer ofte ikke stemmer.

Også andre angrepsvinkler har vært forsøkt uten å gå til så drastiske forandringer som en overgang til MPC-basert regulering er. Basert på en regulator med to frihetsgrader viser Cheng-Ching et al. [Kwo Liang, 2001] at god "averaging level control" kan oppnås også uten bruk av MPC. Også i dette arbeidet er det tatt hensyn til maksimum tillatt oversving for nivået, men også her antas forstyrrelsen kjent, eller at den kan anslås med rimelig grad av sikkerhet. Denne løsningen krever imidlertid en noe endret reguleringsstruktur enn det som er utgangspunkt for denne rapporten, og er trolig ikke særlig aktuell for videre bruk.

I sin artikkel viser A.Taylor og G.laGrange [Andrew Taylor, 2002], at man bør vurdere ren P-regulator i enkelte tilfeller. De viser sammenlikning mellom P, PI, MPC og en fjerde ulineær regulator, og kan blandt annet vise at PI-regulatoren ikke nødvendigvis bidrar til å jevne ut forstyrrelsene for nedstrøms utstyr. Artikkelen bidrar imidlertid ikke i særlig grad til problemstillingen rundt hvordan parametrene for regulatoren bør velges, dette overlates til leseren. Av denne grunnen er neppe deres arbeid særlig aktuelt for problemene denne rapporten tar for seg.

Også Sigurd Skogestad har utviklet regler for tuning av regulatorer [Skogestad, 2001], disse er basert på enkle modeller av prosessen, hvor en beregner PID parametrene direkte. Skogestads regler er generelle og kan benyttes på mange ulike prosesser, det som er en av de store fordelene er at reglene er svært enkle i bruk, noe som også gjenspeiles i det ambisiøse navnet de har fått. Reglene tar utgangspunkt i at man har en enkel lineær modell av prosessen, og beregner parametrene ut fra denne modellen. Det vises også hvordan mer avanserte modeller kan forenkles etter bestemte regler for å kunne benyttes som grunnlag i parameterberegningene. I det videre arbeidet vil trolig være mulig å ta utgangspunkt i noen av disse artiklene for å komme frem til regler for tuning av separatorer. Umiddelbart ser både [Halvorsen, 1998],[Subhojit Roy, 1995] og [Skogestad, 2001] interessante ut, de to første muligens mer i den fasen av oppgaven hvor man skal se på forbedret tuning når forstyrrelsene er kjent, mens den siste artikkelen av Skogestad kanskje kan gi noe hjelp for initiell tuning av regulatorene.

Kapittel 5

Estimering av innstrøm

En del av denne oppgaven er å estimere strømningen inn på separatoren. Denne strømningen måles normalt ikke siden det er en strømning av olje gass og vann, som det ikke er trivielt å måle sammen. Det er ønskelig å benytte loggdata fra anleggets styresystem eller andre loggede data for å estimere innstrømmen. De data som normalt er tilgjengelige fra styresystemet er trenddata av nivåmålingene for olje og vann og trenddata fra pådraget til reguleringsventilene for olje og vann. Dette vil ofte være data som er samplet med lav samplingsrate.

5.1 Likningen for estimatene

For å kunne estimere innstrømmen tar man utgangspunkt i den dynamiske modellen for systemet, og løser denne med hensyn på q_{in} . I modellen er q_{in} den samlede strømmen inn på separatoren av olje og vann, og man angir en prosentvis andel olje og vann av denne innstrømmen. Fra (3.2.23), (3.2.24) og (3.2.25) har vi følgende:

$$\dot{h}_{o} = \begin{cases} \frac{1}{L_{sep}f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in}-q_{o,out}}{2\rho_{o}} + L_{wo}f(h_{w})\right), h_{o} > H_{weir} \\ \frac{1}{(L_{sep}-L_{wo})f(h_{o})} \left(\frac{q_{o,in}-q_{o,out}}{2\rho_{o}} + L_{wo}f(h_{w})\dot{h}_{w}\right), h_{o} < H_{weir} \end{cases}$$
(5.1.1)

$$\dot{h}_{w} = \frac{q_{w,in} - q_{w,out}}{2\rho_{w}L_{wo}f(h_{w})}$$
(5.1.2)

$$\dot{p} = \frac{1}{V_g(t)} ((n_{in} - n_{out})RT - p(t)\dot{V_g})$$
(5.1.3)

Det er ønskelig å komme frem til et samlet uttrykk for q_{in} , som er summen av olje og vann inn på separatoren:

$$q_{in} = q_{o,in} + q_{w,in} \tag{5.1.4}$$

I det videre velges et oljenivå hvor $h_o > H_{weir}$ som basis for utledningen. Løser (5.1.1) med hensyn til $q_{o,in}$ og får:

$$q_{o,in} = 2\rho_o \left(\dot{h}_o L_{sep} f(h_o) - L_{wo} f(h_w) \dot{h}_w \right) + q_{o,out}$$
(5.1.5)

Likning (5.1.2) løses med hensyn til $q_{w,in}$ og gir:

$$q_{w,in} = 2\rho_w \dot{h}_w L_{wo} f(h_w) + q_{w,out}$$

$$(5.1.6)$$

Fra (5.1.4) ser man at samlet innstrøm blir:

$$q_{in} = q_{o,in} + q_{w,in} \tag{5.1.7}$$

$$q_{in} = 2\rho_o (\dot{h}_o L_{sep} f(h_o) - L_{wo} f(h_w) \dot{h}_w) + q_{o,out}$$

$$+ 2\rho_w \dot{h}_w L_{wo} f(h_w) + q_{w,out}$$

$$(5.1.8)$$

$$q_{in} = 2\rho_o \dot{h}_o L_{sep} f(h_o) + 2(\rho_o - \rho_w) L_{wo} f(h_w) \dot{h}_w + q_{o,out} + q_{w,out}$$
(5.1.9)

Som nevnt innledningsvis er det pådragene fra styresystemet til ventilene man normalt har trenddata for, ikke strømningene $q_{o,out}$ og $q_{w,out}$. Sammenhengen mellom pådrag og strømning beskrives av ventillikningen for reguleringsventilene. Fra (2.5.6) har man følgende sammenheng for massestrømmen gjennom ventilen:

$$q_v = K_v \rho \cdot u_v \sqrt{\frac{\Delta p_v}{SG}},\tag{5.1.10}$$

massestrømmen av olje blir derved:

$$q_{o,out} = \rho_o K_{v,o} \cdot u_o \sqrt{\frac{p_o - p_{2.st.sep}}{\frac{\rho_o}{\rho_w}}},$$
(5.1.11)

mens massestrømmen av vann blir:

$$q_{w,out} = \rho_w K_{v,w} \cdot u_w \sqrt{\frac{p_w - p_{hydrocyclone}}{\frac{\rho_w}{\rho_w}}}.$$
(5.1.12)

Setter nå inn (5.1.11) og (5.1.12) i (5.1.9) og får:

$$q_{in} = 2\rho_o \dot{h}_o L_{sep} f(h_o) + 2(\rho_o - \rho_w) L_{wo} f(h_w) \dot{h}_w$$
(5.1.13)

$$+ \rho_o K_{v,o} \cdot u_o \sqrt{\frac{p_o - p_{2.st.sep}}{\frac{\rho_o}{\rho_w}}} + \rho_w K_{v,w} \cdot u_w \sqrt{\frac{p_w - p_{hydrocyclone}}{\frac{\rho_w}{\rho_w}}}$$
(5.1.14)

5.2 Implementasjon

For å klarlegge om løsningen som er beskrevet her kan gi tilfredstillende informasjon, må denne implementeres i Matlab og testes mot modellen. Simulinkmodellen benytter i denne rapporten en numerisk integrasjonsmetode med variabel steglengde. I praksis vil man i et virkelig anlegg ha data som er samplet med relativt lav samplingsrate, mens simulinkmodellens resultatdata foreligger ved hvert integrasjonssteg. For å gi estimeringsrutinen mer realistiske data å jobbe med ble det valgt ut bare en del samples fra hver dataserie fra Simulink. Med andre ord betraktes her resultatene fra Simulink som den kontinuerlige prosessen, mens utvalget av en del verdier fra resultatdataene gjengir styresystemets sampling av den kontinuerlige prosessen. Matlabimplementasjonen av beregningsrutinen for å estimere innstrømmen er vedlagt i vedlegg C. I denne filen er (5.1.9) implementert, i tillegg til at i vektorene inn til denne beregningen er valgt ut en del av verdiene fra Simulink som forklart ovenfor.

5.2.1 Samplingstid

Avstanden mellom verdiene som velges fra resultatvektorene fra Simulink er proporsjonal med samplingstiden i et virkelig anlegg. I det videre kalles dette ekvivalent samplingstid (Ts_e), siden det ikke er snakk om samplingstid i ordets vanlige tolkning. Etter en simulering på 1500s i Simulink har resultatvektorene fra Simulink omlag 20000 verdier. Antallet punkter varierer imidlertid fra simulering til simulering avhengig av initialbetingelser, størrelsen på forstyrrelsene og så videre, siden Simulink benytter en integrasjonsmetode med variabel steglengde. Vi har imidlertid her valgt å benytte en gjennomsnittsverdi på 20000 verdier. Ved å velge ut for eksempel hver 80. verdi til de vektorene som skal benyttes til videre beregninger, får disse en lengde på $\frac{20000}{80} = 250$ samples. Dette skal fortsatt representere de 1500s fra simuleringen. Dette tilsvarer da en ekvivalent samplingstid $Ts_e = \frac{1500}{250} = 6.0s$. Dersom hver 150. verdi velges til vektoren som benyttes for videre beregninger, får denne vektoren lengde $\frac{20000}{150} = 133.3$. Ekvivalent samplingstid blir med dette $Ts_e = \frac{1500}{133.3} = 11.25s$. Vi vil i det videre vise hva ekvivalent samplingstid har å si for resultatet fra estimeringsrutinen.

5.2.2 Filtrering av data

I tillegg til ekvivalent samplingstid er det en parameter som har vesentlig betydning for resultatet fra estimeringsrutinen. Dette er om og hvordan dataene filtreres. De loggdata som benyttes i denne beregningen kommer som nevnt fra styresystemet i anlegget. Det er naturlig å anta at måleseriene er befengt med mer eller mindre støy. Som det fremgår av (5.1.9) inngår også de deriverte av nivåene for vann og olje i beregningen av innstrømmen. Ved å derivere et støybefengt signal, vil oftest støyen forsterkes og det er derfor naturlig at man på et eller annet punkt i estimeringsrutinen må filtrere signalene. Et enkelt og ofte benyttet filter er Butterworthfilteret, dette ble også her funnet å fungere bra. En viktig egenskap ved et filter til dette formålet er kausalitet. I denne applikasjonen er det aktuelt å sammenlikne den estimerte innstrømmen med den innstrømmen som tilføres systemet i Simulink. For at disse signalene skal bli sammenliknbare bør de ikke være faseforskjøvet. Et filter uten fasefosrkyving oppnår man ved å bruke et ikke-kausalt filter. I Matlab gjøres dette ved å benytte funksjonen *filtfilt()* i "Signal Processing Toolbox". Denne funksjonen filtrerer dataene to ganger, først slik dataene opprinnelig er i signalvektoren, deretter den filtrerte vektoren i motsatt rekkefølge, på denne måten oppnås et ikke-kausalt filter. Butterworthfilteret har to parametre som bestemmer filterets karakteristikk, dette er filterets orden og knekkfrekvens. Man ønsker her å filtrere bort høvfrekvent støv, og trenger derved et lavpassfilter. Ved å øke filterets orden oppnår man en mer effektiv demping av uønskede frekvenser, man får med andre ord et filter med brattere flanke. Ved å gjøre noen forsøk ble det klart at et 10. ordens filter fungerte bra til denne applikasjonen. Å fastsette filterets knekkfrekvens er derimot noe mer jobb. Her viste det seg at selv små variasjoner i knekkfrekvensen i enkelte områder, gav vesentlige utslag på resultatet fra estimeringen. I tillegg er det en tydelig sammenheng mellom ekvivalent samplingstid som benyttes og hvilken knekkfrekvens filteret bør ha. Avtagende samplingsrate medfører at knekkfrekvensen må økes. For en ekvivalent samplingstid på $Ts_e = 6.0s$ viser $\omega_c = 0.3 rad/s$ seg å være en nedre grense for knekkfrekvensen i filteret. Fig 5.2.1 viser den estimerte innstrømmen sammen med den reelle innstrømmen for de to knekkfrekvensene.



Figur 5.2.1: Estimert og virkelig innstrøm med $Ts_e = 6.0s$ og to verdier av ω_c

Fra figuren fremgår det at den estimerte innstrømmen blir betydelig flatere for verdier av $\omega_c \leq 0.3 rad/s$. Fortsatt ser toppene av den estimerte innstrømmen ut til å stemme for $\omega_c = 0.2 rad/s$, men det blir vanskeligere å si noe om utstrekningen av hver slug. Målet som er benyttet for å betrakte estimatet som tilstrekkelig godt i denne applikasjonen er at det skal være mulig å se en "sal-liknende" formasjon på toppen av de estimerte sluggene. Dette for å kunne danne seg et inntrykk av hvilken amplitude forstyrrelsene har. I beregningen hvor $\omega_c = 0.3 rad/s$ i fig. 5.2.1, er denne formasjonen tydelig, mens den mangler helt for plottet med $\omega_c = 0.2 rad/s$. Fig. 5.2.2 viser tilsvarende plott for ekvivalent samplingstid $Ts_e = 11.25s$.



Figur 5.2.2: Estimert og virkelig innstrøm med $Ts_e = 11.25s$ og to verdier av ω_c

Her ser man at grensen for å få den tidligere omtalte "sal-liknende" formasjonen på toppen av forstyrrelsene ligger i området $0.4rad/s \leq \omega_c \leq 0.5rad/s$. Fig. 5.2.3 viser beregningen gjennomført med $Ts_e = 6.0s$ og $\omega_c = 0.5rad/s$, og fortsatt er "sal-formasjonen" tydelig uten at støyen har forringet resultatet vesentlig. Konklusjonen er at man i det videre kan benytte $\omega_c = 0.5rad/s$ også for ekvivalent samplingstid lavere enn 11.25s. I et virkelig anlegg er imidlertid en samplingstid på 11.25s nærmere sannheten enn 6.0s, selv om også 11.25s kan være urealistisk kort samplingstid for enkelte størrelser i virkelige anlegg.



Figur 5.2.3: Estimert og virkelig innstrøm med $Ts_e = 11.25s$ og $\omega_c = 0.5rad/s$

Ved bruk av denne applikasjonen i en praktisk sammenheng må ω_c fastlegges som forklart ovenfor. Men må med andre ord gjøre beregninger med varierende verdier for ω_c inntil man oppnår den tidligere omtalte "sal-formen" på toppen av sluggene.

5.3 Verifikasjon av applikasjonen

I dette kapittlet skal det verifiseres at applikasjonen som er utviklet og implementert i Matlab fungerer etter hensikten. Målet er å kunne karakterisere forstyrrelsene inn på separatoren på en måte som tillater bruk av denne informasjonen ved tuning av regulatorene. Slik informasjon vil typisk være amplitude og varighet for hver slug, i tillegg til tiden mellom sluggene.

5.3.1 25 % økning i nominell innstrøm

Her simuleres modellen med en størrelse på sluggingen som tilsvarer en økning på 25 % av nominell innstrøm. Nominell innstrøm er som nevnt i kapittel 3.5.1 valgt til 155kg/s.For lettere å kunne bestemme karakteristiske data for sluggingen forstørres de to siste toppene i plottet, siden disse ikke er forstyrret av initielle transienter.



Figur 5.3.1: Estimert innstrøm med 25 % økning i innstrømm

Ut fra det forstørrede plottet kan man anta at nominell verdi av innstrømmen ligger et sted mellom 150 og 155kg/s, nærmere 155 enn 150. Videre ser det flate området av innstrømmen til å ligge på omlag 185kg/s om man tar et gjennomsnitt av de to toppene som er estimert. Varigheten av hver slug er vanskeligere å anslå, men nærmere 50 enn 100s ser fornuftig ut, og et anslag på ca 65s virker ikke urimelig. Tiden mellom hver slug anslås til omlag 250s. De verdiene som her er estimert er kun basert på plottene vist i rapporten for at leseren skal kunne vurdere hvordan grafene er tolket. I normal bruk tillater Matlab bedre skalering av vinduer etc. og det vil være lettere å komme til mer korrekte verdier om man har verktøyet tilgjengelig. Følgende er da de samlede verdiene for estimert innstrøm:

$q_{est,nominell}$	= 153 kg/s	Estimert nominell innstrøm
$q_{est,max}$	= 185 kg/s	Estimert maksimalverdi av innstrøm
$t_{est,varighet}$	= 65s	Estiment varighet av hver slug
$t_{est,mellom}$	= 250s	Estimert tid mellom hver slug

Korrekte verdier som er simulert i Simulink er følgende:

$q_{nominell}$	= 155 kg/s	Nominell innstrøm
q_{max}	= 187 kg/s	Maksimalverdi av innstrøm
$t_{varighet}$	= 60s	Varighet av hver slug
t_{mellom}	= 240s	Tid mellom hver slug

Estimatene fra denne simuleringen må sies så stemme godt med de "virkelige" verdiene som skal estimeres. Til tross for at de reelle verdiene i dette tilfellet var kjent, er ikke tolkningene som er gjort ut fra grafene urimelige og man måtte kunne forvente å komme frem til omlag de samme tallene om man ikke kjente de korrekte verdiene.

