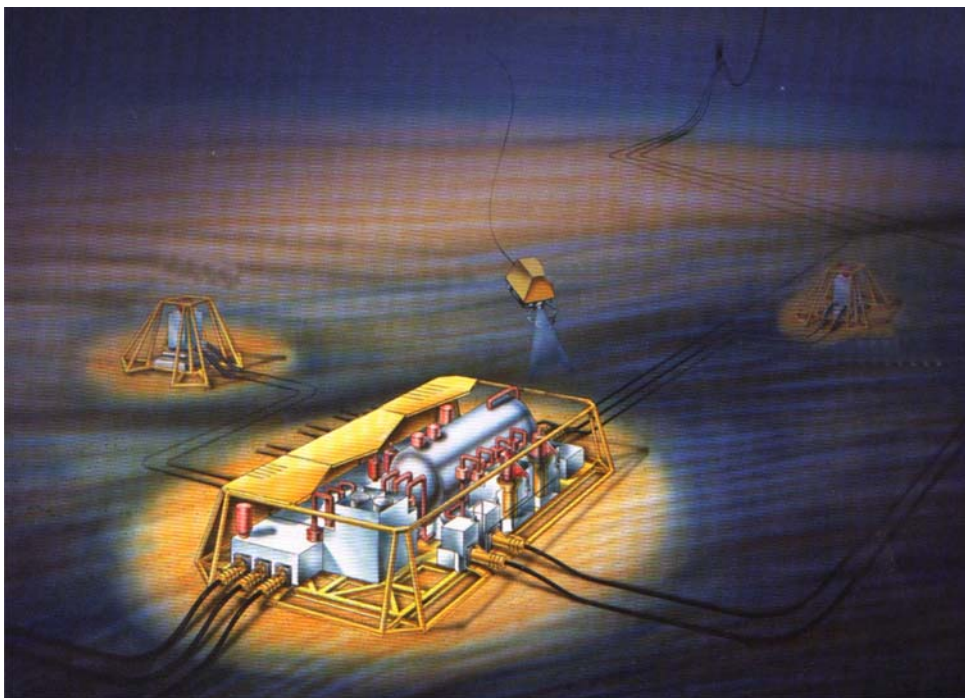


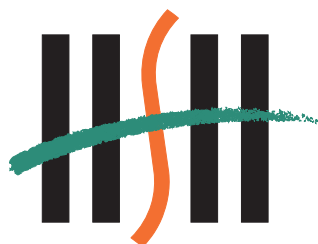
Teknisk / økonomisk analyse av undervannsprosessering



Hovedprosjekt utført ved Høgskolen Stord/Haugesund - Avd. for ingeniørfag

Studieretning : Maskin

Av : Kjartan Algrøy
Øyvind Leknes



Høgskolen Stord/Haugesund
Avdeling for ingeniørfag
Bjørnsonsgt. 45
5528 HAUGESUND
Tlf. nr. 52 70 26 00
Faks nr. 52 70 26 01

Oppgavens tittel Teknisk / økonomisk analyse av undervannsprosessering.		Rapportnummer
Utført av Kjartan Algrøy og Øyvind Leknes		
Linje Maskin		Studieretning Prosess- og energiteknikk
Gradering Åpen	Innlevert Dato 30.04.01	Veileder ved HSH Asbjørn Lie
Oppdragsgiver Knutsen OAS Shipping AS		Kontaktperson hos oppdragsgiver Per Lothe

Ekstrakt

Denne rapporten er utarbeidet for å gi vår oppdragsgiver, Knutsen OAS Shipping AS i Haugesund, en dokumentasjon på effekten bruk av undervannsprosessering kan ha med tanke på eventuell økt oljeproduksjon og økonomisk gevinst. Undervanns - prosessering er i første rekke tenkt brukt på marginale oljefelt og store havdyp.

For å vise denne effekten, har vi valgt å sette en løsning hvor det benyttes undervanns- prosessering opp mot en tradisjonell løsning.

Ved hjelp av beregnede og simulerte data i tillegg til en del informasjon av økonomisk art, kommer det klart frem en positiv effekt som følge av undervanns – prosessering.

Forord

Som en del av det siste året på maskiningeniørstudiet ved Høgskolen Stord/Haugesund, studieretning for prosess- og energiteknikk, inngår et hovedprosjekt på fire vekttall. Denne rapporten er resultatet av vårt hovedprosjekt, hvor vi for vår oppdragsgiver, Knutsen OAS Shipping a/s, har gjort en studie av reservoarutnyttelse ved bruk av undervannsprosessering, og de eventuelle gevinstene dette kan gi, sammenlignet med tradisjonell prosessering over havflaten.

Rapporten henvender seg først og fremst til vår oppdragsgiver, som forhåpentligvis kan bruke noe av resultatene som dokumentasjon i sine fremtidige planer vedrørende undervannsprosessering.

Da vi fikk fremlagt en del alternative prosjektoppgaver fra vår interne veileder, Asbjørn Lie, tenkte vi med en gang at dette kunne bli et virkelig interessant prosjekt, så vi takket ja til denne oppgaven, og tok deretter kontakt med Per Lothe hos Knutsen OAS Shipping AS, som også ble vår eksterne veileder i prosjektet

Prosjektet bygger hovedsakelig på fagene, prosesstekniske komponenter og petroleumsproduksjon, som for vår del har vært veldig interessante og lærerike fag.

Til sist vil vi rette en takk til vår interne veileder Asbjørn Lie og vår eksterne veileder Per Lothe for god oppfølging av prosjektet, samt til Andreas Rasmussen hos ABB Offshore Systems, som med sin imøtekommende holdning, raske respons på spørsmål via e-post, med dertil nyttige svar, har vært til veldig god hjelp for oss.

Kjartan Algrøy

Øyvind Leknes

Haugesund, 30. april 2001

Sammendrag

Denne rapporten er utarbeidet for å gi vår oppdragsgiver, Knutsen OAS Shipping AS i Haugesund, en dokumentasjon på effekten bruk av undervannsprosessering har på utvinningsgrad og –hastighet, da i første rekke tenkt brukt på marginale oljefelt.

For å vise denne effekten, har vi valgt å sette en feltutbyggingsløsning hvor det er brukt undervannsseparasjon sammen med et flytende produksjonsskip, opp mot en tradisjonell løsning, hvor all prosessering foregår om bord i et produksjonsskip.

Som grunnlagsmateriale for beregninger og simuleringer er det brukt data fra et konkret oljereservoar. Det er blitt gjort en del avgrensninger og tatt en del forutsetninger, men disse blir ikke antatt å ha noen særlig betydning for resultat og konklusjon.

Ved hjelp av de beregnede og simulerte data, en del innsamlet informasjon av økonomisk art, samt gjeldende oljepris og dollarkurs, er det kommet frem et resultat som viser at en ved bruk av undervannsprosessering kan klare å tømme dette konkrete oljefeltet på ca. 2/3 av den tiden som det ville tatt å tømme det på en tradisjonell måte. Denne tidsbesparelsen har sin bakgrunn i økt produksjonsrate på grunn av lavere mottrykk. Det vil bli en del ekstra kostnader i forbindelse med utbygging av en undervannsløsning, men de ekstra kostnadene utgjør kun ca. 20 % av de økte produksjonsinntektene.

Netto gevinst for de første åtte årene er beregnet til ca. 2,1 milliarder NOK (2001) for en undervannsløsning kontra en tradisjonell utbyggingsløsning. Konklusjonen blir at i de fleste tilfeller vil en løsning med bruk av undervannsprosessering, være økonomisk forsvarlig.

Innholdsfortegnelse

FORORD	1
SAMMENDRAG	2
1. INNLEDNING	4
1.1 TEMA OG BAKGRUNN	4
1.2 KORT HISTORIKK – KNUTSEN OAS SHIPPING	4
1.3 FORMÅL OG PROBLEMSTILLING	5
1.4 AVGRENSNINGER / FORUTSETNINGER	6
1.5 GENERELL TEORI OM PROSESSER OG PROSESSUTSTYR	11
2. METODER	21
2.1 FREMGANGSMÅTE FOR LØSNING AV OPPGAVE	21
2.1.1 <i>Beregning av nye produksjonsrater</i>	21
2.1.2 <i>Vannproduksjon</i>	21
2.1.3 <i>Simulering</i>	22
2.1.4 <i>Separatorberegninger</i>	22
2.1.5 <i>Dimensjonering av stigerør</i>	28
2.1.6 <i>Boosterpumpens effektbehov</i>	32
2.1.7 <i>Vanninjeksjonspumpens effektbehov</i>	32
2.1.8 <i>Utstyrvalg</i>	33
2.1.9 <i>Kostnadsvurderinger</i>	33
3. RESULTATER	34
3.1 ENDRING I PRODUKSJONSRATE VED UNDERVANNSPROSESSERING	34
3.2 PRODUKSJONSØKNING / ØKONOMISK GEVINST	35
3.2.1 <i>Inntektssiden</i>	36
3.2.2 <i>Kostnader</i>	37
3.2.3 <i>Utgifter kontra inntekter, "Break even"</i>	39
3.3 TEKNISKE BEREGNINGER / RESULTATER	41
3.3.1 <i>Separator</i>	42
3.3.2 <i>Stigerør</i>	45
3.3.3 <i>Boosterpumpe</i>	48
3.3.4 <i>Vanninjeksjonspumpe</i>	48
4. DISKUSJON	49
4.1 TEKNISKE LØSNINGER	49
4.2 ØKONOMI	51
5. KONKLUSJON	53
6. LITTERATURLISTE / KILDEHENVISNINGER	54
7. VEDLEGG	55

1. Innledning

1.1 Tema og bakgrunn

Utviklingen innen oljeindustrien, med stadig strengere sikkerhetskrav til utbygging og produksjon av olje/gassfelt til havs, varierende oljepris, samt at det blir påvist olje- og gassfelt på større og større havdyp, har etter hvert tvunget oljeselskapene til å tenke nytt når det gjelder å vurdere hvilke utbyggingsløsninger en skal velge. Trenden de siste årene har vært at en mer eller mindre har forlatt konseptet med faste installasjoner, dvs installasjoner som står fast på havbunnen, til fordel for flytende installasjoner i form av plattformer eller produksjonsskip. Utviklingen i dag går mer og mer i retning av å flytte deler av prosessutstyret ned på havbunnen, hvor problemstillingene blir helt annerledes bl.a. når det gjelder konstruksjoner for å bære vekten av prosessutstyret og brannfare.

På bakgrunn av et ønske fra Knutsen OAS Shipping AS i Haugesund om å få en dokumentasjon på den økonomiske effekten av undervannsprosessering, er det her blitt foretatt en analyse av en del aspekter i forbindelse med undervannsprosessering, både av teknisk og økonomisk art.

1.2 Kort historikk – Knutsen OAS Shipping

Knutsen OAS Shipping har sine røtter helt tilbake til 1896, når selskapets grunnlegger kjøpte sitt første fartøy. Selskapet hadde en stabil utvikling, og på 30-tallet hadde de vokst til å bli det tredje største shippingselskapet i Norge.

Selskapet var i de første årene engasjert i nordsjøfart og aktiviteter i forbindelse med fiskeri, men ekspanderte snart over til tank- og linjefart.

Tidlig på 70-tallet investerte selskapet i tankmarkedet, og når krisen i tankmarkedet kom på slutten av 70-tallet, fikk selskapet økonomiske problemer.

I 1984 forlot Knutsen-familien selskapet, og shippingaktivitetene ble reorganisert med nye eiere, som i dag består av styreformann Jens Ulltveit Moe og selskapets direktør, Trygve Seglem.

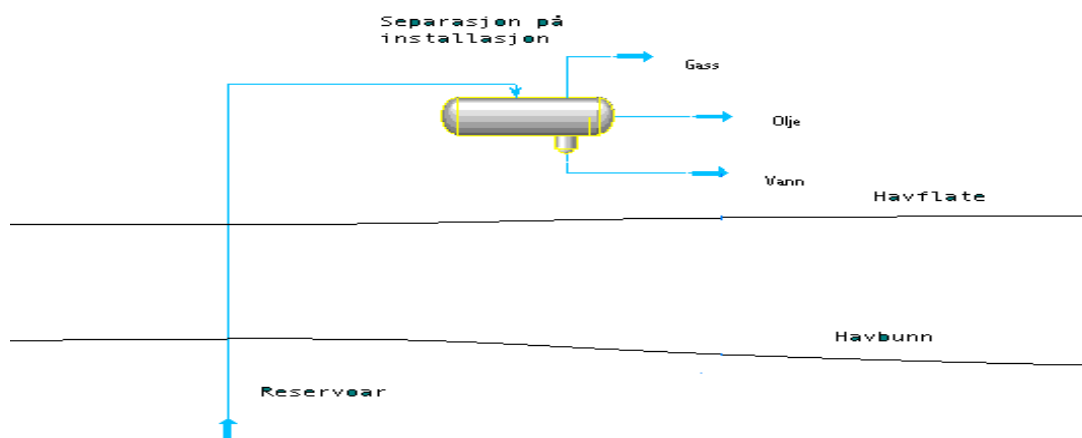
Den nye Knutsen-gruppen driver i dag hovedsakelig med bøyelasting fra installasjonene i nordsjøen, men retter seg også mer inn mot olje- og gassproduksjon. Pr i dag har Knutsen-gruppen et skip liggende på Åsgard-feltet som lagerskip (FSU), og de arbeider også mot å tilby totale konsepter for transport, lagring og produksjon av hydrokarboner fra undervannsanlegg.

/5/

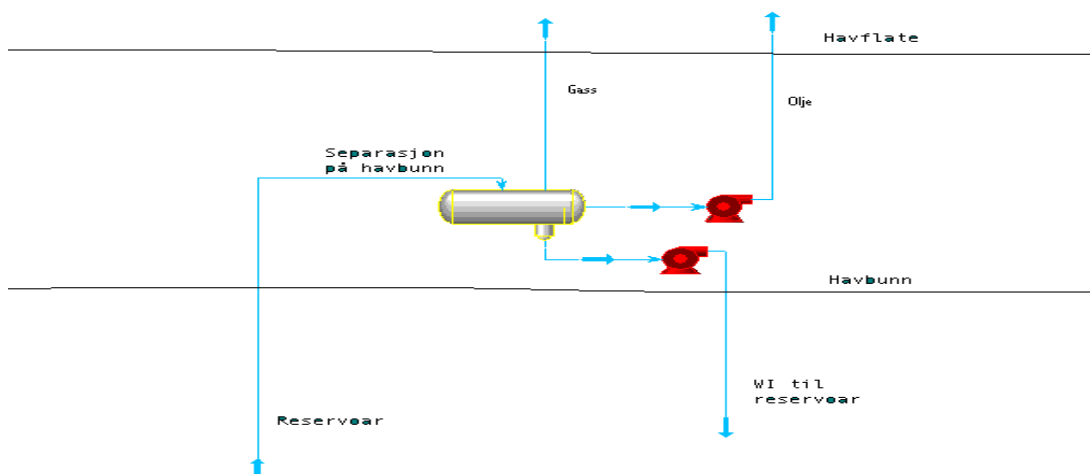
1.3 Formål og problemstilling

Formålet med denne rapporten, er å gi vår oppdragsgiver en dokumentasjon på hvilke effekter prosessering av brønnstrømmen på havbunnen kan gi. Problematikken ligger da i å vise ved beregninger og teori om en kan få økt produksjon fra et oljefelt ved å bruke undervannsprosessering. Den eventuelt påviste produksjonsøkningen må måles opp mot de økonomiske aspektene som er forbundet med utbygging og drift av et undervannsprosessanlegg.

For å komme fram til en løsning på problemstillingen, blir disse to løsningene satt opp mot hverandre :



Figur 1 - All prosessering v./ havflaten.



Figur 2 - Førstetrinns separasjon med vanninjeksjon og boosting på havbunnen.

For å få en helhetlig vurdering av problemstillingen, blir det også foretatt en del tekniske beregninger på prosessutstyr, blant annet med tanke på effektbehov til pumper og dimensjonering av stigerør.

1.4 Avgrensninger / forutsetninger

Feltet som det her blir gjort en studie på er et felt der vanninjeksjon er nødvendig og avgrensningene og forutsetningene er laget ut fra det. Gassen som produseres blir i utgangspunktet re-injisert i reservoaret, men den problemstillingen blir ikke behandlet i dette studiet.

Hydrogensulfid – H₂S

I oppgaven forutsettes det at H₂S gass ikke oppstår. Forutsetningen blir gjort på bakgrunn i kort levetid for feltet, alt vann som blir pumpet inn i reservoaret er rensset, og ingen H₂S i oljesammensetningen. H₂S gassen er en svært giftig og korrosiv gass, slik at en ikke kunne ha neglisjert den om den var blant komponentene i selve oljesammensetningen. Da måtte en ha tatt hensyn til den ved materialvalg til prosessutstyret.

