



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Gassbehandlingssystemet på Kristin



Hovedprosjekt utført ved
Høgskolen Stord/Haugesund – Studie for ingeniørfag
Maskin, Energi- og Prosessteknikk

Av: Arve Bjotveit
Jorunn Lovise Lærum

Kandidat nr. 18
Kandidat nr. 52

Haugesund

Våren 2005

HOVEDPROSJEKT

Studentenes navn: Arve Bjotveit
Jorunn Lovise Lærum

Linje & studieretning Maskin, Prosess- og energiteknikk

Oppgavens tittel: Gassbehandlingssystemet på Kristin

Oppgavetekst:

Oppgaven skal inneholde en studie av Kristin plattformens system for separasjon, stabilisering og gass rekompresjon. Det skal lages en forenklet presentasjon av virkemåte og oppbygning av prosessen. Oppgaven skal videre inneholde en fordypning i ett prosessledd. Det skal gis forslag til redesign samt sammenlikning med opprinnelig design.

Endelig oppgave gitt: Torsdag 3. mars 2005

Innleveringsfrist: Fredag 6. mai 2005 kl. 12.00

Intern veileder Brit Julbø Ihle

Ekstern veileder Thorvald Litlabø

Godkjent av
studieansvarlig:

Dato:

Forord

Aker Stord er en lokal industri som er vekst. Bedriften tar imot mange spennende og varierte oppdrag rettet mot olje og offshore industrien. Det siste store i nyere tid er utbyggingen av gassfeltet Kristin.

Aker Stord har gav gruppen muligheten til å få skrive en hovedoppgave om et system på Kristin plattformen. De hadde ikke et spesifikt prosjekt, så gruppen sto veldig fritt til å finne og velge et selv.

Gruppen valgte å se på gass prosesseringsanlegget på Kristin plattformen og lage en oppgave ut ifra det. Mye av arbeidet har gått med til å avgrense og konkretisere oppgaven, noe som har vist seg å være problematisk da man ikke har hatt en klar problemstilling å gå ut ifra.

Vedlagt finnes forenklete oversiktstegninger av 20 og 23 systemet.

Gruppen ønsker å takke Aker Kværner for samarbeidet, og spesielt Arve Hatlevik og Håkon Amundsen for god støtte.

Arve Bjotveit

Jorunn Lærum

Haugesund, 06.05.2005

Haugesund, 06.05.2005

Innholdsfortegnelse

Forord.....	3
Innholdsfortegnelse.....	4
Sammendrag	5
1 Innledning.....	6
1.1 Formål.....	6
1.2 Avgrensninger og forutsetninger.....	6
2 Kort historikk om Kristin plattformen, Kristin feltet og Aker Stord.....	7
2.1 Kristinfeltet.....	7
2.2 Aker Stord.....	9
2.3 Kristin plattformen.....	10
3 Gassbehandlingssystemet på Kristin.....	12
3.1 Systembeskrivelse med forenklet oversikt.....	12
20 systemet.....	12
23 systemet.....	15
3.2 Designdata til det viktigste utstyret.....	19
3.3 Krav til systemet	22
3.4 Alternativ/ny teknologi/ designforandringer.....	26
3.5. Hvordan beregne 2. trinn separatoren (20VA002).	27
3.5.1. Tradisjonell separator beregninger	27
3.5.2. Tradisjonell separator beregninger av Aker Maritime, Horisontal separator. ..	29
3.5.3. Tradisjonell horisontal 2 faset separator beregninger av 2. trinn separator. ...	31
3.5.4 Ny separator teknologi.....	33
4 Konklusjon.....	42
Kilde- og Referanse/litteratur liste.....	43
Vedleggliste.....	46

Sammendrag

Dette hovedprosjektet har gått ut på å lage en forenklet oversikt over gassbehandlingssystemet på Kristinplattformen og å foreslå en redesign av et prosessledd.

Kristinplattformen er en produksjonsplattform for gass og kondensat delvis bygd og sammenstilt ved Aker Stord. Den skal i produksjon på Kristinfeltet som er et gassfelt på Haltenbanken Vest sørvest for Åsgard.

Gassbehandlingssystemet på Kristin er bygd opp med et separasjonstog på tre separatorene og en test separator. Kondensat blir skilt ut og eksportert via båt, mens gassen blir rekomprimert, tørket og sendt til Kårstø via rørledningen Åsgard transport.

Gruppen valgte 2. trinns separator som prosessledd for redesign. Denne ble valgt fordi det er en tofase separator. Den valgte, alternative separator teknologien er også en tofase separator.

Gassbehandlingssystemet på Kristin er bygget opp etter kjente prinsipper og med en velprøvd teknologi.

De to separator typene skildret i redesign delen av oppgaven har så forskjellige egenskaper at en sammenligning er vanskelig. Det har heller ikke vært mulig å få tilgang til informasjon om nyere separator teknologi utover kommersielt, offentlig tilgjengelig informasjon.

Et hovedprosjekt skal omhandle en klar problemstilling. Det har ikke dette prosjektet gjort. Det har derfor vært vanskelig å komme fram til en klar konklusjon.

1 Innledning

1.1 Formål.

Formålet med denne hovedoppgaven er å lage en forenklet oversikt over gassbehandlingssystemet på Kristinplattformen, samt å studere ett prosessledd grundig og foreslå en redesign av dette.

Aker Kværner, som har gitt oppgaven, har ytret et ønske om eventuelt å benytte den delen av oppgaven som omhandler den forenklete oversikten, internt blant bedriftens ansatte.

1.2 Avgrensninger og forutsetninger.

Aker Kværner har fra begynnelsen lagt få føringer for oppgaven. Gruppen har derfor stått helt fritt i utformingen av oppgaven. Mye tid har derfor gått med til å avgrense, formulere og konkretisere oppgaven. Dette har til tider vært utfordrende, da tilgang på informasjon har vært varierende. Tilgang på informasjon har i stor grad styrt retningen på oppgaven underveis.

Spesielt innen redesign delen av oppgaven har tilgang på informasjon vært sterkt begrenset siden gruppen valgte å vurdere en ny teknologi.

2 Kort historikk om Kristin plattformen, Kristin feltet og Aker Stord.



Flere referanser listet opp (6).

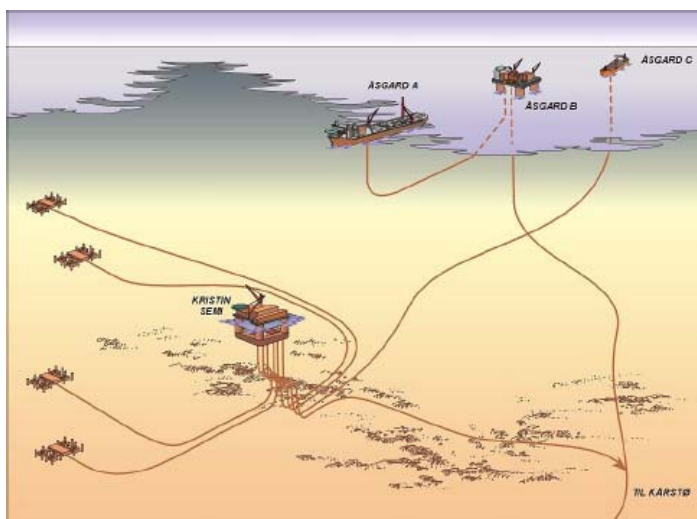
2.1 Kristinfeltet

Kristinfeltet er et gassfelt som ble påvist i 1997. Det ligger innenfor Haltenbanken Vest ca. 20 km sydvest for Åsgard. Operatøren på feltet er Statoil. Feltet eies av: Statoil 46,6 prosent, Petoro 18,9 prosent, Norsk Hydro 12 prosent, ExxonMobil 10,5 prosent, Agip 9 prosent og TotalFinaElf 3 prosent. Planene for utbygging og drift ble godkjent i desember 2001 og produksjonsstarten er planlagt til oktober 2005.

Reservoarene i Kristinfeltet er sandsteinsreservoar fra Mellom Jura og de ligger på 4800 meters dyp under havbunnen. Feltet består av to reservoar i henholdsvis Garn- og Ileformasjonen. Disse inneholder utvinnbare ressurser beregnet til 34,9 mrd Sm³ gass, 8,5 mill tonn NGL og 34,6 Sm³ kondensat. Innenfor det samme området finner vi funnene Lavrans, Erlend, Morvin og Ragnfrid. Disse kan også bli produsert over Kristin.

Trykket og temperaturen i reservoaret er henholdsvis 900 bar og 170 grader C. Dette er det høyeste til nå i Nordsjøen og det har ført til teknologiske utfordringer i forhold til å konstruere både stigerør og undervannsutstyr som skal tåle de ekstreme forholdene.

For å spare tid, og dermed også penger, er brønnene boret på forhånd og koblet til 4 undervanns brønnrammer med 4 brønner på hver, se figur 2.1. Fra brønnrammene skal brønnstrømmen gå til en halvt nedsenkbar produksjonsplattform (semi-plattform) der den blir separert. Derifra blir så rikgassen sendt gjennom rørledningen Åsgard Transport til Kårstø der våtgasskomponentene skilles fra. Kondensatet (lettoljen) blir stabilisert og transportert til Åsgard C lastebøye for lagring og utskipping med tankbåt.



Figur 2.1 Oversikt over Kristin feltet.

Produksjonskapasitet er på 125.000 fat kondensat og 18,3 millioner standard kubikkmeter gass daglig. Gassen sendes i rørledning til Kårstø, mens kondensatet sendes til lagerskipet Åsgard C.

Prosjektkostnader totalt er estimert til 17 mrd. kroner.

2.2 Aker Stord



Figur 2.2 Bilde av Aker Stord.

Aker ble grunnlagt i 1841. De begynte innen mekanisk produksjon av forskjellige slag og skipsbygging. Sent på 1960 tallet begynte de innen olje- og gassindustrien. De ble en ledende leverandør av understell, dekkmoduler og sammensetning av plattformdekk. Nå er de en global ledende leverandør av totalprosjekter, produkter og tjenester til offshoreindustrien.

Kværner ble grunnlagt i 1853 som Kværner Bryggeri. De inngikk partnerskap med Thunes Mekaniske verksted i 1922, dermed var de inne i treforedlingsindustrien. Senere ble de ledene på turbiner, spesielt til vannkraftprosjekter. I 1965 begynte de med bygging av NGL båter, noen år senere begynte de med offshore industri.

Aker Kværner er et separat selskap skilt ut hovedsakelig av Aker ASA og Kværner ASA. Gjennom fusjoner, oppkjøp og utskilling av divisjoner med forskjellige kjerneområder har vi nå Aker Kverner ASA, Kværner ASA og Aker Yards ASA.

Aker Kværner har etter omorganiseringen i mars 2004, mesteparten av olje, gass, prosess og ingeniør/konstruksjon biten.

Aker Stord er et av Aker Kværners verksteder.



Figur 2.3 Arbeidet med å sammenstille Kristin-plattformen startet på Aker Stord. (Foto: Øyvind Hjelman)

2.3 Kristin plattformen

Gass produksjonen fra Kristin feltet medfører også til utbygging på Kårstø. Aker Kværner ble tildelt kontrakten for bygging av store deler, og sammenstilling av Kristin plattformen. I tillegg tar de seg også av installasjoner og arbeid på Kårstø, undervannsanlegget og installasjon av plattform på feltet. Aker Kværner ble tildelt disse kontraktene av Statoil, på vegne av operatørselskapet Gassco, etter at utbyggingen ble oppdragene lagt ut på anbud i august 2001. (Ref. 11)

Statoil tildelte Aker Stord flere deler av arbeidet med plattformen. Kontrakten omfatter prosjektering og sammenstilling av hele plattformen, samt bygging av deler av plattformdekket og prosess- og hjelpeutstyrmodeller. Kontrakten er verdt 5 milliarder kr. En regner med at byggingen/sammenstillingen av Kristin plattformen er ferdig i løpet av mars 2005. Forventet produksjonstart er i oktober 2005.

Kristin er en halvt nedsenkbar gassplattform, en semi flyter. Den er en ren produksjonsplattform med prosesseringsanlegg for gass og kondensat. Brønnene er klare til produksjon så plattformen er ikke utstyrt for boring.

