



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Analyse av væskeutskiller på Ekofisk 2/4 J



ConocoPhillips

Bachelorprosjekt utført ved Høgskolen
Stord/Haugesund – Studie for ingeniørfag

Maskin, Prosess- og energiteknikk

Av: Thomas Hovland
Gunnar Kvilhaug
Trond Kaldheim

Kandidatnummer: 40
Kandidatnummer: 24
Kandidatnummer: 23

Haugesund

Våren 2016

BACHELOR PROSJEKT

Studenten(e)s navn: Thomas Hovland, Trond Kaldheim og Gunnar Kvilhaug.

Linje & studieretning Maskiningeniør, Prosess- og energiteknikk.

Oppgavens tittel: *Analyse av væskeutskiller på Ekofisk 2/4 J.*

Oppgavetekst:

Det skal foretas en utredning om dagens væskeutskiller kan modifiseres og optimaliseres. Dette er et ledd i bedriftens prosjekt for identifisering av flaskehalsen i gassbehandlingssystemet. Dette grunnet fremtidige økte volumstrømmer av gass gjennom anlegget.

Det skal utføres en analyse av dagens design. Ulike potensielle løsninger vil bli vurdert og diskutert. Endelig anbefaling og valg av løsning skal gjøres med detaljert begrunnelse. Videre må den valgte beslutningen prosjekteres nøye i forhold til de ulike parameterne som ligger til grunn, deriblant ønsket kapasitet. Endelig produkt vil være en rapport som skal være til hjelp for oppdragsgiver for vurdering av videre arbeid. Denne skal inkludere prosessstekniske beregninger og økonomiske betraktninger.

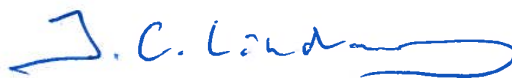
Endelig oppgave gitt: Mandag 7. mars 2016

Innleveringsfrist: Onsdag 4. mai 2016 kl. 12.00

Intern veileder Jorunn Stueland Nysted

Ekstern veileder Clive Wilson
ConocoPhillips Norge
Ekofiskvegen 35
4056 TANANGER

**Godkjent av
studieansvarlig:**



Dato: 28/4-16



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Forord

Denne rapporten er en del av emnet ”ING 3039 – Bacheloroppgave Maskin”, som er et avslutningsprosjekt for en treårig utdanning innenfor maskiningeniør med retning prosess og energiteknikk ved Høgskolen Stord/Haugesund (HSH). Emnet utgjør 20 studiepoeng, og består av denne rapporten, et produkt, plakat og en muntlig presentasjon. Disse oppgavene utføres som et gruppearbeid i løpet av vårsemesteret 2016.

Emnet baseres på at studentene i gruppen etablerer kontakt med en bedrift, hvor gruppen sammen med bedriften identifiserer en aktuell problemstilling. Deretter tildeles to veiledere, en intern fra HSH og en ekstern fra bedriften. Hensikten med emnet er at studentene skal vise at de kan utnytte kunnskapene de har tilegnet seg gjennom studiet i en reell oppgave. Oppgaven baseres på kunnskaper fra blant annet ”Varme- og strømningslære”, ”Fornybar energi og petroleumsproduksjon”, ”Prosessteknikk I” og ”Prosessteknikk II”.

Opgaven som denne rapporten er et resultat av, ble tildelt fra ConocoPhillips. Der det var ønsket en optimalisering av effekten til en væskeutskiller for en turboekspander på installasjonen Ekofisk 2/4 J. Oppgaven har vært interessant og lærerik på mange måter.

Referanser og kilder refereres til på formen [”tall”], hvor det brukte tallet viser til det samme tallet i referanselisten hvor den komplette kilden vil bli oppgitt. Vedlegg vises til på formen [Vedlegg ”bokstav”], hvor bokstaven viser til samme bokstav i vedleggslisten. Vedleggslisten, sammen med vedleggene, er lagt ved helt til slutt i rapporten. Rapporten inneholder et konfidensielt vedlegg fra FMC, dette kan mottas ved klarering.

Gruppen vil rette en stor takk til våre veiledere Clive Wilson fra ConocoPhillips, og Jorunn Stueland Nysted fra HSH. Vi vil også takke Wenche Krogh-Moe - FMC Technologies, Michel van Vorselen - Kranji Solution og Mike Kirk - KIRK Process Solution.

Haugesund, 3. Mai 2016


Thomas Hovland


Gunnar Kvilhaug


Trond Kaldheim



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Sammendrag

Analyse av væskeutskiller på Ekofisk 2/4 J

ConocoPhillips

Denne rapporten er et resultat av den avsluttende oppgaven gjennomført siste halvår ved Bachelor ingeniørstudiet for Maskin, Energi- og Prosessteknikk ved Høgskolen Stord/Haugesund.

ConocoPhillips har iverksatt et prosjekt om å identifisere flaskehalsen i prosessanlegget på Ekofisk. Oppdragsgiver har gitt uttrykk for at en væskeutskiller vil stå ovenfor utfordringer dersom gassproduksjonen økes i fremtiden.

I løpet av denne rapporten vil det bli foretatt en analyse om en vertikal væskeutskiller på installasjonen Ekofisk 2/4 J er i stand til å ivareta dagens og en fremtidig økt gassproduksjon. Analysen er underbygget av litteraturstudier, teoretiske beregninger og konsulering fra bedrifter med ekspertise innenfor problemstillingen.

Ved en økt gassproduksjon, vil en oppgradering av væskeutskilleren være nødvendig. Et mulighetsstudie av oppgraderinger til væskeutskilleren blir fremlagt, i håp om at den skal kunne være effektiv i fremtiden.

Oppgavens konkluderende del henviser til en anbefaling som innebærer en modifikasjon av dagens væskeutskiller i tillegg til en ny-installasjon på anlegget. Denne løsningen vil optimalisere dagens separasjonseffektivitet, samt. håndtere den økte gassproduksjonen.



Innholdsfortegnelse

Forord	i
Sammendrag	ii
1. Innledning	1
1.1 Bakgrunn for oppgaven	1
1.2 Målsetting	1
1.3 Oppgavens oppbygning	1
1.4 Utføring av oppgave med anvendelse og metode	2
1.5 Avgrensinger og antagelser	3
1.6 Forklaringer	4
1.6 Forkortelser	5
2. ConocoPhillips - Ekofisk	6
2.1 ConocoPhillips og Ekofisk 2/4 feltcenter	6
2.1.1 Ekofisk 2/4 J	7
2.2 Prosessering av olje og vann på Ekofisk J	8
2.2.1 Oljebehandlingssystem	8
2.2.2 System for produsert vann	11
2.3 Gassbehandlingsystemet	12
2.3.1 Gasskompresjon	12
2.3.2 Gasstørking	13
2.3.3 Duggpunktstkontroll	13
2.3.4 Eksportkompresjon og måling	14
3. Gass- og Væskeseperasjon	15
3.1 Seperasjonsteori	15
3.1.1 Separasjons- og dråpemekanikk	15
3.1.2 Gasskapasitet	18
3.1.3 Væskkapasitet	20
3.2 Generell oppbygning og funksjon av vertikal separatorer	22
3.2.1 Innløpsarrangement	24
3.2.2 Struktur for koalisering	25
3.2.3 Dråpefanger	26
3.2.4 Væskeseksjon	26
3.3 Retningslinjer og anbefalinger fra NORSOK P-002	27
4. Væskeutskiller for turboekspander, J-95-00012	29
4.1. Prosessbeskrivelse - Væskeutskiller for turboekspander	29
4.2 Analyse av dagens væskeutskiller	31
4.2.1 Intern analyse	32
4.2.2 Ekstern analyse	37
4.2.3 Oppsummering	40
5. Potensielle løsninger	42
5.1 Tilgjengelige løsninger	42
5.1.1 Modifikasjon av eksisterende væskeutskiller	42
5.1.2 Inline teknologi	47
5.1.3 Installasjon av ny væskeutskiller J-95-00012	48
5.2 Alternative tiltak	49



6. Vurdering av tilgjengelige løsninger.....	52
6.1 Modifikasjon av eksisterende væskeutskiller.....	52
6.2 Inline teknologi.....	54
6.4 Installasjon av ny væskeutskiller J-95-00012.....	56
7. Økonomiske betraktninger	59
8 Anbefalt løsning.....	61
9. Diskusjon og forslag til videre arbeid.....	67
9.1 Diskusjon	67
9.2 Forslag til videre arbeid.....	69
10. Konklusjon.....	70
Referanser	71
Vedleggsliste	74

Figurliste

Figur 1 Ekofisk 2/4 J [4].....	7
Figur 2 Flytskjema for oljebehandlingssystem [6].....	10
Figur 3 C-Tour prinsippskisse. [6]	11
Figur 4 HP kompresjonstrinnet. [6]	12
Figur 5 Turboekspander og ekspanderkompressor. [6].....	14
Figur 6 De ytre kreftene som påvirker en dråpe. Laget av gruppen.	15
Figur 7 Moodys diagram [8].....	18
Figur 8 Flytsjema av væskeutskiller. Laget av gruppen.	23
Figur 9 Alternativer til innløpsretning [13]	24
Figur 10 Inlet vanes [14]	24
Figur 11 Meshpad [16]	25
Figur 12 Vanepack [15].....	25
Figur 13 Dråpediameteren økes når gassen tvinges gjennom en bestemt struktur [17].	25
Figur 14 Forskjellige strømningsmønstre i rør [18].	26
Figur 15 Oversiktstegning over væskeutskiller for ekspander (J-95-00012) [6] og redigert av gruppen.	30
Figur 16 Trond Austrheim eksperiment [19].....	37
Figur 17 MySep modellering – Sammendrag. [Vedlegg F]	39
Figur 18 MySep modellering - Separasjonseffekt i innløpsykloner. [Vedlegg F]	39
Figur 19 MySep modellering - Separasjonseffekt i gravitasjonsseksjonen. [Vedlegg F].....	40



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Figur 20 MySep modellering - Separasjonseffekt i meshpad [Vedlegg F].....	40
Figur 21 MySep modellering - Separasjonseffekt i syklonene. [Vedlegg F]	40
Figur 22 Væskeutskiller med "CDS Inlet cyclone, non-submerged" installert [22].	42
Figur 23 ICD Separator Inlet Cyclone Device. [23].....	43
Figur 24 Aksialsyklon innløp [24].....	43
Figur 25 Væskeutskiller med "Inlet Vane Diffusers" installert [25].	44
Figur 26 Drained Meshpad Agglomerator [26].....	44
Figur 27 Embedded Demister Pad [27].	45
Figur 28 Wavelike Type Demister Pad [28].....	45
Figur 29 MultiPocket vanes prinsippskisse. [29].	45
Figur 30 Concept Demisting Cyclones [30].	46
Figur 31 CDS Spiralflow syklon. [Vedlegg FMC].....	46
Figur 32 Prinsippskisse for Inline Separator [32].....	47
Figur 33 InLine Separator installert på oppstrøms væskeutskiller [34].	47
Figur 34 Oversiktstegning over en væskeutskiller med split inlet installer [35].....	49
Figur 35 Prinsipp for splitinlet med aksialsykloner. Figuren er produsert av gruppen i AutoDesk Fusion og Photoshop.	50
Figur 36 Splitinlet med aksialsykloner. Figuren er produsert av gruppen i AutoDesk Fusion og Photoshop.	50
Figur 37 Gasshastigheten er et resultat av rørføringen [36].	51
Figur 38 Flytskjema for kommunikasjon med eksterne aktører. Laget av gruppen.	52
Figur 39 Væskeutskiller etter FMC's modifikasjon [Vedlegg FMC].....	54
Figur 40 Effektiviteten av Inline DeLiquidiser [37].....	54
Figur 41 Ny væskeutskiller [Vedlegg FMC].....	56
Figur 42 Tilgjengelig areal på nordsiden av væskeutskiller for ekspander. Foto og redigering av gruppen.	57
Figur 43 Tilgjengelig areal på sørsiden av væskeutskilleren. Foto av gruppen.	58
Figur 44 Driftskostander på norsk sokkel fordelt etter hovedkategorier. Historisk og prognose, 2007-2019. [38]	59
Figur 45 Diagram for valg av løsning [40].	61
Figur 46 Isotegning av mulig plassering av InLine DeLiquidizer. [Vedlegg H], redigert av gruppen.	63
Figur 47 Mulig plassering av Inline Deliquidise. Foto av gruppen.....	64



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Figur 48 Visualisering av installert InLine DeLiquidizer. Foto, 3D-tegning og redigering av gruppen.	65
Figur 49 Reguleringsløyfe til InLine DeLiquidizer. [Vedlegg FMC] og Redigert av gruppen.	66

Tabell liste

Tabell 1 Gass sammensetning hentet fra ”gas chromatograph” på Ekofisk J.	13
Tabell 2 NORSOK`s anbefaling til K verdi for dråpefangere, type vanes.	28
Tabell 3 GPSA/API`s anbefaling til K verdi for vertikale væskeutskillere.	28
Tabell 4 Gass sammensetning fra en prøvetaking en tilfeldig dag. [Vedlegg B]	32
Tabell 5 Original design data hentet fra ”Process Data Sheet” [Vedlegg A].	33
Tabell 6 Oppgraderings historikk for J-95-00012	41
Tabell 7 Kostnadsoversikt over de forskjellige tilbudene.	60
Tabell 8 Oversikt over liquid carryover.	62
Tabell 9 Nøkkeltall over valgt løsning.	62

1. Innledning

1.1 Bakgrunn for oppgaven

I 2015 sto petroleumssektoren for 15 prosent av Norges bruttonasjonalprodukt, for omtrent 20 prosent av statens totale inntekter, og 39 prosent av norsk eksport. [1] Til tross for nedgangstider sysselsetter industrien en betydelig del av Norges befolkning, selve gassproduksjonen økte også i 2015. Det ble solgt totalt 115 milliarder Sm^3 gass i 2015. En av årsakene til salgsveksten, er høyere etterspørsel etter gass fra Europa. ConocoPhillips er et av de største utenlandske operatørselskapene på norsk sokkel og selskapet har hovedkontor i Tananger i Sola kommune.

Bedriften har igangsatt et prosjekt om å kartlegge flaskehalsen i anlegget. ConocoPhillips har gitt uttrykk for at væskeutskilleren for turboekspander som er i drift på installasjonen Ekofisk 2/4 J er underdimensjonert og at k-faktoren er noe høy, som vil føre til at problemer vil oppstå ved økt gassproduksjon. Studier viser også at væskeutskillere ble underdimensjonert, da produsentene hadde for stor tiltro til sine designmodeller i henhold til den faktiske separasjonseffekten. Fjerning av flaskehalsen er et kjent fenomen innen dagens separasjonsteknologi. Løsningen kan basere seg på utskiftning av interne komponenter i væskeutskilleren, eller ved en ny-installasjon. ConocoPhillips ønsker et mulighetsstudie for oppgradering/optimalisering av væskeutskilleren.

1.2 Målsetting

Formålet med denne oppgaven er å kunne presentere mulige løsninger til ConocoPhillips som kan være aktuelle for å optimalisere væskeutskilleren for ekspander. Gruppen har søkt etter en løsning som gir et best mulig utfall i forhold til flere ulike kriterier. De viktigste kriteriene er effektivitet, pålitelighet og økonomi. Resultatet vil diskuteres og videre arbeid vil bli foreslått.

1.3 Oppgavens oppbygning

Kapittel 1 er et innledende kapittel til selve oppgaven. Den teoretiske delen av oppgaven begynner i kapittel 2. Ekofisk 2/4 J feltsenter og selve prosessen som foregår på anlegget vil bli presentert. I kapittel 3 vil relevant separasjonsteori og generell oppbygningen og



funksjonen til en vertikal væskeutskiller bli fremlagt. Retningslinjer og anbefalinger fra ”NORSOK Standard P-002” [2] vil bli ivarettatt.

I kapittel 4 vil dagens væskeutskiller for turboekspander bli presentert og analysert av gruppen. Analyse fra eksterne aktører vil også bli belyst. Potensielle løsninger som er tilgjengelige på markedet i dag for å bedre effektiviteten vil bli lagt frem i kapittel 5. Gruppen vil også nevne alternative løsninger som oppdragsgiver kan se nærmere på.

Videre i kapittel 6 vil tilgjengelige løsninger bli vurdert av gruppen. Økonomiske betraktninger kommer i kapittel 7. I kapittel 8 kommer det en anbefalt løsning til ConocoPhillips.

Diskusjon vil bli fremlagt i kapittel 9 og det er gitt konklusjon i kapittel 10. Referanseliste og vedlegg følger i siste del av rapporten.

1.4 Utføring av oppgave med anvendelse og metode

Det finnes mange ulike design av separasjonsteknologier, der mange bygger på samme prinsipper, men effekten vil være avhengig av leverandør. De forskjellige teknologiene må kartlegges og vurderes. En metodisk fremgangsmåte vil være det beste for å oppnå ett godt resultat.

Gruppen har vurdert kvalitativ metode som den best egnede metoden for situasjonen. Den kvalitative metoden er egnet for denne typen oppgave på grunn av at en kan innhente data fra tidligere forskning på det aktuelle området. Forskingen kan da benyttes til å trekke de konklusjoner som er aktuelle. Gruppen har vurdert det slik at denne fremgangsmåten vil gi de mest nøyaktige resultatene.

Studiens metode baserer seg på litteratur fra tekniske rapporter, vitenskapelige artikler, kommunikasjon med eksterne veileder, leverandører, feltbesøk på basen i Tananger og offshore på Ekofisk 2/4 J. Vi har gjennom oppgaven sett på ulike løsninger for å optimalisere/fjerne flaskehalsen i gassprosesseringsanlegget, nærmere bestemt for en væskeutskiller på offshore installasjonen Ekofisk 2/4 J. Vi har kartlagt eksisterende og nytt



utstyr ved hjelp av teori knyttet til petroleumsproduksjonsfaget og ”NORSOK Standard P002” [2].

Grunnlaget for vurderingsdelen av oppgaven ble utformet av innhenting av produktinformasjon gjennom ulike selskapers produktbrosjyrer, og deretter sendte vi ut mail til flere leverandører innen separasjonsteknologi for å få en mer kvalifisert tilbakemelding. Vi fikk etablert kontakt med flere bedrifter fra hele verden, totalt fire av de 18 vi prøvde. Denne kommunikasjonen har vært uunnværlig for vurderingskapittelet. Da gruppen har hatt løpende kommunikasjon fra starten av mars måned.

Basert på hva gruppen har lært om de forskjellige teknologiene på markedet, har gruppen vurdert og kommet med en anbefaling. I tillegg har gruppen kommet med en egenutviklet produktide som gruppen ønsker at noen ser nærmere på. Dette er spesifikt et innløpsarrangement som vil ble skissert i 2D. Disse ble først skissert for hånd før de ble tegnet i dataprogrammet Autodesk Fusion 360.

1.5 Avgrensinger og antagelser

Som et resultat av begrenset tid, samt at det ikke er mulig for gruppen å gjøre egne praktiske tester med de ulike modifikasjonene og ny-installasjonene tilknyttet væskeutskilleren, er det nødvendig å gjøre enkelte avgrensninger og antagelser. De er som følger:

- 1 Gruppen kommer til å konsentrere seg om separasjonsutstyr kun rettet mot offshore virksomhet, og bare ”topside”, tofase separasjoner, og kun med vertikal orientering grunnet fysiske begrensninger på Ekofisk 2/4 J. Horisontale innretninger, trefaseseparasjoner eller andre deler knyttet til separasjonsteknologi vil ikke bli vurdert som aktuelt. På grunn av de gitte operasjonelle forholdene som trykk, temperatur og volumstrøm vil gruppen vurdere utstyr som faller innenfor denne gitte rammen.
- 2 Gruppen antar at litteraturkilder og data fra leverandører er pålitelige.
- 3 Simulering og modellering fra gruppen og leverandører vil kun være teoretiske og ikke være 100% representative i henhold til faktiske forhold.
- 4 Alle forkortelser, enheter og symboler som ikke er nevnt i kapittel 1.5 og 1.6 antas å være allment kjent eller kjent for denne rapportens målgruppe, og vil følgelig ikke forklares nærmere.



- 5 Dette er en teoretisk rapport og gruppen har ikke mulighet til å verifisere eventuelle modifikasjoner, ny-installasjoner eller garantere for at det egenutviklede innløpsdesignet vil være brukende i praksis.

1.6 Forklaringer

Nedenfor er det forklaringer på forskjellige begreper som er brukt i rapporten som ikke kan antas å være kjent:

Ord	Forklaring
Flash/Flash gas	Gass som er frigitt ved ekspansjon
Fiskal måling:	Måling i forbindelse med kjøp, salg og beregning av skatt/avgifter. Ved fiskal måling blir oljen målt med en nøyaktighet på 99,95 %.
Bypass	Forbikobling
Oppstrøms	En lokasjonsbeskrivelse/henvisning i et anlegg som i dette tilfellet er før beskrevet utstyr.
Nedstrøms	En lokasjonsbeskrivelse/henvisning i et anlegg som i dette tilfellet er etter beskrevet utstyr.
Surge	En rask trykkøkning.
Antisurge	System som skal hindre en rask trykkøkning på kompressorer.
Slug	Spontane bulker av væske.
Capacity Increase	Kapasitetsøkning
Footprint	Størrelse, areal, høyde på et bestemt installasjonssted.
Standby	En ”enhet” som venter og er klar til umiddelbar iverksetting.
Turndown	Referer til bredden av et operasjonsområdet og er definert som forholdet mellom maksimal kapasitet og minimum kapasitet.
Liquid carryover	Medrivelse av væske i gasstrømmen fra en separasjonsenhet.
Liquid carryunder	Medrivelse av gass i vækestrømmen ut fra en separasjonsenhet.
Nozzel	Tilgjengelige tilkoblingspunkter på rør eller tanker.