Gass

Gass som utvinnes kan deles inn i tre case :

1. Foredling til LNG.
2. Tørring og transport til land/forbrukere via rørledning.
3. Re-injisering til reservoaret, eventuelt at deler av den brukes til gassløft.

Studiet vil registrere verdien av gassen som produseres, men den vil ikke bli behandlet utover det.

Tekniske beregninger

Det vil kun blir foretatt beregninger på utstyr som er under havflaten. Dette fordi det knytter seg størst interesse til en eventuell økning i reservoarutnyttelsen ved denne typen prosessering.

Beregninger på utstyr fra og med brønnhode og nedover i brønnen blir heller ikke gjort på grunn av begrensninger i henhold til studiets omfang.

Reservoar

Reservoardata som blir brukt i dette studiet er hentet fra en designbasis, som er gjort tilgjengelig av oppdragsgiver. Denne er gjengitt i vedleggene bak slik den ble mottatt. Data fra designbasen er benyttet forholdsvis fritt, slik at rapporten på enkelte punkter vil avvike noe fra kriteriene som er listet opp. Se vedlegg.

Reservoaret ligger 1200 meter under havbunnen, havdypet på stedet er 300 meter, og har en utvinnbar reserve på 15 millioner standardkubikkmeter olje. Feltet har vanddriv, som betyr at det ligger et forholdsvis stort basseng med formasjonsvann under oljereservoaret. Se fig.3.

Figur 3 – Vanndriv.

Trykket fra formasjonsvannet driver oljen ut av den oljeførende formasjonen, og vannet opptar deretter oljens plass i formasjonen. God vertikal permeabilitet er en forutsetning for at oljen skal bli fortrent oppover, noe som blir antatt i dette tilfellet. /1/

Vanligvis blir produksjonstakten på felt med vanndriv beregnet slik at vannet får tid til å trenge inn i den oljeførende formasjonen, og virke med et tilnærmet konstant trykk på oljen. I dette studiet blir det antatt at alt produsert vann blir reinjisert i reservoaret, og at reservoartrykket derfor holdes konstant på 200 bar gjennom hele feltets levetid. Temperaturen i reservoaret er ca. 67 °C.

Oljen i reservoaret har et kokepunkt på 182 bar. Hvis reservoartrykket skulle synke til under 182 bar, vil oljen begynne å koke, og en vil få tofase i reservoaret, noe som ikke er ønskelig.

Med tanke for å produsere feltet fra en flytende installasjon, er følgende produksjonsrater utarbeidet:

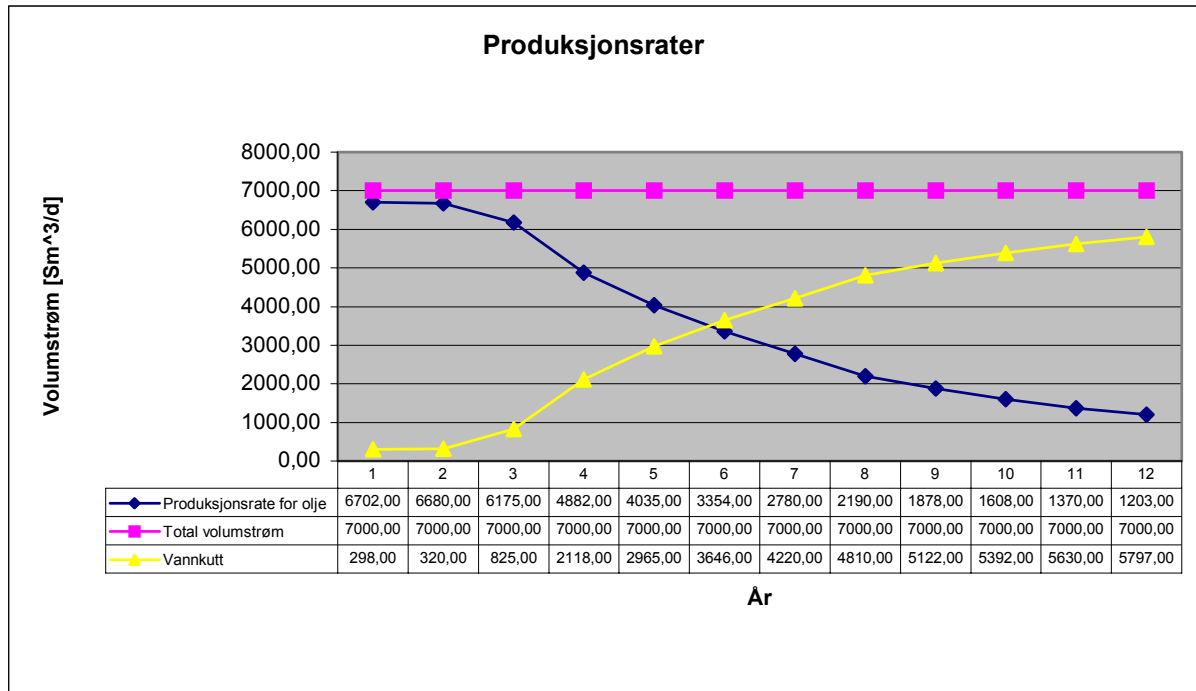


Diagram 1 – Produksjonsrater for en tradisjonell løsning.

Produksjonsraten for olje er hentet direkte fra ”basis of design” – ”Production profile”, men det er antatt at alle brønnene er ferdig boret før produksjonsstart, slik at maksimum oljeproduksjon oppstår allerede første året.

Med bakgrunn i at reservoartrykket blir antatt stabilt over hele feltets levetid, vil den totale produksjonsraten også holde seg stabil. Det antas her en rate på $7000 \text{ Sm}^3/d$, som gir en forholdsvis liten vannproduksjon i starten av feltets levetid.

Vanninjeksjon

Vanninjeksjon benyttes for å opprettholde trykket best mulig i reservoaret. Det er i utgangspunktet mange forhold som må tas hensyn til ved vanninjeksjon, men det er kun valgt å se på effekten av vanninjeksjon og ikke i hvilken tilstand vannet må være for ikke å skape problemer i injeksjonsbrønnene og i reservoaret.

Egenskaper med vannet som må kontrolleres før vanninjeksjon, er pH-verdi, temperatur, partikler, oksygen innhold, hydrogensulfidinnhold, karbondioksidinnhold og bakterier.

Resultater av de ovennevnte forholdene kan være :

- Plugging av reservoaret : Partikler i vannet er større enn porene i reservoarbergarten (ca. 10 μ m). Vannpartiklene bør være mindre enn 1/5 av porestørrelsen i reservoarbergarten. Fjerning av partiklene kan gjøres ved bruk av filtrering.
- Korrosjon : Oksygen , pH, H₂S og CO₂ er viktige faktorer for at det skal oppstå korrosjon. For å hindre korrosjon må en prøve å hindre disse gassene å nå reservoaret. Oksygeninnholdet i vannet kan reduseres ved vakuumbehandling og kjemikalier. pH-verdien økes slik at den kommer utenfor de verdiene som påvirker ulike metaller som brukes i rør og ventiler m.m. Redusere/fjerne H₂S og CO₂ fra vannet.
- Beleggdannelser : Under spesielle forhold kan ionene i formasjonsvann og sjøvann reagere med hverandre, og dette kan føre til utfellinger/belegg. Dette belegget kan igjen føre til redusert permeabilitet i reservoaret, plugging av produksjonsrør, funksjonsfeil i ventiler m.m. Dette kan unngås ved å hindre at slike væsker blandes, og ved tilsetning av kjemikalier.
- Bakteriedannelse : Bakterier kan føre til dannelse av H₂S gass som igjen fører til korrosjonsproblemer. For å hindre bakterieøkning under vanninjeksjon er metoder som fjerning av O₂, bruk av UV lys, kloring og biocider viktig

/1/

Hydrater

Gasshydrater er krystallinske forbindelser mellom gass og vann som ser ut som is eller våt snø. Hvis det for eksempel dannes hydrater i gass- eller kondensatledninger, kan disse blokkeres helt. Hydratdannelse er avhengig av trykk og temperatur, samtidig som at det må være fritt vann til stede.

For å motvirke hydratdannelse kan en :

- Fjerne vann fra gassen
- Øke gasstemperaturen
- Tilsette inhibitor

/3/

Hydratiseringstemperaturen for dette feltet er fra 10 – 15 °C ved trykk fra 25 – 60 bar. Det antas at temperaturen ikke blir så lav at en kommer inn i hydratiseringsområdet. Hydratdannelse blir derfor ikke noe problem for dette studiet. Under eventuell

produksjonsstans, hvor væske og gass kan bli stående i stigerør og produksjonsutstyr og dermed bli kjølt ned, antas det at det blir tilsatt inhibitor for å forhindre hydratdannelse.

Hydratproblematikk blir derfor ikke behandlet videre i denne rapporten.

Voks

Voks oppstår ved ca. 33 °C i dette reservoaret. Det blir forutsatt at det ikke dannes voks under normale driftsvilkår, men som for hydrater må en ta hensyn til nedkjøling under stans i produksjonen.

Sand

Sand produksjonen er minimal slik at det blir sett bort fra den ved design. Normalt sett ville det bli satt inn sandfeller for å hindre sand å komme inn i prosessanlegget fordi sand i store hastigheter kan ødelegge rør og utstyr svært raskt. Dette ville ført til store reparasjonskostnader.

NORSOK

Under beregninger av rør og rørdimensjoner blir NORSOK-standarden lagt til grunn.

Kjemikalier for å hindre skum og emulsjonsdannelser

Ikke vurdert, men er tatt med i kostnadskalkylene.

1.5 Generell teori om prosesser og prosessutstyr

Etter å ha vurdert utstyr og løsninger for undervannsprosessering fra flere ulike selskaper, blir det i dette caset valgt å se nærmere på ABB Offshore Technology's løsning som de har kalt for SUBSIS – (Subsea Separation and Injection System).

I starten av utviklingsfasen var det et samarbeid mellom ABB Offshore Technology og ABB Corporate Research, men etter hvert som prosjektet skred frem ble flere partnere slik som ABB Seatec, ABB Industry, Norsk Subsea Cable og Framo Engineering innlemmet i prosjektet.

Som det første undervannsseparasjonssystemet i verden, ble en SUBSIS – modul installert og satt i drift på Troll-feltet for Norsk Hydro. Denne har fått betegnelsen "Troll-Pilot". Kontrakten mellom ABB og Norsk Hydro ble inngått i 1997, med avtalt levering i slutten av 1999. I juni 2000 ble systemet satt i drift.

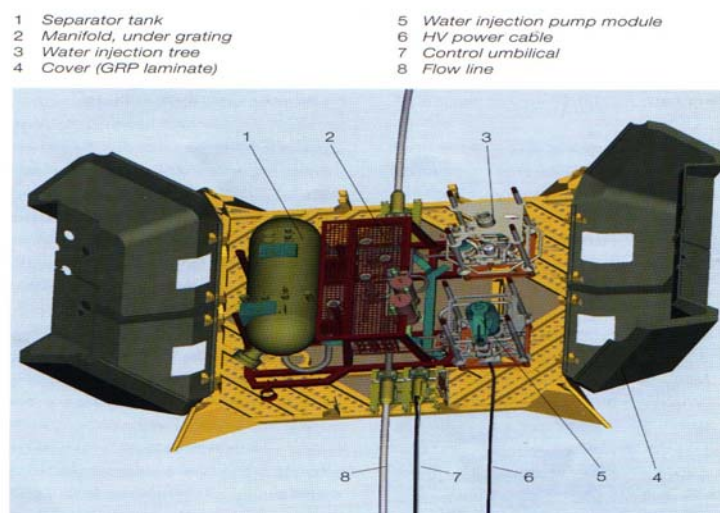
Driftserfaringene fra Troll Pilot er foreløpig ikke så omfattende, men en bør nevne at det oppstod problemer med en HV – kobling som forårsaket en jordfeil, etter at systemet bare hadde vært operativt i 2 timer. Årsaken til dette var mangelfull herding av epoxy-støp i handdelen på koblingen, slik at støpen slo sprekker og vann trengte inn.

For øvrig har undervannsseparasjonsprosessen virket 100 %, og alle andre undervannsoperasjoner, slik som for eksempel oppkoblinger, oppstarts- og nedstengningsprosedyrer for pumper, nivåmåling og regulering av turtall på vanninjeksjonspumpen, har virket som forutsatt.

SUBSIS-modulen består egentlig av flere små moduler som er satt sammen etter "legokloss-prinsippet", hvor de enkelte komponentene forholdsvis enkelt kan fjernes og tas opp til overflaten for inspeksjon, vedlikehold eller eventuelt utskiftning.

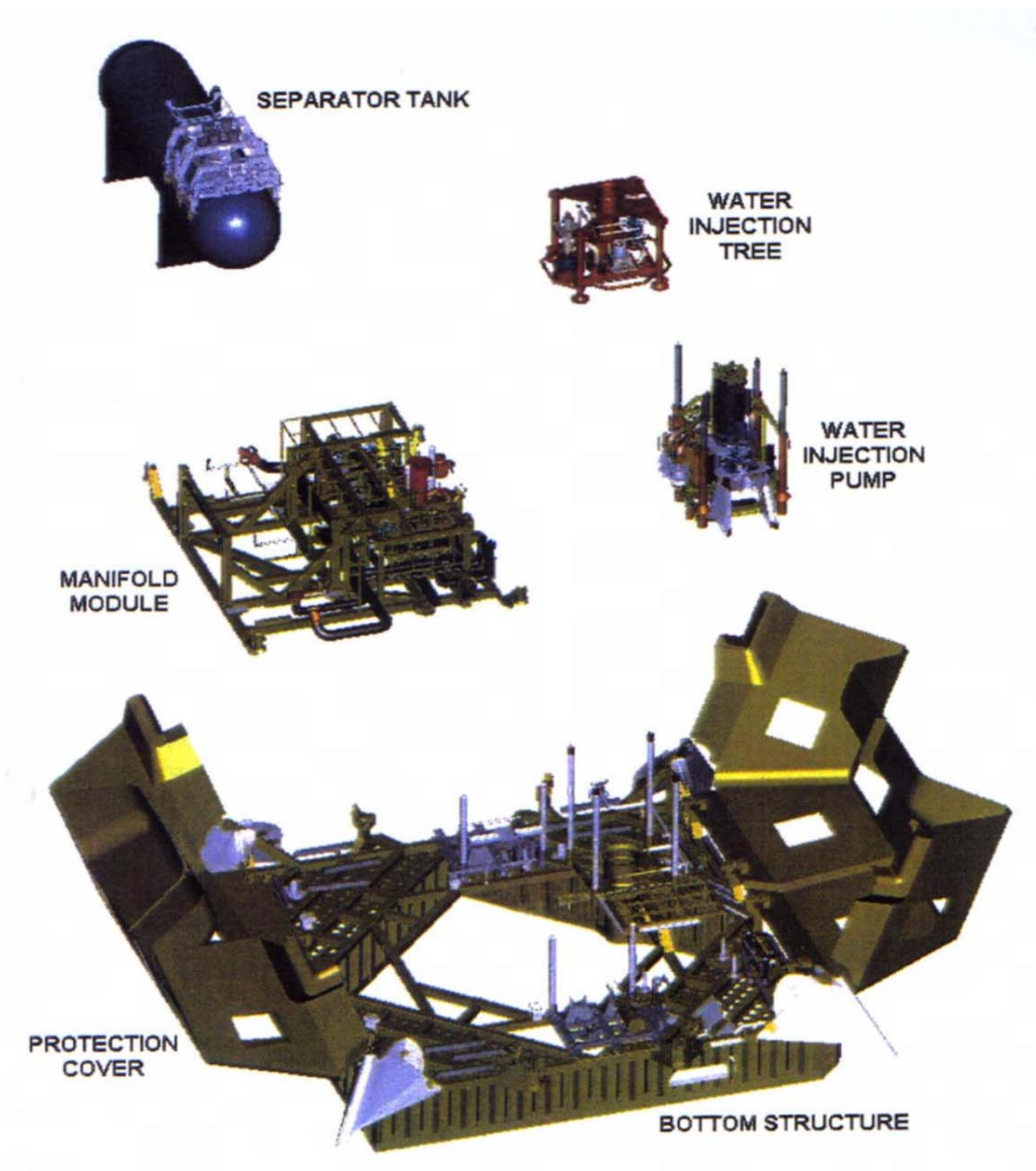
/4/, /10/

En typisk SUBSIS – løsning kan se ut som følger :



Figur 4 – Typisk SUBSIS – løsning.

Figur 4 viser komponentene satt sammen til en enhet, men følgende illustrasjon viser bedre hvordan SUBSIS'en er bygget opp :



Figur 5 – Subsis.

