



Høgskolen i Telemark

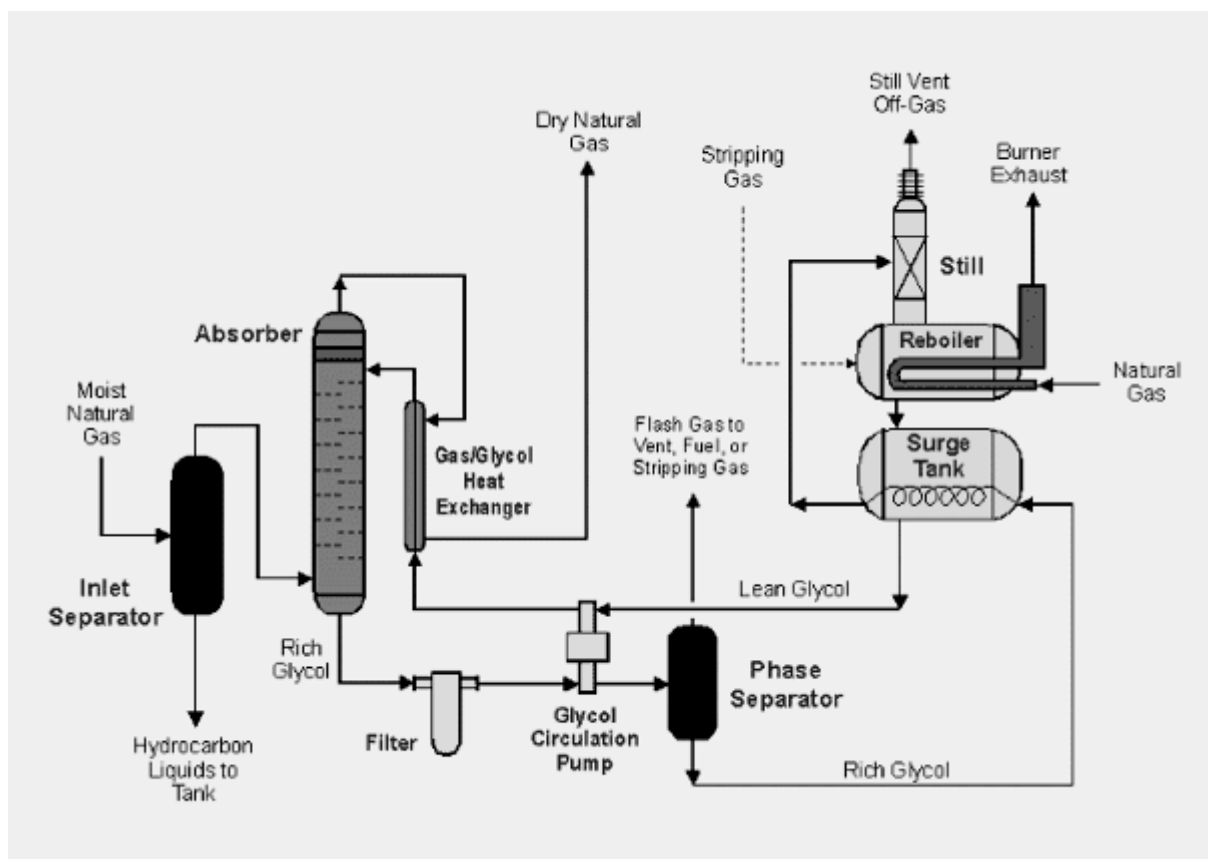
Avdeling for teknologiske fag

Masterutdanningen

HOVEDOPPGAVE 2005

Student: Jørn-Harald Hansen

Oppgavens tittel: Redundans ved bruk av masse- og varmembalanser for plattformprosesser



Avdeling for teknologiske fag

Adresse: Kjølnes, 3914 Porsgrunn, telefon 35 57 50 00, telefax 35 55 75 47

Ingeniørutdanning - Sivilingeniørutdanning - Doktorgradsutdanning



Høgskolen i Telemark

Avdeling for teknologiske fag

Masterutdanningen

RAPPORT FRA HOVEDOPPGAVE, FAG F4203

Student : Jørn-Harald Hansen

Oppgavens tittel : Redundans ved bruk av masse- og varmebalanser for plattformprosesser

Signatur :

Antall sider : 70

Emneord : **Data reconciliation**
Datatilpasning
Redundans
Glykol-regenereringsanlegg

Faglærer : Lars Erik Øi sign.:

Biveileder : William Beere (IFE) sign.:

Sensor : Dag Eimer (Norsk Hydro) sign.:

Ekstern partner : Institutt for energiteknikk

Tilgjengelighet : Åpen

Godkjent for arkivering (sign. faglærer): **Dato:**

Sammendrag:

Institutt for energiteknikk (IFE) har i flere år arbeidet med bruk av balanseligninger sammen med måledata for å overvåke systemer i kjernekraftanlegg. Gjennom data reconciliation (datatilpasning) kan redundans i målingene utnyttes for å oppnå mer nøyaktige måledata. IFE har utviklet et overvåknings- og optimaliseringssystem kalt TEMPO, Thermal Performance Monitoring and Optimisation System, som blant annet utfører data reconciliation.

Oppgaven omhandler i hovedsak bruk av dette programmet mot glykol-regenereringsanlegget på Brage-plattformen til Norsk Hydro. Med dette kunne det gjøres en vurdering av i hvilken grad det finnes redundans i dette systemet, og i hvilken grad det vil være nyttig å bruke et databehandlingssystem som TEMPO i forbindelse med denne typen prosesser.

Siden TEMPO i utgangspunktet var utviklet med tanke på bruk i forbindelse med vann/damp-systemer i kraftverk, var det nødvendig å gjøre en del modifiseringer på programmet før det kunne benyttes til å gjøre beregninger på de aktuelle olje/gass-prosessen. Blant annet ble et enhetsmodell- og termodynamikkbibliotek utviklet som en del av oppgaven. Enhetsmodellene bygger på masse- og varmebalanser. Utgangspunktet var å benytte så enkle modeller som mulig.

Det er utført TEMPO-beregninger med to separate måledatasett. For begge måledatasettene oppnås mer nøyaktige måledata etter at TEMPO har utført data reconciliation. For begge datasettene oppnås en reduksjon på mellom 30 og 50 % for usikkerheten til målinger av massestrømmer, og en reduksjon på inntil 15 – 20 % for usikkerheten til målinger av temperaturer. Dette viser at det er en viss grad av redundans i anlegget som kan utnyttes for å få mer nøyaktige måledata.

Ved data reconciliation er det også mulig å beregne variable som ikke måles direkte i anlegget. Et aktuelt eksempel fra glykol-regenereringsanlegget er innholdet av vann i glykol. TEMPO kunne beregne dette med god nøyaktighet.

Det viser seg at TEMPO med bruk av enkle og til dels ideelle fysikalske modeller er i stand til å beregne verdier som stemmer godt overens med reelle verdier. Resultatene fra arbeidet tilsier at det kan være nyttig å benytte et databehandlingssystem som TEMPO mot et glykol-regenereringsanlegg. Det finnes muligheter for å oppnå mer nøyaktige måleverdier og en god bestemmelse av umålte variable. Nøyaktige måleverdier en forutsetning for optimalisering og tilstandsbasert vedlikehold av et prosessanlegg.

Høgskolen tar ikke ansvar for denne studentrapportens resultater og konklusjoner.

FORORD

Denne rapporten er resultatet av min hovedoppgave ved masterutdanningen til Høgskolen i Telemark (HiT) avdeling teknologiske fag. Min fagretning er prosesseteknikk, og fra før har jeg bakgrunn som kjemiingeniør. Hovedoppgaven ble utført i samarbeid med Institutt for energiteknikk (IFE) i Halden.

Institutt for energiteknikk er et internasjonalt forskningsinstitutt for energi- og nukleærteknologi. Instituttets hovedformål er på ideelt og samfunnsnyttig grunnlag å drive forskning og utvikling innenfor energi- og petroleumssektoren, samt å ivareta nukleærteknologiske oppgaver for Norge. Instituttet vil i økende grad satse på sikkerhets- og miljøforskning knyttet til disse hovedområdene. IFEs visjon er å være et internasjonalt ledende energiforskningsinstitutt.

Haldenprosjektet (Halden Reactor Project), som administreres av IFE, er et internasjonalt samarbeidsprosjekt for forskning på reaktorsikkerhet. TEMPO-programmet, som er et sentralt tema i denne hovedoppgaven, er utviklet som en del av Haldenprosjektet ved avdeling driftsstøttesystemer seksjon driftsoptimalisering.

Jeg vil her benytte anledningen til å takke alle som har bidratt med veiledning, råd, hjelp og innspill i løpet av prosjektet. Spesielt vil jeg takke mine veiledere Lars Erik Øi ved HiT og William Beere ved IFE. Jeg vil også takke de andre involverte ved IFE, da spesielt teknisk rådgiver Geir Pettersen, seksjonsleder Jan Otto Porsmyr og avdelingsleder Øivind Berg.

Halden 2005-05-26

Jørn-Harald Hansen

INNHALDSFORTEGNELSE

1	INNLEDNING	6
2	TEORIDEL.....	8
2.1	DATA RECONCILIATION	8
2.1.1	<i>Generelt om data reconciliation.....</i>	8
2.1.2	<i>Feil i forbindelse med målinger i prosessanlegg.....</i>	8
2.1.3	<i>Bruk av redundans ved data reconciliation.....</i>	9
2.1.4	<i>Teorien bak data reconciliation</i>	11
2.1.5	<i>Matematisk modell fra flytskjema.....</i>	17
2.1.6	<i>Bruk av data reconciliation ved optimalisering</i>	18
2.2	MASSE- OG ENERGIBALANSE	19
2.2.1	<i>Massebalanse</i>	19
2.2.2	<i>Energibalanse.....</i>	21
2.3	VANNDAMP.....	22
2.3.1	<i>Metningstrykk og metningstemperatur</i>	22
2.3.2	<i>Dampkvalitet</i>	23
3	GLYKOL-REGENERERINGSANLEGGET.....	24
3.1	GENERELT OM GLYKOL-REGENERERINGSANLEGG	24
3.2	GLYKOL-REGENERERINGSANLEGGET PÅ BRAGE.....	24
4	TERMODYNAMIKKBIBLIOTEK	27
4.1	GENERELT	27
4.2	GLYKOL OG VANN	27
4.3	NATURGASS.....	30
4.4	VANNDAMP.....	33
5	DATA RECONCILIATION I MATLAB.....	36
5.1	MINIMALISERING AV OBJEKTFUNKSJONEN I MATLAB	36
5.1.1	<i>Bakgrunn.....</i>	36
5.1.2	<i>Balanseligninger</i>	37
5.1.3	<i>Resultat.....</i>	38
5.2	STATISTISKE ANALYSER.....	39
5.2.1	<i>Bakgrunn.....</i>	39
5.2.2	<i>Resultat.....</i>	39

6	BRUK AV TEMPO PÅ REGENERERINGSANLEGGET	41
6.1	BESKRIVELSE AV TEMPO	41
6.2	TILPASNING AV TEMPO.....	42
6.2.1	<i>Termodynamikkbibliotek</i>	42
6.2.2	<i>Enhetsmodellbibliotek</i>	42
6.2.2.1	GR_heatex	43
6.2.2.2	GR_tank.....	44
6.2.2.3	GR_separation	44
6.2.2.4	GR_destillation.....	44
6.2.3	<i>Beregnete egenskaper (derived properties)</i>	46
6.2.4	<i>Andre modifiseringer</i>	47
6.2.5	<i>Konfigurasjonsfil (configuration file)</i>	47
6.2.6	<i>Initialiseringsfil (initialisation file)</i>	49
6.2.7	<i>Designparameterfil (design parameter file)</i>	49
6.2.8	<i>Objektfunksjonfil (object function file)</i>	50
6.2.9	<i>Måledatafil (measurement fit file)</i>	51
6.3	KONTROLL AV BALANSELIGNINGER FOR ENHETSMODELLER OG ANLEGGET	52
6.3.1	GR_heatex.....	52
6.3.2	GR_tank.....	53
6.3.3	GR_separation	53
6.3.4	GR_destillation.....	54
6.3.5	<i>Totalbalanse for glykol-regenereringsanlegget</i>	55
6.4	RESULTATER.....	56
6.5	FORSØK MED TEMPO-MODELLEN.....	61
6.5.1	<i>Forsøk 1: Bortfall av måling med høy redundans</i>	61
6.5.2	<i>Forsøk 2: Bortfall av måling med lav redundans</i>	61
6.5.3	<i>Forsøk 3: Bortfall av måling uten redundans</i>	61
6.5.4	<i>Forsøk 4: Feil i måling med høy redundans</i>	62
6.5.5	<i>Forsøk 5: Feil i måling med lav redundans</i>	62
6.5.6	<i>Forsøk 6: Feil i måling uten redundans</i>	62
7	DISKUSJON	63
7.1	VURDERING AV RESULTATER FRA TEMPO.....	63
7.2	KONTROLL AV ENHETSMODELLER	64
7.3	SIMULERING AV BORTFALL OG DRIFT I MÅLEVERDIER	64
7.4	VURDERING AV RESULTATER FRA MATLAB	65
7.5	MULIGHET FOR BRUK AV TEMPO I ANLEGGET	66
7.6	VURDERING AV ANTAGELSER OG FORENKLINGER.....	66
8	KONKLUSJON	68
	REFERANSELISTE.....	70
	VEDLEGGSLISTE.....	71

1 INNLEDNING

Institutt for energiteknikk (IFE) har i flere år arbeidet med bruk av balanseligninger sammen med måledata for å overvåke systemer i kjernekraftanlegg. I disse anleggene har instituttet vist at en vanligvis har redundans i betydelig grad. Redundans kan gjennom *data reconciliation* (datatilpasning) utnyttes til å gi mer nøyaktige måledata. IFE har utviklet et overvåkings- og optimaliseringssystem kalt TEMPO, Thermal Performance Monitoring and Optimisation System, som blant annet utfører *data reconciliation*. Det er ønske om å overføre erfaringene og teknikkene rundt TEMPO-systemet til andre typer prosesser.

Denne hovedoppgaven har vært en del av dette arbeidet. Oppgaven har gått ut på å teste IFEs TEMPO-system mot glykol-regenereringsanlegget på Brage-plattformen til Norsk Hydro. Med dette kunne det gjøres en vurdering av i hvilken grad det finnes redundans i dette systemet på plattformen, og i hvilken grad det vil være nyttig å bruke et databehandlingssystem som TEMPO i forbindelse med denne typen prosesser.

Å benytte et system som TEMPO for å behandle måledata fra et anlegg har flere hensikter. Sikrere og mer nøyaktige måledata er nyttig i seg selv, men ofte er det kanskje den videre bruken av dataene som er det viktigste. Blant annet kan prosessvariable og parametre som ikke måles direkte i anlegget beregnes. Et aktuelt eksempel fra glykol-regenereringsanlegget er innholdet av vann i glykol. Konsentrasjoner er noe som sjelden måles online i et anlegg da dette er teknisk vanskelig. Ved *data reconciliation* vil det imidlertid være mulig å beregne slike umålte variable fra andre variable som måles online.

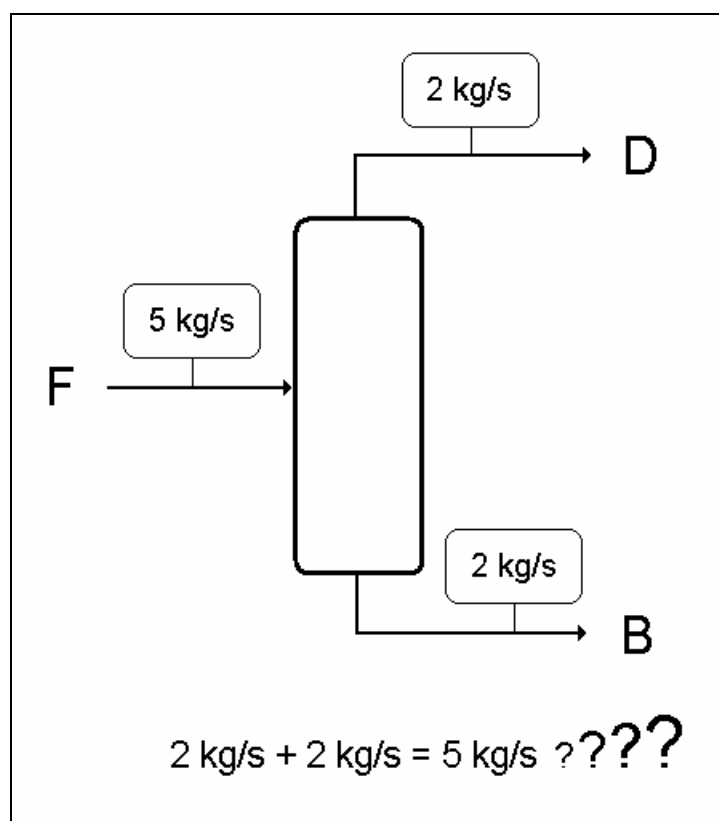
En annen mulighet er å bruke de behandlede måledataene i forbindelse med tilstandsbasert vedlikehold. Dette fordi et system som TEMPO kan hjelpe driftspersonell til å identifisere problemer i anlegget som bygger seg sakte opp over tid. Disse problemene kan føre til en degradering av den totale virkningsgraden til anlegget. Mer nøyaktige måledata gir grunnlaget for å oppdage drift i målesensorer, avgjøre kalibreringsbehovet for målesensorer og å oppdage lekkasjer, groing og slitasje på utstyr.

TEMPO var i utgangspunktet utviklet med tanke på bruk i forbindelse med vann/damp-systemer i kraftverk. Programmet måtte derfor modifiseres noe før det kunne benyttes til å gjøre beregninger på de aktuelle olje/gass-prosessene. Blant annet ble det utviklet et enhetsmodell- og termodynamikkbibliotek for olje- og gassprosesser. Enhetsmodellene bygger på masse- og varmebalanser. Utgangspunktet for oppgaven var å benytte så enkle modeller som mulig.

Rapporten inneholder først en teoridel som blant annet omhandler feil i forbindelse med målinger, bruk av redundans og teori om *data reconciliation*. Deretter følger en beskrivelse av glykol-regenereringsanlegget som er benyttet som forsøkssystem. Etter dette kommer et kapittel som omhandler utviklingen av termodynamikkbiblioteket for olje- og

gassprosesser. De to påfølgende kapitlene omhandler *data reconciliation* av måledata fra anlegget i henholdsvis MATLAB og TEMPO. I det sistnevnte kapitlet beskrives de nødvendige modifiseringene som måtte gjøres på TEMPO før bruk. Dette kapitlet inneholder også en test av at modellene fungerer som de skal og noen enkle forsøk i forbindelse med bortfall av og drift i måleverdier. Til slutt i rapporten kommer en vurdering av i hvilken grad det finnes redundans i anlegget som kan utnyttes for å gi mer nøyaktige måledata. Resultatene og antagelsene som er gjort underveis diskuteres også her.

Figur 1.1 er en illustrasjon av en destillasjonskolonne der målingene av massestrømmene inn og ut ikke stemmer overens med massebalansen for prosessenheten.



Figur 1.1: Illustrasjon av målinger som ikke stemmer overens med massebalansen for en prosessenhet.

2 TEORIDEL

2.1 Data reconciliation

2.1.1 Generelt om data reconciliation

Data reconciliation, også kalt datatilpasning eller dataavstemning, er en metode for behandling av måledata som brukes ved overvåkning og optimalisering av industrielle prosesser. Metoden kan også benyttes til komponentdiagnose og tilstandsbasert vedlikehold for måleteknologi. Bruk av *data reconciliation* for å behandle måledata vil gi mer nøyaktig og sikrere bestemmelse av prosessvariablene enn ved å bruke målingene direkte [1]. I tillegg kan drift i måleverdier oppdages på et tidlig tidspunkt.

Data reconciliation anvendes i forbindelse med mange typer av industrielle prosesser, for eksempel kjernekraftverk, gasskraftverk, kullkraftverk, forbrenningsanlegg, gassdistribusjonssystemer og i kjemisk og petrokjemisk industri. I kjernekraftverk kan for eksempel uoppdaget drift i målte verdier for kjølevannstemperatur eller kjølevannsstrøm føre til negativ påvirkning av både økonomi og sikkerhet for anlegget.

Alle målinger som blir foretatt i et prosessanlegg blir påvirket av forskjellige typer feilkilder. Feil i målinger vil ofte medføre at konserveringslovene for prosessen ikke blir oppfylt ved bruk av målingene til forskjellige typer beregninger. *Data reconciliation* er en matematisk-statistisk metode der måleverdiene blir kontrollert opp mot hverandre og tilpasset for å oppfylle masse- og energibalansene [1].

Ved å tilpasse prosessdata til balanseligningene for prosessen er det mulig å oppnå bedre nøyaktighet og enklere feildeteksjon enn ved bruk av måledataene alene. Forutsetningen for dette er at prosessen som skal overvåkes inneholder nok målinger til at konflikter mellom målingene og balanseligningene kan avsløres.

Det kan vises at variansen for beregnet verdi alltid vil være mindre eller lik variansen for tilsvarende målte verdi (for lineære systemer) [2]. Hvor mye mindre vil avhenge av hvor godt instrumentert prosessen er. Hvor store forbedringer det er mulig å oppnå er imidlertid vanskelig å anslå på forhånd, og en vil ofte være nødt til å bygge modellen først og inspisere denne etterpå med hensyn til redundans.

2.1.2 Feil i forbindelse med målinger i prosessanlegg

I alle moderne prosessanlegg blir hundrevis av variable rutinemessig målt og automatisk registrert. Variablene kan for eksempel være strømningsmengder, trykk, temperaturer,

nivåer og konsentrasjoner. Variablene benyttes til regulering av prosessen, online optimalisering og økonomiske vurderinger.

Bruk av datamaskiner har automatisert måletagningen, noe som har bidratt til å øke nøyaktigheten av målingene da feil i forbindelse med manuell måletagning har blitt eliminert. Dessverre er det likevel ikke mulig å unngå at prosessmålinger inneholder feil av forskjellige slag. De vanligste feilkildene er feil i forbindelse med selve målingen eller feil i forbindelse med behandling og overføring av målesignalet.

Målefeilen er definert som differansen mellom den målte verdien og den virkelige verdien til en målt variabel. Målefeilen kan representeres ved en sum av to typer feil: Tilfeldige feil (*random errors*) og systematiske feil (*gross errors*) [2].

For tilfeldige feil er det umulig å forutsi feilens størrelse og fortegn med sikkerhet. Selv om målingen blir gjentatt med det samme instrumentet under de samme prosessforholdene, kan det hende at det oppnås forskjellige resultater på grunn av den tilfeldige feilen. Den eneste måten å beskrive denne typen feil på er ved å bruke sannsynlighetsdistribusjoner. Feilene er forårsaket av mange forskjellige kilder slik som forstyrrelser i strømforsyningen, elektrisk støy ved overføring, samt endringer i omgivelsene. Mange av årsakene er vanskelige eller umulige å eliminere. Vanligvis utgjør de tilfeldige feilene høyfrekventdelen av målesignalet, og utslagene er små med unntak av noen tilfeldige topper. Tidsmidling av målesignalet er en metode for å motvirke tilfeldige feil.

Systematiske feil er derimot forårsaket av ikke-tilfeldige hendelser slik som feil installasjon, dårlig kalibrering, slitasje, korrosjon og avleiring av materiale på sensorer. Dette tilsier at denne typen feil har en viss størrelse og fortegn. Dersom en måling blir gjentatt med det samme instrumentet under de samme prosessforholdene, vil påvirkningen av denne typen feil på måleresultatet være den samme. Ved å benytte gode installasjons- og vedlikeholdsprosedyrer er det mulig å sikre at grove feil ikke forekommer i målingene, i alle fall for et visst tidsrom. Denne type feil kan intrefte spontant, eller de kan bygge seg opp over tid. Systematiske feil forekommer mer sjeldent, men utslagene er oftest større enn for tilfeldige feil.

Feil i målinger kan føre til betydelig svekkelse av anleggets ytelse. Små feil kan lede til forringelse av reguleringssystemene, mens større feil kan ødelegge muligheten for optimalisering av prosessen. I noen spesielle tilfeller kan feilaktige måledata føre til at prosessen kjøres inn i et uøkonomisk og kanskje til og med farlig driftsområde [2].

2.1.3 Bruk av redundans ved *data reconciliation*

Teknikken *data reconciliation* oppnår en reduksjon i målefeil ved å utnytte redundanseegenskapene til målingene i et anlegg. I en prosess vil variablene være knyttet til

hverandre gjennom fysiske sammenhenger som for eksempel konserveringsligningene for masse og energi. For et sett med systemligninger vil et minimum antall feilfrie målinger være tilstrekkelig for å kunne beregne alle variable og parametre.

Dersom det finnes flere målinger enn dette minimumsantallet vil det være redundans i systemet. Denne typen redundans kalles *spatial redundancy*, og den medfører at ligningssettet vil være overspesifisert. Denne redundansen kan utnyttes for å forbedre nøyaktigheten til målingene. *Data reconciliation* kan ikke utføres uten å ha *spatial redundancy* i systemet. Dersom det ikke finnes overflødige målinger vil systemet være eksakt spesifisert, og det finnes dermed ikke grunnlag for å korrigere feil i målinger [2].

Hvis det er færre målte variable enn nødvendig for å bestemme systemet nøyaktig, så er systemet underspesifisert. Dette medfører at ekstra måleutstyr må innføres for å bestemme prosessen nøyaktig eller for å estimere variable som ikke lar seg måle direkte.

En annen type redundans som kan eksistere i målinger er *temporal redundancy*. Denne oppstår dersom målinger registreres kontinuerlig over tid med små mellomrom. Ved å anta at prosessen er *steady-state* kan *temporal redundancy* utnyttes ved å tidsmidle målingene. På denne måten vil tilfeldige feil utjevne seg selv.

I større prosessanlegg finnes det hundrevis av variable, og av tekniske og økonomiske grunner er det ikke mulig å måle samtlige. Det er derfor viktig å vite hvilke av de umålte variable som kan bli estimert (beregnet). Konseptet *observabilitet* omhandler denne problemstillingen. Det er også viktig å vite om en målt variabel lar seg estimere selv om målesensoren svikter av en eller annen grunn, og *redundans* omhandler dette emnet.

Observabilitets- og redundansanalyser brukes for å plassere nye måleinstrumenter eller for å endre valget av hvilke variable som skal måles. Analysene kan også være nyttige i forbindelse med å splitte opp og løse *data reconciliation*-problemet.

En variabel er *observerbar* hvis den kan beregnes ved å bruke målingene og føringene for prosessen. En målt variabel har *redundans* dersom den er *observerbar* selv om den direkte målingen fjernes [2]. Ut i fra definisjonen er det klart at en målt variabel må være observerbar siden målingen gir et direkte estimat av variabelen. Derimot er en umålt variabel kun observerbar dersom den kan estimeres indirekte ved å bruke andre målte variable sammen med masse- og energibalansene. Målte variable har redundans hvis de i tillegg til selve målingen kan beregnes fra andre målinger ved bruk av balanseligninger.

Observabiliteten og redundansen til variable avhenger altså av målestrukturen til prosessen og mulighetene for å utnytte masse- og energibalansene. Generelt finnes det to forskjellige metoder som brukes for å analysere systemer med hensyn på dette. Disse benytter seg av henholdsvis lineær algebra og grafteori [2].

2.1.4 Teorien bak data reconciliation

Målet med *data reconciliation* er å gjøre små korreksjoner av måleverdiene slik at de stemmer overens med masse- og energibalansene. De korrigerte verdiene er forventet å være mer nøyaktige enn måleverdiene. Det er et mål at korreksjonene, altså forskjellen mellom målt og beregnet (tilpasset) verdi, skal være minst mulig. Med andre ord er det et minimaliseringsproblem. Problemet har objektfunksjonen som er vist i ligning 2.1 [2].

$$\text{Min}_{x_i} \sum_{i=1}^n (\hat{x}_i - x_i^+)^2 \quad (2.1)$$

Her representerer x_i^+ de målte verdiene og \hat{x}_i de beregnede verdiene for måling nummer i . Funksjonen er det velkjente minste kvadraters kriterie som brukes ved regresjon. Kvadratet av korreksjonene benyttes fordi det ikke har betydning om korreksjonene er positive eller negative. Andre kriterier, som for eksempel å minimalisere summen av absoluttverdiene, kunne blitt brukt, men dette har ikke den samme statistiske basisen samtidig som det ville gjort løsningen av problemet vanskeligere.