Scope	Oversikt over arbeidet som skal utføres under en kontrakt.
Makroøkonomi	Makroøkonomi, den del av samfunnsøkonomien som behandler de totale størrelsene i økonomien.
Tie-in	Tilkoblings punkt
Designkapasitet	Kapasiteten utstyret er designet for.
SAP	Tysk dataprogram innenfor logistikk, regnskap, økonomi, salg, distribusjon med mere.
Non-submerged	Ikke neddykket. En komponent er plassert over væsknivået.
Submerged	Neddykket
Retrofit	Modifisering av eksisterende utstyr.

1.6 Forkortelser

I rapporten vil det brukes forkortelser flere steder. Noen er forklart i selve teksten, mens andre er sikkert kjent for leseren allerede. Her er en oversikt over de som ikke kan antas å være kjent:

Forkortelse	Betydning
HSH	Høgskolen Stord/Haugesund
HP	”High Pressure” – Om lag 20 barg
LP	”Low Pressure” – Om lag 10 barg
NGL	”Natural gas liquid”
TVP	”True vapor pressure”
TEG	Trietylenglykol
Ekofisk J	Ekofisk 2/4 J
C-Tour	”Coalescing Tour”
GLF	Gasslastnings faktor – k-faktor
GVF	Gassvolum fraksjon
LALL	”Level alarm low low”
LAHH	”Level alarm high high”
GOR	Gass/olje forhold
CFD	Computational Fluid Dynamics – Detaljert simuleringsprogram for strømning.



2. ConocoPhillips - Ekofisk

2.1 ConocoPhillips og Ekofisk 2/4 feltcenter

ConocoPhillips er et selskap som består av tre firmaer som er slått sammen; Phillips Petroleum Company, Conoco Inc. og Burlington Resources. Conoco Inc. ble grunnlagt av Isaac E. Blake i 1875 hvor han ville gjøre parafin tilgjengelig til en rimelig pris for innbyggerne i Utah, USA. I 1917 grunnla Brødrene L.E og Frank Phillips selskapet Phillips Petroleum Company, etter de i 1905 hadde funnet 81 oljebrønner i Oklahoma, USA. I 2002 slo disse to firmaene seg sammen og tok navnet ConocoPhillips, videre i 2006 sluttet Burlington Resources seg til firmaet.

ConocoPhillips er per i dag verdens største uavhengige lete- og utvinningsselskap, dette er basert på påviste reserver og produksjon av olje og gass. Hovedkontoret ligger i Houston, Texas, USA og selskapet har virksomhet i 25 land og har rundt 18.000 ansatte. [3] Selskapet startet sitt kontor i Norge i 1962 som Phillips Petroleum, hvor de søkte om tillatelse til å lete etter olje og gass i Nordsjøen. Det norske oljeeventyret startet for fullt da Phillips Petroleum fant Ekofisk feltet i 1969, hvor produksjonen ble satt i gang i 1971. I dag er ConocoPhillips et av de største utenlandske operatørselskapene som holder til på norsk sokkel. Selskapet har det norske hovedkontoret i Tananger i Sola kommune og sysselsetter mer enn 1900 personer. Hovedvirksomheten er utvinning og leting etter olje og gass.

ConocoPhillips har en sterk posisjon i store felt på norsk sokkel. Selskapet er operatør for Ekofisk-området med en eierandel på 35,11%. Området er i dag under utvinningslisens PL018. I tillegg til Ekofisk-feltet, består området av de produserende feltene Embla og Eldfisk. Feltet er bærebjelken i selskapets aktiviteter i Norge. Ekofisk ligger i den sørlige delen av Nordsjøen, rundt 300 kilometer sørvest for Stavanger.

Produksjonen på Ekofisk-feltet startet 9. Juni 1971 og feltet er bygd ut i faser og blitt oppgradert og modernisert i flere omganger. I dag omfatter Ekofisk-senteret alle installasjonene som er knyttet sammen med gangbroer på det sentrale Ekofisk-feltet. I 2014 gjelder dette i alt ni plattformer og brostøtter. Siden utbyggingen startet tidlig på 70-tallet, har



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

dette vært et feltsenter og et knutepunkt for produksjonen fra Ekofisk-feltet og de øvrige feltene i Ekofisk-området. Produksjon av olje og gass skjer på forskjellige brønnhodeplattformer. Det går en eksportrørledning som inneholder olje og våt gass, til terminal i Teesside, Storbritannia. Eksportgass blir transportert til Emden, Tyskland. Antall bemannede og ubemannede installasjoner som har vært i drift i Ekofisk-området, er nærmere 30. Hvor den eldste er fra 1973, og de nyeste ble tatt i bruk i 2013. Det er flere av installasjonene som ikke lenger er i bruk, og mange av dem er fjernet. Samtidig blir det investert i videreutvikling av feltene og oppgradert for de neste 40 årene. [3]

2.1.1 Ekofisk 2/4 J

Ekofisk 2/4 J, heretter kalt Ekofisk J, er en prosesserings- og transportplattform som ble tatt i bruk i 1998. Den er forbundet med broer til både Ekofisk 2/4 X i vest og Ekofisk 2/4 M i sør.

Plattformen er knutepunktet i Ekofisk-området og mottar olje og gass fra andre installasjoner i nærheten. Plattformens oppgave er å skille olje, gass og vann fra hverandre, og gi gassen og oljen et starttrykk på veien til Emden og Teesside. Plattformen har i tillegg utstyr for tilbakeføring av gass som løftegass. Coalescing

Tour (C-Tour) anlegget, som renser produsert vann fra

Ekofisk-feltet, ligger også på denne plattformen. Dette anlegget har en kapasitet til å rense 24000 m³ vann per døgn før utslipp til sjø. På plattformen ligger det sentrale kontrollrommet som styrer volumene som går i rørledningene og prosessene både på Ekofisk J og på tilknyttede plattformer. I tillegg mottar Ekofisk J olje og gass fra øvrige uteliggende installasjoner i den sørlige delen av Nordsjøen.



Figur 1 Ekofisk 2/4 J [4]

Ekofisk J har en kapasitet til å kunne behandle rundt 21,2 millioner kubikkmeter gass per døgn og 350.000 fat med olje per døgn [5]. Oljen fra Eldfisk kan i tillegg gå i ”bypass” direkte til rørledningen.



Plattformen er den største energiproduzenten i Ekofisk-området. Energiproduksjonen er gassbasert, tilpasset daglig behov og brukes hovedsakelig direkte til prosessering, gasseksport og transport av olje. I tillegg er det installert to gassturbiner med total kapasitet på 44 MW installert elektrisk effekt som forsyner det integrerte strømnettet på Ekofisk-feltet

2.2 Prosessering av olje og vann på Ekofisk J

På Ekofisk J blir tre-fasestrømningen fra de ulike brønnhodeplattformene ledet inn på en HP separator og en LP separator. I separatorene blir trefasestrømningen separert ved gravitasjonskrefter i de ulike komponentene olje, gass og vann. Gassen strømmer ut i øvre del av separatoren på grunn av dens relativt lave tetthet. Oljen blir tatt ut i den midterste seksjonen og produsert vann blir ledet ut i bunnen.

2.2.1 Oljebehandlingssystem

Oljebehandlingssystemet består av HP separator, LP separator og LP "flash" separator. Se figur 2 for en fullstendig oversikt. Trykket i disse er henholdsvis 20 og 10 barg. Trykket i separatorene blir regulert av HP og LP "flash gas" kompressorene, 16-00012A og B. Fra HP separator strømmer gassen ut til innløpet på HP flash gas kompressor og videre til gassbehandlingssystemet som vil bli gjennomgått i kapittel 2.3. Råolje blir ledet ut i bunn av HP separatoren gjennom nivåreguleringsventiler som regulerer oljenivået i separatoren. Olje fra HP separator går videre inn på LP flash separator. LP flash separatoren er en tofase separator som separerer olje og gass ved et lavere driftstrykk. Damptrykket på oljen blir redusert gjennom en nivåreguleringsventil med omlag 10 bar. Trykkreduksjonen fører til økt avgassing fra oljen og gassen blir skilt ut i denne separatoren.

LP separatoren behandler trefasestrømningen fra brønner som opererer på LP trykk. Gassen blir som i HP separator ledet ut i toppen, men i dette tilfelle reguleres trykket av LP flash gass kompressor, 16-00012A og B. Nedstrøms LP separator blir oljen ledet inn på samlerør sammen med olje fra LP flash separator. Gjennom samlerøret blir oljen ført til trykkøkingspumper. Trykkøkingspumpene blir operert ved at to opererer i kontinuerlig drift og en i "standby".

Her blir trykket økt fra 10 til 27 barg før oljestrømmen blir målt fiskalt i en fiskal målestasjon. Etter målestasjonen blir trykket på oljen økt til eksporttrykket i rørledning ved hjelp av tre

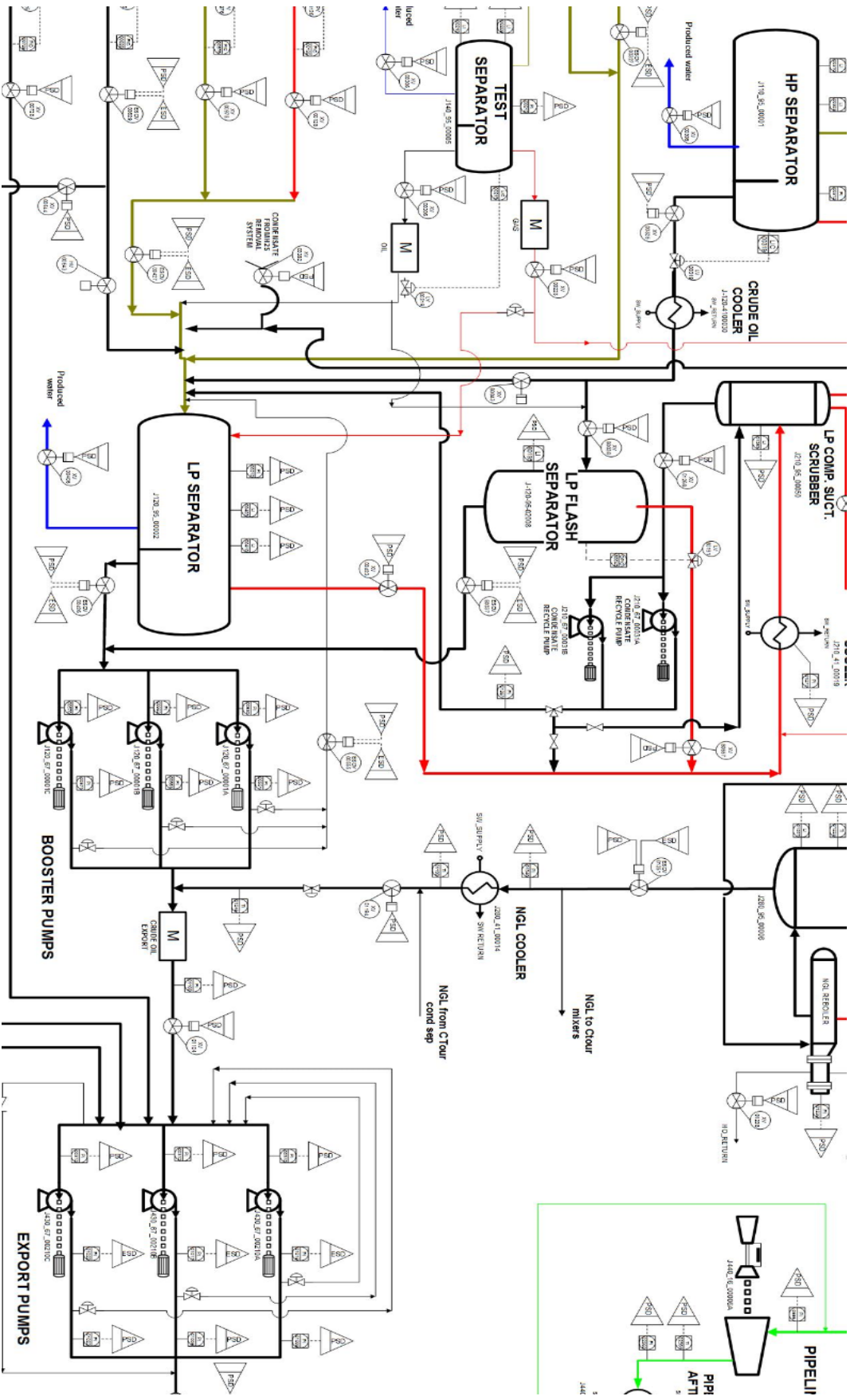


HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Analyse av væskeutskiller på Ekofisk 2/4 J



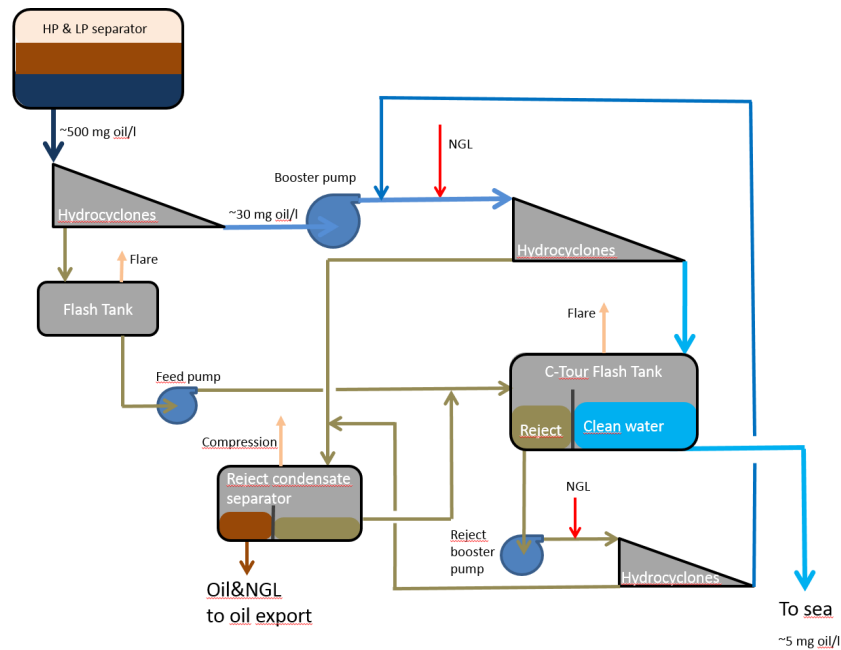
eksportpumper, av typen sentrifugal. Eksportpumpedesignet opererer med samme filosofi som trykkøkningspumpene ved at to pumper er i kontinuerlig drift og en i standby. Eksport trykket ligger på om lag 35 barg.



Figur 2 Flyskjema for oljebehandlingssystem [6]

2.2.2 System for produsert vann

Systemet for produsert vann har som hensikt å behandle olje og partikler fra vannfasen som blir separert ut i separatorene. Systemet behandler kontinuerlig om lag 1000 m³/t produsert vann før det slippes til sjø. Olje, gjenvunnet fra systemet, blir reinjisert tilbake i oljebehandlingssystemet for videre salg. Før besto vannbehandlingsanlegget av 3 hydrocycloner, produsert vann avgassingstank og sentrifuger. Mengden produsert vann øker gjennom feltets levetid før reservoaret betegnes modent. I 2007 ble vannbehandlingsanlegget på Ekofisk J oppgradert ved installasjon av et nytt system for behandling av produsert vann. Denne oppgraderingen ble iverksatt for å kunne håndtere det økende behovet for behandling av produsert vann.



Figur 3 C-Tour prinsippsskisse. [6]

Ny-installasjonen er kalt C-Tour. Installasjonen var på det tidspunktet en milliard investering i forholdsvis ny teknologi. Teknologien tar utgangspunkt i å injisere ”NGL” i det produserte vannet for å øke oljedråpenes størrelse slik at separasjon i en nedstrøms hydrocyclon blir mer effektiv. Se figur 3.

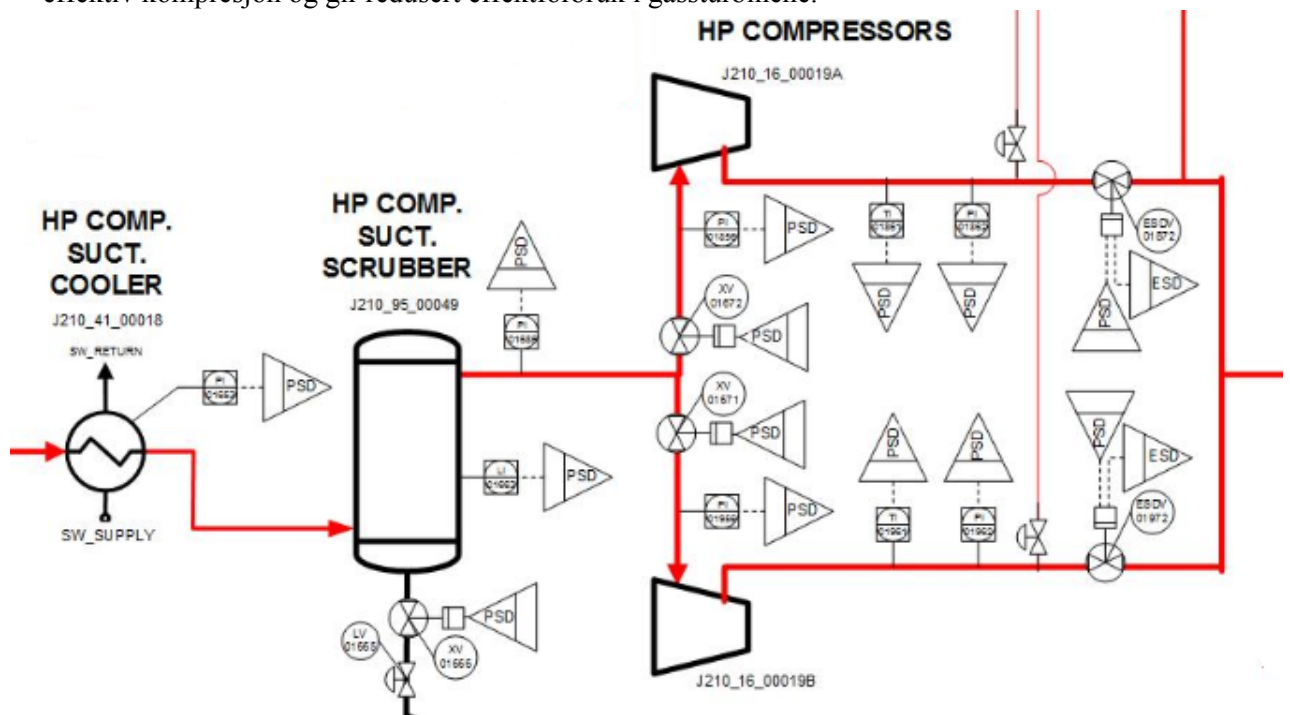
I hydrocyclonen blir vann og olje separert ved hjelp av sentrifugalkraften som oppstår ved tangentiell strømming i innløpet på syklonen. Vannet med sin høye tetthet blir slynget ut til

siden og tatt ut i bunnen av syklonen. Olje, som er lettere enn vann, blir tatt ut i toppen og ført videre til en kondensat/NGL separator. I separatoren blir NGL separert for rester av vann før NGL blir injisert tilbake til oljebehandlingsystemet for videre salg. Separert vann ut av syklonene blir ført til ren side på en avgassingstank, der eventuell gass oppløst i vannet gasser av. Mindre oljedråper blir tatt ut på skitten side for videre rensing. Rent og behandlet vann blir deretter sluppet til sjø.

2.3 Gassbehandlingsystemet

2.3.1 Gasskompresjon

Gass fra både LP separator og LP flash separator blir ledet ut til LP flash gass kompressorene. Det er to LP flash gas kompressorer, A og B. Kompressoren er drevet av gassturbiner, type LM2500. Både LP og HP kompressorene er opplagret på en og samme aksling drevet av en gassturbin. Gjennom LP kompressorene blir gass komprimert fra 10 til 20 barg. Før gassen strømmer inn til sugesiden på kompressorene blir kondensat og tyngre hydrokarboner tatt ut i en væskeutskiller. Etter at gassen er komprimert i LP-trinnet ledes den inn på HP kompresjonstrinnet, se figur 4. Mellom LP- og HP-trinnet kjøles gassen ned med etterfølgende væskeutskilling. Mellomkjølingen mellom LP og HP kompresjonstrinn fører til effektiv kompresjon og gir redusert effektforbruk i gassturbinene.



Figur 4 HP kompresjonstrinnet. [6]



I tillegg til gass fra LP kompresjonstrinnet blir HP kompressorene tilført gass fra HP separator og HP separator på Ekofisk M. "Antisurge" system sammen med variabel hastighetsregulering av kompressorene, utgjør trykkontrollreguleringen av de ulike separatorne. Gassen blir komprimert i HP trinnet fra 20 barg og 19 °C til 50 barg og 105°C. Nå er gassen klar for gasstørking.