Kristin plattformen har blitt bygget i moduler, ved flere lokasjoner. Hoveddekket med prosess- og hjelpesystemmodul er bygget hos Aker Stord. De har også ansvaret for ferdigstilling og montering.

Understellet kommer fra FC Samsung i Korea. Designet av Aker Kværner og GVA.

Boligrigg og helikopterplattform kommer fra EPC Emtunga i Sverige.

FC – Dragados i Spania har bygget riser område. Det innebærer stigerørsbalkong og flammebom/flammetårn. Men arbeidet er blitt forsinket så en del av dette arbeidet blir gjort på Aker Stord.

Kongsberg Simrad har fått en kontrakt med Statoil verdt 50 millioner. De skal levere sikkerhetssystemene, prosesskontroll- og marine kontrollsystemer til Kristin.



Figur 2.4 Sammenstilling av understell og dekk i fjorden utenfor Aker Stord.

Byggeplasser og selskapene:

Spania (FC – Dragados), Sør Korea (FC Samsung), Polen, Sverige (EPC Emtunga), Oslo, Verdal, Luster, Stord (Aker Stord), Stavanger og Egersund.

3 Gassbehandlingssystemet på Kristin

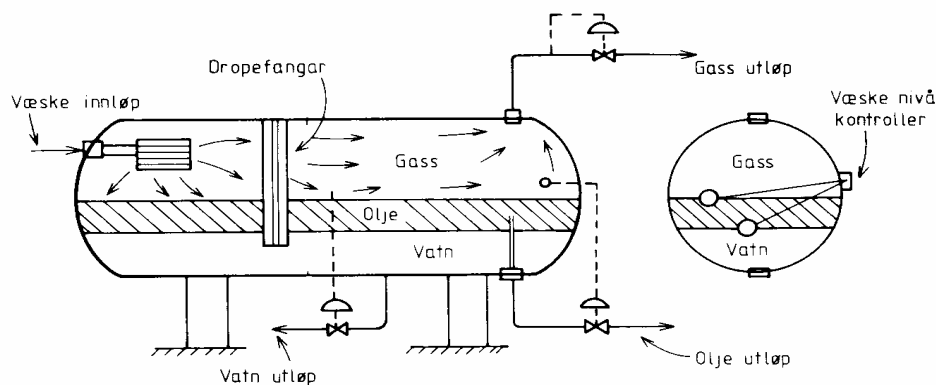
3.1 Systembeskrivelse med forenklet oversikt

20 systemet

Se forenkla tegning, P & ID til 20 systemet og (1) SAS functional specification: System 20 Separation and stabilisation systems. Mye av informasjonen er også hentet i (4) "Plattformens hovedsystemer" av H. Asheim og R. Hvidsten.

Gass, kondensat og produsert vann skilles på Kristin i en enkel linje. Linjen består av tre horisontale separatore med en horisontal testseparator, samt en kondensatvarmer.

Brønnstrømmen blir samlet i produksjonsmanifolien og blir ledet inn til **1. trinn separatoren** (20-VA-001). Separatoren er trefaset, den skiller ut gass, kondensat og produsert vann, se generell skisse figur 3.1.1.



Figur 3.1.1 Generell separator skisse.

Brønnstrømmen tas inn på toppen, midtsentrert. For å ta imot innløpsmomentet og for å forberede separasjon av gass fra væsken, har innløpet 8 innløpsykloner.

Væsken fordeles jevn til begge sider via platepakker. Disse øker separasjonsgraden. I hver ende er det en overløpskant som kondensatet renner over. Nivået blir kontrollert av en nedstrøms kontrollventil. Den er plassert etter kondensatvarmeren (20-HA-101).

Ved bunnen, oppstrøms overløpskantene, tas produsert vann ut. Nivået blir kontrollert av en nedstrøms kontrollventil, plassert før sandfjerningspakken i 44 systemet.

Gassen blir også jevnt fordelt til begge sider. Den passerer gjennom en strukturpakning og en sykklonpakke bestående av 98 sykkloner. Etterpå føres gassen til våtgass kjølere i 24 systemet.

Separatoren har også tversgående og langsgående bølgedempere. Dette er for å få en roligere væskeoverflate.

Test separator (20VA004) mottar brønnstrøm fra testmanifoilen. Her kan hver enkelt brønn testes. En finner ut sammensetningen og produksjonen. Separatoren er trefaset, bygget opp som 1. trinn separatoren. Dette er for at en skal kunne teste innholdet av gass, kondensat og produsert vann i de enkelte brønnstrømmer. Ved vedlikehold av 1. trinn separator kan test separator virke som 1 trinns separator. Men en må ta forbehold på at testseparatoren har mindre kapasitet.

Etter at kondensatet har forlatt 1. trinn separatoren kommer det til **kondensatvarmer (20-HA-101)**. Her varmes kondensatet opp med en rørsatsvarmeveksler med varmemedium fra 41 systemet. Kondensatet varmes opp på rørsiden. Temperaturen reguleres av mengde varmemedium gjennom rørsatsvarmeveksleren. Grunnet til gjenoppvarmingen er væskens evne til å avgasse ved driftstrykk og temperatur til 1 separatoren.

Videre går kondensatet til **2. trinn separatoren (20VA002)**. Før innløpet på separatoren føres flere kondensatstrømmer til røret. Disse kommer ifra test separator, kondensat eksport, 3. rekompresors væskeutskiller, kondensat fra drivstoff gass væskeutskiller og fra våtgass væskeutskiller (system 24) og fra væskeutskiller oppstrøms eksportkompressor (system 27).

2. trinn separatoren er to faset. Her føres innløpet opp i den ene enden, gjennom et internt bend og 2 innløpsykkloner. Det er montert et internt bend på 90 grader, p.g.a. et horisontalt bend før innløpet oppstrøms innløpsstussen. Dette er for å gi en jevn fordeling av gass/væske inn til innløpsykklonene.

Fra innløpsykklonene beveger gassen og kondensatet seg til motsatt ende av separatoren. Først passerer doble perforerte plater. Kondensatnivået kontrolleres av en nivåkontrollventil (20LV1305). Kondensatet går videre til 3. trinn separator.

Før gassen slipper ut må den igjennom en strukturpakning og en sykklonboks av 26 sykkloner. Gassen går videre til 3. trinn rekompresjons innløpskjøler.

Separatoren har også tvers og langsgående bølgedempere.

2. trinn separatoren kan gjøres om til en trefaset separator. Den er klargjort for installasjon av platepakker. Systemet for produsert vann er forberedt å ta imot spyling, sandutskilling og produsert vann fra separatoren.

3. trinn separatoren (20VA003) er en trefaset separator. Før innløpet på separatoren føyes flere rørstrømmer til kondensatet fra 2. trinn separator. Disse kommer fra 1. og 2. trinn rekompresor innløps væskeutskillere, minimum væskestrøm fra kondensat trykkøkingspumpene, 3. trinn separatorens produsert vann pumper og kondensat fra gjenvunnet oljesump.

Kondensatet fra 2. trinn separatoren tas inn på toppen, midtsentrert. P.g.a. lavere trykk og temperatur er det nå plassert 6 innløpssykloner på innløpet.

Væsken fordeles jevn til begge sider via platepakker. Disse øker separasjonsgraden. I hver ende er det en overløpskant som kondensatet renner over. Nivået blir kontrollert ved hjelp av turtallsregulering av kondensateksport pumpene 21PA002 A/B. Ved lav produksjon overtar nivåkontrollventil (20LIC1405), som er plassert nedstrøms separatoren.

Produsert vann tas ut i bunnen, oppstrøms overløpskantene. Nivået av produsert vann kontrolleres av en nivåkontrollventil nedstrøms 3. trinn produsert vann pumpene.

Den frigjorte gassen fordeles til begge sider. Før den kan forlate separatoren må den gjennom en strukturpakning og dråpefanger. Gassen går så videre til 1 trinn rekompresor innløpskjøler.

Trykket i separatoren kontrolleres v.h.a. turtallsregulering av 1 trinns rekompresor. Rekompresoren deler også motor med 2. trinn rekompresoren.

Utenom er separatoren utstyrt med separatorspyling og langsgående og tversgående bølgedempere.

Dette separasjonstoget inneholder tre separatorer med en testseparator og en kondensatoppvarmer. Grunnen til dette valget er mer beskrevet i kap. 3.3 om krav til systemet.

23 systemet

Se forenkla tegning, P & ID til 23 systemet og (1) SAS functional specification: System 23 gas recompression.

Gassrekompresjonstoget er bygget opp som tre nesten identiske ledd. Hvert ledd består av en kjøler, en væskeutskiller og en sentrifugalkompressor. Gassen fra separatorene slippes inn tre steder i rekompresjonstoget, der trykket er det samme i separator og rekompresjonsledd. Væske som blir skilt ut i de tre tilhørende væskeutskillerne, førest tilbake til separasjoner med samme, eller lavere trykk.

For å øke separasjonsgraden i separatorene senkes trykket trinnvis gjennom separatorene. Rekompresorene er tilbakekoblet som sløyfer til separatorene, og må derfor følge de samme trykkene. Siden det er tre separasjoner og tre rekompresorer må rekompresor 2 ligge på et trykknivå mellom separator 2 og 3. Dette fører til at væsken som strømmer tilbake fra væskeutskiller 2 ikke trenger å pumpes.

3. trinn separator har det laveste trykket. Gassen fra denne separatoren går gjennom **to kjølere** (23HB001A/B) for så å gå inn i **væskeutskiller 1** (23VG001). Væske utskilt i væskeutskiller 1 blir pumpet tilbake til innløpet på separator 3 av to parallellkoblede **resirkulasjonspumper** (23PA001A/B). Hver av disse pumpene er dimensjonert for å ta 100 % av strømmen. Det er altså nok at en av de er i bruk. Den andre fungerer da som reserve, og kan tas i bruk ved svikt eller service.

Gassen blir så rekomprimert i **1. trinn rekompresor** (23KA001) som er den første av tre. Fordi volumstrømmen er stor, og trykkøkningen moderat, er det her sentrifugalkompressorer som er de mest hensiktsmessige. På rene oljefelt der det blir produsert svært små mengder gass, kan det forekomme at det blir brukt stempelkompressorer, men dette hører til unntakene.

Gassen har nå blitt varmere, og sendes derfor gjennom **2. innløpskjøler** (23HB002). Dette er en enkelt kjøler. Nedkjølingen fører til utfelling av væskedråper i gassen, og den må derfor gå gjennom **2. væskeutskiller** (23VG002). Slik får en fjernet flere tyngre hydrokarboner. Ved å kjøle gassen før den komprimeres, minskes også energibehovet til kompressoren. Dersom gassen ikke ble kjølt ville en også få problemer i forhold til krav til materialer i kompressoren.

Væske utskilt i væskeutskiller 2, flyter naturlig tilbake til innløpet på tredjetrinnsseparator grunnet overtrykk i forhold til denne. Slike returstrømmer er gunstige da de bidrar til å gjøre det lettere å regulere strømmer, i dette tilfellet kondensat eksportstrømmen. Gassen blir så rekomprimert igjen, denne gang i **2. trinn rekompresor** (23KA002).

Temperaturen øker igjen som følge av kompresjonen, og gassen må gjennom nok en i kjøler, **3. innløpskjøler** (23HJ001). Igjen kan dråper av kondensat skade rekompresoren, så disse blir skilt fra i **3. væskeutskiller** (23VG003). Væske utskilt i denne

væskeutskilleren blir pumpet tilbake til innløpet på 2. trinn separator ved hjelp av to parallellmonterte **pumper** (23PA002A/B). Den gassen blir så rekomprimert i **3. rekompresor** (23KA003).

Den rekomprimerte gassen sendes nå videre til gassbehandligssystemet, system 24, sammen med våtgass-strømmene fra førstetrinns-, og test separator.