Minste kvadraters kriterie er godt nok hvis alle målinger har den samme nøyaktigheten. I praksis vil noen målinger være mer nøyaktige enn andre, avhengig av type måling eller selve instrumentet og forholdene det opererer under. For å ta hensyn til dette brukes et vektlagt minste kvadraters kriterie som gir en mer generell objektfunksjon som vist i ligning 2.2 [2].

$$\text{Min}_{x_i} \sum_{i=1}^n w_i (\hat{x}_i - x_i^+)^2 \quad (2.2)$$

I ligning 2.2 er vekten kalt w_i . Vekten skal gjenspeile nøyaktigheten til de respektive målingene. Mer nøyaktige målinger blir tillagt en større vekt for å sørge for at justeringen av disse blir så liten som mulig. Generelt er det antatt at variansen til målefeilen er kjent, slik at vekten blir den inverse av variansen. Variansen tilsvarer kvadratet av standardavviket (σ). Med dette innsatt fås ligning 2.3 som er objektfunksjonen (χ^2) for *data reconciliation* [3].

$$\chi^2 = \sum_{i=1}^n \frac{(\hat{x}_i - x_i^+)^2}{\sigma_i^2} \quad (2.3)$$

Data reconciliation går ut på å minimalisere objektfunksjonen samtidig som føringsfunksjonene fra masse- og energibalansene må oppfylles. Objektfunksjonen vil gi

den tilpasningen av måleverdiene som har størst sannsynlighet for å være riktig dersom målingene antas å være normalfordelt.

Ved konvergens lineæriseres balanseligningene. Dette gjøres ved først å sette dem på formen $\mathbf{f}(\mathbf{x}) = \mathbf{0}$, hvor \mathbf{f} er vektoren med balanseligninger og \mathbf{x} er vektoren med variable. Deretter kan ligningene ekspanderes lineært ved 1. ordens Taylor-ekspansjon rundt $\hat{\mathbf{x}}$ (de beregnede verdiene) slik at de kommer på formen [3]:

$$\mathbf{f}(\mathbf{x}) = \mathbf{f}(\hat{\mathbf{x}}) - \mathbf{J}(\hat{\mathbf{x}} - \mathbf{x}) \quad (2.4)$$

der \mathbf{J} er jacobimatrisen:

$$\mathbf{J}_{ij} = \left. \frac{\partial f_i(\mathbf{x})}{\partial x_j} \right|_{\hat{\mathbf{x}}} \quad (2.5)$$

\mathbf{J}_{ij} er de partiellderiverte av balanseligningene rundt de beregnede verdiene. Siden de beregnede måleverdiene oppfylder balanseligningene oppnås sammenhengen $\mathbf{f}(\hat{\mathbf{x}}) = \mathbf{0}$.

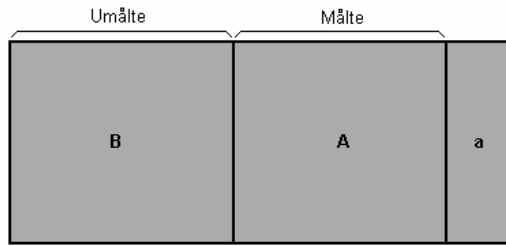
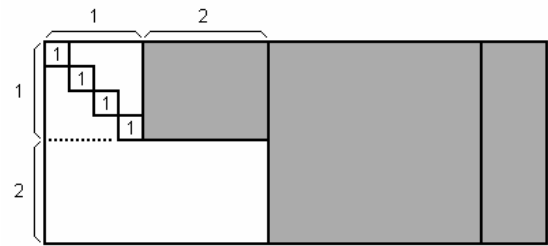
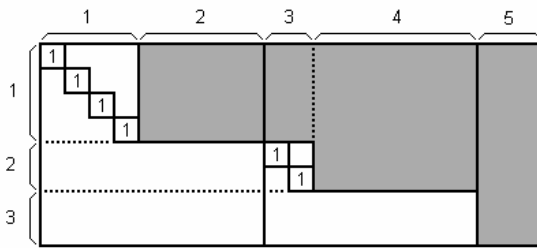
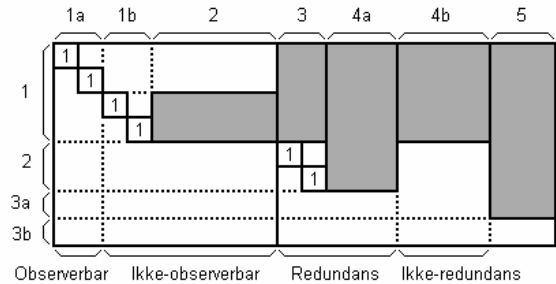
Jacobimatrisen \mathbf{J}_{ij} kan deles inn i to submatriser som inneholder koeffisientene til henholdsvis målte og umålte størrelser [3&4]:

$$\mathbf{A}\mathbf{x} + \mathbf{B}\mathbf{y} + \mathbf{a} = \mathbf{0} \quad (2.6)$$

I ligning 2.6 er \mathbf{x} vektoren med målte variable og \mathbf{y} vektoren med umålte variable. Matrisene \mathbf{A} og \mathbf{B} inneholder koeffisientene til henholdsvis målte og umålte størrelser, mens vektoren \mathbf{a} er produktet av \mathbf{J} og $\hat{\mathbf{x}}$.

Matrisene \mathbf{A} og \mathbf{B} kan settes sammen til en totalmatrise \mathbf{M} på formen $[\mathbf{B} | \mathbf{A} | \mathbf{a}]$. Denne kan deretter overføres til en standardform ved hjelp av Gauss-Jordan-eliminering. Strukturen til denne matrisen vil gi redundanseegenskapene til de målte størrelsene og observabilitetsegenskapene til de umålte størrelsene.

Repeterer at *observerbare* variable er ikke-målte størrelser som kan beregnes fra systemligningene ved hjelp av andre målte variable. *Ikke-observerbare* størrelser er ikke-målte variable som finnes i ligninger sammen med andre ikke-målte variable. Variable uten redundans er variable som finnes i ligninger sammen med ikke-målte størrelser, mens variable med redundans er målte variable som finnes i ligninger kun sammen med andre målte variable. I denne sammenheng er det snakk om redundans i form av analytisk redundans. Det vil si redundans fra systemligningene. Fysisk redundans, det vil si flere målinger av den samme variabelen, antas fjernet fra måledatasettet ved å ta gjennomsnittet av de aktuelle målingene og justere standardavviket [5].


 Figur 2.1a: Totalmatrisen M [4].

 Figur 2.1b: Totalmatrisen M [4].

 Figur 2.1c: Totalmatrisen M [4].

 Figur 2.1d: Totalmatrisen M [4].

For å oppnå klassifiseringen av målingene foretas Gauss-Jordan-eliminering på totalmatrisen M , vist i figur 2.1a, slik at den oppnår standardformen, som vist i figur 2.1d. Starter med å omorganisere de umålte størrelsene (B) slik at enhetsmatrisen dannes i øverste venstre hjørne, som vist i figur 2.1b. Deretter omorganiseres de målte størrelsene (A) slik at enhetsmatrisen fortsetter på raden under der enhetsmatrisen stoppet for de umålte størrelsene, som vist i figur 2.1c. Det skal så langt det er mulig forsøkes å oppnå null-elementer i områdene (1,2), (2,4) og (3,5) ved å omorganisere rader og kolonner i totalmatrisen. Det er imidlertid viktig under hele omorganiseringen at kolonner som tilhører umålte og målte variable ikke byttes om. Til slutt oppnås standardformen som vist i figur 2.1d, og denne gir egenskapene til variablene [4].

Dersom det horisontale båndet 3 inneholder elementer forskjellig fra null i kolonne 5, betyr det at oppgaven ikke er løsbart fordi den matematiske modellen inneholder motstridende ligninger.

Dersom en rad kun inneholder elementer lik null, betyr det at ligningene i denne raden er lineært avhengig av de andre ligningene, og raden kan ignoreres fordi den ikke vil ha noen påvirkning på resultatet. Dersom det horisontale båndet 3 ikke dannes under elimineringen, betyr det at den matematiske modellen består av et sett med lineært uavhengige ligninger. Et lineært uavhengig ligningssett kan alltid oppnås ved å utelate de avhengige ligningene.

Ser at variablene som finnes i (1,1a) må være observerbare da de finnes alene sammen med målte størrelser. Dersom det vertikale båndet 2 dannes, betyr det at det finnes ikke-observerbare størrelser i systemet. Det vil si at det finnes flere umålte størrelser i samme ligning. Den eneste måten å gjøre disse observerbare er å innføre ekstra målinger for

størrelser som finnes i det vertikale båndet 2. Dersom ekstra målinger ikke er mulig, må ligningene som tilhører de horisontale båndene 1b og 2 elimineres. Det betyr at kun de umålte og observerbare størrelsene som tilhører det horisontale båndet 1a kan løses.

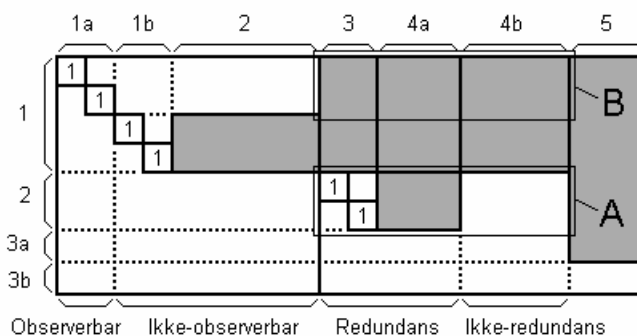
Dersom det horisontale båndet 2 dannes, betyr det at det finnes målinger med redundans i systemet. Det kan også sees på som at variablene som tilhører det vertikale båndet 3 kan beregnes fra andre målte variable, og at målingen derfor ikke er uunnværlig.

Siden målte størrelser er utsatt for målefeil, er det nesten sikkert at ligningssettet som tilhører det horisontale båndet 2 ikke tilfredsstilles eksakt av måleverdiene. Det betyr at måleverdiene må korrigeres for at ligningssettet skal tilfredsstilles.

De målte størrelsene som tilhører det vertikale båndet 4b har ikke redundans da de ikke forekommer i ligninger sammen med andre målte størrelser. Disse variablene er dermed kun bestemt av en enkelt måling.

Tilfellet som er beskrevet her representerer den såkalte *generelle lineære modellen*, og den tar høyde for alle varianter som kan oppstå i forbindelse med behandling av måldata. Omorganiseringen av totalmatrisen \mathbf{M} til standardform medfører en deling av hovedproblemet inn i to forholdsvis uavhengige delproblemer [4]:

1. Tilpasning av målinger med redundans ved å bruke et delsett av ligninger som tilsvare det horisontale båndet 2 i figur 2.1d.
2. Beregning av verdien til de umålte observerbare størrelsene fra et delsett av ligninger som tilsvare det horisontale båndet 1a i figur 2.1d.



Figur 2.2: Matrisene \mathbf{A} og \mathbf{B} fra totalmatrisen \mathbf{M} .

Estimater for standardavvikene beregnes separat for målte og observerbare størrelser. Ved å sette $\mathbf{A} = \mathbf{M}_{2,(3+4)}$ og $\mathbf{B} = \mathbf{M}_{1a,(3+4)}$, vist i figur 2.2, kan ligningene 2.7, 2.8 og 2.9 benyttes for å finne standardavvikene [4&5].

$$\mathbf{F}_v = \mathbf{F}_x \mathbf{A}^T (\mathbf{A} \mathbf{F}_x \mathbf{A}^T)^{-1} \mathbf{A} \mathbf{F}_x \quad (2.7)$$

$$\mathbf{F}_x = \mathbf{F}_{\hat{x}} + \mathbf{F}_v \quad (2.8)$$

$$\mathbf{F}_{\hat{y}} = \mathbf{B} \mathbf{F}_{\hat{x}} \mathbf{B}^T \quad (2.9)$$

Her er \mathbf{F}_v kovariansmatrisen til korreksjonene ($\mathbf{v} = \hat{\mathbf{x}} - \mathbf{x}^+$), \mathbf{F}_x er kovariansmatrisen med antatt måleusikkerhet, $\mathbf{F}_{\hat{x}}$ er kovariansmatrisen til de korrigerede måleverdiene, mens $\mathbf{F}_{\hat{y}}$ er kovariansmatrisen til de beregnede verdiene for de observerbare størrelsene. Kvadratroten til verdiene på diagonalen til disse matrisene kan antas som standardavvik for den korresponderende målingen eller beregnede variabel.

Fra $\mathbf{F}_{\hat{x}}$ og \mathbf{F}_x finnes henholdsvis $\sigma_{\hat{x}_i}$ og $\sigma_{x_i^+}$ som er beregnet og antatt standardavvik for målte variable. Disse verdiene kan brukes for å beregne *justerbarheten* etter ligning 2.10.

$$a_i = 1 - \frac{\sigma_{\hat{x}_i}}{\sigma_{x_i^+}} \quad (2.10)$$

Justerbarheten er et mål på i hvilken grad nøyaktigheten til målingen er forbedret ved å foreta *data reconciliation* [4]. Den vil ha en verdi mellom 0 og 1, der 0 tilsier at det ikke er noen forbedring av nøyaktigheten til målingen, mens en verdi som nærmer seg 1 tilsier at det er en betydelig forbedring av nøyaktigheten til målingen. Justerbarheten til en måling forteller graden av analytisk redundans. Selv om en måling formelt kan klassifiseres som at den har redundans, kan det hende at nøyaktigheten til målingen får en så liten forbedring at den i praksis kan ansees som at den ikke har redundans [3].

Den generelle lineære modellen kan ytterligere generaliseres ved at den kan løses uten å dele opp hovedproblemet [4]. Antar at alle størrelser er observerbare og at minst noen av de målte størrelsene har redundans. Dette tilsvarer at følgende sammenhenger er sanne:

$$\text{Rang}(\mathbf{A}, \mathbf{B}) = K \quad (2.11)$$

$$\text{Rang} \mathbf{B} = J \quad (2.12)$$

$$I > K - J > 0 \quad (2.13)$$

hvor

I = antall målte størrelser

J = antall umålte størrelser

K = antall ligninger i den matematiske modellen av systemet

Dimensjonene til \mathbf{A} og \mathbf{B} må med dette være henholdsvis $(K \times I)$ og $(K \times J)$.

Estimater for de målte og umålte verdiene, $\hat{\mathbf{x}}$ og $\hat{\mathbf{y}}$, oppnås ved å løse følgende ligningssett:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{A}\mathbf{F}_x\mathbf{A}^T & \mathbf{B} \\ \mathbf{B}^T & \mathbf{0} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \mathbf{k} \\ \hat{\mathbf{y}} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \mathbf{a} + \mathbf{A}\mathbf{x}^+ \\ \mathbf{0} \end{bmatrix} = \mathbf{0} \quad (2.14)$$

$$\mathbf{v} = \mathbf{F}_x\mathbf{A}^T\mathbf{k} \quad (2.15)$$

$$\hat{\mathbf{x}} = \mathbf{x}^+ + \mathbf{v} \quad (2.16)$$

I ligningene 2.14, 2.15 og 2.16 er \mathbf{k} vektoren med Lagrange's multiplikasjonsfaktorer, mens \mathbf{v} er vektoren med korreksjoner av måleverdiene.

For å løse problemet, løses først ligning 2.14 med hensyn på \mathbf{k} og $\hat{\mathbf{y}}$:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{k} \\ \hat{\mathbf{y}} \end{bmatrix} = - \begin{bmatrix} \mathbf{A}\mathbf{F}_x\mathbf{A}^T & \mathbf{B} \\ \mathbf{B}^T & \mathbf{0} \end{bmatrix}^{-1} \begin{bmatrix} \mathbf{a} + \mathbf{A}\mathbf{x}^+ \\ \mathbf{0} \end{bmatrix} \quad (2.17)$$

Den sammensatte matrisen kan deles inn i følgende blokker:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{A}\mathbf{F}_x\mathbf{A}^T & \mathbf{B} \\ \mathbf{B}^T & \mathbf{0} \end{bmatrix}^{-1} = \begin{bmatrix} \mathbf{Q}_{11} & \mathbf{Q}_{12} \\ \mathbf{Q}_{21} & \mathbf{Q}_{22} \end{bmatrix} \quad (2.18)$$

Blokkene \mathbf{Q}_{11} , \mathbf{Q}_{12} , \mathbf{Q}_{21} og \mathbf{Q}_{22} har dimensjoner på henholdsvis $(K \times K)$, $(K \times J)$, $(J \times K)$ og $(J \times J)$. Den fullstendige løsningen av systemet er gitt av ligningene 2.19 til 2.24 [4]:

$$\mathbf{k} = -\mathbf{Q}_{11}(\mathbf{a} + \mathbf{A}\mathbf{x}^+) \quad (2.19)$$

$$\hat{\mathbf{y}} = -\mathbf{Q}_{21}(\mathbf{a} + \mathbf{A}\mathbf{x}^+) \quad (2.20)$$

$$\mathbf{v} = \mathbf{F}_x\mathbf{A}^T\mathbf{k} = -\mathbf{F}_x\mathbf{A}^T\mathbf{Q}_{11}(\mathbf{a} + \mathbf{A}\mathbf{x}^+) \quad (2.21)$$

$$\hat{\mathbf{x}} = \mathbf{x}^+ + \mathbf{v} \quad (2.22)$$

$$\mathbf{F}_{\hat{\mathbf{y}}} = -\mathbf{Q}_{22} \quad (2.23)$$

$$\mathbf{F}_{\hat{\mathbf{x}}} = \mathbf{F}_x - \mathbf{F}_v = \mathbf{F}_x - \mathbf{F}_x\mathbf{A}^T\mathbf{Q}_{11}\mathbf{A}\mathbf{F}_x \quad (2.24)$$

Modellene som brukes ved *data reconciliation* er typisk masse- og energibalanser. Andre sammenhenger kan benyttes, men det er ikke anbefalt å bruke empiriske modeller eller andre ligninger som inneholder mange umålte parametre. Grunnen er at disse parametrene stort sett er kun omtrentlig kjent. Ved å tilpasse de målte verdiene til unøyaktige ligninger oppnås unøyaktige løsninger og uriktig feildeteksjon.

Hvor godt de beregnede måleverdiene stemmer overens med målingene kan avgjøres ved hjelp av den såkalte *goodness-of-fit* eller Q-verdien. Denne verdien forteller i hvilken grad tilpasningen av et måledatasett er en god tilpasning [3]. Q er en funksjon av verdien til objektfunksjonen og antall frihetsgrader, og den gir sannsynligheten for at det er tilfeldig at verdien til objektfunksjonen ikke er bedre enn den er. Med andre ord gir Q sannsynligheten for at måledatasettet ikke inneholder feil. En Q-verdi på 0 vil indikere at måledatasettet inneholder alvorlige feil, mens en Q-verdi på 1 indikerer et feilfritt måledatasett. Ved en Q-verdi over 0,9 kan måledatasettet ansees for ikke å inneholde feil av betydning.

Alle konserveringsligninger for masse og energi kan skrives på følgende generelle form: Inn – ut + generert – forbrukt – akkumulert = 0. For prosesser som er i *steady-state* vil det ikke forekomme akkumulering, og dette leddet kan strykes. For dynamiske prosesser derimot, må akkumuleringsleddet tas med. I de fleste prosessenheter forekommer ikke generering eller forbruk av masse. Unntaket er reaktorer. Her foregår generering og forbruk av komponenter i henhold til reaksjonene som foregår i reaktoren. I helt enkle enheter, som for eksempel splitters, er det ikke forskjell i sammensetning eller temperaturen til strømmene. For slike enheter vil balanseligningene reduseres til: Inn = ut.

Et viktig spørsmål er om det skal benyttes en *steady-state* eller dynamisk modell av prosessen. I praksis er aldri en prosess helt i *steady-state*. Derimot blir et anlegg normalt operert i mange timer eller dager innenfor et område rundt et nominelt *steady-state* nivå. Ved bruk av *data reconciliation* til online optimalisering, er det tilfredsstillende å anta *steady-state* på målinger som er tatt innenfor et tidsrom på noen timer [2].

Ved transiente forhold (oppstart, nedkjøring, endringer i prosessparametre) vil avviket fra *steady-state* være betydelig. Her bør ikke *steady-state* antas siden det vil føre til store korreksjoner av de målte prosessvariablene. For disse situasjonene er det mulig å bruke dynamiske modeller for *data reconciliation*. Det samme kan gjøres for prosesser der *data reconciliation* må foretas med minutters mellomrom.

2.1.5 Matematisk modell fra flytskjema

Ligningene som må løses for simulering eller optimalisering av et flytskjema er modellligningene og forbindelsesligningene. Modellligningene beskriver oppførselen til de forskjellige prosessenhetene, mens forbindelsesligningene sikrer at innstrømmen til en enhet tilsvarer utstrømmen fra den enheten som den aktuelle enheten er koblet sammen

med. Hver enhet kan ha en eller flere inn- og utganger. Beskriver inngang j på enhet i som x_{ij} , og utgang l på enhet k som y_{kl} . Forbindelsesligningene blir da som vist i ligning 2.25.

$$x_{ij} - y_{kl} = 0 \quad (2.25)$$

Ligning 2.25 [5] må settes opp for alle inn- og utganger på enheter som er knyttet sammen. Ligningene må oppfylles for alle de størrelsene som beskriver den aktuelle strømmen. Det må være nok beskrivende størrelser til at strømmen er eksakt spesifisert med hensyn på mengde, sammensetning og termodynamikk.

Modelligningene beskriver sammenhengen mellom inn- og utganger for en gitt enhetstype. Modelligningene er representert av funksjoner på formen:

$$f(x_{ij}, y_{kl}; \mathbf{u}) = 0 \quad (2.26)$$

I ligning 2.26 [5] er \mathbf{u} en vektor med parametre.

Det er også mulig å legge til andre føringer eller begrensninger for løsning av ligningene, for eksempel at en eller flere variable er mindre enn, lik eller større enn en gitt verdi.

Alle de typene ligninger som er beskrevet her vil sammen utgjøre den matematiske modellen som beskriver systemet [3].

2.1.6 Bruk av *data reconciliation* ved optimalisering

Den økonomiske ytelsen til kraftverk kan optimaliseres ved optimalisering av vedlikeholdet, optimalisering av prosessvariable eller ved ombygging av anlegget (retrofittning). Omfanget og nøyaktigheten av informasjonen som er tilgjengelig fra prosessen avgjør i hvilken grad en optimalisering kan utføres. Det er sjelden at alle de prosessvariablene som er nødvendig for en slik optimalisering faktisk blir målt. Dette fører til at matematiske modeller av anlegget brukes som en kilde for ytterligere informasjon. Modellene bygger på fysikalske og statistiske prinsipper. Dette gjør det mulig å beregne variable som ikke fysisk blir målt [3].

I tillegg til å beregne ikke målte variable, er det også mulighet for å kontrollere de målte variablene opp mot hverandre via de matematiske modellene. På denne måten får man en sikrere og mer nøyaktig overvåking av anlegget. Problemer med instrumenteringen, for eksempel skade eller drift, kan oppdages på denne måten. Graden av overensstemmelse mellom målt og beregnet verdi kan, i alle fall i prinsippet, brukes til å avgjøre kalibreringsbehovet for et instrument. Dette åpner for mulig reduksjon i kalibreringskostnader samt redusert risiko for å kalibrere et instrument feil.

Data reconciliation er mye brukt i dag i diverse kjemisk-, petrokjemisk- og annen prosessindustri. Det brukes både offline og online i forbindelse med optimalisering og avansert prosessregulering. I dag inneholder de fleste integrerte systemer for prosessregulering, simulering og optimalisering et dataavstemningssystem som forbehandler prosessdataene før de brukes videre. Bruk av behandlede data som ikke inneholder store feil og tilfredsstillende alle masse- og energibalanser, fører til en betydelig forbedring av nøyaktigheten til prosessmodellene som brukes til optimalisering, samt at det øker kvaliteten på reguleringsoperasjonene [3].

De enkleste industrielle anvendelsene finnes rundt bestemte enheter, spesielt rundt destillasjons- og separasjonskolonner. I disse offline anvendelsene blir verdier for massestrøm og sammensetning til føde- og produktstrømmer tilpasset ved å benytte de overordnede materialbalansene rundt kolonnen.

2.2 Masse- og energibalanse

2.2.1 Massebalanse

Ligning 2.27 viser en generell massebalanse for et system [6].

$$\frac{\partial m}{\partial t} = \sum_{inn} m_i - \sum_{ut} m_u \quad (2.27)$$

her er

$$\frac{\partial m}{\partial t} = \text{akkumulering av masse i systemet [kg/s]}$$

$$m_i = \text{masse transportert inn i systemet [kg/s]}$$

$$m_u = \text{masse transportert ut av systemet [kg/s]}$$

Antar at systemet er i steady-state. Dette vil si at tilstandsvariablene i systemet ikke endrer seg med tiden, samt at total massestrøm inn i systemet er lik total massestrøm ut av systemet. Disse kravene vil være tilnærmet oppfylt for et prosessanlegg i en tidsbegrenset periode der anlegget er i stabil drift. Ved steady-state blir venstresiden i ligningen lik null, og massebalansen kan skrives slik:

$$\sum_{inn} m_i - \sum_{ut} m_u = 0 \quad (2.28)$$

Ligning 2.28 forteller at like mye masse må strømme inn i systemet som det strømmer ut av systemet. Dette gjelder både for total massestrøm og for enkeltkomponentene. Systemgrensene kan varieres slik at det kan settes opp en massebalanse for kun en eller flere prosessenheter eller for hele anlegget.

2.2.2 Energibalanse

Ligning 2.29 viser en generell energibalanse for et åpent system [6].

$$\frac{\partial E}{\partial t} = m_i E_i - m_u E_u + Q + W \quad (2.29)$$

her er

$$\frac{\partial E}{\partial t} = \text{akkumulering av energi i systemet [J/s] = [W]}$$

$$m_i E_i = \text{konvektiv transport av energi inn i systemet [kg/s]*[J/kg] = [W]}$$

$$m_u E_u = \text{konvektiv transport av energi ut av systemet [kg/s]*[J/kg] = [W]}$$

$$Q = \text{tilførsel av varme til systemet [J/s] = [W]}$$

$$W = \text{arbeid utført på systemet [J/s] = [W]}$$

Steady-state medfører at venstresiden i ligningen blir lik null siden det ikke kan akkumuleres energi i anlegget. Energibalansen kan da skrives slik:

$$m_i E_i - m_u E_u + Q + W = 0 \quad (2.30)$$

Har følgende sammenheng for totalenergien (E) [6]:

$$E = U + \frac{u^2}{2g} + z \quad (2.31)$$

hvor U = indre energi, $\frac{u^2}{2g}$ = kinetisk energi og z = potensiell energi.

Ved å sette ligning 2.31 inn i ligning 2.30 fremkommer ligning 2.32 som et uttrykk for energibalansen:

$$\sum_{inn} \left[U + \frac{u^2}{2g} + z \right] m_i - \sum_{ut} \left[U + \frac{u^2}{2g} + z \right] m_u + Q + W = 0 \quad (2.32)$$

Arbeidsleddet kan deles inn i akselarbeid, trykk/volumarbeid og kompresjon/ekspansjonsarbeid. Kaller heretter akselarbeidet for W , og legger trykk/volumarbeidet inn i ligning 2.32 som PV . Antar at kompresjon/ekspansjonsarbeid ikke finnes i systemet. Kommer da frem til ligning 2.33.

$$\sum_{inn} \left[U + PV + \frac{u^2}{2g} + z \right] m_i - \sum_{ut} \left[U + PV + \frac{u^2}{2g} + z \right] m_u + Q + W = 0 \quad (2.33)$$

Innfører entalpi i ligning 2.33 ved å bruke sammenhengen som er vist i ligning 2.34 [6]. Antar samtidig at kinetisk og potensiell energi kan neglisjeres for systemet. Kommer da frem til ligning 2.35.

$$H = U + PV \quad (2.34)$$

$$\sum_{inn} m_i H_i - \sum_{ut} m_u H_u + Q + W = 0 \quad (2.35)$$

Til slutt kan entalpien uttrykkes ved hjelp av varmekapasitet og temperatur i henhold til ligning 2.36 [6]. Det er her antatt konstant varmekapasitet. Resultatet fremkommer i ligning 2.37.

$$H = C_p T \quad (2.36)$$

$$\sum_{inn} m_i C_{p,i} T_i - \sum_{ut} m_u C_{p,u} T_u + Q + W = 0 \quad (2.37)$$

Ligning 2.37 vil være den ønskede formen på energibalansen. Den er gyldig for et åpent steady-state system der arbeidsleddet henspiller på akselarbeid (pumpe-, turbin- og kompressorarbeid) [6].