Figur 5 viser at SUBSIS består av en bunnstruktur med guider for de forskjellige modulene som skal kunne installeres på denne. På bunnstrukturen er det også montert beskyttelsesdeksel, som kan vippes til side for å få tilkomst til de installerte enhetene. Disse kan for eksempel som en ser fra figuren, være en manifold-modul, vanninjeksjonspumpe og vanninjeksjonstre og separatortank. Andre komponenter som kan eller må være installert i forbindelse med et slikt undervannsanlegg, er boosterpumpe, umbilical (kraftforsyning etc) og rørledninger.

/10/

Separator / separasjon

I dag er det flere muligheter for hvordan og hvor en vil separere olje, gass og vann som hentes opp fra olje og gass reservoarene til havs. Innenfor de ulike metodene har en også flere varianter som eventuelt kan øke oljeproduksjonen. Hvilken metode og hvor denne separeringen blir gjort er helt avhengig av hvor feltet er, hvilken type reservoar dette er og hva som er mest økonomisk med hensyn til en utbyggingsløsning. Hovedpoenget med separasjon av olje, gass og vann er likevel å gjøre oljen transportabel og i henhold til spesifikasjonene som kundene krever.

Hvor separeres olje, gass og vann ?

1. På plattform / flytende installasjon.

Olje, gass og vann strømmer fra reservoaret og opp til installasjonen ved hjelp av strømningsstrykket i brønnen. En vil kunne produsere olje og gass fra et slikt felt til strømningsstrykket nærmer seg det statiske trykket av væskesøylen. For å kompensere for trykkfallet i reservoaret som kan oppstå etter en tids produksjon, kan en bruke flerfase løftepumper til å løfte væskesøylen fra havbunnen og opp til installasjonen. Som ny installasjon er sannsynligvis ikke dette noen god løsning, men kan brukes for å øke utvinningsgraden av et ”gammelt” felt.

Fordeler : Utprøvd teknologi.
 Enkel tilkomst for vedlikehold.

Ulemper : Dyr løsning.
 Utnytter ikke energien i strømningsstrykket godt nok.

2. På havbunnen.

Her blir olje og gass løftet opp til havbunnen der vannet blir skilt ut. Dette kan eventuelt renses og slippes ut i havet, (foreløpig er ikke denne teknologien tilgjengelig for undervannsbruk), eller pumpes ned igjen i reservoaret som trykkstøtte. Her ”spares” energi i form av at vannet er skilt ut fra oljen, slik at det ikke må løftes opp til havoverflaten. Mindre mottrykk gir høyere strømningsrate.

For å løfte oljesøylen til installasjonen (plattform/flyter eller land) kan en bruke gasstrykket eller en boosterpumpe. Det er også her mulighet for å bruke en flerfasepumpe for å få bedre utnyttelse av feltet.

Fordeler : God utnyttelse av strømningsenergien.
 Billig utbyggingsløsning.
 Minsker behovet for separasjons utstyr topside.
 Fjerner vann fra oljen tidlig.

Ulemper : Ny teknologi.
 Vedlikehold (ROV / dykking)
 Pålitelighet ?

3. ”Nedihulls” - separasjon. /8/

Denne teknologien er under utvikling og er ennå ikke prøvd ut på kontinentalsokkelen. Tanken her er å skille ut vannet nede i brønnen og injisere det derfra, slik at strømmingstrykket kun nyttes til å løfte olje og gass opp av brønnen.

Fordeler : Gode separasjonsbetingelser.
Maksimal utnyttelse av strømningsenergien.
Billig utbyggingsløsning.
Fjerner vann fra oljen svært tidlig.

Ulemper : Det gjenstår en del forskning før denne typen teknologi kan brukes.

Hvordan separeres olje, gass og vann ?

1. Horisontal gravitasjons separator. /3/

Fordeler : Kan håndtere store gassvolum fordi gasshastigheten er større enn dråpehastigheten ($u_g > u_d$) og det er stort interfase areal mellom gass og væske.
Enkel å vedlikeholde.
Forholdsvis billig å produsere og transportere.
Stor separasjonskapasitet.

Ulemper : Væske kontroll av separatoren er kritisk.
Vanskelig å fjerne partikler (sand).
Tar stor plass.

Denne type separatorene brukes som regel ved høye GOR (gass/olje forhold) skumming og ved væske/væske separasjon.

Separatorene av denne typen er utviklet og i bruk for både topside- og undervannsseparasjon.

2. Vertikal gravitasjons separator. /3/

Fordeler : Kan håndtere store væskeslugger uten at det går utover kvaliteten på det separerte produktet (liten ”carry over”).
Fanger lett sandpartikler som igjen lett kan fjernes.
Fordamping av væske er liten p.g.a. lite interfase areal.
Tar liten plass.

Ulemper : Forholdsvis dyre å produsere og transportere.
Liten gasskapasitet fordi væskedråpene faller i en motstrøm av gass $u_g = u_d$. Gasshastigheten begrenses av dråpehastigheten.

Denne type separatorer brukes ved lave til middels GOR forhold, der slugger forventes å opptre og der det er lite væske.

Separatorer av denne typen er kun utviklet for topside-separasjon.

3. Sentrifugalseparator. /3/, /9/

Fordeler : Tar liten plass.
Reduserer faren for hydrater. Svært liten ”carry over” av vann.

Ulemper : På utviklingsstadiet for undervannsbruk.

Separatorer av denne typen er utviklet for topsideseparasjon, men er i liten grad brukt til 1. trinns separasjon av olje, gass og vann. Mest brukt for å skille olje fra vann før vann kan slippes ut til sjø.

4. Kuleseparator. /2/

Kan beskrives som en spesial utgave av en vertikal separator. De kan være svært effektive ut fra et trykk synspunkt, men fordi de har begrensinger på væskekapasitet og er dyre å produsere blir de sjelden brukt i separasjonsprosesser i oljeindustrien.

Kriterier for design av separator :

Oppholdstid olje, t_{r_o} :

Oppholdstiden velges ut fra erfaringer med lignende oljetyper eller ut fra laboratorieforsøk med den gitte oljetypen.

Anbefalte oppholdstider varierer fra 2 – 5 min, men med sterkt skummende olje kan oppholdstiden bli opp mot 15 min.

Denne oljetypen har ingen signaler på unormal skumming og ved design av separatoren er det blitt tatt utgangspunkt i $t_{r_o} = 3$ min.

Oppholdstid vann, t_{r_o} :

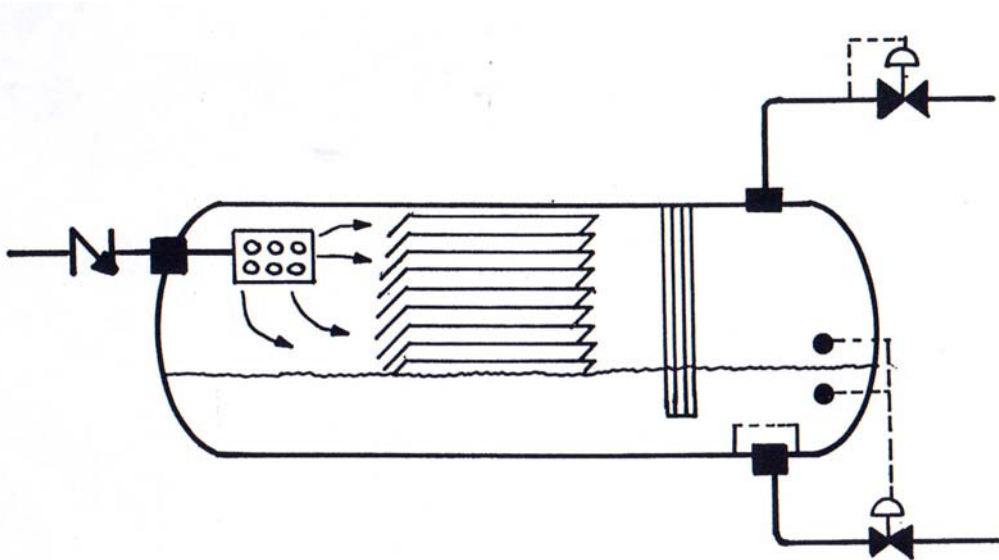
Normal oppholdstid kan være fra 3 – 30 min. basert på felldata og laboratorieforsøk. Her er oppholdstiden t_{r_o} vurdert til ca. 5 min. ut fra viskositet, temperatur og trykk.

Dråpestørrelse :

Ut fra de oppholdstidene som er valgt så blir vanndråper på ca. 500 μ m eller større separert ut fra oljen. Det vil da anslagsvis være mindre enn 5 – 10% vann i oljen etter separasjon. Brukes kjemikalier kan vanninnholdet reduseres ytterligere.

Oljeviskositeten er 5 – 20 ganger større enn vannet og felt erfaringer viser at innholdet av olje i vann blir i størrelsesorden 500 – 2000 mg/l. For dette feltet har ikke oljeinnholdet i vann så stor betydning fordi vannet blir injisert i reservoaret og ikke renses og dumpet til havs.

Utstyr for å forbedre separasjonsprosessen i separatoren :



Figur 6 - Oljefeltsseparator – skjematisk oppbygging.

Innløpet :

Basistype for å bryte retningen og redusere hastigheten på innløpsstrømmen er platedeflektor. Deflektoren kan ha ulike fasonger, kule, flat plate, kon m.m.

Det kan også være svært effektivt å bruke en sykklon på inngangen. Denne vil bryte strømmen og endre retning på strømmen samtidig som den vil hjelpe til med selve separasjonsprosessen.

Separasjonsdel :

Primært lengde og areal som er stort nok til at gassen bobler av væsken og at væskedråpene skilles ut fra gassen. Dette kan oppnås ved å installere styringsplater for å redusere hastighet og turbulens.

Dråpeutskiller :

Hindre at væskedråper følger opp i gassutløpet. Dukmatter eller profilerte plater kan sørge for at "carry over" blir mindre enn 10 ppm.

Utløpsdel :

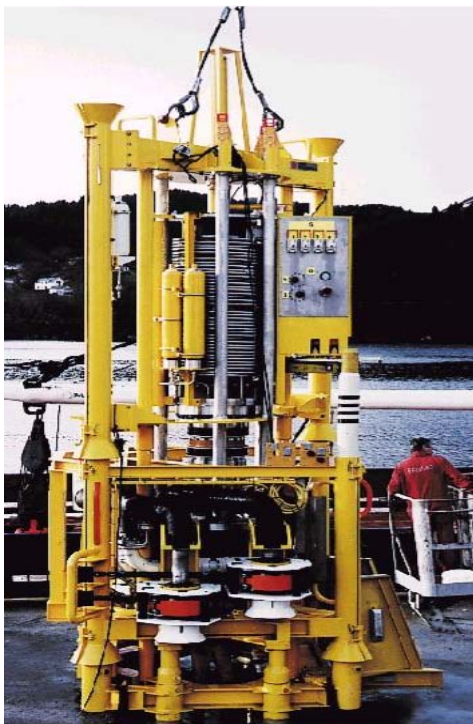
Vortex-bryter og evt. bølgedemper installeres for å hindre at gassen eller væsken danner virvler som kan føre til økt væske innhold i gassen.

/2/, /3/

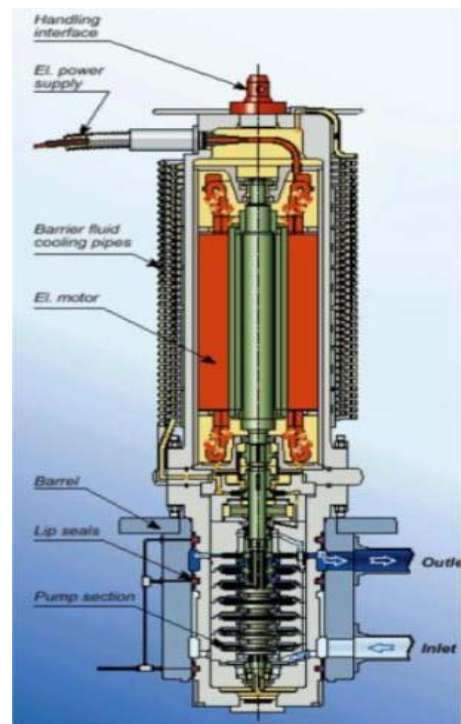
Vanninjeksjonspumpe

Vanninjeksjonspumpen på Norsk Hydro's Troll Pilot – prosjekt, er levert av Framo Engineering, og er verdens første vanninjeksjonspumpe for undervannsbruk som er installert og satt i drift på et oljefelt.

/9/



Figur 7 – Vanninjeksjonspumpemodul.

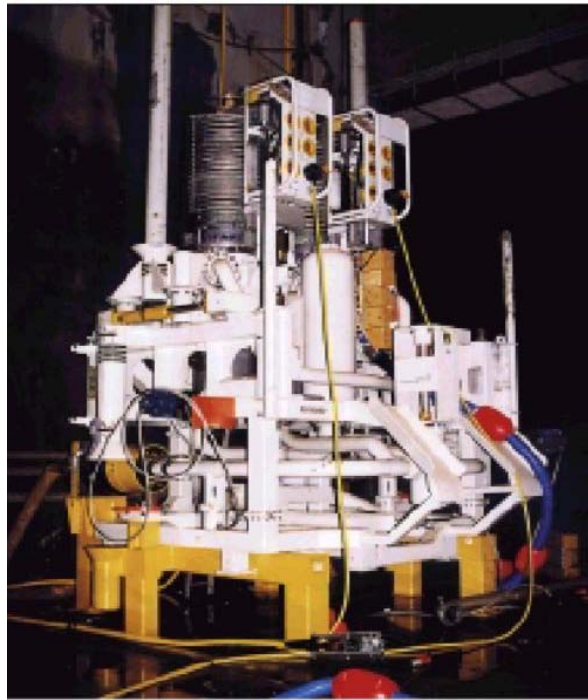


Figur 8 -
Skjematisk fremstilling av
vanninjeksjonspumpe.

Boosterpumpe / boosting.

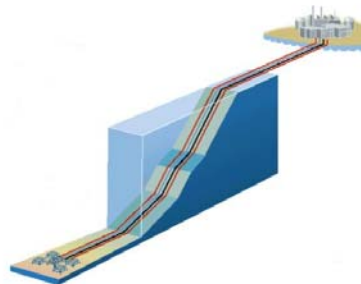
Når det gjelder bruk av boosting, kan man teoretisk tenke seg dette på alle oljefelt, men i mange tilfeller vil ikke reservoarene / brønnene tåle å bli kjørt hardere da man risikerer en uønsket sandproduksjon. Effektiviteten av slike pumper avhenger også av produksjonsindeksen eller permeabiliteten i reservoaret. /10/

Det finnes både enfase- og multifasepumper.



Figur 9 - 2x900 kW Framo multifase booster – pumpe.

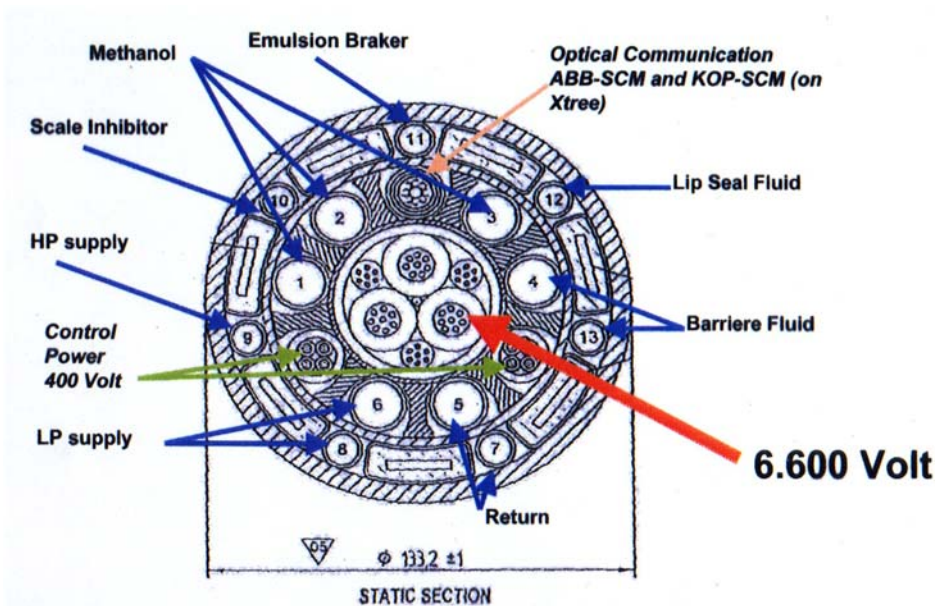
I fremtiden vil kanskje boosterpumper bli brukt slikt som figur 10 illustrerer, hvor all undervannsproduksjon blir pumpet til et anlegg på land, og at en dermed eliminerer alle flytende produksjonsfasiliteter.