2.3.2 Gasstørking

Gasstørkingsprosessen skal sørge for at gassens innhold av H₂O blir redusert til et minimum. Dette for å tilfredsstille krav til eksport og minimere korrosjons forholdet i gassrørledningen. Gassen blir først nedkjølt i en sjøvannsvarmeveksler. I varmeveksleren blir gassen nedkjølt fra 105°C til 28 °C før utfelt kondensat blir tatt ut i væskeutskiller for glykolkontaktor, J-95-00011. I glykolkontaktoren blir gassen "vasket" ved at glykol blir pumpet inn i toppen av kolonnen og motstrøms av gasstrømmen.

2.3.3 Duggpunktstroll

Hensikten med duggpunktstroll er å skille ut tyngre hydrokarboner slik at man får stabilisert de ulike molfraksjonene i salgsgassen. Sammensetningen for eksportgassen kan ses i tabell 1. Duggpunktet er den laveste temperaturen gassen kan ha før væskedråper dannes uten å redusere trykket [7].

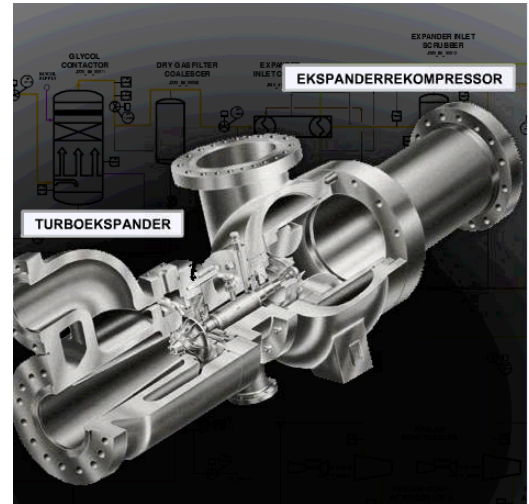
Fra glykolkontaktoren strømmer tørket gass inn i tørrgass filter "Coalescher", J-95-0008. Her blir små væskedråper og eventuelle glykolrester fra glykolkontaktoren fjernet. Videre blir gassen ledet inn i innløpskjøler for ekspanderen, J-41-00007. I kjøleren oppstår umiddelbart tofasestrømning som føres inn mot væskeutskiller for ekspander, J-95-00012.

Tofasestrømningen består av tyngre hydrokarboner og gass. Væskeutskilleren skal skille ut kondensatet fra to fasestrømningen. Dette for å sikre at ingen væske blir ført inn på impellerne i turboekspanderne, J-16-00004A/B. Turboekspanderne har som funksjon å skape en to fasestrømning som senere skal stabiliseres i NGL-stabilisator, J-95-00006. Gass med høyt

Sammensetning	Mol %
Metan	82,36
Etan	9,73
Propan	3,59
Iso butan	0,34
Normal butan	0,70
Isopentan	0,09
N-pentan	0,86
Karbondioksid	2,77
Nitrogen	0,29
Totalt	100

Tabell 1 Gass sammensetning hentet fra "gas chromatograph" på Ekofisk J.

trykk (50 Bar) blir ledet inn i på ekspanderens høytrykks side. Gassen treffer impelleren med høy hastighet og utfører et arbeid på impelleren. I innløpet på ekspanderen opplever gassen en tverrsnitts reduksjon med tilhørende hastighetsøkning som gir en økning av det kinetiske energiinnholdet i gassen. Den totale energibalansen er kontant og dermed vil det statiske energiledet i Bernoullis ligning reduseres og et trykkfall i ekspanderen vil oppstå. Kinetisk arbeid utført på impelleren vil skape et vrilmoment som overføres via en aksling til drift av en turboekspander-rekompressor, som komprimerer gass som strømmer ut av NGL-stabilisatoren. Ved trykkeksponasjon vil tyngre væskekomponenter kondensere og det oppstår en tofasestrømning nedstrøms av ekspanderen. Tofasestrømningen føres inn på NGL-stabilisator. NGL-stabilisatoren er en destillasjonskolonne for separering av lette gass komponenter fra NGL som produkt.



Figur 5 Turboekspander og ekspanderkompressor. [6]

Det er tilkoblet en NGL-koker som gir sirkulasjon og energi til avkoking/stabilisering av kondensatet. Dette gjøres for å opprettholde "true vapor pressure" (TVP) som er likevekts trykket i olje rørdelingen. Siste steget i gassbehandlingssystemet er eksportkompresjon og fiskal måling.

2.3.4 Eksportkompresjon og måling

Gassen blir komprimert fra om lag 40 til 115 barg i to 100 % eksportgasskompressor, J-16-00006 A og B, med etterfølgende kjøling. I den fiskale målestasjonen blir gassen målt ved at gassen strømmer gjennom en måleblende og volumstrømmen gjennom måleblenden er proporsjonal med trykkfallet over selve blenden. I tillegg vil temperatur og trykk bli registrert for omregning til standard betingelser. Gassen er da klar for transport rørsystemet og nedstrømsbehandling i Emden, Tyskland.

3. Gass- og Væskeseperasjon

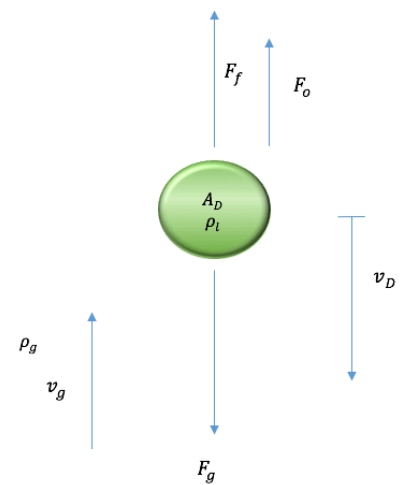
3.1 Seperasjonsteori

I designfasen av væskeutskillerer blir ofte empiriske tilnærminger brukt som metode for konstruksjon og kapasitetsberegninger. I dette kapittelet vil vi ta for oss teori publisert av Gas Processing Suppliers Association [8] og Plattformens hovedsystemer [11]. Denne litteraturen beskriver teori, design og retningslinjer tilknyttet gass prosesserings anlegg. I tillegg finnes det krav i NORSOK P-002 [2] som er aktuell for norsk kontinentalsokkel.

3.1.1 Separasjons- og dråpemekanikk

Det er tre ulike mekanismer som blir utnyttet for separasjon av gass og væske i en separator. Disse tre prinsippene er gravitasjon, koallisering og bevegelsesenergi. Bruken av disse tre fysiske separasjonsmetodene kan variere med separatortype. Variasjonen avhenger av bruk av de ulike interne komponentene nærmere beskrevet i kapittel 3.2

For å se nærmere på hvorfor separasjonen finner sted må vi se på de ulike fysiske egenskapene til fluidene som finnes i systemet. I en separasjonstank vil væskedråper synke ned og gassbobler stige opp. Kraftbalansen på en dråpe er derfor avgjørende. I figur 6 er det illustrert en dråpe med tilhørende ytre krefter.



Figur 6 De ytre kreftene som påvirker en dråpe. Laget av gruppen.

Friksjons kraften på dråpen fra gasstrømmen er definert som:

$$F_f = \frac{1}{2} f_D A_D \rho_g v_d^2 \quad (1.0)$$

F_f = Friksjonskraften som virker på dråpen.

f_D = Dråpe friksjonsfaktor.

A_D = Areal dråpe

ρ_g = Tetthet gass

v_d = Dråpehastighet

I tillegg vil oppdriften til dråpen virke i samme retning:

$$F_o = V_D \rho_g g \quad (1.1)$$

F_o = Dråpens oppdrift

V_D = Volum dråpe

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

ρ_g = Tetthet gass

Størrelsen til dråpen er avgjørende for separasjons effekten og gravitasjonskraften er definert som:

$$F_g = V_D \rho_l g \quad (1.2)$$

F_g = Gravitasjonskraft, dråpe

ρ_l = Tetthet, dråpe

For dråpemeknikken er det antatt kuleformet dråper (formet som partikler) og at viskositeten på gassen er så lav at denne neglisjeres i forhold til friksjonskraften [11].

Konstant synkehastighet finnes når friksjonskraften er lik oppdriften og gravitasjonskraften:

$$F_f = F_g - F_o \quad (1.3)$$

Respektive volum og areal legges inn for en kule og kombinerer ligning (1.0), (1.1),(1.2) med (1.3) finnes konstant synkehastighet:

$$v_d = \left[\frac{4gd}{3f_D} \right]^{0.5} \cdot \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} \quad (1.4)$$



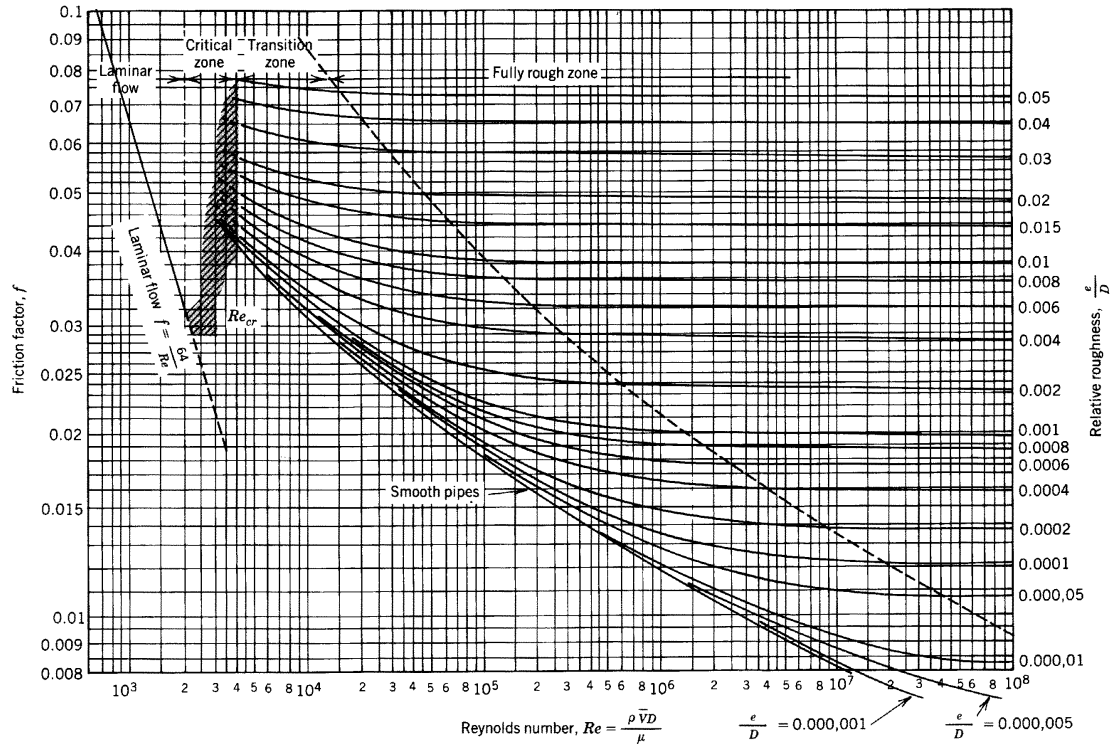
For konstant dråpestørrelse og etablert/ideelle strømningsforhold vil første ledd på høyre siden i ligningen være konstant og kalles for en separasjonskonstant:

$$k_s = \left[\frac{4gd}{3f_D} \right]^{0.5} \quad (1.5)$$

Dette empiriske uttrykket er oppkalt etter Saunders og Brown. Det ble utviklet av Saunders og Brown i 1934 i forhold til dråpeseparasjon i fraksjoneringskolonner. Uttrykket er det som er mest anvendt for design av væskeutskillere [8]. Uttrykket går ut på å velge seg en dråpestørrelse og beregne synkehastigheten for denne. Dråper med større diameter enn valgt dråpestørrelse, vil synke raskere og vil følgelig bli separert.

Bruk av separasjonskonstanten, også kalt, k-faktor, gasslastings faktor (GLF), Saunders og Brown verdien, er testet til å være en god dimensjoneringskonstant for design av væskeutskillere [9]. Separasjonskonstanten vil heretter bli kalt k-faktor. K-faktoren er også brukt som et generelt mål for beskrivelse av kompaktheten til en væskeutskiller. Av uttrykket nevnt over (1.4) ser vi, jo mindre dråpestørrelser som finnes i gass strømmen, jo langsommere vil synkehastigheten til dråpene være. Dette fører til at gasshastigheten gjennom separatoren må reduseres for å oppnå god separasjonseffekt i gravitasjonsseksjonen. Tilsvarende vil det være ved dimensjonering for høye driftstrykk (over 10 bar) som fører til økt tetthet på gassen, da må gasshastigheten reduseres for å holde k-faktoren konstant. Ved bruk av k-faktor som designmetode må man anta konstant dråpediameter som igjen vil varieres med trykket og overflatespenning på væsken [9].

Friksjonsfaktoren, f_D som inngår i ligningen for k-faktoren avhenger av Reynolds' tallet og sammenhengen kan finnes grafisk i figur 7.



Figur 7 Moodys diagram [8].

3.1.2 Gasskapasitet

Gasskapasiteten til vertikale separasjoner regnes ut på bakgrunn av synkehastigheten til den miste dråpediameteren som ønskes utskilt prosessen. Ofte vil det være nedstrøms utstyr som setter krav til dråpe spesifikasjoner. Kalkulering av gasshastigheten på bakgrunn av aktuell/forventet volumstrøm gjennom separatoren gir da et grunnlag for dimensjonering av separatoren og videre en k-faktor.

Synkeshastigheten til dråpen kan også beskrives ved bruk av ligning (1.4) i kombinasjon med (1.5):

$$v_d = k_s \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} \quad (1.6)$$



Den maksimale gasshastigheten som kan opptre i en vertikal separator må være lik synkehastigheten til den minste dråpen som ønsket separert ut i separasjonsprosessen:

$$v_g = v_d$$

Snur vi på ligning (1.6) og setter $v_g = v_d$ får vi uttrykket for k-faktoren i vertikale separatorer som er oppgitt i NORSOK P-002:

$$v_d = k_s \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5}$$
$$\Downarrow$$
$$k_s = v_g \cdot \left[\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right]^{0.5}$$

Volumstrøm gjennom separatoren er definert som: (Justert for standard betingelser.)

$$Q_g^{sc} = v_g \cdot A_g \cdot \left(\frac{p_{Tsc}}{p_{sc} T_z} \right) \quad (1.7)$$

Kombineres ligning (1.6) og (1.7) får vi ligningen for gasskapasitet i en vertikal separator:

$$Q_g^{sc} = k_s \cdot A_g \cdot \left(\frac{p_{Tsc}}{p_{sc} T_z} \right) \cdot \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} \quad (1.8)$$

Videre defineres et dimensjonerende tverrsnittsareal hvis aktuell volumstrøm gjennom separatoren er kjent og arealet for en sirkel er gitt som:

$$\text{Tverrsnitts areal for en sirkel, } A_g = \pi \left(\frac{D}{2} \right)^2$$

A_g = Separatorens gassfylte tverrsnittareal



Deretter finnes en dimensjonerende diameter til væskeutskilleren:

$$D = \sqrt{\frac{4Q_g^{sc}}{\pi v_g}} = \sqrt{\frac{4Q_g^{sc} P_{sc} T_z}{\pi k_s \left[\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right]^{0.5} p T_{sc}}} \quad (1.9)$$

Ligningen gir et forslag til minimum diameter ved dimensjonering av vertikale separatorer. Ved valg av en høy k-faktor vil diameteren reduseres (Kompaktheten øker).

Valg av k-faktor (Og dermed diameteren) ved design, er ofte basert på erfaring fra drift og operasjon fra andre væskeutskillerer med samme fluid. Den kan også beregnes ut ifra krav/spesifikasjon om minste dråpestørrelse som skal separeres ut eller andel ”liquid carry over”.

3.1.3 Væskekapasitet

I henhold til dimensjoneringen av en væskeutskiller blir det tatt hensyn til væskekapasiteten. Ved fasestrømmer med høy ”GOR” vil det være gasskapasiteten som er mest avgjørende [10]. Det blir dimensjonert slik at gassen/væsken får en lang nok oppholdstid for å tillate dannelse av gassbobler og klargjøre for separering.

Separatoren må kunne skille gass fra væsken. Væskekapasiteten blir påvirket av flere mekanismer:

- 1 Diffusjon av løst gass over i gassbobler
- 2 Oppstiging av gassbobler til væskeflaten
- 3 Skumming på gass eller væskeflaten.
- 4 Hydrodynamisk oppførsel av separator.

Diffusjon

Diffusjon er avhengig av turbulensen i væskefasen. Ved separasjon av gass og olje gir sterk turbulens i innløpsdelen trolig at diffusjonen går svært raskt.



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Oppstigning av gass

Små gassbobler stiger opp gjennom væsken etter de samme lovene som styrer dråpene som synker gjennom gass. Men viskositeten av gassboblene er mindre enn for fluidet omkring, og boblene oppfører seg ikke lenger som faste partikler.

Skumming

Gassboblene lager et skumlag på overflaten og dersom boblene ikke blir brutt ned raskt nok, vokser skumlaget. Skumstabilisering kommer av overflateaktive stoff. Dersom en har skumming, vil dette ofte være den avgrensende faktoren for væskekapasiteten. En skumfylt separator er ikke ønskelig. Skumming kan bli redusert med en kontinuerlig tilsetning av kjemisk inhibitor der dette er behov.



3.2 Generell oppbygning og funksjon av vertikal separatorer

I separasjonsprosessen av væske og gass, er det vanligvis to aktuelle orienteringer, dette er i en horisontal eller vertikal orientering. Der horisontale orienteringer blir benyttet der væske/gass forholdet er høyt. Dette vil eksempelvis være en første trinns separator som mottar føde fra reservoaret og må behandle mye væske. Horisontale orienteringer blir som oftest omtalt som separatorer. Vertikale orienteringer benyttes der gass/væske forholdet er høyt [12].

Grunnen til at væske vil bli fjernet fra gass i gassprosesseringsanlegg kan være:

1. Unngå erosjon, altså nedbryting av roterende utstyr, som ekspandere, kompressorer og turbiner.
2. Hindre hydratdannelse eller begroing i nedstrøms utstyr.
3. Holde vann eller hydrokarbon duggpunkt innenfor salgsgass eller transport spesifikasjoner.
4. Forhindre tap av dyre og forurensende kjemikalier som glykol eller aminer.
5. Beskytte brennere og katalysatorer

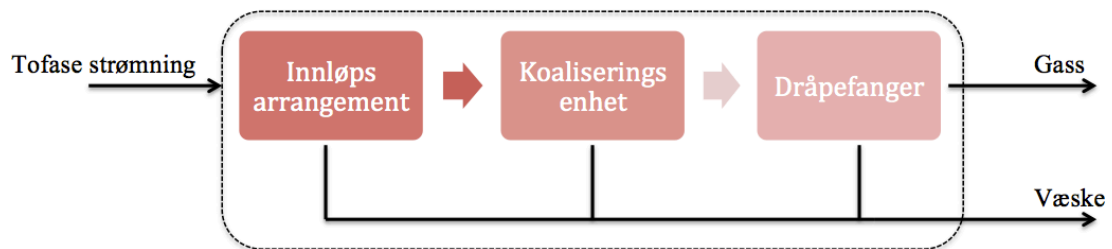
De fleste væskeutskillere som er i drift i dag, håndterer mindre enn 4 volum % væske. Driftstrykket kan variere fra atmosfæretrykk til flere hundre bar, mens temperaturen kan variere fra -170°C i flytende naturgass til mer enn 100°C i en nedstrøms stripping kolonne [9].

Uansett form, vil en separatortank vanligvis inneholde fire hovedelementer pluss nødvendig instrumentering. Dette er normalt et innløpsarrangement, en gravitasjons separasjonsseksjon for gass, en gravitasjons separasjonsseksjon for væske, og en dråpefanger.

Separasjonsseksjonen for gass er konstruert for å utnytte tyngdekraften for å separere medførte væskedråper fra gassfasen. Seksjonen for væske fungerer som en mottaker for all væske som er fjernet fra gassinnløpet, gass gravitasjonsseksjonen, og dråpefangeren.

Designet av væskeutskillere strekker seg fra å være spesifisert til separasjon av gasstrømmer med lave væskefraksjoner til gasstrømmer med høye væskefraksjoner. Ofte er to eller flere separatorer kombinert i flere steg for å oppnå gasskvalitet i henhold til spesifikasjoner.

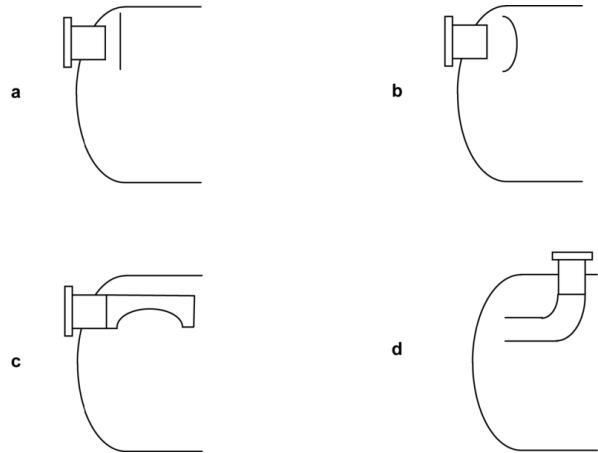
Væskeutskillerer for olje og gassindustrien har i løpet av de siste tiårene utviklet seg mye. Fra store ”knockout” tanker, som bare inneholdt en dråpefanger, til mer og mer kompakte løsninger med flere innvendige komponenter. Dette inkluderer avansert gass inntaksdistributør, komplekse ”meshpads”, ”vanepacks” og forskjellige sykklonløsninger for tradisjonelle væskeutskillerer [9]. I figur 8 illustreres et flytskjema av en væskeutskiller.