2.3 Vanndamp

2.3.1 Metningstrykk og metningstemperatur

Mettet damp vil si vanndamp på kokepunktet. Dette er en likevektstilstand der metningstemperaturen vil være kjent dersom metningstrykket er kjent, og omvendt [6].

Dersom to eller flere gasser blandes, vil totaltrykket være summen av partialtrykkene for hver enkelt gass. Dette er gitt av *Dalton's lov om partialtrykk* [7]:

$$P_{total} = p_1 + p_2 + p_3 + \dots \quad (2.38)$$

Ved å anta ideell gass kan det vises at partialtrykket til en gass i en blanding vil være proporsjonalt med molfraksjonen til gassen [7]. Dette gir ligning 2.39, der p_i er partialtrykket og x_i er molfraksjon for komponent i .

$$p_i = x_i P_{\text{total}} \quad (2.39)$$

Dersom to ikke-blandbare gasser mikses, for eksempel vanndamp og hydrokarboner, vil metningstrykket til vanndampen være gitt av partialtrykket til vanndampen.

2.3.2 Dampkvalitet

Dampkvaliteten, $q \in [0,1]$, er definert som massefraksjonen av damp i en blanding av damp og vann. For å være helt korrekt henspeiler damp på vann i gassfase, mens vann er i væskefase. Termodynamiske egenskaper, som for eksempel entalpien, kan beregnes fra ligning 2.40, 2.41 eller 2.42 dersom dampkvaliteten er kjent [6].

$$H = (1 - q)H^L + qH^V \quad (2.40)$$

eller

$$H = H^L + q(H^V - H^L) \quad (2.41)$$

eller

$$H = H^L + q\Delta H^{\text{vap}} \quad (2.42)$$

her er:

H = entalpien

q = dampkvaliteten

H^L = entalpi for væskefase

H^V = entalpi for gassfase

ΔH^{vap} = fordampningsentalpi

Ved å snu på ligning 2.41 fremkommer ligning 2.43 som gir dampkvaliteten:

$$q = \frac{H - H^L}{H^V - H^L} \quad (2.43)$$

Når q er lik 1 betyr det at dampen er mettet damp, mens q mindre enn 1 betyr at dampen er undermettet. Dette vil som regel merkes ved at dampen inneholder små dråper med vann, såkalt våt damp. Dersom H er større enn H^V , vil dampen være overmettet. Selv om q ikke er definert i området større enn 1, er det mulig å se en slik verdi som en teoretisk verdi på grad av overmetning.

3 GLYKOL-REGENERERINGSANLEGGET

3.1 Generelt om glykol-regenereringsanlegg

Glykol-regenereringsanlegget er et hjelpesystem for behandlingslinjen for gass, det såkalte ”gasstøget”, på plattformer og landbaserte gassbehandlingsanlegg. I gasstørkeren brukes glykol for å absorbere vann ut fra naturgassen. Hensikten med glykol-regenereringsanlegget er å regenerere brukt (våt) glykol og deretter forsyne gasstørkeren med regenerert (tørr) glykol.

Dehydrering av naturgass utføres vanligvis ved absorpsjon med trietylglykol (TEG). Vannet fjernes fra naturgassen for å motvirke korrosjon og blokkering av rørledninger grunnet is- eller hydratdannelse. Vannet fjernes vanligvis fra glykol ved destillasjon [8].

Etter absorpsjonen frigjøres løste gasser, som for eksempel CO₂, i en flash-tank. Deretter varmes glykolen opp før den føres inn på destillasjonskolonnen. Regenerert glykol pumpes deretter tilbake til absorpsjonskolonnen etter nedkjøling. Eventuelt kan glykolen gå innom en lagertank før den gjenbrukes.

Dersom normal destillasjon ved atmosfæretrykk og rundt 200 °C benyttes, så vil den regenererte glykolen inneholde rundt 1 vekt-% vann. For at vanninnholdet skal komme under 1 vekt-% kan spesielle teknikker anvendes. For eksempel kan det brukes strippegass og eventuelt en ekstra kolonne. Noen navn på slike teknikker er Coldfinger, Drizo og Read-syklus.

Temperaturen i kokeren i forbindelse med destillasjonen bør ikke overstige 204 °C på grunn av fare for dekomponering av trietylglykol. Det er vanligvis ikke akseptert å operere destillasjonskolonnen under atmosfæretrykk på grunn av at oksygenlekkasje inn i systemet kan medføre eksplosjonsfare [8].

3.2 Glykol-regenereringsanlegget på Brage

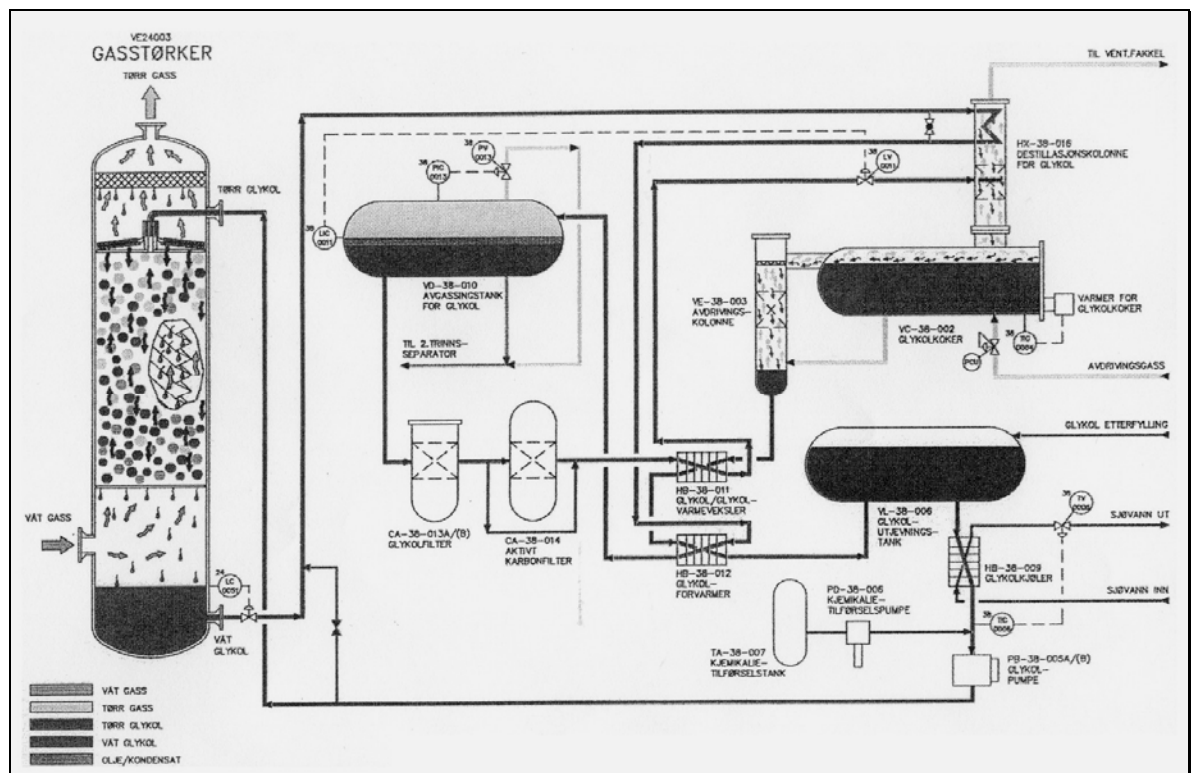
Våt naturgass kommer inn i gasstørkeren (absorpsjonskolonnen) nedenfra og møter tørr glykol i motstrøm. Tørr naturgass går over toppen av gasstørkeren og videre til sluttkomprimering før gasseksport. Våt glykol tas ut i bunnen av gasstørkeren.

Den våte glykolen har en temperatur på rundt 30 °C og transporteres først til toppen av destillasjonskolonnen der den blir forvarmet til rundt 40 °C i kondensatoren. Deretter går den til glykolforvarmeren, som er en platevarmeveksler, hvor temperaturen øker til rundt 80 °C. Varmemediet er tørr glykol som skal kjøles ned. Etter dette blir glykolen ført inn på

avgassingstanken som er en to-fase separator. Her blir oppløste hydrokarboner dampet av. Noe glykol vil også dampe av i avgassingstanken.

Våt glykol fortsetter videre ut i bunnen av separatore og går til et filter som fjerner partikler som kan forårsake skumming. Etter dette går glykolen videre til et aktivt karbonfilter. Her fjernes tunge hydrokarboner, hydrogensulfid (H_2S) og rester av dekomponert glykol. Kun 10 % av strømmen går gjennom filteret, mens resten går i bypass.

Videre går glykolen gjennom en glykolvarmeveksler i motstrøm med tørr glykol som skal kjøles. Temperaturen til glykolen øker nå til rundt $143\text{ }^{\circ}\text{C}$. Deretter går glykolen inn på destillasjonskolonnen, hvor den spres ut og risles nedover pall-ringer der den møter glykoldamp som er på vei oppover i kolonnen. Vanddamp blir drevet av. Temperaturen i kokeren er $204\text{ }^{\circ}\text{C}$. Glykol går i overløp fra kokeren og inn i toppen av avdriverkolonnen. Her møter den brenngass (strippegass) i motstrøm, og mer vanddamp blir drevet bort.



Figur 3.1: Prinsippskisse av glykol-regenereringsanlegget på Brage [9].

Tørr glykol går fra avdriverkolonnen videre gjennom glykolvarmeveksleren og glykolforvarmeren, hvor den kjøles ned til rundt henholdsvis $135\text{ }^{\circ}\text{C}$ og $96\text{ }^{\circ}\text{C}$. Glykolen går inn på en utjevningstank som fungerer som lagertank for tørr glykol. Denne kan etterfylles når det er nødvendig. Etter tanken kjøles glykolen ytterligere med sjøvann til rundt $35\text{ }^{\circ}\text{C}$. Etter dette er det mulighet for å tilsette kjemikalier som justerer pH-verdien

og motvirker skumming og korrosjon, før en stempelpumpe pumper tørr glykol tilbake inn på toppen av gasstørkeren. En prinsippsskisse av anlegget er vist i figur 3.1 (vedlegg 9).

Ved konstant trykk blir glykolkonsentrasjonen høyere jo høyere kokertemperaturen er. Det vil si at vanninnholdet i glykolen blir lavere. Imidlertid vil glykolen forringes (dekomponeres) ved for høy temperatur. Dette vil begynne ved 207 °C, men er ikke alvorlig før ved 232 °C. Likevel ansees 204 °C som en idealtemperatur for kokeren [9].

Temperaturen i toppen av destillasjonskolonnen er også viktig. Ved for lav temperatur kan vanddamp kondenseres og renne tilbake slik at den fyller kokeren, mens for høy temperatur vil øke glykoltapet på grunn av kraftig fordamping. Temperaturen i toppen av destillasjonskolonnen er på rundt 96 °C.

Det er et mål at den regenererte (tørre) glykolen skal inneholde minst mulig vann, slik at mest mulig vann kan absorberes i gasstørkeren. Dersom kokertemperatur holdes på 204 °C vil glykolen få en konsentrasjon på 99 % ved normal destillasjon. Ved å bruke strippegass i en avdriverkolonne (som på Brage) kan konsentrasjonen økes til 99,84 % [9].

4 TERMODYNAMIKKBIBLIOTEK

4.1 Generelt

Ved beregning av energibalanser må de involverte stoffenes termodynamiske data være kjent. Det er praktisk å samle disse dataene i biblioteker der de kan hentes ut av et dataprogram ved behov. Dette er påkrevd ved bruk av TEMPO, og er også en praktisk måte å gjøre det på ved bruk av MATLAB.

Fra før fantes kun et termodynamikkbibliotek for vann og damp i TEMPO. Før beregninger på glykol-regenereringsanlegget kunne utføres, var det nødvendig å utvikle termodynamikkbiblioteker for glykol (TEG) og naturgass.

De termodynamiske funksjonene er satt opp slik at de gir den spesifikke entalpien [kJ/kg] ved en gitt temperatur. Denne beregnes på grunnlag av varmekapasiteten som igjen er temperaturavhengig. For glykol vil varmekapasiteten, og dermed entalpien, også være avhengig av vanninnholdet i glykolstrømmen.

Ved beregning av den spesifikke entalpien er 0 °C brukt som referansetemperatur. Det vil si at den spesifikke entalpien er 0 kJ/kg ved 0 °C. Det antas her at glykol og vann er i væskefase, mens naturgass er i gassfase. Siden det er entalpiforskjellene som er interessante under beregningene, så vil ikke referansepunktet ha noen stor praktisk betydning. Biblioteket må imidlertid ikke benyttes for å finne absolutte entalpier for stoffene.

Biblioteket vil bestå av kontinuerlige funksjoner.

4.2 Glykol og vann

Følgende sammenhenger benyttes for varmekapasiteten til ren glykol [10] og rent vann [6]:

$$C_{p,\text{glykol}} = 4,194 \cdot (0,48614 + 1,3929 \cdot 10^{-3} \cdot t - 5,7140 \cdot 10^{-8} \cdot t^2) \quad (4.1)$$

$$C_{p,\text{vann}} = 0,4615 \cdot (8,712 + 1,25 \cdot 10^{-3} \cdot T - 1,8 \cdot 10^{-7} \cdot T^2) \quad (4.2)$$

I ligning 4.1 og 4.2 er C_p varmekapasiteten i kJ/(kg·K), t er temperaturen i °C og T er temperaturen i K.

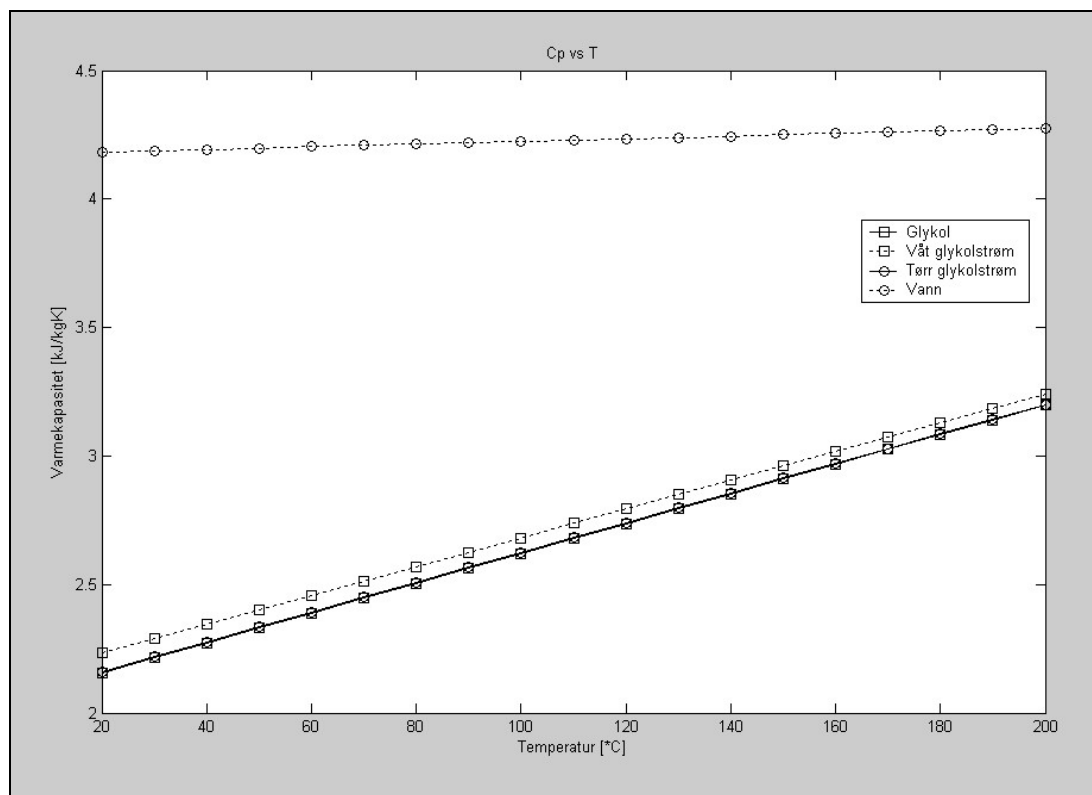
Antar ideell blanding av glykol og vann. Det vil si at det sees bort fra blandingsvarme. Antar også at ingen andre komponenter er representert. Varmekapasiteten for blandingen kan da regnes ut på følgende måte:

$$C_{p,\text{blanding}} = X_{\text{glykol}}C_{p,\text{glykol}} + X_{\text{vann}}C_{p,\text{vann}} \quad (4.3)$$

Der X_{glykol} og X_{vann} er massefraksjon av henholdsvis glykol og vann. Siden det er X_{vann} som vil bli brukt som beskrivende variabel på systemet, kan uttrykket skrives om slik:

$$C_{p,\text{blanding}} = (1-X_{\text{vann}})C_{p,\text{glykol}} + X_{\text{vann}}C_{p,\text{vann}} \quad (4.4)$$

Temperaturavhengigheten til varmekapasiteten er vist i figur 4.1. Ser at varmekapasiteten til glykol er sterkt temperaturavhengig. Ser også her hvordan vanninnholdet påvirker varmekapasiteten. Varmekapasiteten for tørr glykolstrøm faller så å si sammen med varmekapasiteten for ren glykol, og dette er jo fornuftig siden vanninnholdet i tørr glykol kan antas kun å være rundt 0,3 %.



Figur 4.1: Varmekapasitet som funksjon av temperatur for glykol og vann.

Funksjonene i biblioteket vil gi den spesifikke entalpien (H) ved gitt temperatur. Hadde varmekapasiteten vært konstant kunne den spesifikke entalpien blitt beregnet fra varmekapasiteten og temperaturen ved bruk av formel 4.5. Ønsker imidlertid å ta hensyn til at varmekapasiteten er temperaturavhengig, og da må varmekapasiteten integreres over det aktuelle temperaturintervallet. Dette gjøres ved bruk av formel 4.6. Temperaturen T er i °C i formlene 4.5 og 4.6.

$$H_{\text{glykol/vann}} = C_{p,\text{blanding}} T \quad (4.5)$$

$$H_{\text{glykol/vann}} = (1-X_{\text{vann}}) \int_0^T C_{p,\text{glykol}}(T') dT' + X_{\text{vann}} \int_0^T C_{p,\text{vann}}(T') dT' \quad (4.6)$$

Beregnete verdier for varmekapasiteten kan sammenlignes med verdier oppgitt i [9]. Dette er vist i tabell 4.1.

Tabell 4.1: Sammenligning av beregnede verdier mot [9].

T	X _{vann}	Beregnet	Oppgitt	Avvik	
35	0,003	2,249	2,166	0,0829	3,8 %
93	0,003	2,585	2,461	0,1240	5,0 %
96	0,003	2,602	2,477	0,1254	5,1 %
135	0,003	2,827	2,675	0,1524	5,7 %
199	0,003	3,195	3,010	0,1852	6,2 %
204	0,009	3,230	3,093	0,1371	4,4 %
30	0,039	2,291	2,2484	0,0425	1,9 %
40	0,039	2,347	2,3002	0,0469	2,0 %
77	0,039	2,555	2,4918	0,0628	2,5 %
80	0,039	2,571	2,5073	0,0640	2,6 %
143	0,039	2,923	2,8335	0,0896	3,2 %

De beregnede verdiene ligger forholdsvis nær verdiene som er oppgitt i [9]. Avviket stiger med økende temperatur og synkende vanninnhold.

Det kan hende at verdiene i [9] tar hensyn til at det frigis blandingsvarme ved blanding av glykol og vann. Det er sannsynlig at noe blandingsvarme vil frigis siden trietyl glykol er hygroskopisk (vanntiltrekkende).

Det ble vurdert som godt nok at avviket ligger innenfor 5-6 %, da forutsetningen var å gjøre termodynamikkbiblioteket forholdsvis enkelt.

4.3 Naturgass

Naturgass består av mange komponenter. Sammensetningen til naturgassen vil variere en del mellom utvinningsstedene, og den vil variere en del med i hvilken grad gassen er behandlet. Metan (CH_4) er hovedkomponenten og utgjør vanligvis rundt 90 %. Den viktigste bikomponenten er etan (C_2H_6) som utgjør rundt 5 %. Deretter er det mindre mengder med nitrogen (N_2), karbondioksid (CO_2), propan (C_3H_8) og tyngre hydrokarboner, samt enkelte forurensninger av organiske halogen- og svovelforbindelser [11]. Eksempler på sammensetning fra noen naturgasskilder er vist i tabell 4.2.

Tabell 4.2: Sammensetning av naturgass fra forskjellige kilder [11].

Komponent	Enhet	Slochteren (Nederland)	Ekofisk (Norge)	LNG (Algerie)	Troll (Norge)	Zeebrugge (Belgia)
Metan (CH_4)	Mol-%	83,130	87,693	90,209	91,285	89,642
Etan (C_2H_6)	Mol-%	3,902	5,698	7,792	4,691	5,369
Propan (C_3H_8)	Mol-%	0,795	1,512	1,093	1,001	1,361
Isobutan (i-C4)	Mol-%	0,115	1,197	0,103	0,345	0,199
Normalbutan (n-C4)	Mol-%	0,148	0,265	0,139	0,123	0,230
Isopentan (i-C5)	Mol-%	0,034	0,057	0,000	0,057	0,054
Normalpentan (n-C5)	Mol-%	0,031	0,052	0,000	0,023	0,043
Tyngre hydrokarboner (C6+)	Mol-%	0,065	0,088	0,000	0,098	0,054
Nitrogen (N_2)	Mol-%	10,364	2,854	0,664	1,515	1,810
Karbondioksid (CO_2)	Mol-%	1,376	1,564	0,000	0,847	1,223
Helium (He)	Mol-%	0,040	0,020	0,000	0,015	0,015

Antar følgende sammensetning for gassen fra Brage:

- Metan: 70 mol-%
- Etan: 13 mol-%
- Propan: 13 mol-%
- Karbondioksid: 2 mol-%
- Nitrogen: 2 mol-%

Disse verdiene avviker noe fra verdiene i tabell 4.2, men de stemmer mer overens med verdier oppgitt fra [9]. Denne sammensetningen vil også gi en molvekt som stemmer overens med [9], noe som er viktig for senere beregninger. Antar at strippegassen som brukes i avdriverkolonnen har lik sammensetning som gassen som følger med glykolstrømmen inn i systemet.

Varmekapasiteten (ideell gass) til enkeltkomponentene er gitt av uttrykkene [6]:

$$C_{p,\text{metan}} = 19,25 + 5,213 \cdot 10^{-2} \cdot T + 1,197 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 1,132 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 \quad (4.7)$$

$$C_{p,\text{etan}} = 5,409 + 1,781 \cdot 10^{-1} \cdot T - 6,938 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 + 8,713 \cdot 10^{-9} \cdot T^3 \quad (4.8)$$

$$C_{p,\text{propan}} = -4,224 + 3,063 \cdot 10^{-1} \cdot T - 1,586 \cdot 10^{-4} \cdot T^2 + 3,215 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 \quad (4.9)$$

$$C_{p,\text{karbondioksid}} = 19,80 + 7,344 \cdot 10^{-2} \cdot T - 5,602 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 + 1,715 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 \quad (4.10)$$

$$C_{p,\text{nitrogen}} = 31,15 - 1,357 \cdot 10^{-2} \cdot T + 2,680 \cdot 10^{-5} \cdot T^2 - 1,168 \cdot 10^{-8} \cdot T^3 \quad (4.11)$$

I ligningene 4.7 til 4.11 er T temperaturen i K og varmekapasiteten C_p er i J/(mol*K).

Molvekt (MW) for komponentene i naturgass:

- Metan: 16,04 g/mol
- Etan: 30,07 g/mol
- Propan: 44,10 g/mol
- Karbondioksid: 44,01 g/mol
- Nitrogen: 28,01 g/mol

Molvekten for naturgassen blir dermed:

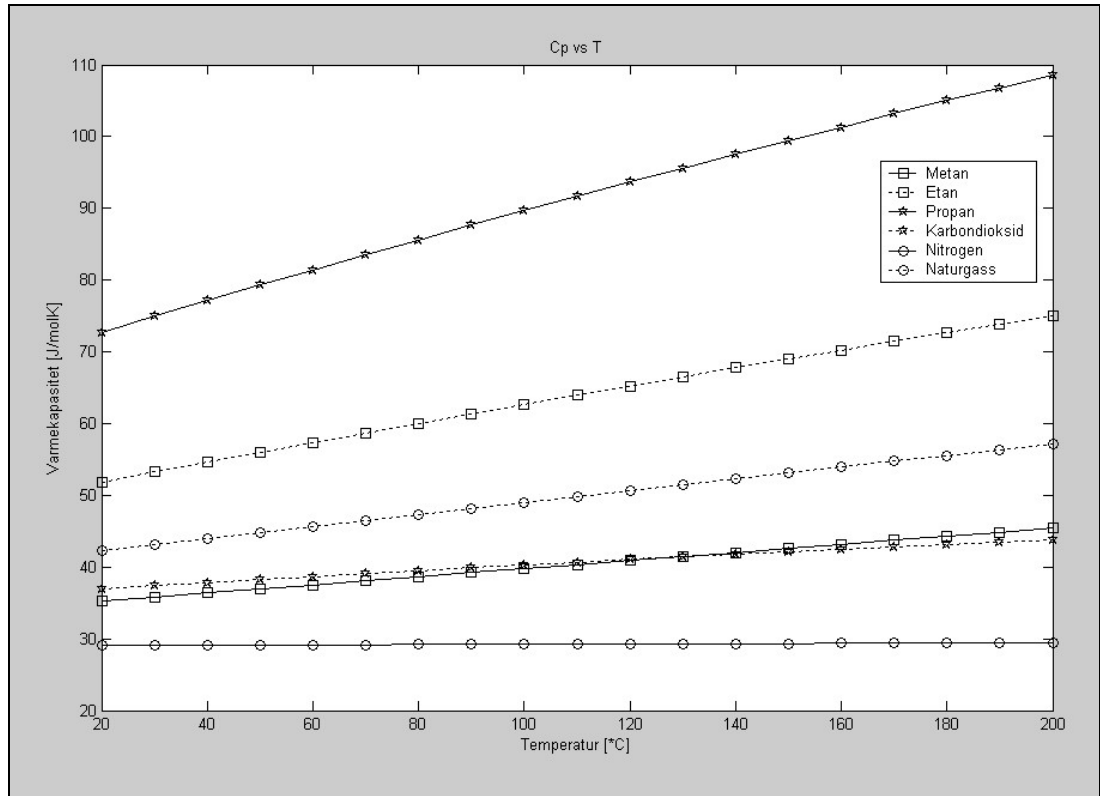
$$MW_{\text{naturgass}} = 22,31 \text{ g/mol}$$

Varmekapasiteten kan regnes om fra [J/(mol*K)] til [J/(g*K)] eller [kJ/(kg*K)] ved å dividere med molvekten. Figur 4.2 og 4.3 viser varmekapasitetene for enkeltkomponentene og naturgassen på henholdsvis molbasis og massebasis.