24 systemet

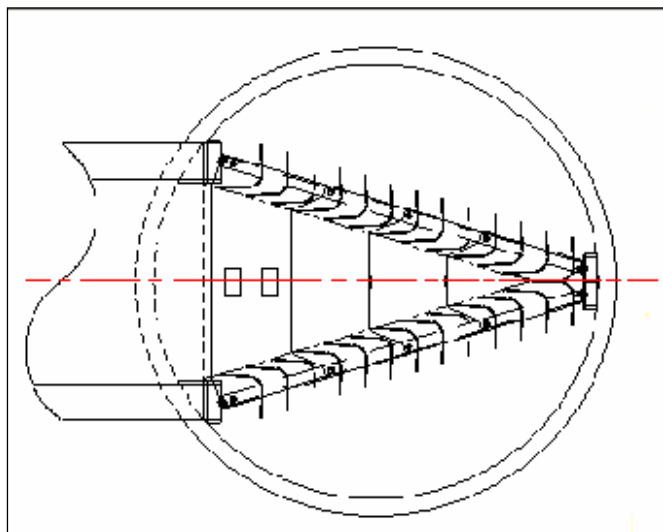
Se forenkla tegning for 24 systemet og P&ID til 24 systemet.

Oppgaven til gassbehandlingssystemet er å senke vanninnholdet i gassen slik at tørrgassen oppfyller eksportkriteriene. I tillegg fjernes eventuelle korrosive gasser i dette systemet. For å fjerne korrosiv gass, H_2S , benytter man kjemikalier som reagerer med H_2S . Disse tilsettes gasstrømmen i to seriekoblede **injeksjonsmiksere** (24CJ001 og 24CJ002). Mengden tilsatt H_2S -fjerner reguleres automatisk ved å regulere turtallet på **injeksjonspumpene** (42PD020A/B).

Gassen blir så kjølt ned i to symmetriske **kompaktvarmevekslere** (24HJ0001A/B), før den strømmer inn i våtgass **væskeutskiller** (24VG0001). Her blir vann og kondensat skilt ut og pumpet tilbake til separator 1 av to **sentrifugalpumper** (24PA001A/B). Dette gjøres for å hindre kondensatutfelling i glykolen som brukes til tørking. Hvis kondensatutfelling forekommer, vil det "forurense" glykolen og en kan få skumming i glykol-kontaktoren. Dette kan føre til store problemer.

Gassen går videre til **gassvarmer** (24HA001) som er montert på toppen av våtgass væskeutskilleren. Denne er også med på å minske risikoen for kondensatutfelling i gasstørkeren.

Gassen blir tørket i en motstrøms absorpsjonskolonne, **glykol-kontaktor** (24VE001), ved bruk av trietylenglykol (TEG). Glykol-kontaktorens oppgave er å skape en stor kontaktflate mellom glykolen og den våte gassen, slik at gassen blir tørket effektivt. Glykolen strømmer fra toppen av kontaktoren gjennom en væskefordeler. Gassen ledes inn lenger ned, igjennom et gassinnløp som sørger for jevn fordeling av gass over tverrsnittet. Figur 3.1.2 viser et gassinnløp sett ovenfra. Gassen strømmer inn fra venstre, og fordeles ut til sidene av de vinklede platene.



Figur 3.1.2 "Vane-type" gassinnløp (Ref.: 5)

Selve vannfjerningen blir gjort i en strukturert pakning.

På toppen av kolonnen er det plassert en teflonbelagt "svamp" (wire-mesh pad), for å hindre at glykol følger med gassen ut av tørkekolonnen. Gassen går videre til eksportsystemet, system 27.

Den våte glykolen blir sendt gjennom **flere varmevekslere** (24HA004, 24HB002), en **avgassingstank** (24VD001) og så kokt i en **glykolkoker** (24VD002) for å fjerne vann og kondensat. Den blir så kjølt i en **varmeveksler** (24HB004) mot et kjølemedium, før den sendes gjennom to **filtre** for å hindre tilstopping av væskefordeleren i kontaktoren.

Vann og ikke kondenserbar gass som kokes av glykolen kondenseres i en **kondenser** (24HB003). Vannet går så til et lukket avløp, mens den ikke kondenserbare gassen brukes til å drive vanndamp av glykolen. Dette gjøres for å minimere utslippene til luft.

3.2 Designdata til det viktigste utstyret.

Utstyrs data:

Tag.nr.	Navn	Rate/Duty/Dimensjon	Design -T (°C) -P (barg).	Normal drifts T (°C) og P (barg).
20VA001	1. trinn separator	Kondensat: 756038 Kg/h	-46 / 130 °C	130 °C
		Gass: 782876 Kg/h	FV /103 barg	86 barg
		PW: 208035 Kg/h		
		4000x14000mm		
20VA002	2. trinn separator	Kondensat: 734530 Kg/h	-29 / 130 °C	105 °C
		Gass: 66588 Kg/h	FV / 32 barg	26 barg
		3100x13000m		
20VA003	3. trinn separator	Kondensat: 672574 Kg/h	-10 /110 °C	74 °C
		Gass: 98316 Kg/h	FV / 14 barg	1,15 barg
		PW: 25000 Kg/h		
		3800x14000mm		
20VA004	Test separator	Kondensat: 172926 Kg/h	-46 / 130 °C	25 - 130 °C
		Gass: 9204958 Kg/h	FV /103 barg	26 - 86 barg
		PW: 104018 Kg/h		
		2900x10500mm		
20HA001	Kondensatvarmer		-46 / 200 °C	
			FV / 103 (32) barg	
23HB001A	1. trinn rekompresor innløpskjøler A	Duty=4721 kW	-10/145 °C	72/25 °C
			14 barg	1,1 barg
23HB001B	1. trinn rekompresor innløpskjøler B	Duty=4721 kW	-10/145 °C	72/25 °C
			14 barg	1,1 barg
23HB002	2. trinn rekompresor innløpskjøler	Duty=7488 kW	-15/150 °C	101/25 °C

			20.7 barg	7 barg
23HJ001	3. trinn rekompresor innløpskjøler	Duty=10208 kW	-29/ 150 °C	103/ 25 °C
			20.7 barg	25 barg
23VG001	1. trinn rekompresor væskeutskiller	IDxT/T=2470x3485	-10/ 135 °C	25 °C
			14 barg	0,6 barg
23VG002	2. trinn rekompresor væskeutskiller	IdxT/T=1740x4530	-15/ 140 °C	25 °C
			20.7 barg	0,6 barg
23VG003	3. trinn rekompresor væskeutskiller	IdxT/T=1475x5600	-29/140 °C	25 °C
			46 barg	24 barg
23KA001	1. trinn rekompresor	Shaft power=2527kW	-15/150 °C	Suction: 30 °C/6,0 barg
		Mass Fl.=78846kg/h	15.8 barg	Disch.: 101 °C/7,0 barg
			(Note 1)	
23KA002	2. trinn rekompresor	Shaft power=1498kW	-15/140 °C	Suction: 30 °C/6,0 barg
		Mass Fl.=71364kg/h	40.7 barg	Disch.: 103 °C/25 barg
			(Note 1)	
23KA003	3. trinn rekompresor	Shaft power=3157kW	-29/170 °C 103 barg	Suction: 30 °C/23 barg
		Mass Fl.=53336kg/h		Disch.: 127 °C/86 barg
23PA001 A/B	1. trinn rekompresor resirkulasjons pumper A/B	Vol. Fl.=38.6 m3/h	-10/60 °C	25 °C
		Head=45m	20 barg	Suction: 1,15 barg
				Disch.: 4,4 barg
23PA002 A/B	3. trinn rekompresor resirkulasjons pumper A/B	Vol. Fl.=75 m3/h	-29/60 °C 60 barg	25 °C

		Head=71.8m		Suction: 23,4 barg
				Disch 27,4 barg

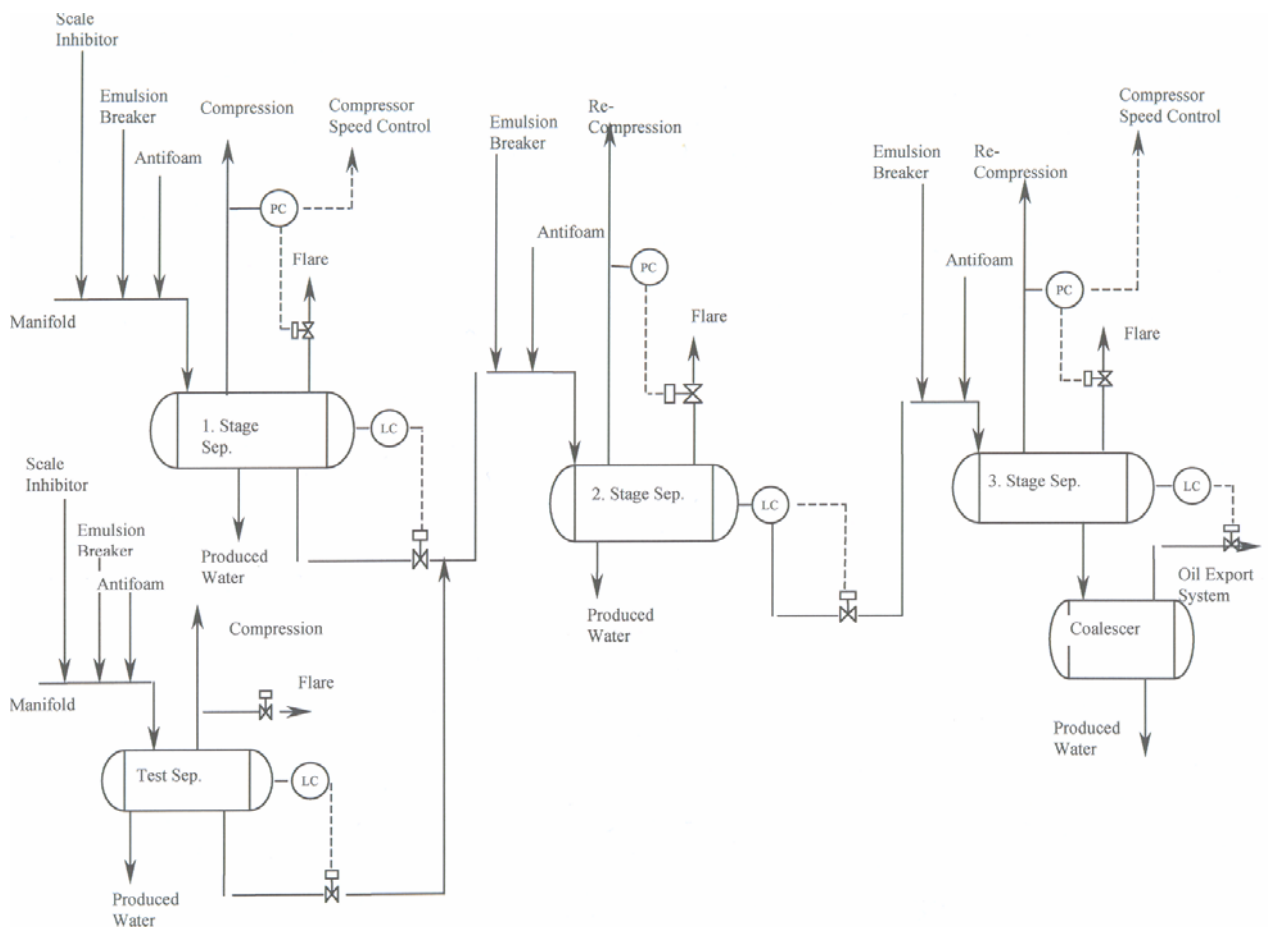
24HJ001A/ B	Våtgass kjølere	424350 + 10 % kg/h	150/-46 °C	113,4/26 °C
		38904 kW	103 barg (våtgass side)	86/85 barg (Våtgass-side)
		L*W*H: 6042*2572*2284 mm	150 °C	21/55 °C
			17barg (kjølemedieside)	8,5/7,5 barg (Kjølemedie-side)
24VG0001	Våtgass væskeutskiller	848700 + 10 % Kg/h	60/-46 °C	26 °C
		ID*TT: 3420*7900 mm	103 barg	85 barg
24PA001A /B	Våtgass væskeutskiller pumper	149400 + 10 % kg/h	60/-46 °C	26 °C
		165 kW	131,2 barg	90 barg
24HA001	Gassvarmer	699300 + 10 % kg/h	200/-46 °C	26/31 °C
		3362 kW	103 barg (Våtgass-side)	84,8 barg (Våtgass-side)
		ID*TL: 760*1250 mm	200/-46 °C	160/120 °C
			32 barg (Varmemedieside)	20 barg (Varmemedieside)
24VE001	Glykol kontaktor	699300 + 10 % kg/h	60/-46 °C	31 °C
		ID*TT: 3200*10500 mm	131,2 barg	84,5 barg
24XX001	Glykolregenerering spakke	14 000 kg/h		
		W*L*H: 5500*12000*14075 mm		

Tab. 3.2.1 Utstyrs spesifikasjoner. (Ref 1)

3.3 Krav til systemet

Generelt design av separasjonstog.