5.3.2 50 % økning i nominell innstrøm

For å verifisere at applikasjonen ikke gir tilfredstillende resultat for bare dette ene settet av forstyrrelser, vil vi i det følgende gjøre et tilsvarende eksperiment med en større forstyrrelse i innstrømmen. I fig. 5.3.2 vises den estimerte innstrømmen til separatoren for en økning på 50 % i nominell innstrømm. Også her har vi valgt å forstørre 2 slugger for lettere å kunne trekke ut aktuell informasjon.



Figur 5.3.2: Estimert innstrøm med 50 % økning i innstrømm

Her er det fornuftig å anslå en nominell innstrøm noe i overkant av 150kg/s, etter slug nummer 2 ser verdien av nominell innstrøm ut til å konvergere mot ca 152kg/s. Maksimalverdi av innstrømmen ser ut til å ligge litt under 230kg/s, anslår her 228kg/s. Varigheten av sluggene er også i denne simuleringen vanskelig å anslå, men et sted mellom 60 og 70s virker rimelig, velger 65s. Tidsluken mellom hver slug virker i denne simuleringen noe korter enn tidliger, og den anslås til omlag 220s. Samlede resultater er da:

$q_{est,nominell}$	= 152 kg/s	Estimert nominell innstrøm
$q_{est,max}$	= 228 kg/s	Estimert maksimalverdi av innstrøm
$t_{est,varighet}$	= 65s	Estiment varighet av hver slug
$t_{est,mellom}$	= 220s	Estimert tid mellom hver slug

I dette tilfellet er korrekte verdier disse:

$q_{nominell}$	= 155 kg/s	Nominell innstrøm
q_{max}	= 230 kg/s	Maksimalverdi av innstrøm
$t_{varighet}$	= 60s	Varighet av hver slug
t_{mellom}	= 240s	Tid mellom hver slug

Også i denne simuleringen ser de estimerte resultatene ut til å være bra.

5.3.3 Konklusjon

For å estimere innstrømmen har vi her tatt utgangspunkt i modellikningene for systemet. For at denne metoden skal fungere bra må disse derfor være korrekte, og helst verifisert mot reelle data. Målet videre er å benytte resultatene fra estimeringen til å beregne parametre for PI-regulatorene i anlegget. Dersom man skal gjøre slike beregninger må man ta høyde for ulike usikkerhetsfaktorer som modellfeil og liknende. Bruk av estimert innstrøm vil naturlig nok introdusere enda en usikkerhetsfaktor som må tas hensyn til.

Den endelige konklusjonen er at estimeringsrutinen fungerer bra, og at den kan benyttes for å få en pekepinn på hvordan innstrømmen til separatoren ser ut.

Kapittel 6

Tuning av regulatorer

I denne delen av rapporten vil tuning av separatoren vises. Reguleringsstrukturen er gitt som vist i fig 2.0.1, og målet med tuningen er å finne hvilke regulatorparametre som oppfyller de kravene som settes til systemet. Dette kan være krav til maksimale oversving, krav til verdier av følge- eller sensitivitetsfunksjonen, krav til fase- og forsterkningsmargin og så videre. I denne rapporten er det imidlertid ikke satt formelle krav til ytelse og stabilitet for den initielle tuningen. I steden benyttes en kvalitativ vurdering som er relevant også for praktiske anvendelser. I løsningen hvor man baserer seg på kjente forstyrrelser, settes imidlertid krav til ulike tilstander. Dette gjennomgås nærmere i det aktuelle kapittlet.

Tuningen av separatorene gjøres i flere operasjoner. Man må anta at tuningen av 1. trinns separator er mest krevende siden denne har både vann og oljenivå som er koblet. 2. trinns separator vil derfor ikke gjennomgås i detalj.

6.1 Regler for initiell tuning

Med initiell tuning forstås den første tuningen som gjøres på anlegget før oppstart første gang. Hvordan dette gjøres er som nevnt innledningsvis ikke entydig i dagens praksis. I dette kapitlet vil vi derfor vise hvordan en slik tuning kan gjøres på en litt mer strukturert måte. Som nevnt innledningsvis foregår i dag den initielle tuningen av separatortog basert på heuristikk, altså at man bruker "handregler" i kombinasjon med erfaring og skjønn.

6.1.1 Prinsipp for modellbasert tuning av nivåregulatorer

I [Skogestad, 2001] er en del tuningsregler for ulike prosesser utledet. Dette er regler basert på forenklede lineære prosessmodeller, hvor man samler den informasjonen som vanligvis karakteriserer er prosess, og benytter dette til å sette opp en enkel modell.

Følgende informasjon benyttes generelt:

- k Prosessforsterkning
- τ_1 Dominerende tidskonstant
- θ Dødtid

For tuning av nivåsløyfene i denne rapporten blir imidlertid den forenklede lineære prosessmodellen en integrerende prosess, og det er derfor ikke mulig å finne stasjonær forsterkning k. Istedet benyttes k' som er stigningstallet til prosessmålingen ved et sprang på inngangen. I en forenklet modell av en nivåregulering er prosessforsterkningen omvendt proporsjonal med arealet av væskeoverflaten i tanken, det vil si $k' = \frac{1}{A}$. I modellen fra kapittelet om modellering inngår ikke noen form for dødtid. Dette er naturligvis en sterk forenkling av virkeligheten, og bidrar også til at metodene beskrevet i [Skogestad, 2001] ikke fungerer som tiltenkt. I et praktisk anlegg vil dødtiden komme fra forsinkelse i pådragsorganene, forsinkelse i måleutstyr, og forsinkelse i selve prosessen. For å gjøre beregningene mulig og modellen mer realistisk, har vi antatt en dødtid $\theta = 5s$. Dette er muligens et lavt anslag, men siden vi ikke har tall fra et realistisk anlegg bruker vi dette i det videre arbeidet.

Følgende prosessmodell blir da den forenklede lineære modellen av separatornivået:

$$h(s) = \frac{k' \cdot e^{-\theta s}}{A \cdot s} \tag{6.1.1}$$

Reglene for regulatortuningen for en prosess som denne er som følger, ref. [Skogestad, 2001]:

$$Kp = \frac{0.5}{k' \cdot \theta} \tag{6.1.2}$$

$$Ti = 8 \cdot \theta \tag{6.1.3}$$

Med en slik tuning oppnås normalt en forsterkningsmargin litt i underkant av 3, og en fasemargin i overkant av 45° for denne typen prosess. Anbefalte verdier

for en korrekt tunet regulator tilsier en forsterkningsmargin mellom 1.7 og 2.0, mens fasemarginen bør ligge i området $30 - 45^{\circ}$. Dette er anbefalte verdier, og lavere verdier vil medføre raskere respons hvor tendensen går mot oscillasjoner dersom verdiene blir for lave. Høyere verdier vil medføre langsommere respons. De anbefalte verdiene bygger på kompromiss mellom ytelse og sikkerhet, ref. [D.E.Seborg, 1989]. Man bør med andre ord vurdere i hvert enkelt tilfelle om det er nødvendig og ønskelig med såvidt stor fase- og forsterkningsmargin, eller om disse kan reduseres noe. I denne anvendelsen er det imidlertid ønskelig med forholdsvis store fase- og forsterkningsmarginer i første omgang, vi velger derfor å fortsette med (6.1.2) og (6.1.3) slik de er vist.

6.1.2 Prinsipp for tuning av trykkregulering

Fornuftig tuning av trykkreguleringen er også viktig for å oppnå god regulering av separatorene og for å unngå å skape problemer for nedstrøms utstyr. Når det gjelder trykkreguleringen er denne noe mer kompleks enn det modellen tar hensyn til. Dette kommer av at gasskompressorene som håndterer gassen fra separatortoget ikke inngår i modellen, og gassiden er modellert med en ventil som slipper gassen over til nedstrøms utstyr med lavere trykk enn i separatoren. Selv om modelleringen ikke er helt i samsvar med virkeligheten på dette punktet har vi valgt å ta med tuningen av trykkregulatoren for 1. trinn separator for å få behandlingen av "caset" komplett. I praksis vil gasstrykket avhenge av kompressorenes dynamikk. men også av trykkfall i rør og liknende. Med de data og den modelleringsløsningen som her er valgt kommer modelleringen av trykket ut som en ren integrator, noe som er svært unøyaktig i forhold til det reelle anlegget. Siden modellen er vel enkel for dette formålet, velger vi å gå over fra Skogestads modellbaserte regler for tuning, til en forbedret utgave av Ziegler & Nichols regler [Ziegler J.G, 1942]. Svært ofte resulterer parametrene beregnet med disse reglene i for aggresiv regulering i et prosessanlegg. Så også i denne applikasjonen. Seborg & al. [D.E.Seborg, 1989], har imidlertid modifsert de opprinnelige reglene for PID-regulatoren noe. Ziegler & Nichols opprinnelige regler, samt den modifiserte versjonen er vist i tabell 6.1.

PID-parametre					
	Кр	Ti	Td		
Original P-reg.	$0.45 \cdot K_k$				
Original PI-reg.	$0.5 \cdot K_k$	$0.833 \cdot T_k$			
Original PID-reg.	$0.6 \cdot K_k$	$0.5 \cdot T_k$	$0.125 \cdot T_k$		
Modifisert PID-reg.	$0.2 \cdot K_k$	$0.5 \cdot T_k$	$0.33 \cdot T_k$		

Tabell 6.1: Oversikt over Ziegler & Nichols parametre

I dette anlegget er det ikke viktig å gjøre reguleringen så rask som mulig, det er derimot et ønske at nedstrøms anleggsdeler ikke skal få problemer på grunn av hurtige reguleringssløyfer oppstrøms. Derfor velger vi her å benytte en PIregulator for trykket i separatoren, siden en regulator med D-virkning vil jobbe noe mer aggresivt.

Tuningen av trykkreguleringen blir derved:

$$Kp = 0.2 \cdot K_k \tag{6.1.4}$$

$$Ti = 0.5 \cdot T_k \tag{6.1.5}$$

6.2 Tuning av sløyfene for 1. trinns separator

Med utgangspunkt i de reglene som er vist ovenfor vil vi her vise tuningen av 1. trinn separator. For å kunne benytte reglene må man ha en enkel lineær modell av separatoren slik den er vist ovenfor. Siden dette dreier seg om en tuning som man skal kunne gjøre før separatoren startes første gang, er det ikke aktuelt å basere seg på eksperimenter. En enkel men allikevel brukbar tilnærming for å bestemme k' er å anta at denne er $k' \simeq \frac{1}{A_{vske}}$. Vi velger her å benytte arealet av væskeoverflaten for det driftspunkt som er valgt i resten av denne rapporten, det vil si $h_{o,set} = 1.8m$ for olje, og $h_{w,set} = 0.8m$ for vann. Vi minner samtidig om funksjonen f(h) i likning (2.5.3)som beskriver bredden av væskeoverflaten ved høyden h.

$$f(h) = 2 \cdot \sqrt{h(2R_{sep} - h)}$$
 (6.2.1)

Å anslå dødtiden før anlegget er igangkjørt er naturlig nok vanskelig. Et estimat for dødtiden (θ_{est}) kan man imidlertid få om man ser på dødtiden for de komponentene som inngår, for eksempel ventiler (θ_{ventil}), målere (θ_{maler}) og liknende (θ_{annet}) . Det er urimelig å anslå en dødtid for modellen som er kortere enn samlet dødtid for de komponenter som inngår, og estimatet blir da $\theta_{est} \geq \theta_{ventil} + \theta_{maler} + ... + \theta_{annet}$. Ved å benytte for eksempel et tillegg på 33 % på denne verdien, kommer man ut med god sikkerhetsmargin. Sigurd Skogestad opererer ofte med en usikkerhet på 20 % i sine modeller, og mener at dette for en god del modeller av industrianlegg ikke er urealistisk høyt, ref. [S.Skogestad, 1996].

6.2.1 Tuning av nivåregulering for olje

I vårt tilfelle er dødtiden θ_{est} "kjent" til å være omlag 5s. Samlede data for den forenklede modellen av oljenivået i 1. trinn separator er etter dette:

$$k'_{olje} = \frac{1}{A_{sep,o}} = \frac{1}{L_{sep}f(h_{o,set})} = \frac{1}{57.1}$$

$$k'_{olje} = 0.0175 \qquad (6.2.2)$$

$$\theta_{sep} = 1.33 \cdot \theta_{sep}$$

$$\theta_{olje} = 1.33 \cdot \theta_{est}$$

$$\theta_{olje} = 6.65s \tag{6.2.3}$$

Med disse verdiene og reglene for tuning, (6.1.2) og (6.1.3), blir regulatortuningen for oljenivået følgende:

$$Kp_{olje} = \frac{0.5}{k'_{olje} \cdot \theta_{olje}} = \frac{0.5}{0.0175 \cdot 6.65}$$

$$Kp_{olje} = 4.3$$
(6.2.4)

$$Ti_{olje} = 8 \cdot \theta_{olje} = 8 \cdot 6.65$$

$$Ti_{olje} = 53.2s$$
 (6.2.5)

6.2.2 Tuning av nivåregulering for vann

Like viktig som oljenivået er selvsagt vannivået. Som vi har sett i forbindelse med verifikasjon av modellen, er koplingen fra vannivået til oljenivået tydelig, og parametrene for vannivået har således sterk innvirkning også på oljenivået. For vannivået beregner vi modelldata på samme måte som vist for oljenivået. Man antar at θ_{est} kan anslås til 5s også her. Videre er setpunktet for vannivået valgt til $h_{w,set} = 0.8m$, og man kan beregne modellparametrene for nivåreguleringen av vann. Resultatet blir følgende:

$$k'_{vann} = \frac{1}{A_{sep,w}} = \frac{1}{L_{wo}f(h_{w,set})} = \frac{1}{20.1}$$

$$k'_{vann} = 0.0497$$

$$\theta_{vann} = 1.33 \cdot \theta_{est}$$

$$\theta_{vann} = 6.65s$$
(6.2.7)

På samme måte som for oljenivået benyttes reglene (6.1.2) og (6.1.3), som gir følgende PI-parametre for nivåregulering av vann i sepatoren:

$$Kp_{vann} = \frac{0.5}{k'_{vann} \cdot \theta_{vann}} = \frac{0.5}{0.0497 \cdot 6.65}$$

$$Kp_{vann} = 4.3$$

$$Ti_{vann} = 8 \cdot \theta_{vann} = 8 \cdot 6.65$$

$$Ti_{vann} = 53.2$$
(6.2.9)

Med disse parametrene skal det teoretisk sett være mulig å komme i gang, og separatorene skal forhåpentligvis la seg regulere på en tilfredstillende måte.

6.2.3 Tuning av trykkregulering

For å kunne benytte reglene vist i tabell 6.1 må man finne kritisk forsterkning (K_k) og kritisk periodetid (T_k) for trykkreguleringen. På vanlig måte deaktiveres I- og D-delen i regulatoren og Kp økes inntil stående svingninger oppnås. For 1. trinn separator ble disse verdiene funnet:

$$K_k = 60$$
 (6.2.10)

$$T_k = 47$$
 (6.2.11)

Vi benytter videre de modifiserte reglene for en PID-regulator, og kommer frem til følgende parametre for trykkregulatoren.

$$Kp = 0.2 \cdot 60 = 12$$

 $Kp = 12$ (6.2.12)

$$Ti = 0.5 \cdot 47 = 23.5$$

 $Ti = 23.5$ (6.2.13)

Denne tuningen må så verifiseres ved simulering i simulink.