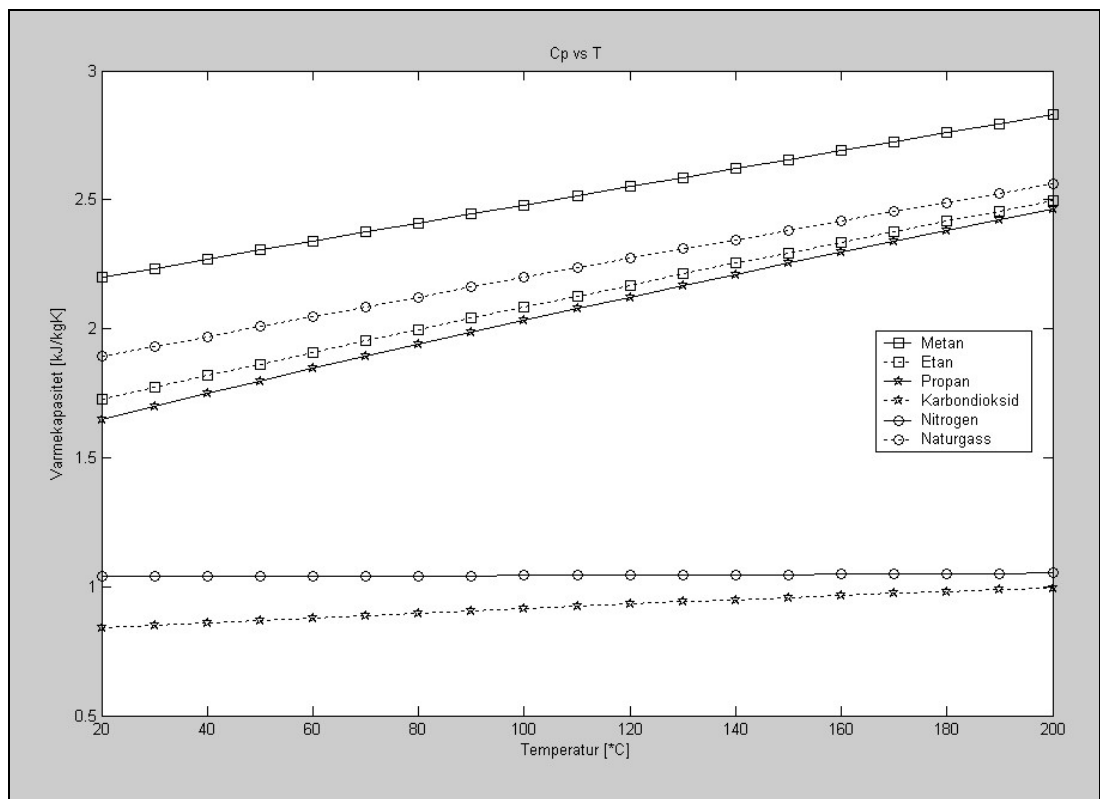
Den spesifikke entalpien regnes ut ved bruk av følgende formel (med T i °C):

$$H_{\text{naturgass}} = C_{p,\text{naturgass}} T \quad (4.12)$$

I ligning 4.12 er det ikke tatt hensyn til at varmekapasiteten varierer med temperaturen. I så fall måtte uttrykket for varmekapasiteten integreres over det aktuelle temperaturintervallet, slik som det er gjort for glykol og vann i ligning 4.6. Siden strømmen av naturgass er svært liten i forhold til strømmen av glykol og vann, antas det at denne feilen har liten påvirkning på sluttresultatet.



Figur 4.2: Varmekapasiteten for komponentene i naturgass på molbasis.



Figur 4.3: Varmekapasiteten for komponentene i naturgass på massebasis.

Tabell 4.3 viser en sammenligning av de beregnede verdiene mot verdier oppgitt i [9]. De beregnede verdiene ligger forholdsvis nær verdiene som er oppgitt i [9]. Ser at de beregnede verdiene hele tiden ligger litt over de oppgitte verdiene. Noe av dette skyldes trolig antagelsen som ble gjort for ligning 4.12.

Tabell 4.3: Sammenligning av beregnede verdier mot [9].

T	Beregnet	Oppgitt	Avvik	
30	2,076	1,977	0,099	5,0 %
40	2,110	1,998	0,112	5,6 %
80	2,246	2,121	0,125	5,9 %
150	2,481	2,384	0,097	4,1 %

Det er ikke tatt hensyn til trykket for de beregnede verdiene. For temperaturene 30, 40 og 80 °C vil gassen være under 6 til 7 bar trykk, mens det for 150 °C opereres ved atmosfæretrykk. Ser at avviket er noe høyere når gassen er under trykk, samt at avviket stiger noe med temperaturen.

Med tanke på at ideell gass er benyttet må disse verdiene sies å være gode. Som for glykol og vann vurderes det som godt nok at avviket ligger innenfor 5-6 %, da forutsetningen var å gjøre termodynamikkbiblioteket forholdsvis enkelt.

4.4 Vanndamp

Topproduktet fra destillasjonskolonnen i glykol-regenereringsanlegget består av vanndamp, strippegass (hydrokarboner) samt enkelte rester av hydrokarboner som ikke er skilt ut i avgassingstanken. Denne strømmen krever spesiell behandling. Vann i form av damp har betydelig høyere entalpi enn vann i form av væske.

Temperaturen til destillatet er målt til 96,5 °C, og det kan se unaturlig ut at dette skal være vanndamp da temperaturen er under 100 °C. For ordens skyld kan det nevnes at destillatet går ut til atmosfæretrykk, og at det er rimelig å anta at det er snakk om tilnærmet mettet vanndamp.

Årsaken til at det kan være vanndamp når temperaturen er under 100 °C er at stømmen også inneholder hydrokarboner. Siden vanndamp og hydrokarboner ikke er blandbare, vil komponentene hver for seg få et partialtrykk som er lavere enn atmosfæretrykket, noe som medfører at metningstrykket til vanndampen blir lavere enn atmosfæretrykket. Dette er nærmere omtalt i kapittel 2.3.1.

Ved å bruke ligning 2.38 og 2.39 på situasjonen som finnes i toppen av destillasjonskolonnen i glykol-regenereringsanlegget fremkommer følgende:

$$P = p_{\text{damp}} + p_{\text{gass}} = x_{\text{damp}}P + x_{\text{gass}}P \quad (4.13)$$

Totaltrykket (P) i ligning 4.13 vil være atmosfæretrykket som er satt til å være 0,1 MPa. Ved å bruke de omtrentlige massestrømmene for vann og gass kan det vises at sammensetningen er rundt 81 mol-% vanndamp og 19 mol-% hydrokarboner:

$$W_{\text{damp}} = 61,5 \text{ kg/h} \Rightarrow F_{\text{damp}} = 0,948 \text{ mol/s} \Rightarrow x_{\text{damp}} = 0,81$$

$$W_{\text{gass}} = 18 \text{ kg/h} \Rightarrow F_{\text{gass}} = 0,224 \text{ mol/s} \Rightarrow x_{\text{gass}} = 0,19$$

Det betyr at dampen kan antas å være mettet vanndamp ved 0,081 MPa, og da er det rimelig at temperaturen er lavere enn 100 °C. Temperaturen kan finnes ved hjelp av damptabeller, men det blir nødvendig å interpolere mellom verdiene. Data hentet fra damptabell er vist i tabell 4.4.

Tabell 4.4: Termodynamiske data for mettet vanndamp [6].

Trykk (P)	Metningstemperatur (T_{sat})	Entalpi (H)
0,01 Mpa	45,8 °C	2583,9 kJ/kg
0,05 Mpa	81,3 °C	2645,2 kJ/kg
0,10 Mpa	99,6 °C	2675,0 kJ/kg
0,20 MPa	120,3 °C	2706,2 kJ/kg

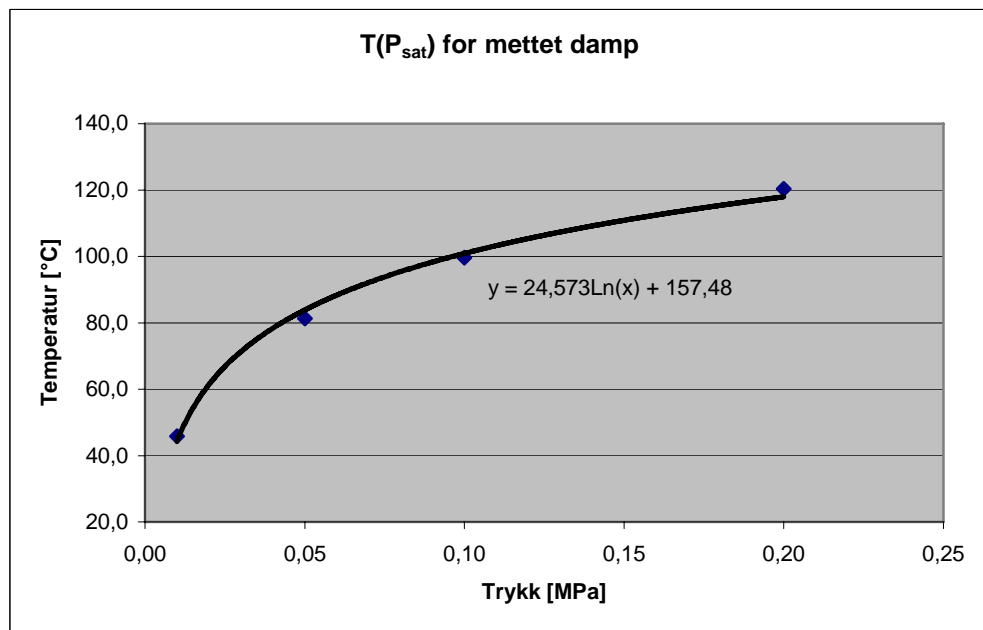
Ved et trykk på 0,081 MPa finnes en metningstemperatur på 95,7 °C, og entalpien til dampen vil da være 2667,3 kJ/kg. En beregnet temperatur på 95,7 °C stemmer nokså godt overens med den målte temperaturen på 96,5 °C.

Ligningen fra figur 4.4 vil brukes for å finne metningstemperaturen til destillatet når metningstrykket er kjent:

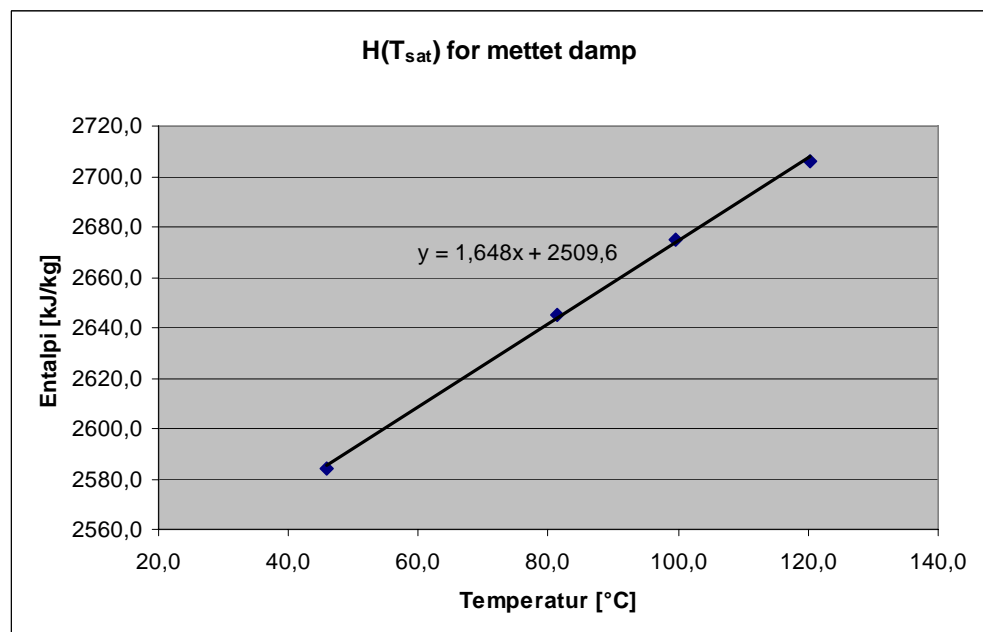
$$T_{\text{sat}} = 24,573 \cdot \ln(P_{\text{sat}}) + 157,48 \quad (4.14)$$

Ligningen fra figur 4.5 vil brukes for å beregne entalpien til mettet vanndamp ved gitt temperatur:

$$H_{\text{mettet vanndamp}} = 1,648 \cdot T_{\text{sat}} + 2509,6 \quad (4.15)$$



Figur 4.4: Temperatur som funksjon av trykk for mettet vanndamp.



Figur 4.5: Entalpi som funksjon av temperatur for mettet vanndamp.

5 DATA RECONCILIATION I MATLAB

5.1 Minimalisering av objektfunksjonen i MATLAB

5.1.1 Bakgrunn

Data reconciliation kan formuleres som et minimaliseringsproblem. Målet er at de beregnede måleverdiene som oppfyller balanseligningene skal avvike minst mulig fra de opprinnelige måleverdiene. Det vil være naturlig å ilegge målingene ulik vekt slik at de sikreste målingene justeres minst og de mest usikre målingene justeres mest. Disse kriteriene oppfylles ved å benytte chi-kvadrat-funksjonen (χ^2). Dette er objektfunksjonen for *data reconciliation* som er beskrevet i teorien i kapittel 2.1.4:

$$\chi^2 = \sum_i \left(\frac{\hat{x}_i - x_i^+}{\sigma_i} \right)^2 \quad (5.1)$$

her er

\hat{x}_i = estimert (beregnet) verdi for måling i

x_i^+ = måleverdi for måling i

σ_i = standardavvik for måling i

Det er verdien til objektfunksjonen (χ^2) som skal minimaliseres.

MATLAB ble benyttet for å utføre *data reconciliation* siden oppgaven i første omgang skulle løses uten å benytte TEMPO. Dette for å få noe å sammenligne TEMPO-resultatene med. Funksjonen *fminsearch* i MATLAB kunne benyttes for å finne minimumsverdien til objektfunksjonen. *Fminsearch* er en av optimaliseringsfunksjonene i MATLAB og brukes til "multidimensional unconstrained nonlinear minimization". Det er en iterativ metode som benytter Nelder-Mead (direct search) simplex-algoritmen.

5.1.2 Balanseligninger

Glykol-regenereringsanlegget ble bekrevet ved hjelp av 10 balanseligninger. Disse er vist som ligning 5.2 til 5.11. Ligningene er kombinerte masse- og energibalanser. Det viste seg å være hensiktsmessig å benytte spesifikke størrelser.

Ligningene er såkalte modelligninger som beskriver sammenhengen mellom inn- og utgangen for de forskjellige enhetene. Det er én ligning for hver prosessenhet. For varmevekslerne behandles kald og varm side i veksleren som separate enheter.

Ut-verdi for en enhet blir lik inn-verdi for den neste enheten. Dette er gitt av forbindelsesligningene (som ikke er vist her).

$$H_{\text{inn, kondensator, kald side}} - H_{\text{ut, kondensator, kald side}} + Q_{\text{kondensator}}/m_{\text{våt glykol med gass}} = 0 \quad (5.2)$$

$$H_{\text{inn, forvarmer, kald side}} - H_{\text{ut, forvarmer, kald side}} + Q_{\text{forvarmer}}/m_{\text{våt glykol med gass}} = 0 \quad (5.3)$$

$$H_{\text{inn, avgassing}} - H_{\text{ut, avgassing}} - Q_{\text{tap, avgassing}}/m_{\text{våt glykol}} - (m_{\text{gass}}H_{\text{gass, ut}})/m_{\text{våt glykol}} = 0 \quad (5.4)$$

$$H_{\text{inn, ggveksler, kald side}} - H_{\text{ut, ggveksler, kald side}} + Q_{\text{ggveksler}}/m_{\text{våt glykol}} = 0 \quad (5.5)$$

$$H_{\text{inn, destillasjon}} - H_{\text{ut, destillasjon}} + Q_{\text{element, koker}}/m_{\text{tørr glykol}} - Q_{\text{kondensator}}/m_{\text{tørr glykol}} - (m_{\text{vann}}H_{\text{vanndamp, ut}})/m_{\text{tørr glykol}} - (m_{\text{strippegass}}\Delta H_{\text{strippegass}})/m_{\text{tørr glykol}} = 0 \quad (5.6)$$

$$H_{\text{inn, ggveksler, varm side}} - H_{\text{ut, ggveksler, varm side}} - Q_{\text{ggveksler}}/m_{\text{tørr glykol}} = 0 \quad (5.7)$$

$$H_{\text{inn, forvarmer, varm side}} - H_{\text{ut, forvarmer, varm side}} - Q_{\text{forvarmer}}/m_{\text{tørr glykol}} = 0 \quad (5.8)$$

$$H_{\text{inn, lagertank}} - H_{\text{ut, lagertank}} - Q_{\text{tap, lagertank}}/m_{\text{tørr glykol}} = 0 \quad (5.9)$$

$$H_{\text{inn, kjøler}} - H_{\text{ut, kjøler}} - Q_{\text{kjøler}}/m_{\text{tørr glykol}} = 0 \quad (5.10)$$

$$H_{\text{inn, kjølevann}} - H_{\text{ut, kjølevann}} + Q_{\text{kjøler}}/m_{\text{kjølevann}} = 0 \quad (5.11)$$

5.1.3 Resultat

Resultatene er vist i tabell 5.1 og tabell 5.2.

Tabell 5.1: Beregnede måleverdier fra MATLAB.

Måling:	Beregnet:	Målt:	Avvik:	Avvik:
Våt glykol m/gass	1687,0 kg/h	1690,5 kg/h	- 3,5 kg/h	- 0,2 %
Våt glykol u/gass	1684,4 kg/h	1681,5 kg/h	- 2,9 kg/h	0,2 %
Tørr glykol	1602,2 kg/h	1620 kg/h	- 17,8 kg/h	- 1,1 %
Kjølevann	3029,1 kg/h	3019 kg/h	10,1 kg/h	0,3 %
Inn kondensator	30,0 °C	30 °C	0,0 °C	0,0 %
Ut kondensator/inn forvarmer	39,8 °C	40 °C	- 0,2 °C	- 0,4 %
Ut forvarmer/inn avgassing	80,3 °C	80 °C	0,3 °C	0,4 %
Ut avgassing/inn gg-veksler	76,7 °C	77 °C	- 0,3 °C	- 0,4 %
Ut gg-veksler/inn destillasjon	143,2 °C	143 °C	0,2 °C	0,1 %
Ut destillasjon/inn gg-veksler	198,8 °C	199 °C	- 0,2 °C	- 0,1 %
Ut gg-veksler/inn forvarmer	135,0 °C	135 °C	- 0,0 °C	- 0,0 %
Ut forvarmer/inn lagertank	96,2 °C	96 °C	0,2 °C	0,2 %
Ut lagertank/inn kjøler	93,0 °C	93 °C	- 0,0 °C	- 0,0 %
Ut kjøler	35,0 °C	35 °C	0,0 °C	0,0 %
Vanndamp	96,9 °C	96,5 °C	0,4 °C	0,4 %
Kjølevann inn	12,0 °C	12 °C	- 0,0 °C	- 0,1 %
Kjølevann ut	30,0 °C	30 °C	0,0 °C	0,1 %

Tabell 5.2: Beregnede parametre fra MATLAB.

Parameter:	Beregnet:	Oppgitt:	Avvik:
Massefraksjon vann i glykol	4,9 %	3,7 %	32,4 %
Overført varme i kondensator	10,7 kW	-	-
Effekt for varmeelement	142,9 kW	-	-
Overført varme i glykolforvarmer	46,9 kW	45,2 kW	3,8 %
Varmetap fra flashtank	4,2 kW	-	-
Overført varme i glykol/glykol-veksler	85,5 kW	81,9 kW	4,4 %
Varmetap fra lagertank	3,7 kW	-	-
Overført varme i glykolkjøler	62,4 kW	60,4 kW	3,3 %

5.2 Statistiske analyser

5.2.1 Bakgrunn

For å vurdere usikkerheten i de nye estimatene må statistiske analyser utføres. Dette gjøres ved å bruke den generelle lineære modellen som er beskrevet i kapittel 2.1.4. Et eksempel på bruk av den generelle lineære modellen finnes også i vedlegg 1.

Den generelle lineære modellen vil gi standardavviket for de korrigerede måleverdiene og for de beregnede observerbare størrelsene. Graden av analytisk redundans fortelles av justerbarheten a som er en sammenligning av standardavviket til målt og beregnet verdi:

$$a = 1 - \frac{\sigma_{\hat{x}}}{\sigma_{x^+}} \quad (5.12)$$

Selv om det er vist at en måling har redundans etter analyse av totalmatrisen \mathbf{M} , kan det hende at reduksjonen i måleusikkerhet er så liten at målingen i praksis kan karakteriseres som ikke å ha redundans.

5.2.2 Resultat

Resultatene er vist i tabell 5.3.

Tabell 5.3: Beregnede standardavvik fra MATLAB.

Måling:	Beregnet:	Antatt:	Reduksjon:	Justerbarhet:
Våt glykol m/gass	156,7 kg/h	169,1 kg/h	7 %	0,07
Våt glykol u/gass	144,3 kg/h	168,2 kg/h	14 %	0,14
Tørr glykol	130,6 kg/h	162,0 kg/h	19%	0,19
Kjølevann	230,9 kg/h	301,9 kg/h	24 %	0,24
Inn kondensator	0 °C	1,0 °C	0 %	0,00
Ut kondensator/inn forvarmer	0 °C	1,0 °C	8 %	0,08
Ut forvarmer/inn avgassing	0 °C	1,0 °C	10 %	0,10
Ut avgassing/inn gg-veksler	0 °C	1,0 °C	6 %	0,06
Ut gg-veksler/inn destillasjon	0 °C	1,0 °C	7 %	0,07
Ut destillasjon/inn gg-veksler	0 °C	1,0 °C	8 %	0,08
Ut gg-veksler/inn forvarmer	0 °C	1,0 °C	18 %	0,18
Ut forvarmer/inn lagertank	0 °C	1,0 °C	9 %	0,09
Ut lagertank/inn kjøler	0 °C	1,0 °C	1 %	0,01
Ut kjøler	0 °C	1,0 °C	1 %	0,01
Vanndamp	0 °C	1,0 °C	0 %	0,00
Kjølevann inn	0 °C	1,0 °C	14 %	0,14
Kjølevann ut	0 °C	1,0 °C	14 %	0,14

6 BRUK AV TEMPO PÅ REGENERERINGSANLEGGET

6.1 Beskrivelse av TEMPO

TEMPO er en forkortelse for Thermal Performance Monitoring and Optimisation System. Det er et overvåkings- og optimaliseringssystem med tanke på å motvirke energitap fra prosesser. Tanken er at programmet skal hjelpe driftspersonell til å identifisere og korrigere problemer som gir små svekkelser av virkningsgraden til et anlegg. Eksempler på slike problemer er groing og indre lekkasjer i varmevekslere, ventiler som lekker, degradering av pumper og drift i sensorer. Disse problemene kan være vanskelig å oppdage. Delvis fordi de kan bygge seg sakte opp over tid, og delvis fordi det kan være vanskelig å oppdage slike problemer direkte ut i fra måleverdier. Over tid kan selv en mindre degradering av anleggets virkningsgrad medføre betydelige kostnader [12].

I TEMPO finnes et grafisk brukergrensesnitt der flytskjemaet til den aktuelle prosessen kan bygges ved hjelp av standardkomponenter. Ut i fra dette genererer TEMPO en matematisk modell som beskriver prosessen. TEMPO kan deretter bruke modellen til å detektere feil i prosessutstyr og instrumentering, identifisere bakgrunnen til feil, estimere størrelsen til feil, optimalisere prosessen og simulere unormale prosessstilstander [13].

Data reconciliation står sentralt i programmet. Dette er naturlig da nøyaktige målinger er en forutsetning med tanke på å være i stand til å oppdage små svekkelser av virkningsgraden, drift i sensorer og problemer som bygger seg sakte opp over tid. *Data reconciliation* foretas ved at programmet sammenligner måleverdier med beregnede verdier som oppfyller den matematiske modellen for det aktuelle anlegget. Dette gir mer nøyaktige og mer pålitelige måldata. Det vil også være mulig å få beregnet ”måleverdier” på steder i prosessen der det ikke finnes sensorer. Det foretas også statistiske analyser som forteller i hvilken grad måleverdiene stemmer overens med de beregnede verdiene og sannsynligheten for at det finnes problemer i prosessen.

Den matematiske modellen består av steady-state masse- og energibalanser for prosessen. Modellen består dermed av et sett med ikke-lineære ligninger som beskriver fysikalske egenskaper, oppførselen til prosessenhetene og hvordan de er bundet sammen [13].

TEMPO er utviklet av IFE i forbindelse med Haldenreaktorprosjektet, og er i utgangspunktet utviklet med tanke på bruk mot kjernekraftprosesser.

forutsetningen for denne hovedoppgaven. Derfor ble alle nødvendige enhetsmodeller programmert på nytt.

Funksjonene bygger på masse- og energibalanser, og de beregner utløpsspesifikasjonene gitt innløpsspesifikasjonene til en enhet. Spesifikasjonene ved innløp og utløp av en prosessenhet vil være følgende:

1. Massestrøm glykol (W_{glykol}) [kg/s]
2. Massestrøm vann (W_{vann}) [kg/s]
3. Massestrøm gass (W_{gass}) [kg/s]
4. Trykk (P) [MPa]
5. Entalpi (H) [kJ/kg]

Funksjonene er nokså enkle, og det er i stor grad benyttet ideelle sammenhenger. Det er tilrettelagt for at mer avanserte sammenhenger kan legges til senere ved behov.

I første omgang er det ikke tatt hensyn til trykkforandringer i løpet av prosessen. Det er lagt opp til at trykket ut av en enhet er lik trykket inn til enheten, og det er forventet at gensebetingelsene settes til atmosfæretrykk.

I tillegg til de nye enhetsmodellene brukes TEMPO-funksjonene *boundc* og *ident* for å angi grensebetingelser. Disse fantes i TEMPO på forhånd.

6.2.2.1 GR_heatex

Dette er en varmeveksler med overført varme (Q) som parameter. Den bruker følgende sammenhenger både på kald og varm side i veksleren:

$$W_{\text{glykol,ut}} = W_{\text{glykol,inn}} \quad (6.1)$$

$$W_{\text{vann,ut}} = W_{\text{vann,inn}} \quad (6.2)$$

$$W_{\text{gass,ut}} = W_{\text{gass,inn}} \quad (6.3)$$

$$P_{\text{ut}} = P_{\text{inn}} \quad (6.4)$$

For kald side (side 1) gjelder følgende:

$$H_{\text{ut}} = H_{\text{inn}} + Q / (W_{\text{glykol}} + W_{\text{vann}} + W_{\text{gass}}) \quad (6.5)$$

For varm side (side 2) gjelder følgende:

$$H_{\text{ut}} = H_{\text{inn}} - Q / (W_{\text{glykol}} + W_{\text{vann}} + W_{\text{gass}}) \quad (6.6)$$

6.2.2.2 GR_tank

Dette er en lagertank med varmetap (Q_{tap}) som parameter. Følgende gjelder:

$$W_{\text{glykol,ut}} = W_{\text{glykol,inn}} \quad (6.7)$$

$$W_{\text{vann,ut}} = W_{\text{vann,inn}} \quad (6.8)$$

$$W_{\text{gass,ut}} = W_{\text{gass,inn}} \quad (6.9)$$

$$P_{\text{ut}} = P_{\text{inn}} \quad (6.10)$$

$$H_{\text{ut}} = H_{\text{inn}} - Q_{\text{tap}} / (W_{\text{glykol}} + W_{\text{vann}} + W_{\text{gass}}) \quad (6.11)$$

6.2.2.3 GR_separation

Dette er en enhet som separerer gass- og væskefase. Den fungerer som flashtank/avgassingstank. Følgende gjelder:

$$W_{\text{glykol,utløp 1}} = W_{\text{glykol,inn}} \quad (6.12)$$

$$W_{\text{vann,utløp 1}} = W_{\text{vann,inn}} \quad (6.13)$$

$$W_{\text{gass,utløp 1}} = 0 \quad (6.14)$$

$$P_{\text{utløp 1}} = P_{\text{inn}} \quad (6.15)$$

$$H_{\text{utløp 1}} = H_{\text{gw}}(T_{\text{inn}}, X) \quad (6.16)$$

$$W_{\text{glykol,utløp 2}} = 0 \quad (6.17)$$

$$W_{\text{vann,utløp 2}} = 0 \quad (6.18)$$

$$W_{\text{vann,utløp 2}} = W_{\text{gass,inn}} \quad (6.19)$$

$$P_{\text{utløp 2}} = P_{\text{inn}} \quad (6.20)$$

$$H_{\text{utløp 2}} = H_{\text{hc}}(T_{\text{inn}}) \quad (6.21)$$

6.2.2.4 GR_destillation

Dette er modellen for destillasjonskolonnen i anlegget. Det er en kombinert modell som dekker både koker og avdriverkolonne. Modellen benytter parametrene varme overført i kondensator ($Q_{\text{kondensator}}$) og netto varme tilført kokeren gjennom varmeelementet (Q_{element}).

Kald side i kondensator (side 2) blir som for kald side i en varmeveksler:

$$W_{\text{glykol,utløp 2}} = W_{\text{glykol,innløp 2}} \quad (6.22)$$

$$W_{\text{vann,utløp 2}} = W_{\text{vann,innløp 2}} \quad (6.23)$$

$$W_{\text{gass,utløp 2}} = W_{\text{gass,innløp 2}} \quad (6.24)$$

$$P_{\text{utløp 2}} = P_{\text{innløp 2}} \quad (6.25)$$

$$H_{\text{utløp 2}} = H_{\text{innløp 2}} + Q_{\text{kondensator}} / (W_{\text{glykol}} + W_{\text{vann}} + W_{\text{gass}})_{\text{innløp 2}} \quad (6.26)$$

Modelleringen av resten av destillasjonskolonnen er noe mer avansert. Her splittes innstrømmen (innløp 1) slik at bunnproduktet (utløp 1) er glykol med 0,3 % vanninnhold, mens destillatet (utløp 3) er resten av vannet samt strippegass. Tilførselen av strippegass er satt til 18 kg/h med temperatur 10 °C.