Figur 10 - Pumping til landanlegg.

Umbilical

Til et undervannsprøduksjonsanlegg er det behov for tilførsel av blant annet, elektrisk kraft og kjemikalier (metanol, emulsjonsbryter, scale - inhibitor etc). Til dette formålet kan man velge forskjellige løsninger, for eksempel med separate strømkabler og tilførselledninger for kjemikalier, eller som det er brukt på Troll Pilot, en integrert kraft- og kontroll – umbilical med blant annet HV-kraft, fiberoptikk og kjemikalietilførsel.



Figur 11 - Integrert umbilical.

Stigerør

I dag er det stort sett de fleksible stigerørene som er enerådende på norsk offshore sektor. Det arbeides med å utvikle nye typer stigerør med tanke på de store havdypene som det ventes å finne olje i.

En kort beskrivelse av stigerør som fins og er under utvikling for flytende installasjoner :

1. Fleksible stigerør.

Rørene er lagvis oppbygd, vekselvis metallisk og polymere lag. Hvert rør er utformet spesifikt med tanke på hvilken funksjon det skal ha. Antall lag og type lag er avhengig av mekaniske belastninger ved installasjon og temperatur, trykk og medium røret skal transportere.

2. Titan stigerør.

Lettvektstigerør med gode materialegenskaper. Rør av denne typen er brukt på Åsgardfeltet på Haltenbanken. Fordelene med dette røret fremfor det fleksible stigerøret er lav elastisitetmodul, høyt styrke/vekt forhold og

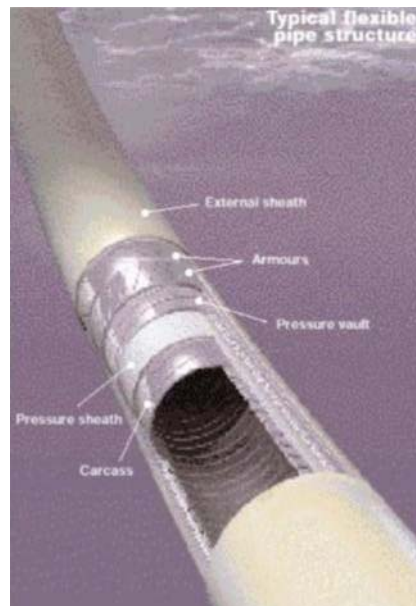
gode korrosjonsegenskaper. Titanrør kan også benyttes på felt med høy temperatur og høyt trykk hvor fleksible rør ikke kan benyttes.

3. Kompositt stigerør.

En prototype med liten diameter av denne typen rør er testet med gode resultater. Den videre utviklingen av rør med større diameter er en prosess som pågår, og det forventes gode resultater.

Fordelene med denne typen rør er at de tåler høy temperatur og høyt trykk. De er lette, motstandsdyktige mot kjemikalier, gir god isolasjon, lett å installere og har gode utmattingsegenskaper.

Det er ventet at denne typen rør skal fylle de begrensningene som i dag er ved olje og gass produksjon på store havdyp.



Figur 12 – Flexibelt stigerør.

Fleksible stigerør er på verdensbasis installert i en total lengde på ca. 5000 kilometer, og er det dominerende produktet til dette bruk.

Hvis en ser på den miljømessige biten, er fleksible rør de eneste, som etter at et felt er tømt for reserver, kan fjernes og installeres på nye felt. Dette er gjort i forholdsvis stor utstrekning av Petrobras i havområdene utenfor Brasil.

/7/

2. Metoder

2.1 Fremgangsmåte for løsning av oppgave

Som et utgangspunkt, er følgende fremgangsmåte benyttet for å løse oppgaven :

1. Litteraturstudie. Skaffe oversikt over tilgjengelig teknologi og leverandører.
2. Valg av systemkomponenter.
3. Simulering av prosesser for å skaffe beregningsdata.
4. Prosessberegninger og dimensjonering av utstyr.
5. Kost / nytte vurderinger.
6. Konklusjoner / anbefalinger.

2.1.1 Beregning av nye produksjonsrater

For å påvise endringen i produksjonsrate ved undervannsprosessering kontra prosessering på en flytende installasjon, tas det utgangspunkt i det stabile reservoartrykket på 200 bar, og den gjennomsnittlige tettheten på væsken som kommer fra reservoaret antas å være 800 kg/m^3 .

Formelen for hydrostatisk trykk, $p_{hs} = \rho \cdot g \cdot h$, brukes her for å finne høyden h , på væskesøylen en teoretisk sett trenger for å motvirke reservoartrykket, slik at produksjonsraten blir 0.

Produksjonsindeksen, J , gitt ved formelen :

$$J = \frac{q_o + q_w}{p_s - p_{wf}}$$

hvor: q_o er oljerate
 q_w er vannrate
 p_s er reservoartrykk
 p_{wf} er strømningsstrykk

Denne blir utarbeidet fra produksjonsraten ved havflaten (*Diagram 1*), og en ny produksjonsrate blir beregnet for havbunnsnivå.

2.1.2 Vannproduksjon

Vannratene for topside-produksjon er basert på antagelsene om at reservoartrykket holder seg stabilt i hele feltets levetid, og at en dermed får en konstant volumstrøm. Max oljerate fra første produksjonsår er ca $6700 \text{ Sm}^3 / d$, og det blir da antatt at det er forholdsvis liten vannproduksjon i starten, som øker gradvis for å holde en jevn volumstrøm på $7000 \text{ Sm}^3 / d$, jfr produksjonsprofilen i "basis of design".

Vannratene for undervannsproduksjon er basert prosentvis på de ovennevnte vannratene, og i tillegg er det lagt til en del ekstra som følge av den økte produksjonsraten (koning etc.).

2.1.3 Simulering

Prosess-simuleringer er gjort for å skaffe nødvendige data for videre beregninger av prosessutstyr og økonomi. Simuleringsprogrammet "Hysys" er brukt til dette formålet.

Simuleringsprogrammet er basert på tilstandsligninger, hvor den som er kjent som Peng-Robinson er benyttet. Ved simuleringene er det antatt et separatortrykk på 60 bar, og at varmetap til omgivelsene er lik 0.

Inngangsdata for simuleringene er de beregnede produksjonsratene for undervannsløsningen, reservoartrykk og –temperatur samt oljens komposisjon som er hentet fra "basis of design".

2.1.4 Separatorberegninger

Ut fra kompleksiteten til separatorberegningene er denne metoden beskrevet forholdsvis detaljert. SI - enheter blir brukt i ligningene.

Spesifikk gasstetthet og gasstetthet ved standardbetingelser

Bruker ideell gasslov for å finne spesifikk tetthet til gassen ved separatorbetingelser og tettheten til gassen ved standardbetingelser.

$$p \cdot V = z \cdot n \cdot R \cdot T \quad \text{lign.1}$$

$$n = \frac{m}{M} \quad \text{lign.2}$$

$$V = \frac{m}{\rho} \quad \text{lign.3}$$

$$M_G = M_{air} \cdot \gamma \quad \text{lign.4}$$

Kombinerer ligningene 1, 2, 3 og 4

↓

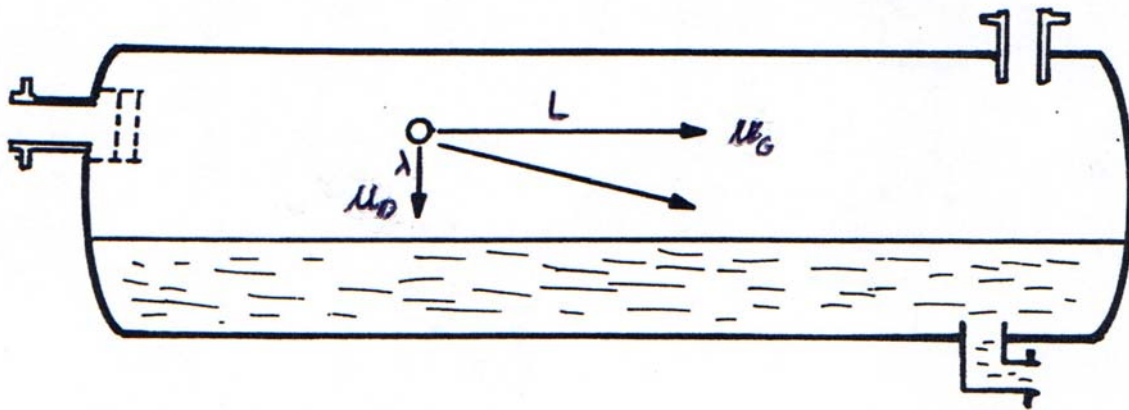
$$\gamma_G = \frac{\rho_G \cdot T \cdot z \cdot R}{p \cdot M_{air}}$$

Kombinerer ligningene 1, 2, 3 og 4 igjen og får

$$\rho_{SCG} = \frac{P_{SC} \cdot M_{air} \cdot \gamma_G}{R \cdot z_{SC} \cdot T_{SC}}$$

hvor :
 p = trykk i separator
 T = temperatur i separator
 z = kompressibilitetsfaktor
 z_{sc} = kompressibilitetsfaktor v/standardbetingelser
 V = volumstrøm
 n = antall mol
 R = universiell gasskonstant
 m = massen av gassen
 M = gassens molvekt
 M_{air} = luftens molvekt
 ρ_g = gasstetthet v/separatorbetingelser
 γ = spesifikk gasstetthet

Diameter - lengde forhold for å separere gass fra væske



Figur 13 - Væskedråpe i horisontal separator.

Oppholdstiden til gassen, t_g , må være lik eller større enn synketiden til dråpen, t_d , for at dråpen skal fanges opp og separeres. Dette er grunntanken bak separasjon av gass fra væske.

$$t_g \geq t_d$$

$$t_d = \frac{\lambda}{u_d} \quad \text{lign. 1}$$

$$t_g = \frac{L}{u_g} \quad \text{lign. 2}$$

$$F_l = \frac{L}{\lambda} \quad \text{lign. 3}$$

hvor :
 t_d = synketid for dråpen
 λ = lengden som dråpen synker
 u_d = synkehastighet til dråpen
 t_g = oppholdstid for gassen

L = separatorens lengde
u_g = gasshastighet

kombinerer 1, 2 og 3

⇓

$$u_d = \frac{u_g}{F_l} \quad \text{lign. 4}$$

Dråpehastigheten er forholdet mellom væsketettheten og gasstettheten multiplisert med k_s.

$$u_d = k_s \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) \quad \text{lign. 5}$$

hvor : ρ_l = væskens tetthet ved separatorbetingelser
 ρ_g = gassens tetthet ved separatorbetingelser

Korrelasjonen for F_l vil være avhengig av separatorkonstruksjonen og det brukes følgende API korleksjon for å kompensere dette:

$$k_s F_L = C \left(\frac{L}{3,16} \right)^{0,56} \quad \text{lign. 6}$$

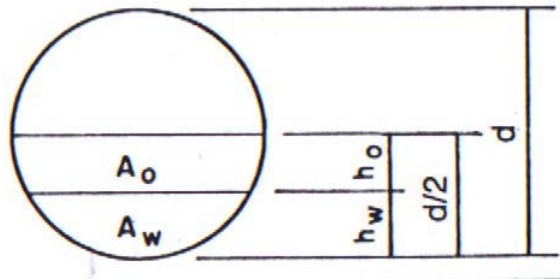
hvor : C = 0,12 - 0,15
 L = separatorens lengde

Gasshastigheten er forholdet mellom volumstrømmen og arealet. Dette gjøres om til standard volumstrøm for at beregningene skal kunne gjennomføres, da volumstrømmen er ukjent.

$$u_g = \frac{Q_{scg}}{A_g} = \frac{\dot{m}}{\rho_g \cdot A_g} = \frac{Q_{scg} \cdot \rho_{scg}}{\rho_g \cdot A_g} \quad \text{lign. 7}$$

hvor : u_g = gasshastigheten
 Q_{scg} = volumstrøm for å finne kapasiteten på separatorens.
 Q_g = volumstrøm gass v/separatorbetingelser
 ρ_g = gassens tetthet ved separatorbetingelser
 ρ_{scg} = gassens tetthet v/standardbetingelser
 A_g = gassareal (tverrsnitt)

Arealforholdene i separatoren som blir brukt :



Figur 14 – Væske- og gassarealer.

$$A_{Tot} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} = A_g + A_o + A_w \quad \text{lin. 8}$$

$$A_g = \frac{1}{2} A_g = \frac{\pi}{4} d^2$$

hvor :
 A_g = gassareal
 A_o = oljeareal
 A_w = vannareal
 A_{tot} = totalareal

kombinerer lign. 4, 5, 6, 7 og 8

⇓

$$d = \frac{\rho_{scg} Q_{scg} \cdot 8}{\rho_g \cdot \pi} \cdot \frac{1}{0,12 \left(\frac{L}{3,16} \right)^{0,56} \cdot \left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5}}$$

hvor :
 d = separatorens diameter
 ρ_{scg} = gassens tetthet v/standard betingelser
 Q_{scg} = volumstrøm for å finne separatorens kapasitet
 ρ_g = gassens tetthet ved separatorbetingelser
 L = separatorens lengde
 ρ_l = væskens tetthet ved separatorbetingelser (865 kg / m³)

Diameter – lengde forhold for å separere olje fra vann eller vann fra olje.

Oppholdstiden til oljedorpen er 3 minutter. Diameter / lengde forholdet må da være slik at oljedorpen skiller seg fra vannet.

Farten og oppholdstiden til oljedorpen brukes til å finne dette. Det regnes for de største mengdene som er ved år 1 og år 8.

For oljedråpen :

$$L_o = t_{r_o} \cdot u_o = t_{r_o} \cdot \frac{Q_o}{A_o} = \frac{t_{r_o} \cdot Q_o}{\frac{1}{4} A_{tot}} = \frac{t_{r_o} \cdot Q_o}{\frac{1}{4} \left(\frac{\pi}{4} d^2 \right)}$$

hvor: L_o = separatorens lengde for å få oljen fra vannet
 t_{r_o} = oppholdstiden til oljedråpen
 u_o = oljedråpens hastighet
 d = diameter
 A_{tot} = totalareal av separatoren
 A_o = oljeareal
 Q_o = volumstrøm olje

For vanndråpen :

Oppholdstiden til vanndråpen og 5 minutter. Diameter / lengde forholdet må da være slik at vanndråpen skiller seg fra oljen.

Farten og oppholdstiden til vanndråpen brukes til å finne dette. Det regnes for de største mengdene som er ved år 1 og år 8.

$$L_w = t_{r_w} \cdot u_w = t_{r_w} \cdot \frac{Q_w}{A_w} = \frac{t_{r_w} \cdot Q_w}{\frac{1}{4} A_{tot}} = \frac{t_{r_w} \cdot Q_w}{\frac{1}{2} \cdot \left(\frac{\pi}{4} \cdot d^2 \right)}$$

hvor: L_w = separatorens lengde for å få vannet fra oljen
 t_{r_w} = oppholdstiden til vanndråpen
 u_w = vanndråpens hastighet
 Q_w = volumstrømmen til vannet
 d = diameter
 A_{tot} = totalareal av separatoren
 A_w = vannareal

Sammenligner resultatene for å finne hvilke verdier som er dimensjonerende :

Når lengde – diameterforholdet er funnet for de ulike mengdene sammenlignes de for å finne hvilket forhold som er dimensjonerende for separatoren. Lengde – diameterforholdet bør ikke være for høyt eller lavt. Et sted mellom 3 og 9 er passelig og finnes ved å velge eks. lengde.

$$\frac{L_o}{L_w} > 0 \Rightarrow \text{Olje som dimensjonerende faktor}$$

$$\frac{L_w}{L_o} < 0 \Rightarrow \text{Vann som dimensjonerende faktor}$$

Virkelig oppholdstid :

For å finne den virkelige oppholdstiden til væsken i separatoren brukes volumet som væsken opptar i separatoren og dividerer det med volumstrømmen. En vil da få hvor lenge væsken oppholder seg i separatoren.

$$t_r = \frac{V_L}{Q_L} \quad \text{lign.1}$$

$$V_L = \frac{V_{tot}}{2} \quad \text{lign.2}$$

$$V_{tot} = \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot L \quad \text{lign.3}$$

kombinerer lign. 1, 2 og 3

$$t_r = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot L}{8 \cdot Q_L}$$

hvor: t_r = virkelig oppholdstid for væsken
 V_L = volum i separatoren som væsken opptar
 Q_L = total virkelig volumstrøm, fra HYSYS
 V_{tot} = totalt volum i separatoren
 d = separatorens diameter
 L = separatorens lengde

Nødvendig oppholdstid :

For å finne den nødvendige oppholdstiden en gassboble har i separatoren brukes væskehøyden dividert på boble hastigheten. Boble hastigheten finnes ved bruk av stoke's lov.

$$t_r = \frac{h}{u_b} \quad \text{lign.4}$$

$$u_b = \frac{D^2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{18 \cdot \mu_l} \quad \text{lign.5}$$

$$h = \frac{d}{2} \quad \text{lign.6}$$

Kombinerer ligning 4, 5 og 6

$$t_r = \frac{d}{\frac{D^2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{18 \cdot \mu_l} \cdot 2}$$

hvor : t_r = nødvendig oppholdstid for gassen
 h = væskehøyden
 u_b = gassboblens hastighet
 D = boblestørrelse (200 μm)
 g = gravitasjon
 ρ_l = væskens tetthet v/separatorbetingelser (865 kg/m^3)
 ρ_g = gassens tetthet v/separatorbetingelser
 μ_l = væskens viskositet v/separatorbetingelser (0,95 cP)

/3/

2.1.5 Dimensjonering av stigerør

SI - enheter blir brukt i ligningene for beregninger av dimensjonering av stigerør. Lengde på stigerør for havdyp på 300m er oppgitt av oppdragsgiver til ca. 550m.