I følge retningslinjer for design av separasjons systemer AMA-P-DG-03020 (12), består et typisk separasjons system av 3. trinn av separasjon, men kan variere mellom 1 til 4 trinn. I tillegg er en test separator parallelt med 1. trinnet vanlig. Separatorene er vanligvis trefaset eller er designet til å gå kunne legges om til trefaset separasjon.



Figur 3.3.1. Generell skisse av et separasjonstog.

Hvordan utstyret er dimensjonert til å ta imot brønnstrømmen.

Ved hjelp av fire forskjellige simuleringer er designet av separatorene bestemt. Disse simuleringene er beskrevet i en egen simulatorrapport (ref.2).

Utgangspunktet for simuleringen kommer fra blant annet brønnprøver og data fra reservoar simuleringer. Dette er to redskaper for å kunne kartlegge et reservoar. Beregninger på forventet produksjon og produksjonsforløp kommer av disse prøvene.

Av prøvene kan man også se prosessstrømmers korrosive egenskaper. Med dette menes innhold av H₂S og CO₂. Mengde av disse bestemmer materialvalg. En har forventet korrosjon, spesielt i rørbend, som bestemmer veggtykkelse på rør/utstyr. Kristin har 8,76x10⁻⁴ molar % H₂S og 2,564 molar % CO₂ i brønnstrømmen.

Hovedprosessen er dimensjonert for å ta:

- gassproduksjon på 18,3 MSm³/døgn
- kondensatproduksjon på 20.000 MSm³/døgn
- produsert vann mengde på 5000 MSm³/døgn

Alt mekanisk utstyr er dimensjonert for å kunne ta 10 % mer gass- og kondensat mengde.

Det er valgt en separatorlinje med en testseparator. Alle separatorene er horisontale. Først er en trefase seperator for grov skilling av vann/sand, kondensat og gass. Her tas også trykket ned til 86 barg ved 130 °C. Neste er en tofase seperator, skiller gass og kondensat på 26 barg ved 105 °C. Rest vann tas ut i den siste separatoren. Denne er også trefaset. Nå er trykket kommet ned på 1,15 barg ved 74 °C.

Separatører

Ved dimensjonering av separatorene må vi se på, (ref.3 og 4):

- drifts -temperaturer og -trykk
- gassens massestrøm/hastighet og densitet
- oljens massestrøm/hastighet
- produsert vann sin massestrøm/hastighet, densitet og korrosjon egenskaper forurensninger og kvantitet av: Fogs, parafin, voks, sand, rørforskaling og lignende.
- seperator design vedrørende trykk, korrosjonsbestandighet, kontakt størrelser, spesial materialer, beskyttelse og lignende
- koder og regler for sikkerhet og drift (nivå/trykk regulering og overtrykksikring).
- tilgjengelig plass, støymengde
- syreinnhold, korrosjon egenskaper og skum dannelse

Ved dimensjoneringen er det to viktige avgjørende parametre. Maksimal gasshastighet og væskedråpenes synkehastighet. Videre er det tre viktige designbetingelser, maksimum strømming av olje, gass og produsert vannmengde i separatoren. I tillegg til designkrav som oppholdstid for vann og olje(kondensat) viktige design parametre med stor påvirkning for hvor stor separatoren blir.

Eksempelvis kan en nevne at oppholdstiden i 1. trinn separatoren er minimum tre minutter for gass og kondensat, mens produsertvann har 5 min.

Av denne oppholdstiden garanterer leverandøren at:

- maksimum væskemedrivning i gassen er på 0,013 m³/MSm³
- maksimum 2,0 volum % fritt vann i kondensatet
- maksimum 0,5 volum % fritt kondensat i vannet

Kondensat rørsatsvarmeveksler

Hvis kondensatet er så avkjølt at det ikke klarer å avdampe lettere bestanddeler må temperaturen økes. De første årene er varmen og trykket nede i feltet så høyt at kondensatorvarmeren ikke trenger å være i drift. Den benyttes bare ved oppstart.

Kondensatvarmeren er mellom 1 og 2 separasjons trinn.

Kondensat som eksporteres skal maksimum inneholde 25 vekt % metan, etan, propan og butan. RPV (Reid-damptrykk) skal maksimum være 0,76 bara og TVP (absolutte damptrykket) skal være mindre enn 1,0 bara ved 37,8 °C. Av dette ser vi også at mindre enn tre separatorene i separasjonstoget ikke egner seg. Kondensatet får ikke avgasset nok, TVP verdien vil ikke være bra nok.

Generelt om design av rekompresjonstoget.

Rekompresjonstoget er designet på grunnlag av forventet sammensetning av brønnstrøm, trykk i separatorene og egenskapene til kompressorer og materialene i kompressorene.

Platevarmevekslere (1. og 2. trinns rekompresor innløpskjølere), (ref.7).

Alt prosessutstyr ombord er dimensjonert på grunnlag av brønnsimuleringene. I tillegg må det være rom for endringer i brønnstrømmen. Platevarmevekslere er enkle å demontere og derfor fleksible i en slik situasjon. Det kan være aktuelt å fjerne plater for bedre temperaturkontroll ved lave gassrater. Det er også mulig å sette i plater ved økende gassrater. Kjølemediet er ferskvann med glykol.

Innløpskjølerne øker effekten til væskeutskillerne og kompressorene. Mer væske kondenseres ut som dråper ved lavere temperaturer og kompresjonen blir mer effektiv dess kaldere innløpsgassen er.

Kompakt varmeveksler (3. trinns rekompresor innløpskjøler og våtgasskjøler) (ref.8).

Dette er en kompaktvarmeveksler, en såkalt PCHE (Printed Circuit Heat Exchanger). Den består av mange tynne plater der kanalene for varme-/kjølemediet er etsset ut. Platene blir deretter press-sveiset sammen. Resultatet blir en svært solid og kompakt blokk som kan tåle opptil 500 bars trykk og temperatur opptil 900 °C. Ulempen er at den ikke kan rengjøres eller demonteres. Den er altså ikke like fleksibel som en platevarmeveksler, og kan ikke brukes på beleggdannende medier.

Væskeutskiller (Ref.1.).

Væskeutskillerne er dimensjonert for å tåle store variasjoner i gass-strømmen. Innløpet er utformet for å få en ideelt fordelt gass strøm over tverrsnittet, samtidig som det ikke må knuse dråpene. Dersom dråpene blir knust vil det bli vanskeligere å skille dem fra gass-strømmen. Økende gass-strømningsrate gjennom væskeutskilleren vil minske utskillingseffektiviteten. Det samme vil økende temperatur gjøre. Det er derfor viktig at væskeutskillerene er riktig dimensjonert.

Det er tre væskeutskillere i 23. systemet. De inneholder litt forskjellig utstyr siden de alle sammen opererer ved forskjellige trykk. Derimot er temperaturen den samme. Alle tre inneholder ett eller flere "filter" (mesh pad), og en form for bølgedempingsplater. Væskeutskiller 3 består i tillegg av sykloner ved inn og utløp.

Kompressor (Ref.9.).

De viktigste parametre kompressorene er dimensjonert ut i fra er strømningsrate, innløps- og utløpsstrykk. Disse parametrene bestemmer type separator, og størrelsen på separator. I dette tilfellet er strømningsraten så stor at det er uaktuelt å bruke en fortrenningsmaskin. Trykkforskjellen over separatorene er også såpass stor at det ikke er aktuelt å bruke aksialkompressorer. Sentrifugalkompressorer er derfor det beste valget til disse forholdene.

Pumper (Ref.9.).

Pumpetype blir valgt ut ifra mediet som skal pumpes, strømningsrate, trykk på sugeside og pumpekurver oppgitt av produsenten. Pumpene har ofte en resirkuleringslinje for å unngå for lavt innløpsstrykk og påfølgende kavitasjon.

Glykol kontaktor (Ref.4 og 10).

Kontaktoren er dimensjonert for å tørke den aktuelle gassraten ned til eksportkrav. Dersom forholdene ligger til rette kan fritt vann i gassen danne hydrat sammen med lette hydrokarbon komponenter i gassen. Hydrat kan skape problemer i rørledninger og ventiler og krever unødvendig mye tilsetning av inhibitorer, ofte MEG (monoetylglykol) eller metanol. Det er her valgt en kontaktor med strukturerte plater istedenfor en kontaktor med hyller.

3.4 Alternativ/ny teknologi/ designforandringer

Problematikken som blir beskrevet her er av ren teoretisk karakter. Dette er et nytt gassfelt, og det vil derfor ikke være aktuelt å gjennomføre en så dramatisk ombygging som utskifting/ombygging av en separator er, på mange år ennå. Teknologien som blir beskrevet er også best egnet til å supplere eksisterende utstyr på en såpass stor installasjon. Om denne teknologien hadde blitt valgt i utgangspunktet, hadde hele utbyggingen av Kristinfeltet blitt dramatisk endret.

Redesign

Kristinplattformen er utstyrt med et tradisjonelt separasjonstog med separatortanker. Felles for disse er rolig gjennomstrømning, altså lave Reynoldstall. I slike separasjoner er det tyngdekraft og tetthetsforskjellene mellom bestanddelene i brønnstrømmen som fører til separasjon. Siden separatorene er avhengig av en rolig gjennomstrømning, er det viktig med et stort tverrsnitt. Alt dette fører til at separatorene blir fysisk store og tunge.

De siste årene har det blitt utviklet flere kompakte og lette separatorsystemer. Felles for flere av disse er at de baserer seg på rotasjon/sentrifugalkraft. Designene varierer, men grovt sett er det sykron og sentrifuge utforming som blir brukt. Fordelen med separasjoner med slike design, er at de kan lages betydelig mindre og lettere enn tradisjonelle separasjoner, men samtidig gi like god separasjon.

Gamle felt i haleproduksjon produserer mer vann enn olje/gass, og vannproduksjonen øker. Det er derfor ønskelig å øke separasjonskapasiteten betydelig. Problemet er ofte plass, eller vekt. Det er heller ikke aktuelt å bygge om mer enn nødvendig siden feltet er i slutfasen. Lette, kompakte og effektive separasjoner er derfor ideelle for å forlenge levetiden til haleproduksjonsfelt.

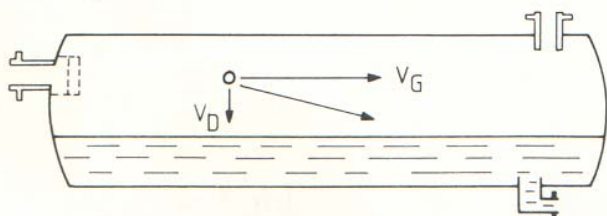
I denne delen av oppgaven skal det sees nærmere på tradisjonelle tankseparatorer og nyere "Inline separatorer". Disse separatorer skal beregnes enkelt og sammenlignes.

3.5. Hvordan beregne 2. trinn separatoren (20VA002).

3.5.1. Tradisjonell separator beregninger

Ref.13 og vedlegg: formler.

Når en beregner hvor stor 2.trinn separatoren skal være, har en tatt mange faktorer med i betraktningene. I utgangspunktet bestemmes størrelsen på separatoren av væskedråpenes fallhastighet (synkefart). Med andre ord hvor fort kan gass og væskefasen stabilisere seg i separatoren. Se eksempel på fallhastighet på figur 3.5.1. ("Væskedråpe i en horisontal separator") og formel 3.5.1. (Synkefart til en dråpe).



Figur 3.5.1. "Væskedråpe i en horisontal separator"

For å påskynde stabiliseringen av fasene brukes innløpssykloner og styreplater. Syklonene tar imot innløpsmomentet og for å forberede separasjon av gass fra væsken. Styreplatene øker separasjonsgraden.