Destillatet antas å inneholde mettet vanddamp. Entalpien til destillatet beregnes internt i rutinen ved først å beregne partialtrykket til vanddampen. Dette antas som metningstrykk, og deretter kan metningstemperatur og entalpi for destillatet beregnes. Fremgangsmåten er forklart nærmere i kapittel 4.4.

Følgende gjelder:

$$W_{\text{glykol,utløp 1}} = W_{\text{glykol,innløp 1}} \quad (6.27)$$

$$W_{\text{vann,utløp 1}} = 0,003 * W_{\text{glykol,innløp 1}} \quad (6.28)$$

$$W_{\text{gass,utløp 1}} = 0 \quad (6.29)$$

$$P_{\text{utløp 1}} = P_{\text{innløp 1}} \quad (6.30)$$

$$H_{\text{utløp 1}} = H_{\text{bunnprodukt}} \quad (6.31)$$

$$W_{\text{glykol,utløp 3}} = 0 \quad (6.32)$$

$$W_{\text{vann,utløp 3}} = W_{\text{vann,innløp 1}} - W_{\text{vann,utløp 1}} \quad (6.33)$$

$$W_{\text{gass,utløp 3}} = W_{\text{gass,innløp 1}} + W_{\text{strippegass}} \quad (6.34)$$

$$P_{\text{utløp 3}} = P_{\text{innløp 1}} \quad (6.35)$$

$$H_{\text{utløp 3}} = H_{\text{destillat}} \quad (6.36)$$

Her er:

$$H_{\text{destillat}} = [W_{\text{vanddamp}} * H_{\text{st}}(T_{\text{destillat}}) + W_{\text{gass}} * H_{\text{hc}}(T_{\text{destillat}})] / (W_{\text{vanddamp}} + W_{\text{gass}}) \quad (6.37)$$

$$H_{\text{bunnprodukt}} = (W_{\text{føde}} * H_{\text{føde}} + W_{\text{strippegass}} * H_{\text{strippegass}} - W_{\text{destillat}} * H_{\text{destillat}} + Q_{\text{element}} - Q_{\text{kondensator}}) / W_{\text{bunnprodukt}} \quad (6.38)$$

6.2.3 Beregnede egenskaper (derived properties)

På grunnlag av spesifikasjonene for en strøm kan TEMPO beregne mange andre egenskaper for strømmen. En rutine for dette fantes i TEMPO fra før, men det var nødvendig å gjøre betydelige endringer på denne i forbindelse med beregningene på glykol-regenereringsanlegget. Dette fordi det til dels er andre egenskaper som er ønsket, og delvis fordi det benyttes et annet termodynamikkbibliotek. Filen *GR_drv_prop.for* er utviklet som en del av hovedoppgaven. Denne inneholder rutinen ***GR_derprop*** som beregner følgende egenskaper gitt de fem spesifikasjonene for en strøm:

1. Total massestrøm [kg/h]
2. Massestrøm glykol [kg/h]
3. Massestrøm vann [kg/h]
4. Massestrøm gass [kg/h]
5. Massefraksjon vann i glykol [-]
6. Trykk [Mpa]
7. Temperatur [°C]
8. Temperatur [K]
9. Dampkvalitet

Konvertering av massestrømmer og beregning av massefraksjon vann i glykol er enkle beregninger som ikke omtales ytterligere. Beregning av temperaturen gitt entalpien er derimot noe mer avansert.

For det første må det avgjøres om den aktuelle strømmen er en ”normal” strøm eller om det er dampstrømmen ut fra destillasjonskolonnen som behandles. Dersom entalpien er over 2000 kJ/kg og massestrøm glykol er mindre enn 0,001 kg/s vil strømmen bli tolket som dampstrøm. Da finnes temperaturen ved å beregne partialtrykket til dampen og bruke dette til å bestemme metningstemperaturen. Mer om dette finnes i kapittel 4.4.

For de andre strømmene i anlegget brukes intervallhalveringsmetoden (*bisection*) for å finne temperaturen. Starter med $T_{\min} = 1 \text{ °C}$ og $T_{\max} = 250 \text{ °C}$. Entalpien beregnes for gjennomsnittstemperaturen (T_{mid}) etter følgende formel:

$$H = [W_{\text{gw}} * H_{\text{gw}}(T_{\text{mid}}, X) + W_{\text{hc}} * H_{\text{hc}}(T_{\text{mid}})] / (W_{\text{gw}} + W_{\text{hc}}) \quad (6.39)$$

Deretter avgjøres det om entalpien til strømmen ligger over eller under den beregnede entalpien. Dersom entalpien er mindre enn den beregnede settes $T_{\max} = T_{\text{mid}}$, og dersom entalpien er større enn den beregnede settes $T_{\min} = T_{\text{mid}}$. På denne måten halveres intervallet, og beregningen kan gjentas. Prosedyren er satt til å halvere intervallet 40 ganger, og med dette finnes temperaturen med 9 til 10 signifikante desimaler. En slik nøyaktighet overgår riktignok nøyaktigheten til modellene, men likevel er det nødvendig for at rutiner som beregner de numeriske deriverte til de forskjellige egenskapene skal finne nøyaktige nok differanser.

6.2.4 Andre modifiseringer

Det var også nødvendig å gå inn i den eksisterende programkoden til TEMPO og gjøre noen endringer. En grunnleggende endring gikk på å øke antall beskrivende variable fra tre til fem. Ved bruk på vann/damp-systemer har det vært tilstrekkelig med tre variable for at en strøm skal være fullstendig spesifisert. Disse er massestrøm, trykk og entalpi. Glykol-regenereringsanlegget kompliseres ved at tre forskjellige komponenter behandles. Disse er glykol, vann og gass. Komponentene må spesifiseres med hver sin massestrøm for at det skal være mulig å skille de fra hverandre, og dermed måtte det innføres tre separate massestrømmer i tillegg til trykk og entalpi. Det er også foretatt noen andre endringer, og en fullstendig liste finnes i vedlegg 7.

6.2.5 Konfigurasjonsfil (configuration file)

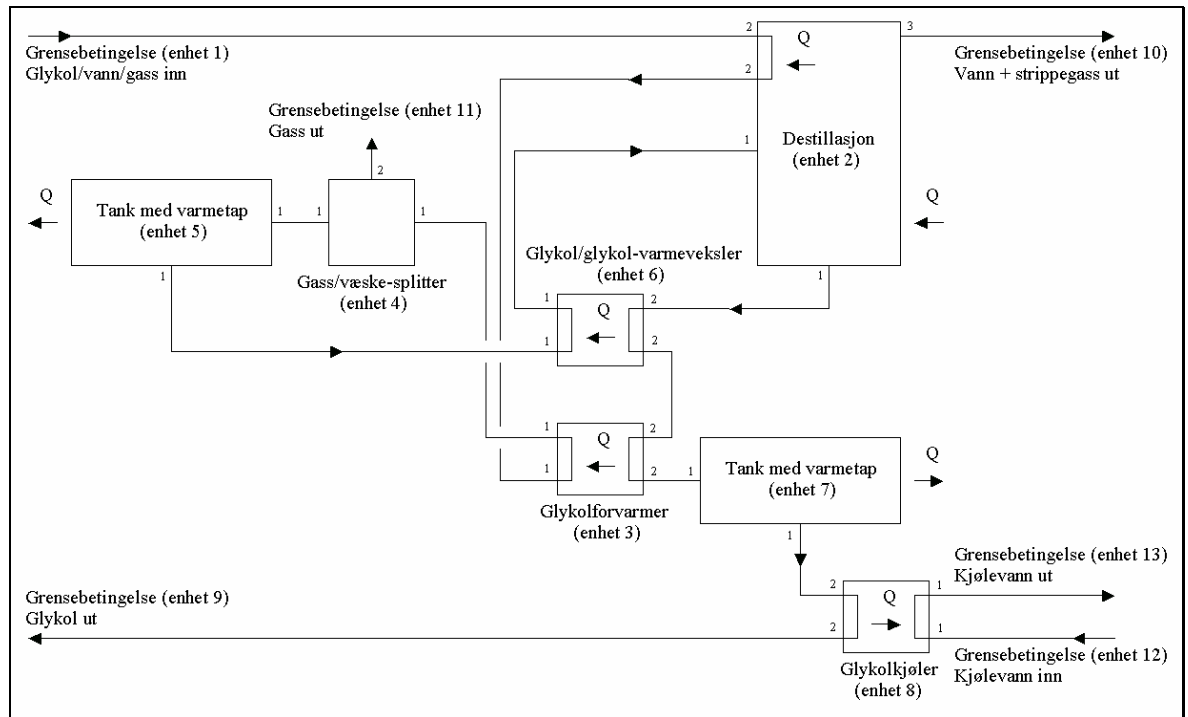
Filen *csheet.link* inneholder informasjon om hvordan de forskjellige prosessenhetene i anlegget er knyttet sammen. Dette er en tekstfil som normalt lages av TEMPO etter at flytskjemaet for prosessen er lagt inn i det grafiske brukergrensesnittet. Siden programmet foreløpig ikke er tilpasset denne typen prosesser, måtte denne filen bygges manuelt. Informasjonen er ordnet på følgende måte:

i j k l enhetsnavn parameter₁ parameter₂ ... parameter_n

Dette forteller at innløp j på enhet i er forbundet med utløp l på enhet k , hva slags type enhet i er, og en liste med parametre som gjelder for i . Glykol-regenereringsanlegget kan beskrives som vist i tabell 6.1. Figur 6.1 (vedlegg 10) viser en prinsippskisse av anlegget slik det er tenkt modellert i TEMPO. Denne kan gjøre det lettere å sette seg inn i tabell 6.1.

Tabell 6.1: Beskrivelse av glykol-regenereringsanlegget i [csheet.link](#)

i	j	k	l	Enhetsnavn	Kommentar
1	1	0	0	boundc	Grensebetingelse, hovedstrøm inn
1	1	0	0	ident	Grensebetingelse, hovedstrøm inn
2	1	6	1	GR_destillation	Kondensator, kald side
2	2	1	1	GR_destillation	Destillasjonskolonne
3	1	2	2	GR_heatex	Forvarmer, kald side
3	2	6	2	GR_heatex	Forvarmer, varm side
4	1	3	1	GR_separation	Flashtank, gass ut
5	1	4	1	GR_tank	Flashtank, varmetap
6	1	5	1	GR_heatex	Glykol/glykol-veksler, kald side
6	2	2	1	GR_heatex	Glykol/glykol-veksler, varm side
7	1	3	2	GR_tank	Lagertank, varmetap
8	1	12	1	GR_heatex	Kjøler, kald side
8	2	7	1	GR_heatex	Kjøler, varm side
9	1	8	2	ident	Grensebetingelse, glykol ut
10	1	2	3	ident	Grensebetingelse, vann ut
11	1	4	2	ident	Grensebetingelse, gass ut
12	1	0	0	boundc	Grensebetingelse, kjølevann inn
12	1	0	0	ident	Grensebetingelse, kjølevann inn
13	1	8	1	ident	Grensebetingelse, kjølevann ut



Figur 6.1: Prinsippkisse av glykol-regenereringsanlegget.

6.2.6 Initialiseringsfil (initialisation file)

Filen *csheet.init* inneholder initielle verdier for beregningene, samt minimums- og maksimumsverdier for hver verdi. Informasjonen er ordnet på følgende måte:

massestrøm glykol	massestrøm vann	massestrøm gass	trykk	entalpi
min.	min.	min.	min.	min.
max.	max.	max.	max.	max.

Initielle verdier må angis for alle innløp på alle enheter, og rekkefølgen må være den samme som i konfigurasjonsfilen.

6.2.7 Designparameterfil (design parameter file)

Filen *csheet.dspr* inneholder en liste med parametre som er tillatt å variere under beregningene. Informasjonen er ordnet på følgende måte:

$i \ j \ \text{parameter}_{\text{init}} \ \text{parameter}_{\text{min}} \ \text{parameter}_{\text{max}}$

Dette forteller at parameter nummer j til enhet i kan varieres mellom nedre og øvre grense med angitt initieell verdi.

Følgende parametre må angis:

- Enhet 1, parameter 1: Massestrøm glykol (grensebetingelse som kan variere)
- Enhet 1, parameter 2: Massestrøm vann (grensebetingelse som kan variere)
- Enhet 1, parameter 3: Massestrøm gass (grensebetingelse som kan variere)
- Enhet 1, parameter 5: Entalpi for hovedstrøm inn (grensebetingelse som kan variere)
- Enhet 2, parameter 1: Overført varme i kondensator
- Enhet 2, parameter 2: Effekt for varmeelement i koker
- Enhet 3, parameter 1: Overført varme i glykolforvarmer
- Enhet 5, parameter 1: Varmetap fra flashtank
- Enhet 6, parameter 1: Overført varme i glykol/glykol-varmeveksler
- Enhet 7, parameter 1: Varmetap fra lagertank
- Enhet 8, parameter 1: Overført varme i glykolkjøler
- Enhet 12, parameter 2: Massestrøm kjølevann (grensebetingelse som kan variere)
- Enhet 12, parameter 5: Entalpi for kjølevann inn (grensebetingelse som kan variere)

TEMPO vil tilpasse parametrene under beregningene. De nye (justerte) parametrene vil bli lagret i denne filen.

6.2.8 Objektfunksjonfil (object function file)

Filen *csheet.eobj* inneholder en liste med variable som skal tas med i objektfunksjonen ved optimalisering. Informasjonen er ordnet på følgende måte:

n type i j

Her er n et referansenummer, $type$ forteller type optimalisering, mens i og j forteller hvilken strøm som skal tas med i objektfunksjonen.

Denne filen settes ut av funksjon når det er måldata som optimaliseres, slik som tilfellet var for glykol-regenereringsanlegget.

6.2.9 Måledatafil (measurement fit file)

Filen *csheet.msft* inneholder aktuelle måledata fra anlegget. Informasjonen er ordnet på følgende måte:

n type verdi i j standardavvik

Dette angir måling for enhet *i* innløp *j*. Aktuelle typer er *w* for massestrøm og *T* for temperatur. Standardavviket er gitt i prosent. Måledata for glykol-regenereringsanlegget er vist i tabell 6.2. Standardavviket for temperaturmålingene tilsvarer 1 °C.

Tabell 6.2: Måledata for glykol-regenereringsanlegget.

n	Type	Verdi	i	j	Standardavvik (%)	Kommentar
1	w	1690,5	2	2	10,0	Glykol/vann/gass
2	w	1681,5	2	1	10,0	Glykol/vann
3	w	1620	8	2	10,0	Glykol
4	w	3019	8	1	10,0	Kjølevann
5	T	30	2	2	3,33	Før kondensator, kald side
6	T	40	3	1	2,50	Før forvarmer, kald side
7	T	80	4	1	1,25	Før flashtank
8	T	77	6	1	1,30	Før ggveksler, kald side
9	T	143	2	1	0,70	Før destillasjon
10	T	199	6	2	0,50	Før ggveksler, varm side
11	T	135	3	2	0,74	Før forvarmer, varm side
12	T	96	7	1	1,04	Før lagertank
13	T	93	8	2	1,08	Før kjøler
14	T	35	9	1	2,86	Etter kjøler
15	T	96,5	10	1	1,04	Vanndamp ut
16	T	12	8	1	8,33	Kjølevann inn
17	T	30	13	1	3,33	Kjølevann ut

6.3 Kontroll av balanseligninger for enhetsmodeller og anlegget

Det er testet at enhetsmodellene fungerer som de skal ved å kontrollere masse- og energibalansene rundt hver type enhet og for hele glykol-regenereringsanlegget. Ved stasjonær drift, som her, skal masse og energi inn være lik masse og energi ut. Glykolforvarmeren er brukt som representant for varmevekslerne, mens avgassingstanken er brukt som representant for tankene i anlegget. Enhetsmodellene er testet ved å kjøre TEMPO med kun denne enheten som system. Grensebetingelsene blir da satt slik at de er tilnærmet det som vil være betingelsene når enheten er i anlegget.

6.3.1 GR_heatex

Masse inn:

$$W_{\text{innløp 1}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0171 \text{ kg/s} + 0,0025 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4696 \text{ kg/s}}$$

$$W_{\text{innløp 2}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0014 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4514 \text{ kg/s}}$$

Masse ut:

$$W_{\text{utløp 1}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0171 \text{ kg/s} + 0,0025 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4696 \text{ kg/s}}$$

$$W_{\text{utløp 2}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0014 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4514 \text{ kg/s}}$$

Energi inn:

$$E_{\text{innløp 1}} = 0,4696 \text{ kg/s} * 88,2 \text{ kJ/kg} = 41,42 \text{ kW}$$

$$E_{\text{innløp 2}} = 0,4514 \text{ kg/s} * 327,9 \text{ kJ/kg} = 148,01 \text{ kW}$$

$$E_{\text{inn totalt}} = \mathbf{189,43 \text{ kW}}$$

Energi ut:

$$E_{\text{utløp 1}} = 0,4696 \text{ kg/s} * 188,0 \text{ kJ/kg} = 88,28 \text{ kW}$$

$$E_{\text{utløp 2}} = 0,4514 \text{ kg/s} * 224,1 \text{ kJ/kg} = 101,16 \text{ kW}$$

$$E_{\text{ut totalt}} = \mathbf{189,44 \text{ kW}}$$

6.3.2 GR_tank

Masse inn:

$$W_{\text{inn}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0171 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4671 \text{ kg/s}}$$

Masse ut:

$$W_{\text{ut}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0171 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4671 \text{ kg/s}}$$

Energi inn:

$$E_{\text{inn}} = 0,4671 \text{ kg/s} * 187,2 \text{ kJ/kg} = \mathbf{87,44 \text{ kW}}$$

Energi ut:

$$E_{\text{ut}} = 0,4671 \text{ kg/s} * 179,5 \text{ kJ/kg} = 83,84 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{tap}} = 3,57 \text{ kW}$$

$$E_{\text{ut totalt}} = \mathbf{87,41 \text{ kW}}$$

6.3.3 GR_separation

Masse inn:

$$W_{\text{inn}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0171 \text{ kg/s} + 0,0025 \text{ kg/s} = \mathbf{0,4696 \text{ kg/s}}$$

Masse ut:

$$W_{\text{utløp 1}} = 0,4500 \text{ kg/s} + 0,0171 \text{ kg/s} = 0,4671 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{utløp 2}} = 0,0025 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{ut totalt}} = \mathbf{0,4696 \text{ kg/s}}$$

Energi inn:

$$E_{\text{inn}} = 0,4696 \text{ kg/s} * 187,0 \text{ kJ/kg} = \mathbf{87,82 \text{ kW}}$$

Energi ut:

$$E_{\text{utløp 1}} = 0,4671 \text{ kg/s} * 187,1 \text{ kJ/kg} = 87,39 \text{ kW}$$

$$E_{\text{utløp 2}} = 0,0025 \text{ kg/s} * 169,7 \text{ kJ/kg} = 0,42 \text{ kW}$$

$$E_{\text{ut totalt}} = \mathbf{87,81 \text{ kW}}$$

6.3.4 GR_destillation

Masse inn:

$$W_{\text{fode}} = 0,4565 \text{ kg/s} + 0,0205 \text{ kg/s} = 0,4770 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{strippegass}} = 0,0050 \text{ kg/s}$$

$$\mathbf{W_{\text{inn totalt}} = 0,4820 \text{ kg/s}}$$

Masse ut:

$$W_{\text{destillat}} = 0,0191 \text{ kg/s} + 0,0050 \text{ kg/s} = 0,0241 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{bunnprodukt}} = 0,4565 \text{ kg/s} + 0,0014 \text{ kg/s} = 0,4579 \text{ kg/s}$$

$$\mathbf{W_{\text{ut totalt}} = 0,4820 \text{ kg/s}}$$

Energi inn:

$$E_{\text{fode}} = 0,4770 \text{ kg/s} * 361,4 \text{ kJ/kg} = 172,39 \text{ kW}$$

$$E_{\text{strippegass}} = 0,0050 \text{ kg/s} * 20,1 \text{ kJ/kg} = 0,10 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{element}} = 128,00 \text{ kW}$$

$$\mathbf{E_{\text{inn totalt}} = 300,49 \text{ kW}}$$

Energi ut:

$$E_{\text{destillat}} = 0,0241 \text{ kg/s} * 2158,7 \text{ kJ/kg} = 52,02 \text{ kW}$$

$$E_{\text{bunnprodukt}} = 0,4579 \text{ kg/s} * 521,6 \text{ kJ/kg} = 238,84 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{kondensator}} = 9,57 \text{ kW}$$

$$\mathbf{E_{\text{ut totalt}} = 300,43 \text{ kW}}$$

6.3.5 Totalbalanse for glykol-regenereringsanlegget

Masse inn:

$$W_{\text{glykol inn}} = 0,4417 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{vann inn}} = 0,0227 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{gass inn}} = 0,0025 \text{ kg/s} + 0,0050 \text{ kg/s} = 0,0075 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{kjølevann inn}} = 0,8479 \text{ kg/s}$$

Masse ut:

$$W_{\text{glykol ut}} = 0,4417 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{vann ut}} = 0,0214 \text{ kg/s} + 0,0013 \text{ kg/s} = 0,0227 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{gass ut}} = 0,0025 \text{ kg/s} + 0,0050 \text{ kg/s} = 0,0075 \text{ kg/s}$$

$$W_{\text{kjølevann ut}} = 0,8479 \text{ kg/s}$$

Energi inn:

$$E_{\text{hovedstrøm}} = (0,4417 + 0,0227 + 0,0025) \text{ kg/s} * 66,8 \text{ kJ/kg} = 31,19 \text{ kW}$$

$$E_{\text{kjølevann}} = 0,8479 \text{ kg/s} * 49,4 \text{ kJ/kg} = 41,89 \text{ kW}$$

$$E_{\text{strippegass}} = 0,0050 \text{ kg/s} * 20,1 \text{ kJ/kg} = 0,10 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{element}} = 130,44 \text{ kW}$$

$$E_{\text{inn totalt}} = \mathbf{203,62 \text{ kW}}$$

Energi ut:

$$E_{\text{hovedstrøm}} = (0,4417 + 0,0013) \text{ kg/s} * 75,1 \text{ kJ/kg} = 33,27 \text{ kW}$$

$$E_{\text{kjølevann}} = 0,8479 \text{ kg/s} * 122,6 \text{ kJ/kg} = 103,95 \text{ kW}$$

$$E_{\text{destillat}} = (0,0214 + 0,0050) \text{ kg/s} * 2202,6 \text{ kJ/kg} = 58,15 \text{ kW}$$

$$E_{\text{gass}} = 0,0025 \text{ kg/s} * 170,3 \text{ kJ/kg} = 0,43 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{tap flashtank}} = 4,09 \text{ kW}$$

$$Q_{\text{tap lagertank}} = 3,79 \text{ kW}$$

$$E_{\text{ut totalt}} = \mathbf{203,68 \text{ kW}}$$

6.4 Resultater

Resultatene ved bruk av måledatasettet hentet fra [9] er vist i tabellene 6.3 til 6.6.

Tabell 6.3: Beregnede måleverdier fra TEMPO.

Måling:	Beregnet:	Målt:	Avvik:	Avvik:
Våt glykol m/gass	1680,8 kg/h	1690,5 kg/h	- 9,7 kg/h	- 0,6 %
Våt glykol u/gass	1671,8 kg/h	1681,5 kg/h	- 9,7 kg/h	- 0,6 %
Tørr glykol	1594,9 kg/h	1620 kg/h	- 25,1 kg/h	- 1,6 %
Kjølevann	3052,6 kg/h	3019 kg/h	33,6 kg/h	1,1 %
Inn kondensator	30,1 °C	30 °C	0,1 °C	0,2 %
Ut kondensator/inn forvarmer	39,8 °C	40 °C	- 0,2 °C	- 0,5 %
Ut forvarmer/inn avgassing	80,2 °C	80 °C	0,2 °C	0,2 %
Ut avgassing/inn gg-veksler	76,8 °C	77 °C	- 0,2 °C	- 0,3 %
Ut gg-veksler/inn destillasjon	143,3 °C	143 °C	0,3 °C	0,2 %
Ut destillasjon/inn gg-veksler	198,7 °C	199 °C	- 0,3 °C	- 0,1 %
Ut gg-veksler/inn forvarmer	135,0 °C	135 °C	0,0 °C	0,0 %
Ut forvarmer/inn lagertank	96,3 °C	96 °C	0,3 °C	0,3 %
Ut lagertank/inn kjøler	93,0 °C	93 °C	- 0,0 °C	- 0,0 %
Ut kjøler	35,0 °C	35 °C	- 0,0 °C	- 0,1 %
Vanndamp	96,6 °C	96,5 °C	0,1 °C	0,1 %
Kjølevann inn	12,0 °C	12 °C	0,0 °C	0,3 %
Kjølevann ut	29,9 °C	30 °C	- 0,1 °C	- 0,4 %

Tabell 6.4: Data fra TEMPO.

Antall variable	98
Antall ligninger	85
Antall målinger	17
Antall frihetsgrader	4
χ^2	0,4490
Q	0,9783

Tabell 6.5: Beregnede parametre fra TEMPO.

Parameter:	Beregnet:	Oppgitt:	Avvik:
Massefraksjon vann i glykol	4,9 %	3,7 %	32 %
Dampkvalitet ut fra destillasjon	100 %	-	-
Overført varme i kondensator	10,6 kW	-	-
Effekt for varmeelement	130,4 kW	-	-
Overført varme i glykolforvarmer	46,6 kW	45,2 kW	3 %
Varmetap fra flashtank	4,1 kW	-	-
Overført varme i glykol/glykol-veksler	84,9 kW	81,9 kW	4 %
Varmetap fra lagertank	3,8 kW	-	-
Overført varme i glykolkjøler	62,1 kW	60,4 kW	3 %

Tabell 6.6: Beregnede standardavvik fra TEMPO.

Måling:	Beregnet:	Antatt:	Reduksjon:	Justerbarhet:
Våt glykol m/gass	111,7 kg/h	169,1 kg/h	34 %	0,34
Våt glykol u/gass	89,8 kg/h	168,2 kg/h	47 %	0,47
Tørr glykol	86,8 kg/h	162,0 kg/h	46 %	0,46
Kjølevann	217,2 kg/h	301,9 kg/h	28 %	0,28
Inn kondensator	1,00 °C	1,0 °C	0 %	0,00
Ut kondensator/inn forvarmer	0,98 °C	1,0 °C	2 %	0,02
Ut forvarmer/inn avgassing	0,98 °C	1,0 °C	2 %	0,02
Ut avgassing/inn gg-veksler	0,92 °C	1,0 °C	8 %	0,08
Ut gg-veksler/inn destillasjon	0,90 °C	1,0 °C	11 %	0,11
Ut destillasjon/inn gg-veksler	0,88 °C	1,0 °C	11 %	0,11
Ut gg-veksler/inn forvarmer	0,88 °C	1,0 °C	12 %	0,12
Ut forvarmer/inn lagertank	0,98 °C	1,0 °C	2 %	0,02
Ut lagertank/inn kjøler	0,99 °C	1,0 °C	1 %	0,01
Ut kjøler	0,99 °C	1,0 °C	1 %	0,01
Vanndamp	0,86 °C	1,0 °C	15 %	0,15
Kjølevann inn	0,92 °C	1,0 °C	8 %	0,08
Kjølevann ut	0,92 °C	1,0 °C	8 %	0,08

Resultatene ved bruk av et måledatasett hentet ut fra Brage-simulatoren til IFE er vist i tabellene 6.7 til 6.10.

Tabell 6.7: Beregnede måleverdier fra TEMPO.