6.2.4 Verifikasjon av parametrene

For å verifisere at denne tuningen fungerer rimelig bra settes parametrene inn i Simulink modellen av separatortoget. Man kan tenke seg ulike tester for å si hvorvidt parametrene er holdbare. I en praktisk sammenheng vil det allikevel alltid være aktuelt å se på referanseendring og undertrykking av forstyrrelser. Vi forsøker først med referanseendringer. Det er viktig å huske at en separator som dette ikke er en prosesskomponent hvor referansefølging er en kritisk egenskap. Følgelig kan man akseptere en relativt langsom referansefølging. Vi forsøker først med en referanseendring for oljenivået fra 1.8m til 1.6m. Fig. 6.2.1 viser resultatet av dette forsøket.



Figur 6.2.1: Nivåplott ved referanseendring for oljenivået

I figuren viser det seg at nivået selv ved såpass stor referanseendring som det her er snakk om holder seg over 1.5m hele tiden. Siden dette er høyden av overløpsplaten vil man som vist innledningsvis oppleve en vesentlig diskontinuitet i prosessforsterkningen ved dette nivået. Maksimalt avvik fra referansen er ca 0.1mved en nivåreferanse på 1.6m, noe som tilsvarer ca 6.25%. Siden hele systemet sett under ett er sterkt ulineært, velger vi å gjøre enda et forsøk med referanseendring for oljenivået. Dette fordi det for ulineære systemer ofte forekommer at tuning av en regulator ikke gir tilfredstillende stabilitet og ytelse for ulike driftspunkter eller pertubasjoner av systemet. Vi fortsetter med en referanseendring fra 1.8mtil 2.0m for å se hvordan innsvingningsforløpet blir i dette tilfellet. Fig. 6.2.2 viser resultatet av dette forsøket.



Figur 6.2.2: Nivåplott ved referanseendring fra 1.8m til 2.0m for oljenivået

Ikke overraskende gir denne referanseendringen et betydelig ulikt innsvingningsforløp sammenliknet med referanseendringen fra 1.8m til 1.6m. Ved å forstørre figuren og se på oversvinget finner man at dette er 0.01m, noe som tilsvarer 0.5%av stasjonær verdi. For begge forsøkene med referanseendring er innsvingningstiden ca 500s. Umiddelbart kan dette virke noe lenge, men siden referansefølging ikke er et vesentlig krav for applikasjonen, bør allikevel ikke dette representere et problem. Man må derfor kunne si at parametrene for oljenivåreguleringen er tilfredstillende når det gjelder referanseendring. En referanseendring for vannivået er naturlig nok også av interesse. Vi endrer referansen for vannivået fra 0.8m til 1.1m. Resultatet er vist i fig. 6.2.3.



Figur 6.2.3: Nivåplott ved referanseendring for vannnivået

For vannivået ser man at det følger et mindre oversving før nivået stabiliserer seg. Ved å se nærmere på kurven finner man at oversvinget er ca 0.04m, noe som er 4% av aktuelt nivå. Innsvingingstiden er omlag 400s, noe som er akseptabelt siden det heller ikke for vannivået er krav til følgeegenskapene. Det er også viktig å legge merke til oljenivået ved dette eksperimentet. Som man kunne forvente utgjør en nivåendring i vannivået en vesentlig forstyrrelse på oljenivået, dette er naturlig på grunn av den sterke koplingen mellom de to nivåene. Avvikene i oljenivået er ca $\pm 0.1m$, som tilsvarer $\pm 5.6\%$ av aktuelt nivå. Dette avviket er akseptabelt ved normal drift og ved det driftspunkt det her er snakk om. I tillegg til referanseendring er det en annen egenskap som er aktuell å undersøke fra et praktisk synspunkt. Dette gjelder undertrykking av forstyrrelser. I praksis vil forstyrrelsene her utgjøres av slugging. Som tidligere består sluggingen av at nominelle innstrøm på 155kq/s økes 50% i 60s, med 240s tidsluke mellom hver slug. Man kan tenke seg andre forstyrrelser som endring i sammensetning inn på separatoren, endring i temperaturer og så videre, dette er imidlertid forhold som endres langsomt og derved domineres disse forstyrrelsene av slugging som har både raskere dynamikk og gir større utslag. I fig. 6.2.4 viser hvordan oljenivået reguleres ved slugging i inngående strøm til separatoren.



Figur 6.2.4: Nivåplott av olje ved slugging

Man ser at over/under svingene er begrensede, og et maksimalt avvik er 0.04m, som tilsvarer 2.2% på dette nivået. Dette må sies å være god forstyrrelsesundertrykking. Videre følger plott av vannivået for slugging i fig. 6.2.5.



Figur 6.2.5: Nivåplott av vann ved slugging

Også for vannivået er maksimalt nivåavvik ca0.04m, som på dette nivået utgjør ca5%av aktuelt nivå. Allikevel er også dette god forstyrrelsesundertrykking for dette anlegget.

Det siste som må kontrolleres er at trykkreguleringen også gir tilfredstillende stabilitet og ytelse under de forhold som er nevnt ovenfor. Først gjøres en referanseendring for trykket, trykkreferansen økes fra 7.0bar til 8.0bar.



Figur 6.2.6: Trykk ved referanseendring for trykk

Også her finner vi de samme tegnene som vi tidligere har sett for nivåreguleringene. Trykket følger referansen bra, men det går langsomt. Oversvinget er lite, ca 0.055bar som er 0.7%. Referanseendringen fungerer bra med de parametre som tidligere er funnet. Fortsetter med å gjennomføre referanseendringene i nivåene på tilsvarende måte som ved verifikasjon av parametrene for nivåregulatorene. For trykkreguleringen er svingninger i nivåene en forstyrrelse. En referanseendring i oljenivået fra 1.8m til 1.6m medfører at trykket blir som vist i fig. 6.2.7 med tuningene vist i (6.2.12) og (6.2.13). Siden denne referanseendringen gav vesentlig større oversving i nivået enn en referanseendring fra 1.8m til 2.0m gir den trykkreguleringen større utfordringer, og vi velger derfor å utelate simuleringen fra 1.8m til 2.0m.



Figur 6.2.7: Plott av trykk ved referanseendring for oljenivå

Maksimalt avvik er 0.3bar, som tilsvarer 4.3% av aktuell verdi. Videre forsøkes med referanseendring fra 0.8m til 1.1m for vannivået. Fig. 6.2.8 viser trykket i separatoren ved denne referanseendringen.



Figur 6.2.8: Plott av trykk ved referanseendring for vannivå

Ved å forstørre plottene fra simuleringen finner man at maksimalt avvik fra ønsket verdi er ca 0.17bar, som tilsvarer 2.43%. Innsvingingstiden er ca 400s, noe som kommer av at oljenivået trenger denne tiden for å stabilisere seg. Til slutt skal vi gjøre en simulering hvor det forekommer slugging i innstrømmen til 1. trinn separator. Fig. 6.2.9 viser hvordan trykket i separatoren varierer under slugging.



Figur 6.2.9: Plott av trykk under slugging inn på separatoren

Her finner man ved nærmere undersøkelse maksimale utslag i trykket på ca 0.15bar, som gir relative utslag på maksimalt 2.14%.

6.2.5 Konklusjon

Som alltid ved bruk at Ziegler & Nichols til beregning av regulatorparametre er det nødvendig å vise forsiktighet ved oppstart siden disse parametrene har en tendens til å være noe aggressive for praktisk bruk i industrianlegg. Siden vi her har benyttet en modifisert versjon av Z&N i tillegg til at vi har utelatt Dvirkningen, vil aggressiviteten være vesentlig redusert.

I dette kapittlet er en del av de essensielle delene av denne rapportene samlet. Det gjelder hvordan parametrene beregnes, samt vurderingene av parametrenes kvalitet. Det finnes en rekke metoder for å stille krav til en regulerinssløyfes stabilitet og ytelse og for å verifisere at kravene innfris. I denne rapporten er det imidlertid lagt vekt på den praktiske tilnærmingen. Man kan tenke seg en analyse av systemets følge- og sensitivitetsfunksjon i frekvensplanet, noe som ville mye mer informasjon om systemet enn de enkle forsøkene og simuleringene som er gjort her. En slik analyse ville imidlertid kreve en større innsats for implementering, i tillegg til at man ville få ut en mengde informasjon som ikke er særlig aktuell for denne anvendelsen. Det man kan trekke ut av de forsøkene som er gjort så langt, er at samtlige parametre ser ut til å fungere bra.

Med de begrensninger som ligger i modellen og som tidligere er påpekt tatt i betraktning, vil det sansynligvis være mulig å gjøre beregninger som skissert her og ha god hjelp av disse ved oppstart av anlegget. Som nevnt i forbindelse med bruk av Z&N til parameterberegning er det viktig å følge med under oppstart. Dette gjelder ikke bare for de sløyfer som er satt opp med disse parametrene, men også for nivåsløyfene hvor parametrene er beregnet etter andre prinsipper. Det er alltid et større eller mindre innslag av umodellerte effekter i en såvidt kompleks prosessmodell som denne, og man må derfor betrakte alle parametre som et utgangspunkt og eventuelt ettertune dersom dette er nødvendig.

6.3 Tuning basert på erfaringsdata

Etter at anlegget har vært i drift en tid vil det ofte være behov for å vurdere om regulatorenes parametre kan endres for å oppnå bedre ytelse, stabilitet eller på andre måter oppnå en regulering som er bedre i en eller annen betydning. Det vil være fornuftig om man kunne nyttegjøre den kunnskap man har om anlegget etter at dette har vært i drift en tid. I et separatortog er slugging i strømningen inn til 1. trinns separator den mest dominante forstyrrelsene. Som vist i kapittlet om estimering av innstrømmen er det mulig å komme frem til et grovt estimat av frekvens og amplitude for sluggingen. Vi vil her forsøke å komme frem til PI-parametre for regulatoren, og utnytte informasjonen om forstyrrelsene. Man kan tenke seg ulike måter å gå frem på for å løse dette problemet, en mulig fremgangsmåte er for eksemper vist i [Halvorsen, 1998]. I denne rapporten er imidlertid et annet utgangspunkt valgt. Vi har valgt å forsøke å beregne parametrene som et ulineært optimaliseringsproblem med ulineære bibetingelser. Denne måten å komme frem til PI-parametre på har vært benyttet tidligere blandt annet i [Panagopoulos,]. I dette tilfellet var det veileder Olav Slupphaug som introduserte ideen om å finne parametre basert på optimalisering. Man ønsker først og fremst å komme frem til en optimaliseringsrutine som beregner parametre for oljenivåreguleringen. Det kan også være aktuelt å gjøre dette for vann, men siden problemene nedstrøms er størst for olje, behandles denne problemstillingen her. Når en rutine er utviklet for å beregne parametrene for oljenivåregulatoren, vil trolig dette kun kreve mindre modifikasjoner for også å kunne beregne parametrene for vannivåregulatoren.

6.3.1 Formulering av optimaliseringsproblemet

Hvordan man formulerer optimaliseringsproblemet og hva som er objektfunksjonen er avgjørende for hvilke resultater man oppnår. I dette tilfellet er målet å redusere problemene for nedstrøms prosessapparatur som følge av slugging i innstrømmen til separatortoget. Dersom strømmen ut fra separatorene ikke endres for hurtig vil dette gi reguleringsutrustningen for nedstrøms apparatur bedre arbeidsforhold, siden forstyrrelsene inn på disse glattes ut ved at strømningen inn på dem varierer langsomt. I forbindelse med problematikken rundt formuleringen av optimaliseringsproblemet ble Lars Imsland konsultert [Imsland, 2002]. Objektfunksjonen som skal minimeres ble følgende:

$$\min_{Kp,Ti}(J) \tag{6.3.1}$$

$$J = \int_{t_0}^{t_0+T} \alpha (q_o - \bar{q}_o)^2 + \beta \dot{q}_o^2$$
(6.3.2)

$$h_{o,min} \le h \le h_{o,max} \tag{6.3.3}$$

$$h_{w,min} \le h \le h_{w,max} \tag{6.3.4}$$

$$Kp_{min} \le Kp \le Kp_{max} \tag{6.3.5}$$

$$Ti_{min} \le Ti \le Ti_{max} \tag{6.3.6}$$

$$\dot{x} = f(x, u(x), d)$$
 (6.3.7)

Her er q_o masseatrøm olje ut av separatoren, \bar{q}_o ønsket stasjonær oljestrøm ut og \dot{q}_o endringen i oljestrøm ut. I objektfunksjonen reflekteres ønsket om at strøm-

ningen ikke skal avvike for mye fra en eller annen stasjonær verdi, i tillegg til at den deriverte av strømningen ikke skal bli for stor. Begge leddene kan i objektfunksjonen vektes med faktorene α og β i (6.3.2), for å oppnå tilpassning av objektfunksjonen. Videre må man ha begrensninger på nivåene, dette gjøres med (6.3.3) og (6.3.4) som er ulineære bibetingelser i problemet. Og til slutt må fornuftige bånd for hvilke verdier av Kp og Ti som kan tillates gis, dette gjøres med (6.3.5) og (6.3.6).

For å løse et ulineært optimaliseringsproblem med ulineære bibetingelser benyttes i denne rapporten funksjonen fmincon() i Matlab. Denne avhenger i dette tilfellet av 2 funksjoner som den kaller for å beregne verdien av objektfunksjonen og de ulineære bibetingelsene, som igjen kaller en funksjon som definerer systemet man jobber med.



Figur 6.3.1: Flytdiagram av optimaliseringsrutinen

I fig 6.3.1 vises en oversikt over hvordan optimaliseringsrutinen fungerer. Den starter med initielle verdier for de variable som skal optimaliseres, $(Kp_0 \text{ og } Ti_0)$, kaller først funksjonen obfun() som beregner verdien av objektfunksjonen. Deretter kalles funksjonen nonlcon() som beregner de ulineære ulikhetsbetingelsene. Funksjonen fmincon() vil deretter pertubere Kp og Ti og kalle obfun() og nonlcon() på nytt. Dette vil den fortsette med inntil ingen pertubasjon på Kp og eller Ti bidrar til å minke verdien av objektfunksjonen, optimum for det aktuelle problemet med de aktuelle bibetingelsene og initialverdiene er da funnet.

6.3.2 Forenklet problemstilling

Dersom man skal lykkes med en implementasjon av et praktisk tilfelle i optimaliseringsrammeverket som er beskrevet ovenfor, vil det være fornuftig å begynne med et noe enklere problem. Dette for å se hvorvidt prinsippene ser ut til å fungere, og for å ha et relativt oversiktlig system å forholde seg til i forbindelse med debugging av applikasjonen. For et større og regnemessig tyngre problem vil optimaliseringen kunne ta lang tid, noe som også er tungvint i den fasen hvor man må påregne en del feil i applikasjonen.

Som et enkelt eksempel på hvordan den optimaliseringsbaserte løsningen skal fungere, benyttes i det videre en tank hvor målet er å regulere væskenivået med en PI-regulator.



Figur 6.3.2: Forenklet problem for testing av optimaliseringsrutinen

Fig. 6.3.2 viser det enkle test-problemet som benyttes til utvikling og testing av optimaliseringsrutinen. Tanken antas å ha radius R = 3m, som gir et væskeareal $A \simeq 28.3m^2$. Regulatoren i testproblemet er en ideell PI-regulator som i tidsplanet kan skrives som:

$$u = Kp \cdot e(t) + \frac{Kp}{Ti} \int_0^t e(t)dt$$
(6.3.8)
Modellen av tanken antas å være kjent som:

$$\dot{h} = \frac{q_{in} - q_{out}}{A} \tag{6.3.9}$$

I dette eksempelet er tilstanden i systemt væskenivået i tanken (h), pådraget er q_{out} og forstyrrelsen er variasjonen i q_{in} . En samlet modell av tank og regulator vil i tillegg inkludere en tilstand for integratoren i regulatoren. For å følge vanlig navnsetting av variable velges følgende; x_1 er integrator i regulatoren, $x_2 = h$, r er referansen for nivået, $u = q_{out}$ og $d = q_{in}$. Modellen blir da slik:

$$\dot{x}_1 = -\frac{Kp}{Ti}x_2 + \frac{Kp}{Ti}r$$
(6.3.10)

$$\dot{x}_2 = \frac{1}{A}x_1 - \frac{Kp}{A}x_2 + \frac{1}{A}d \tag{6.3.11}$$

Denne modellen er implementert i matlabfilen *syst.m* som benyttes i det forenklede problemet, i tillegg benyttes filene *optimal.m* som er hovedrutinen, *nonlcon.m* som definerer de ulineære bibetingelsene, og *obfun.m* som beregner verdien av objektfunksjonen for å løse optimaliseringsproblemet. Disse matlabfilene finnes i appendix D. Systemet ble tunet med reglene utviklet av Sigurd Skogestad [Skogestad, 2001] jfr. kapittel 6.1.1, for å ha en referanse å sammenlikne resultatene med. Siden denne modellen er sterkt forenklet idet hverken målere eller ventiler er tatt med, vil den fremstå som et system helt uten tidsforsinkelse. Dette er selvsagt ikke realistisk, og gir i tillegg problemer ved bruk av Skogestads metode for tuning. Derfor antas det at vi har en tidsforsinkelse på 1s. Parametrene bergnes på følgende måte:

$$Kp = \frac{0.5}{k'\theta} \tag{6.3.12}$$

$$Ti = 8 \cdot \theta \tag{6.3.13}$$

Hvor k' er stigningstallet for nivået i tanken ved et sprang i innstrømen, og θ er den antatte tidsforsinkelsen på 1s. I et system som dette vil $k' = \frac{1}{A}$. Parametrene blir derved:

$$Kp = \frac{0.5}{\frac{1}{28.3} \cdot 1} = 13.89 \tag{6.3.14}$$

$$Ti = 8 \cdot 1 = 8s \tag{6.3.15}$$

For å sammenlikne den tuningen som Skogestads regler gir med den tuning som optimaliseringsrutinen gir, kjøres systemet med begge. I begge tilfeller utgjør forstyrrelsen en økning i innstrømmen på 50 % som varer i 5s. Deretter er innstrømmen stasjonær i hele simuleringsforløpet. I fig. 6.3.3 vises resultatet når systemet benytter resultatene fra (6.3.14) og (6.3.15). Man ser at forstyrrelsen undertrykkes raskt uten at oversvinget i nivået blir stort. Man ser imidlertid at pådragsbruken er relativt hissig.