Synkeretningen for dråper er vinkelrett på gasshastigheten. Dråpene fanges opp etter synkelengden λ . Dråpene har da beveget seg i lengden l . Ved bruk av styreplater reduseres λ betraktelig før opptaking, se formlene 3.5.2. (Synketid før oppfangning) og 3.5.3. (Oppholdstid for gass), ser en

For at dråpen skal bli fanget opp, må oppholdstiden være lik eller større enn synketiden. Se formel 3.5.4.(Forhold oppholdstid/synketid) v.h.a. formel 3.5.5.(Gassens hastighet).

Beregning av gasskapasitet i separatoren gir en pekepinn om separatoren er dimensjonert riktig. Gasskapasiteten er gitt med standard volumendringer, se formel 3.5.6. (Gasskapasitet).

Separatoren må kunne skille gass fra væskefasen. Dette avhenger av flere faktorer, som diffusjon, stigefart av gassbobler til væskeoverflaten, skumming på gass eller væskeflaten og hydrodynamisk oppførsel for et fluid i separatoren. Væskapasiteten uttrykkes i gjennomsnittlig oppholdstid. Se formlene 3.5.7.(Stigefart til små bobler i væske), 3.5.8.(Stigefart med en fast partikkel), 3.5.9. (Stigefart), 3.5.10 (Væskens gjennomsnittlige oppholdstid) og 3.5.11.(Væskapasitet).

Hydrodynamisk oppførsel eller væskens oppførsel beskriver væskens oppførsel i separatoren. Noe av væska går rett igjennom, mens noe blir liggende i separatoren, dette kalles dødvolum.

3.5.2. Tradisjonell separator beregninger av Aker Maritime, Horisontal separator.

Refereres til "Process equipment design" av Gudny Urdahl, AE. AM-P-DG-04004, ref. 13 og vedlegg: formler. 2.trinn separatoren er dimensjonert etter denne basisen.

Den maksimale overflate gasshastigheten er kalkulert for å bruke kunne standard framgangsmåte til en 2 faset horisontal separator, se formel 3.5.12.(Maksimal kalkulert gasshastighet).

Tofaset horisontal separator dimensjonering. Denne prosessen er dominert av prøv og feil metoden:

1. Gassens tverrsnitts areal er kalkulert fra den maksimale overflate gasshastigheten og gassens volumetriske hastighet.

$$A_{\min} = \frac{\Phi_g}{V_{G \max}}$$

Φ_g faktisk volumetrisk gass strøm (m³/s)
 A_{\min} gassens minimum tverrsnitts areal (m²)

2. Det normale væsknivået settes normalt til separatorens senterlinje (0,5xD). Hvis gass/olje graden er lav kan veskenivået settes til 0,6xD. Ved høy gass/olje grad settes nivået til 0,33xD. Separatorens diameter er basert på dette forholdet.
3. Et typisk lengde til diameter (L/D)forhold kan leses ut av tabell 3.5.3. nedenunder.

Driftstrykk (bara)	Typisk L/D forhold
0 - 20	3
20 - 40	4
40 →	5

Tab. 3.5.2b. D/L forhold

4. Den overfladiske gasshastigheten og væskens oppholdstid er basert på separatorens kalkulerte lengde og diameter. Gassens tverrsnitts areal er regnet ut som følger:

$$A = \frac{D^2}{4} \text{Arc cos} \frac{D-2h}{D} - \left(\frac{D}{2} - h \right) \sqrt{Dh - h^2}, \quad \text{i radianer.}$$

A gassens tverrsnitts areal (m²)

D Separatorens indre diameter
h væskehøyde

Væskens oppholdstid regnes ut som følger:

$$\Delta t = \frac{AL}{\Phi_l}$$

Δt oppholdstid for væsken
A gassens tverrsnitts areal (m²)
L total lengde på separatorens (m)
 Φ_l faktisk volumetrisk væskestrøm (m³/s)

5. Denne prosedyren blir gjentatt med varierende væske dybde til separatorens minimum størrelse møter kravene til avgassing og væske oppholdstid.

3.5.3. Tradisjonell horisontal 2 faset separator beregninger av 2. trinn separator.

Bruker forventet nøkkeltall i 2007 brønnstrømmen (100 %), se tabell 3.5.3. Data er hentet fra "Process Design Report 20VA002" fra CDS Norge, ref. (14).

Temperatur	105,1	°C
Trykk	25	barg
Avleser L/D forhold	4	
ID	3,1	M
Tan to Tan L	13	M
Olje separasjons L	12	M
K	0,066	m/s
Totalt volum	105,92	m ³
Olje		
Strømning:	710149	kg/h
Densitet:	686	kg/m ³
Strømning i standardform:	0,28755628	m ³ /s
Gass		
Strømning:	73246,8	kg/h
Densitet:	25,13	kg/m ³
Strømning i standardform:	0,80964319	m ³ /s
Gass/olje forhold	3,117	ca. 3/1
St.hastighet inn på sep.2.	7,2	m/s
Maksimum væskehøyde	0,62	m

Tabell 3.5.3.

Bruker framgangsmåten beskrevet i kapittel 3.5.2.

Starter med å finne ut maksimum fart til gassen.

$$V_{G\max} = k \sqrt{\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g}} \left(\frac{L}{6}\right)^{0,56} = 0,066 \sqrt{\frac{686 - 25,13}{25,13}} \left(\frac{13}{6}\right)^{0,56} = \underline{0,521854 \text{ m/s}}$$

$$1. \quad A_{\min} = \frac{\Phi_g}{V_{G\max}} = \frac{0,80964319}{0,521854} = \underline{1,570636 \text{ m}^2}$$

2. Gass/olje forholdet er ca. 3/1, setter da $h = 0,33xD$

$h = 0,33 \times 3100 = \underline{1,023 \text{ m}}$, her er maks. h satt til 0,62m. Dette er p.g.a. innløp syklonene skal minimum være 2 meter over væskeoverflaten.

3. 2.trinn separator: normal driftstrykk 25 barg, skal tåle 32 barg. Passer i tabell med L/D forhold på 4. Dette er et estimat.

$$D = 13 / 4 = \underline{3,25 \text{ m}}$$

$$L = 3,1 \times 4 = \underline{12,4 \text{ m}}$$

4. Sjekker gassens tverrsnitts areal.

$$A = \frac{D^2}{4} \text{Arc cos} \frac{D-2h}{D} - \left(\frac{D}{2} - h \right) \sqrt{Dh - h^2}, \quad \text{i radianer.}$$

$$A = \frac{3,1^2}{4} \text{Arc cos} \frac{3,1 - 2 \cdot 0,62}{3,1} - \left(\frac{3,1}{2} - 0,62 \right) \sqrt{3,1 \cdot 0,62 - 0,62^2} = \underline{1,0746 \text{ m}^2}$$

5. Væskens minimums oppholdstid:

$$\Delta t = \frac{AL}{\Phi_1} = \frac{1,570636 \cdot 13}{0,28755628} = \underline{71,0 \text{ s}}$$

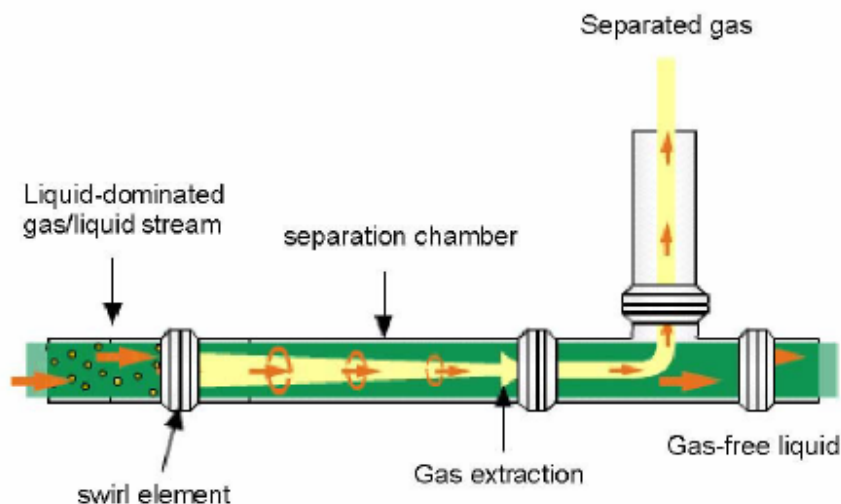
CDS har en leveringsgaranti på separatoren at det er maksimalt 0,013 m³/MSm³ oppløst/medrevet gass i væsken.

3.5.4 Ny separator teknologi (Ref. 15)

CDS og Statoil har utviklet en separatortype som kan sammenliknes med en monosyklon. Den er i utgangspunktet tofasert og er designet for enten skille ut gass fra en væskedominert brønnstrøm, eller skille ut væskedråper fra en gasstrøm. Oppbygningen er mye den samme for begge typer og de er begge utformet for å gi et lavt trykkfall.

Gassfjerner separator

Brønnstrømmen passerer gjennom blanderelement for å skape bobler i væskestrømmen og for å bryte opp eventuelle sjikt i strømmen. Strømmen passerer så gjennom et stasjonært rotasjonselement. Denne kan kanskje best beskrives som en stillestående propell. Den får strømmen til å rotere slik at gassboblene flyter mot midten av røret, mens væsken danner en roterende film langs rørveggen, se figur 3.4.1. Gassen tas så ut gjennom en ringformet seksjon i midten av separatoren og føres opp i en væskeutskiller satt loddrett på separatorrøret. Medrevet blir her væske skilt ut og ført tilbake til væskestrømmen. Gass uten dråper føres ut på toppen av væskeutskilleren. Nedstrøms separasjonssonen er det plassert et antirotasjonselement.

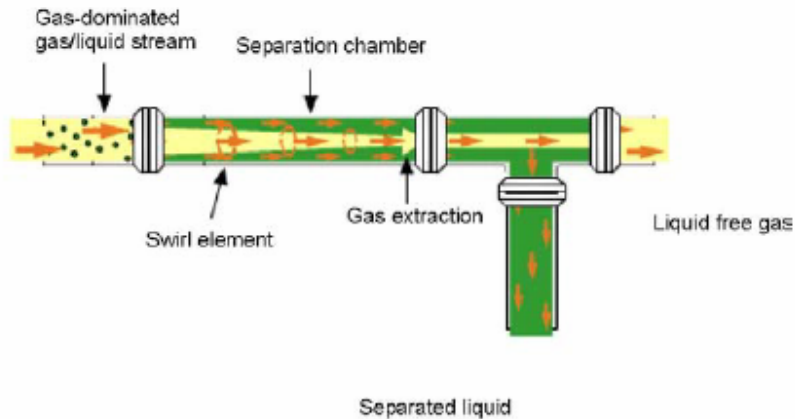


Figur 3.4.1 Inline Gassfjerner

Dråpefjerningsseparator

Her er det heller ikke ønsket å ha en lagdelt strøm. Det kan derfor være nødvendig å montere et blanderelement ved innløpet av denne separatoren også. I likhet med gassfjernerer må strømmen passere gjennom et stillestående rotasjonselement som får strømmen til å rotere. Væskedråper blir kastet ut mot rørveggen og danner en tynn roterende væskefilm. Strømmen deles deretter ved at gassen føres ut gjennom et rør plassert midt i separatoren. Ytre diameter på dette røret er noe mindre enn indre diameter på separatorrøret. Se figur 3.4.2. Det dannes derfor en tynn spalte i overgangen mellom de to rørene der væsken og noe gass slippes ut. Denne strømmen samles opp i et rør montert loddrett under separatoren. Gass som samles her føres tilbake til

hovedstrømmen. Ved å regulere væskenivået i dette røret hindrer en at gass blir revet med væskestrømmen. Nedstrøms væskeuttaket i gasstrømmen er det plassert et antirotasjonselement.



Figur 3.5.1 Inline Væskefjerner

Typiske karakteristikk for de nevnte separatorene:

Gassfjerner

Diameter: Ubegrenset
 Lengde: 8 til 10 ganger diameter
 Høyde: 4 til 6 ganger diameter
 Væskebelastning: Ubegrenset
 Gassbelastning: opp til 55 % volumetrisk gassfraksjon
 Trykktap: 0,5 til 2,5 bar
 Separasjonseffektivitet: 90 % til 99 % gass fjernes fra væsken.
 "Turndown" i væske: 50 %
 "Turndown" i gass: 50 % til 0 %

Væskefjerner

Diameter: Ubegrenset
 Lengde: 6 til 8 ganger diameter
 Høyde: 4 til 6 ganger diameter
 Gassbelastning: Ubegrenset
 Væskebelastning: opp til 10 % volumetrisk væskefraksjon
 Trykktap: 0,4 til 0,7 bar avhengig av operativt trykk
 Separasjonseffektivitet: 90 % til 99,9 % væske fjernes fra gassen.
 "Turndown" i gass: 50 %

Strømningen gjennom begge disse separatorene er flerfaset og en kan derfor ikke benytte ligningene for enfasestrøm for å beregne disse. Denne type strømning har svært mange frihetsgrader og man bruker i dag numeriske simuleringsprogrammer for å løse

ligningssystemene. Det er likevel mulig å gjøre grove overslag ved å anta en homogen strømning.