Måling:	Beregnet:	Målt:	Avvik:	Avvik:
Våt glykol m/gass	1887,7 kg/h	1997,0 kg/h	- 109,3 kg/h	- 5,8 %
Våt glykol u/gass	1876,8 kg/h	1899,0 kg/h	- 22,2 kg/h	- 1,2 %
Tørr glykol	1784,5 kg/h	1854,0 kg/h	- 69,5 kg/h	- 3,9 %
Kjølevann	3341,6 kg/h	3300,0 kg/h	41,6 kg/h	1,2 %
Inn kondensator	31,1 °C	31,0 °C	0,1 °C	0,2 %
Ut kondensator/inn forvarmer	39,6 °C	40,2 °C	- 0,6 °C	- 1,5 %
Ut forvarmer/inn avgassing	79,0 °C	78,4 °C	0,6 °C	0,7 %
Ut avgassing/inn gg-veksler	74,8 °C	75,1 °C	- 0,3 °C	- 0,3 %
Ut gg-veksler/inn destillasjon	142,1 °C	141,8 °C	0,3 °C	0,2 %
Ut destillasjon/inn gg-veksler	198,5 °C	198,8 °C	- 0,3 °C	- 0,2 %
Ut gg-veksler/inn forvarmer	133,9 °C	134,2 °C	- 0,3 °C	- 0,2 %
Ut forvarmer/inn lagertank	95,9 °C	95,4 °C	0,5 °C	0,5 %
Ut lagertank/inn kjøler	93,4 °C	93,5 °C	- 0,1 °C	- 0,1 %
Ut kjøler	35,3 °C	35,2 °C	0,1 °C	0,2 %
Vanndamp	97,3 °C	96,5 °C	0,8 °C	0,8 %
Kjølevann inn	12,0 °C	12,0 °C	- 0,0 °C	- 0,3 %
Kjølevann ut	30,2 °C	30,0 °C	0,2 °C	0,8 %

Tabell 6.8: Data fra TEMPO.

Antall variable	98
Antall ligninger	85
Antall målinger	17
Antall frihetsgrader	4
χ^2	2,4405
Q	0,6553

Tabell 6.9: Beregnede parametre fra TEMPO.

Parameter:	Beregnet:	Oppgitt:	Avvik:
Massefraksjon vann i glykol	5,2 %	3,7 %	41 %
Dampkvalitet ut fra destillasjon	100 %	-	-
Overført varme i kondensator	10,5 kW	-	-
Effekt for varmeelement	149,6 kW	-	-
Overført varme i glykolforvarmer	51,0 kW	45,2 kW	13 %
Varmetap fra flashtank	5,5 kW	-	-
Overført varme i glykol/glykol-veksler	96,3 kW	81,9 kW	18 %
Varmetap fra lagertank	3,2 kW	-	-
Overført varme i glykolkjøler	69,7 kW	60,4 kW	15 %

Tabell 6.10: Beregnede standardavvik fra TEMPO.

Måling:	Beregnet:	Antatt:	Reduksjon:	Justerbarhet:
Våt glykol m/gass	130,2 kg/h	199,7 kg/h	35 %	0,35
Våt glykol u/gass	103,3 kg/h	189,9 kg/h	46 %	0,46
Tørr glykol	98,9 kg/h	185,4 kg/h	47 %	0,47
Kjølevann	236,8 kg/h	330,0 kg/h	28 %	0,28
Inn kondensator	1,00 °C	1,0 °C	0 %	0,00
Ut kondensator/inn forvarmer	0,98 °C	1,0 °C	2 %	0,02
Ut forvarmer/inn avgassing	0,98 °C	1,0 °C	2 %	0,02
Ut avgassing/inn gg-veksler	0,93 °C	1,0 °C	7 %	0,07
Ut gg-veksler/inn destillasjon	0,91 °C	1,0 °C	10 %	0,10
Ut destillasjon/inn gg-veksler	0,90 °C	1,0 °C	10 %	0,10
Ut gg-veksler/inn forvarmer	0,90 °C	1,0 °C	11 %	0,11
Ut forvarmer/inn lagertank	0,98 °C	1,0 °C	2 %	0,02
Ut lagertank/inn kjøler	0,99 °C	1,0 °C	1 %	0,01
Ut kjøler	0,99 °C	1,0 °C	1 %	0,01
Vanndamp	0,80 °C	1,0 °C	21 %	0,21
Kjølevann inn	0,92 °C	1,0 °C	8 %	0,08
Kjølevann ut	0,92 °C	1,0 °C	8 %	0,08

Resultatene i forbindelse med å bestemme vanninnholdet i glykol er vist i tabell 6.11. Måledatasettet som er brukt her er hentet fra [9].

Tabell 6.11: Resultater for bestemmelse av vanninnholdet i glykol.

Måledatasett	Komponent	Massestrøm	Relativt standardavvik	Absolutt standardavvik
Fra [9]	Glykol	1590 kg/h	0,024050	38,24 kg/h
	Vann	81,7 kg/h	0,004696	0,38 kg/h
Fra Brage-simulator	Glykol	1779 kg/h	0,027276	48,52 kg/h
	Vann	97,6 kg/h	0,006101	0,60 kg/h

Resultatene i tabell 6.11 forteller at massestrøm vann er bestemt med et standardavvik på 0,5 og 0,6 % for de to måledatasettene, men for å finne standardavviket til massefraksjon vann i glykol må det også tas hensyn til standardavviket for glykolstrømmen. Resultater fra disse beregningene er vist i tabell 6.12. Beregningene er forklart i vedlegg 8.

Tabell 6.12: Bestemmelse av vanninnholdet i glykol.

Måledatasett	Fra [9]	Fra Brage-simulator
Beregnet vanninnhold	4,9 %	5,2 %
Beregnet standardavvik	0,12 %	0,15 %
90 % konfidensintervall	4,7 % – 5,1 %	5,0 % – 5,4 %
99 % konfidensintervall	4,6 % – 5,2 %	4,8 % – 5,6 %

6.5 Forsøk med TEMPO-modellen

Det er utført noen forsøk med TEMPO-modellen i forbindelse med tenkte hendelser. Det finnes bortimot uendelig med muligheter med tanke på bortfall av en eller flere måleverdier samt feil i en eller flere måleverdier. Omfanget av forsøkene er begrenset til det som er beskrevet her. Forsøkene er utført med bruk av måledatasettet hentet fra [9].

6.5.1 Forsøk 1: Bortfall av måling med høy redundans

I følge justerbarheten gitt i tabell 6.6 er temperaturmålingen av destillatet den temperaturmålingen som har høyest redundans. Bortfall av denne målingen ble simulert ved å fjerne den fra måledatasettet.

TEMPO estimerte fortsatt temperaturen til å være 96,6 °C. Temperaturen ble fortsatt klassifisert som å være observerbar. Antall frihetsgrader ble redusert til 3, og Q-verdien ble 0,9342. Det var ingen betydelige endringer for de andre variablene.

6.5.2 Forsøk 2: Bortfall av måling med lav redundans

Temperaturmålingen av glykol ut av kjøleren kan i følge justerbarheten gitt i tabell 6.6 brukes som eksempel på en måling som har lav redundans. Bortfall av denne målingen ble simulert ved å fjerne den fra måledatasettet.

TEMPO estimerte nå temperaturen til å være 34,9 °C. Opprinnelig var den 35,0 °C. Temperaturen ble fortsatt klassifisert som å være observerbar. Antall frihetsgrader ble redusert til 3, og Q-verdien ble 0,9305. Det var ingen betydelige endringer for de andre variablene.

Når denne målingen ble fjernet mistet fire andre målinger redundansen. Disse var massestrøm kjølevann, temperatur ut av lagertanken og temperatur for kjølevann inn og ut.

6.5.3 Forsøk 3: Bortfall av måling uten redundans

I følge justerbarheten gitt i tabell 6.6 har temperaturmålingen av hovedstrømmen inn til anlegget ikke redundans. Bortfall av denne målingen ble simulert ved å fjerne den fra måledatasettet.

TEMPO klassifiserte nå entalpien til hovedstrøm inn som ikke-observerbar. Antall frihetsgrader ble redusert til 3, og Q-verdien ble 0,9787. Det var ingen betydelige endringer for de andre variablene.

Når denne målingen ble fjernet var det også to av de beregnede parametrene som ble klassifisert som å være ikke-observerbare. Disse var varme overført i kondensatoren og varme tilført destillasjonen gjennom varmeelementet.

6.5.4 Forsøk 4: Feil i måling med høy redundans

Feil (drift) i målingen av temperaturen til destillatstrømmen ble simulert ved å sette denne til 100 °C i måledatasettet. Opprinnelig var den på 96,5 °C. TEMPO estimerte nå denne temperaturen til å være 97,9 °C. Det ble noen endringer av verdiene til de andre beregnede temperaturene, men samtlige lå innenfor $\pm 0,5$ °C fra de respektive målte verdiene. Q-verdien ble 0,3085.

6.5.5 Forsøk 5: Feil i måling med lav redundans

Feil (drift) i temperaturmålingen av glykolstrømmen ut av glykolkjøleren ble simulert ved å sette denne til 30 °C i måledatasettet. Opprinnelig verdi var 35 °C. Denne ble nå estimert av TEMPO til å være 30,1 °C. Q-verdien ble 0,9462.

Målefeilen ble økt ytterligere ved å senke målingen til 25 °C. TEMPO estimerte da verdien til å være 25,1 °C. Q-verdien ble nå 0,8005. Under begge disse forsøkene var det kun mindre endringer i de andre beregnede måleverdiene.

6.5.6 Forsøk 6: Feil i måling uten redundans

Feil (drift) i temperaturmålingen av hovedstrømmen inn til anlegget ble simulert ved å sette denne til 35 °C i måledatasettet. Opprinnelig var denne 30 °C. TEMPO estimerte nå måleverdien til å være 35,0 °C. Q-verdien var 0,9843. Det ble enkelte endringer av verdiene til de andre beregnede temperaturene, men samtlige lå innenfor $\pm 0,5$ °C fra de målte verdiene.

7 DISKUSJON

7.1 Vurdering av resultater fra TEMPO

I følge resultatene fra TEMPO inneholder måledatasettet hentet fra [9] verdier som stemmer svært godt overens med beregnede måleverdier som oppfyller den matematiske modellen for anlegget. Dette sees ved at goodness-of-fit (Q-verdien) blir på hele 0,9783. En Q-verdi over 0,9 tilsier at måledatasettet er uten betydelige feil, mens en Q-verdi på 1 tilsier at måledatasettet er helt uten motstridende målinger.

At det er liten konflikt mellom målingene sees også ved at det kun foretas små korreksjoner av de målte verdiene. Massestrømmene korrigeres inntil $\pm 1,6\%$, mens temperaturene korrigeres inntil $\pm 0,3\text{ }^\circ\text{C}$. Dette er godt innenfor det som er antatt som standardavvik for målingene, og det medfører at objektfunksjonen får en lav verdi.

Det er litt usikkert hva som er bakgrunnen til disse måledataene. Det er trolig ikke måleverdier som er hentet ut fra anlegget på Brage. Det er grunn til å anta at det enten er en form for designverdier fra et prosesssimuleringsprogram, eller så er det verdier som er målt av leverandøren på et tilsvarende (nybygd) anlegg. Uansett er det vist at TEMPO ved bruk av enkle og tildels ideelle fysikalske modeller er i stand til å beregne verdier som nesten sammenfaller med dette måledatasettet.

Når det gjelder reduksjon i usikkerheten til målingene, så oppnås dette i en viss grad. Målingene av massestrømmene, som i utgangspunktet er de mest usikre målingene, oppnår en reduksjon i usikkerhet på mellom 30 og 50 %. Temperaturmålingene, som i utgangspunktet er nokså sikre målinger, oppnår en reduksjon i usikkerhet på inntil 15 %. Gjennom dette (justerbarheten) er det vist at det finnes en viss grad av redundans i anlegget som kan utnyttes for å få mer nøyaktige måledata.

Måledatasettet som er hentet fra Brage-simulatoren til IFE fikk også en grei tilpasning. Goodness-of-fit fikk en verdi på 0,6553, noe som indikerer at målingene ikke stemmer helt overens med verdier som oppfyller den matematiske modellen som er generert av TEMPO. Dette kan skyldes at simulatoren benytter dynamiske ligninger, mens ligningene som er lagt inn i TEMPO forutsetter at prosessen er stasjonær (steady-state).

For dette måledatasettet korrigeres massestrømmene inntil $\pm 5,8\%$, mens temperaturene korrigeres med inntil $\pm 0,8\text{ }^\circ\text{C}$. Korreksjonene er altså høyere enn for det andre datasettet, men de er innenfor det som er antatt som standardavvik for målingene.

Dette måledatasettet oppnår også en reduksjon på 30 – 50 % for usikkerheten til massestrømmene, og inntil 20 % reduksjon for usikkerheten til temperaturene. Dette

stemmer godt overens med den reduksjonen som ble oppnådd for det andre måledatasettet, og det er igjen vist at det er en viss grad av redundans i anlegget som kan utnyttes for å få mer nøyaktige måledata.

Usikkerheten i forbindelse med den beregnede massefraksjonen av vann i glykol ble også undersøkt. Denne ble beregnet til å være henholdsvis 4,9 % og 5,2 % for de to måledatasettene. Ved normal drift av anlegget er den forventet å ligge mellom 2 og 8 %. Resultatene fra måledatasettet fra [9] ga at massefraksjon vann kunne bestemmes med et standardavvik på 0,12 %, noe som betyr at det med 99 % sikkerhet kan sies at massefraksjon vann er mellom 4,6 og 5,2 % for dette datasettet. Dette må sies å være en meget god bestemmelse av en variabel som ikke måles i utgangspunktet. Fra måledatasettet hentet fra Brage-simulatoren ble massefraksjon vann bestemt med et standardavvik på 0,15 %. Dette gir at vanninnholdet med 99 % sikkerhet ligger i intervallet 4,8 – 5,6 %, noe som også er en god bestemmelse av vanninnholdet. Dette indikerer at det er et potensiale for å benytte TEMPO til å beregne denne variabelen som ikke måles direkte i anlegget.

7.2 Kontroll av enhetsmodeller

I kapittel 6.3 ble det testet at enhetsmodellene fungerte som forventet ved å kontrollere masse- og energibalansene for hver type enhet og for hele anlegget. Kontrollene viste at masse inn var lik masse ut både for enkeltkomponenter og totalt for anlegget, samt at energi inn var lik energi ut. Variasjoner for siste desimal i tallverdiene kan forklares med unøyaktighet på grunn av avrundinger.

7.3 Simulering av bortfall og drift i måleverdier

I kapittel 6.5 ble det utført noen enkle forsøk med TEMPO i forbindelse med bortfall av og drift i måleverdier. Bortfall ble simulert ved å fjerne den aktuelle målingen fra måledatasettet for så å se om TEMPO klarte å beregne verdien. Drift ble simulert ved å legge inn et avvik for måleverdien for så å se i hvilken grad TEMPO oppdaget feilen og justerte denne mot opprinnelig måleverdi. Forsøkene ble utført for representative målinger med høy, lav og uten redundans. Resultatene ble som forventet.

Ved bortfall av en måling med høy redundans ble denne beregnet til å være lik den opprinnelige verdien. Ved drift for måling med høy redundans ble denne justert kraftig mot den opprinnelige verdien. Samtidig ble goodness-of-fit kraftig redusert, og på denne måten varslet Q-verdien at det fantes feil i måledatasettet.

Ved bortfall av en måling med lav redundans ble denne beregnet til å være nesten lik den opprinnelige verdien. Ved drift for måling med lav redundans ble denne nesten ikke justert,

men den lille justeringen var i retning av den opprinnelige måleverdien. Det måtte forholdsvis stor drift til før Q-verdien ble såpass redusert at denne tilsa at det fantes feil i måledatasettet. Ved bortfall av den utvalgte målingen mistet fire andre målinger redundansen. Dette var alle målinger som var avhengig av denne målingen for å kunne beregnes indirekte ved å bruke balanseligningene.

Ved bortfall av en måling uten redundans ble denne klassifisert som å være ikke-observerbar. To andre beregnede parametre ble også ikke-observerbare ved bortfall av den utvalgte målingen. Begge var parametre som var avhengig av den utvalgte målingen for å kunne beregnes. Ved drift i målingen uten redundans ble det ikke oppnådd noen korreksjon av måleverdien. Det ble heller ikke oppnådd noen reduksjon i verdien for goodness-of-fit.

7.4 Vurdering av resultater fra MATLAB

Det ble også utført *data reconciliation* i MATLAB med måledatasettet fra [9]. De beregnede verdiene her stemte godt overens med de tilsvarende beregnede verdiene fra TEMPO. Korreksjonene av de respektive måleverdiene hadde samme fortegn og var i samme størrelsesorden for de to programmene. De beregnede parametrene var samsvarende, og begge programmene fant vanninnholdet i våt glykol til å være 4,9 %.

Når det gjelder beregning av nytt standardavvik for de korrigerede målingene, så var det noe avvik mellom MATLAB og TEMPO. Målingene av massestrømmene oppnår en reduksjon i usikkerhet på mellom 5 og 25 %. Temperaturmålingene oppnår en reduksjon i usikkerhet på inntil 20 %. MATLAB og TEMPO er altså ikke helt samsvarende med tanke på grad av redundans for de respektive målingene. I prinsippet skulle resultatene fra de to programmene blitt like, og ved videre bruk bør begge programkodene undersøkes for feil.

Justerbarheten for temperaturen til destillatet blir null i følge MATLAB-beregningene. Årsaken til dette er at den ekstra føringen som sier at destillatet har entalpi tilsvarende mettet damp ikke er implementert i disse beregningene i MATLAB. Dermed er det riktig at temperaturmålingen for destillatet ikke oppnår redundans i denne modellen.

Det vil være enklere å foreta *data reconciliation* i TEMPO enn i MATLAB når enhetsmodellene finnes i TEMPO. Da kan flytskjemaet legges inn i TEMPO, og programmet vil selv generere den matematiske modellen og alle nødvendige partiellderiverte med hensyn på de forskjellige variablene. Med tanke på at det var 10 ligninger som skulle partiellderivertes på 24 variable, så var det et tidkrevende og til tider vanskelig arbeid å legge dette manuelt inn i MATLAB. Flexibiliteten vil også være større for TEMPO. Å implementere en liten endring i flytskjemaet vil være en liten jobb i TEMPO og en stor jobb i MATLAB.

7.5 Mulighet for bruk av TEMPO i anlegget

Det er vist at redundans som finnes i anlegget gjennom *data reconciliation* kan utnyttes for å oppnå mer nøyaktige måledata. Dermed er det grunnlag for å si at det kan være nyttig å benytte et program som TEMPO for databehandling.

I måledatasettene som er benyttet under beregningene er det tatt med alt som finnes av online og offline målinger i anlegget. Generelt er det lite online målinger i anlegget per i dag. De fleste temperaturmålingene er offline målinger, mens målinger av massestrømmer ikke finnes direkte i det hele tatt. "Måleverdien" for tørr glykol er hentet fra glykolpumpen som har en fast leveringsmengde. De øvrige massestrømmene vil det være mulig å beregne fra ventilkarakteristikker.

TEMPO gir at systemet har fire frihetsgrader ved bruk av alle måledataene. Dette betyr at inntil fire målinger kan fjernes, men dersom dette gjøres mister systemet redundanseegenskapene. De fleste målingene har såpass lav verdi for justerbarheten at det antall målinger som er benyttet nærmest må sees på som et minstekrav. Dette medfører at det må gjøres store endringer i målesystemet i anlegget, slik at alle tilgjengelige målinger kan registreres online, dersom det er ønske om å benytte TEMPO online. En offline versjon av TEMPO kan derimot fint benyttes slik målesystemet er i dag.

Ved å innføre flere føringer for prosessen er det mulig å øke antall ligninger slik at antall frihetsgrader øker. På denne måten kan det være mulig å benytte færre målinger og likevel få en fullstendig løsning av systemet. Dette kan kanskje åpne for muligheten til å benytte TEMPO online uten å gjøre store endringer på det eksisterende målesystemet. De beste mulighetene for ekstra føringer vil trolig være i forbindelse med destillasjonen eller varmevekslerne.

7.6 Vurdering av antagelser og forenklinger

Underveis i arbeidet er det gjort mange antagelser, forenklinger og bruk av ideelle fysikalske sammenhenger. I forbindelse med termodynamikkbiblioteket er varmekapasiteten for glykol og vann tabellverdier som kan forventes å være forholdsvis reelle verdier. For naturgass er tabellverdier for varmekapasiteten til ideell gass benyttet. Det er antatt ideell blanding av glykol og vann. Det vil si at det sees bort fra blandingsvarme. Varmekapasitetene er ikke antatt å være konstant, de er funksjoner av temperaturen. Det kan nevnes at det først ble forsøkt å beregne entalpi fra varmekapasitet uten å ta hensyn til at varmekapasiteten var temperaturavhengig. Dette ga ikke fullt så gode resultater.

Ved sammenligning med oppgitte verdier fra [9] var det et positivt avvik på inntil 6 % i det aktuelle temperaturintervallet for de beregnede varmekapasitetene. Dette ble vurdert som

godt nok. For glykol og vann er det tatt hensyn til temperaturavhengigheten når entalpien beregnes fra varmekapasiteten. Dette er ikke gjort for naturgass da denne strømmen antas å være liten i forhold til glykolstrømmen. Det er ikke tatt hensyn til at deler av anlegget opererer under trykk. Det er antatt at alle prosesser foregår ved atmosfæretrykk.

Sammenhengen mellom metningstrykk og metningstemperatur er hentet ut fra damptabeller. Det samme er verdier for entalpien til mettet vanddamp ved gitt temperatur og trykk. Dette kan antas å være forholdsvis reelle verdier. Partialtrykket til vanddampen beregnes fra molfraksjon damp og totaltrykket. Dette er en ideell sammenheng, men resultatet tilsier at verdien likevel er ganske nær den reelle verdien.

For enhetsmodellene er det også foretatt en del antagelser og forenklinger. Avgassingstanken er antatt å være 100 % effektiv. All oppløst gass skilles ut, og det forekommer ikke tap av glykol eller vann i denne enheten. Destillasjonen er også ganske ideell. Bunnproduktet er glykol med spesifisert mengde restvann, mens destillatet er resten av vannet i form av mettet damp pluss tilsatt strippegass. Det er antatt at det ikke tapes glykol under destillasjonen.

Det er oppgitt i systembeskrivelsen [9] at noe glykol vil tapes både under avgassing og destillasjon. Tapet etterfylles i lagertanken. Dette er det altså ikke tatt hensyn til. De to filterne er også utelatt fra modellen, men påvirkningen fra disse på masse- og energibalansene vil være svært små.

Det er ikke tatt hensyn til varmetap fra andre steder i prosessen enn fra flashtanken og lagertanken der dette er spesifisert i modellene med egne parametre. Noe varmetap fra andre steder i prosessen må nok påregnes. På lik linje med de to andre tankene vil det være et varmetap fra kokeren. Slik modellen er i dag er dette en ikke-observerbar størrelse. Effekten til varmeelementet i kokeren kan sees på som netto tilført varme. Det vil si at et varmetap fra kokeren må legges til den beregnede effekten til varmeelementet.

Alt i alt er det gjort mange antagelser og forenklinger, men resultatene stemmer likevel bra. Dette viser at TEMPO på tross av alle forenklingene finner verdier som stemmer godt overens med reelle verdier.

8 KONKLUSJON

Det er utført nødvendige modifiseringer på TEMPO for at programmet skal kunne benyttes til å gjøre beregninger på glykol-regenereringsanlegget. Det er testet at enhetsmodellene fungerer som de skal ved å kontrollere masse- og energibalansene for hver enhetstype og for hele anlegget. Resultatet av testene tilsa at alt fungerte som forventet. Det er også gjort noen forsøk med TEMPO-modellen der bortfall av og drift i måleverdier simuleres. Resultatene av disse forsøkene var også helt som forventet.

Det ble utført TEMPO-beregninger med to separate måledatasett. Det ene var hentet fra Norsk Hydros systembeskrivelse av Brage og det andre var data hentet fra Brage-simulatoren til IFE. For begge måledatasettene oppnås mer nøyaktige måledata etter at TEMPO har utført *data reconciliation*. For begge datasettene oppnås en reduksjon på mellom 30 og 50 % for usikkerheten til målinger av massestrømmer, og en reduksjon på inntil 15 – 20 % for usikkerheten til målinger av temperaturer. Dette viser at det er en viss grad av redundans i anlegget som kan utnyttes for å få mer nøyaktige måledata. Alle korreksjoner av måleverdier er innenfor det som er antatt som standardavvik for de respektive målingene.

Det ble også foretatt *data reconciliation* av måledatasettet fra systembeskrivelsen av Brage i MATLAB. Korreksjonene av måleverdiene i MATLAB samsvarte med korreksjonene av måleverdiene i TEMPO. Det var imidlertid noe forskjell i reduksjon av usikkerhet for de beregnede verdiene. TEMPO vil være mer fleksibelt og enklere å bruke enn MATLAB for å foreta *data reconciliation* dersom enhetsmodellene allerede finnes i TEMPO.

TEMPO åpner også for muligheten til å beregne variable som ikke måles direkte i anlegget. En aktuell variabel i denne sammenhengen er massefraksjon vann i våt glykol. For de to måledatasettene ble denne bestemt til å være henholdsvis 4,9 % og 5,2 %. Statistiske beregninger viste at det med 99 % sikkerhet kunne sies at massefraksjon vann lå i intervallene 4,6 – 5,2 % og 4,8 – 5,6 % for de respektive datasettene. Dette må sies å være en meget god og nøyaktig bestemmelse av en variabel som ikke måles i utgangspunktet.

Slik modellen er i dag bør alt som finnes av målinger i anlegget benyttes for å ha tilstrekkelig med redundans til at det gir en viss forbedring av nøyaktigheten til målingene. Siden målingene som er benyttet hovedsakelig er offline målinger, vil det eventuelt være aktuelt å benytte en offline versjon av TEMPO mot dette anlegget. Dersom TEMPO skal brukes online må målesystemet i anlegget endres for å få flere målinger online. Det kan være en mulighet for å legge til flere føringer i modellene i TEMPO slik at antall frihetsgrader øker. På denne måten er færre målinger nødvendig for å få en løsning av systemet. Dette må eventuelt undersøkes nærmere.

Det er gjort en god del antagelser, forenklinger og tildels bruk av ideelle sammenhenger under utarbeidelsen av enhetsmodell- og termodynamikkbiblioteket. Likevel viste det seg at de beregnede verdiene fra TEMPO stemte meget godt overens med måleverdiene som er hentet fra Norsk Hydros systembeskrivelse av Brage. Dette måledatasettet er enten reelle verdier fra et tilsvarende anlegg eller verdier fra et mer avansert prosesssimuleringsprogram. Det vil si at TEMPO med bruk av enkle og til dels ideelle modeller er i stand til å beregne verdier som stemmer godt overens med dette.

Resultatene tilsier at det kan være nyttig å benytte et databehandlingssystem som TEMPO mot et glykol-regenereringsanlegg. Det finnes muligheter for å oppnå mer nøyaktige måleverdier og en god bestemmelse av umålte variable. Nøyaktige måleverdier er en forutsetning for optimalisering og tilstandsbasert vedlikehold av et prosessanlegg.