Figur 6.3.3: Plott av nivå og pådrag i det forenklede systemet med parametrene fra Skogestads regler

Optimaliseringsrutinen beskrevet i fig. 6.3.1 og i vedleggene kjøres så med parametrene i (6.3.14) og (6.3.15) som initialverdier til optimaliseringen. I første omgang brukes følgende begrensninger i optimaliseringen:

$$0 \le Kp \le 1000$$
 (6.3.16)

$$0.000001 \le Ti \le 1000 \tag{6.3.17}$$

$$0.5m \le h \le 2m \tag{6.3.18}$$

I fig. 6.3.4 er resultat
plottene fra systemet med samme forstyrrelse som i forrige plott. Man ser um
iddelbart at nivået svinger med større amplitude enn for parametrene be
regnet med Skogestads regler, og ikke minst dempes svingningene mye senere ut. Leg
g også merke til parametrene Kp = 0.010742 og Ti = 0.18002
denne simuleringen foretas med, dette er resultatet fra optimaliseringen.



Figur 6.3.4: Plott av nivå og pådrag i det forenklede systemet med parametrene fra optimaliseringsrutinen

Ved å se på resultatene fra den optimaliseringsbaserte løsningen må man vel innse at dette neppe er et holdbart resultat for bruk i det praktiske liv. Det må antas at pådragsbruk som dette vil være uønskelig med hensyn til slitasje på ventil og aktuator. Innsvingningsforløpet tar svært lang tid, og med mindre forstyrrelsene er 100 % forutsigbare, for eksempel dersom de oppstår på grunn av en oppstrøms batch prosess, vil neppe en slik løsning kunne implementeres. Man må med andre ord forsøke å komme opp med en bedre løsning. I den optimaliseringsbaserte løsningen er det få konstanter man kan endre på for å oppnå endrede PI-parametre om man ikke er fornøyd. Man kan imidlertid endre α og β , siden dette justerer objektfunksjonen i problemet, og derved resultatene.

Vi vil her minne om objektfunksjonen som ble valgt:

$$J = \int_{t_0}^{t_0+T} \alpha (q_o - \bar{q}_o)^2 + \beta \dot{q}_o^2$$

I objektfunksjonen har man så langt valgt $\alpha = \beta = 1$. Vi forsøker nå å endre på dette, og evaluerer kvaliteten på resultatene som beskrevet ovenfor, ved å gjøre en kvalitativ vurdering av innsvingningsforløp, pådragets størrelse og endringsrate. Etter å ha forsøkt med en ulike verdier og kombinasjoner for α og β virker følgende kombinasjon å gi fornuftige resultater:

$$\alpha = 3, \qquad \beta = 1$$

Resultatplott fra denne kombinasjonen vises i 6.3.5, og som man ser er både

innsvingningsforløpet og pådragsbruken mer fornuftig enn resultatene fra kombinasjonen $\alpha = \beta = 1$ i fig. 6.3.4. Sammenliknet med systemet simulert med parametre fra Skogestads tuningsmetode ser man at metoden presentert i denne rapporten gir betydelig høyere oversving og har langsommere innsvingingsforløp. Til gjengjeld har pådraget betydelig mindre utslag, og endres betydelig langsommere enn tilfellet er for resultatene med parametre fra (6.3.14) og (6.3.15). Når objektfunksjonen ble valgt tidligere i dette kapittelet, var målet med optimaliseringen å finne PI-parametre som gjorde at strømningen ut fra tanken medførte færre problemer for nedstrøms utstyr enn parametrene man finner på tradisjonelt vis. Dette vil oppnås dersom strømningen ut av tanken varierer langsomt, og med minst mulige utslag.



Figur 6.3.5: Plott av nivå og pådrag i det forenklede systemet med parametrene fra optimaliseringsrutinen, $\alpha = 3$ og $\beta = 1$

Videre var det ønskelig å tillate nivået å variere så mye som nødvendig innenfor gitte grenser for å oppnå så langsom variasjon som mulig i utstrømmen. Fra fig. 6.3.5 ser man at langsom variasjon er oppnådd, relativt små utslag i pådraget sammenliknet med systemet tunet med parametrene fra (6.3.14) og (6.3.15). For å oppnå dette har man måttet tillate nivået å variere en god del, og man ser derfor at variasjonenen i nivået er betydelig større for parametrene fra den optimaliseringsbaserte løsningen.

Resultatene fra den optimaliseringsbaserte løsningen er oppnådd med de samme begrensningene på nivået som ble satt initiellt, det vil si $0.5m \le h \le 2m$. I praksis kan det være aktuelt med andre begrensninger, og vi vil endre disse for å vise at den optimaliseringsbaserte løseren tar hensyn til begrensningene. Grensene for tillatte verdier for Kp og Ti holdes fast siden disse er satt ut fra hvilke parametre som i praksis er aktuelle i dette konkrete anlegget. Vi forsøker nå med følgende begrensninger:

$$0 \le Kp \le 1000 \tag{6.3.19}$$

$$0.000001 \le Ti \le 1000 \tag{6.3.20}$$

$$1.4m \le h \le 2m \tag{6.3.21}$$

Her er grensen for laveste tillatte nivå endret fra 0.5m i forrige optimalisering til 1.4m. Man ser av fig. 6.3.5 at parametrene fra forrige optimalisering ikke tilfredstiller den nye grensen for nivået, og rutinen bør komme opp med andre parametre som gjør at nivået holdes over 1.4m hele tiden. Vi simulerer systemet med de nye begrensningene, og får resultater som vist i fig. 6.3.6.



Figur 6.3.6: Plott av nivå og pådrag i det forenklede systemet med parametrene fra optimaliseringsrutinen, endrede grenser.

Som ønsket holder nå nivået seg over 1.4m under hele simuleringsforløpet, også under transienten indusert av forstyrrelsen. Pådraget får i dette tilfellet noe større utslag men har fortsatt lav endringsrate i forhold til parametrene fra (6.3.14) og (6.3.15). Neste forsøk er å se om man også kan redusere nivåutslaget som svinger over 1.6m. For å oppnå dette innføres nye grenser med følgende verdier:

$$0 \le Kp \le 1000 \tag{6.3.22}$$

$$0.000001 \le Ti \le 1000 \tag{6.3.23}$$

$$1.4m \le h \le 1.6m$$
 (6.3.24)



Resultatet fra optimaliseringen med disse begrensningene er vist i fig. 6.3.7

Figur 6.3.7: Plott av nivå og pådrag i det forenklede systemet med parametrene fra optimaliseringsrutinen, endrede grenser.

Her ser man at begrensningene har medført en oscillatorisk respons. Begrensningene er overholdt siden nivået ligger mellom de tillatte grensene satt i (6.3.24), men om responsen er praktisk gunstig kan nok diskuteres. Pådragsbruken er betraktelig hissigere enn det som var tilfellet for de to foregående optimaliseringene, både er utslagene større, og endringsraten er større. Fra et praktisk syn er heller ikke en slik pådragsbruk ønskelig siden det medfører unødig stor slitasje på ventiler og aktuatorer.

Etter å ha implementert den optimaliseringsbaserte løsningen for den forenklede problemstillingen er det ikke tvil om at denne metodikken er fornuftig å jobbe videre med. Parametrene som beregnes viser seg å fungere godt etter hensikten og begrensningene tilfredstilles for de simuleringer som er gjort her.

6.3.3 Parametre for 1. trinn separator

Prinsippielt er metodikken for å beregne parametre for 1. trinn separator lik den som er benyttet for det forenklede eksempelet i det forgående. Det er allikevel rimelig å forvente noe større problemer med å oppnå gode resultater siden modellen av separatoren er vesentlig mer kompleks, og i tillegg inneholder betydelige ulineariteter. Siden det hovedsaklig er nivåreguleringene som bidrar til problemene for nedstrøms utstyr, inngår kun disse to modellikningene i tillegg til regulatorene for nivåene. Gasstrykket bidrar i denne rapporten til nedstrøms problemer kun gjennom å utgjøre oppstrøms trykk for reguleringsventilene. Man har som tidligere nevnt ikke sett på problemer nedstrøms på gassiden. Derfor antas det gjennom optimaliseringen at gasstrykket i separatoren er konstant.

Som for den forenklede problemstillingen vil det også for separatoren komme en tilstand i modellen for hver integrator i regulatorene i tillegg til tilstandene som representerer de deriverte av nivåene. Vi velger her følgende tilstander og variable for bruk ved implementeringen:

- x_1 : Tilstand i integrator i nivåregulator for olje
- x_2 : Oljenivået
- x_3 : Tilstand i integrator i nivåregulator for vann
- $x_4:$ Vannivået
- r: Referanse for oljenivået
- r_w : Reference for vannivået
- $q_{o,in}$: Mengde olje inn
- $q_{o,out}$: Mengde olje ut
- $q_{w,in}$: Mengde vann inn

 $q_{w,out}$: Mengde vann ut

- Kp: Proporsjonal forsterkning for oljenivåregulatoren
- Ti: Integraltid for oljenivåregulatoren
- Kp: Proporsjonal forsterkning for vannivåregulatoren
- Ti: Integraltid for vannivåregulatoren

(6.3.25)

Systemlikningene for implementasjonen er slik:

$$\dot{x}_1 = -\frac{Kp}{Ti}x_2 + \frac{Kp}{Ti}r\tag{6.3.26}$$

$$\dot{x}_2 = \frac{1}{L_{sep}f(x_2)} \left\{ \frac{q_{o,in} - q_{o,out}}{2\rho_o} + L_{wo}f(x_4)\dot{x}_4 \right\}$$
(6.3.27)

$$\dot{x}_3 = -\frac{Kp_w}{Ti_w}x_4 + \frac{Kp_v}{Ti_v}r_w$$
(6.3.28)

$$\dot{x}_4 = \frac{q_{w,in} - q_{w,out}}{2\rho_w L_{wo} f(x_4)} \tag{6.3.29}$$

I tillegg til systemlikningene er også modellikninger for ventilene implementert slik:

$$q_{o,out} = K_{v,o} \cdot u_o \sqrt{\frac{\Delta p_o}{\frac{\rho_o}{\rho_w}}},\tag{6.3.30}$$

for ventilen for olje ut fra separatoren, mens ventilen for vann er slik:

$$q_{ow,out} = K_{v,w} \cdot u_w \sqrt{\frac{\Delta p_w}{\frac{\rho_w}{\rho_w}}}$$
(6.3.31)

Pådraget u må også beregnes, noe som gjøres på følgende måte for olje:

$$u_o = x_1 + Kp(r - x_2), (6.3.32)$$

mens pådraget for vann beregnes slik:

$$u_w = x_3 + Kp_w(r_w - x_4), (6.3.33)$$

Den systembeskrivelsen som utgjøres av likningene (6.3.26), (6.3.27), (6.3.28), (6.3.29), (6.3.30), (6.3.31), (6.3.32) og (6.3.33) er implementert i matlabfilen syst.m som er vist i vedlegg. Implementasjonen av 1. trinn separator som vist ovenfor er den eneste grunnleggende endringen som er gjort i forhold til eksempelet med den enkle tanken i kapittel 6.3.2. Samtlige av filene obfun.m, nonlcon.m og optimal.m er like, og den prinsippielle funksjonen vist i fig. 6.3.1 er lik for den forenklede problemstillingen og 1. trinn separator.

Når denne løsningen kjøres i Matlab på samme måte som den forenklede problemstillingen blir imidlertid ikke resultatene fornuftige. Løsningen kjører relativt greit, det vil si at den for de fleste kombinasjoner av variable som er forsøkt, bruker lang tid. Fra 15-20 minutter og helt opp til 8-9 timer. Systemet må i hver iterasjon av hovedrutinen (*optimal.m*) kalle separatorimplementasjonen (*syst.m*) flere ganger, disse kallene må for hver gang simulere systemet tilstrekkelig lenge til at en syklus med slugging har rukket å passere. En slik syklus kan vanskelig forkortes eller komprimeres siden den må ha en tidsskalering som er fornuftig i forhold til de fysiske data som er oppgitt for anlegget. Vi skal i det følgende vise en del utvalgte simuleringer av optimaliseringsløseren.

Følgende begrensninger er benyttet ved simuleringen:

- $0 \le Kp \le 1000$ (6.3.34)
- $0.000001 \le Ti \le 10000 \tag{6.3.35}$
 - $1.5m \le h_o \le 2.0m$ (6.3.36)
 - $0.2m \le h_w \le 1.1m$ (6.3.37)

I fig. 6.3.8 vises simuleringen av systemet med de parametrene som er bergnet av optimaliseringsrutinen. I denne simuleringen er objektfunksjonen vektet med $\alpha = \beta = 1$.



Figur 6.3.8: Plott av nivåene i 1. trinn separator med parametre fra optimaliseringsrutinen.

I en simulering som dette burde man forvente å se variasjoner i nivået med mye høyere frekvens enn det som er tilfellet. Dette fordi man fra simuleringene i simulink vet at modellen reagerer mye raskere, og har et helt annet innsvingningsforløp enn det som vises her. I det forenklede problemet var det tydelig at valg av vekting i objektfunksjonen er viktig, forsøker med samme vektingen som gav gode resultater i det forenklede problemet, nemlig $\alpha = 3$ og $\beta = 1$. Resultatet av denne kombinasjonen er vist i fig. 6.3.9



Figur 6.3.9: Plott av nivåene i 1. trinn separator med $\alpha = 3$ og $\beta = 1$.

Heller ikke denne kombinasjonen gav resultater som kan sies å være praktisk brukbare ut fra simuleringsresultatene. For å finne ut om man kunne bestemme en kombinasjon av vekter for objektfunksjonen som gav tilfredstillende resultater, ble kombinasjoner av vektinger i følgende områder forsøkt.

$$\begin{array}{l} 0 \leq \alpha \leq 10000 \\ 0 \leq \beta \leq 10000 \end{array}$$

Av de kombinasjonene som ble forsøkt i disse områdene for α og β fantes det ingen som gav fornuftige simuleringsresultater. Ut fra disse resultatene virker det ikke som vektingene er problemet, i såfall burde man oppnådd en bedring i resultatene ved såpass store variasjoner i vektene.

Selv om tidsfaktorene i modellen tilsier at en simulering over 3000s bør være mer en tilstrekkelig for å få et bilde av modellens oppførsel, vil vi forsøke å øke simuleringstiden til 15000s. I fig. 6.3.10 vises simulering tilsvarende 6.3.8 men simulert over 15000s. Som man ser av figuren er det ikke noe som tyder på at dette heller er problemet.



Figur 6.3.10: Plott av nivåene i 1. trinn separator med $\alpha = 3$ og $\beta = 1$.

Her ser man at modellen heller ikke for dette tidsrommet fungerer slik man ønsker og vet fra simuleringene i Simulink at den bør.