Figur 8 Flytsjema av væskeutskiller. Laget av gruppen.

3.2.1 Innløpsarrangement

Vertikale væskeutskillerer består vanligvis av indre deler montert i serie. Innløpsrøret er montert horisontalt, og ved innløpet er det ordninger montert for å redusere strømningskreftene, separere væskemassen, forhindre reduksjon av store dråper, distribuere gass og væske over arealtvernsnittet og i noen tilfeller bryte ned skum. Geometri og dimensjonering av innløpet er viktig da det er ønskelig å holde flerfase strømningsmønsteret stabilisert i rørsystemet for å minimalisere produksjon av små væskedråper og væske med-rivning inn i gassfasen [13]. Tidligere var designet av innløpsinnretning ganske simpelt, figur 9 viser fire enkle alternativer:

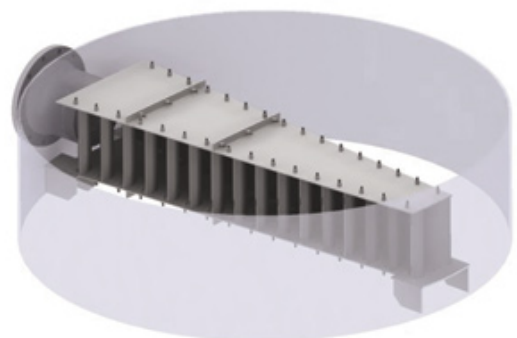


Figur 9 Alternativer til innløpsretning [13]

- a. Flat impact plates
- b. Dished-head plates
- c. Half-open pipes
- d. Open pipes rettet mot tankveggen

De mest brukte innløpene i dag, består av en rekke skovler som gradvis frigjør gass og væske inn i væskeutskilleren, kalt ”inlet vanes”. Se figur 10. Der innløpsplatene distribuerer gass og væske jevnt med et lavt trykkfall. I anvendelser hvor skumming forekommer, er en innløpsvask ofte brukt siden den sentrifugalkraften som utøves på denne type utstyr, bryter ned skummet.

Syklonene er vanligvis av sylinder-kjegle type med tangentialt innløp [9].



Figur 10 Inlet vanes [14]

3.2.2 Struktur for koalisering

Ovenfor innløpsinnretningen, er en koalisierende enhet ofte er installert. Det vanligste type utstyr er enten én eller flere ”meshpads” eller ”vanepacks”.

Meshpad består av lag av strikkede tråder, se figur 11.

Dråpene fester seg til trådene hvor de koaliseres til større dråper. Opprinnelig ble ståltråder brukt, men i dag blir forskjellige typer av komposittmaterialer brukt til å lage komplekse meshpads [9]. En vanepack består av korrugerte plater som holdes i en bestemt avstand fra hverandre for å skape en strømningsbane for gassen, se figur 12. Etter hvert som gassen strømmen

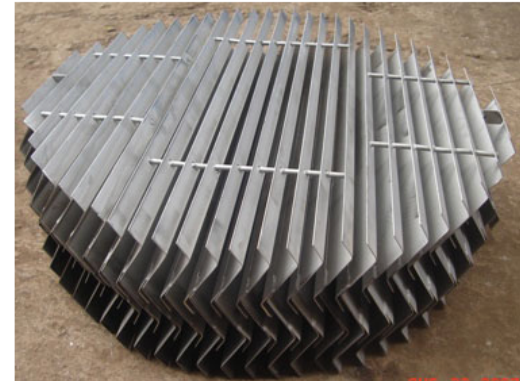
gjennom skovlene, endrer den retning. Tregheten av de tyngre væskedråpene fører dem til å komme i kontakt med platene, hvor de fester seg og vokser sammen til større dråper.

Hvis volumstrømmen av gass er lav i forhold til størrelsen på væskeutskilleren, vil ofte meshpad eller vanepacks være siste steg i utskillingsprosessen. I mer kompakte væskeutskillere kan også en sykklonpakke være installert, dette er fordi separasjonen i gravitasjonsseksjonen ikke er like effektiv i kompakte løsninger. Væsken som samles i sykklondekket eller vanepack blir drenert gjennom et vertikalt dreneringsrør som går ned i bunnen i av væskeutskilleren. Det er viktig å ha stor nok høyde mellom koaliseringseenheten og væskeni vået, for å unngå væske opp i dreneringsrøret.

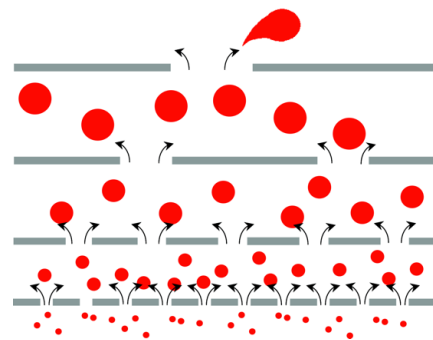
Det er ulike faktorer som tas hensyn til når man skal velge hvilken type koaliseringseenhet man skal benytte. En faktor som kan spille inn er diameteren til tanken, denne blir som regel designet på grunnlag av hvilken k-faktor og volumstrøm gjennom væskeutskilleren [9]. Hvis gasshastigheten overskrider en viss grense ved bruk av meshpad, vil ikke dråpene dreneres



Figur 11 Meshpad [16]



Figur 12 Vanepack [15]



Figur 13 Dråpediameteren økes når gassen tvinges gjennom en bestemt struktur [17].

like effektivt ved hjelp av tyngdekraften i og det vil bygge seg opp lag med væske i enheten, også kalt ”flooding”.

3.2.3 Dråpefanger

Dråpefangeren er den siste separasjonssteget i en konvensjonell væskeutskiller. Teknologien som blir anvendt her varierer fra aksialsykloner, meshpad og vanepack.

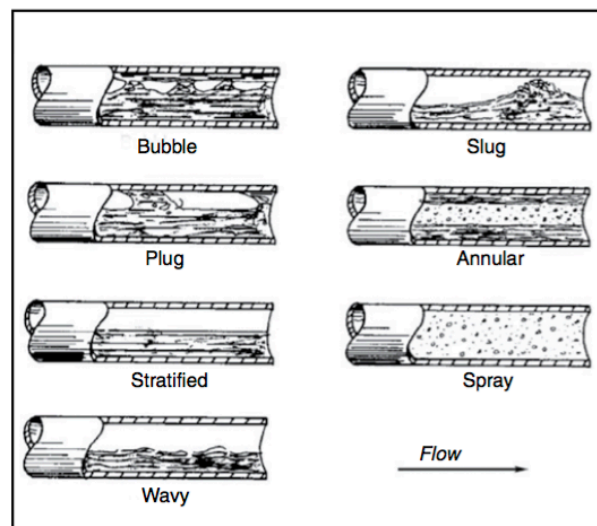
For dråpefangere der aksialsyklon blir brukt, er de installert flere i en såkalt syklonpakker. Syklonpakkene fungerer slik at de utnytter sentrifugalkreftene for å skille ut væskedråper fra gassen basert på differansen i tetthet mellom gass og væsken. De høye G-kreftene gjør at det effektivt fjernes små dråper fra gassen, derfor er dette gjerne siste steg før gassen går ut av væskeutskilleren og er klargjort for innløpet på et roterende utstyr. De største fordelene med aksialsyklon, er at de har god ”utskillingsgrad” ved høye gasskapasiteter. Dette gjør det mulig for å designe væskeutskilleren med minst mulig diameter for en gitt gasstrøm.

Syklondråpefangere blir ofte brukt i væskeutskillere med lav væskebelastning og for høytrykkgass. Noen ulemper med syklonutskillere kan være at trykkfallet har en tendens til å bli en del høyere enn for vanepacks og meshpad [9].

3.2.4 Væskeseksjon

I den nederste seksjonen av væskeutskilleren vil det være et regulert væskeniå.

Væskeniået blir regulert av en reguleringsventil som blir styrt av en tilhørende nivåregulator. Nivået på denne væskekolonnen er svært kritisk, denne væsken vil være med på å hindre at strømmen i fra innløpet tar opp mer væske enn den allerede har. Hvis det ikke er noe væske i bunn, vil en få gassgjennomslag i væskeutløpet. I noen tilfeller vil væsken i innstrømmingen komme som ”slugger”. Dette vil være når væske/gass forholdet er høyere i



Figur 14 Forskjellige strømningsmønstre i rør [18].



innstrømningen enn normalt, og en vil få et annet strømningsmønster. Væsknivået i bunn og tilhørende regulerings system har også som funksjon å være en buffer slik at en økt væskefraksjon på innstrømningen vil bli regulert og ivaretatt med en viss responstid. Eksempler på strømningsmønster er vist i figur 14. Evnen til å rive med seg væske avhenger av strømningsmønsteret.

3.3 Retningslinjer og anbefalinger fra NORSOK P-002

Definisjoner

Følgende formel er oppgitt som design faktor for væskeutskillere:

$$k_s = V_s \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right)^{0.5}$$

Der:

V_s = Strømningsrate /tilgjengelig tverrsnitts areal, gasshastighet (m/s)

ρ_g = Gass tetthet (kg/m³)

ρ_l = Væskens tetthet (kg/m³)

Momentet til fluidet skrives ρV^2 som og defineres som den indirekte kinetiske energien til ett fluid i bevegelse, og denne kommer av Bernullis ligning.

Innløps arrangement:

Strømningsmønster bør brukes for å evaluere fraksjoner av fine dråper eller væskesluger i innløpsarrangementet. Oppstrøms rørstrekk skal designes slik at det det ikke forekommer lommer slik at slug strømninger kan forekomme. Innløpsmoment bør ikke overstige 6000 kg/ms² ved bruk av innløps vane. Innløps rør og tilhørende diameter skal designes i henhold til dette innløpsmomentet.

Mesh Pad:

K-faktoren for en meshpad bør være under 0.10 m/s. For k-verdier over denne kan meshpad bli væskefylt.

**Dråpefanger - type vanes:**

Dimensjonering av vanes for dråpefangning er gitt i tabell 2 i kapittel 3.

Væske som oppsamles av dråpefangeren skal ha drenering, og drenering skal foregå til væskeseksjonen i tanken under "LALL".

Dråpefanger- type aksial sykkloner:

Typisk fjerner disse dråpestørrelser mellom 5 og 10 μm , avhengig av virvelhastigheten i syklonene. Typisk totalt trykkfall over syklonpakken er 20 mbar til 100 mbar. Det totale trykkfallet bør ikke være mer enn 50% av tilgjengelig dreneringshøyde i forhold til LAHH.

Syklon dekket skal ha drenering for å unngå væskeakkumulering. En syklonbasert væskeutskiller bør ha en meshpad oppstrøms syklonpakken. Meshpaden skal fungere som en dråpefanger ved lave volumstrømmer og koalisere ved større volumstrømmer.

Væskeutskillere med innløps vanes, meshpad og syklonpakke bør typisk være designet for en væskeutskiller med en k-faktor på maks 0,15 m/s. Under er det listet opp anbefalinger fra NORSOK P-002 og GPSA. [2,8]

Dråpefangere, type vanes	Minimal	Maksimal
K verdi (m/s)	0,12	0,15

Tabell 2 NORSOK's anbefaling til K verdi for dråpefangere, type vanes.

Meshpad	Minimal	Maksimal
K verdi (m/s)	0,05	0,11

Tabell 3 GPSA/API's anbefaling til K verdi for vertikale væskeutskillere



4. Væskeutskiller for turboekspander, J-95-00012

I dette kapitlet vil en prosessbeskrivelse av væskeutskiller for turboekspander bli fremlagt, dette inkluderer en teknisk gjennomgang av de involverte komponentene. Videre vil det forekomme en intern og ekstern analyse av situasjonen ConocoPhillips står ovenfor i dag og ved en eventuell økt gassproduksjon.

4.1. Prosessbeskrivelse - Væskeutskiller for turboekspander

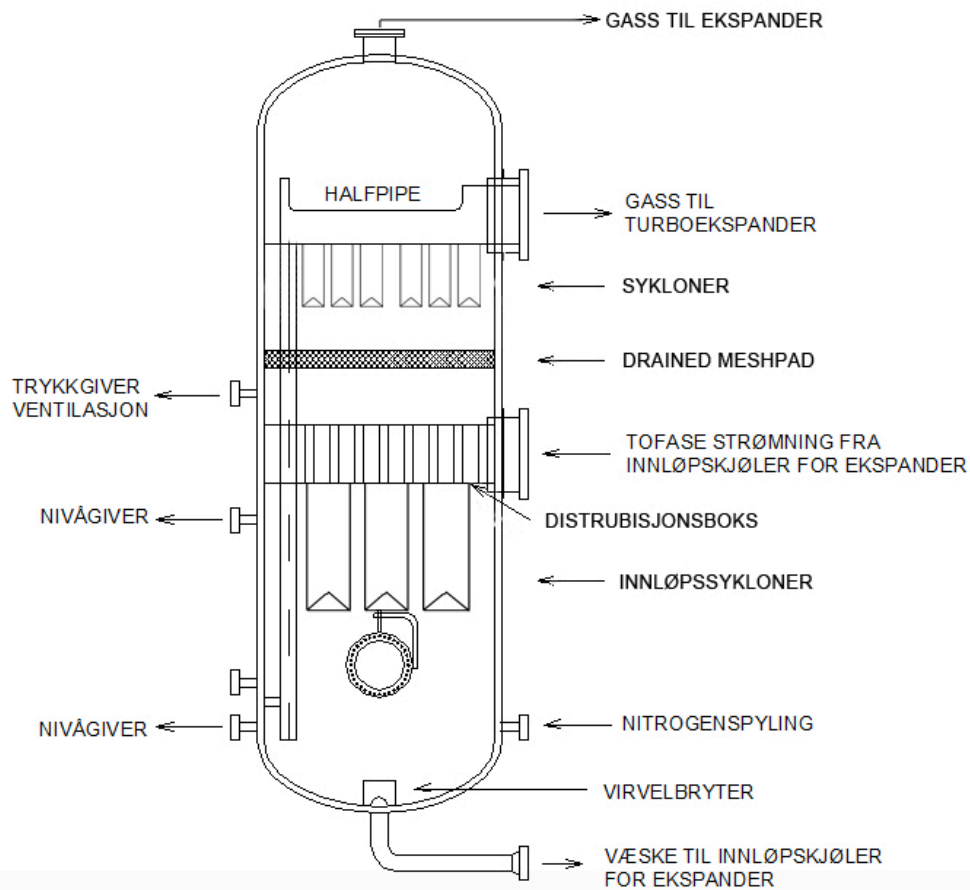
En del av prosessen som foregår i gassbehandlingssystemet er som nevnt i kapittel 3.2.2 duggpunktbehandlingen. Gass som kommer fra gasstørking systemet ledes videre til systemet for duggpunktbehandling via en innløpskjøler for ekspander (Expander Inlet Cooler, J-41-00007). Den nedkjølte gassen vil bli ledet videre til en væskeutskiller for ekspander, (Expander Inlet Scrubber, J-95-00012) hvor kondensatet vil separeres fra gassen. Gassen ledes fra væskeutskilleren for ekspander videre til turboekspander A og B.

Før gassen skal til væskeutskilleren for ekspander går den gjennom en kjøler, dette er en kompakt varmeveksler. Hensikten med dette er å skille ut de tyngre komponentene i gassen. Gassen som kommer inn på kjølen er 16 °C og er i ren gassform. Kjøleren er delt inn i seks seksjoner, i fem av disse, varmeveksles gassen med nedkjølt gass fra NGL-stabilisatoren. I den siste seksjonen varmeveksles gassen mot det kalde kondensatet som blir tatt ut av væskeutskilleren i neste steg i prosessen. Utløpsgassen som skal videre inn til væskeutskilleren for ekspander er -10,8°C og det er dannet en tofasestrømning som føres til væskeutskilleren for ekspander. Kondensatet som er dannet skal videre skilles ut i væskeutskilleren for ekspander. Dette gjøres for å sikre at det ikke kommer væske inn på sugesiden av turboekspanderen.

Tofasestrømningen ledes inn fra innløpskjøleren for ekspander. Strømningen blir ledet inn i væskeutskilleren gjennom en distribusjonsboks. Distribusjonsboksen har forskjellige formål; dempe farten til fødestrømningen, skille ut de store væskepartiklene og samtidig fordele strømningen videre til innløpsyklonene. Væskeløpet til syklonene er neddykket under væskeoverflaten. Gassen vil videre strømme opp i væskeutskilleren, her vil den gå via en dråpeforstørrende pakning, ”Drained meshpad”. Pakningens hensikt er å forstørre små væskedråper slik at de kan skilles lettere ut i dråpeutskilleren med syklonpakke ovenfor i væskeutskilleren. Dråpene som nå er fanget opp i dråpeutskilleren renner til bunnen av

væskeutskilleren via et utløp som er formet som et halvt rør. Det halve røret sikrer jevn fordeling av strømmingen over dråpeforstørrelsen og dråpeutskilleren. En oversiktstegning over væskeutskilleren er presentert i figur 15.

Gassen som er klar til å gå videre til turboekspanderer går ut i toppen på væskeutskilleren for ekspander, hvorav kondensatet fra væskeutskilleren strømmes ut i bunn. Kondensatet går så tilbake til kjøleren for å være med i nedkjølingsprosessen av den gassen som skal inn i væskeutskilleren. Det er en reguleringsløyfe som forholder seg til væsknivået i væskeutskilleren, denne fungerer som en avstengings- og reguleringsventil. Denne stenges ved lav-lavt nivå og ved for høyt nivå vil den slippe ut større mengder kondensat.



Figur 15 Oversiktstegning over væskeutskiller for ekspander (J-95-00012) [6] og redigert av gruppen.



4.2 Analyse av dagens væskeutskiller

I 1994 ble væskeutskiller for ekspander dimensjonert i forbindelse med design av prosessanlegget på Ekofisk J. Væskeutskilleren ble da dimensjonert med en designkapasitet på om lag 21 MSm³/dag.¹ Designkriteriene finnes i ”Process Data Sheet Scrubbers” [Vedlegg A]. I etterfølgende år har erfaring og nye studier blitt utført i forbindelse med design av separasjonsutstyr, deriblant HiPGaS forskningsprogrammet. Programmet var et samarbeid finansiert av tre operatører på norsk sokkel. Utdanninginstitusjonene NTNU, UIB, UIS og tre leverandører innen separasjonsteknologi deltok i programmet [19]. Studiet og driftserfaringer viser at mange av dagens væskeutskillerer er designet for små, med hensyn til faktiske volumstrømmer gjennom anlegget.

Væskeutskiller for turboekspanderne ble levert med en optimistisk kompakthet med tilhørende høy k-faktor. K-faktoren finner vi i størrelsesorden av det dobbelte av dagens anbefalinger fra NORSOK P-002 [2]. Det er uttrykt bekymringer fra oppdragsgiver om hvorvidt dagens væskeutskiller vil være en effektiv separasjonsenhet om fremtidig gassproduksjon øker gjennom Ekofiskfeltets levetid.

Ekofisk J skal i sommeren 2016 gjennom en revisjonsstans som inkluderer et prosjekt kalt ”Capacity increase”. I prosjektet skal det installeres en gassløft kompressor som skal operere parallelt til eksisterende gassløftkompressor. Kapasitetsøkningen vil anslagsvis gi en økning av gassløftmengde fra 7 MSm³/dag til 10 MSm³/dag. Det er usikkert om man noensinne kommer opp i original designkapasitet. Det vil i så tilfelle være nødvendig å få inn en tredjeparts produsent tilknyttet installasjonen. Det er derfor nødvendig å vurdere om væskeutskilleren vil være i stand til å ivareta en økende gassbelastning. Dette er høyst aktuelt da ConocoPhillips har iverksatt et prosjekt som ser på ulike flaskehalsar i prosessen.¹

¹ Ekstern veileder Clive Wilson informerte gruppen om dette på møte i Tananger den 29.03.16.



4.2.1 Intern analyse

I dette delkapittelet vil kapasiteten og tilhørende k-faktor for væskeutskilleren bli verifisert.