Stigerør for transport av olje :

Diameter på bakgrunn av maks. fart.:

For å finne diameter på stigerøret som skal frakte oljen fra havbunnen til havflaten omformes

$$u_{o_{\max}} = \frac{Q_{o_{\max}}}{A_{\text{riser}}} \quad \text{til} \quad d = \sqrt{\frac{Q_{o_{\max}} \cdot 4}{\pi \cdot u_{o_{\max}}}}$$

hvor : u_o = maks fart til oljestrømmen etter NORSOK (6 m/s)
 $Q_{o_{\max}}$ = oljestrømmen ut fra separatorene
 d = stigerørets diameter

Diameter på bakgrunn av friksjon :

Diameter stigerøret må ha for at trykktapet p.g.a friksjon skal være innenfor kravene i NORSOK (0,9 bar/100m rør) må også beregnes.

For å finne dette trykktapet må friksjonsfaktoren finnes. Friksjonsfaktoren, f , er en funksjon av Reynoldstall og relativ ruhet og finnes ved hjelp av Moody's diagram.

Ruhet finnes ved hjelp av metoden som er beskrevet i NORSOK.

Prosedyre for å finne diameteren :

1. Tippe/velge diameter
2. Beregne farten
3. Beregne ε
4. Beregne Reynoldstall
5. Finne friksjonsfaktoren fra Moody's diagram
6. Beregne diameter fra formelen som gir friksjonstrykktapet
7. Er diameter i pkt. 1 ulik diameter i pkt. 5 gjentas prosedyren.

Farten:

$$u = \frac{Q_{o_{sep}}}{A_{riser}}$$

hvor : u = oljehastigheten
 $Q_{g_{sep}}$ = volumstrømmen til oljen
 A_{riser} = stigerørets tverrsnittsareal

Ruhet :

$$k = \frac{ID}{20mm}$$

hvor: k = absolutt ruhet i stigerøret
 ID = innerdiameter i tommer

$$\varepsilon = \frac{k}{d}$$

hvor: ε = relativ ruhet
 k = absolutt ruhet i stigerøret
 d = diameter i røret

Reynoldstall :

$$Re = \frac{\rho_{o_{sep}} \cdot d \cdot u}{\mu} = \frac{\rho_{o_{sep}} \cdot d \cdot Q_{o_{sep}}}{\mu \cdot A_{riser}}$$

hvor: Re = Reynoldstallet
 $\rho_{o_{sep}}$ = oljens tetthet v/separatorbetingelser
 μ = oljens viskositet
 d = rørets diameter
 u = farten til oljestrømmen
 A_{riser} = stigerørets tverrsnittsareal
 $Q_{o_{sep}}$ = oljestrømmen v/separatorbetingelser

Friksjonsfaktoren:

Leses av i Moody`s diagram som en funksjon av Reynoldstall og relativ ruhet

Diameter p.g.a. friksjonstapet :

$$d = \frac{\rho_{o_{sep}} \cdot u^2}{2} \cdot \frac{f \cdot L}{\Delta p}$$

hvor: Δp = maks. trykktap pga. friksjon ref. NORSOK
 $\rho_{o\text{ sep}}$ = oljens tetthet v/separatorbetingelser
 u = farten til oljestrømmen
 L = rørets lengde ref. NORSOK
 d = rørets diameter
 f = friksjonsfaktoren

Stigerør for transport av gass :

Diameter på bakgrunn av maks. fart :

For å finne diameter på stigerøret som skal frakte gassen fra havbunnen til havflaten omformes

$$u_{g\text{ max}} = \frac{Q_{g\text{ max}}}{A_{riser}} \quad \text{til} \quad d = \sqrt{\frac{Q_{g\text{ max}} \cdot 4}{\pi \cdot u_{g\text{ max}}}}$$

hvor : u_g = maks fart til gasstrømmen etter NORSOK

$$\left(u < 60\text{m/s eller } u < 175 \cdot \left(\frac{1}{\rho_g} \right)^{0,43} \right), \text{ minste fart brukes.}$$

$Q_{g\text{ maks}}$ = gasstrømmen ut fra separatoren

d = stigerørets diameter

Diameter på bakgrunn i maks friksjon i stigerøret

Diameter stigerøret må ha for at trykktapet pga friksjon skal være innenfor kravene i NORSOK (0,11 –0,27 bar/100m rør) må også beregnes.

For å finne dette trykktapet må friksjonsfaktoren finnes. Friksjonsfaktoren, f , er en funksjon av Reynoldstall og relativ ruhet og finnes ved hjelp av Moody`s diagram.

Ruhet finnes ved hjelp av metoden som er beskrevet i NORSOK.

Prosedyre for å finne diameter :

- 1 Tippe/velge diameter
- 2 Beregne farten
- 3 Beregne ε
- 3 Beregne Reynoldstall
- 4 Finne friksjonsfaktoren fra Moody`s diagram
- 5 Beregne diameter fra formelen som gir friksjonstrykktapet
- 6 Er diameter i pkt. 1 ulik diameter i pkt. 5 gjentas prosedyren

Farten :

$$u = \frac{Q_{g\text{ sep}}}{A_{riser}}$$

hvor : u = farten til gassen
 $Q_{g\ sep}$ = volumstrømmen til gassen
 A_{riser} = stigerørets tverrsnittsareal

Ruhet :

$$k = \frac{ID}{20mm}$$

hvor : k = absolutt ruhet i stigerøret
 ID = innerdiameter i tommer

$$\varepsilon = \frac{k}{d}$$

hvor : ε = relativ ruhet
 k = absolutt ruhet i stigerøret
 d = diameter i røret

Reynoldstall :

$$Re = \frac{\rho_{g\ sep} \cdot d \cdot u}{\mu} = \frac{\rho_{g\ sep} \cdot d \cdot Q_{g\ sep}}{\mu \cdot A_{riser}}$$

hvor : Re = Reynoldstallet
 $\rho_{o\ sep}$ = gassens tetthet v/separatorbetingelser
 μ = gassens viskositet
 d = rørets diameter
 u = farten til gasstrømmen
 A_{riser} = stigerørets tverrsnittsareal
 $Q_{o\ sep}$ = gasstrømmen v/separatorbetingelser

Friksjonsfaktoren :

Leses av i Moody's diagram som en funksjon av Reynoldstall og relativ ruhet

Diameter p.g.a. friksjonstapet :

$$d = \frac{\rho_{g\ sep} \cdot u^2}{2} \cdot \frac{f \cdot L}{\Delta p}$$

hvor : Δp = trykktap pga. friksjon
 $\rho_{g\ sep}$ = gassens tetthet v/separatorbetingelser
 u = farten til gasstrømmen
 L = rørets lengde
 d = rørets diameter
 f = friksjonsfaktoren

/3/

2.1.6 Boosterpumpens effektbehov

Med hensyn på effektbehov blir boosterpumpen dimensjonert etter følgende formel :

$$P = \frac{\rho \cdot g \cdot Q_V \cdot H}{\eta}$$

hvor : $\rho = 793,6 \text{ kg/m}^3$ (hentet ut fra Hysys – simuleringdata)

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

$$Q_V = 0.0955 \text{ m}^3/\text{s} \text{ (max oljerate fra første produksjonsår)}$$

$$H = 300 \text{ m} \text{ (havdypet på stedet)}$$

$$\eta = 0.40 \text{ (antatt verdi med bakgrunn i tilsvarende oppgaver)}$$

Ved effektbehovsberegningene blir det tatt hensyn til vekten av den 300 m høye oljesøylen samt et trykktap på grunn av friksjon i stigerøret på max 0,9 bar pr. 100 m (jfr. NORSOK-standard).

2.1.7 Vanninjeksjonspumpens effektbehov

Fremgangsmåten som er brukt for å beregne vanninjeksjonspumpens effektbehov er som følger :

1. Finne trykket på vanninjeksjonstreet som vanninjeksjonspumpen må overvinne. Dette gjøres ved å beregne det statiske trykket i vanninjeksjonsbrønnen som vannsøylen bidrar med, og trekke dette fra reservoartrykket.

Vannsøylen bidrar med følgende statiske trykk :

$$p = \rho \cdot g \cdot h$$

hvor : $\rho = 977,1 \text{ kg/m}^3$ (hentet ut fra Hysys – simuleringdata)

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

$$h = 1200 \text{ m} \text{ (reservoardybden under havbunnen)}$$

I tillegg må en ta hensyn til max friksjonstap på 0,9 bar / 100 m (jfr. NORSOK)

2. Finne trykkdifferansen mellom separatortrykket og trykket på vanninjeksjonstreet. Dette blir differansetrykket på pumpen.
3. Beregner så effektbehovet ved hjelp av følgende formel :

$$P = \frac{p \cdot q_w}{\eta}$$

hvor : $p = \text{trykk [Pa]}$

$$q_w = \text{vannproduksjon – år 8 [m}^3/\text{s]}$$

$$\rho = \text{virkningsgrad [-]}$$

2.1.8 Utstyrvalg

Metodene for valg av prosessutstyr er hovedsakelig basert på dimensjoneringsresultater som deretter er sammenlignet og vurdert opp mot spesifikasjonene på eksisterende utstyr som blant annet leveres av ABB.

2.1.9 Kostnadsvurderinger

Kostnadsdata

Kostnadsdata er innhentet ved å kontakte aktuelle firmaer og personer. For kapital kostnadene er det lagt inn en avskrivningstid på 6 år og rente på 6 %. Renteutgiftene er fordelt jevnt over alle årene.

Det er ikke regnet med prisstigning på driftskostnadene.

Inntekter

Inntektene blir beregnet ut fra oljerate, oljepris på 25 \$ pr fat, og en dollarkurs på NOK 9,- pr USD.

3. Resultater

3.1 Endring i produksjonsrate ved undervannsprosessering

Med henvisning til metoden som er beskrevet i kapittel 2.1.1 følger her beregninger og resultater i forbindelse med produksjonsøkning :

Formelen for hydrostatisk trykk, $p_{hs} = \rho \cdot g \cdot h$, brukes her for å finne høyden – h , på væskesøylen en teoretisk sett trenger for å motvirke reservoartrykket, slik at produksjonsraten blir 0 :

$$\Rightarrow h = \frac{200 \cdot 10^5 \text{ Pa}}{800 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,81 \text{ m/s}^2} = \underline{2548,42 \text{ m}} \approx \underline{2550 \text{ m}}$$

I utgangspunktet foregår produksjonen 1500 meter over reservoaret som gir følgende strømningstrykk - p_{wf} :

$$p_{wf} = 800 \text{ kg/m}^3 \cdot 9,81 \text{ m/s}^2 \cdot 1500 \text{ m} = \underline{117,72 \text{ bar}} \approx \underline{118 \text{ bar}}$$

Beregner produksjonsindeksen, J :

$$J = \frac{q_o + q_w}{p_s - p_{wf}} = \frac{7000 \text{ Sm}^3 / d}{(200 - 118) \text{ bar}} \approx \underline{85,4 \text{ Sm}^3 / d / \text{ bar}}$$

Beregner videre det meste reservoaret teoretisk kan produsere, dvs med et strømningstrykk lik null :

$$\Rightarrow 85,4 \text{ Sm}^3 / d / \text{ bar} = \frac{q_{mt}}{(200 - 0) \text{ bar}}$$

$$\Rightarrow q_{mt} = \underline{17080 \text{ Sm}^3 / d}$$

Brønnene kan egentlig ikke produsere med et strømningstrykk lik null, fordi dette ville kun vært mulig hvis reservoaret lå helt i overflaten, dvs uten brønner og stigerør.

Finner videre en faktor, k , for reduksjon i strømningssrate pr meter stigning :

$$k = \frac{17080 \text{ Sm}^3 / d}{2550 \text{ m}} \approx \underline{6,7 \text{ Sm}^3 / d / \text{ m}}$$

Beregner så en teoretisk produksjonsrate for havbunnsnivå, dvs 1200 meter over reservoaret :

$$q_{\text{havbunn}} = 17080 \text{ Sm}^3 / d - (6,7 \text{ Sm}^3 / d / m \cdot 1200 \text{ m}) = \underline{9040 \text{ Sm}^3 / d}$$

Denne produksjonsraten er kun mulig ved å installere en boosterpumpe på oljestrømmen ut av undervannsseparatoren for å kompensere for den 300 meter høye oljesøylen som skal løftes opp til overflaten.

Følgende kurver er utarbeidet ut i fra disse beregningene :

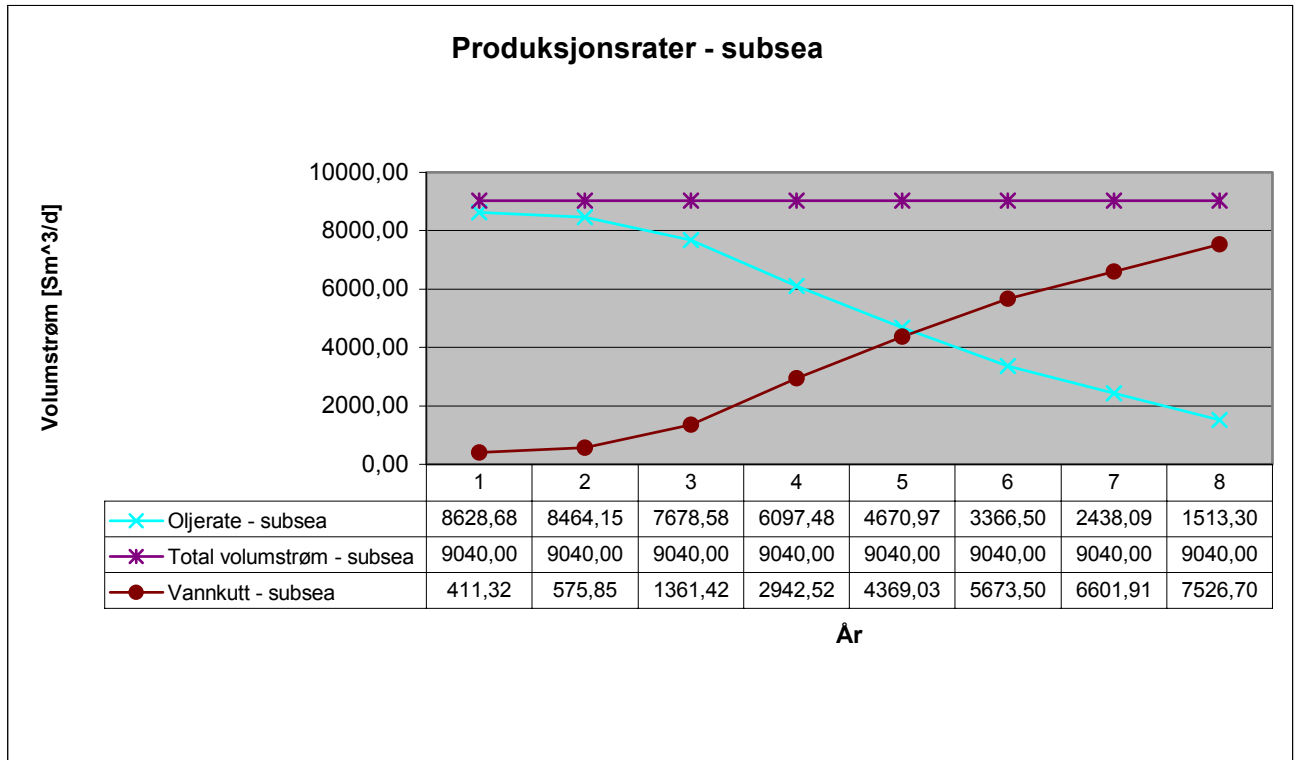


Diagram 2 – Produksjonsrater for undervannsløsning.

Vannraten er kommet frem ved bruk av metoden som er beskrevet i kapittel 2.1.2.