På dette punktet er det desverre ikke mer tid til å jobbe videre med problemstillingen til tross for at den er både spennende og interessant. Vi vil komme litt inn på hvilke muligheter som bør undersøkes for å få denne implementasjonen i havn. Det er selvsagt mange forhold som kan medføre at optimaliseringsrutinen ikke virker etter hensikten med separatoren implementert. Mest sansynlig bunner problemene i en kombinasjon av flere forhold. En aktuell problemstilling er naturlig nok selve implementeringen av modellen av 1. trinn separator. I denne ligger også regulatorer og ventiler implementert. Det virker som skaleringen av modellen ikke harmonerer helt, dette kan ligge på selve modellen eller i ventilene. Siden man ikke har reelle data for blandt annet ventilene, er dette et aktuelt sted å begynne ved videre jobb. I separatormodellen inngår flere begrensninger enn det som var tilfellet for det forenklede problemet. Både har man flere tilstander med begrensninger, men i tillegg inneholder modellen begrensninger som at ventilene kan gå i metning, de er ulineære, prosessen er ulineær og så videre.

Den prinsippielle implementasjonen av separatoren i optimaliseringsrutinen er allikevel korrekt, dette siden rutinen kjører og kommer ut med parametre. Man kan også tenke seg at verdiene som er satt for begrensningene ikke tillater et bedre resultat enn det man får nå. Dette er allikevel ikke det som virker mest sansynlig etter de undersøkelser som er gjort. Muligens bør man stille krav til innsvingningsforløp enten i bibetingelsene eller objektfunksjonen. Dette kan dreie seg om innsvingningstiden, eller for eksempel at man ønsker et bestemt forhold mellom oversvingene. Et slikt krav vil allikevel neppe løse problemene som er årsaken til at optimaliseringsrutinen ikke gir tilfredstillende resultater. Tidsforbruk er et annet problem slik denne implementasjonen fungerer. Det er allikevel ikke det første problemet som bør adresseres, dette er det trolig fornuftig å avvente inntil man ser at optimaliseringsproblemet tross alt løses på en troverdig måte. Som tidligere nevnt har Lars Imsland vært konsultert i forbindelse med formulering av optimaliseringsproblemet. Imsland mener at det i tillegg til de mulighetene som er nevnt ovenfor, også er mulig at rutinene som ligger i bunnen av optimaliseringsrutinen i denne rapporten ikke er de beste til dette problemet. Muligens er ikke disse rutinene i stand til å finne et globalt optimum, men derimot finner lokale optimum som ikke gir tilfredstillende ytelse. Dersom dette er tilfellet er det ikke lenger aktuelt å benytte Matlab Optimization Toolbox, men man må over på mer spesialisert programvare.

Kapittel 7

Diskusjon

På offshore oljeproduksjonsanlegg er det stadig aktuelt å lete etter forbedringspotensiale innen produksjon, sikkerhet, miljø, eller kombinasjoner av disse. I denne rapporten er hovedsaklig produksjonsmessige aspekter berørt. Vi har vist hvordan modellen for et relativt vanlig separatortog utledes og hvordan denne implementeres i Simulink. En implementasjon som den vi har vist her er godt egnet til gjenbruk siden alle karakteristiske parametre for separatorer og ventiler er lagt ut til oversiktlige brukergrensesnitt. Det som bør forbedres i modellen er at perioder med slugging også bør inneholde perioder med bare gass. I tillegg bør modellen tunes og verifiseres mot data fra det virkelige anlegget. Ut fra forutsetningene for denne rapporten, virker modellen godt.

Estimeringsrutinen for innstrøm til 1. trinn separator fungerer bra, her er det imidlertid ønskelig med et mer brukervennlig grensesnitt. I denne applikasjonen er det også lagt noen antagelser til grunn for det arbeidet som er gjort, dette gjelder for eksempel samplingstid for dataene. Man kan tenke seg muligheten for at samplingstiden som er antatt er for kort. Dersom man skal se videre på denne applikasjonen bør man vurdere å kjøre lengre måleserier slik at man får estimert flere slugger etter at initialtransientene er over. Når det gjelder samplingstid er det åpenbart en grense for hvor langt det kan gå mellom hvert sample før man mister for mye informasjon til at innstrømmen kan estimeres. Det er i denne applikasjonen snakk om å estimere svingninger i strømningen. Det er kjent fra Nyquist at man må over en bestemt samplingsfrekvens før man kan gjenskape det opprinnelige signalet. Vi vil ikke her konkludere med at trenddata samplet med frekvens høyere enn det dobbelte av slugfrekvensen vil gjøre applikasjonen i stand til å gjenskape en profil av sluggingen, dette fordi både filter og hele prosessmodellen inngår i problemet. Det er imidlertid ikke utenkelig at det er mulig å fastlegge en sammenheng mellom frekvensen av sluggingen og laveste samplingsfrekvens for å estimere sluggingen. Dette kan man med fordel se videre på.

Når det gjelder tuning av regulatorene er dette en jobb som i alle tilfeller må gjøres med omtanke og innsikt av den som utfører dette. Parametrene som beregnes enten det gjelder initiell tuning eller tuning etter at det er tatt hensyn til forstyrrelsene, må i alle tilfeller ansees som forslag som må følges opp etter idriftssettelse av anlegget. Når reelle data er innhentet for anlegget vil det være interessant à gjøre beregninger av de initielle parametrene med reglene som er vist, og verifisere disse i det virkelige anlegget. Tuningen av trykkreguleringen er trolig den som trenger tettest oppfølging ved idriftssettelse. Disse parametrene er beregnet ut fra en margin til stående svingninger, denne marginen er i vårt tilfelle øket noe. Det er allikevel viktig å huske at marginen det her er snakk om ikke bare skal gi den ønskede fase- og forsterkningsmarginen i systemet, den skal i tillegg gi en sikkerhetsmargin mot unøyaktigheter i modellen, siden kritisk forsterkning og periodetid er funnet på modellen isteden for det virkelige anlegget. Når det gjelder parametrene fra den optimaliseringsbaserte løsningen er det ikke trivielt å si noe om fase- og forsterkningsmargin. Dette fordi parametrene beregnes numerisk av optimaliseringsrutinen. Det er muligens en svakhet ved den optimaliseringsbaserte løsningen at krav til stabilitet ikke er implementert.

Kapittel 8

Videre arbeide

I et såvidt stort arbeide som denne rapporten representerer kommer man alltid i situasjoner som krever at man bestemmer seg for at et problem eller en problemstilling må ligge. Man rekker simpelthen ikke å gjøre alt man ønsker og alt man ser kunne vært gjort. Av den grunn er det her samlet en oversikt over problemstillinger hvor det er potensiale for forbedring, og hvor videre arbeid er nødvendig.

8.1 Modellering

Når det gjelder modellen er denne så langt det har vært mulig å klarlegge god. Det bør imidlertid undesøkes om man kan skaffe data fra det reelle anlegget modellen skal benyttes for slik at man kan verifisere denne. I tillegg til trenddata for verifikasjon tenkes her på tekniske data som ventilkonstanter, hvilke tuninger som benyttes og så videre. Når dette er klart bør det være mulig å verifisere at modellen virker etter hensikten.

Innstrømmen til modellen er slik denne er implementert nå bare en væskestrøm hvor en del av oljen fordamper til gass. I tillegg til dette bør man i det videre arbeidet sørge for at også gass inngår i innstrømmen. Dette gjelder særlig under slugging, da vil det kunne forekomme perioder hvor man får bare gass inn på separatoren mellom væskesluggene. Når dette er implementert vil det medføre at trykkreguleringen får mer realistiske forhold å arbeide under.

8.2 Estimering av innstrøm

For estimeringsrutinen for innstrømmen ser funksjonaliteten bra ut. For denne applikasjonen vil det imidlertid være en stor forbedring med et grafisk brukergrensesnitt. Matlab er i de nye versjonene bra tilrettelagt for utvikling av slike. Et grensesnitt bør ha mulighet for å endre alle tekniske data for modellen slik at applikasjonen blir generell så lenge strukturen for separatortoget og reguleringssystemet er gitt. I tillegg bør grensesnittet gi tilgang til de karakteristiske data for filteret i estimeringsrutinen, siden dette må tunes for hvert enkelt anlegg etter som samplingstiden endres. Det er også ønskelig at brukergrensesnittet tillater import av data, gjerne på flere ulike format. For eksempel at man kan bringe med seg trenddata på ascii- eller excelformat på en diskett og importere disse dataseriene til estimeringsrutinen.

8.3 Tuning av regulatorer

Når det gjelder tuning av regulatorene er det hovedsaklig innen den optimaliseringsbaserte løsningen at det gjenstår nevneverdig arbeide. Når det gjelder den forenklede problemstillingen er det eneste som ser ut til å mangle denne et grafisk brukergrensesnitt. Man må imidlertid vurdere hvorvidt man vil legge arbeidet på denne, siden hensikten med den forenklede problemstillingen er å vise at den prinsippielle metodikken med optimaliseringsbasert beregning av parametre fungerer. Når det gjelder implementasjonen av separatoren i optimaliseringsrammeverket ser det imidlertid ut til å være en bit som gjenstår. Det som virker naturlig er først å verifisere at modellimplementasjonen er korrekt. Dette gjøres antakelig enklest ved å lage en funksjon som simulerer det implementerte systemet med parametre som for simulinkimplementasjonen. De to versjonene bør da oppvise tilnærmet identiske egenskaper om de simuleres med samme forstyrrelser, setpunkt regulatorparametre og så videre. Når man så har verifisert at modellen fungerer korrekt kan man begynne arbeidet med optimaliseringsrutinen. Fortsatt er det ikke noe som tyder på at optimaliseringen er feil implementert. Det videre arbeidet vil derfor trolig bestå i at man tuner objektfunksjonen i problemet, endrer på grensene og så vider for å se om rutinen er i stand til å beregne fornuftige parametre. Dersom man allikevel ikke er i stand til å få ut fornuftige parametre når dette er gjort, er det muligens på tide å se på selve optimaliseringsløseren. Som nevnt tidligere har Lars Imsland [Imsland, 2002] vært inne på muligheten for at selve optimaliseringsløseren i Matlab ikke er god nok. Hvordan dette skal klarlegges,

og hva det krever å komme til bunns i en slik hypotese er usikkert. Her kan det antakelig lønne seg å konsultere noen med god kompetanse innen optimalisering.

Kapittel 9

Konklusjon

Gjennom arbeidet med denne oppgaven har det vært et problem at man har manglet data fra det reelle anlegget. Dette har medført at modelleringen har manglet den koblingen til virkeligheten som man gjerne vil ha. Det arbeidet som er utført er basert på modellen slik den foreligger, og resultatene er gode ut fra forutsetningen.

Estimeringsrutinen fungerer som ønsket, og dette resultatet må sies å være bra. Også her er arbeidet basert på modellen. Prinsippene for arbeidet er imidlertid korrekte og fonuftige, slik at en endring i modellen bare betyr oppdatering av tekniske data og liknende i estimeringsrutinen. Dette må forventes å skape små problemer.

Når det gjelder initiell tuning er også denne basert på modellen med de forbehold som ligger i det. Denne delen av tuningen ser imidlertid ut til å gi fornuftige resultater og resultatene betraktes som gode. For tuningen med basis i optimalisering meldte problemene seg når separatoren skulle implementeres, noe man til dels var forberedt på. Dette fordi problemet er sterkt ulineært, og fordi det generelt er mye mer komplekst enn den forenklede problemstillingen. Med fornyet innsats vil det muligens være realistisk å få den optimaliseringsbaserte parameterberegningen til å virke etter hensikten.

Register

differansetrykkmåler, 7 diskontinuitet, 9 hydrosyklon, 18 nivåmåling, 7 oljeproduksjon, 1 oppdriftsmåler, 8 overløpsplate, 6 prosessforsterkning, 9 ${\rm regulerings ventil},\,13$ S-funksjon, 24 separasjon, 1 separasjonsprosess, 2 separator
tog, 5slugging, 14 ulineær, 11 væskemedriving, 15 weir, 6

Bibliografi

- [Andrew Taylor, 2002] Andrew Taylor, G. l. G. (2002). Optimize surge vessel control. *Hydrocarbon Processing*, 81:1–8.
- [D.E.Seborg, 1989] D.E.Seborg, T.F.Edgar, D. (1989). Process dynamics and control. Wiley, New York.
- [F.Haugen, 2000] F.Haugen (2000). Regulering av dynamiske systemer. Tapir, Trondheim.
- [Govatsmark, 2002] Govatsmark, M. S. (2002). e-mail kontakt med marius govatsmark, våren 2002.
- [Halvorsen, 1998] Halvorsen, I. J. (1998). Slik skal du tune dine pid-regulatorer. PROST Årsmøte, Trondheim 12. Mai 1998.
- [Halvorsen, 2002] Halvorsen, I. J. (2002). Samtaler og e-mail kontakt med ivar halvorsen, våren 2002.
- [H.Asheim, 1993] H.Asheim (1993). Petroleumsproduksjon og prosessering på plattformen. Norges tekniske høgskole, Institutt for petroleumsteknologi og anvendt geofysikk, Trondheim. 1. utgave 1985.
- [Imsland, 2002] Imsland, L. (2002). Samtaler med lars imsland våren 2002.
- [J.G.Balchen, 1988] J.G.Balchen, K. (1988). Processcontrol, structures and applications. Van Nostrand Reinhold, New York.
- [Kwo Liang, 2001] Kwo Liang, Cheng-Ching Yu, Y.-C. C. (2001). A two degree of freedom level control. *Journal of Process Control*, 11:311–319.
- [O.A.Olsen, 1989] O.A.Olsen (1989). Instrumenteringsteknikk. Tapir, Trondheim.

[Panagopoulos,] Panagopoulos, H. PhD thesis.

- [Skogestad, 2001] Skogestad, S. (2001). Probably the best simple pid tuning rules in the world. Session on Advances in process control, pages 1–28.
- [S.Skogestad, 1996] S.Skogestad, I. P. (1996). *Multivariable feedback control*. John Wiley and Sons, Baffins Lane Chichester, West Sussex PO19 1UD, England.
- [S.Skogestad, 2000] S.Skogestad (2000). Prosessteknikk, Masse og energibalanser. Tapir, Trondheim.
- [S.Stokke, 1995] S.Stokke, S.Strand, D. (1995). Model predictive control of a gasoil-water separator train. Proceedings of the NATO Advanced Study Institute, pages 701-713.
- [Subhojit Roy, 1995] Subhojit Roy, C. S. (1995). Better than averag[ing] level control. *InTec*, pages 50–55.
- [Ziegler J.G, 1942] Ziegler J.G, N. N. (1942). Optimum settings for automatic controllers. Trans. of the A.S.M.E, 64:759-768.

Tillegg A

Appendix til innledning

A.1 Oversikt over symboler benyttet i rapporten

Gjennom rapporten benyttes en del symboler, både ved utledning av modeller og for generelle betraktninger. Nedenfor følger en liste over de symboler som er benyttet.

$A_{sep,cross.}$	$[m^2]$	Tverrsnittsareal av separator
A_f	$[m^2]$	Tverrsnittsareal av flottør.
$A_{liq,cross.}$	$[m^2]$	Tverrsnittsareal av væskevolum
A_v	$[m^2]$	Areal av væskeoverflate
B_{sep}	[m]	Bredden av separatoren
F_f	[N]	Oppdrift av flottør.
FF_1	[%]	Flashfaktor for 1. trinn
FF_2	[%]	Flashfaktor for 2. trinn
H_{weir}	[m]	Høyde av overløpsplate.
H_f	[m]	Høyde av flottør.
L_{sep}	[m]	Total lengde av separatoren.
L_{wo}	[m]	Lengde av vann/olje volum.

R_{sep}	[m]	Separator radius.
R	[J/molK]	Universell gasskonstant
SG	[1]	Spesifik tetthet
T	[K]	Temperatur i Kelvin
V_g	$[m^3]$	Gassvolum i separatoren
V_o	$[m^3]$	Oljevolum i separatoren
V_{sep}	$[m^3]$	Separatorvolum
V_{liq}	$[m^3]$	Væskevolum i separatoren
V_w	$[m^3]$	Vannvolum i separatoren
g	$[m/s^2]$	Tyngdens akselerasjon.
h_o	[m]	Nivå av olje
h_w	[m]	Nivå av vann
$h_{w,off}$	[m]	Offset for vannivået.
$h_{o,off}$	[m]	Offset for oljenivået.
n	[1]	Antall mol gass.
n_{in}	[1]	Antall mol gass inn til separatoren
n_{out}	[1]	Antall mol gass ut av separatoren
$perc_o$	[%]	Prosentandel olje i forhold til vann i innstrøm
p	[barg]	Gasstrykk i separatoren
p^{sat}	[barg]	Metningstrykk for en væske
q_{in}	[kg/s]	Samlet massestrøm inn til separatoren
$q_{o,in}$	[kg/s]	Massestrøm av olje inn i separatoren
$q_{o,out}$	[kg/s]	Massestrøm av olje ut av separatoren
$q_{w,in}$	[kg/s]	Massestrøm av vann inn i separatoren
$q_{w,out}$	[kg/s]	Massestrøm av vann ut av separatoren
Δp	[bar]	Differansetrykk
$ ho_f$	$[kg/m^3]$	Tetthet for flottøren
$ ho_o$	$[kg/m^3]$	Tetthet for olje
$ ho_w$	$[kg/m^3]$	Tetthet for vann
$ ho_{w,sep}$	$[kg/m^3]$	Tetthet for vann ved separatorbetingelser.
$\rho_{o,sep}$	$[kg/m^3]$	Tetthet for olje ved separatorbetingelser.