Historisk sett har aldri gassproduksjonen på Ekofisk J nådd original designkapasitet. Topp gassproduksjon ble nådd i 2001 med en rate på 16 MSm³/d. Verifikasjon av væskeutskillerens ytelse ved design kapasitet er derfor aldri blitt utført.¹

	Inn	Væske	Gass
Methane	0,794718079	0,299736805	0,818569289
Ethane	0,101662559	0,161998884	9,88E-02
Propane	4,40E-02	0,182042215	3,74E-02
i-Butane	6,18E-03	4,52E-02	4,30E-03
n-Butane	1,37E-02	0,121965665	8,47E-03
i-Pentane	3,23E-03	4,21E-02	1,36E-03
n-Pentane	4,11E-03	5,92E-02	1,46E-03
n-Hexane	2,48E-03	4,55E-02	4,10E-04
H2O	0	0	0
CO2	2,49E-02	1,97E-02	2,52E-02
N2	3,88E-03	5,10E-04	4,04E-03
TEGlycol	1,85E-07	6,90E-09	1,94E-07
C7	8,53E-04	1,71E-02	6,81E-05
C8	2,10E-04	4,39E-03	8,64E-06
Vapour fraction	0,954029075	0	1
Temp (°C)	-5	-5	-5
Trykk (bara)	51	51	51
Molar flow (kmole/h)	20265,88485	931,6414688	19334,24338
Mass flow (kg/h)	424775,3556	38866,16541	385909,1901

Tabell 4 Gass sammensetning fra en prøvetaking en tilfeldig dag. [Vedlegg B]

Gruppen har foretatt en simulering av fødestrømmen i datasimuleringsprogrammet Aspen HYSYS [Vedlegg C]. En manuell prøve av gassammensetningen til fødestrømmen inn på væskeutskilleren kan finnes i tabell 4. Det er disse dataene som er benyttet i simuleringen. Prøven er tatt oppstrøms væskeutskilleren og er fra en tilfeldig dag med normal produksjon, og vil være representativt for en gjennomsnittlig gass-sammensetning. HYSYS simuleringen er brukt for kontroll av manuelle beregninger. Separatorens hovedoppgave er å separere væske fra gass og det vil være kritisk å se på væskeinnholdet i fødestrømmen til separatoren. Det er oppgitt at gassfraksjonen er 0,9540 i tabell 4 for fødestrømmen ved separator

¹ Ekstern veileder Clive Wilson informerte gruppen om dette på møte i Tananger den 29.03.16.



betingelser. Væskeandelen i fødestrømmen er da 4,6 %. Gruppens simulering viser at dette tilsvarer en volumetrisk væskemengde på 1212 m³/h [Vedlegg C]. Dette er en relativt høy væskebelastning for væskeutskilleren. Konsekvensen av en økt gassbelastning gjennom væskeutskilleren er liquid carryover fra væskeutskiller og videre til nedstrøms utstyr, som i dette tilfelle vil være kritisk for turboekspanderne. Utvalgte data brukt i manuelle beregninger videre i kapittelet er hentet fra tabell 4 og 5.

Prosess data	Verdi	Hentet fra
Tetthet på væske ved separator betingelser	521 kg/m ³	Vedlegg A
Design gasskapasitet	721049 kg/h	Vedlegg A
Design væskekapasitet	81224 kg/h	Vedlegg A
Maksimal liquid carry over	0,014 m ³ /MSm ³	Vedlegg A
Areal væskeutskiller	4,8695 m ²	Vedlegg D

Tabell 5 Original design data hentet fra "Process Data Sheet" [Vedlegg A].

Dagens volumstrøm og k-faktor

For å finne dagens volumstrøm gjennom væskeutskilleren ved standard betingelser må først tettheten til gasstrømmen identifiseres. Volumstrøm i standard betingelser blir regnet ut da det ofte er disse verdiene som blir sammenlignet. Oppgitt massestrøm i tabell 4 kan konverteres til volumstrøm ved standard betingelser:

Midlere molmasse til gasstrømmen:

$$\bar{M} = \frac{\dot{m}}{\dot{n}} = \frac{424775 \text{ kg/h}}{20265,88 \text{ kmol/h}} = 20,96 \text{ kg/kmol}$$

Kompressibilitets-faktoren (Z) er regnet ut på bakgrunn av gassens sammensetning. Denne finnes ved hjelp av pseudoreduert trykk og temperatur, deretter foretas en avlesning i Standing-Katz kompressibilitetsdiagram. Temperaturen er hentet fra tabell 4. Kritisk trykk og temperatur er hentet fra Perrys Chemical engineering handbook [20].

Tetthet til gassen ved separator betingelser:



$$\rho_g = \frac{P\bar{M}}{ZRT} = \left(\frac{51 \cdot 10^5 \cdot 20,96 \cdot 10^{-3}}{0,77 \cdot 8,3145 \cdot 268} \right) \text{ kg/m}^3 = 62,3 \text{ kg/m}^3$$

Videre blir volumstrøm ved separator betingelser beregnet ved bruk av massestrømmen.

$$\dot{V}_g = \frac{\dot{m}}{\rho_g} = \frac{424775 \text{ kg/h}}{62,3 \text{ kg/m}^3} = 6818 \text{ m}^3/\text{h}$$

Volumstrømmen blir justert for standard betingelser:

$$\dot{V}_g^{sc} = \dot{V}_g \cdot \frac{P}{P^{sc}} \cdot \frac{T^{sc}}{T} \cdot \frac{1}{Z}$$

$$\dot{V}_g^{sc} = 6818 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \frac{51,01325 \text{ kPa}}{1,01325 \text{ kPa}} \cdot \frac{288 \text{ K}}{268 \text{ K}} \cdot \frac{1}{0,77}$$

$$\dot{V}_g^{sc} = 479075 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

Dette gir en volumetrisk strømningsmengde på 11,5 MSm³/d. Dette viser at dagens gassproduksjon er på omtrent halvparten av original designkapasitet. Aktuell k-faktor for væskeutskilleren ved denne volumstrømmen er beregnet under. K-faktoren vil være proporsjonal med gassbelastningen væskeutskilleren opplever. Gasshastigheten gjennom væskeutskilleren kan regnes ut som strømning i et vertikalt rør:

$$v_g = \frac{\dot{V}_g}{A} = \frac{6818 \text{ m}^3/\text{h}}{4,8695 \text{ m}^2 \cdot \frac{3600 \text{ s}}{\text{h}}}$$

$$v_g = 0,3889 \text{ m/s}$$

K-faktoren ved dagens volumstrøm kan regnes ut fra ligning 1.6:

$$k_s = v_g \cdot \left[\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right]^{0.5}$$

$$k_s = 0,3889 \text{ m/s} \cdot \left[\frac{62,3 \text{ kg/m}^3}{(521-62,3) \text{ kg/m}^3} \right]^{0.5}$$

$$k_s = 0,1433 \text{ m/s}$$

Ut i fra beregnet k-faktor på 0,1433 m/s ved dagens gassproduksjon, vil denne være innenfor anbefalingene som ble presentert i tabell 2 og 3 i kapittel 3.3.

Volumstrøm og k-faktor ved designkapasitet

For utregninger ved designkapasitet følges samme prosedyre som ved dagens volumstrøm og k-faktor, men ved bruk av massestrømmen ved designkapasitet oppgitt i tabell 5.

$$\dot{V}_g = \frac{\dot{m}}{\rho_g} = \frac{721049 \text{ kg/h}}{62,3 \text{ kg/m}^3}$$

$$\dot{V}_g = 11573,82 \text{ m}^3/\text{h}$$

Volumstrømmen blir justert for standard betingelser:

$$\dot{V}_g^{sc} = \dot{V}_g \cdot \frac{P}{P_{sc}} \cdot \frac{T^{sc}}{T} \cdot \frac{1}{Z}$$

$$\dot{V}_g^{sc} = 11573,82 \text{ m}^3/\text{h} \cdot \frac{51,01325 \text{ kPa}}{1,01325 \text{ kPa}} \cdot \frac{288 \text{ K}}{268 \text{ K}} \cdot \frac{1}{0,77}$$

$$\dot{V}_g^{sc} = 813223,78 \text{ Sm}^3/\text{h}$$

Dette gir en volumetrisk strømmingsmengde på 19,5 MSm³/d

Gasshastigheten gjennom væskeutskilleren ved designkapasitet:

$$v_g = \frac{\dot{V}_g}{A} = \frac{11573,82 \text{ m}^3/\text{h}}{4,8695 \text{ m}^2 \cdot 3600 \text{ s/h}}$$

$$v_g = 0,66 \text{ m/s}$$

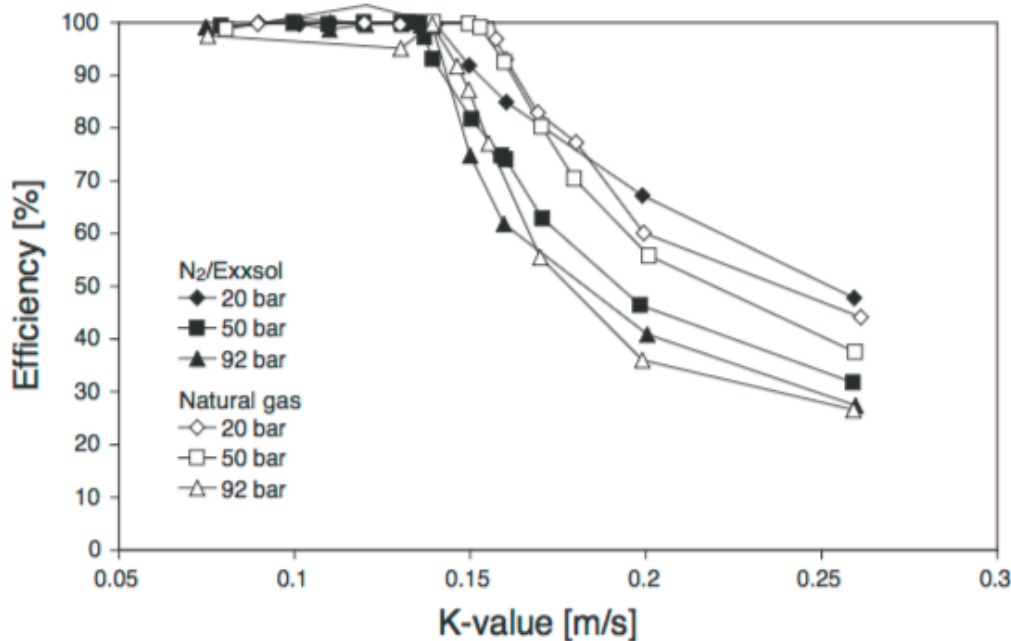
K-faktoren regnes ut fra ligning 1.6:

$$K_s = v_g \cdot \left[\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right]^{0.5}$$

$$K_s = 0,66 \text{ m/s} \cdot \left[\frac{62,3 \text{ kg/m}^3}{(521-62,3) \text{ kg/m}^3} \right]^{0.5}$$

$$K_s = 0,2432 \text{ m/s}$$

Ut i fra beregnet k-faktor på 0,2432 m/s ved designkapasitet, er denne betydelig høyere enn anbefalingene som ble presentert i tabell 2 og 3 i kapittel 3.3. I figur 16 ser vi utvikling av separasjonseffektiviteten plottet mot k-faktoren til væskeutskillerne. Her ser man en radikal nedgang i effektiviteten fra $k = 0,15 \text{ m/s}$ og utover.



Figur 16 Trond Austrheim eksperiment [19].

Austrheim [9] viser til at for væskeutskillerer som opererer med relativt høye trykk, vil tanker med interne komponenter som inlet vanes og meshpad, har et krav om k-faktor $< 0,15$ m/s. I væskeutskilleren for ekspander er det i tillegg installert innløpssykloner og en dråpefanger bestående av aksialsykloner. Studien viser videre at ved k-faktorer over $0,15$ m/s må man støtte seg på aksialsyklonenes ytelse. Eksperimentet til Austrheim viser samtidig at ved høye k-faktorer ($> 0,15$ m/s) er effektiviteten til syklonpakken moderat. Ved en separasjonskonstant på $0,2432$ m/s er det usikkert om separasjonseffektiviteten opprettholdes i gravitasjonsseksjonen. I følge Austrheim vil ikke k-faktoren kunne anvendes som en fullstendig "sizing factor". Faktoren vil ikke beskrive fenomenet "væskemedriving" og interne komponenter i væskeutskilleren. Det skal også nevnes at i noen tilfeller vil væskeutskillerer med interne komponenter i praksis kunne operere med k-faktorer opp til $0,3$ m/s [9].

4.2.2 Ekstern analyse

For å verifisere gruppens analyse av væskeutskilleren og en uavhengig vurdering designet, har gruppen vært i kontakt med to eksterne aktører. Kirk Process Solutions er en produsent og leverandør av tekniske løsninger til olje og gass industrien, med spesialisering innen



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

separasjonsteknologi. Kranji solutions er et konsulentfirma med ekspertise innenfor separasjonsteknologi, med kjerneområde innen uavhengig prosessvurdering og simulering.

KIRK Process Solutions

I henhold til Kirks analyse burde væskeutskilleren hatt en k-faktor på 0,104 m/s. Kirks anbefalinger og beregninger kan kort oppsummeres i to faser:

1. I forhold til originalt design mener han at væskeutskilleren ser robust ut, men at CDS/FMC`s design er veldig over-kompensert basert på egne designprosedyrer. Kirk tilføyer at over-kompensasjonen mest sannsynlig er utført med tanke på den tilgjengelige diameteren. Ved en fremtidig gassproduksjon i henhold til designkapasiteten vil k-faktoren øke fra 0,139 til 0,252 m/s. I og med ytelsen ved original designkapasitet aldri er testet, mener han at fine væskedråper muligens vil bli transportert fra innløpssyklonene til meshpaden og aksialsyklonene.
2. Ved dagens operasjon og produksjon vil væskeutskilleren operere med lav gassbelastning og forventer god effekt av de interne komponentene.

Kirk sine kalkulasjoner er lagt ved i [Vedlegg E]. Disse beregningene er basert på Kirks egne interne komponenter og kan ikke sammenlignes direkte med de som står installert i dag. Kalkulasjonene kan likevel vurderes for å se effekten ved endring av volumstrømmer.

KRANJI Solutions

Kranji Solutions har utført en modellering av væskeutskillerens ytelse ved de operasjonelle betingelsene gruppen har satt. Modelleringen er simulert i "MySep" (Beta version 3.0.0). Programmet er utviklet av Kranji Solutions. ConocoPhillips har også tilgang til programmet i sine systemer. Rapporten har status "Draft" og er lagt ved som vedlegg F. Kranji Solutions beskriver designet av væskeutskilleren som robust slik den er i dag. Men den totale ytelsen er strengt avhengig av den hydrauliske trykbalansen, og gass/væske fordelingen i innløpssyklonene.



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Et sammendrag fra modelleringen er gitt under i figur 17 og beskriver følgende tre ulike case:

Case 1: 11,5 MSm³/d

Case 2: 22 MSm³/d

Case 3: Originalt design i henhold til "Process Data Sheet" [Vedlegg A].

Gas side summary			Case 1	Case 2	Case 3	Max
Vessel K-value	m/s		0.134	0.256	0.252	0.256
Gas velocity	m/s		0.371	0.709	0.716	0.716
Inlet section	mbar		27	100	99	100
Distribution baffles	mbar		0	0	0	0
Mesh agglomerator	mbar		4	14	14	14
Cyclones	mbar		13	65	64	65
Demisting #2 (none)	mbar		0	0	0	0
Gas outlet nozzle	mbar		5	18	18	18
Total	mbar		49	197	195	197
Gas outlet d100	micron		18	56	55	56
Total carryover	m ³ /hr		0.000	0.161	0.159	0.161
	USG/MMSCF		0.00	1.37	1.39	1.39
Gas-liquid separation efficiency	%		100.00%	99.89%	99.90%	100.00%

Figur 17 MySep modellering – Sammendrag. [Vedlegg F]

Av sammendraget bekrefter modelleringen riktigheten av de ulike k-faktorene som ble beregnet i den interne analysen. Effekten av gass- og væskeparasjonen er gitt til å være 100% for dagens volumstrøm og 99,9% ved designkapasitet. Modelleringen viser at originalt design er tilfredsstillende. Total væskemedrivelse, altså "liquid carryover", vil henholdsvis være 0, 0,161 og 0,159 m³/h for de tre ulike casene. I figurene under er det noen utvalgte utdrag fra modelleringsrapporten. Disse viser effektiviteten i hvert enkelt separasjonstrinn med tilhørende liquid carryover i væskeutskilleren. Den totale effektiviteten på innløpsyklonene reduseres med ca. 16 % ved en økning fra case 1 til 3. Se figur 18.

			Case 1	Case 2	Case 3	Max
Removal d100 (predicted)	micron		112	81	80	112
Mist sep. effic. (predicted)	%		92.57%	81.79%	81.88%	92.57%
Carryover rate	m ³ /hr		1.055	23.677	25.586	25.586
Overall efficiency	%		98.61%	83.65%	83.59%	98.61%

Figur 18 MySep modellering - Separasjonseffekt i innløpsykloner. [Vedlegg F]

Modelleringen i figur 19 viser at separasjonen i gravitasjonsseksjon har ingen effekt da væskeutskilleren er underdimensjonert, også vist i gruppens interne analyse.



		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Removal d100 (predicted)	micron	0	0	0	0
Mist sep. effic. (predicted)	%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Carryover rate	m ³ /hr	1.055	23.677	25.586	25.586
Overall efficiency	%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

Figur 19 MySep modellering - Separasjonseffekt i gravitasjonsseksjonen. [Vedlegg F]

Meshpadens effektivitet reduseres med ca. 31 % ved en økning fra case 1 til case 3. Se figur 20.

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
K-value	m/s	0.156	0.298	0.293	0.298
Velocity	m/s	0.43	0.82	0.83	0.83
Mist effic. (predicted)	%	99.89%	66.02%	68.87%	99.89%
Carryover	m ³ /hr	0.001	8.047	7.966	8
Overall efficiency	%	99.89%	66.02%	68.87%	99.89%

Figur 20 MySep modellering - Separasjonseffekt i meshpad [Vedlegg F]

Siste separasjonssteg er aksialsyklonene. Syklonene vil i følge modelleringen separere ut 98% av væsken som er trengt gjennom meshpaden.

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Gas flow / cyclone	m ³ /hr	54.131	103.552	104.627	104.627
Liquid flow / cyclone	m ³ /hr	0.000	0.067	0.066	0.067
Gas rho-v ²	kg/ms ²	417	1527	1506	1526.6
Removal d100 (predicted)	micron	78	56	55	78
Sep. efficiency (predicted)	%	1.40%	53.38%	53.58%	53.58%
Sep. efficiency (user defined)	%	98.00%	98.00%	98.00%	98.00%
Carryover rate	m ³ /hr	0.000	0.161	0.159	0.161
Overall efficiency	%	98.00%	98.00%	98.00%	98.00%

Figur 21 MySep modellering - Separasjonseffekt i syklonene. [Vedlegg F]

4.2.3 Oppsummering

Analysen viser at k-faktoren for separatoren er for høy ved designkapasitet, i henhold til studiet til Austrheim [9] og anbefalinger fra NORSOK P-002 [2]. Som nevnt i den interne analysen, vil aksialsyklonene være avgjørende i forhold til den totale separasjonseffektiviteten med en k-faktor > 0,15 m/s. Dette samsvarer med simuleringen vist i figur 21.

I "Process Data Sheet" [Vedlegg A], er liquid carryover definert. Den er satt til å være 0,014 m³/MSm³ og er det samme som GPSA (0,1 USgallon/MMscf) sin definisjon på tørr gass [8]. For sammenligningsgrunnlag har dette blitt omgjort til 0,011 m³/h ved designkapasitet.



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Simulering fra Kranji estimerer en liquid carryover på 0,159 m³/h ved design kapasitet. Kranji viser til en liquid carryover som er betydelig høyere enn opprinnelig design.

For samtlige væskeutskillere på Ekofisk J har det vært nødvendig med en modifikasjon for å oppnå bedre ytelse og redusere liquid carryover. Væskeutskiller for turboekspander har gjennomgått følgende modifikasjoner tidligere:

Modifikasjon	Originalt Design	Etter modifikasjon
Innløp	Vane type inlet device	6 Innløps sykloner med distribusjon boks type vane
Koaliseringseenhet	Meshpad Coalescer	Meshpad erstattet med ny inkl. Drenering
Dråpefanger	627 Vane Pack	Vanepack erstattet med sykloner

Tabell 6 Oppgraderings historikk for J-95-00012

5. Potensielle løsninger

Selskaper fra hele verden leverer utstyr som er spesialisert for optimalisering av gass- og væskeparasjon i prosessanlegg. Alternative løsninger for væskeutskillerer kan variere fra modifikasjon (retrofit) oppgradering, til installasjon av nytt separasjonsutstyr. Tidshistorisk utvikling viser at det har gått mer og mer mot kompakt utstyr. Det har nesten vært utelukkende fokus på væskeutskillerer med syklonpakke som dråpefjerningsenhet. Dette er grunnet stadig strengere krav til footprint, reduksjon av vekt og kostnad. I forarbeidet til denne rapporten har flere komponenter og løsninger blitt eliminert på grunn av kompatibilitet, da noe teknologi er kun rettet mot subsea, eksosgass, drivstoff, og ikke utstyr for kontinuerlig behandling av rågass. Etter nøye undersøkelser og innsamling av informasjon fra vitenskapelige artikler og aktuelle teknologier, har gruppen gjort sine valg av utstyr som kan være aktuelle for en optimalisering av den totale separasjonseffekten i væskeutskiller for ekspander.

5.1 Tilgjengelige løsninger

Nedenfor vil det bli presentert ulike kommersielt tilgjengelige løsninger.

5.1.1 Modifikasjon av eksisterende væskeutskiller

Innløpsarrangement

Som nevnt i kapittel 3.2.1 er inlet vanes det mest brukte innløpsarrangementet. Det viser seg at ujevn gass og væskefordeling over inlet vanes kan ha en negativ innvirkning på resultatene av separasjonsutstyr videre nedstrøms i en væskeutskiller.

CDS Inlet Cyclone™ Inlet Device, non-submerged:
FMC Technologies har bred erfaring innen separasjonsteknologi, de har kjøpt opp CDS engineering, som er det selskapet som har levert modifikasjon på væskeutskilleren tidligere.