3.2 Produksjonsøkning / økonomisk gevinst

For å kunne trekke en konklusjon om det er lønnsomt med undervannsprosessering, må en ta med de ekstra kostnadene, eller de eventuelle kostnadsreduksjonene som er forbundet med utbygging, drift og vedlikehold av et undervannsanlegg, i forhold til en tradisjonell utbyggingsløsning

Resultatene for de tekniske beregningene som er gjort i dette caset er sammenlignbare med spesifikasjonene som ABB's SUBSIS er utviklet for. Derfor er kostnadene for ABB's SUBSIS brukt som referanse i dette caset.

3.2.1 Inntektssiden

For å beregne inntekter er utgangspunktet tatt i en utvinnbar reserve på 15 millioner standardkubikkmeter olje. Ved hjelp av simuleringer med "Hysys", er det beregnet at disse reservene vil gi ca. 13,02 millioner standardkubikkmeter salgbar olje. Dette gir et forhold mellom oljevolum i reservoaret og salgbart oljevolum på :

$$\frac{15 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3}{13,02 \cdot 10^6 \text{ Sm}^3} = \underline{1,152}$$

Videre er det tatt utgangspunkt i oljepris på 25 \$ fatet, samt en dollarkurs på NOK 9,- pr USD. Dette gir en samlet verdi på oljereservene på ca 18,4 milliarder norske kroner.

I tillegg kommer gassreservene, som ved simuleringer er beregnet til ca 1 milliard standardkubikkmeter, som med en gjennomsnittlig gasspris i 2000, på ca. kr. 1,30,-, vil ha en verdi på ca 1,3 milliarder norske kroner. Gassen blir for øvrig ikke behandlet videre i denne rapporten.

Produksjonsratene fra den tradisjonell løsningen og løsningen med undervannsseparasjon er satt opp i samme diagram :

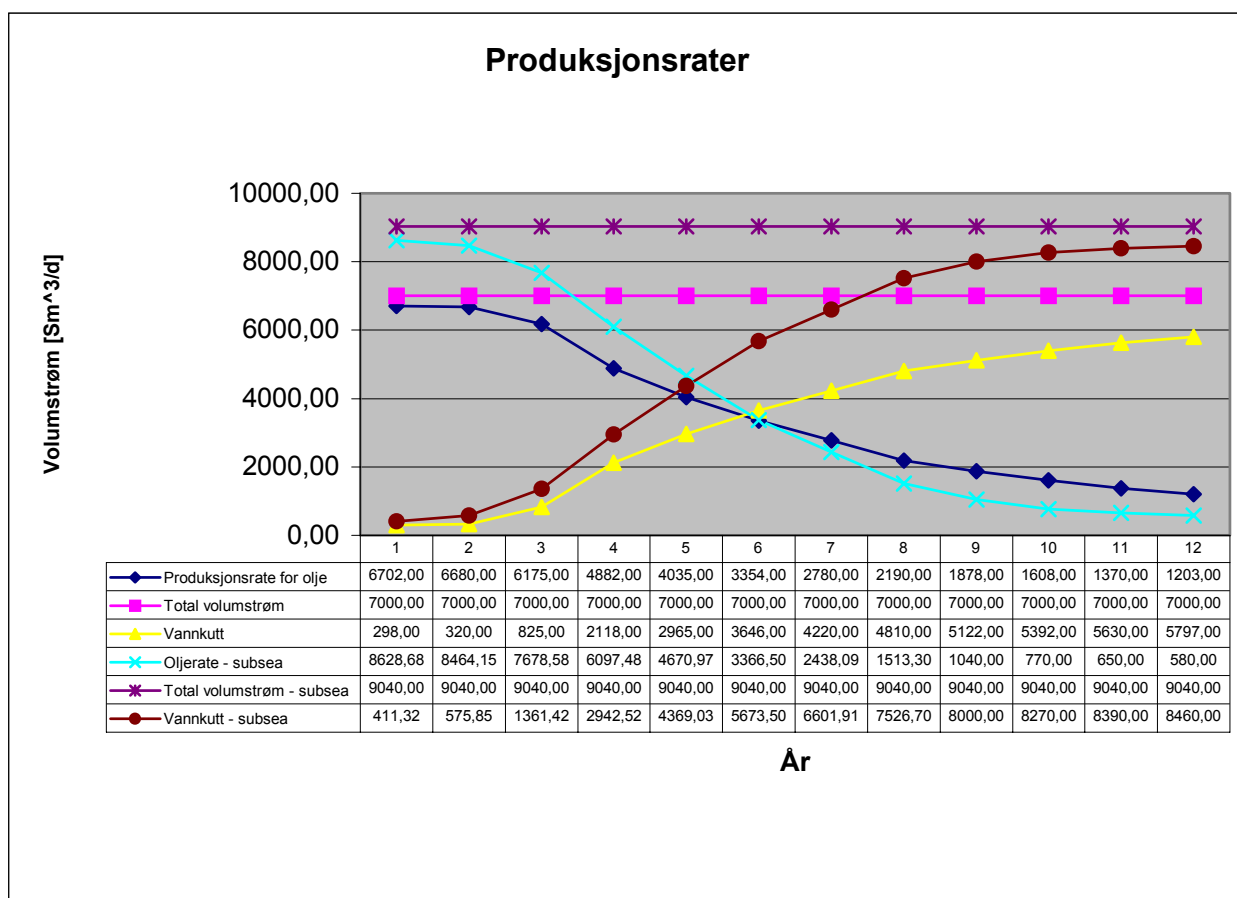


Diagram 3 – Produksjonsrater for begge løsningene.

En ser her at den økte produksjonen ved bruk av undervannsprosessering og boosting av oljen, fører til at de utvinnbare reservene er hentet opp i løpet av 8 år i motsetning til 12 år ved tradisjonell produksjon.

Etter åtte år er det tatt opp $12,88 \cdot 10^6 Sm^3$ av oljereservene ved tradisjonell produksjon. Dette gir en produksjonsøkning som følge av undervannsprosessering på :

$$(15 \cdot 10^6 - 12,88 \cdot 10^6) Sm^3 = \underline{2,12 \cdot 10^6 Sm^3}$$

Ved bruk av forholdet mellom oljevolum i reservoaret og salgbart oljevolum, samt den gjeldende oljeprisen og dollarkursen, gir dette en brutto gevinst på 2,6 milliarder norske kroner.

3.2.2 Kostnader

Kostnadsberegningene er utført i henhold til metoden som er beskrevet i kapittel 2.1.9.

Investeringskostnader for undervannsløsning :

Tabell 1 – Investeringskostnader for undervannsløsning.

	Mill NOK.	Antall	Totalt
Subsis	300	1	300
Installasjon	25	1	25
Risere	22	3	66
Testing	10	1	10
Kontrollkabel	2,75	1	2,75
Brønner	125	6	750
			1153,75

Investeringskostnader for topside-løsning:

Tabell 2 – Investeringskostnader for topside-løsning.

	Mill. NOK	Antall	Totalt
Risere	22	4	88
Brønner	125	6	750
			838

Årlige driftskostnader de 6 første årene :

Tabell 3 – Årlige driftskostnader de 6 første årene.

	Undervannsløsning [Mill. NOK]	Topsideløsning [Mill. NOK]
Rate produksjonsskip	500	500
Kjemikalier m.m	12	10
VDL prosesseringsutstyr 3% av investert kapital	11,4	
VDL brønner 3% av investert kapital	22,5	22,5
Utgifter på investert kapital	232,1	169
	778	701,5

Årlige driftskostnader fra år 7 og utover :

Tabell 4 – Årlige driftskostnader fra år 7 og utover.

	Undervannsløsning [Mill. NOK]	Topsideløsning [Mill. NOK]
Rate produksjonsskip	500	500
Kjemikalier m.m	12	10
VDL prosesseringsutstyr 3% av investert kapital	11,4	
VDL brønner 3% av investert kapital	22,5	22,5
	545,9	532,5

Kostnadene for de åtte første årene vil bli :

Undervannsløsning	kr. 5.759.800.000,-
Tradisjonell løsning :	kr. 5.274.000.000,-
Differanse:	kr. 485.800.000,-

VDL = vedlikehold

/10/, /11/, /12/

3.2.3 Utgifter kontra inntekter, "Break even"

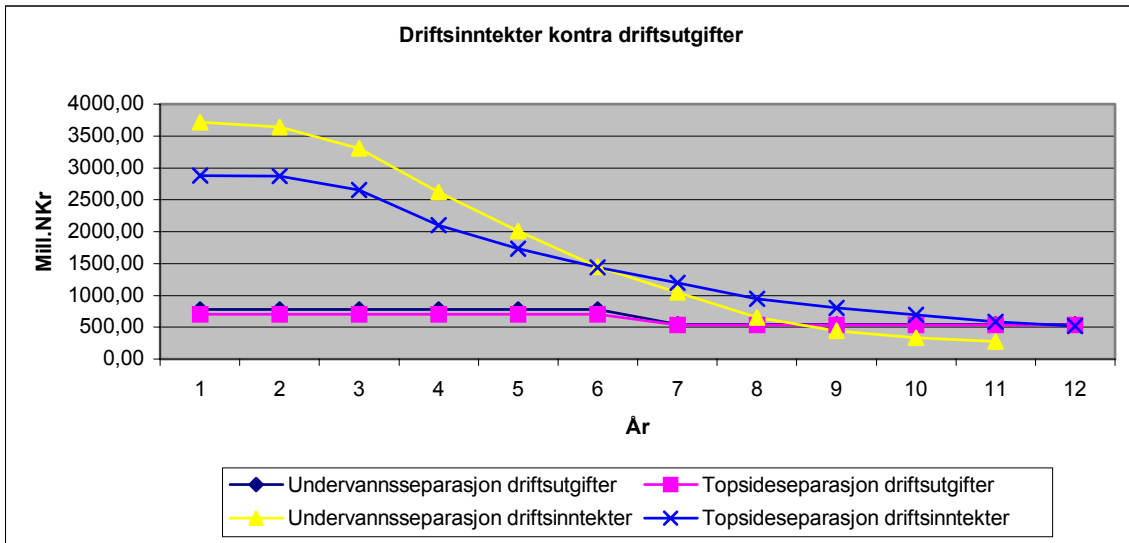


Diagram 4 – "Break-even".

Som diagram 4 viser vil driftsutgiftene bli større enn inntektene etter ca. 8 år for undervannsløsningen, mens for den tradisjonelle løsningen vil dette skje først ved ca. 12 år.

Med bakgrunn i de beregningene som er gjort med tanke på produksjonsrater ved undervannsprosessering, er følgende diagram satt opp for å vise forskjellen mellom de to løsningene som blir satt opp mot hverandre i problemstillingen :

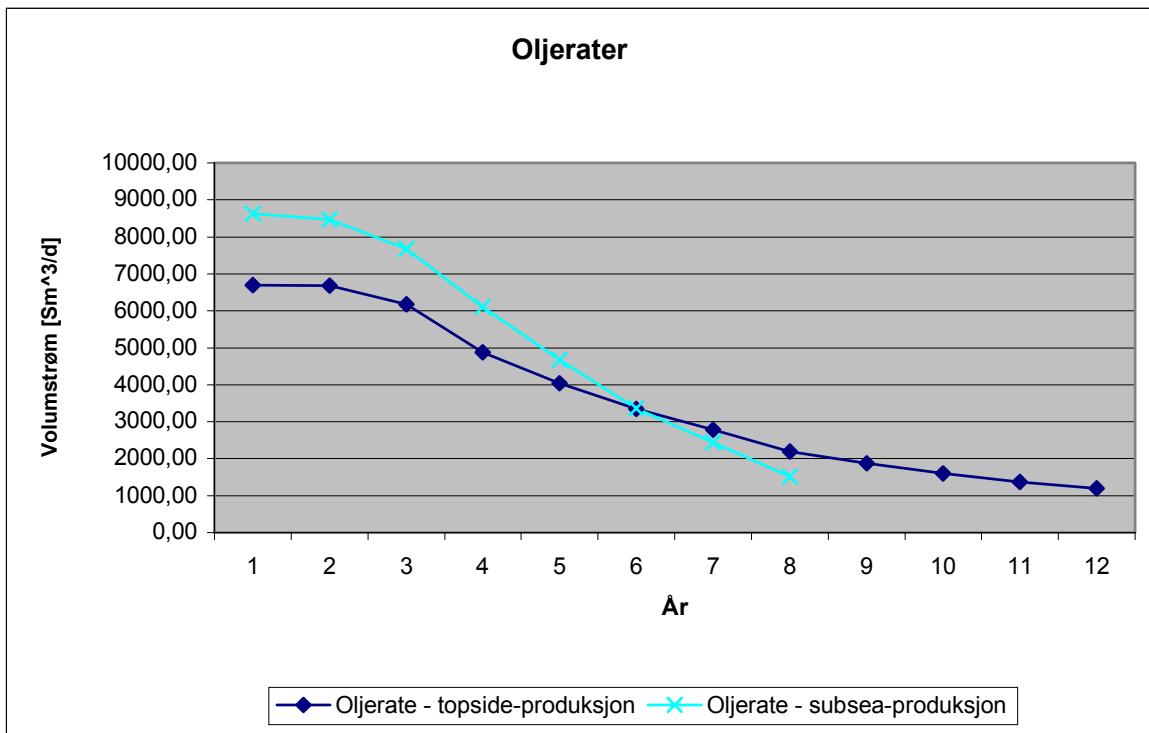


Diagram 5 – Oljerater.

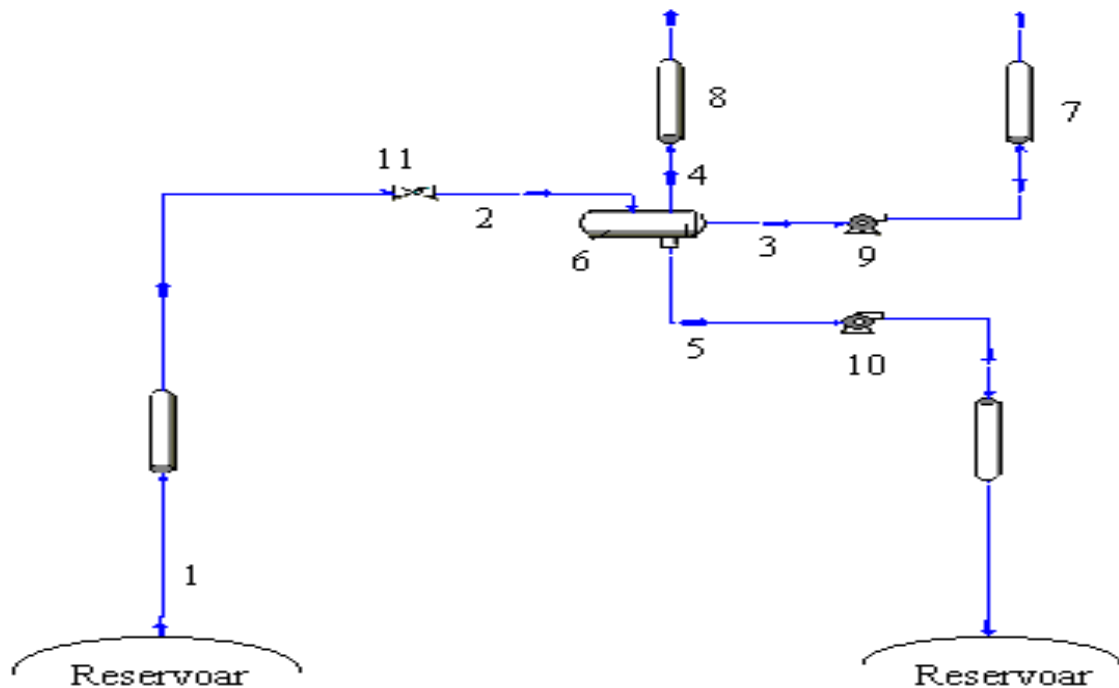
Arealet under disse kurvene representerer de samme utvinnbare reservene, altså 15 millioner standardkubikkmeter. Som det går frem av diagrammet, vil altså bruk av undervanns – prosessering i dette tilfellet føre til at en har tømt feltet for de utvinnbare reservene i løpet av 2/3 av tiden det tar å tømme det ved tradisjonell produksjon.

Samtidig så ser en også at produksjonsøkningen er størst i starten av produksjonsperioden, og avtar deretter gradvis. Dette er på grunn av at vannproduksjonen øker forholdsmessig fortere når den totale produksjonsraten økes. Dette trenger sannsynligvis ikke å stemme i alle tilfeller, men blir antatt å ha en negativ innvirkning her.

Brutto produksjonsgevinst i løpet av de første åtte årene, beløper seg med dagens oljepris og dollarkurs til ca. 2,6 milliarder norske kroner. Ekstra kostnadene i forbindelse med et undervannsanlegg beløper seg til ca. 500 millioner kroner i løpet av en åtteårsperiode. Dette gir da en netto gevinst på ca. 2,1 milliarder norske kroner.