Strømningshastigheten til fluidet.

$$v = \frac{q_v}{A}$$

Strømningshastighet fra Strømningsdata 2005					
Sum q_v inn:	1,06	m ³ /s			
			DY:	0,356	m
Strømningshastighet gjennom 14" rør:			DI:	0,326	m
Inn på systemet, v_{inn} :	12,76	m/s			

Her benyttes strømningsvolumene fra strømningsdata i 2005 siden disse er minst og de da vil gi den laveste strømningshastigheten og dermed det laveste Reynoldstallet. Det er ønskelig å se på ytterpunktene i strømningsforholdene.

En flerfasestrøm blir vanligvis betraktet som turbulent da det ikke finnes noen god definisjon av Reynoldstall ved flerfasestrøm. For likevel å ha litt kontroll med strømmen beregnes Reynoldstallet for både gass og væske for å se om det er mulighet for laminær strømning. Fra P&ID 20VA002 ser man at innløpsrøret er 14". Dette brukes da også ved beregning Inline separator.

$$R_e = \frac{\rho D v}{\eta}$$

Reynoldstall:				
Re dersom kun gasstrøm:	656391,94	Viskositet gass, μ_G	1,30E-005	Pas
Re dersom kun kondensat:	998756,08	Viskositet kondensat, μ_K	2,40E-004	Pas

Begge Reynoldstall $\gg 3000$. Derfor antas derfor at denne strømmen vil være turbulent også ved flerfasestrøm. Strømmen behandles derfor som et homogent fluid gjennom rotasjonselementet.

Utforming og vinkel på "propellbladene" i rotasjonselementet vil ha mye å si for rotasjonen og separasjonen i separatoren. Her må det gjøres antagelser både for vinkel og utforming for å få et resultat.

"Synke"- og "stigehastighet" i Inline separator

Inline separatorene er en svært ny teknologi, det er derfor vanskelig å få tilgang til beregningsmetoder. I tillegg er det flerfasestrøm gjennom separatorrøret. Det er derfor nødvendig å forenkle strømningen. Det tas derfor utgangspunkt i ett rotasjonselementblad, og det antas at det står i en vinkel på 30 grader i forhold til strømningsretningen. Et fluidelement med en strømningsvektor som følger rørets retning vil ved treff bøye av og få en periferihastighet.

Periferihastighet:		
Bladvinkel, antatt α :	30	grader
Strømningshastighet:	12,76	m/s
Periferihastighet:	7,37	m/s

Denne brukes så til å regne ut sentripetalakselerasjonen deretter brukes i stedet for gravitasjon ved utregning av stigehastighet bobler eller synkehastighet for dråper.

Sentripetalakselerasjon:

$$a_n = \frac{v^2}{r}$$

Sentripetalakselerasjonen øker eksponentielt inn mot midten av strømmen. Derfor brukes sentripetalakselerasjonen ved $r/2$ i denne grovberegningen. Dette gir:

Sentripetalakselerasjon:	666,57	m/s ²	Antall ganger gravitasjon:	67,95
--------------------------	--------	------------------	----------------------------	-------

Strømningsdata fra 2005 brukes fremdeles. Nå benyttes formel 3.5.9 for å skildre oppstigningshastigheten til en boble. Det tas her utgangspunkt i en kuleformet boble med en diameter på 200 μm . For sammenligningens del tar en også med oppstigningshastigheten for boblen i en tankseparator under samme forhold.

Stigehastighet for ideelle bobler (formel 3.5.9)

vB ved g:	0,091	m/s
vB ved a_n :	6,187	m/s

Tid før "oppstigning" til senter av strømmen:	0,026	s
Bevegelse i strømningsretning:	0,336	m

Som tabellen viser, endres stigehastigheten dramatisk. Dermed vil man få en god separasjon selv med en kort separasjonssone sammenliknet med tankseparatorer. Anslagene for rørlengde angitt under typiske karakteristikk for Inline separatorer, er trolig godt overdimensjonert ut ifra det som kan sees i disse grovberegningene.

Beskrivelse av strømmen inn på 2. trinn separator

Strømmen inn på 2. trinn separator kommer hovedsakelig fra 1. trinn separator og 3. rekomprensors væskeutskiller.

Denne strømmen har en temperatur på 102,3 °C og et trykk på 25 bar g. Det er forventet at brønnstrømmens sammensetning vil endre seg over tid og det er derfor oppgitt strømmer for både 2005 og 2007. Alt utstyr skal i tillegg være dimensjonert for å tåle en økning på 10 % i forhold til de oppgitte strømmer. Siden karakteristikkene for alternative separatorer er oppgitt med volumetriske strømninger, er det nødvendig å regne om fra massestrømmer til volumstrømmer.

(Strømningsrate, MW, tetthet, viskositet og overflatespenning fra Ref. 14)

Strømningsdata 2005:

Gass:					
Strømningsrate:	65583,00	kg/hr	qmG	18,22	kg/s
MW	27,83	g/mol	Molstrøm:	0,65	kmol/s
Tetthet, ρ :	24,67	kg/m ³	qvG:	0,74	m ³ /s
Viskositet, η	0,01	cP			

Kondensat:					
Strømningsrate:	807983,00	kg/hr	qmK:	224,44	kg/s
Tetthet, ρ :	693,00	kg/m ³	qvK:	0,32	m ³ /s
Viskositet, η	0,24	cP			
Overflatespenning:	22,00	dyn/cm			

Σ volumstrøm:	1,06	m ³ /s			
--	------	-------------------	--	--	--

Gasstrømning vol %:	69,51	%			
----------------------------	--------------	---	--	--	--

Kondensatstrøm vol %:	30,49	%			
------------------------------	--------------	---	--	--	--

Dimensjoneringsdata 2005:

Gass:					
Strømningsrate:	72141,30	kg/hr	q _{mG}	20,04	kg/s
MW	27,83	g/mol	Molstrøm:	0,72	kmol/s
Tetthet, ρ :	24,67	kg/m ³	q _{vG} :	0,81	m ³ /s
Viskositet, η	0,01	cP			

Kondensat:					
Strømningsrate:	888781,30	kg/hr	q _{mK} :	246,88	kg/s
Tetthet, ρ :	693,00	kg/m ³	q _{vK} :	0,36	m ³ /s
Viskositet, η	0,24	cP			
Overflatespenning:	22,00	dyn/cm			

Σ volumstrøm:	1,17	m ³ /s			
--	------	-------------------	--	--	--

Gasstrømning vol %:	69,51	%			
----------------------------	--------------	---	--	--	--

Kondensatstrøm vol %:	30,49	%			
------------------------------	--------------	---	--	--	--

Strømningsdata 2007:

Gass:					
Strømningsrate:	73247,00	kg/hr	qmG	20,35	kg/s
MW	28,50	g/mol	Molstrøm:	0,71	kmol/s
Tetthet, ρ :	25,12	kg/m ³	qvG:	0,81	m ³ /s

Viskositet, η	0,01	cP			
--------------------	------	----	--	--	--

Kondensat:					
Strømningsrate:	710149,00	kg/hr	qmK:	197,26	kg/s
Tetthet, ρ :	688,00	kg/m ³	qvK:	0,29	m ³ /s
Viskositet, η	0,23	cP			
Overflatespenning:	21,00	dyn/cm			

Σ volumstrøm:	1,10	m ³ /s			
--	------	-------------------	--	--	--

Gasstrømning vol %:	73,86	%			
----------------------------	--------------	---	--	--	--

Kondensatstrøm vol %:	26,14	%			
------------------------------	--------------	---	--	--	--

Dimensjoneringsdata 2007:

Gass:					
Strømningsrate:	80571,70	kg/hr	qmG	22,38	kg/s
MW	28,50	g/mol	Molstrøm:	0,79	kmol/s
Tetthet, ρ :	25,12	kg/m ³	qvG:	0,89	m ³ /s
Viskositet, η	0,01	cP			

Kondensat:					
Strømningsrate:	781163,90	kg/hr	qmK:	216,99	kg/s
Tetthet, ρ :	688,00	kg/m ³	qvK:	0,32	m ³ /s
Viskositet, η	0,23	cP			
Overflatespenning:	21,00	dyn/cm			

Σ volumstrøm:	1,21	m ³ /s			
--	------	-------------------	--	--	--

Gasstrømning vol %:	73,86	%			
----------------------------	--------------	---	--	--	--

Kondensatstrøm vol %:	26,14	%			
------------------------------	--------------	---	--	--	--

Valg av type alternativ separator.

Som tabellen viser egner ikke forholdet mellom væske og gass seg for noen av de to separatorkonfigurasjonene, verken i 2005 eller 2007. Gassfjerner må ha mellom 0 % og 55 % volumetrisk gassfraksjon. Væskefjerner krever mellom 0 % og 10 % volumetrisk væskefraksjon. Det er derfor nødvendig å tilpasse strømmen slik at den kommer innenfor virkeområdet til de alternative separatorene. En ser her på tre alternativ.

Alternativ 1:

Man tar utgangspunkt i gassfjerner separatoren og returnerer noe av væskestrømmen fra utløpet tilbake til innløpet. Væskebelastningen økes, slik at gassbelastningen utgjør maksimalt 55 % volumetrisk av den totale strømmen. Væskestrømmen for dimensjonering fra 2005 benyttes som utgangspunkt, siden denne er størst.

Minimum kondensatstrøm for dimensjonering av returpumpe:				
	qv:		vol. %	
Gass:	0,89	m3/s	55	%
Kondensat (min.):	0,73	m3/s	45	%
Σ Volumstrøm (min.):	1,62	m3/s	100	%
Kond. retur (min.) q_{VK}retur:	0,41	m3/s	25,53	%

Trykktapet gjennom separatore er typisk 0,5 til 2,5 bar. Denne løsningen krever derfor en pumpe eller flere. Væskestrømmen er her så stor at det kan være aktuelt å bruke flere parallellkoblede pumper for å oppnå strømningsvolumet. Følgende formel uttrykker teoretisk pumpeeffekt:

$$P_{teor.} = \Delta p q_v$$

Δp : trykk over pumpen.

q_v : volumstrøm gjennom pumpen.

I en reell pumpe blir det alltid noe tap. Pumpeeffekten avhenger av tre virkningsgrader: Hydraulisk virkningsgrad, η_h , fra friksjon- og støttap i pumpen. Ligger mellom 0,7 og 0,9 Volumetrisk virkningsgrad, η_v . Denne tar hensyn til væske som lekker tilbake mot sentrum i pumpen. Denne varierer mellom 0,8 og 0,98 og den er best ved store væskestrømmer.

Mekanisk virkningsgrad, η_m , avhenger av friksjonstap i lager og pakninger. Anslår denne til 0,9 i dette tilfellet.

Total virkningsgrad blir da:

$$\eta = \eta_h \eta_v \eta_m \text{ (Ref. 9)}$$

Virkelig effektbehov blir da:

$$P_{reell} = \frac{\Delta p q_v}{\eta} \text{ (Ref. 9)}$$

For å få flyt gjennom systemet nyttes her minimum $\Delta p = 0,5$ bar.

Anslår virkningsgrader for en stor pumpe:

Virkningsgrad:	
η_h	0,9
η_v	0,98
η_m	0,9
η_{total}	0,7938

Pumpens beregnede effektbehov blir da:

Min. pumpeeffekt P:	26,05	kW
----------------------------	-------	----

Tapene her er kun anslått, derfor er resultatene her kun beregnet på å gi en pekepinn ved sammenlikning med de andre alternativene.

Alt. 2

Her tar man utgangspunkt i væskefjerningsseparatoren og returnerer noe av utgående gasstrøm tilbake til innløpet, slik at gjennomstrømmende væskevolum utgjør maksimalt 10 % volumetrisk.