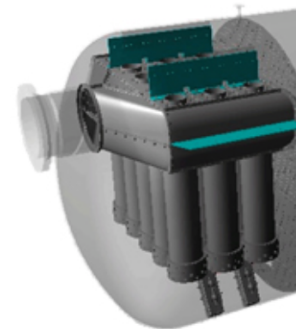
Meningen med ”non-submerged” innløpscycloner er å gi en forhåndsparasjon av gass og væske i tillegg til å redusere momentet til fødestrømmen. Non-submerged innløpscycloner kan også være kapabel til å fjerne dråper,



Figur 22 Væskeutskiller med "CDS Inlet cyclone, non-submerged" installert [22].

som derav gir en høyre virkningsgrad. Syklonene er designet slik at de forsikrer om en lav væskemedrivelse inn i gassfasen. De er konstruert for å minimalisere skjærkrefter på igjenfanget væske i gassen. Lave skjærkrefter er gunstig for at dråpefordelingen av den gjenfangende væsken som forlater syklonen ikke er for av for liten størrelse. Dråper med liten diameter vil redusere effekten i en nedstrøms dråpefanger [21].

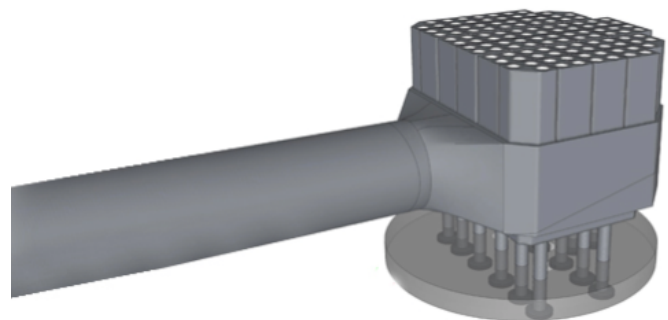
Concept ICD Separator Inlet Cyclone Device
Cameron er en også en anerkjent produsent og leverandør innen separasjonsteknologi. Camerons Inlet Cyclone device fungerer både i lave og høye trykkforhold. Innløpet er konstruert for en effektiv separasjon av væskeslugger, og forbedre separasjonseffekten samt å tilby en mer kompakt størrelse på utstyret. Konseptet omfatter en innløps diffusor, som er utstyr med ett sett av diffusor elementer, da diffusorbladene har den effekten at de reduserer innløpshastigheten. Gassen strømmer så inn i ett fordelingskammer som jevner ut strømmen i syklonrør. Syklonrørene har en blokkeringsanordning for gassvandring.



Figur 23 ICD Separator Inlet Cyclone Device. [23]

Perforerte væskefordelere er anordnet i væskeutløpet for å redusere turbulens i væske seksjonen. Dette er for å unngå høye dynamiske krefter tilført i væsknivået. Separert gass strømmer ut via gassutløpet.

Concept Axial Cylonic Inlet (ACI)
Camerons concept axial cylonic inlet er konstruert for å gi en effektiv gass/væske separasjon. Denne vil være effektiv for høye volumstrømmer. ACI er konstruert for å håndtere varierende væskefraksjoner i innløpsstrømmen, og samtidig opprettholde en separasjonsytelse på 99,9%. Den består av flere høyeffektive sykloner som er designet for å håndtere variable gassbelastninger. Syklonene kan håndtere høye gasslastninger og samtidig opprettholde trykkbalansen i tanken. Ved å ha en lavere hastighet over væskeoverfalten, reduseres sjansen for eventuell væskemedrivelse. [24]



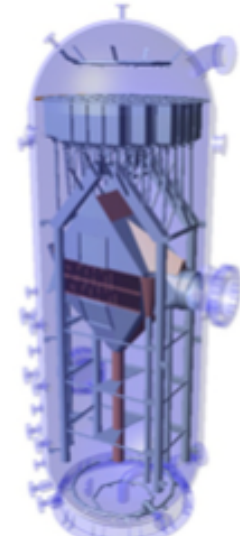
Figur 24 Aksialsyklon innløp [24].



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Concept Inlet Vane Diffusers (IVD)

Dette innløpet, også fra Cameron, baserer seg på inlet vanes prinsippet. Dette forbedrer fordelingen av innløpsstrømmen og den generelle ytelsen til separatoren. Skovlene er profilerte for å forsiktig redusere innløpshastigheten og innløpsmomentet. Dette reduserer dråpenedbrytningen og videre blanding av dråpene og gassen. Dette forårsaker en plutselig ekspansjon av strømningspassasjen, hoveddelen av denne væsken vil gå tilbake igjen i gassen fordi det ikke kan renne i motstrøm gjennom høy-hastighetsfeltet i det reduserte tverrsnitts arealet. Innløpet er designet med et dren for å forbedre separasjons ytelsen og redusere væskedrivelse.



Figur 25 Væskeutskiller med "Inlet Vane Diffusers" installert [25].

Struktur for koalisering og dråpefangning

Dråpefangning deles inn i fire forskjellige enheter; meshpad, vanepack, sykkloner og filtre. Det er per i dag ingen klare grenser for hvilken enhet som fungerer best i gitt situasjon. Prinsippene bak meshpad, vanepack og sykkloner er forklart i kapittel 3.2.2 og 3.2.3

Drained Meshpad Agglomerator:

Ved en høy væskestrøm inn på separatoren, eller et høyt antall av små dråper, kan en "mesh agglomerator" benyttes. Agglomeratoren er beregnet til å ta opp og koalisere dråpene før gasstrømmen blir ført inn i en nedstrøms dråpefanger. Ved hjelp av et patentert dreneringssystem integrert i agglomeratoren, kan væskehåndteringskapasiteten og separasjonseffektiviteten til væskeutskilleren økes betraktelig. Denne teknologien leveres av FMC og dimensjoneres etter kundens kriterier. [26]



Figur 26 Drained Meshpad Agglomerator [26]

Vane Pack Agglomerator.

Denne vanepack agglomeratoren, også fra FMC, vil øke den totale separasjonseffekten ved å installeres i gravitasjonsseksjonen. Dråpene vil samles i en væskeoppsamlingskanal og den utskilte væsken vil føres til væskeutskilleren gjennom en rørkanal.



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Dråpene som ikke blir separert i agglomeratoren vil øke i størrelse, noe fører til en mer effektiv separasjon i en eventuell dråpefanger videre i væskeutskilleren. Trykkfallet vil være lavere enn ved en Mesh Type Agglomerator, og ha en høyere motstand mot begroing.

[Vedlegg FMC]

Embedded Demister Pad:

Boegger Industrial leverer denne meshpaden og den er effektiv til å drenere ut de større dråpene i en gasstrøm. Den klarer også å fange opp de mindre og/eller koalisere dem til større dråper ved hjelp av metalltråder som er flettet tett i et spesielt mønster. Er på det mest effektive når dråpene er 3-5 μ m [27].

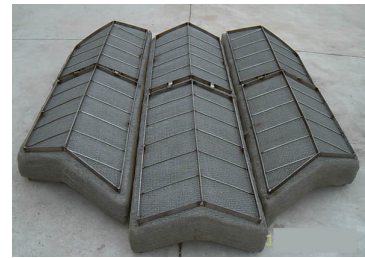


Figur 27 Embedded Demister Pad [27].

Wavelike Type Demister Pad:

Denne leveres også fra Boegger Industrial og fungerer i teorien på lik måte som Embedded Demister Pad, presentert ovenfor.

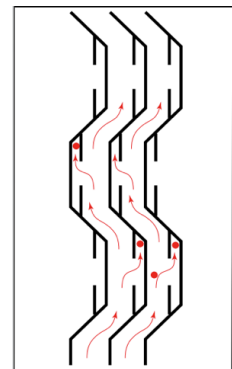
Utskillingen og koaliseringen vil få et annet utfall på grunn av den bølgede overflaten. Vippene/bølgene på overflaten vil øke overflatearealet med 15% [28], dette vil igjen føre til en økt effekt.



Figur 28 Wavelike Type Demister Pad [28].

AMACS MultiPocket®

AMACS har et patentert produkt, MultiPocket® vanes blir anbefalt for å øke kapasiteten i en allerede eksisterende installasjon. Det blir lagt til flere plater på innsiden av de korrugerte platene som finnes i en konvensjonell vanepack. I figur 29 kan man se prinsippet til AMACS MultiPocket®,

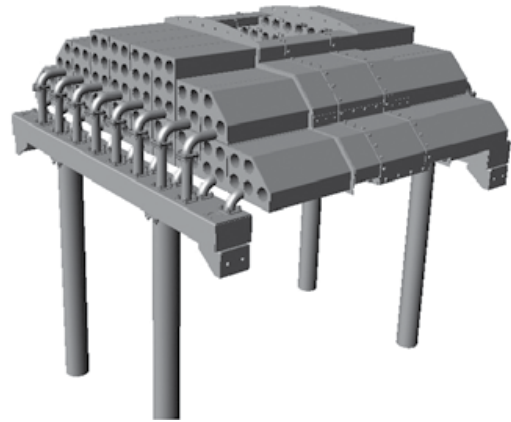


Figur 29 MultiPocket vanes prinsippsskisse. [29].



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Cameron's Concept Demisting Cyclones (DC)
Camerons dråpefjerningssykloner er kompakte patroner av minisykloner konstruert for å fjerne væske fra gass. Flere av disse syklonene er kombinert og installeres på gassutløpet fra separatoren. Dråpefangersykloner kan operere med en høyere k-verdi i forhold til standard dråpeutskillerer eller meshpads. Disse syklonene, i kombinasjon med andre innvendige komponenter, kan øke separasjonseffektiviteten til en separator til 99,99% fjerning av 10µm eller større væskedråper. [30]



Figur 30 Concept Demisting Cyclones [30].

KIRK Process Solutions Axial Cyclone Mist Eliminator
KIRK Process solutions har en syklonpakke de kaller "The High Speed™" og påstår denne gir en høy separasjonsgrad for fine dråper, selv ved høye driftstrykk. På grunn av sin høye kapasitet er den ideell for ettermontering i eksisterende separasjoner. I et eventuelt nydesign vil disse aksiale syklonene resultere i en mer kompakt væskeutskiller. [31]

CDS Spiraflow™ sykloner
FMC's CDS Spiraflow får en høy dråpefjerningseffektivitet og gass- og væskekapasitet på grunn av en kraftig sentrifugal akselerasjon og resirkuleringsstrøm. Syklonpakken brukes vanligvis i forbindelse med en CDS Meshpad Agglomerator som forbedrer generell "turndown" til tanken. Syklonene kan plasseres horisontalt eller vertikalt.

Figur 31 viser en skisse av en enkelt syklon, og den innkommende gassstrømmen føres gjennom et stasjonært virvelement, lokalisert oppstrøms hovedkammeret. Den hvite linjen på figuren viser rette slisser som tillater en væskefilm, sammen med en liten mengde spylegass, å passere inn i syklonhuset. Spylegassen blir resirkulert tilbake gjennom resirkuleringsrøret til senteret av det stasjonære virvelement og re-injiseres gjennom spissen på en radiell måte som gir forbedret rengjøring av den sekundære gasstrømmen. Syklonene er montert i et

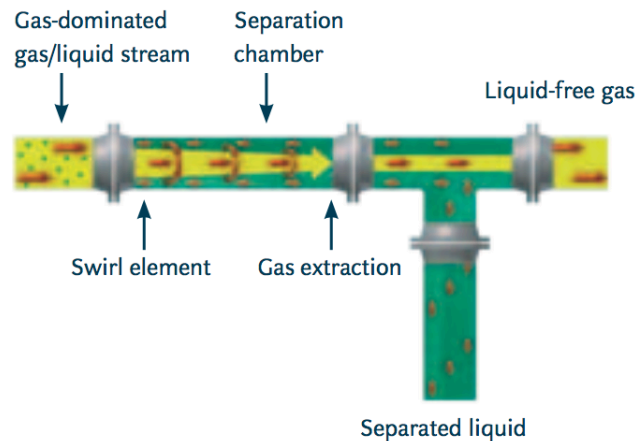


Figur 31 CDS Spiraflow syklon. [Vedlegg FMC]

hus som er utstyrt med dreneringsrør som effektivt fjerner fanget væske fra sykklonhuset, og leder væsken til væskeseksjonen av tanken. På grunn av de høye gasshastighetene, er sykklonene ikke følsomme for begroing [22].

5.1.2 Inline teknologi

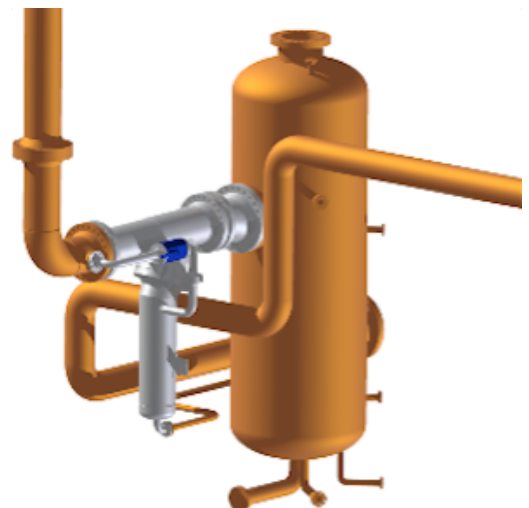
Utenom oppgradering av eksisterende væskeutskiller vil en annen løsning basere seg på ny-installasjon av separasjons utstyr oppstrøms eksisterende væskeutskiller. Det finnes ulike teknologier på markedet i dag. Installasjon av denne typen teknologi vil være naturlig etter å ha sett på løsninger som retrofit oppgradering av eksisterende utstyr. Inline teknologiene er kompakte og konstruert for å erstatte en del av rørsystemet oppstrøms væskeutskilleren. Det vil si at en vesentlig faktor er å se på tilgjengelig plass og riktig geometri i rørsegmentet oppstrøms utstyret.



Figur 32 Prinsippkisse for Inline Separator [32].

InLine DeLiquidizer

FMC har ulike typer løsninger av inline teknologi. Den mest interessante løsningen er en såkalt InLine DeLiquidizer. Dette er en sykklonseparator. Denne separerer gass og væske i to faser ved hjelp av sykklonteknologi. Separatoren består av en innløpsseksjon, hoved separasjonsseksjon og to seksjoner for gass og væske. Gassen strømmer inn fra venstre side mot høyre side i figur 32. I første seksjon er det installert en strømningsretter. Denne har som hensikt å fordele væskedråper over hele tversnittet i separatoren. Når dråpene er fordelt vil et virvelement skape en ”virvel” strømming som resulterer i høye g-krefter som vil skille tofasestrømmingen i to ulike faser. Sentrifugalkreftene fører til at det dannes en væskefilm



Figur 33 InLine Separator installert på oppstrøms væskeutskiller [34].



langs rørveggen i inline separatoren. Den utskilte væskestrømmen langs rørveggen vil føres inn i en egen seksjon for væske. Separert gass som strømmer i midten, vil bli trykket ut i et rør med mindre diameter enn selve separatoren. I gassutløpet er det installert en strømningsretter som laminerer strømmingen og stabiliserer trykket, før gassen går videre i rørsystemet. Væskefasen vil ledes ut i egen seksjon i separatoren før væsken ledes til videre behandling. Håndtering av utskilt væske er som oftest gjort ved at den ledes inn i væskeseksjonen på eksisterende væskeutskiller.

FMC oppgir at utstyret vil kunne håndtere fødestrømmer med en gassandel på mellom 90-99.5 vol%. Ifølge FMC vil 90-95% av væskeinnholdet i fødestrømmen bli skilt ut ved bruk av denne separatoren [33]. En InLine DeLiquidiser vil kreve lite vedlikehold. Figur 33 viser et bilde av hvordan inline separatoren er kombinert med en væskeutskiller. Her er inline separatoren installert tett på eksisterende væskeutskiller. Dette trenger ikke å være tilfellet [33].

Teknologien ble utviklet i tett samarbeid med Statoil. Den første enheten som ble installert var på installasjonen Sleipner T. Denne har vært i drift siden 2004. Etap feltet, operert av BP har også denne teknologien installert. Utfordringen i dette tilfelle var for høyt duggpunkt på eksportgassen. Effektiviteten på glykolkontaktoren var lav på grunn av høy liquid carryover fra oppstrøms væskeutskiller. Løsningen ble installasjon av Inline DeLiquidiser. En transmitter med tilhørende kontroller og reguleringsventil er her installert for kontroll av væsknivået i væskeseksjonen. Reguleringen hindrer gassgjennomslag i væskeutløpet. Installasjonen er også utført på Snorre B feltet og for BHP Billiton petroleum sin installasjon, L.Bay plattform.

5.1.3 Installasjon av ny væskeutskiller J-95-00012

Erstatning av eksisterende væskeutskiller med en ny væskeutskiller vil være et alternativ. Det finnes en rekke aktører som vil kunne levere ny væskeutskiller med de kravene som settes av kunden [Vedlegg FMC]. FMC Technologies kan levere et prosess design med tilhørende interne komponenter:

- Ny vertikal separasjonstank
- Non-Submerged Inlet Cyclone
- CDS Drained Meshpad Agglomerator

- Vane Pack Agglomerator
- CDS Spiraflow Aksialsykloner

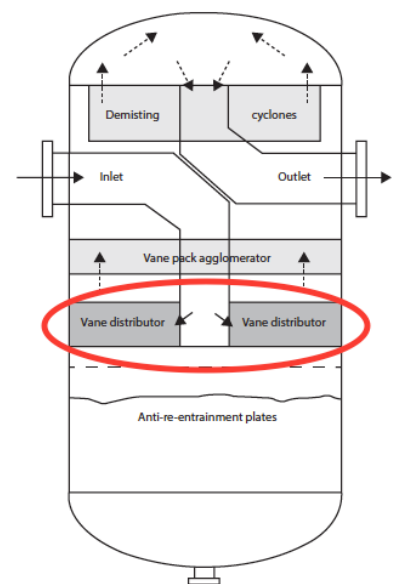
5.2 Alternative tiltak

Nedenfor har gruppen presentert alternative tiltak som kan være med på forbedre separasjonseffekten. Disse er blitt utelatt fra vurderingsprosessen ettersom data for sammenligningsgrunnlag ikke er innhentet.

Split inlet:

Den første innretningen er et såkalt ”splitinlet”, dette deler inn i to innløpspredere. Rørbendet på 90 grader og vanes er med å redusere hastigheten til gasstrømmen og momentumet, og lar store dråper skille seg fra gassen.

På grunn av avstanden mellom ”vaneinlet” og væskeoverflaten samt høye innløps hastigheter er det nødvendig med ”antivæskemedrivelsesplater”, som plasseres rett over væskeoverflaten i tanken. Dette er for å unngå at gassen skal rive med seg væske igjen nedstrøms [35].



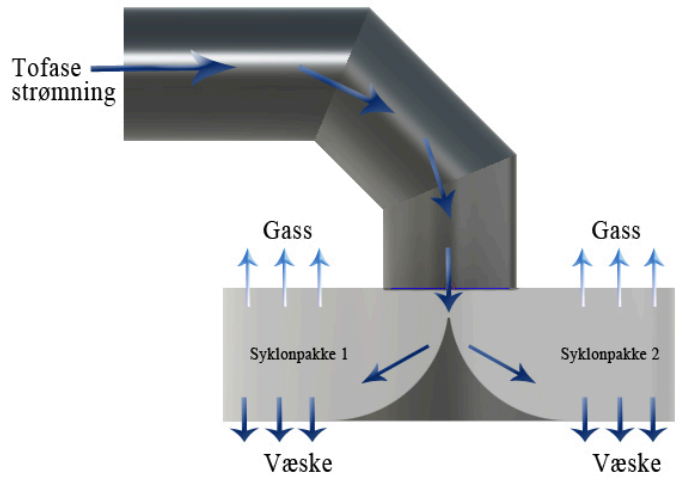
Figur 34 Oversiktstegning over en væskeutskiller med split inlet installer [35].

Egenutviklet ide: Splitinlet med aksialsykloner

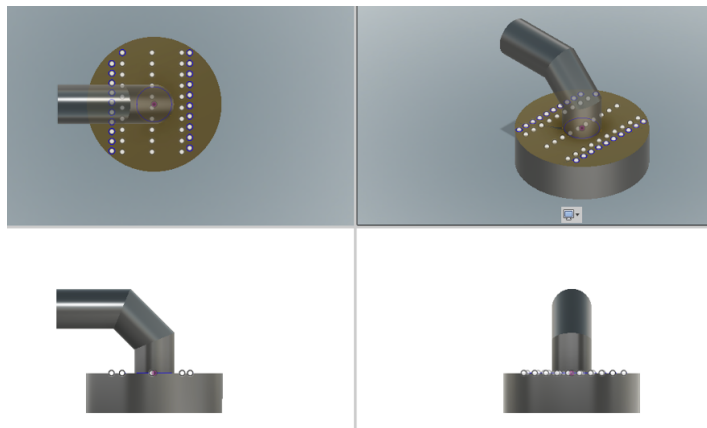
Innløpet er en kombinasjon av allerede eksisterende teknologier: splitinnløp, aksialsykloner og antivæskemedrivelsesplate.