Tillegg B

Appendix til modellering

B.1 Implementasjon av basecase i Simulink



Figur B.1.1: Overordnet simulinkdiagram for basecase



Figur B.1.2: Simulinkdiagram for 3-fase separator

Function: separator_3p_divided (mask) his is a M-file S-function which is a three-phase horistontal separator Parameters Separator radius [m] 1.77 Separator length [m] 16.15 Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 Dil level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Adder density at st. cond. [kg/m3] 800 31 density at st. cond [kg/m3] 800 32 density at sep. cond [kg/m3] 1 4 4 der density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 80 4 decular weight of gas [g/m0] 20 wount of water in inflow [≿] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial oil level [m] 1.8 17
his is a M-file S-function which is a three-phase horistontal separato Parameters Separator radius [m] 1.77 Separator length [m] 16.15 Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 Dil level offset 0 ✓ deter level offset 0 ✓ deter level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/sm3] 800 Dil density at st. cond. [kg/m3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 1 ✓ deter density [kg/m3] 100 Separator temperature [deg.C] 60 Aldecular weight of gas [g/m0] 20 twount of water in inflow [≾] 85 nitial water level [m] 1.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
Parameters Paparator radius [m] 1.77 Separator length [m] 15.15 Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 Dil bevel offset 0 √ater level offset 0 √ater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 80
Separator radius [m] 1.77 Separator length [m] 15.15 Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 1.5 Dil density of set 0 V/ater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Did density at sep. cond [kg/m3] 800 Separator temperature [deg.C] 60 Kolecular weight of gas [g/mol] 20 wound to water in inflow [%] 85 nitial outer level [m] 0.8 nitial outer level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
1.77 separator length [m] 16.15 separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 Dil level offset 0 Vater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/sm3] 800 Sas density at sep. cond [kg/m3] 1 vater density [kg/m3] 1000 isparator temperature [deg.C] 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 separator temperature [deg.C] 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 separator temperature [deg.C] 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 separator temperature [deg.C] 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 separator temperature [deg.C] 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 separator temperature [deg.C] 60 100 100 <td< td=""></td<>
Separator length [m] 16.15 Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 Dil level offset 0 Adar level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/sm3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Sas density av sep. cond [kg/m3] 1 Vater levely [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 4olecular weight of gas [g/m0] 20 wmount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 1.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg]
16.15 Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.5 Dil level offset 0 √ater level offset 0.16 10 density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dil density at st. cond. [kg/m3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 1 √ater density [kg/m3] 100 3as density av sep. cond [kg/m3] 1 √ater density [kg/m3] 100 3ieparator temperature [deg.C] 60 4olecular weight of gas [g/m0] 20 wount of water in inflow [≿] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial oil level [m] 1.8
Separator length with water and oil [m] 13.59 Height of weir 1.15 Dill bevel offset 0 Xater level offset 0.16 0 didensity at st. cond. [kg/Sm3] 800 301 density at st. cond. [kg/m3] 800 3as density at sep. cond [kg/m3] 1 Vater density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 Aolecular weight of gas [g/mol] 20 water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
13.59 teight of weir 1.5 Dil level offset 0 ✓ater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Sas density at sep. cond [kg/m3] 1 ✓ater density [kg/m3] 1 ✓ater density [kg/m3] 1 1 0 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 wmount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial water level [m] 1.8 nitial oli level [m] 1.8 prisal gas pressure [barg] 7
Height of weir 1.5 Dil level offset 0 Water level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dia density at sep. cond [kg/m3] 800 Sas density av sep. cond [kg/m3] 1 //der density [kg/m3] 1000 separator temperature [deg.C] 60 Aclecular weight of gas [g/mol] 20 85 nitial water level [m] 0.8 nitial water level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
1.5 Dil level offset 0 V/ater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/sm3] 800 Dil density at st. cond. [kg/m3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Sas density av sep. cond [kg/m3] 1 V/ater density [kg/m3] 1000 isparator temperature [deg.C] 60 4olecular weight of gas [g/mol] 20 wmount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial ogs pressure [barg] 7
Dil level offset 0 ✓ater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 3as density av sep. cond [kg/m3] 1 4 Vater density [kg/m3] 1 1 1 4 vater density [kg/m3] 1 0 0 2 4 vater density [kg/m3] 1 0 0 2 4 vater density [kg/m3] 1 0 0 2 0 4 vater density [kg/m3] 1 0 0 2 0 4 vater density [kg/m3] 1 0 0 1 1 2 0 4 1 2 0 4 1 2 0 4 1 2 1 1 2 0 4 1 2 1 4 1 2 1 4 1 2 1 4 1 4 1 4 1 4 1 4 4 4 4 4 4 4 4 4 4 4 4 4
0 ✓ater level offset 0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 3as density at sep. cond [kg/m3] 1 ✓ater density [kg/m3] 100 Separator temperature [deg.C] 60 40 lecular weight of gas [g/m0] 20 wount of water in inflow [≾] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial water level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
√ater level offset 0.16 0.11 density at st. cond. [kg/Sm3] 800 301 density at sep. cond [kg/m3] 800 3as density av sep. cond [kg/m3] 1 √Ater density [kg/m3] 100 Separator temperature [deg.C] 60 Adecutar weight of gas [g/mol] 20 wount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oli level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
0.16 Dil density at st. cond. [kg/Sm3] 800 800 803 804 805 805 806 807 808 808 809 809 809 809 809 809
Dil density at st. cond. [kg/m3] 800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Sas density av sep. cond [kg/m3] 1 v/ater density [kg/m3] 1000 separator temperature [deg.C] 60 Alolecular weight of gas [g/m0] 20 woount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial ogas pressure [barg] 7
800 Dil density at sep. cond [kg/m3] 800 Sas density av sep. cond [kg/m3] 1 Vater density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 4olecular weight of gas [g/mol] 20 wmount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial os pressure [barg] 7
30 density at sep. cond [kg/m3] 800 3as density av sep. cond [kg/m3] 1 Vater density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 4/olecular weight of gas [g/m0] 20 wmount of water in inflow [≿] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
800 as density av sep. cond [kg/m3] 1 √ater density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 4 olecular weight of gas [g/mol] 20 wount of water in inflow [≴] 85 nitilai water level [m] 0.8 nitila id level [m] 1.8 nitila id spressure [barg] 7
ãas density av sep. cond [kg/m3] 1 √ater density [kg/m3] 1000 500 40decular weight of gas [g/mol] 20 vmount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial di level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
1 //ater density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 60 60 60 60 60 60 60 60 60
<pre>// ker density [kg/m3] 1000 Separator temperature [deg.C] 60 4/ olecular weight of gas [g/mol] 20 Amount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial i level [m] 1.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7</pre>
1000 Separator temperature [deg.C] 60 Adolecular weight of gas [g/mol] 20 Amount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial oil level [m] 1.8 Nitial gas pressure [barg] 7
Separator temperature [deg.C] 60 4/olecular weight of gas [g/mol] 20 20 85 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial oil level [m] 7
60 Molecular weight of gas [g/mol] 20 Amount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial oil level [m] 7
rkolecular weight of gas [g/mol] 20 Amount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
20 Amount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
Amount of water in inflow [%] 85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
85 nitial water level [m] 0.8 nitial oil level [m] 1.8 nitial gas pressure [barg] 7
nitial water level [m] 0.8 nitial oii level [m] 1.8 1.8 Nitial gas pressure [barg] 7
0.8 nitial oil level (m) 1.8 nitial gas pressure (barg) 7
nitial oil level (m) 1.8 nitial gas pressure (barg) 7
1.8 nilial gas pressure [barg] 7
nitial gas pressure [barg] 7
7
lash factor [%]
10

Figur B.1.3: Brukergrensesnitt for 3-fase separator



Figur B.1.4: Simulinkdiagram for 2-fase separator

TILLEGG B. APPENDIX TIL MODELLERING

rarameters Separator radius (m)	
1	
eparator length [m]	
6.37	
)il level offset	
0.16	
)il density at st. cond. [kg/	Sm3]
800	
)il density at sep. cond [kg	/m3]
800	
Gas density at sep. cond	
1	
Separator temperature	
50	
Aolecular weight of gas	
20	
nitial oil level (m)	
1	
nitial gas pressure (barg)	
3	

Figur B.1.5: Brukergrensesnitt for 2-fase separator



Figur B.1.6: Simulinkdiagram for væskeventil

Block Parameters: c	X
S-function: linear_liquid_valve (mask)	
This is a M-file S-function which represents a linear valve used for controlling liquid flow.	
Parameters	
Flow coefficient (Cv) [gal/mins]	
100	
Oil density at st. cond. [kg/Sm3]	
800	
Oil density at down stream cond [kg/m3]	
800	
OK Cancel Help Apply	

Figur B.1.7: Brukergrensesnitt for væskeventil



Figur B.1.8: Simulinkdiagram for gassventil

S-function: linear_	gas_valve (mask)
This is a M-file S-fu controlling gas flow	nction which represents a linear valve used for
Parameters	
Flow coefficient (0	Cv) [gal/mins]
10000	
Spesific gravity of	the gas [-]
1.0	
Upstream temp [d	legC]
60	

Figur B.1.9: Brukergrensesnitt for gassventil



Figur B.1.10: Simulinkdiagram for regulator

PID Controller (mas Enter expressions fo (p(1+Tis)(1+Tds)/T	k] r proportional, inte s	gral, and deri	vative terms.
Parameters			
Proportional:			
-15			
Integral time:			
10			
Derivative time:			
0			

Figur B.1.11: Brukergrensesnitt for regulator



Figur B.1.12: Simulinkdiagram for lagring av data til estimering av innstrøm

B.2 S-funksjoner for implementasjonen

B.2.1 S-funksjon for 3-fase separator

```
function [sys,x0,str,ts]=separator_3p_divided(t,x,u,flag,R_sep,L_sep,...
L_w_o,H_weir,h_o_off,h_w_off,rho_oil,rho_oilS,rho_gasS,rho_water,Sep_temp,...
MW,perc_w,xi1,xi2,xi3,FF)
    Simulink S-function representing a three-phase oil/water/gas separator
%
%
    where the oil level, the water level and the pressure are states in
%
    the model. The S-function is based on a previously developed S-function
%
    by Olav Slupphaug.
%
%
    Per Morten Hellervik,
%
    Trondheim, June 2002
%
%
    INPUTS:
%
    U(1) Oil/Water/Gas flow rate into separator in kg/s
    U(2) Oil flow rate out of separator in kg/s
%
    U(3) Water flow out of separator in kg/s
%
%
    U(4) Gas flow out of separator in kg/s
%
%
    STATES:
%
   X(1) Oil level in m
%
    X(2) Water level in m
%
    X(3) Gas pressure in Barg
%
%
    OUTPUTS:
%
    Y(1) Water level in m
%
    Y(2) Oil level in m
%
   Y(3) Pressure at oil outlet (Assumed to be at the bottom of the
%
    separator.) in Barg
    Y(4) Pressure at water outlet (Assumed to be at the bottom of the
%
%
    separator.) in Barg
%
    Y(5) Pressure in gas phase
%
%
   PARAMETERS:
%
   R_sep
                Separator radius in m
%
                Separator length in m
   L_sep
%
                Oil density at separator conditions in kg/m3
    rho_oil
```

```
%
   rho_oilS
              Oil density at standard conditions in kg/Sm3
%
%
   INITIALIZATION:
%
   xi Initial oil level
%
%
   See sfuntmpl.m for a general S-function template.
   Copyright Oct 2001 ABB AS.
%
%
   Rev 1.0 Oct 3rd 2001 Olav Slupphaug.
%
   Rev 2.0 June 4th 2002 Per Morten Hellervik
switch flag
 % Initialization %
 case 0
   [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(xi1,xi2,xi3);
 %%%%%%%%%%%%%%%%%%%
 % Derivatives %
 case 1
   sys = mdlDerivatives(t,x,u,L_sep,L_w_o,H_weir,R_sep,rho_oil,rho_oilS,...
   rho_gasS,rho_water,Sep_temp,MW,perc_w,FF);
 % Update and Terminate %
 case 2,9
   sys = []; % do nothing
 %%%%%%%%%%%
 % Output %
 %%%%%%%%%%%%
 case 3
   sys = mdlOutputs(t,x,u,rho_oil,rho_water,h_w_off,h_o_off);
 otherwise
   error(['unhandled flag = ',num2str(flag)]);
end
%
```

```
_______
% mdlInitializeSizes
\% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-func.
%
function [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(xi1,xi2,xi3)
sizes = simsizes;
sizes.NumContStates = 3;
sizes.NumDiscStates = 0;
sizes.NumOutputs
                = 5:
sizes.NumInputs
               = 4;
sizes.DirFeedthrough = 0;
sizes.NumSampleTimes = 1;
sys = simsizes(sizes);
str = [];
x0(1) = xi1;
x0(2) = xi2;
x0(3) = xi3;
ts = [0 0]; % sample time: [period, offset]
% end mdlInitializeSizes
% mdlDerivatives
% Compute derivatives for continuous states.
%
function sys = mdlDerivatives(t,x,u,L_sep,L_w_o,H_weir,R_sep,rho_oil,...
   rho_oilS,rho_gasS,rho_water,Sep_temp,MW,perc_w,FF)
%
   U(1) Flow rate of oil/water/gas-mix into separator in Sm3/s
%
   U(2) Oil flow rate out of separator in Sm3/s
%
   U(3) Water flow out of separator in Sm3/s
%
   U(4) Gas flow out of separator in Sm3/s
               (u(1)*((100-perc_w)/100))*(100-FF)/100;
q_oil_in
            =
               u(2);
q_oil_out
            =
            = u(1)*(perc_w/100);
q_w_in
q_w_out
            = u(3);
q_gas_in
            = q_oil_in*(FF/100);
no_mol_gas_in = q_gas_in/(1000*MW);
```

```
u(4)/(1000*MW);
no_mol_gas_out =
                  L_sep*(pi*R_sep^2-2*(R_sep^2*atan(0.707107*sqrt(x(2)/...
V_gas
              =
   (sqrt(R_sep-0.5*x(2)))))-(0.707107*sqrt(x(2))*(R_sep-x(2))*sqrt(R_sep-..
   0.5*x(2))));
Sep_temp
                  Sep_temp + 273;
              =
R
              =
                  8.13;
%
   Derivatives of water level
if x(1)>=2*R_sep,
   sys(1)=0;
elseif x(1) \le 0,
   sys(1)=0;
else
   sys(1) = 1/(2*rho_water*L_w_o*sep_geom(x(1),R_sep))*(q_w_in - q_w_out);
end
%
   Derivatives of oil level
if x(2) \ge 2 R_{sep},
   sys(2)=0;
elseif x(2) \le 0,
   sys(2)=0;
elseif x(2)<H_weir</pre>
   sys(2) = (1/((L_sep-L_w_o)*sep_geom(x(2),R_sep)))*((q_oil_in -...
       q_oil_out)/(2*rho_oil));
elseif x(2)>=H_weir
   sys(2) = (1/(L_sep*(sep_geom(x(2),R_sep))))*((q_oil_in -...
       q_oil_out)/(2*rho_oil)+L_w_o*sep_geom(x(1),R_sep)*sys(1));
end
%
   Derivatives of gas pressure
if x(3) <= 0,
   sys(3) = 0;
else
   sys(3) = ((no_mol_gas_in-no_mol_gas_out)*R*Sep_temp+sys(2)*x(3)*...
       L_sep*sep_geom(x(2),R_sep))/(V_gas);
end
% end mdlDerivatives
% mdlOutputs
% Return the output vector for the S-function
%
function sys = mdlOutputs(t,x,u,rho_oil,rho_water,h_w_off,h_o_off)
```

```
%
sys(1) = x(1) + h_w_off;
                                           Water level
sys(2) = x(2) + h_o_off;
                                       %
                                           Oil level
sys(3) = x(3)+9.81*rho_oil*x(1)/1e5;
                                     %
                                           Pressure at oil outlet
sys(4) = x(3)+9.81*rho_oil*(x(1)-x(2))/1e5+rho_water*9.81*x(2)/1e51;
    sys(4) = Pressure at water outlet
%
sys(5) = x(3); %/1e5;
                                         %
                                             Pressure in gas phase
%Calculating the separator geometry
function sep_geom=sep_geom(h,R)
```

```
sep_geom=sqrt(R^2-(h-R)^2);
```