REFERANSELISTE

- [1] Langenstein, Magnus & Jansky, Josef: "Process Data Reconciliation in Nuclear Power Plants", http://btbjansky.com/pdf/Q_67_Process-data.pdf, 2003
- [2] Narasimhan, Shankar & Jordache, Cornelius: "Data Reconciliation & Gross Error Detection – An Intelligent Use of Process Data", Gulf Publishing Company, Houston, Texas, 2000
- [3] Sunde, Svein & Berg, Øivind: "Data Reconciliation in the Steam-Turbine Cycle of a Boiling Water Reactor", OECD Halden Reactor Project, Institutt for energiteknikk, 2001
- [4] Madron, Frantisek: "Process Plant Performance – Measurement and Data Processing for Optimization and Retrofits", Ellis Horwood, 1992
- [5] Unit Development Folder – Thermal Performance Monitoring and Optimisation System (TEMPO): Flowsheeting system and steam and module libraries, OECD Halden Reactor Project, Institutt for energiteknikk, revidert oktober 2003
- [6] Elliott, J. Richard & Lira, Carl T.: "Introductory Chemical Engineering Thermodynamics", Prentice Hall PTR, 1999
- [7] Zumdahl, Steven S.: "Chemical Principles", Houghton Mifflin Company, 1998
- [8] Øi, Lars Erik & Selstø, Elisabeth Tyvand: "Process Simulation of Glycol Regeneration", 2002
- [9] Norsk Hydro: "Systembeskrivelse for Brage drift, BR-SYS 06", 1997
- [10] The Dow Chemical Company: "Triethylene Glycol Product Guide", 2003
- [11] Norges vassdrags- og energidirektorat (NVE): <http://www.nve.no>, 2005
- [12] TEMPO – Supports thermal performance monitoring and optimisation, brosjyre utgitt av Institutt for energiteknikk/OECD Halden Reactor Project
- [13] User Manual – Thermal Performance Monitoring and Optimisation System (TEMPO), Institutt for energiteknikk, revidert november 2002

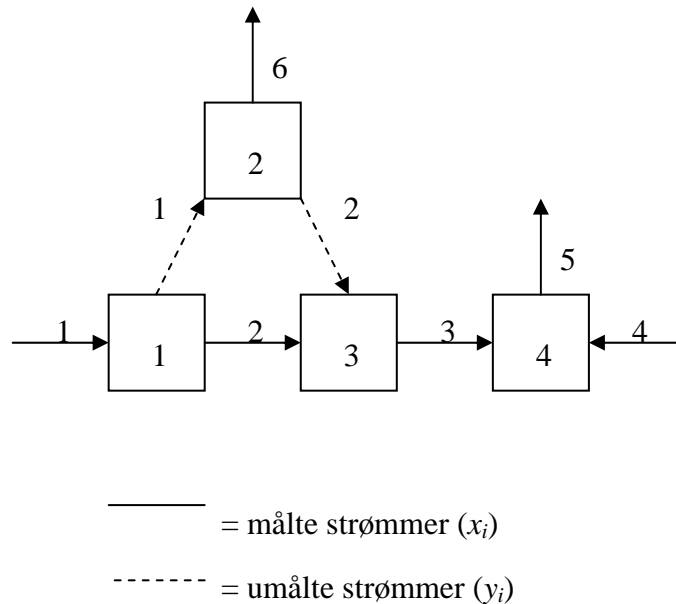
VEDLEGGSLISTE

1. Eksempel på bruk av den generelle lineære modellen
2. Programkode fra TEMPO: *GR_modules.for*
3. Programkode fra TEMPO: *GR_termolib.for*
4. Programkode fra TEMPO: *GR_drv_prop.for*
5. Input-filer for TEMPO
6. Programkode fra MATLAB
7. Fullstendig liste over modifiseringer på TEMPO
8. Utfyllende forklaringer til beregninger
9. Flytskjema for glykol-regenereringsanlegget
10. Prinsippskisse for modellen av anlegget i TEMPO
11. TEG-data fra DOW (Triethylene Glycol Product Guide)
12. Oppgavetekst for denne hovedoppgaven

VEDLEGG 1

Eksempel på bruk av den generelle lineære modellen

Dette eksempelet viser bruk av den generelle lineære modellen. Eksempelet er hentet fra [4]. Teorien er nærmere omtalt i kapittel 2.1.4 i rapporten. Den generelle lineære modellen skal brukes på et system bestående av fire enheter og åtte strømmer der kun seks av strømmene måles. Oppgaven er å beregne de umålte strømmene samt å tilpasse verdiene for de målte strømmene. En skisse av systemet er vist under:



Siden det er massestrømmene i systemet som skal behandles, så er det massebalansene for hver enhet som utgjør den matematiske modellen:

$$\begin{array}{rcll}
 x_1 - x_2 & & - y_1 & = 0 & (\text{enhet 1}) \\
 & & - x_6 + y_1 - y_2 & = 0 & (\text{enhet 2}) \\
 x_2 - x_3 & & + y_2 & = 0 & (\text{enhet 3}) \\
 x_3 + x_4 - x_5 & & & = 0 & (\text{enhet 4})
 \end{array}$$

Bruker standardnotasjon der x_i er målte størrelser og y_i er umålte størrelser. Positivt fortegn betyr innstrøm, mens negativt fortegn betyr utstrøm. I dette eksempelet er konstantvektoren $\mathbf{a} = \mathbf{0}$. Den generelle formen blir dermed $\mathbf{Ax} + \mathbf{By} = \mathbf{0}$. Matrisene \mathbf{A} og \mathbf{B} får følgende verdier:

$$\mathbf{A} = \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & -1 & 0 \end{bmatrix} \quad \mathbf{B} = \begin{bmatrix} -1 & 0 \\ 1 & -1 \\ 0 & 1 \\ 0 & 0 \end{bmatrix}$$

Målte verdier for massestrømmene:

$$\mathbf{x}_i^+ = [100,1 \quad 41,1 \quad 79,0 \quad 30,6 \quad 108,3 \quad 19,8]^T$$

For enhet 4 er alle strømmene målt. Det kan vises at måleverdiene ikke oppfyller massebalansen for denne enheten:

$$x_3 + x_4 - x_5 = 79,0 + 30,6 - 108,3 = 1,3 \neq 0$$

Standardavvik for måleverdiene:

$$\boldsymbol{\sigma}_{\mathbf{x}_i^+} = [1,0 \quad 0,8 \quad 0,8 \quad 0,4 \quad 2,0 \quad 0,1]^T$$

Kovariansmatrisen for måleverdiene:

$$\mathbf{F}_x = \begin{bmatrix} 1,0^2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0,8^2 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0,8^2 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0,4^2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 2,0^2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0,1^2 \end{bmatrix}$$

Beregning av løsningsmatrise:

$$\begin{bmatrix} \mathbf{A}\mathbf{F}_x\mathbf{A}^T & \mathbf{B} \\ \mathbf{B}^T & \mathbf{0} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 1,64 & 0 & -0,64 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0,01 & 0 & 0 & 1 & -1 \\ -0,64 & 0 & 1,28 & -0,64 & 0 & -1 \\ 0 & 0 & -0,64 & 4,8 & 0 & 0 \\ -1 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 \end{bmatrix}$$

$$\begin{bmatrix} \mathbf{A}\mathbf{F}_x\mathbf{A}^T & \mathbf{B} \\ \mathbf{B}^T & \mathbf{0} \end{bmatrix}^{-1} = \begin{bmatrix} 0,639 & 0,639 & 0,639 & 0,085 & -0,361 & -0,355 \\ 0,639 & 0,639 & 0,639 & 0,085 & 0,639 & -0,355 \\ 0,639 & 0,639 & 0,639 & 0,085 & 0,639 & 0,646 \\ 0,085 & 0,085 & 0,085 & 0,220 & 0,085 & 0,086 \\ -0,361 & 0,639 & 0,639 & 0,085 & -1,001 & -0,995 \\ -0,355 & -0,355 & 0,646 & 0,086 & -0,995 & -0,998 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{Q}_{11} & \mathbf{Q}_{12} \\ \mathbf{Q}_{21} & \mathbf{Q}_{22} \end{bmatrix}$$

Beregning av Lagrange-multiplikatorer:

$$\mathbf{k} = -\mathbf{Q}_{11}\mathbf{A}\mathbf{x}^+$$

$$\mathbf{k} = - \begin{bmatrix} 0,639 & 0,639 & 0,639 & 0,085 \\ 0,639 & 0,639 & 0,639 & 0,085 \\ 0,639 & 0,639 & 0,639 & 0,085 \\ 0,085 & 0,085 & 0,085 & 0,220 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & -1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 100,1 \\ 41,1 \\ 79,0 \\ 30,6 \\ 108,3 \\ 19,8 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{k} = \begin{bmatrix} -0,942 \\ -0,942 \\ -0,942 \\ -0,396 \end{bmatrix}$$

Estimering av umålte verdier:

$$\hat{\mathbf{y}} = -\mathbf{Q}_{21}\mathbf{A}\mathbf{x}^+$$

$$\hat{\mathbf{y}} = - \begin{bmatrix} -0,361 & 0,639 & 0,639 & 0,085 \\ -0,355 & -0,355 & 0,646 & 0,086 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & 1 & -1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & 1 & -1 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 100,1 \\ 41,1 \\ 79,0 \\ 30,6 \\ 108,3 \\ 19,8 \end{bmatrix}$$

$$\hat{\mathbf{y}} = \begin{bmatrix} 58,06 \\ 38,25 \end{bmatrix}$$

Kovariansmatrise for umålte verdier:

$$\mathbf{F}_{\hat{\mathbf{y}}} = -\mathbf{Q}_{22} = \begin{bmatrix} 1,001 & 0,995 \\ 0,995 & 0,998 \end{bmatrix}$$

Standardavvik for umålte verdier:

$$\sigma_{\hat{y}_j} = \left(\mathbf{F}_{\hat{y}_{jj}} \right)^{\frac{1}{2}} = [1,0004 \quad 0,9990]^T$$

Beregning av korreksjonsfaktorer:

$$\mathbf{v} = \mathbf{F}_x \mathbf{A}^T \mathbf{k}$$

$$\mathbf{v} = \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0,64 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0,64 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0,16 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 4 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0,01 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} 1 & 0 & 0 & 0 \\ -1 & 0 & 1 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \\ 0 & 0 & 0 & -1 \\ 0 & -1 & 0 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} -0,942 \\ -0,942 \\ -0,942 \\ -0,396 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{v} = \begin{bmatrix} -0,942 \\ 0 \\ 0,349 \\ -0,063 \\ 1,586 \\ 0,009 \end{bmatrix}$$

Korreksjon av målte verdier:

$$\hat{\mathbf{x}} = \mathbf{x}^+ + \mathbf{v}$$

$$\hat{\mathbf{x}} = \begin{bmatrix} 100,1 \\ 41,1 \\ 79,0 \\ 30,6 \\ 108,3 \\ 19,8 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} -0,942 \\ 0 \\ 0,349 \\ -0,063 \\ 1,586 \\ 0,009 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 99,2 \\ 41,1 \\ 79,3 \\ 30,5 \\ 109,9 \\ 19,8 \end{bmatrix}$$

Kovariansmatrise for korrigerte måleverdier:

$$\mathbf{F}_{\hat{x}} = \mathbf{F}_x - \mathbf{F}_x \mathbf{A}^T \mathbf{Q}_{11} \mathbf{A} \mathbf{F}_x =$$

$$\begin{bmatrix} 1,0^2 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0,8^2 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0,8^2 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0,4^2 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 2,0^2 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0,1^2 \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} 0,64 & 0 & -0,35 & 0,01 & -0,34 & -0,01 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ -0,35 & 0 & 0,28 & 0,01 & -0,34 & 0,00 \\ 0,01 & 0 & 0,01 & 0,01 & -0,14 & -0,00 \\ -0,34 & 0 & -0,34 & -0,14 & 3,52 & 0,00 \\ -0,01 & 0 & 0,00 & -0,00 & 0,00 & 0,00 \end{bmatrix}$$

$$\mathbf{F}_{\hat{x}} = \begin{bmatrix} 0,36 & 0 & 0,35 & -0,01 & 0,34 & 0,00 \\ 0 & 0,64 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0,35 & 0 & 0,36 & -0,01 & 0,34 & -0,00 \\ -0,01 & 0 & -0,01 & 0,15 & 0,14 & 0,00 \\ 0,34 & 0 & 0,34 & 0,14 & 0,48 & -0,00 \\ 0,01 & 0 & -0,00 & 0,00 & -0,00 & 0,01 \end{bmatrix}$$

Standardavvik for korrigerte måleverdier:

$$\sigma_{\hat{x}_i} = \left(\mathbf{F}_{\hat{x}_{ii}} \right)^{\frac{1}{2}} = [0,60 \quad 0,80 \quad 0,60 \quad 0,39 \quad 0,70 \quad 0,10]^T$$

Justerbarhet for måleverdier:

$$\mathbf{a}_i = \mathbf{1} - \frac{\sigma_{\hat{x}_i}}{\sigma_{x_i^+}} = \left[1 - \frac{0,60}{1,0} \quad 1 - \frac{0,80}{0,8} \quad 1 - \frac{0,60}{0,8} \quad 1 - \frac{0,39}{0,4} \quad 1 - \frac{0,70}{2,0} \quad 1 - \frac{0,10}{0,1} \right]^T$$

$$\mathbf{a}_i = [0,40 \quad 0,00 \quad 0,25 \quad 0,02 \quad 0,65 \quad 0,00]^T$$

Oppsummering av resultater for målte verdier:

Strøm	Målt verdi (x_i^+)	Antatt avvik ($\sigma_{x_i^+}$)	Korreksjon (v_i)	Beregnet verdi (\hat{x}_i)	Beregnet avvik ($\sigma_{\hat{x}_i}$)	Justerbarhet (a_i)
1	100,1	1,0	-0,942	99,2	0,60	0,40
2	41,1	0,8	0,000	41,1	0,80	0,00
3	79,0	0,8	0,349	79,4	0,60	0,25
4	30,6	0,4	-0,063	30,5	0,39	0,02
5	108,3	2,0	1,590	109,9	0,70	0,65
6	19,8	0,1	0,009	19,8	0,10	0,00

Ser at korreksjonen i måleverdi og reduksjon i usikkerhet er størst for strøm 1, 3 og 5. Justerbarheten viser at disse strømmene har en betydelig grad av redundans. Måleverdiene for strøm 2 og 6 har ingen korreksjoner eller reduksjon i usikkerhet fordi disse målingene ikke har redundans. Korreksjon og reduksjon i usikkerhet for strøm 4 er minimal selv om denne strømmen har redundans.

Oppsummering av resultater for umålte verdier:

Strøm	\hat{y}_j	$\sigma_{\hat{y}_j}$
1	58,06	1,0004
2	38,25	0,9990

Resultater innsatt i balanseligningene:

$$\begin{aligned}
 99,2 - 41,1 & & & - 58,1 & = 0 & (\text{enhet 1}) \\
 & & & - 19,8 + 58,1 - 38,3 & = 0 & (\text{enhet 2}) \\
 & 41,1 - 79,4 & & & + 38,3 & = 0 & (\text{enhet 3}) \\
 & & 79,4 + 30,5 - 109,9 & & & = 0 & (\text{enhet 4})
 \end{aligned}$$

Ser at resultatene oppfyller balanseligningene.

VEDLEGG 6

Programkode fra MATLAB

Hgw.m

```
function H = Hgw(T,X)
% function H = Hgw(T,X)
% Funksjonen gir spesifikk entalpi [kJ/kg] for ideell blanding av glykol (TEG) og vann
% T = temperatur i C
% X = massefraksjon vann i glykol

H_glykol = 4.194*(0.48614*T+(0.5*T^2*1.3929*10^-3)-(0.333*T^3*5.7140*10^-8));
H_vann = 0.4615*(8.712*T+(0.5*T*(T+273.15)*1.25*10^-3)-(0.333*T*(T+273.15).^2*1.8*10^-7));
H = (1-X)*H_glykol + X*H_vann;
```

Hhc.m

```
function H = Hhc(t)
% function H = Hhc(t)
% Funksjonen gir spesifikk entalpi [kJ/kg] for ideell naturgass
% t = temperatur i C

% Absolutt temperatur:
T = t + 273.15;

% Sammensetning:
Xmetan = 0.70;
Xetan = 0.13;
Xpropan = 0.13;
Xkarbondioksid = 0.02;
Xnitrogen = 0.02;

% Molvekter:
MWmetan = 16.04;
MWetan = 30.07;
MWpropan = 44.10;
MWkarbondioksid = 44.01;
MWnitrogen = 28.01;

% Varmekapasiteter for enkeltkomponenter [J/mol*K]:
Cmetan = 19.25 + T*5.213*10^-2 + T.*T*1.197*10^-5 - T.*T.*T*1.132*10^-8;
Cetan = 5.409 + T*1.781*10^-1 - T.*T*6.938*10^-5 + T.*T.*T*8.713*10^-9;
Cpropan = -4.224 + T*3.063*10^-1 - T.*T*1.586*10^-4 + T.*T.*T*3.215*10^-8;
Ckarbondioksid = 19.80 + T*7.344*10^-2 - T.*T*5.602*10^-5 + T.*T.*T*1.715*10^-8;
Cnitrogen = 31.15 - T*1.357*10^-2 + T.*T*2.680*10^-5 - T.*T.*T*1.168*10^-8;

% Varmekapasitet for naturgass [kJ/kg*K]:
MWmix = (Xmetan*MWmetan+Xetan*MWetan+Xpropan*Mwpropan
+Xkarbondioksid*MWkarbondioksid+Xnitrogen*MWnitrogen);
Cmix = (Xmetan*Cmetan+Xetan*Cetan+Xpropan*Cpropan
+Xkarbondioksid*Ckarbondioksid+Xnitrogen*Cnitrogen)/MWmix;

% Entalpi for naturgass [kJ/kg]:
H = Cmix*t;
```

Hst.m

```
function H = Hst(T)
% function H = Hst(T)
% Funksjonen gir spesifikk entalpi [kJ/kg] for mettet damp
% T = temperatur i C

H = 1.648*T + 2509.6;
```

Regenrec.m

```

% Script for minimalisering av objektfunksjonen i forbindelse
% med data reconciliation av glykol-regenereringsanlegget.
format short g;
format compact;
clear all;
clc;

% Måleverdier:
m_vaat_glykol_med_gass = 1690.5;
m_vaat_glykol = 1681.5;
m_torr_glykol = 1620;
m_kjolevann = 3019;
T_inn_kondensator = 30;
T_mellom_kondensator_forvarmer = 40;
T_ut_forvarmer_vaat = 80;
T_inn_ggveksler = 77;
T_mellom_ggveksler_destillasjon = 143;
T_mellom_destillasjon_ggveksler = 199;
T_mellom_ggveksler_forvarmer = 135;
T_ut_forvarmer_torr = 96;
T_inn_kjoler = 93;
T_ut_kjoler = 35;
T_vanndamp_ut = 96.5;
T_kjolevann_inn = 12;
T_kjolevann_ut = 30;

% Initielle verdier for umålte variable:
Q_kondensator = 10;
Q_forvarmer = 45.2;
Q_ggveksler = 81.9;
Q_kjoler = 60.4;
Q_tap_avgassing = 4.0;
Q_tap_lagertank = 4.0;
Q_element_koker = 140;
X_vann = (m_vaat_glykol - m_torr_glykol)/m_vaat_glykol;

% Antatt konstant:
m_stripegass = 18;
T_stripegass_inn = 10;
X_vann_ut = 0.003;

% Vektor med parametre:
p = [ m_stripegass
      T_stripegass_inn
      X_vann_ut ];

% Vektor med måleverdier og initielle verdier:
x0 = [ m_vaat_glykol_med_gass
      m_vaat_glykol
      m_torr_glykol
      m_kjolevann
      T_inn_kondensator
      T_mellom_kondensator_forvarmer
      T_ut_forvarmer_vaat
      T_inn_ggveksler
      T_mellom_ggveksler_destillasjon
      T_mellom_destillasjon_ggveksler
      T_mellom_ggveksler_forvarmer
      T_ut_forvarmer_torr
      T_inn_kjoler
      T_ut_kjoler
      T_vanndamp_ut
      T_kjolevann_inn
      T_kjolevann_ut
      Q_kondensator
      Q_forvarmer
      Q_ggveksler
      Q_kjoler
      Q_tap_avgassing
      Q_tap_lagertank
      Q_element_koker
      X_vann ];
    
```



```

% Vektor med usikkerhet for måleverdier:
Sx = [ 0.1000*m_vaat_glykol_med_gass
       0.1000*m_vaat_glykol
       0.1000*m_torr_glykol
       0.1000*m_kjolevann
       0.0333*T_inn_kondensator
       0.0250*T_mellom_kondensator_forvarmer
       0.0125*T_ut_forvarmer_vaat
       0.0130*T_inn_ggveksler
       0.0070*T_mellom_ggveksler_destillasjon
       0.0050*T_mellom_destillasjon_ggveksler
       0.0074*T_mellom_ggveksler_forvarmer
       0.0104*T_ut_forvarmer_torr
       0.0108*T_inn_kjoler
       0.0286*T_ut_kjoler
       0.0104*T_vanndamp_ut
       0.0833*T_kjolevann_inn
       0.0333*T_kjolevann_ut ];

% Data reconciliation:
options = optimset(@fminsearch);
options.MaxFunEvals = 10000;
options.MaxIter = 10000;
clc;
disp('Vent litt, itererer...');
[x,fval,exitflag,output] = fminsearch('objfunc',x0,options,x0,Sx,p);
Object_function = fval
Number_of_iterations = output
    
```

Objfunc.m

```

function OBJFUNC = objfunc(x,x0,Sx,p)

% Henter verdier for variable:
m_vaat_glykol_med_gass = x(1);
m_vaat_glykol = x(2);
m_torr_glykol = x(3);
m_kjolevann = x(4);
T_inn_kondensator = x(5);
T_mellom_kondensator_forvarmer = x(6);
T_ut_forvarmer_vaat = x(7);
T_inn_ggveksler = x(8);
T_mellom_ggveksler_destillasjon = x(9);
T_mellom_destillasjon_ggveksler = x(10);
T_mellom_ggveksler_forvarmer = x(11);
T_ut_forvarmer_torr = x(12);
T_inn_kjoler = x(13);
T_ut_kjoler = x(14);
T_vanndamp_ut = x(15);
T_kjolevann_inn = x(16);
T_kjolevann_ut = x(17);
Q_kondensator = x(18);
Q_forvarmer = x(19);
Q_ggveksler = x(20);
Q_kjoler = x(21);
Q_tap_avgassing = x(22);
Q_tap_lagertank = x(23);
Q_element_koker = x(24);
X_vann = x(25);

% Henter verdier for parametre:
m_stripegass = p(1);
T_stripegass_inn = p(2);
X_vann_ut = p(3);

% Konverterer massestrømmer:
m_glykol = m_torr_glykol/3600;
m_vann = (m_vaat_glykol - m_torr_glykol)/3600;
m_gass = (m_vaat_glykol_med_gass - m_vaat_glykol)/3600;
m_kjolevann = m_kjolevann/3600;
m_stripegass = m_stripegass/3600;

% Gjør temperatur om til entalpi:
X_vann = m_vann/(m_glykol + m_vann);
H_inn_kondensator = Hgw(T_inn_kondensator,X_vann);
    
```

```

H_mellom_kondensator_forvarmer = Hgw(T_mellom_kondensator_forvarmer,X_vann);
H_ut_forvarmer_vaat = Hgw(T_ut_forvarmer_vaat,X_vann);
H_inn_ggveksler = Hgw(T_inn_ggveksler,X_vann);
H_mellom_ggveksler_destillasjon = Hgw(T_mellom_ggveksler_destillasjon,X_vann);
H_mellom_destillasjon_ggveksler = Hgw(T_mellom_destillasjon_ggveksler,X_vann_ut);
H_mellom_ggveksler_forvarmer = Hgw(T_mellom_ggveksler_forvarmer,X_vann_ut);
H_ut_forvarmer_torr = Hgw(T_ut_forvarmer_torr,X_vann_ut);
H_inn_kjoler = Hgw(T_inn_kjoler,X_vann_ut);
H_ut_kjoler = Hgw(T_ut_kjoler,X_vann_ut);
H_vanndamp_ut = Hst(T_vanndamp_ut);
H_kjolevann_inn = Hgw(T_kjolevann_inn,1);
H_kjolevann_ut = Hgw(T_kjolevann_ut,1);

% Beregner flere parametre:
delta_H_gass_kondensator = Hhc(T_mellom_kondensator_forvarmer) - Hhc(T_inn_kondensator);
delta_H_gass_forvarmer = Hhc(T_ut_forvarmer_vaat) - Hhc(T_mellom_kondensator_forvarmer);
H_gass_ut = Hhc(T_ut_forvarmer_vaat);
delta_H_strippegass = Hhc(T_vanndamp_ut - T_strippegass_inn);

% Korrigerer variable med balanseligninger:
H_mellom_kondensator_forvarmer = H_inn_kondensator + Q_kondensator/(m_glykol + m_vann) -
(m_gass*delta_H_gass_kondensator)/(m_glykol + m_vann);

H_ut_forvarmer_vaat = H_mellom_kondensator_forvarmer + Q_forvarmer/(m_glykol + m_vann) -
(m_gass*delta_H_gass_forvarmer)/(m_glykol + m_vann);

H_inn_ggveksler = H_ut_forvarmer_vaat - (m_gass*H_gass_ut)/(m_glykol + m_vann) -
Q_tap_avgassing/(m_glykol + m_vann);

H_mellom_ggveksler_destillasjon = H_inn_ggveksler + Q_ggveksler/(m_glykol + m_vann);

H_mellom_destillasjon_ggveksler = H_mellom_ggveksler_destillasjon -
(m_vann*H_vanndamp_ut)/m_glykol - (m_strippegass*delta_H_strippegass)/m_glykol +
Q_element_koker/m_glykol - Q_kondensator/m_glykol;

H_mellom_ggveksler_forvarmer = H_mellom_destillasjon_ggveksler - Q_ggveksler/m_glykol;

H_ut_forvarmer_torr = H_mellom_ggveksler_forvarmer - Q_forvarmer/m_glykol;

H_inn_kjoler = H_ut_forvarmer_torr - Q_tap_lagertank/m_glykol;

H_ut_kjoler = H_inn_kjoler - Q_kjoler/m_glykol;

H_kjolevann_ut = H_kjolevann_inn + Q_kjoler/m_kjolevann;

% Føring for temperaturen til destillatet:
F_vann = m_vann/18.016;
F_strippegass = m_strippegass/22.31;
y_vann = F_vann/(F_vann + F_strippegass);
p_vann = 0.1*y_vann;
T_vanndamp_ut = 24.573*log(p_vann) + 157.48;

% Gjør entalpi om til temperatur:
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann);
    if H > H_inn_kondensator
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_inn_kondensator = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann);
    if H > H_mellom_kondensator_forvarmer

```

```

        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_mellom_kondensator_forvarmer = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann);
    if H > H_ut_forvarmer_vaat
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_ut_forvarmer_vaat = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann);
    if H > H_inn_ggveksler
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_inn_ggveksler = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann);
    if H > H_mellom_ggveksler_destillasjon
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_mellom_ggveksler_destillasjon = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann_ut);
    if H > H_mellom_destillasjon_ggveksler
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_mellom_destillasjon_ggveksler = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann_ut);
    if H > H_mellom_ggveksler_forvarmer
        Tmax = T;
    else

```

```

        Tmin = T;
    end
    T_mellom_ggveksler_forvarmer = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann_ut);
    if H > H_ut_forvarmer_torr
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_ut_forvarmer_torr = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann_ut);
    if H > H_inn_kjoler
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_inn_kjoler = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,X_vann_ut);
    if H > H_ut_kjoler
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_ut_kjoler = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,1);
    if H > H_kjolevann_inn
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
    T_kjolevann_inn = T;
end
Tmin = 0;
Tmax = 250;
n = 1;
n_max = 30;
while n_max > n
    n = n + 1;
    T = (Tmin + Tmax)/2;
    H = Hgw(T,1);
    if H > H_kjolevann_ut
        Tmax = T;
    else
        Tmin = T;
    end
end

```

```

T_kjolevann_ut = T;
end

% Konverterer massestrømmer:
m_vaat_glykol_med_gass = (m_glykol + m_vann + m_gass)*3600;
m_vaat_glykol = (m_glykol + m_vann)*3600;
m_torr_glykol = m_glykol*3600;
m_kjolevann = m_kjolevann*3600;
m_strippegass = m_strippegass*3600;

% Vektor med korrigerede variabelverdier:
x = [ m_vaat_glykol_med_gass
      m_vaat_glykol
      m_torr_glykol
      m_kjolevann
      T_inn_kondensator
      T_mellom_kondensator_forvarmer
      T_ut_forvarmer_vaat
      T_inn_ggveksler
      T_mellom_ggveksler_destillasjon
      T_mellom_destillasjon_ggveksler
      T_mellom_ggveksler_forvarmer
      T_ut_forvarmer_torr
      T_inn_kjoler
      T_ut_kjoler
      T_vanddamp_ut
      T_kjolevann_inn
      T_kjolevann_ut
      Q_kondensator
      Q_forvarmer
      Q_ggveksler
      Q_kjoler
      Q_tap_avgassing
      Q_tap_lagertank
      Q_element_koker
      X_vann ];

% Beregning av objektfunksjon:
i = 1;
OBJFUNC = 0;
for i = 1:length(Sx)
    OBJFUNC = OBJFUNC + ((x(i)-x0(i))/Sx(i))^2;
    i = i + 1;
end
OBJFUNC
    
```