3.3 Tekniske beregninger / resultater

Skjematisk oversikt over strømningsdata / tekniske beregninger :



Figur 15 – Skjematisk oversikt over tekniske beregninger.

Tabell 5 – Simulerte verdier.

År	1	8	1	8	1	8	1	8	1	8
Strøm nr.	1	1	2(17)	2(17)	3(15)	3(15)	4(16)	4(16)	5(14)	5(14)
Trykk [bar]	200	200	60	60	60	60	60	60	60	60
Temperatur [°C]	67	67	64,88	66,99	64,88	66,99	64,88	66,99	64,88	66,99
Volumstrøm [m ³ /h] olje	359,5	63,05	343,8	60,33	343,8	60,33	-	-	-	-
Volumstrøm [m ³ /h] gass	-	-	295,5	52,29	-	-	295,5	52,29	-	-
Volumstrøm [m ³ /h] vann	17,14	313,6	17,6	325,7	-	-	-	-	17,6	325,7
Tetthet [kg/m ³] olje	-	-	793,6	791,9	793,6	791,6	-	-	-	-
Tetthet [kg/m ³] gass	-	-	43,54	43,04	-	-	43,54	43,04	-	-
Tetthet [kg/m ³] vann	-	-	978,7	977,1	-	-	-	-	978,7	977,1
Viskositet [cP]	-	-	1,57	1,524	1,57	1,524	-	-	-	-

Tabell 6 – Utstyringsdimensjoner.

Utstyr nr.	6	7	8	9	10	11
Lengde [m]	14	550	550	-	-	-
Diameter [m]	3,35	0,175	0,0346	-	-	-
Differensialtrykk [bar]	-	-	-	28,3	35,8	-
Effekt [kW]	-	-	-	676	810	-
Trykk inn [bar]	60	88,31	60	60	60	-
Trykk ut [bar]	60	60	57,62	88,3	95,8	60

3.3.1 Separator

Spesifikk gasstetthet og gasstetthet ved standardbetingelser

$$\gamma_G = \frac{\rho_G \cdot T \cdot z \cdot R}{p \cdot M_{air}}$$

hvor :
 $p = 60 \text{ bar}$
 $T = 64,88 \text{ }^\circ\text{C}$
 $z = 0,9026$
 $R = 8314,34 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{K}$
 $M_{air} = 28,964 \text{ kg/kmol}$
 $\rho_g = 43,54 \text{ kg} / \text{m}^3$
 $\gamma_g = [\]$

$$\underline{\underline{\gamma_g = 0,696}}$$

$$\rho_{scg} = \frac{p_{sc} \cdot M_{air} \cdot \gamma_G}{R \cdot z_{sc} \cdot T_{sc}}$$

hvor :
 $z_{sc} = 1$
 $R = 8314,34 \text{ Pa} \cdot \text{m}^3 / \text{kmol} \cdot \text{K}$
 $M_{air} = 28,964 \text{ kg/kmol}$
 $\gamma_g = 0,696$
 $p_{sc} = 1,01325 \text{ bar}$
 $T_{sc} = 288,15 \text{ K}$
 $\rho_{scg} = [\text{kg} / \text{m}^3]$

$$\underline{\underline{\rho_{scg} = 0,799 \text{ kg} / \text{m}^3}}$$

Diameter – lengde forholdet for å separere gass fra væske :

$$d = \frac{\rho_{scg} \cdot Q_{scg} \cdot 8}{\rho_g \cdot \pi \cdot 0,12 \left(\frac{L}{3,16} \right)^{0,56} \cdot \left(\frac{\rho_l \cdot \rho_g}{\rho_g} \right)^{0,5}}$$

hvor: $d = [\text{mm}]$
 $\rho_{scg} = 0,799 \text{ kg} / \text{m}^3$
 $Q_{scg} = 4,592 \text{ m}^3 / \text{s}$
 $\rho_g = 43,54 \text{ kg} / \text{m}^3$
 $\rho_l = 865 \text{ kg} / \text{m}^3$

$$d = \frac{0,784}{L^{0,28}}$$

Diameter – lengde forholdet for å separere olje fra vann :

$$L_o = \frac{t_{r_o} \cdot Q_o}{\frac{1}{4} \left(\frac{\pi}{4} d^2 \right)}$$

hvor : $L_o = [m]$
 $t_{r_o} = 180 \text{ s}$
 $Q_o \text{ år 1} = 0,09987 \text{ m}^3 / \text{s}$
 $Q_o \text{ år 8} = 0,01752 \text{ m}^3 / \text{s}$
 $d = [m]$

$$L_{o_{\text{år1}}} = \frac{105,29}{d^2}$$

$$L_{o_{\text{år8}}} = \frac{18,47}{d^2}$$

Diameter – lengde forholdet for å separere vann fra olje :

$$L_w = \frac{t_{r_w} \cdot Q_{scw}}{\frac{1}{4} \left(\frac{\pi}{4} d^2 \right)}$$

hvor: $L_w = [m]$
 $t_{r_w} = 300 \text{ s}$
 $Q_w \text{ år 1} = 0,00476 \text{ m}^3 / \text{s}$
 $Q_w \text{ år 8} = 0,08711 \text{ m}^3 / \text{s}$
 $d = [m]$

$$L_{w_{\text{år1}}} = \frac{7,27}{d^2}$$

$$L_{w_{\text{år8}}} = \frac{133,09}{d^2}$$

Sammenligning av resultat :

År 1

$$\frac{L_O}{L_W} = \frac{\frac{105,29}{d^2}}{\frac{7,27}{d^2}} = 14,48$$

År 8

$$\frac{L_O}{L_W} = \frac{\frac{18,47}{d^2}}{\frac{133,09}{d^2}} = 0,1388$$

$$\frac{L_{O\text{ år1}}}{L_{W\text{ år8}}} = \frac{105,29}{133,09} = 0,7911$$

Dimensjonerende verdier for gass – væskefasen blir: $d = \frac{0,784}{L^{0,28}}$

Dimensjonerende verdier for olje – vannfasen blir: $L_{W\text{ år8}} = \frac{133,09}{d^2}$

Tabell 7 – Separatordimensjoner.

	Gass - væskefase	Olje - vannfase
	d [m]	d [m]
L = 5	0,50	5,16
L = 10	0,41	3,65
L = 12	0,39	3,33
L = 14	0,37	3,08
L = 16	0,36	2,88

Virkelig oppholdstid :

$$t_r = \frac{\pi \cdot d^2 \cdot L}{8 \cdot Q_l}$$

hvor : $t_r = [s]$
 $Q_l = 0,10725 \text{ m}^3 / s$
 $d = 3,08\text{m}$
 $L = 14\text{m}$

$$\underline{t_r = 486,3s}$$

Nødvendig oppholdstid :

$$t_r = \frac{d}{\frac{D^2 \cdot g \cdot (\rho_l - \rho_g)}{18 \cdot \mu_l} \cdot 2}$$

hvor :
 $t_r = [s]$
 $d = 3,08m$
 $D = 0,0002 m$
 $g = 9,81 m/s^2$
 $\rho_l = 865 kg/m^3$
 $\rho_g = 43,54 kg/m^3$
 $\mu_l = 0,95 cP$

$$\underline{t_r = 81,7s}$$

3.3.2 Stigerør

Stigerør for transport av olje :

På bakgrunn av maks. fart :

$$d = \sqrt{\frac{Q_{o\max} \cdot 4}{\pi \cdot u_{o\max}}}$$

hvor :
 $u_o = 6 m/s$
 $Q_{o\max} = 0,0955 m^3/s$
 $d = [m]$

$$\underline{\underline{d = 0,1424m}}$$

På bakgrunn av friksjon :

Bruker prosedyren fra kap. 2.1.5 og får denne tabellen :

Tabell 8 – Rørdiameter olje.

Valgt diameter [m]	0,15	0,16	0,173
Fart [m/s]	5,406935598	4,75218949	4,064821777
Absolutt ruhet [mm]	0,295275591	0,31496063	0,340551181
Relativ ruhet []	0,001968504	0,001968504	0,001968504
Reynoldstall []	409962,8112	384340,1355	355459,0849
Friksjonsfaktor []	0,024	0,024	0,024
Beregnet diameter [mm]	0,309344778	0,238961477	0,174833001
Oljestrøm [m ³ /s]	0,0955	0,0955	0,0955
Areal riser [m ²]	0,0176625	0,020096	0,023494265
Tetthet olje [kg/m ³]	793,6	793,6	793,6
Viskositet [cP]	0,00157	0,00157	0,00157
Tillatt trykktap [Pa]	90000	90000	90000
Lengde [m]	100	100	100

$$\underline{\underline{d \approx 0,173m}}$$

Stigerør for transport av gass :

På bakgrunn av maks fart :

Diameteren :

$$d = \sqrt{\frac{4 \cdot Q_{g \text{ havflate}}}{\pi \cdot u_{g \text{ max}}}}$$

hvor : d = [mm]

$$Q_{g \text{ havflate}} = 0,0821 \text{ m}^3 / \text{s}$$

$$u_g = 34,54 \text{ m/s (NORSOK)}$$

$$\underline{\underline{d = 0,055m}}$$

På bakgrunn av friksjon :

Bruker prosedyren fra kap. 2.1.5 og får denne tabellen :

Tabell 9 – Rørdiameter for gass.

Valgt diameter [m]	0,075	0,1	0,123
Fart [m/s]	18,5930644	10,45859873	6,9129478
Absolutt ruhet [mm]	0,147637795	0,196850394	0,242125984
Relativ ruhet []	0,001968504	0,001968504	0,001968504
Reynoldstall []	4368032,504	3276024,378	2663434,454
Friksjonsfaktor []	0,0238	0,0238	0,0238
Beregnet diameter [mm]	0,895586086	0,283369035	0,123803221
Gasstrøm [m ³ /s]	0,0821	0,0821	0,0821
Areal riser [m ²]	0,004415625	0,00785	0,011876265
Tetthet gass [kg/m ³]	43,54	43,54	43,54
Viskositet [cP]	0,0000139	0,0000139	0,0000139
Tillatt trykktap [Pa]	20000	20000	20000
Lengde [m]	100	100	100

$$d \approx \underline{0,123m}$$

3.3.3 Boosterpumpe

Med bakgrunn i metoden som er beskrevet i kapittel 2.1.6, er følgende beregning gjort :

Boosterpumpens kraftbehov :

$$P = \frac{(793,6 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot 9,81 \text{ m} / \text{s}^2 \cdot 300 \text{ m} + 900 \text{ Pa} \cdot 550 \text{ m}) \cdot 0,0955 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,40} \approx \underline{\underline{676 \text{ kW}}}$$

3.3.4 Vanninjeksjonspumpe

Med bakgrunn i metoden som er beskrevet i kapittel 2.1.7, er følgende beregninger gjort :

Reservoartrykket på stedet er 200 bar, og for å finne hvilket trykk vanninjeksjonssystemet må levere til vanninjeksjonsmanifolden, må en trekke fra vekten av vannsøylen som står i vanninjeksjonsbrønnen.

$$p = 977,1 \text{ kg} / \text{m}^3 \cdot 9,81 \text{ m} / \text{s}^2 \cdot 1200 \text{ m} = \underline{\underline{115 \text{ bar}}}$$

Trykk på vanninjeksjonstreet :

$$p_{wi} = (200 - 115) \text{ bar} = \underline{\underline{85 \text{ bar}}}$$

Vanntrykk ut fra separator er 60 bar.

Dette medfører at vanninjeksjonspumpen må heve trykket med $(85 - 60) \text{ bar} = \underline{\underline{25 \text{ bar}}}$.

I tillegg må en ta hensyn til friksjonstap på max 0,9 bar / 100m i injeksjonsbrønnen :

$$p_f = \frac{0,9 \text{ bar} \cdot 1200 \text{ m}}{100 \text{ m}} \approx \underline{\underline{10,8 \text{ bar}}}$$

Med utgangspunkt i antagelse om samme virkningsgrad som for booster pumpen, og den maksimale vannproduksjonen fra det siste produksjonsåret på $0,0905 \text{ m}^3 / \text{s}$, vil vanninjeksjonspumpen ha følgende kraftbehov :

$$P = \frac{(2500000 + 1080000) \text{ kg} / \text{ms}^2 \cdot 0,0905 \text{ m}^3 / \text{s}}{0,40} \approx \underline{\underline{810 \text{ kW}}}$$

4. Diskusjon

4.1 Tekniske løsninger

Separator

Lengde for separatorene er valgt til 14m og diameter til 3,08m.

Som en ser ut i fra separatorberegningene, blir det satset på en horisontal separator av samme type som blir brukt på Troll Pilot. Dimensjonene kan avvike noe fra de beregnede dimensjonene på grunn av spesielle komponenter, slik som for eksempel sykkloninnløp, som blir installert i separatorene for å optimalisere separasjonsprosessen, og minimalisere dimensjonene.

Stigerør

Resultatene viser at størrelsen på olje stigerøret blir rett i underkant av 7 tommer og gass stigerøret på ca. 4,8 tommer.

Prisen på ferdig installert stigerør varierer ikke mye ut fra dimensjon og det velges å montere 8 tommer stigerør for både gass og olje. Dette gjøres med hensyn til fleksibilitet i systemet ved evt. driftsproblemer og standardisering av utstyr for å ha minst mulig reservedelslager.

Vanninjeksjonspumpe

Vanninjeksjonspumpen som er brukt på Troll Pilot har følgende spesifikasjoner :

Tabell 8 – Tekniske spesifikasjoner på vanninjeksjonspumpe.

<i>Tekniske spesifikasjoner</i>		
	<i>Design</i>	<i>Virkeområde</i>
<i>Kapasitet</i>	<i>250m³ / h</i>	<i>50 – 300m³ / h</i>
<i>Sugetrykk</i>	<i>35 bara</i>	<i>35 – 105 bara</i>
<i>Differensialtrykk</i>	<i>151 bara</i>	<i>35 – 180 bara</i>
<i>Sugetemperatur</i>	<i>78 °C</i>	<i>50 – 78 °C</i>
<i>Turtall</i>	<i>3500 rpm</i>	<i>1000 – 3750 rpm</i>
<i>Akseleffekt</i>	<i>1500 kW</i>	<i>200 – 1500 kW</i>

En ser her at spesifikasjonene på denne pumpen avviker en del fra de parametrene som gjelder for det produksjons-caset det er snakk om i denne rapporten..

Hvis en skal legge disse parametrene til grunn, må pumpen som trengs her må ha et virkeområde fra ca. $15 - 315 \text{ m}^3 / \text{h}$, og et differensialtrykk som ligger noe under det som denne pumpen er i stand til å levere.

Med bakgrunn i den usikkerheten og unøyaktigheten som ligger til grunn for beregninger av forventet vannproduksjon, kan det allikevel tenkes at pumpen slik den er spesifisert i *tabell 8*, kan brukes i det aktuelle produksjons-caset.

Effektbehovet til vanninjeksjonspumpen er beregnet til ca. 810 kW , men på grunn av de forskjellige usikkerhetsmomentene, justeres dette kraftbehovet opp til 850 kW .

Boosterpumpe

Produksjonsratene som er utarbeidet for undervannsløsningen er basert på at produksjonen skal foregå 300 meter lavere enn ved den tradisjonelle produksjonsmåten. Dette er teoretiske rater som kun er mulig hvis de separerte produktene ikke skal løftes videre opp.

Tanken bak å installere en boosterpumpe på oljestrømmen er at den skal kompensere for mottrykket som forårsakes av oljesøylen, samt friksjonstapet i stigerøret, slik at en kan oppnå produksjonsrater som om produksjonen foregår ved havflaten.

Det beregnede kraftbehovet er på 676 kW blir det på grunn av diverse usikkerhetsmomenter oppjustert til 750 kW .

Simulering / "basis of design"

"Basis of design" er brukt forholdsvis fritt som grunnlag for beregninger på strømmen fra reservoaret og som data til simuleringsprogrammet "Hysys". Hysys er blant annet basert på en rekke tilstandsligninger, hvor Peng-Robinson er blitt brukt.

Der hvor usikkerheten i grunndataene er størst er hvilken tetthet oljen har i reservoaret og at simulatoren ikke har fått lagt inn en helt nøyaktig komposisjon av oljen. Dette på grunn av at det i "basis of design" er noe mangelfulle opplysninger om komposisjonen, og at dette ikke har vært mulig å få utvidet informasjon om. Komponentene fra C6 til C10 er ikke lagt inn oppsplittet i P, N og A, men som enkle komponenter som har fått skjønnsmessig justert kritisk trykk og –temperatur.

Denne usikkerheten går igjen i alle resultatene.

Dette er problemer som er blitt vurdert til ikke å ha noen særlig innvirkning på resultatet og konklusjonen i rapporten.