B.2.2 S-funksjon for 2-fase separator

```
function [sys,x0,str,ts]=separator_2p(t,x,u,flag,R_sep,L_sep,h_o_off,...
    rho_oil, rho_oilS, rho_gasS, Sep_temp, MW, xi1, xi2, FF)
%
    Simulink S-function representing a two-phase oil/gas separator
%
    where the water level and separator pressure are states in the model.
%
    The implementation is based on an S-funcion previously developed
%
    by Olav Slupphaug.
%
%
    Per Morten Hellervik
%
    Trondheim, June 2002
%
%
    INPUTS:
%
    U(1) Oil/gas flow rate into separator in kg/s
%
    U(2) Oil flow rate out of separator in kg/s
%
    U(3) Gas flow out of separator in kg/s
%
%
%
    STATES:
%
    X(1) Oil level in m
%
    X(2) Gas pressure in Barg
%
%
    OUTPUTS:
%
    Y(1) Oil level in m
%
    Y(2) Pressure in gas phase
%
    Y(3) Pressure at oil outlet (Assumed to be at the bottom of the
%
    separator.) in Barg
```

```
%
%
   PARAMETERS:
%
              Separator radius in m
  R_sep
%
              Separator length in m
  L_sep
%
              Oil density at separator conditions in kg/m3
   rho_oil
%
              Oil density at standard conditions in kg/Sm3
   rho_oilS
%
%
   INITIALIZATION:
%
   xi Initial oil level
%
%
   See sfuntmpl.m for a general S-function template.
%
   Copyright Oct 2001 ABB AS.
%
%
   Rev 1.0 Oct 3rd 2001 Olav Slupphaug.
%
   Rev 2.0 June 4th 2002 Per Morten Hellervik
%
switch flag
 % Initialization %
 case 0
    [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(xi1,xi2);
 %%%%%%%%%%%%%%%%%%%
 % Derivatives %
 %%%%%%%%%%%%%%%%%%%
 case 1
   sys = mdlDerivatives(t,x,u,L_sep,R_sep,rho_oil,rho_oilS,rho_gasS,...
       Sep_temp,MW,FF);
 % Update and Terminate %
 case 2,9
   sys = []; % do nothing
 %%%%%%%%%%%
 % Output %
 %%%%%%%%%%
 case 3
   sys = mdlOutputs(t,x,u,rho_oil,h_o_off);
 otherwise
   error(['unhandled flag = ',num2str(flag)]);
```

```
end
% end limintm
%
% mdlInitializeSizes
\% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-func.
function [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(xi1,xi2)
sizes = simsizes;
sizes.NumContStates = 2;
sizes.NumDiscStates = 0:
sizes.NumOutputs
                = 3;
sizes.NumInputs
             = 3;
sizes.DirFeedthrough = 0;
sizes.NumSampleTimes = 1;
sys = simsizes(sizes);
str = [];
x0(1) = xi1;
x0(2) = xi2;
ts = [0 0];
           % sample time: [period, offset]
% end mdlInitializeSizes
%
% mdlDerivatives
% Compute derivatives for continuous states.
%
function sys = mdlDerivatives(t,x,u,L_sep,R_sep,rho_oil,rho_oilS,rho_gasS,...
   Sep_temp,MW,FF)
%
   U(1) Flow rate of oil/water/gas-mix into separator in Sm3/s
%
   U(2) Oil flow rate out of separator in Sm3/s
%
   U(3) Gas flow out of separator in Sm3/s
            = u(1);
                               %*rho_oilS/rho_oil;
q_oil_in
            = u(2);
                               %*rho_oilS/rho_oil;
q_oil_out
            = u(1)*(FF/100);
                               %*(rho_oilS/rho_gasS);
q_gas_in
no_mol_gas_in
            = q_gas_in/(1000*MW);
no_mol_gas_out = u(3)/(1000*MW);
V_gas
            =
               L_sep*(pi*R_sep^2-2*(R_sep^2*atan(0.707107*sqrt(x(1)/...
```
```
(sqrt(R_sep-0.5*x(1)))))-(0.707107*sqrt(x(1))*(R_sep-x(1))*...
                            %
                               Volume of gas phase
   sqrt(R_sep-0.5*x(1))));
Sep_temp
              =
                 Sep_temp + 273;
                 8.13;
R
              =
%
  Derivatives of oil level
if x(1) \ge 2 R_{sep},
   sys(1)=0;
elseif x(1) \le 0,
   sys(1)=0;
else
   sys(1) = (1/(2*rho_oil*(L_sep)*sep_geom(x(1),R_sep)))*...
       ((q_oil_in -q_oil_out));
end
%
   Derivatives of gas pressure
if x(2) <= 0,
   sys(2) = 0;
else
   sys(2) = ((no_mol_gas_in-no_mol_gas_out)*R*Sep_temp+sys(1)*x(2)*...
       L_sep*sep_geom(x(1),R_sep))/(V_gas);
end
% end mdlDerivatives
%
% mdlOutputs
% Return the output vector for the S-function
%
function sys = mdlOutputs(t,x,u,rho_oil,h_o_off)
%
   OUTPUTS :
% Y(1) Oil level in m
%
  Y(2) Pressure at oil outlet (Assumed to be at the bottom of the
%
   separator.) in Barg
                                   %
sys(1) = x(1) + h_o_off;
                                       Oil level
sys(2) = x(2); %/1e5;
                                      %
                                         Gas pressure in separator
sys(3) = x(2)+9.81*rho_oil*x(1)/1e5; % Pressure at oil outlet
%
   end mdlOutputs
%
   Calculating the seperator geometry
function sep_geom=sep_geom(h,R)
sep_geom = sqrt(R^2-(h-R)^2);
```

B.2.3 S-funksjon for lineær væskeventil

```
function [sys,x0,str,ts]=linear_liquid_valve(t,x,u,flag,Cv,rho_oil,...
    rho_oilS)
%
    Simulink S-function representing a valve for controlling liq. flow.
%
   The valve has a linear characteristic.
%
%
   INPUTS:
%
   U(1) Upstream pressure in Barg
   U(2) Downstream pressure in Barg
%
   U(3) Valve opening in [0,1]
%
%
%
   STATES:
%
   No states. (This is a static function.)
%
%
   OUTPUTS:
%
   Y(1) Flow rate in Sm3/s
%
%
   PARAMETERS:
%
   Cv
               Valve flow coefficient in gallons/pr. min
       (flow of room temperature water at fully open valve and a pressure
%
%
   drop of 1 psi)
%
               Density of the liquid at standard conditions in kg/Sm3
   rho_oilS
%
               Density of the liquid at downstream conditions
   rho_oil
%
%
   See sfuntmpl.m for a general S-function template.
%
   Copyright Oct 2001 ABB AS.
%
%
   Rev 1.0 Oct 4th 2001 Olav Slupphaug.
%
switch flag
  % Initialization %
  case 0
```

```
[sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes([]);
 % Derivatives %
 case 1
   sys = [];
 % Update and Terminate %
 case 2,9
   sys = []; % do nothing
 %%%%%%%%%%%%
 % Output %
 %%%%%%%%%%%%
 case 3
   sys = mdlOutputs(t,x,u,Cv,rho_oil,rho_oilS);
 otherwise
   error(['unhandled flag = ',num2str(flag)]);
end
% end limintm
%
% mdlInitializeSizes
% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-func.
%
function [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(xi)
sizes = simsizes:
sizes.NumContStates = 0;
sizes.NumDiscStates = 0;
sizes.NumOutputs
               = 1;
sizes.NumInputs
               = 3;
sizes.DirFeedthrough = 1;
sizes.NumSampleTimes = 1;
sys = simsizes(sizes);
str = [];
x0 = [];
```

```
ts = [0 0]; % sample time: [period, offset]
% end mdlInitializeSizes
%
% mdlDerivatives
% Compute derivatives for continuous states.
%
function sys = mdlDerivatives(t,x,u)
sys=[];
% end mdlDerivatives
%
% mdlOutputs
% Return the output vector for the S-function
%
function sys = mdlOutputs(t,x,u,Cv,rho_oil,rho_oilS)
%
  INPUTS:
%
  U(1) Upstream pressure in Barg
% U(2) Downstream pressure in Barg
 U(3) Valve opening in [0,1]
%
%
  OUTPUTS:
  Y(1) Flow rate in Sm3/s
%
USgallons_to_m3 = 3.785/1000;
mins_to_secs = 60;
bar_to_psi
           = 14.5;
Dp = (u(1)-u(2))*bar_to_psi;
SG = rho_oilS/1000; % Specific gravity
if Dp<=0,
  flow = 0; % Check valve
else
  flow = rho_oil^2/rho_oilS*USgallons_to_m3/mins_to_secs*Cv*u(3)*sqrt(Dp/SG)
end
sys = flow;
% end mdlOutputs
```

B.2.4 S-funksjon for lineær gassventil

```
function [sys,x0,str,ts]=linear_gas_valve(t,x,u,flag,Cv,SG_gas,temp)
%
    Simulink S-function representing a valve for controlling gas flow.
%
   The valve has a linear characteristic.
%
%
   INPUTS:
%
   U(1) Upstream pressure in Barg
%
   U(2) Downstream pressure in Barg
%
   U(3) Valve opening in [0,1]
%
%
   STATES:
%
   No states. (This is a static function.)
%
%
   OUTPUTS :
%
   Y(1) Flow rate in Sm3/s
%
%
   PARAMETERS:
%
   Cv
               Valve flow coefficient in gallons/pr. min
%
       (flow of room temperature water at fully open valve and a pressure
%
   drop of 1 psi)
%
    SG_gas
               Specific gravity of the gas. SG for air at 70 degF and
%
    14.7 psia = 1.0.
%
               Temperature in degrees Celsius
   temp
%
%
    See sfuntmpl.m for a general S-function template.
%
   Copyright Oct 2001 ABB AS.
%
%
    Rev 1.0 Oct 7th 2001 Olav Slupphaug.
%
switch flag
  % Initialization %
  case 0
    [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes([]);
  %%%%%%%%%%%%%%%%%%%
  % Derivatives %
```

```
%%%%%%%%%%%%%%%%%%
 case 1
  sys = [];
 % Update and Terminate %
 case 2,9
   sys = []; % do nothing
 %%%%%%%%%%%%%%%%%%
 % Output %
 %%%%%%%%%%%%%
 case 3
   sys = mdlOutputs(t,x,u,Cv,SG_gas,temp);
 otherwise
   error(['unhandled flag = ',num2str(flag)]);
end
% end limintm
%
% mdlInitializeSizes
\% Return the sizes, initial conditions, and sample times for the S-func.
%
function [sys,x0,str,ts] = mdlInitializeSizes(xi)
sizes = simsizes;
sizes.NumContStates = 0;
sizes.NumDiscStates = 0;
sizes.NumOutputs
               = 1;
sizes.NumInputs
             = 3;
sizes.DirFeedthrough = 1;
sizes.NumSampleTimes = 1;
sys = simsizes(sizes);
str = [];
x0 = [];
ts = [0 0]; % sample time: [period, offset]
% end mdlInitializeSizes
%
```

```
% mdlDerivatives
% Compute derivatives for continuous states.
%
function sys = mdlDerivatives(t,x,u)
sys=[];
% end mdlDerivatives
%
% mdlOutputs
% Return the output vector for the S-function
%
function sys = mdlOutputs(t,x,u,Cv,SG_gas,temp)
%
   INPUTS:
%
  U(1) Upstream pressure in Barg
  U(2) Downstream pressure in Barg
%
%
  U(3) Valve opening in [0,1]
%
   OUTPUTS :
  Y(1) Flow rate in Sm3/s
%
CF_to_m3
           = .3^3;
hour_to_sec
           = 3600;
bar_to_psi
            = 14.5;
            = u(1)*bar_to_psi;
P_in
P_out
            = u(2)*bar_to_psi;
if P_in<0,
   P_{in=0};
end
if P_out<0,
   P_out=0;
end
temp=temp*9/5+32+460; % degC to degR
direction=1;
if P_in<P_out,
   P_tmp=P_in;
   P_in=P_out;
   P_out=P_tmp;
   direction=-1;% Backwards flow
end
flow = 962*CF_to_m3/hour_to_sec*Cv*u(3)*sqrt((P_in^2-P_out^2)/...
   (SG_gas*temp));
```

sys = direction*flow; % end mdlOutputs

Tillegg C

Appendix til estimering av innstrøm

C.1 Matlabimplementasjon

```
%
%
   Denne funksjonen estimerer strømningen inn til separatoren basert på
%
   data fra simulinkmodellen. For å oppnå en mer realistisk funksjon
%
   velges bare en del verdier ut fra resultatvektoren.
%
%
   Per Morten Hellervik,
%
   Trondheim Juni, 2002
%
%
%
close all;
R_{sep} = 1.77;
                            %
                                Radius i separatoren
                            %
                                Lengden av hele separatoren
L_{sep} = 16.15;
L_wo = 13.3;
                            %
                                Lengden av vann/olje sone i separatoren
                            %
                                Ventilkonstant for oljeventil
Kv_0 = 24000;
                            %
                                Ventilkonstant for vannventil
Kv_w = 150000;
                            %
rho_{0} = 800;
                                Tettheten for olje
                            %
rho_w = 1000;
                                Tettheten for vann
                            %
bar_to_psi = 14.5;
                                Omregningsfaktor fra bar til psi
min_to_sec = 60;
                            %
                                Omregningsfaktor fra minutter til sekunder
gal_to_m3 = 3.785/1000;
                            %
                                Omregningsfaktor fra fra US gallons til m3
                             %
                                Avstand mellom hvert sample som velges ut
n = 150;
```

```
%
    Designer et Butterworth lavpassfilter for å filtrere data
m = 10;
                        %
                            Filterets orden
                        %
Wc = 0.9;
                            Filterets knekkfrekvens
[Tf,Nf] = butter(m,Wc); %
                            Beregner filteret
%
    Velger hvert n'te sample fra oljenivået
h1_oil = h_oil(1:n:size(h_oil));
%
    Deriverer vekotren og setter siste to elementene lik hverandre
h1d_oil = [diff(h1_oil);diff(h1_oil(size(h1_oil)-1:size(h1_oil)))];
%
    Velger hvert n'te sample fra pådragsvektoren for olje,
%
    samt vektorene for trykk
u_oil_1 = u_oil(1:n:size(u_oil));
p_1_stage1 = p_1_stage(1:n:size(p_1_stage));
p_2_stage1 = p_2_stage(1:n:size(p_2_stage));
%
    Beregner massestrømmen gjennom oljeventilen
q1_oil = rho_o*((gal_to_m3/min_to_sec*Kv_o*(u_oil_1/100)).*...
    sqrt(abs((p_1_stage1-p_2_stage1).*bar_to_psi/(rho_o/rho_w))));
%
    Velger hvert n'te sample fra for vannivået
h1_water = q_water(1:n:size(q_water));
    Deriverer vektoren og setter siste to elementene lik hverandre
%
h1d_water = [diff(h1_water);diff(h1_water(size(h1_oil)-1:size(h1_water)))];
%
    Velger hvert n'te sample fra pådragsvektoren for vann samt
%
   vektoren for trykk
u_water_1 = u_water(1:n:size(u_water));
p_w_1_stage1 = p_w_1_stage(1:n:size(p_w_1_stage));
p_w_2_stage1 = 3;
    Beregner massestrømmen gjennom vannventilen
%
q1_water = rho_w*((gal_to_m3/min_to_sec*Kv_w*(u_water_1/100)).*...
    sqrt(abs((p_w_1_stage1-p_w_2_stage1).*bar_to_psi/(rho_w/rho_w))));
%
    Den reelle input-vektoren
input1 = input(1:n:size(input));
```

```
%
   Beregner overflatearealet av væsken for de ulike nivåene
A_o = compute_surface(L_sep,h1_oil,R_sep); % Areal av oljeoverflaten
A_w = compute_surface(L_wo,h1_water,R_sep); %
                                                Areal av vannoverflaten
%
    Estimerer de to komponentene i innstrømmen
q_in_est_oil = ((2*(h1d_oil.*A_o' - h1d_water.*A_w') + q1_oil));
q_in_est_water = (2*h1d_water.*A_w' + q1_water);
% Filtrerer vektorene
q_in_est_oil_filt = filtfilt(Tf,Nf,q_in_est_oil);
q_in_est_water_filt = filtfilt(Tf,Nf,q_in_est_water);
q_in_est = 1*q_in_est_oil_filt + 1*q_in_est_water_filt;
dT = 1500/max(size(q_in_est));
t = 1:dT:dT*max(size(q_in_est));
plot(t,q_in_est,'--',t,input1)
axis([0 1500 min(q_in_est) 650])
legend('Estimert','Reell')
grid
title(['Estimert innstrøm sammenliknet med reell innstrøm, ...
omega_c=',num2str(Wc)])
xlabel('Tid [s]')
ylabel('Massestrøm [kg/s]')
```