Regenstat.m

```

% Script som inneholder de statistiske analysene i forbindelse
% med data reconciliation av glykol-regenereringsanlegget.
format short g;
clear all;
clc;

% Vektor med målte verdier:
x_measured = [ 1690.5/3600
               1681.5/3600
               1620.0/3600
               3019.0/3600
               30.0
               40.0
               80.0
               77.0
               143.0
               199.0
               135.0
               96.0
               93.0
               35.0
               96.5
               12.0
               30.0 ];
    
```

```

% Vektor med beregnede verdier:
x_calculated = [ 1687.000/3600
                1684.400/3600
                1602.200/3600
                3029.100/3600
                30.002
                39.835
                80.288
                76.726
                143.190
                198.810
                134.990
                96.173
                92.985
                35.010
                96.894
                11.983
                30.021 ];

% Vektor med antatt standardavvik:
Sx_measured = [ 0.1*x_measured(1)
                0.1*x_measured(2)
                0.1*x_measured(3)
                0.1*x_measured(4)
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1
                1 ];

% Kovariansmatrise for målte verdier:
Fx_measured = zeros(17,17);
for i = 1:17
    Fx_measured(i,i) = Sx_measured(i)^2;
end

% Definerer variable:
dx = 0.01;
m_vaat_glykol_med_gass = x_calculated(1);
dm_vaat_glykol_med_gass = x_calculated(1) + dx;
m_vaat_glykol = x_calculated(2);
dm_vaat_glykol = x_calculated(2) + dx;
m_torr_glykol = x_calculated(3);
dm_torr_glykol = x_calculated(3) + dx;
m_kjolevann = x_calculated(4);
dm_kjolevann = x_calculated(4) + dx;
m_glykol = m_torr_glykol;
m_vann = m_vaat_glykol - m_torr_glykol;
m_gass = m_vaat_glykol_med_gass - m_vaat_glykol;
m_stripegass = 18/3600;
X_vann = m_vann/(m_glykol + m_vann);
X_vann_ut = 0.003;
H_inn_kondensator = Hgw(x_calculated(5),X_vann);
dH_inn_kondensator = Hgw(x_calculated(5)+dx,X_vann);
H_mellom_kondensator_forvarmer = Hgw(x_calculated(6),X_vann);
dH_mellom_kondensator_forvarmer = Hgw(x_calculated(6)+dx,X_vann);
H_ut_forvarmer_vaat = Hgw(x_calculated(7),X_vann);
dH_ut_forvarmer_vaat = Hgw(x_calculated(7)+dx,X_vann);
H_inn_ggveksler = Hgw(x_calculated(8),X_vann);
dH_inn_ggveksler = Hgw(x_calculated(8)+dx,X_vann);
H_mellom_ggveksler_destillasjon = Hgw(x_calculated(9),X_vann);
dH_mellom_ggveksler_destillasjon = Hgw(x_calculated(9)+dx,X_vann);
H_mellom_destillasjon_ggveksler = Hgw(x_calculated(10),X_vann_ut);
dH_mellom_destillasjon_ggveksler = Hgw(x_calculated(10)+dx,X_vann_ut);
H_mellom_ggveksler_forvarmer = Hgw(x_calculated(11),X_vann_ut);
dH_mellom_ggveksler_forvarmer = Hgw(x_calculated(11)+dx,X_vann_ut);
H_ut_forvarmer_torr = Hgw(x_calculated(12),X_vann_ut);
dH_ut_forvarmer_torr = Hgw(x_calculated(12)+dx,X_vann_ut);
H_inn_kjoler = Hgw(x_calculated(13),X_vann_ut);
    
```

```

dH_inn_kjoler = Hgw(x_calculated(13)+dx,X_vann_ut);
H_ut_kjoler = Hgw(x_calculated(14),X_vann_ut);
dH_ut_kjoler = Hgw(x_calculated(14)+dx,X_vann_ut);
H_vanndamp_ut = Hst(x_calculated(15));
dH_vanndamp_ut = Hst(x_calculated(15)+dx);
H_kjolevann_inn = Hgw(x_calculated(16),1);
dH_kjolevann_inn = Hgw(x_calculated(16)+dx,1);
H_kjolevann_ut = Hgw(x_calculated(17),1);
dH_kjolevann_ut = Hgw(x_calculated(17)+dx,1);
Q_kondensator = 10.746;
dQ_kondensator = 10.746 + dx;
Q_forvarmer = 46.904;
dQ_forvarmer = 46.904 + dx;
Q_ggveksler = 85.520;
dQ_ggveksler = 85.520 + dx;
Q_kjoler = 62.361;
dQ_kjoler = 62.361 + dx;
Q_tap_avgassing = 4.159;
dQ_tap_avgassing = 4.159 + dx;
Q_tap_lagertank = 3.680;
dQ_tap_lagertank = 3.680 + dx;
Q_element_koker = 142.930;
dQ_element_koker = 142.930 + dx;

% Partiellderiverte:
df1dx1 = Q_kondensator/((dm_vaat_glykol_med_gass - m_vaat_glykol_med_gass)/dx);
df1dx2 = 0;
df1dx3 = 0;
df1dx4 = 0;
df1dx5 = (dH_inn_kondensator - H_inn_kondensator)/dx;
df1dx6 = -(dH_mellom_kondensator_forvarmer - H_mellom_kondensator_forvarmer)/dx;
df1dx7 = 0;
df1dx8 = 0;
df1dx9 = 0;
df1dx10 = 0;
df1dx11 = 0;
df1dx12 = 0;
df1dx13 = 0;
df1dx14 = 0;
df1dx15 = 0;
df1dx16 = 0;
df1dx17 = 0;
df1dx18 = ((dQ_kondensator - Q_kondensator)/dx)/m_vaat_glykol_med_gass;
df1dx19 = 0;
df1dx20 = 0;
df1dx21 = 0;
df1dx22 = 0;
df1dx23 = 0;
df1dx24 = 0;

df2dx1 = Q_forvarmer/((dm_vaat_glykol_med_gass - m_vaat_glykol_med_gass)/dx);
df2dx2 = 0;
df2dx3 = 0;
df2dx4 = 0;
df2dx5 = 0;
df2dx6 = (dH_mellom_kondensator_forvarmer - H_mellom_kondensator_forvarmer)/dx;
df2dx7 = -(dH_ut_forvarmer_vaate - H_ut_forvarmer_vaate)/dx;
df2dx8 = 0;
df2dx9 = 0;
df2dx10 = 0;
df2dx11 = 0;
df2dx12 = 0;
df2dx13 = 0;
df2dx14 = 0;
df2dx15 = 0;
df2dx16 = 0;
df2dx17 = 0;
df2dx18 = 0;
df2dx19 = ((dQ_forvarmer - Q_forvarmer)/dx)/m_vaat_glykol_med_gass;
df2dx20 = 0;
df2dx21 = 0;
df2dx22 = 0;
df2dx23 = 0;
df2dx24 = 0;

df3dx1 = 0;
df3dx2 = -Q_tap_avgassing/((dm_vaat_glykol - m_vaat_glykol)/dx);
    
```

```

df3dx3 = 0;
df3dx4 = 0;
df3dx5 = 0;
df3dx6 = 0;
df3dx7 = (dH_ut_forvarmer_vaat - H_ut_forvarmer_vaat)/dx;
df3dx8 = -(dH_inn_ggveksler - H_inn_ggveksler)/dx;
df3dx9 = 0;
df3dx10 = 0;
df3dx11 = 0;
df3dx12 = 0;
df3dx13 = 0;
df3dx14 = 0;
df3dx15 = 0;
df3dx16 = 0;
df3dx17 = 0;
df3dx18 = 0;
df3dx19 = 0;
df3dx20 = 0;
df3dx21 = 0;
df3dx22 = -((dQ_tap_avgassing - Q_tap_avgassing)/dx)/m_vaat_glykol;
df3dx23 = 0;
df3dx24 = 0;

df4dx1 = 0;
df4dx2 = Q_ggveksler/((dm_vaat_glykol - m_vaat_glykol)/dx);
df4dx3 = 0;
df4dx4 = 0;
df4dx5 = 0;
df4dx6 = 0;
df4dx7 = 0;
df4dx8 = (dH_inn_ggveksler - H_inn_ggveksler)/dx;
df4dx9 = -(dH_mellom_ggveksler_destillasjon - H_mellom_ggveksler_destillasjon)/dx;
df4dx10 = 0;
df4dx11 = 0;
df4dx12 = 0;
df4dx13 = 0;
df4dx14 = 0;
df4dx15 = 0;
df4dx16 = 0;
df4dx17 = 0;
df4dx18 = 0;
df4dx19 = 0;
df4dx20 = ((dQ_ggveksler - Q_ggveksler)/dx)/m_vaat_glykol;
df4dx21 = 0;
df4dx22 = 0;
df4dx23 = 0;
df4dx24 = 0;

df5dx1 = 0;
df5dx2 = 0;
df5dx3 = (Q_element_koker - Q_kondensator - (m_vann*H_vanndamp_ut))/((dm_torr_glykol - m_torr_glykol)/dx);
df5dx4 = 0;
df5dx5 = 0;
df5dx6 = 0;
df5dx7 = 0;
df5dx8 = 0;
df5dx9 = (dH_mellom_ggveksler_destillasjon - H_mellom_ggveksler_destillasjon)/dx;
df5dx10 = -(dH_mellom_destillasjon_ggveksler - H_mellom_destillasjon_ggveksler)/dx;
df5dx11 = 0;
df5dx12 = 0;
df5dx13 = 0;
df5dx14 = 0;
df5dx15 = -((dH_vanndamp_ut - H_vanndamp_ut)/dx)/m_torr_glykol;
df5dx16 = 0;
df5dx17 = 0;
df5dx18 = -((dQ_kondensator - Q_kondensator)/dx)/m_torr_glykol;
df5dx19 = 0;
df5dx20 = 0;
df5dx21 = 0;
df5dx22 = 0;
df5dx23 = 0;
df5dx24 = ((dQ_element_koker - Q_element_koker)/dx)/m_torr_glykol;

df6dx1 = 0;
df6dx2 = 0;
df6dx3 = -Q_ggveksler/((dm_torr_glykol - m_torr_glykol)/dx);
    
```



```

df6dx4 = 0;
df6dx5 = 0;
df6dx6 = 0;
df6dx7 = 0;
df6dx8 = 0;
df6dx9 = 0;
df6dx10 = (dH_mellom_destillasjon_ggveksler - H_mellom_destillasjon_ggveksler)/dx;
df6dx11 = -(dH_mellom_ggveksler_forvarmer - H_mellom_ggveksler_forvarmer)/dx;
df6dx12 = 0;
df6dx13 = 0;
df6dx14 = 0;
df6dx15 = 0;
df6dx16 = 0;
df6dx17 = 0;
df6dx18 = 0;
df6dx19 = 0;
df6dx20 = -((dQ_ggveksler - Q_ggveksler)/dx)/m_torr_glykol;
df6dx21 = 0;
df6dx22 = 0;
df6dx23 = 0;
df6dx24 = 0;

df7dx1 = 0;
df7dx2 = 0;
df7dx3 = -Q_forvarmer/((dm_torr_glykol - m_torr_glykol)/dx);
df7dx4 = 0;
df7dx5 = 0;
df7dx6 = 0;
df7dx7 = 0;
df7dx8 = 0;
df7dx9 = 0;
df7dx10 = 0;
df7dx11 = (dH_mellom_ggveksler_forvarmer - H_mellom_ggveksler_forvarmer)/dx;
df7dx12 = -(dH_ut_forvarmer_torr - H_ut_forvarmer_torr)/dx;
df7dx13 = 0;
df7dx14 = 0;
df7dx15 = 0;
df7dx16 = 0;
df7dx17 = 0;
df7dx18 = 0;
df7dx19 = -((dQ_forvarmer - Q_forvarmer)/dx)/m_torr_glykol;
df7dx20 = 0;
df7dx21 = 0;
df7dx22 = 0;
df7dx23 = 0;
df7dx24 = 0;

df8dx1 = 0;
df8dx2 = 0;
df8dx3 = -Q_tap_lagertank/((dm_torr_glykol - m_torr_glykol)/dx);
df8dx4 = 0;
df8dx5 = 0;
df8dx6 = 0;
df8dx7 = 0;
df8dx8 = 0;
df8dx9 = 0;
df8dx10 = 0;
df8dx11 = 0;
df8dx12 = (dH_ut_forvarmer_torr - H_ut_forvarmer_torr)/dx;
df8dx13 = -(dH_inn_kjoler - H_inn_kjoler)/dx;
df8dx14 = 0;
df8dx15 = 0;
df8dx16 = 0;
df8dx17 = 0;
df8dx18 = 0;
df8dx19 = 0;
df8dx20 = 0;
df8dx21 = 0;
df8dx22 = 0;
df8dx23 = -((dQ_tap_lagertank - Q_tap_lagertank)/dx)/m_torr_glykol;
df8dx24 = 0;

df9dx1 = 0;
df9dx2 = 0;
df9dx3 = -Q_kjoler/((dm_torr_glykol - m_torr_glykol)/dx);
df9dx4 = 0;
df9dx5 = 0;
    
```

```

df9dx6 = 0;
df9dx7 = 0;
df9dx8 = 0;
df9dx9 = 0;
df9dx10 = 0;
df9dx11 = 0;
df9dx12 = 0;
df9dx13 = (dH_inn_kjoler - H_inn_kjoler)/dx;
df9dx14 = -(dH_ut_kjoler - H_ut_kjoler)/dx;;
df9dx15 = 0;
df9dx16 = 0;
df9dx17 = 0;
df9dx18 = 0;
df9dx19 = 0;
df9dx20 = 0;
df9dx21 = -(dQ_kjoler - Q_kjoler)/dx)/m_torr_glykol;
df9dx22 = 0;
df9dx23 = 0;
df9dx24 = 0;

df10dx1 = 0;
df10dx2 = 0;
df10dx3 = 0;
df10dx4 = Q_kjoler/((dm_kjolevann - m_kjolevann)/dx);
df10dx5 = 0;
df10dx6 = 0;
df10dx7 = 0;
df10dx8 = 0;
df10dx9 = 0;
df10dx10 = 0;
df10dx11 = 0;
df10dx12 = 0;
df10dx13 = 0;
df10dx14 = 0;
df10dx15 = 0;
df10dx16 = (dH_kjolevann_inn - H_kjolevann_inn)/dx;
df10dx17 = -(dH_kjolevann_ut - H_kjolevann_ut)/dx;
df10dx18 = 0;
df10dx19 = 0;
df10dx20 = 0;
df10dx21 = ((dQ_kjoler - Q_kjoler)/dx)/m_kjolevann;
df10dx22 = 0;
df10dx23 = 0;
df10dx24 = 0;

% Definerer matriser:
A = [ df1dx1 df1dx2 df1dx3 df1dx4 df1dx5 df1dx6 df1dx7 df1dx8 df1dx9 df1dx10
      df1dx11 df1dx12 df1dx13 df1dx14 df1dx15 df1dx16 df1dx17
            df2dx1 df2dx2 df2dx3 df2dx4 df2dx5 df2dx6 df2dx7 df2dx8 df2dx9 df2dx10
df2dx11 df2dx12 df2dx13 df2dx14 df2dx15 df2dx16 df2dx17
            df3dx1 df3dx2 df3dx3 df3dx4 df3dx5 df3dx6 df3dx7 df3dx8 df3dx9 df3dx10
df3dx11 df3dx12 df3dx13 df3dx14 df3dx15 df3dx16 df3dx17
            df4dx1 df4dx2 df4dx3 df4dx4 df4dx5 df4dx6 df4dx7 df4dx8 df4dx9 df4dx10
df4dx11 df4dx12 df4dx13 df4dx14 df4dx15 df4dx16 df4dx17
            df5dx1 df5dx2 df5dx3 df5dx4 df5dx5 df5dx6 df5dx7 df5dx8 df5dx9 df5dx10
df5dx11 df5dx12 df5dx13 df5dx14 df5dx15 df5dx16 df5dx17
            df6dx1 df6dx2 df6dx3 df6dx4 df6dx5 df6dx6 df6dx7 df6dx8 df6dx9 df6dx10
df6dx11 df6dx12 df6dx13 df6dx14 df6dx15 df6dx16 df6dx17
            df7dx1 df7dx2 df7dx3 df7dx4 df7dx5 df7dx6 df7dx7 df7dx8 df7dx9 df7dx10
df7dx11 df7dx12 df7dx13 df7dx14 df7dx15 df7dx16 df7dx17
            df8dx1 df8dx2 df8dx3 df8dx4 df8dx5 df8dx6 df8dx7 df8dx8 df8dx9 df8dx10
df8dx11 df8dx12 df8dx13 df8dx14 df8dx15 df8dx16 df8dx17
            df9dx1 df9dx2 df9dx3 df9dx4 df9dx5 df9dx6 df9dx7 df9dx8 df9dx9 df9dx10
df9dx11 df9dx12 df9dx13 df9dx14 df9dx15 df9dx16 df9dx17
            df10dx1 df10dx2 df10dx3 df10dx4 df10dx5 df10dx6 df10dx7 df10dx8 df10dx9 df10dx10
df10dx11 df10dx12 df10dx13 df10dx14 df10dx15 df10dx16 df10dx17 ];

B = [ df1dx18 df1dx19 df1dx20 df1dx21 df1dx22 df1dx23 df1dx24
      df2dx18 df2dx19 df2dx20 df2dx21 df2dx22 df2dx23 df2dx24
      df3dx18 df3dx19 df3dx20 df3dx21 df3dx22 df3dx23 df3dx24
      df4dx18 df4dx19 df4dx20 df4dx21 df4dx22 df4dx23 df4dx24
      df5dx18 df5dx19 df5dx20 df5dx21 df5dx22 df5dx23 df5dx24
      df6dx18 df6dx19 df6dx20 df6dx21 df6dx22 df6dx23 df6dx24
      df7dx18 df7dx19 df7dx20 df7dx21 df7dx22 df7dx23 df7dx24
      df8dx18 df8dx19 df8dx20 df8dx21 df8dx22 df8dx23 df8dx24
      df9dx18 df9dx19 df9dx20 df9dx21 df9dx22 df9dx23 df9dx24
      df10dx18 df10dx19 df10dx20 df10dx21 df10dx22 df10dx23 df10dx24 ];
    
```

```

% Beregning etter den generelle lineære modellen:
Z = [A*Fx_measured*A',B;B',zeros(7,7)];
Q = Z^-1;
Q11 = Q(1:10,1:10);
Q21 = Q(11:17,1:10);
k = -Q11*A*x_measured;
y = -Q21*A*x_measured;
v = Fx_measured*A'*k;
x = x_measured + v;
Fx_calculated = Fx_measured - Fx_measured*A'*Q11*A*Fx_measured;

% Vektor med standardavvik for beregnede verdier:
Sx_calculated = zeros(17,1);
for i = 1:17
    Sx_calculated(i) = sqrt(Fx_calculated(i,i));
end

% Vektor med justerbarhet:
adjustability = zeros(17,1);
for i = 1:17
    adjustability(i) = 1 - (Sx_calculated(i)/Sx_measured(i));
end

% Plotting av resultater:
for i = 1:4
    x_measured(i) = x_measured(i)*3600;
end
for i = 1:4
    x_calculated(i) = x_calculated(i)*3600;
end
for i = 1:4
    x(i) = x(i)*3600;
end
[Sx_calculated,Sx_measured,adjustability]
    
```

VEDLEGG 8

Utfyllende forklaringer til beregninger

Fant følgende sammenhenger for varmekapasiteten til glykol og vann i kapittel 4.2.

$$C_{p,\text{glykol}} = 4,194 * (0,48614 + 1,3929 * 10^{-3} * T - 5,7140 * 10^{-8} * T^2)$$

$$C_{p,\text{vann}} = 0,4615 * (8,712 + 1,25 * 10^{-3} * (T+273,15) - 1,8 * 10^{-7} * (T+273,15)^2)$$

Der C_p er varmekapasiteten gitt i $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$ og T er temperaturen i $^{\circ}\text{C}$.

Faktorene 4,194 og 0,4615 vil her forklares nærmere. De andre tallverdiene er konstanter som er hentet ut i fra tabeller.

For glykol er opprinnelig varmekapasiteten gitt med benevnelsen $\text{Btu/lb} \cdot ^{\circ}\text{F}$. Denne må gjøres om til den ønskede benevnelsen $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$. Det oppnås ved å bruke følgende omregningsfaktorer:

$$1 \text{ Btu/lb} = 2,33 \text{ kJ/kg}$$

$$1 \text{ R} = 5/9 \text{ K}$$

For varmekapasiteten kan R og $^{\circ}\text{F}$ brukes om hverandre på samme måte som K og $^{\circ}\text{C}$ brukes om hverandre. Får da følgende:

$$1 \text{ Btu/lb} \cdot \text{R} * (2,33 \text{ kJ/kg} / \text{Btu/lb}) * 9/5 \text{ R/K} = \underline{4,194 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}}$$

For vann er opprinnelig varmekapasiteten gitt på formen $C_p/R = A + BT + CT^2$. Omskrevet blir dette $C_p = R \cdot (A + BT + CT^2)$. Gasskonstanten R må ha den ønskede benevnelsen $\text{kJ/kg} \cdot \text{K}$. Det oppnås slik:

$$8,3143 \text{ J/mol} \cdot \text{K} / 18,016 \text{ g/mol} = 0,4615 \text{ J/g} \cdot \text{K} = \underline{0,4615 \text{ kJ/kg} \cdot \text{K}}$$

I kapittel 4.3 regnes gjennomsnittlig molvekt for naturgass ut på følgende måte:

$$0,70 * 16,04 + 0,13 * 30,07 + 0,13 * 44,10 + 0,02 * 44,01 + 0,02 * 28,01 = \underline{22,31 \text{ g/mol}}$$

I kapittel 4.4 regnes massestrøm damp om til molstrøm damp:

$$1 \text{ g/s} = 3,6 \text{ kg/h} \Rightarrow 61,5 \text{ kg/h} = 17,08 \text{ g/s}$$

$$F_{\text{damp}} = 17,08 \text{ g/s} / 18,016 \text{ g/mol} = \underline{0,948 \text{ mol/s}}$$

I samme kapittel regnes også massestrøm strippegass om til molstrøm strippegass:

$$1 \text{ g/s} = 3,6 \text{ kg/h} \Rightarrow 18 \text{ kg/h} = 5 \text{ g/s}$$

$$F_{\text{gass}} = 5 \text{ g/s} / 22,31 \text{ g/mol} = \underline{0,224 \text{ mol/s}}$$

Ut i fra dette kan molfraksjonene av damp og gass beregnes:

$$x_{\text{damp}} = 0,948 / (0,948 + 0,224) = \underline{0,81}$$

$$x_{\text{gass}} = 0,224 / (0,948 + 0,224) = \underline{0,19}$$

I kapittel 6.4 beregnes usikkerheten til vanninnholdet. Har følgende data:

Måledatasett	Komponent	Massestrøm	Relativt standardavvik	Absolutt standardavvik
Fra [9]	Glykol	1590 kg/h	0,024050	38,24 kg/h
	Vann	81,7 kg/h	0,004696	0,38 kg/h
Fra Brage-simulator	Glykol	1779 kg/h	0,027276	48,52 kg/h
	Vann	97,6 kg/h	0,006101	0,60 kg/h

Vannfraksjonen beregnes slik:

$$X_{\text{vann}} = W_{\text{vann}} / (W_{\text{glykol}} + W_{\text{vann}}) = 81,7 / (1590 + 81,7) = \underline{0,049}$$

For å beregne standardavviket til vannfraksjonen må følgende sammenheng benyttes:

$$(\sigma_{X_{\text{vann}}}/X_{\text{vann}})^2 = (\sigma_{W_{\text{vann}}}/W_{\text{vann}})^2 + (\sigma_{W_{\text{glykol}}}/W_{\text{glykol}})^2$$

Standardavviket for måledatasettet fra [9] blir dermed:

$$\sigma_{X_{\text{vann}}} = X_{\text{vann}} * [(\sigma_{W_{\text{vann}}}/W_{\text{vann}})^2 + (\sigma_{W_{\text{glykol}}}/W_{\text{glykol}})^2]^{1/2}$$

$$\sigma_{X_{\text{vann}}} = 0,049 * [(0,38/81,7)^2 + (38,24/1590)^2]^{1/2}$$

$$\sigma_{X_{\text{vann}}} = 0,049 * [0,004694^2 + 0,024050^2]^{1/2} = \underline{0,0012}$$

Standardavviket for måledatasettet fra Brage-simulatoren blir dermed:

$$\sigma_{X_{\text{vann}}} = 0,052 * [0,006101^2 + 0,027276^2]^{1/2} = \underline{0,0015}$$

90 % konfidensintervall for data fra [9]:

$$0,049 \pm 1,645 * 0,0012 = \underline{0,049 \pm 0,0020}$$

99 % konfidensintervall for data fra [9]:

$$0,049 \pm 2,600 * 0,0012 = \underline{0,049 \pm 0,0031}$$

90 % konfidensintervall for data fra Brage-simulatoren:

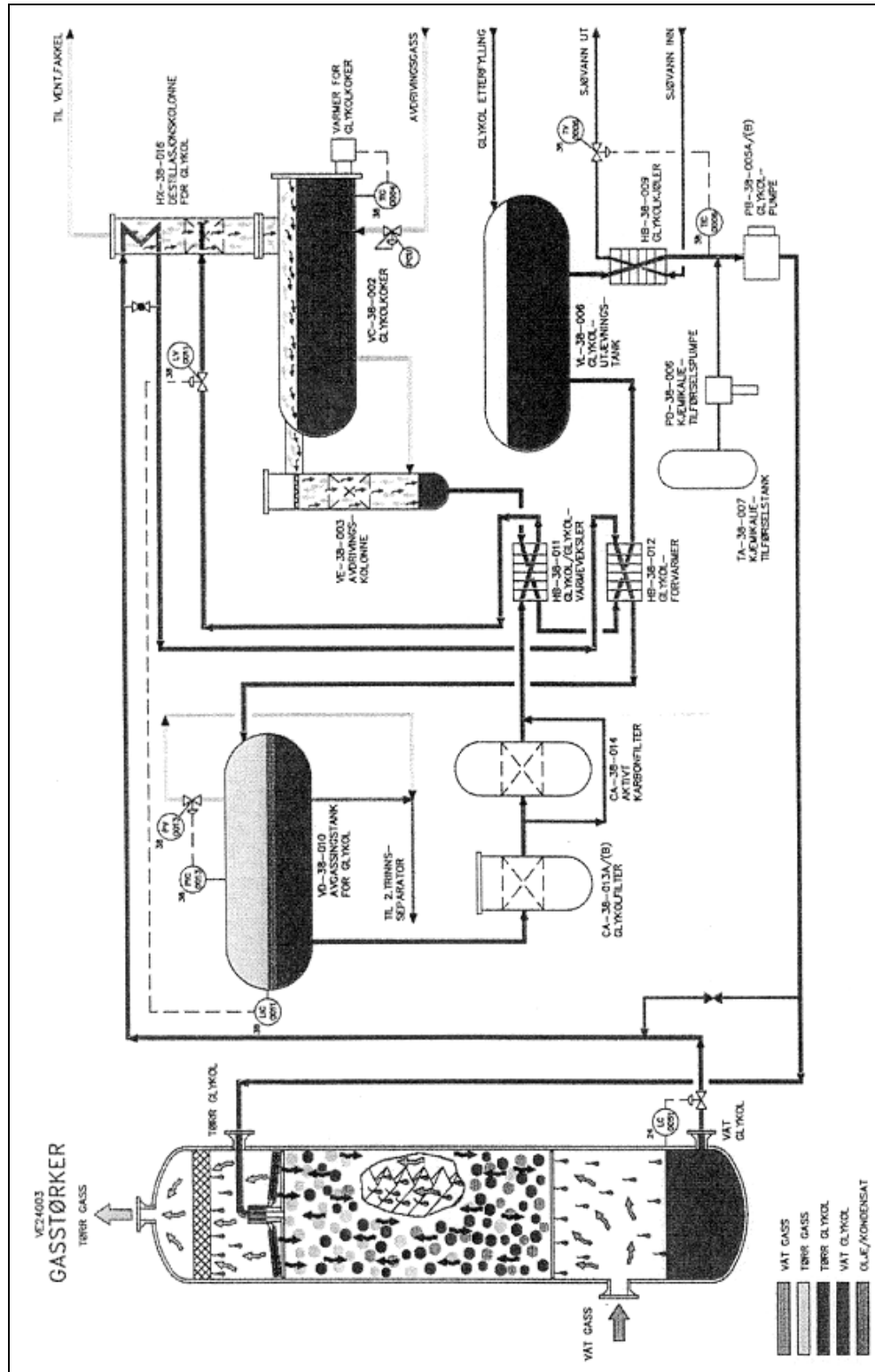
$$0,052 \pm 1,645 * 0,0015 = \underline{0,052 \pm 0,0025}$$

99 % konfidensintervall for data fra Brage-simulatoren:

$$0,052 \pm 2,600 * 0,0015 = \underline{0,052 \pm 0,0039}$$

VEDLEGG 9

Flytskjema for glykol-regenereringsanlegget



VEDLEGG 10

Prinsippskisse for modellen av anlegget i TEMPO