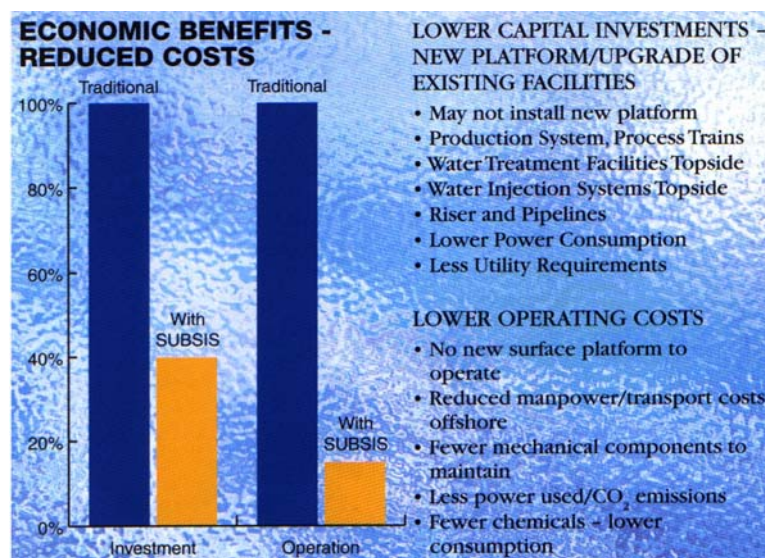
4.2 Økonomi

For at denne rapporten skal kunne fremme en konklusjon er det som nevnt i tidligere kapitler, tatt en del forutsetninger, og gjort en del avgrensninger, som det hver for seg i større eller mindre grad kunne blitt skrevet egne rapporter om. Disse avgrensningene og forutsetningene er imidlertid blitt vurdert til ikke å være veldig relevante med tanke på å komme frem til en realistisk konklusjon. Skulle en gått dypere inn på disse emnene, hadde arbeidsomfanget og tidsperspektivet for å få ferdig rapporten, langt overskredet det som kreves innenfor de fire vekttallene som arbeidet skal omfatte.

Som sagt så menes rapporten å gi et realistisk bilde av lønnsomheten ved bruk av undervannsprosessering. Denne påstanden stemmer for øvrig godt overens med det som står skrevet i en del artikler som omhandler undervannsprosessering. Blant annet er følgende punkter som poengterer fordelene med undervannsprosessering, listet opp i Synergy, september 1999, som er utgitt av ABB Oil, Gas & Petrochemicals :

- Økt kapasitet i risere og på topside – fasilitetene på grunn av at formasjonsvannet blir fjernet på havbunnen.
- Økt oljeproduksjon som følge av vannet ikke trenger å løftes opp til havflaten. (Lavere mottrykk).

Videre har også de foretatt en sammenligning mellom en tradisjonell løsning og en løsning ved bruk av SUBSIS. Økonomien i dette er vist i følgende figur :



Figur 15 – Data fra ABB's rapport.

Som en ser av figur 15, er det en noe annen løsning som har blitt vurdert enn den som denne rapporten er skrevet ut i fra. Her er en utvidelse av et eksisterende felt grunnlaget for vurderingene, og som en ser, vil utbyggings- og driftskostnadene da bli mindre ved en undervannsløsning på grunn av at en slipper å installere en ny plattform som i seg selv er en dyrere investering enn en undervanns – modul. I tillegg vil en få lavere driftskostnader blant annet på grunn av lavere bemanning og dermed lavere transportkostnader på disse, et mindre antall mekaniske komponenter å vedlikeholde, lavere kraftbehov og et lavere forbruk av kjemikalier.

Dette er to av mange muligheter for å dra nytte av undervannsprosessering. I caset som denne rapporten er utarbeidet fra er det selvfølgelig mulig å velge andre løsninger som kan gi helt andre utslag på økonomien. En kan for eksempel tenke seg følgende punkter som kan være alternative løsninger til den som er blitt valgt :

- Ikke bruke boosterpumpe, hvor den økte produksjonen da vil være en følge av et lavere mottrykk skapt av at vannet er fjernet på havbunnen.
- Ikke ta gassen opp i egen riser, men blande den i oljestrømmen igjen for å dra nytte av den som gas-lift.

Dette er alternativer vil påvirke utbyggings- og driftskostnadene med tanke på innkjøp, installasjon og kraftforbruk på boosterpumpe, vannbehandlingsanlegg på topsidefasilitetene, antall og dimensjonering av risere.

Dersom feltet hadde ligget i nærheten av eksisterende transportsystemer for gass, kunne det muligens vært lønnsomt å knytte seg opp til dem for å sende gassen til et landanlegg for videre behandling, men som nevnt tidligere er ikke dette blitt vurdert på grunn av rapportens omfang.

5. Konklusjon

Ved bruk av undervannsprosessering vil en kunne produsere fra feltet i ca. 8 år før en når punktet hvor driftskostnadene er større enn inntjeningen. En ha da fått ut ca. 15 millioner standardkubikkmeter olje fra reservoaret, noe som også blir ansett som den utvinnbare reserven i "basis of design". "Break-even" nås etter ca. 12 år ved tradisjonell produksjon, hvor en også da ha fått ut ca. 15 millioner standardkubikkmeter olje. Når en sammenligner disse to tilfellene etter 8 års produksjon, har en ved bruk av undervannsprosessering, fått ut ekstra olje til en verdi av ca. 2,6 milliarder norske kroner.

Kostnadene ved å bygge ut undervannsløsningen som denne rapporten er basert på, blir ca 500 millioner norske kroner høyere enn kostnadene ved å bygge ut en tradisjonell løsning, men allikevel utgjør ikke de ekstra utbyggingskostnadene mer enn i underkant av 20 % av gevinsten som den økte produksjonen kan gi. Dette gir da en netto gevinst, regnet i dagens kroneverdi, oljepris og dollarkurs, på ca. 2,1 milliarder norske kroner.

I tilfellet som det er referert til i diskusjonskapittelet, vil en undervannsløsning gi lavere utbyggings- og driftskostnader. En slik løsning vi ha et enda større potensial til å gi økt inntjening.

Med henvisning til resultatene som er kommet ut av dette studiet, som viser en forholdsvis stor økonomisk gevinst ved bruk av undervannsprosessering, sammen med tilsvarende undersøkelser, konkluderes det med at å bygge ut oljefelt med undervannsseparasjonsanlegg er en lønnsom investering.

6. Litteraturliste / kildehenvisninger

Litteratur:

- /1/ Konrad Berge – Produksjonsbrønner
(Vett & Viten A/S , 1. utgave 1988)
- /2/ Ken Arnold & Maurice Stewart – Surface production operations - vol. 1 –
Design of Oil-Handling Systems and Facilities
(Gulf Publishing Company, second printing 1991)
- /3/ Høgskolen Stord/Haugesund –
Kompendium i faget ”Petroleumsproduksjon”
(Høgskolen Stord/Haugesund 2000)
- /4/ Norsk Undervannssymposium – Haugesund 2001

Internett:

- /5/ Hjemmeside – Knutsen OAS Shipping AS
<http://www.knutsenoas.com/>
- /6/ NORSOK
<http://www.nts.no/norsok/>
- /7/ Hjemmeside – Coflexip Stena Offshore
<http://www.coflexip.com/>
- /8/ Hjemmeside – Kværner Oil & Gas
<http://www.kvaerner.com/oilgas/>
- /9/ Hjemmeside – Framo Engineering A/S
<http://www.framoeng.no/>

Kontaktpersoner:

- /10/ Andreas Rasmussen – ABB Offshore Systems
andreas.rasmussen@no.abb.com
- /11/ Per Lothe – Knutsen OAS Shipping AS
per.lothe@knutsenoas.com
- /12/ Jens Kristian Lindaas – Høgskolen Stord/Haugesund
jens.lindaas@hsh.no

7. Vedlegg

Design-basis

1.0 INTRODUCTION

1.1 General

This Basis of design document has been prepared in order to provide sufficient data to allow conceptual studies to be conducted with a view to establishing viable, cost effective options for a field development.

2.0 FIELD DESCRIPTION

2.1 General

The field lies in approximately 300m of water depth and is predicted to yield 80-100 MSTB of oil.

2.2 Subsea Configuration

It is expected that the subsea configuration will comprise:

- 4 Production wells
- 2 Water Injection well
- 1 Gas injection well

All wells will be drilled from a common drilling centre allowing the use of a template or cluster development.

It is anticipated that the wells are unlikely to flow under natural drive and as a result artificial lift may be required. Gas lift or subsea booster pumps may become necessary to install.

The reservoir pressure will be maintained using water and gas injection. Water may either be provided by the FPSO or by local subsea separation and re-injection via a suitable seabed pump and Xmas Tree.

2.4 Design Life

The production life is approximately 5-8 years. However the subsea equipment will be designed to withstand an operational life of 15 years.

3.0 RESERVOIR DATA

3.2 Reservoir Details

Reservoir details are shown in the Table 3.1.

Table 3.1
Reservoir Data

Reservoir Depth:	1200 m	Drive mechanism:	Water Flooding
Formation:	nn	Recovery Factor:	45-55 %
Formation Thickness:	60m	Oil reserves	15 MSM ³
Porosity:	33%		
Net-gross ratio:	93%	Density:	32 °API
Reservoir Pressure:	200 bar	Temp (res)	67 °C
Oil Column:	60 m	Viscosity	0.95 cP
Gas-oil ratio:	91 Sm ³ /Sm ³	Bubble Point	182 bar
Oil Formation Volume	1.27Rm ³ /Sm ³	Kv/kh	0.1 frac
Sw	20%	Geology	nn
Khor	3000 mD		

3.3 Fluid Composition

The fluid composition and can be assumed as follows:

Table 3.1
Fluid Composition

Component	Wt %	mol %	Mol weight
Nitrogen	0.02	0.08	
Carbon Dioxide	0.20	0.56	
Methane	5.19	39.44	
Ethane	0.99	4.01	
Propane	0.61	1.69	
Iso-Butane	0.48	1.02	
n-butane	0.92	1.94	
Iso-Pentane	0.73	1.24	
n-pentane	0.81	1.37	
Hexanes	1.09	1.61	82.60
P	0.89	1.26	
N	0.20	0.36	
A	0.00	0.00	
Heptanes	2.72	3.69	89.8
P	0.77	0.93	
N	1.94	2.75	
A	0.01	0.01	
Octanes	3.27	3.81	104.8
P	0.54	0.56	
N	2.71	3.22	
A	0.02	0.03	
Nonanes	1.64	1.69	118.5
P	0.49	0.46	
N	0.93	0.97	
A	0.22	0.26	
Decanes plus	81.32	37.85	262
Total	100.00	100.00	
Average			122

4.0 PRODUCTION DATA

4.1 Design Production Rate

Design production rates for the field are:

- Peak oil production: 8,000 Sm³/d (50,400 stb/d)
- Peak gas production: 1.5 MSm³/d
- Peak produced water: Depend on process arrangement

4.2 Production Profile

The oil production shall be assumed based on maximum liquid handling subsea. The objective is to maximise oil recovery by using subsea separation and maximum water handling. An indicative production profile is shown in Appendix B.

4.3 Wellhead Conditions

The field and well constraints are defined as:

- Maximum oil rate: 3,000-6,000 Sm³/d per well
- Minimum FWHP: 30 bara
- FWHT: 30°C - 75°C

4.4 Water Injection

Water injection rate will depend on final system field layout.

4.5 Wax and Hydrate Formation

The predicted wax appearance temperature is 33°C. The predicted hydrate formation temperature ranges from 10°C to 15°C at pressure of 25-60 bara.

4.6 Produced Sand

Sand production is expected to be minimal.

5.0 GENERAL DATA

5.3 Well Intervention Frequency

None envisaged during production life.

5.4 Intervention Philosophy

The subsea development should be designed for diverless intervention. Equipment should be sized to allow small vessels and ROV based systems with simple tooling packages to replace equipment when necessary.

Diver assisted installation may be considered and basic structural elements should be sized to minimise vessel and crane requirements.

5.5 Operational Requirements

There are no specific operational requirements. Operational pigging is not envisaged.

5.6 Control and Monitoring

Controls will be integrated with FPSO system.

Subsea monitoring will be typical for subsea developments.

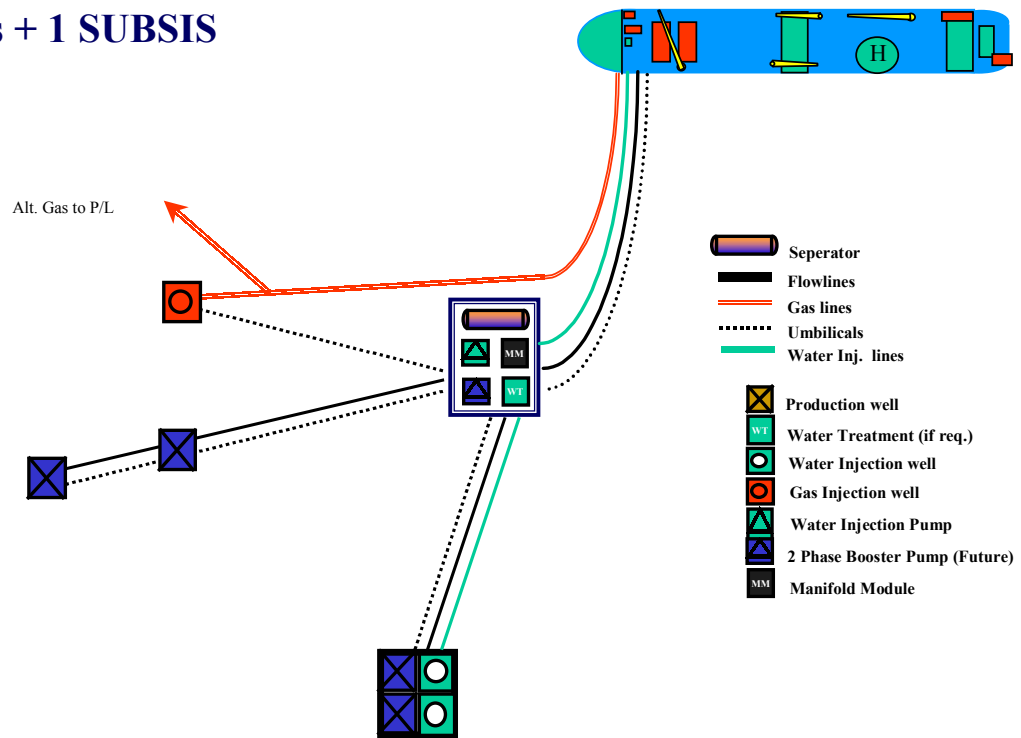
No subsea metering will be required.

5.7 System availability

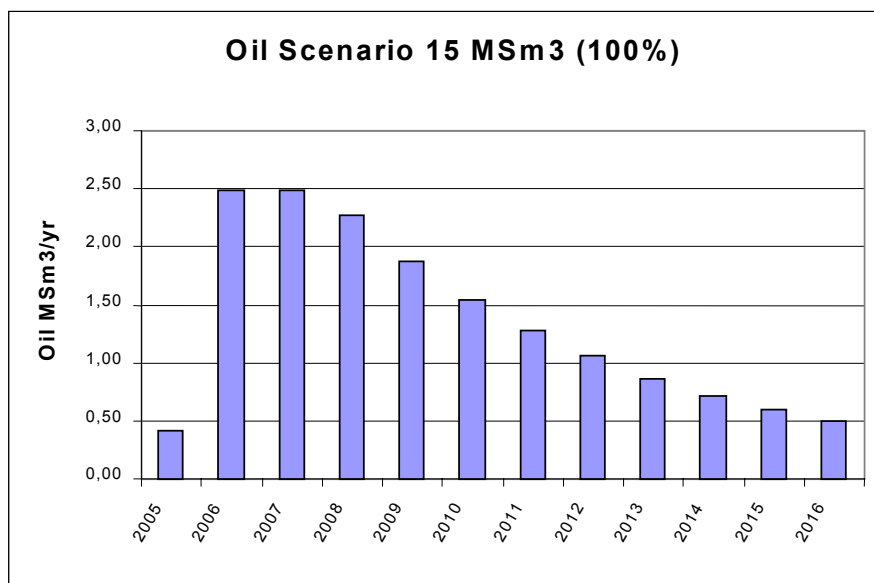
Subsea equipment configurations shall be based on minimum facilities. Redundancy of components should only be considered where this proves to be cost effective.

Appendix I FIELD LAYOUT DRAWINGS

Production Phase 7 wells + 1 SUBSIS



Appendix II Production profile



Arbeidsplan :

Væskestrøm inn på separator år 1 :

Vannstrøm ut av separator år 1 :

Oljestrøm ut av separator år 1 :

Gasstrøm ut av separator år 1 :