Minimum gasstrøm for dimensjonering av returkompressor:				
	qv:		vol. %	
Gass (min.):	3,206	m3/s	90	%
Kondensat:	0,356	m3/s	10	%
Σ Volumstrøm (min.):	3,563	m3/s	100	%
Gass retur (min.) q_{VGretur}:	2,394	m3/s	67,20	%

Trykktapet gjennom denne separatoren er 0,4 til 0,6 bar. For å returnere gass til innløpet er det altså nødvendig å installere en kompressor, eventuelt med en væskeutskiller. For å finne nødvendig kompressoreffekt må man ved å benytte følgende formel:

$$P_{gass} = \frac{q_m g H_p}{\eta_p}$$

q_m: massestrøm [kg/s]

H_p: polytropisk løftehøyde

η_p: polytropisk virkningsgrad

Ved kjent volumstrøm er det mulig å lese av omløpstall, polytropisk løftehøyde og polytropisk virkningsgrad direkte fra et diagram for standard kompressortrinn.

Volumstrøm er 2,39 m³/s, dette gir i designdiagram fra HSH-kompensie i

Prosesstekniske komponenter, (Ref.) følgende verdier:

H_p = 3370 m

η_p = 0,78

Kompressoreffekt P:	2503,201	kW
----------------------------	----------	----

Her må det tas forbehold om at kompressortrinnet designdiagrammet beskrev ikke nødvendigvis er optimalt. Disse beregningene skal ku gi et inntrykk av forholdene.

Alt. 3

Dersom trykket i strømmen minskes vil gassen utvide seg og utgjøre en større volumetrisk prosentandel. Ved en slik tilpassing vil det da være mulig å benytte en væskefjerningsseparator.

For å ta ned trykket i strømmen kan man for eksempel benytte en innsnevring i form av en blende, eller en passende ventil.

For å finne passende trykk og strømning, kan det benyttes en forenklet fremgangsmåte. Regner da med ideell gass, og kondensatet som inkompressibelt fluidum. Egentlig vil det alltid være noe gass løst i kondensatet og noe av denne vil "koke" av inntil gassen i kondensatet har nådd et lavere metningspunkt ved lavere trykk. Tar også utgangspunkt i at intet av kondensatet fordampes ved trykk reduksjon.

Bruker dimensjoneringsdata for strømning i 2005, siden kondensatstrømmen er størst her. Beregner adiabatisk strømning.

Senker trykket, adiabatisk struping.		
Kondesatstrøm konstant:	0,36	m3/s
Gasstrøm ved 26 bara:	0,81	m3/s
Ny gasstrøm (min.):	3,21	m3/s
Nytt trykk:	6,59	bara

En reell trykksenkning vil også senke temperaturen. Dette er uheldig da mindre gass fjernes fra kondensatet. Separatortøyet er bygget opp med flere trykknivåer og varming av strømmen der det er nødvendig, nettopp for å maksimere separasjonsgraden.

Vurdering av alternativ og sammenligning med eksisterende design.

Ingen av de tre alternativene er ideelle. En tilbakeføring av strømmen vil kreve energi og komplisere anlegget. En struping med trykksenkning, vil føre til senking av temperaturen med dertil dårligere separasjon av kondensat og gass. Å skifte ut en tankseparator med en form for "inline" separator bygget for de forhold som har blitt oppgitt, kan derfor ikke anbefales uten grundigere utredning.

Brønnstrømmen fra Kristinfeltet er forventet å endre seg over tid og det kan derfor ikke utelukkes at ombygging av eksisterende utstyr kan være aktuelt. I en situasjon der mengden produsert vann øker, kan det være mer aktuelt å supplere eksisterende separasjoner med inline separasjoner.

Sammenlignet med tankseparator har inline separatoren åpenbare fordeler når det gjelder størrelse og vekt. Dette er viktige egenskaper ved installasjon på eksisterende anlegg offshore. De store fordelene til tankseparatorer på et anlegg som dette, er at det er kjent og velprøvd teknologi. Tankseparatorer kan også ha en ikke ubetydelig bufferfunksjon som gjør reguleringen av anlegget enklere.

4 Konklusjon

Gassbehandlingssystemet på Kristin er bygget opp etter kjente prinsipper og med en velprøvd teknologi.

De to separator typene skildret i redesign delen av oppgaven har så forskjellige egenskaper at en sammenligning er vanskelig. Det har heller ikke vært mulig å få tilgang til informasjon om nyere separator teknologi utover kommersielt, offentlig tilgjengelig informasjon.

Et hovedprosjekt skal omhandle en klar problemstilling. Det har ikke dette prosjektet gjort. Det har derfor vært vanskelig å komme fram til en klar konklusjon.

Kilde- og Referanse/litteratur liste

Kilder:

1. SAS functional specification: System 20 Separation and stabilisation systems og System 23 gas recompression.
2. Simulator rapport: C074-NB-P-RB-0032 rev. 01.
3. Process Equipment Design: Separators (AMA-P-DG-04004)
4. "Plattformens hovedsystemer" av H. Asheim og R. Hvidsten.
5. http://www.itnz.co.nz/products/sep_6.htm (illustrasjon av Vane-innløp).
6.
 - Faktaheftet 2004 Norsk Petroleumsvirksomhet
 - Kristinfakta (Aker-Kværner PP-presentasjon)
 - <http://www.npd.no/engelsk/cwi/pbl/en/field/all/1854729desc.htm>
 - www.tu.no/nyheter/offshore/article23172.ece
 - www.aker-rgi.com
 - www.akerkvaerner.com
 - www.kvaerner.no
 - www.kvaerner.com
 - www.olf.no/nyheter/ntb/2002/01/?15784
 - www.npd.no/NR/rdonlyres/E3013957-38DA-4A28-BE1A-288DCF1D7B28/0/KUKristinMai2001.pdf
 - <http://www.npd.no/NR/exeres/FAB20727-2AE8-4EC8-B296-AEDEF1D3DE1.htm?NRMODE=Unpublished>
 - <http://www.npd.no/NR/exeres/FAB20727-2AE8-4EC8-B296-AEDEF1D3DE1.htm?NRMODE=Unpublished>
 - <http://www.stalguiden.com/nyhetsarkiv48.htm>
 - <http://www.pharmadule.com/default.asp?groupid=2003122201446190&pageid=20041021115519955>
 - <http://www.dn.no/forsiden/energi/article167440.ece>
 - <http://www.offshore.no/nyheter/sak.asp?Id=3932>
 - <http://www.digi.no/php/art.php?id=65216>
 - <http://www.tu.no/nyheter/offshore/article10224.ece>
7. HSH- kompendiet i Industriell varmeteknikk
8. www.heatric.com
9. HSH-kompendiet: Prosesstekniske komponenter
10. SAS functional specification: System 24
11. <http://www.statoil.com/STATOILCOM/SVG00990.nsf?opendatabase&lang=no&artid=41256A3A0055DD31C1256AA900266BC6>
12. SPIN-Standard "Separasjons system"(AMA-P-DG-03020)
13. Formler:

- 3.5. HSH-kompendiet: Kompendium I fluidmekanikk av T. Ese.
- 3.5.1. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten

- Side 115 kap. 6.3 Gasskapasitet, formel (6-1).
- 3.5.2. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 119 kap. 6.3 Gasskapasitet, formel (6-6).
- 3.5.3. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 119 kap. 6.3 Gasskapasitet, formel (6-7).
- 3.5.4. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 119 kap. 6.3 Gasskapasitet, formel (6-8).
- 3.5.5. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 119 kap. 6.3 Gasskapasitet, formel (6-9).
- 3.5.6. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 120 kap. 6.3 Gasskapasitet, formel (6-10).
- 3.5.7. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 121 kap. 6.4 Væskekapasitet, formel (6-13). Analytisk formel
av Hadamard og Rybczynski.
- 3.5.8. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 121 kap. 6.4 Væskekapasitet, formel (6-14).
- 3.5.9. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 121 kap. 6.4 Væskekapasitet, formel (6-15).
- 3.5.10. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 122 kap. 6.4 Væskekapasitet, formel (6-16).
- 3.5.11. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten
Side 123 kap. 6.4 Væskekapasitet, formel (6-17)
- 3.5.12 "Process equipment design" av Gudny Urdahl, AE. AM-P-DG-04004
side 7 til 10.
14. "Process Design Report 20VA002" fra CDS Norge, Aker Kværner
FieldDevelopment Kristin SEMI EPCH Project.
15. Brosjyre fra CDS: Cost-effective de-bottlenecking of separation facilities by use
of inline technology, Rob Schook, CDS Engineering, The Netherlands, Trygve
Håland, Statoil, Norway.

Tabeller

- Tab. 3.2.1 Utstys spesifikasjoner. Side 15-17.
- Tab.3.5.1. Reynoldstall i forhold til strømningsforhold. Side 39.
- Tab. 3.5.2a. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim
og Roar Hvidsten Side 123 kapittel 6.4
Væskekapasitet, tabell 6.2. Side 26.
- Tab. 3.5.2. D/L forhold. side 27.
- Tab.3.5.3 CDS separator data. Side 29.

Bilder/Figurer:

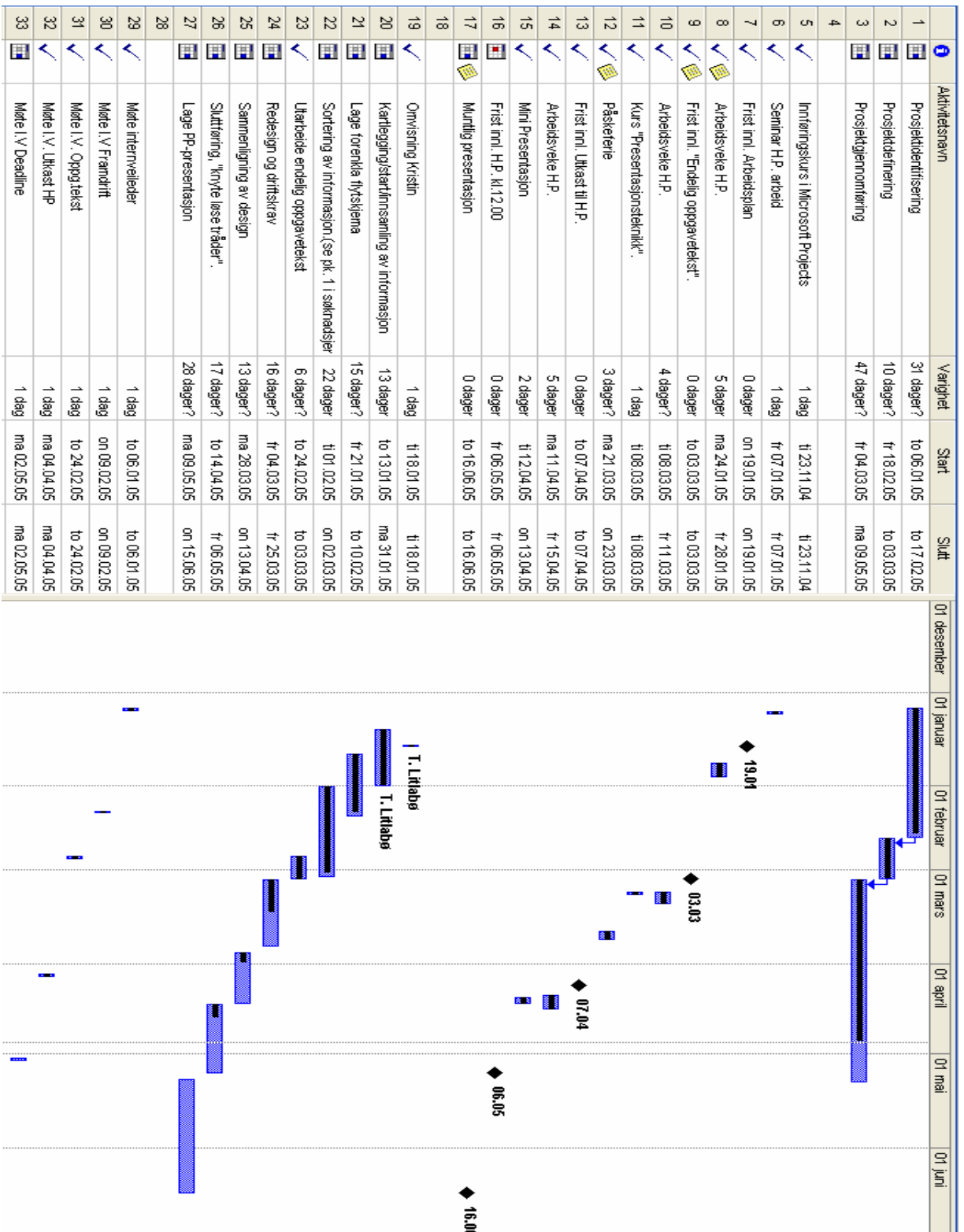
- Figur 2.1 Oversikt over Kristin feltet. Side 7.
- Figur 2.2 Bilde av Aker Stord. Side 8.
- Figur 2.3 Arbeidet med å sammenstille Kristin-plattformen

- startet på Aker Stord. (Foto: Øyvind Hjelmen) Side 8.
- Figur 2.4 Sammenstilling av understell og dekk i fjorden utenfor Aker Stord. Side 9.
- Figur 3.1.1 Generell separator skisse, (Kilde 5). Side 10.
- Figur 3.1.2 "Vane-type" gassinnløp (Ref.: 5) Side 14.
- Figur 3.3.1. Generell skisse av et separasjonstog. Side 18
- Figur 3.4.1 Inline gassfjerner Side 24
- Figur 3.4.2 Inline Væskefjerner Side 24
- Figur 3.5.1. "Plattformens hovedsystemer" av Harald Asheim og Roar Hvidsten side 119, fig. 6.8
- "Væskedråpe i horisontal separator". Side 23.