Innløpet består av et bend på 90° som er en fordel i situasjoner der en ikke har optimalt rørstrekk oppstrøms væskeutskiller. I innløpsrøret finnes en statisk dråpefordeler som har som hensikt å fordele dråpene over hele

tvversnitsarealet i røret. Innløpsrøret inni tanken er med på å redusere strømningshastigheten for optimal separasjon. I enden på innløpsrøret er det tiltenkt en skilleplate som deler innløpet i to, hensikten med denne er å få en jevn fordeling av gasstrømmen. På hver side av skilleplatene finner man en syklopakke. Her skal det kunne være mulig å etterfølge klientens ønske om antall sykloner som trengs. Syklonene som anvendes er aksialsykloner med et statisk virvel element som sørger for kraftig sentrifugal akselerasjon og effektiv separasjon.



Figur 35 Prinsipp for splitinlet med aksialsykloner. Figuren er produsert av gruppen i AutoDesk Fusion og Photoshop.



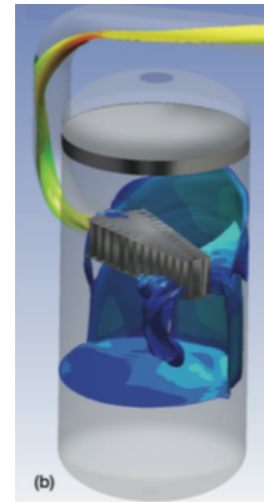
Figur 36 Splitinlet med aksialsykloner. Figuren er produsert av gruppen i AutoDesk Fusion og Photoshop.



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Rørføring

Rørføring, vil si hvordan rørene oppstrøms av væskeutskilleren er orientert. En bestemt orientering med riktig geometri kan være med på å redusere hastigheten til gasstrømmen. En riktig kombinasjon av overnevnte kan føre til økt separasjon av de tyngre hydrokarbonene før gasstrømmen entrer væskeutskilleren. Optimal rørføring kan også være med på å redusere momentet (ρV^2) væskeutskilleren utsettes for. Figur 37 viser at væsken har relativ stor hastighet i det første bendet (rødt område) og dette blir redusert i neste bend (grønt område).

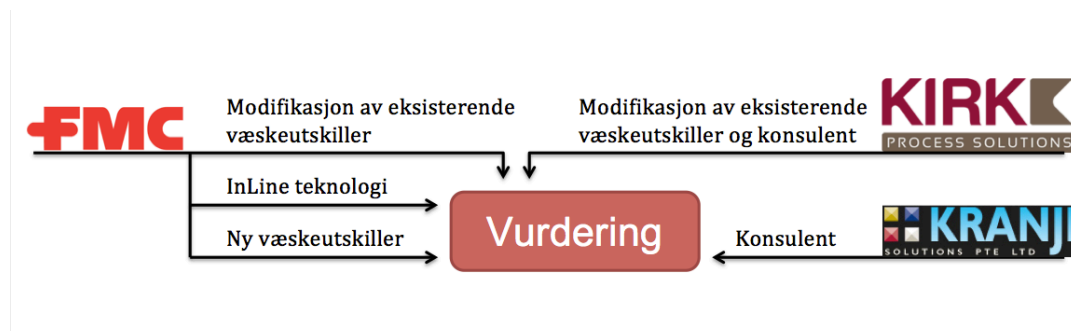


Figur 37 Gasshastigheten er et resultat av rørføringen [36].

6. Vurdering av tilgjengelige løsninger

I dette kapittelet vil det bli foretatt en vurdering av de ulike tilgjengelige løsningene som vil være aktuelle for situasjonen. Gjennom prosjektperioden ble det etablert dialog med ulike leverandører. Anbefalinger fra eksterne leverandører vil bli vurdert sammen med en evaluering av de tekniske tilbudene gruppen har mottatt. Et flyskjema (Figur 38) er opprettet for å gi leseren en oversikt over de ulike aktørene som har gitt sine innspill og tilbud.

Alternative tiltak som er nevnt i kapittel 5.2 er utelatt fra vurderingen, da data for sammenligning ikke er innhentet.



Figur 38 Flytskjema for kommunikasjon med eksterne aktører. Laget av gruppen.

6.1 Modifikasjon av eksisterende væskeutskiller

For en eventuell modifikasjon av eksisterende væskeutskiller, har de eksterne aktørene kommet med følgende anbefalinger:

KIRK Process Solutions

Da gruppen presentere Kirks' analyse i kapittel 4.2.2 var konklusjonen at det var mulighet for liquid carryover fra innløpssyklonene til meshpad og aksialsyklonene. For å forhindre dette ble det presentert to mulige alternativer:

1. Installer en ekstra vanepack med full diameter. Denne bør installeres under eksisterende meshpad, eventuelt erstatte meshpaden med en vanepack, da denne har høyere væskekapasitet.
2. Installasjon av flere aksialsykloner i dråpefangingsenheten.



Kirk har levert et tilbud på ny vanepack med en pris pålydende 35.000 €. Det er ikke mottatt data for effektiviteten til vanepacken. Det vil være vanskelig for gruppen å sammenligne denne løsningen med andre alternativer. Det er også sendt en forespørsel til Kirk Process Solutions om leveranse av aksialsykloner. Kirk har anbefalt at FMC bør levere disse, da det blir nødvendig å erstatte hele syklondekket om Kirk's aksialsykloner skal installeres. Dette vil føre til en betydelig høyere kostnad.

FMC Technologies

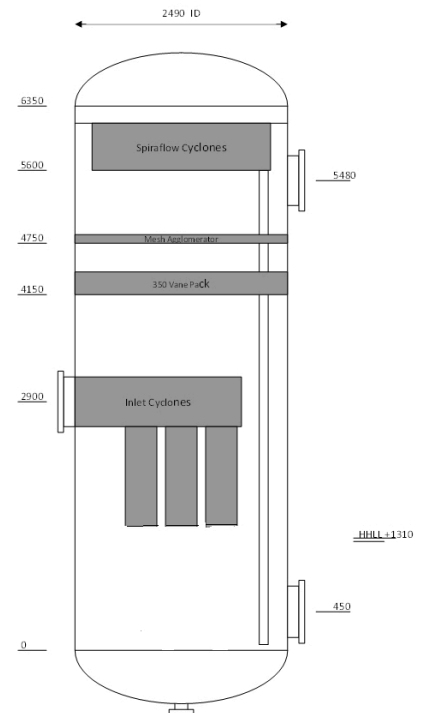
I dialog med FMC Technologies har gruppen mottatt et tilbud som inkluderer å erstatte alle interne komponenter i væskeutskilleren

De interne komponentene presentert i tilbudet er:

- Non-Submerged Inlet Cyclone
- CDS Drained Meshpad Agglomerator
- Vane Pack Agglomerator
- CDS Spiraflow™ sykloner

FMC ønsker å erstatte de seks innløps syklonene med nye sykloner som ikke er neddykket under væsknivået. Disse er designet for væskeutskillere med høye væskebelastninger. Begrunnelsen for denne modifikasjonen er at neddykket innløpssykloner er mindre passende på grunn av høy "GVF" og fare for liquid carryunder. Neddykket innløpssykloner blir i dag ikke installert i nye væskeutskillere. Grunnet diameterbegrensinger for denne væskeutskilleren vil det ikke være mulig å øke antallet innløpssykloner. FMC påpeker at effektiviteten av disse seks syklonene ikke vil være optimal, men bedre enn et vanetype innløp. Videre vil oppgraderingen inkludere heving av eksisterende syklondekk. Dette er for å dra fordel av væskeutskillerens høyde. FMC foreslår å øke antall aksialsykloner fra 120 stk til 180 stk. Heving av syklondekket sørger for at det blir plass til et nytt koaliserings-trinn. FMC vil installere en vanepack agglomerator kombinert med en drenert meshpad agglomerator. Dette forslaget blir underbygget av anbefalingene fra både Kranji Solutions og KIRK Process Solutions.

Figur 39 viser hvordan væskeutskiller etter modifikasjon vil se ut. FMC oppgir at foreslått modifikasjon vil ha en estimert separasjonsytelse på 98% med en liquid carryover på 2,5-3 m³/h ved designkapasitet. Oppgraderingen vil ha en kostnad på 221.800 € og vil være det billigste alternativet i tilbudet til FMC. Modifikasjonen krever nedstenging av anlegget og er en fordel å utføre under en revisjonsstans. Væskeutskilleren må klargjøres for vedlikehold og blindes av for entring. Det vil kreve noe tid for å fjerne eksisterende innmat. Eksisterende innmat og ny må transporteres gjennom mannløkket. Videre vil det være behov tilpasning av supportertering for nye interne deler før montering av ny innmat utføres. FMC har tatt høyde for at modifikasjoner blir sammenføyet med skrudde forbindelser og at sveising eller varmt arbeid ikke er aktuelt.



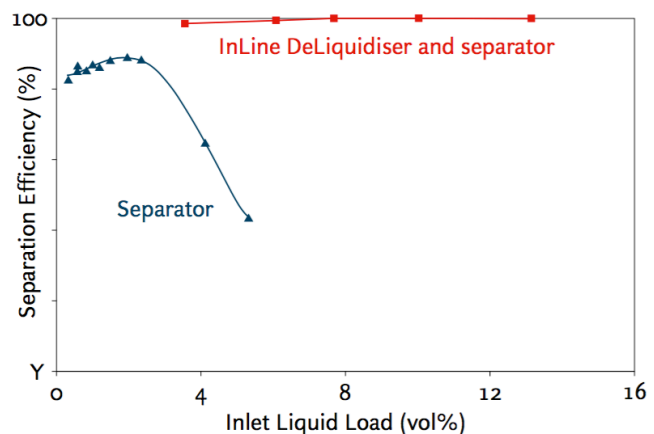
Figur 39 Væskeutskiller etter FMC's modifikasjon [Vedlegg FMC]

6.2 Inline teknologi

FMC Technologies – InLine DeLiquidiser

Installasjon av InLine DeLiquidiser vil være et alternativ for å opprettholde designkapasiteten. FMC oppgir at en InLine DeLiquidiser kan håndtere væskefraksjoner opptil 10 volum%. Væskeutskilleren for ekspanderne vil ved en gassproduksjon ved designkapasitet håndtere en fødestrøm med om lag 5 vol% væske. Ved

installasjon av dette utstyret vil anlegget være mer robust, også for eventuelt økende væskefraksjoner eller væskeslugger over 5 volum%. En høy væskefraksjon vil kunne redusere innløps arrangementets effektivitet.



Figur 40 Effektiviteten av InLine DeLiquidiser [37].



Figur 40 viser effektiviteten til en typisk væskeutskiller med økende væskeandel på fødestrømmen. Av kurven ser vi en betydelig nedgang i væskeutskillerens effektivitet når væskeandelen utgjør nærmere 4 volum%. Den røde kurven i diagrammet viser en kombinasjon med både væskeutskiller og InLine DeLiquidiser.

DeLiquidiseren vil kunne opprettholde gode operasjonsforhold for eksisterende væskeutskiller ved designkapasitet. Dagens produksjon oppgitt i kapittel 4, viser seg å være omlag 50% av designkapasiteten. FMC oppgir at turndowns på 50% av designkapasitet vil kunne ivaretas. I henhold til Kranji Solutions anbefaling, støttes alternativet for fjerning av væske oppstrøms væskeutskilleren. Dette er på grunn av den høye væskebelastningen i innløpet. Utvidelse av operasjonsgrenser vil være mulig med en retrofit oppgradering, men bare til et visst nivå. InLine DeLiquidiser vil ved installasjon være et nytt separasjonstrinn i prosessen og utvide operasjonelle grenser betraktelig. DeLiquidiser kan med fordel både installeres i kombinasjon med eksisterende væskeutskiller uten retrofit, eller med retrofit oppgradering. I tilbudet til FMC [Vedlegg FMC] har de presentert to alternativer i forhold til installasjon av InLine DeLiquidiser:

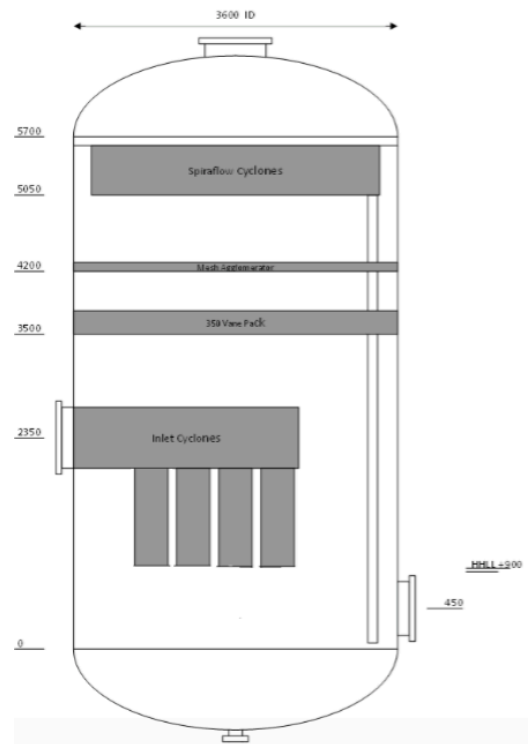
1. DeLiquidiser, i kombinasjon med modifisert eksisterende væskeutskiller
2. DeLiquidiser, kombinert med ny væskeutskiller.

FMC har oppgitt estimert ytelse for deliquidiseren til en separasjonseffektivitet på over 80%. I henhold til alternativ 1 vil liquid carryover være i størrelsesorden 0,3-0,6 m³/h og vil ha en kostnad på 648.100 €. For alternativ 2 med ny væskeutskiller vil estimert liquid carryover være 0,08 m³/h og vil ha en kostnad på 1.223.800 €. Alternativ 2 vil være mellom 3-7 ganger så effektiv som alternativ 1, men omtrent dobbelt så dyrt. DeLiquidiser kombinert med eksisterende væskeutskiller uten retrofit oppgradering skulle gjerne vært opplyst i tilbudet som et estimat for et bedre sammenligningsgrunnlag. En estimert ytelse for dette vil kunne utføres da det er CDS, i dag FMC, som har stått for den siste oppgraderingen av væskeutskilleren. Installasjonstid vil sannsynligvis være noe kortere for installasjon av InLine DeLiquidiser enn en retrofit oppgradering. Installasjonen krever nedstenging av anlegget og er en fordel å utføre under en revisjonsstans. Mye forarbeid kan utføres ved installasjon av deliquidiseren. For eksempel rigging, installasjon av nytt rør for væskelinjen og instrumentering med tilhørende kabelgater. Operasjon og driftserfaringer fra flere

installasjoner tilsier at denne teknologien er driftssikker og god. Blant annet har Statoil, ExxonMobil, Total og BP erfaringer med disse. Tidligere prosjekter og referanselister kan tilbys av FMC.

6.4 Installasjon av ny væskeutskiller J-95-00012

En ny væskeutskiller vil redusere k-faktoren betraktelig og vil prosessmessig være det beste alternativet. FMC har dimensjonert en ny væskeutskiller med en innvendig diameter på 3,6 m og redusert høyden med 0,6 m. Prosessdesignet er identisk med retrofit oppgraderingen. På grunn av større diameter vil separasjonen være mer effektiv. I tillegg kan antall innløpssykloner økes fra seks til åtte stykker, grunnet økt diameter. En tegning av ny væskeutskiller med interne komponenter kan finnes i figur 41. Design k-faktoren for denne væskeutskilleren er oppgitt til å være 0,069 m/s ved 11,5 MSm³/d og 0,132 m/s ved designkapasitet. Dette vil være innenfor anbefalingene fra NORSOK P-002. Installasjon av ny væskeutskiller vil kreve lengst installasjonstid, men gir bedre effekt i forhold til liquid carryover. Leverandør oppgir estimert liquid carryover til 0,2 m³/h som tilsvarer en separasjonseffektivitet på 99,8%. Kostnadmessig vil



Figur 41 Ny væskeutskiller [Vedlegg FMC]

denne løsning være det dyreste enkeltalternativet med en pris på 797.500 €.

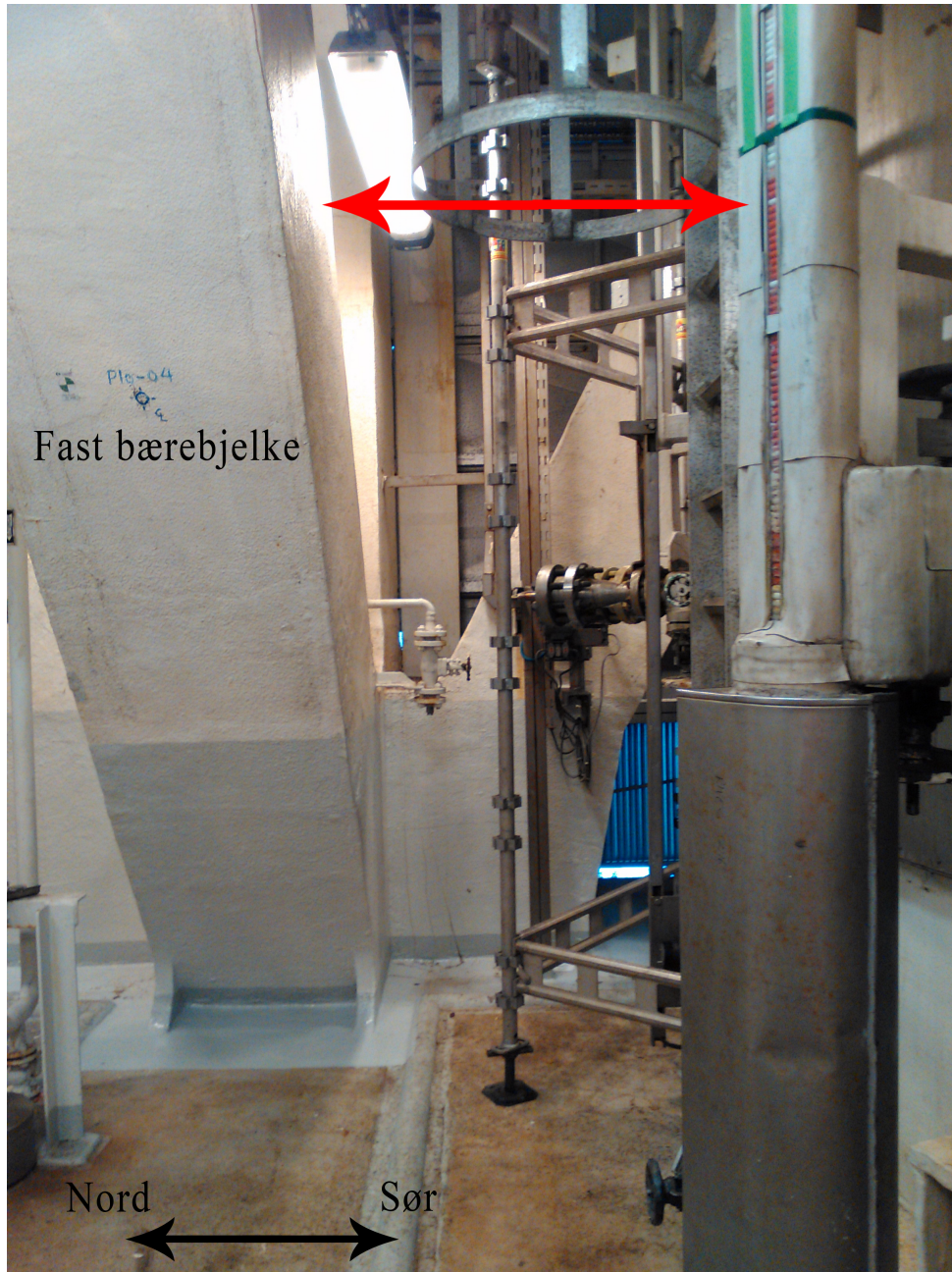
En ny væskeutskiller vil kreve et større areal enn dagens væskeutskiller. Arealet for FMC's væskeutskiller vil bli følgende:

$$A = \pi r^2$$

$$A = \pi \cdot (1,8m)^2$$

$$A = 10,2 m^2$$

Dette arealet er over dobbelt så stort som eksisterende væskeutskiller opptar. Det er begrenset plass på P-10 dekket i dag. Installasjon av ny væskeutskiller vil kreve mye ombygging av eksisterende rør og omkringliggende struktur. Dette vil utgjøre en stor del av det totale kostnadsbildet. I figur 42 er det vist tilgjengelig plass på nordsiden av væskeutskilleren. Her vil plattformstruktur begrense plassen.



Figur 42 Tilgjengelig areal på nordsiden av væskeutskiller for ekspander. Foto og redigering av gruppen.