Tillegg D

Appendix til tuning av regulatorer

D.1 M-filer for forenklet problemstilling

D.1.1 Hovedrutine for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem

```
%
%
   Filen skal beregne de optimale regulatorparametrene
%
    I optimaliseringen kaller optimaliseringsrutinen funksjonen
%
    "obfun()" som beregner objektfunksjonen. I tillegg beregnes de
%
   ulineære ulikhetsbetingelsene ved at funksjonen "nonlcon()" kalles.
%
%
   Per Morten Hellervik 15.05.2002
clear all;
close all;
%
    Øvre og nedre grense for Kp og Ti
lb = [0; 0.000001];
                          % Nedre grense for Kp og Ti
ub = [1000;1000]; %
                       Øvre grense for Kp og Ti
%
   Initialverdier for Kp og Ti
X0 = [14;8];
```

```
%
    Definerer hvilke options som skal være aktive i optimaliseringsrutinen
options = optimset('Diagnostics', 'on', 'Display', 'iter', 'MaxFunEvals', 1000);
%
    Kaller optimaliseringsrutinen og måler tidsforbruk
tic:
[x, J] = fmincon(@obfun, X0, [], [], [], [], lb, ub, @nonlcon, options)
tid = toc/60;
tid
%
    Simulerer systemet med de beregnede parametrene
dt = 0.25:
X = [-0.5, 1.5, 0]';
[T,Y] = ode23(@syst, [0:dt:3000], X, [], x(1), x(2));
figure
subplot(2,1,1)
plot(Y(1:1/dt:length(Y),2))
%axis([0 length(Y)*dt 0.9*min(Y(:,2)) 1.1*max(Y(:,2))])
axis([0 length(Y)*dt 1.3 1.7])
grid;
xlabel('Tid (s)')
ylabel('Nivå (m)')
title(['Systemet simulert med Kp = ',num2str(x(1)),' og Ti = ',num2str(x(2))])
subplot(2,1,2)
plot(Y(1:1/dt:length(Y),3))
axis([0 length(Y)*dt 1.1*min(Y(:,3)) 1.1*max(Y(:,3))])
grid
xlabel('Tid (s)')
ylabel('Pådrag')
%
    Simulerer systemet med parametre fra hand-tuning
Kp = 13.9;
Ti = 8;
[T1,Y1] = ode23(@syst,[0:dt:3000],X,[],Kp,Ti);
figure
subplot(2,1,1)
plot(Y1(1:1/dt:length(Y1),2))
axis([0 length(Y)*dt 1.48 1.52])
grid;
xlabel('Tid (s)')
ylabel('Nivå (m)')
title(['Systemet simulert med Kp = ',num2str(Kp),' og Ti = ',num2str(Ti)])
```

```
subplot(2,1,2)
plot(Y1(1:1/dt:length(Y),3))
axis([0 length(Y)*dt 1.1*min(Y1(:,3)) 1.1*max(Y1(:,3))])
grid;
xlabel('Tid (s)')
ylabel('Pådrag')
```

D.1.2 Objektfunksjon for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem

```
function J = obfun(X)
%
%
   Filen beregner objektfunksjonen som inngår i optimaliseringsproblemet.
%
   Funksjonen kaller funksjonen "syst" som definerer det enkle problemet
%
    som skal løses. Denne difflikningen løses med odesolveren ode23(), og
%
   resultatene benyttes til å beregne verdien av objektfunsjonen.
%
%
%
%
   Per Morten Hellervik
                            22.04.2002
%
%
    Konstanter i beregningen
A = 57;
r = 1.5;
q_0_stasj = 0.5;
dt = 0.25;
Kp = X(1);
Ti = X(2);
%
    Initialverdier
X_init = [0 1.5]';
%
   Vekter i objektfunksjonen
alpha = 3;
beta = 1;
```

```
% Beregner de deriverte
[T,Y] = ode23(@syst,[0:dt:300],X_init,[],Kp,Ti);
% Beregner q_o
q_o = Y(:,1);
% Beregner q_o_prikk
h_prikk = diff(Y(:,2));
h_prikk = [h_prikk;h_prikk(max(size(h_prikk)))];
q_o_prikk = Kp*(r-h_prikk)+(Kp/Ti)*(r-Y(:,2));
% Objektfunksjonen i problemet
J = sum(alpha*(q_o - q_o_stasj).^2 + beta*q_o_prikk.^2);
return
```

D.1.3 Ulineære begrensninger for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem

```
function [c,ceq] = nonlcon(X)
%
%
    Filen genererer begrensnigene som går inn i fmincon() rutinen. I
    dette problemet benyttes bare ulineære ulikhetsbetingelser.
%
%
%
    Per Morten Hellervik 15.05.2002
%
    Konstanter i beregningen
dt = 0.25;
                                 %
                                     Setter fast steglengde i løsningen av
                                 %
Kp = X(1);
                                     difflikningen
Ti = X(2);
                                 %
                                  %
                                       Øvre grense for nivået
h_{max} = 1.6;
                                 %
                                    Nedre grense for nivået
h_{min} = 1.4;
X_{init_nonlcon} = [0 \ 1.5]';
                                 %
                                     Initialverdier for nivå og integ. i reg.
%
    Kaller difflikningsløseren
```

```
% Beregner begrensningene
c = [Y(:,2)-h_max;-Y(:,2)+h_min]; % Ulineære ulikhetsbetingelser
ceq = []; % Ulineære likhetsbetingelser
return
```

D.1.4 System for optimaliseringsbasert løsning på forenklet problem

```
function dx = syst(t,X,Kp,Ti)
%
%
%
   Filen definerer testproblemet som består av en enkel tank med nivåregulering.
%
   Nivåregulatoren er en PI-regulator.
%
%
   Per Morten Hellervik
                           15.05.2002
%
%
   Konstanter
A = 28.3; %
                 Areal av tanken
r = 1.5;
           % Referanse
d0 = 0.5; % Nominell innstrøm
forst = 0.25; % Forstyrrelse i innstrømmen
d = d0;
% %
     Genererer forstyrrelse ved gitte tidspunkt
if (t >100)&(t<120)
       d = d0 + forst;
% % elseif (t > 180)&(t < 200)
% %
        d = 0.5;
end;
   Definerer systemet
%
if(max(size(X))==2)
    dx = zeros(2,1);
else
```

D.2 M-filer for separator

D.2.1 Hovedrutine for optimaliseringsbasert løsning på separator

```
%
%
   Filen skal beregne de optimale regulatorparametrene
    I optimaliseringen kaller optimaliseringsrutinen funksjonen
%
    "obfun()" som beregner objektfunksjonen. I tillegg beregnes de
%
    ulineære ulikhetsbetingelsene ved at funksjonen "nonlcon()" kalles.
%
%
%
    Per Morten Hellervik 15.05.2002
clear all;
close all;
%
    Øvre og nedre grense for Kp og Ti
lb = [0; 0.000001];
                           % Nedre grense for Kp og Ti
ub = [1000;10000]; % Øvre grense for Kp og Ti
%
    Initialverdier for Kp og Ti
%X0 = [80; 100; 50; 80];
X0 = [4.5;24];
```

% Definerer hvilke options som skal være aktive i optimaliseringsrutinen options = optimset('Diagnostics', 'on', 'Display', 'iter', 'MaxFunEvals', 1000);

```
%
    Kaller optimaliseringsrutinen og måler tidsforbruk
tic;
[x_0,J_0,flag,output] = fmincon(@obfun,X0,[],[],[],[],lb,ub,@nonlcon...
    ,options)
tid = toc/60;
tid
%
    Simulerer systemet med de beregnede parametrene
dt = 0.25;
X = [90 \ 1.8 \ 80 \ 0.8]';
[T,Y] = ode23(@syst, [0:dt:3000], X, [], x_o(1), x_o(2));
figure
plot(T(1:4:length(T)),Y(1:1/dt:length(Y),2),T(1:4:length(T)),...
    Y(1:1/dt:length(Y),4))
axis([0 length(Y)*dt 0.8*min(Y(:,4)) 1.2*max(Y(:,2))])
grid;
xlabel('Tid (s)')
ylabel('Nivå (m)')
title(['Nivået med Kp = ',num2str(x_o(1)),' og Ti = ',num2str(x_o(2))])
%
    Simulerer systemet med parametre fra hand-tuning
% [T1,Y1] = ode23(@syst,[0:dt:3000],X,[],4,0.5);
% figure
% plot(Y1(1:1/dt:length(Y1),2))
% axis([0 length(Y)*dt min(Y1(:,2)) max(Y1(:,2))])
% grid;
% xlabel('Tid (s)')
% ylabel('Nivå (m)')
% title(['Nivået med Kp = 4 og Ti = 0.5'])
```

D.2.2 Objektfunksjon for optimaliseringsbasert løsning på separator

```
function J = obfun(X)
%
% Filen beregner objektfunksjonen som inngår i optimaliseringsproblemet.
% Funksjonen kaller funksjonen "syst" som definerer det enkle problemet
```

```
%
    som skal løses. Denne difflikningen løses med odesolveren ode23(), og
%
    resultatene benyttes til å beregne verdien av objektfunsjonen.
%
%
    Per Morten Hellervik
                            22.04.2002
%
%
    Konstanter i beregningen
%A = 57;
r = 1.5;
q_{in} = 2.1;
q_0_stasj = 0.15*q_in;
dt = 0.25;
Kp = X(1);
Ti = X(2);
%Kp_v = X(3);
%Ti_v = X(4);
% x10 = Ti*4.82;
%
    Initialverdier
X_init = [90 1.8 80 0.8]';
%
   Vekter i objektfunksjonen
alpha = 1;
beta = 1;
    Beregner de deriverte
%
[T,Y] = ode23(@syst,[0:dt:3000],X_init,[],Kp,Ti);
%
   Beregner q_o
q_0 = Y(:, 1);
%
    Beregner q_o_prikk
h_{prikk} = diff(Y(:,2));
h_prikk = [h_prikk;h_prikk(max(size(h_prikk)))];
q_o_prikk = Kp*(r-h_prikk)+(Kp/Ti)*(r-Y(:,2));
%
    Objektfunksjonen i problemet
J = sum(alpha*(q_o - q_o_stasj).^2 + beta*q_o_prikk.^2);
return
```

D.2.3 Ulineære begrensninger for optimaliseringsbasert løsning på separator

```
function [c,ceq] = nonlcon(X)
%
%
    Filen genererer begrensnigene som går inn i fmincon() rutinen. I
%
   dette problemet benyttes bare ulineære ulikhetsbetingelser.
%
%
   Per Morten Hellervik 15.05.2002
%
    Konstanter i beregningen
dt = 0.25;
                                 %
                                     Setter fast steglengde i løsningen av
Kp = X(1);
                                 %
                                      difflikningen
Ti = X(2);
                                 %
h_{max_0} = 2.0;
                                     %
                                         Øvre grense for oljenivået
                                     %
                                         Nedre grense for oljenivået
h_{min_o} = 1.5;
                                     %
                                         Øvre grense for vannivået
h_{max_v} = 1.1;
h_{min_v} = 0.2;
                                     %
                                         Nedre grense for vannivået
x10 = Ti*4.82;
X_init_nonlcon = [90 1.8 80 0.8]'; %
                                        Initialverdier for nivå og inti reg.
%
    Kaller difflikningsløseren
[T,Y] = ode23(@syst,[0:dt:3000],X_init_nonlcon,[],Kp,Ti);
% Beregner begrensningene
c = [Y(:,2)-h_max_o;-Y(:,2)+h_min_o;Y(:,4)-h_max_v;-Y(:,4)+h_min_v];
                                                                             %
                                                                                 Ulineær
ceq = [];
                                         %
                                             Ulineære likhetsbetingelser
return
```

D.2.4 System for optimaliseringsbasert løsning på separator

```
function dx = syst(t,X,Kp,Ti)
%
%
%
Filen definerer systemet som består av en separator med
```

```
%
    nivåregulering.
%
    Nivåregulatoren er en PI-regulator.
%
%
    Per Morten Hellervik
                            15.05.2002
%
%
    Konstanter
r = 1.8;
                % Referanse olje
                % Referanse vann
r_v = 0.8;
rho_{0} = 800;
                % Tetthet olje
rho_w = 1000;
                % Tetthet vann
                % Trykk i separator
p1 = 7;
                % Trykk nedstrøms ventil
p2 = 3;
Kv_0 = 0.01;
                %
                    Kv for oljeventil
d = 20;
           %
               Forstyrrelse i området (0 < d < 1)
q_{in} = 2.1;
                %
                    Innstrøm på volumbasis
Kp_v = -50;
                % Kp for vannregulator
                    I-tid for vannregulator
Ti_v = 80;
                %
Kp = -Kp;
%
    Genererer setpunktsendringer ved gitte tidspunkt
% if (t >7500)
%
          %r_v = 0.9;
% elseif (t > 7500)
%
          %r = 1.8;
% end;
    Genererer forstyrrelser i innstrømmen
%
if (t > 1000) \& (t < 1100)
         q_{in} = q_{in*}(1+d);
elseif (t > 2000) \& (t < 2100)
        q_{in} = q_{in*(1+d)};
    %r = 1.8;
end;
q_0_{in} = 0.15*q_{in};
q_w_in = 0.85*q_in;
%
    Definerer 1. trinns separator
if (max(size(X)) == 4)
```

```
dx = [zeros(3,1); X(4)];
else
    dx = [zeros(3,1); X(4); 0];
end
%
    Definerer nivåregulatoren for olje
dx(1) = -Kp/Ti*X(2) + Kp/Ti*r;
                                     %
                                         Integrator i oljeregulator
u_0 = X(1) + Kp*(r - X(2));
                                     %
                                         Pådrag fra nivåregulatoren
                                     %
                                         for olje
%
    Implementerer begrensning for oljeregulatoren
if (u_0 < 0)
   u_0 = 0;
    dx(1) = 0;
elseif (u_0 > 100)
   u_0 = 100;
    dx(1) = 0;
end
%
    Definerer nivåregulatoren for vann
                                             %
dx(3) = -Kp_v/Ti_v * X(4) + Kp_v/Ti_v * r_v;
                                                 Integrator i vannregulator
u_w = X(3) + Kp_v * (r_v - X(4));
                                             %
                                                 Pådrag fra vannivåreg.
%
    Implementerer begrensning for vannregulatoren
if (u_w < 0)
   u_w = 0;
    dx(3) = 0;
elseif (u_w > 100)
   u_w = 100;
    dx(3) = 0;
end
%
    Beregner de deriverte av vann- og oljenivåene
dx(4) = 1/(2*rho_w*A_w(X(4)))*(q_w_in-q_w_out(u_w)); % Vannivå
dx(2) = 1/(2*rho_0*A_0(X(2)))*((q_0_in-q_0_out(u_0))+((A_w(X(4))/...)))
    (A_w(X(2))))*dx(4))); % Oljenivå
if (max(size(X))==5)
    dx(5) = 0.0447*(dx(1) + Kp*dx(2));
end
```

% Funksjon som beregner arealet av oljeoverflaten i separatoren

```
function A_o = A_o(h)
R_{sep} = 1.77;
L_{sep} = 16.15;
A_o = L_sep*sqrt(R_sep^2-(h-R_sep)^2);
return
%
    Funksjon som beregner arealet av vannoverflaten i separatoren
function A_w = A_w(h)
R_{sep} = 1.77;
L_wo = 13.59;
A_w = L_wo*sqrt(R_sep^2-(h-R_sep)^2);
return
%
    Funksjon som beregner gjennomstrømningen gjennom oljeventilen
function q_o_out = q_o_out(u_o)
dP = 4;
SG = 0.8;
Kv_0 = 0.02;
q_o_out = Kv_o*u_o*sqrt(dP/SG);
return
%
    Funksjon som beregner gjennomstrømningen gjennom vannventilen
function q_w_out = q_w_out(u_w)
dP = 4;
SG = 1;
Kv_w = .2;
q_w_out = Kv_w*u_w*sqrt(dP/SG);
return
```