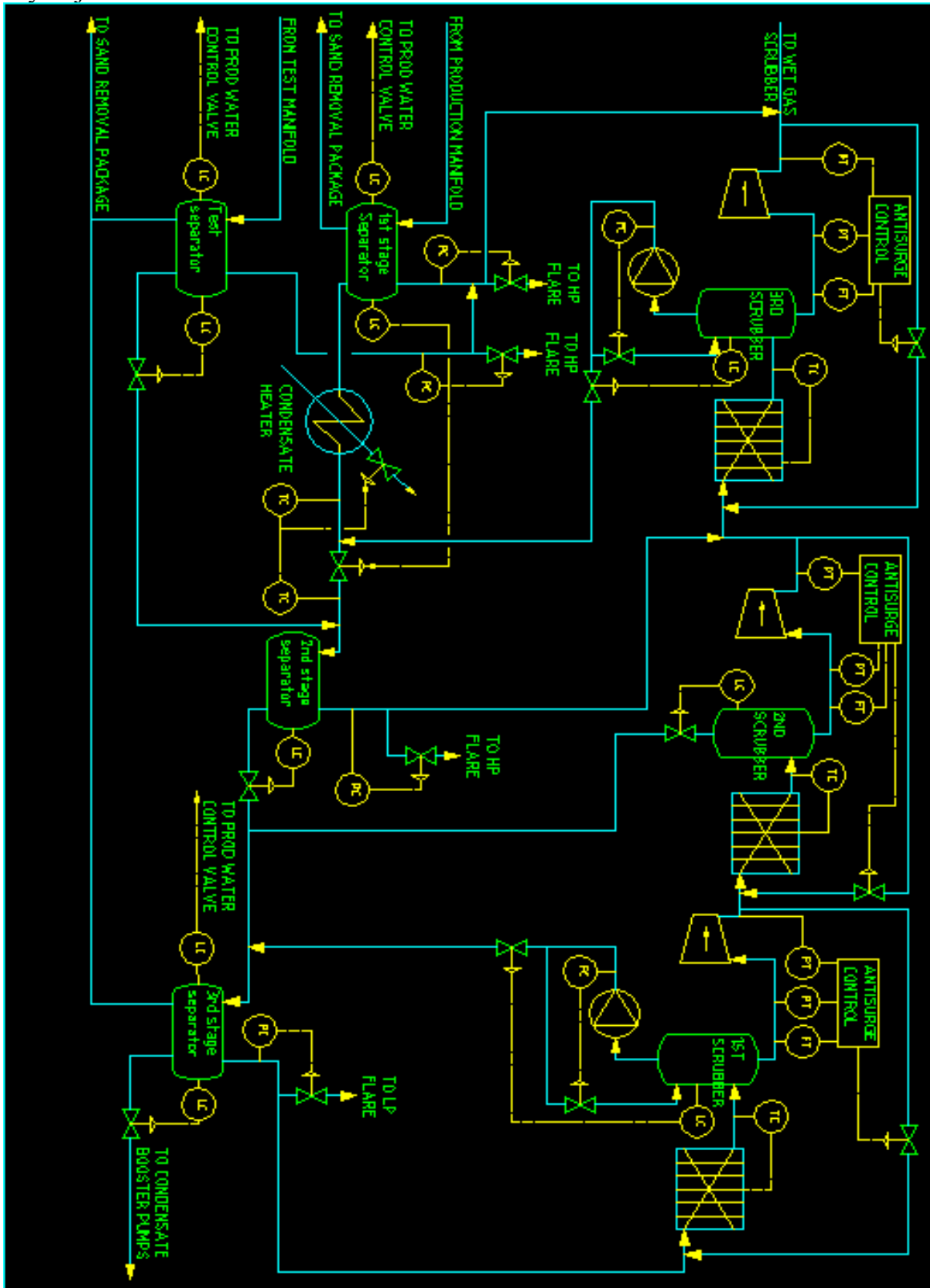
Vedleggsliste

- Framdrifts skjema.
- Forenkla tegning 20 og 23 systemet.
- Forenkla tegning 20 og 23 systemet med trykksoner.
- Grunnlegende formler til kapittel 3.5.

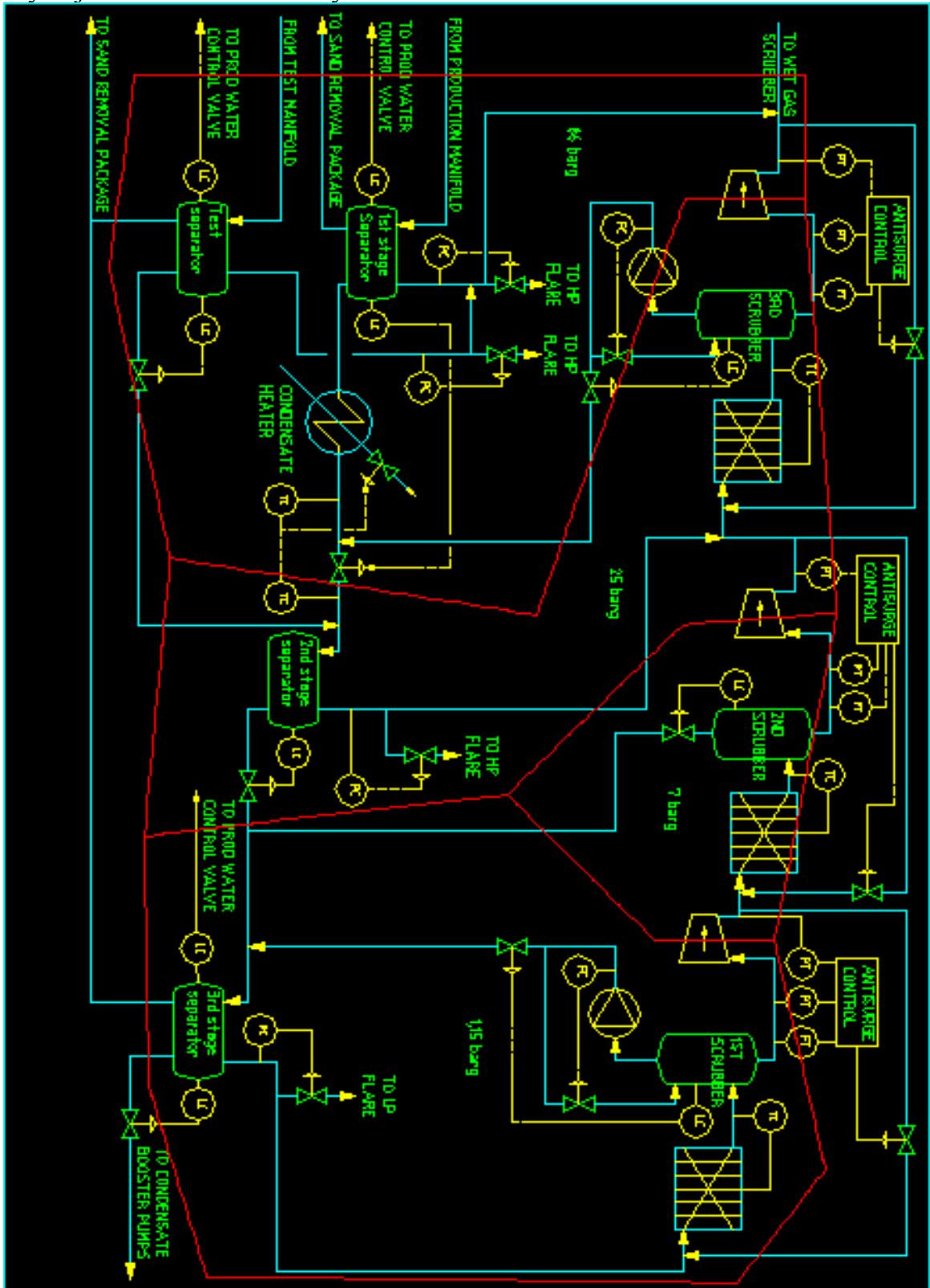
Framdriftsskjema



Flytskjema



Flytskjema med avmerket trykksoner



Grunnlegende formler til kapittel 3.5.

Kuleformet dråpe som synker i gass: Ref. 13 formeler 3.5

Kule geometri:

$$A_D = \pi R^2 = \frac{\pi}{4} D^2$$

$$\text{Vol}_D = \frac{4}{3} \pi R^3 = \frac{\pi}{6} D^3$$

Friksjonskraft:

$$F_f = \frac{1}{2} f_D A_D \rho_G V_D^2$$

Oppdrift:

$$F_B = \text{Vol}_D \rho_G g$$

Gravitasjon:

$$F_G = \text{Vol}_D \rho_L g$$

Antar konstant synkehastighet \rightarrow summen av kreftene er lik 0.

Dette er i henhold Newtons 2 lov.

$$\rightarrow F_f + F_B - F_G = 0$$

$$\rightarrow F_f = F_G - F_B$$

$$\rightarrow \frac{1}{2} f_D \frac{\pi}{4} D^2 \rho_G V_D^2 = \text{Vol}_D \rho_L g - \text{Vol}_D \rho_G g = g(\rho_L - \rho_G) \frac{\pi}{6} D^3$$

$$\rightarrow V_D^2 = \frac{4}{3} g \frac{D}{f_D} \frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}$$

$$V_D = k_s \sqrt{\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G}}$$

Friksjonsfaktoren f_D er en funksjon av Reynoldstallet:

$$R_{eD} = \frac{\rho_G V_D D}{\mu_G}$$

Separasjons konstant

$$k_s = \sqrt{\frac{4 g D}{3 f_D}}$$

A_D dråpens areal (m^2)

Vol_D dråpens volum (m^3)

R dråpens radius (m)

D dråpens diameter (m)

π pi

g tyngdeakslerasjon $9,81 \text{ m/s}^2$

F_f friksjonskraft (N)
 F_B oppdriftskraft (N)
 F_g gravitasjonskraft (N)
 t_D synketid før oppfangning (s)
 ρ_G gasstetthet (kg/m^3)
 ρ_L væsketetthet (kg/m^3)
 V_D synkefart (m/s)

Dråpe - Reynoldstall	Friksjonsfaktor	Strømningsforhold
$500 < \text{ReD} < 2 \cdot 10^5$	$f_D = 0,44$	Turbulent grensesjikt
$2 < \text{ReD} < 500$	$f_D = 18,5 \text{ReD}^{-0,6}$	Overgangsområde
$10^{-5} < \text{ReD} < 2$	$f_D = 24 \text{ReD}^{-1}$	Laminert grensesjikt

Tab 3.5.1. Reynoldstall i forhold til strømningsf