Figur 43 viser et bilde av sørsiden for væskeutskilleren. I dette området er det mulig å gjøre areal tilgjengelig for installasjon av en ny væskeutskiller. Skal dette arealet brukes kreves det ombygging av blant annet:

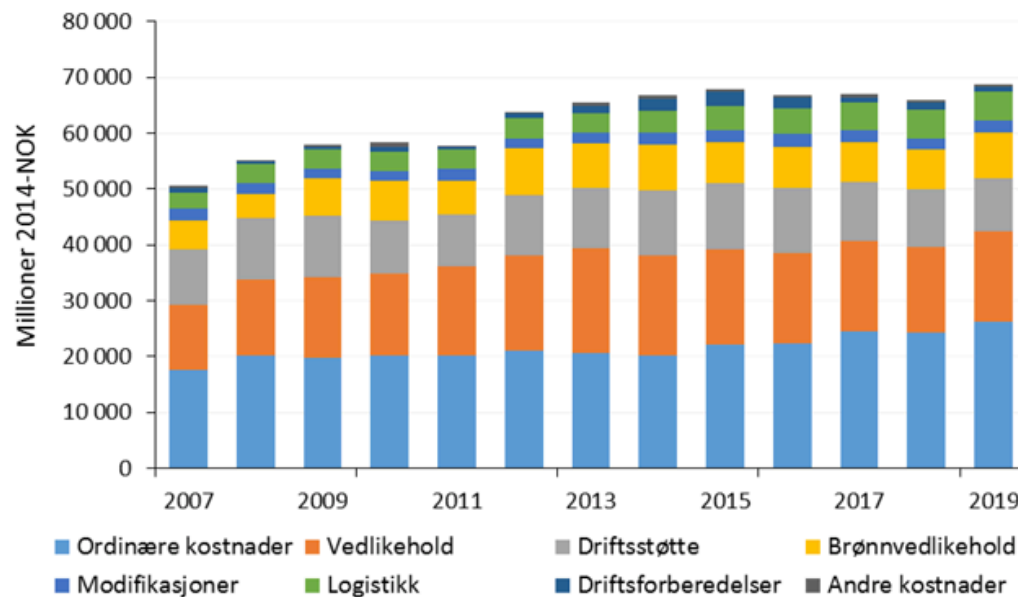
- Rørlinjer inn og ut av væskeutskilleren
- Struktur for rørsupportering.
- Kabelgater og diverse instrumentering.



Figur 43 Tilgjengelig areal på sørsiden av væskeutskilleren. Foto av gruppen.

7. Økonomiske betraktninger

Kostnadsnivået i petroleumsnæringen har økt i løpet av flere år, både nasjonalt og internasjonalt. På norsk sokkel har driftskostnadene økt spesielt kraftig siden midten av 2000-tallet. Den høye kostnadsøkningen er delvis skyldt av nedsatt effektivitet og avtatt produksjon. Bare fra 2007 til 2014 har de samlede driftskostnadene på norsk sokkel økt med 32 % [38]. Se figur 44 for historikk og prognose.



Figur 44 Driftskostnader på norsk sokkel fordelt etter hovedkategorier. Historisk og prognose, 2007-2019. [38]

Oljeindustrien er nå inne i en stor omveltning, med utallige oppsigelser, og historisk lav oljepris. En såkalt ”oljekrise”. Spesielt i Norge er oljeprissjokket nært knyttet til makroøkonomiske sammenhenger, da en lav oljepris automatisk svekker den norske kronen, som igjen svekker investeringsviljen i oljebransjen [39]. Bransjen må tilpasse seg oljeprisen, redusere kostnader og øke effektivitetsnivået. De økonomiske betraktningene presentert i tabell 7 omhandler:

Kirk Process Solutions

- Ekstra vanepack

FMC’s tre alternativer inkluderer:

- Retrofit av eksisterende væskeutskiller
- Installasjon av InLine DeLiquidiser.
- Installasjon av ny væskeutskiller



FMC Retrofit	FMC Inline DeLiquidizer	FMC Ny væskeutskiller	KIRK ekstra vanepack	
Utskifting av separasjonskomponenter	DeLiquidizer med væskeseskjøn	Separasjonstank	Vanepack	
Tilpasning av festepunkter i eksisterende tank	Prosess design	Samme interne komponenter som ved retrofit oppgradering.		
Pakninger i eksisterende tank	Prosjekt dokumentasjon	Festepunkter og pakninger til ny tank		
Prosess design		Prosess design		
Prosjekt dokumentasjon		Prosjekt dokumentasjon		
Pris	221.800 €	426.300 €	797.500 €	35.000 €

Tabell 7 Kostnadsoversikt over de forskjellige tilbudene.

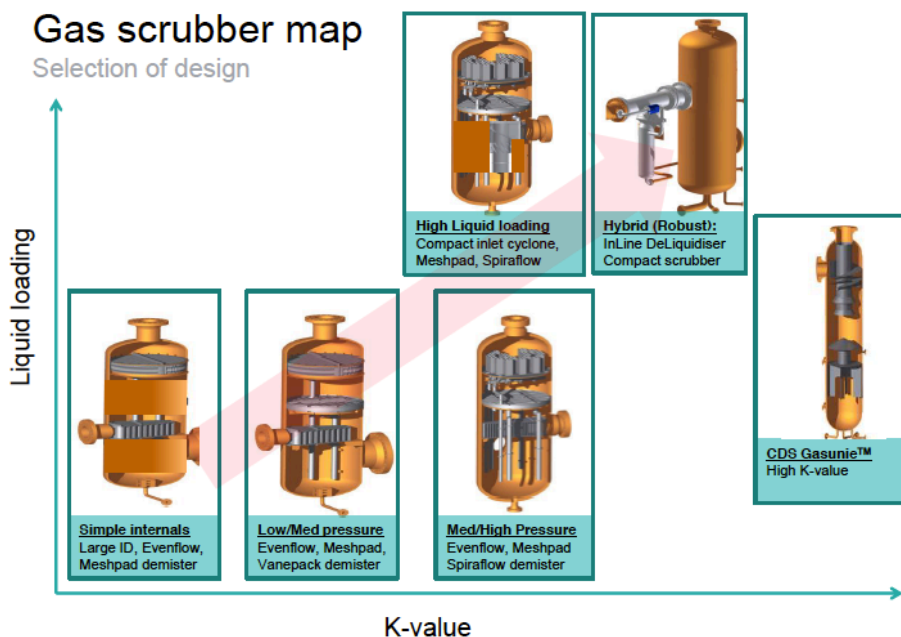
De økonomiske betraktningene knyttet til de oppgitte prisene, er kun produktpriser og ekskluderet installasjonskostnader, avgifter og transportkostnader. FMC gitt en oversikt over kostnader ved å ha kvalifisert personell til å veilede under installasjonen. FMC tilbyr også ingeniører og veiledere som kan observerer og fungerer som en støttende enhet under installasjon.

8 Anbefalt løsning

Det vil være en rekke faktorer som må tas hensyn til ved valg av løsning. Det vil alltid være et overordnet krav om at løsning skal være driftsøkonomisk og teknisk god. Gruppens kriterier for valg av løsning er at valgt produkt skal sikre en god separasjonseffektivitet ved dagens produksjonsvolumer og fremtidige. Løsningen skal kunne installeres under en av ConocoPhillips sine revisjonsstanser for å redusere unødvendig nedetid på anlegget.

Gruppen anbefaler installasjon av InLine DeLiquidizer i kombinasjon med modifikasjon av eksisterende væskeutskiller med påfølgende begrunnelse: Dagens væskeutskiller vil sannsynligvis ikke prestere i henhold til faktiske designforhold. Det vil være nødvendig med designendring for å imøtekomme økt produksjon. Oppgradering av de interne komponentene i eksisterende væskeutskiller, samt installasjon av en InLine DeLiquidiser ser gruppen som nødvendig. Liquid carryover i forhold til kostand har vært den mest vektlagte parameteren i anbefalingen. Det er fordi væskeutskilleren står oppstrøms turboekspandere, og har sin hovedoppgave å beskytte det roterende utstyret.

InLine DeLiquidizer er valgt for å redusere den store væskebelastning som i dag opptrer i systemet. Se figur 45 som beskriver valg av utstyr i henhold til k-faktor og væskebelastning.



Figur 45 Diagram for valg av løsning [40].



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Estimert liquid carryover vil for overnevnte kombinasjon være i størrelsesorden 0,3-0,6 m³/h. Dette er fremdeles over designkriteriene som ble satt ved original designkapasitet. Hvis ConocoPhillips ønsker å gjøre tiltak for å komme under grensen som var satt ved nydesign i 1994, må det installeres en ny væskeutskiller i tillegg til InLine DeLiquidizer. Se tabell 8 for oversikt over liquid carryover.

	Retrofit	InLine DeLiquidizer + Retrofit	InLine DeLiquidizer + ny væskeutskiller	Ny væskeutskiller
Liquid carryover (m ³ /h)	2,5 – 3	0,3 – 0-6	0,08	0,2

Tabell 8 Oversikt over liquid carryover

Gruppen mener likevel valgt løsning vil være av robust karakter som vil håndtere dagens volumstrømmer, samtidig ivareta en effektiv separasjon ved økt produksjon i fremtiden. Alternativet som inkluderer ny væskeutskiller vil ikke være aktuelt i forhold til footprint og totale kostnader. Før det endelige valget tas av ConocoPhillips anbefaler gruppen å vurdere de ulike faktorene som er nevnt under kapittelet diskusjon. Installasjon av valgt tekniske løsningen vil gi disse nøkkeltallene:

Beskrivelse	Verdi
Ytelse DeLiquidiser	> 80 %
Total liquid carryover fra væskeutskiller	0,3-0,6 m ³ /h
Produkt pris	648.100 €

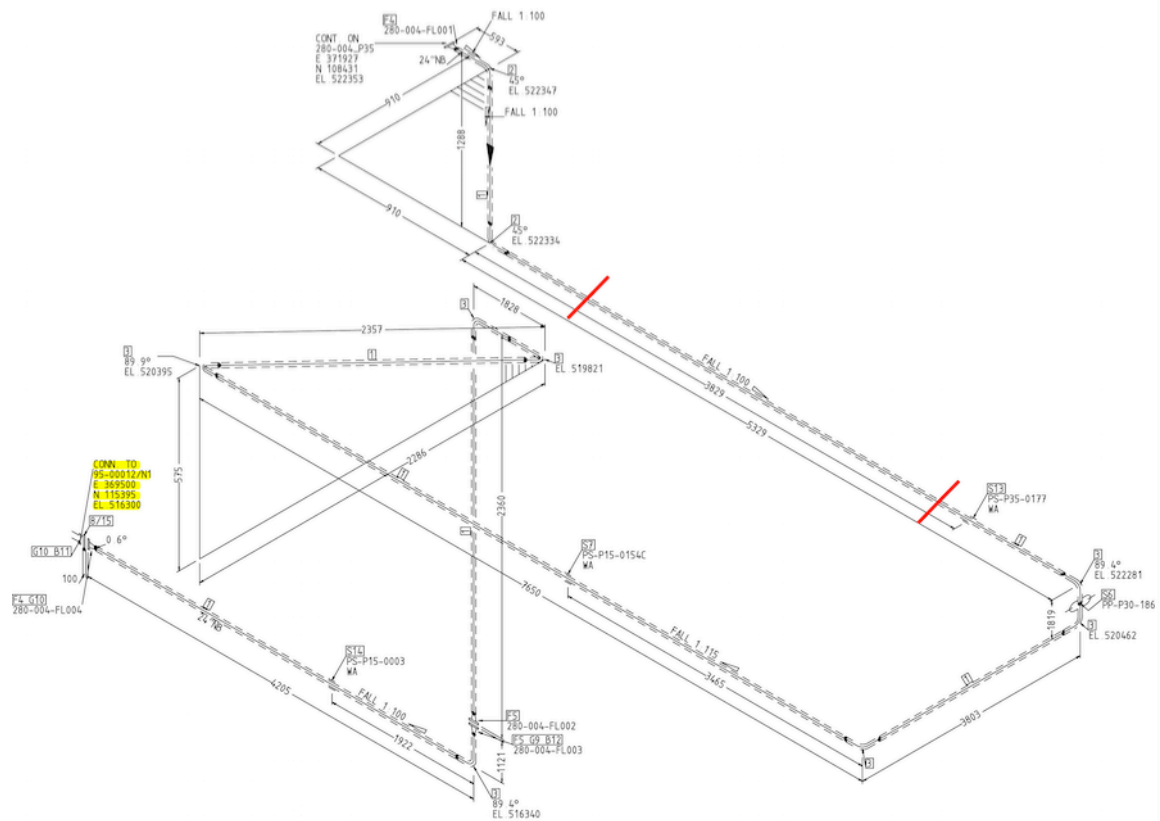
Tabell 9 Nøkkeltall over valgt løsning.

Prosjektering



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Væskeutskilleren er plassert på dekket, P-10 på Ekofisk J. Se vedlegg G. En InLine DeLiquidiser vil ikke kreve stor plass da denne installeres som en del av det eksisterende rørsegmentet oppstrøms væskeutskilleren. Designet kan bli skreddersydd til klientens krav og ønsket spesifikasjoner. Slik som diameter og lengde tilpasninger for eventuelle plassbegrensninger. I vedlagt tilbud fra leverandør blir det oppgitt en størrelse på 24" og rørklasse på 600# [Vedlegg FMC]. Materialekodevalget vil basere seg på eksisterende rørkoding og ikke spesielle for tanker. Installasjon av DeLiquidiser vil kreve et tilgjengelig rett horisontalt rørstrekk i eksisterende rørtrasè. På isotegningen i figur 46 er det markert inn "tie-in" punkter for foreslått installasjonssted for InLine DeLiquidiser.



Figur 46 Isotegning av mulig plassering av InLine DeLiquidizer. [Vedlegg H], redigert av gruppen.

Dette vil kreve ombygging av eksisterende piping. En del av rørsegmentet må kuttes og fjernes. Ved to kuttpunkter må det installeres nye flenser for installasjon av rørstykker tilpasset InLine DeLiquidiser. Foreslått plassering på P-30 har tilgjengelig plass i dag. Aktuelt rørsegment vil sannsynligvis måtte heves i vertikal retning for at installasjon skal muliggjøres. Se figur 47 for potensiell lokasjon.



Figur 47 Mulig plassering av Inline Deliquidise. Foto av gruppen.

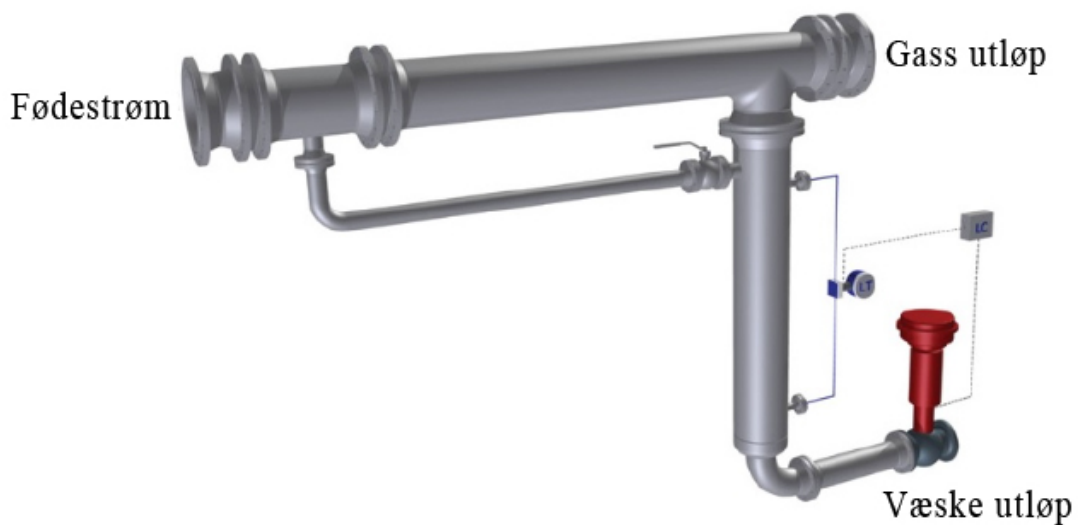
I figur 47 ser man hvorfor eksisterende rør må muligens heves. FMC oppgir i tilbudet at væskeseksjonen kan designes i enten vertikal eller horisontal orientering. Dette må eventuelt verifiseres med FMC. Ved en horisontal orientering av væskeseksjonen trenger man nødvendigvis ikke å heve det eksisterende røret. Tie in punkt for rør fra væskeseksjonen på deliquidiser må identifiseres. Væske ut av seksjonen vil kunne føres inn på eksisterende væskeutskiller. Tilgjengelig "nozzel" på tank må da vurderes. I figur 48 har gruppen visualisert installeringen av InLine DeLiquidizer ved hjelp av AutoDesk Inventor og Photoshop.



Figur 48 Visualisering av installert InLine DeLiquidizer. Foto, 3D-tegning og redigering av gruppen.

Kontroll strategi:

For å kontrollere nivået i væskeseksjonen kreves det en reguleringsløyfe, se figur 49. Dette reguleringsystemet består av en nivåtransmitter for kontinuerlig måling av væsknivået i væskeseksjonen. En nivåregulator, merket LC på figuren under, kan implementeres i eksisterende ABB kontrollsystem. Tilknyttet nivåreguleringsventil må til installerer på rør ut av væskeseksjonen. FMC oppgir at oppholdstiden i væskeseksjonen vil typisk være 10 til 30 sekunder. Intervallet vil normalt være mellom lav alarm og høy alarm, LAL og LAH. I og med oppholdstiden i væskeseksjonen er veldig lav kreves det rask responstid i reguleringsløyfen. Det må tas spesielle hensyn om væsken separert i deliquidiseren blir ledet til eksisterende nedstrøms væskeutskiller. Da må nivåreguleringsventilen dimensjoneres nøyaktig i forhold til de ulike trykkforholdene mellom de respektive enhetene. FMC oppgir et typisk trykkfall over Deliquidiser er fra 0,5 til 1 bar.



Figur 49 Reguleringsløyfe til InLine DeLiquidizer. [Vedlegg FMC] og Redigert av gruppen.



9. Diskusjon og forslag til videre arbeid

9.1 Diskusjon

Begrunnelse for den valgte tekniske løsningen, ble presentert i kapittelet for anbefalt løsning. Det ble utført tekniske beregninger i analysekapitlet for eksisterende utstyr. Det ble da identifisert et behov for endring av design. En InLine DeLiquidizer ble foreslått sammen med en modifikasjon av eksisterende væskeutskiller. Potensielt installasjonssted ble identifisert gjennom isotegninger og verifisert med feltarbeid. Dette ble gjort med tanke på at det er denne løsningen som er mest aktuell i forhold til gruppens krav om økonomisk nytteeffekt, nedstengningstid, tilgjengelig areal og prosessmessig gevinst. I og med at oppgaven er teoretisk, vil det sette begrensinger for hva gruppen kan vurdere som beste løsning. I dette legger gruppen til at det ikke har vært utført noen realistiske tester som kan dokumentere resultatene. Leverandørene må selv gå god for sine produkter og eventuelt vise til resultater for utstyret de besitter. Gruppen har gjort sitt ytterste for å være så detaljerte og realistiske som mulig og lagt vekt på gode rapporter fra de ulike leverandørene gruppen har vært i kontakt med.

Simuleringen utført av Kranji Solutions viser at eksisterende væskeutskiller vil ha en lavere liquid carryover enn gruppens valgte kombinasjonsløsning. Det er umulig for både gruppen og andre aktører å vite den faktiske liquid carryover verdien ved designkapasitet. Da dette aldri har vært testet. Det må tas i betraktning at simuleringsprogrammet MySep og FMC's vil bygge på forskjellige simuleringsmodeller, da FMC ikke er bruker av MySep [40]. I tillegg har Kranji benyttet en lavere massestrøm enn FMC som vil føre til noe lavere liquid carryover i simuleringen. På grunn av prosjektets tidsbegrensning, har det ikke vært mulig å korrigere dette, men en anbefaling er nevnt i delkapittelet videre arbeid.

Produksjonen har som nevnt i kapittel 4, aldri nådd designkapasiteten. Gruppen har på bakgrunn av teori og anbefalinger fra eksterne aktører innen separasjonsteknologi, konkludert med at væskeutskilleren ikke vil prestere optimalt ved designkapasitet. I realiteten kan det være at væskeutskilleren faktisk vil operere i henhold til designkriterier.

Foreslått installasjonssted er det gruppen har vurdert som det mest optimale i forhold til tilgjengelig areal på anlegget. Dette er kun ment som et forslag som ConocoPhillips må vurdere videre. Selv om gruppen har antatt et installasjonssted ble ikke spesifikke



dimensjoner på ny InLine DeLiquidizer oppgitt fra leverandør. Gruppen har dermed ikke mulighet til å verifisere faktiske forhold.

Kommunikasjon med andre leverandører enn FMC har til tider vært utfordrende. Anbefalinger fra andre leverandører i forhold til de interne komponentene har vært begrenset. Effektiviteten på de interne komponentene er leverandørspesifikke og det har vært utfordrende for andre leverandører å gi en detaljert vurdering/anbefaling av effektiviteten av opprinnelig design.

I vurderingen har gruppen kun behandlet de anbefalingene og tilbudene som er mottatt. Dette har ført til at løsninger fra andre aktuelle leverandører ikke har blitt vurdert. Hovedårsaken er at det har vært manglende svar på henvendelser.

I forhold til de beregningene som er utført i kapittel 4. Er det blitt beregnet en gassetthet og midlere molmasse på selve fødestrømmen inn. Og ikke den rene gassfasen. Dette resulterte i at tettheten er ca. 4,7 % høyere enn simuleringen gruppen foretok i HYSYS. Dette fører til at beregnet k-faktoren blir noe høyere. Det er foretatt en sammenligning mellom gruppens utregning av k-faktor og de forskjellige eksterne aktørene, det viser seg at denne er relativ lik. Gruppen informerer også om at kompressibilitetsfaktoren er avlest manuelt i Standing-Katz z-faktordiagram, og vil inkludere en feilmargin. Denne er også sammenlignet med HYSYS simuleringen, og viser seg å være relativ lik, kun en differanse på 0,2 %.

I forhold til økonomi og kostnader knyttet til en eventuell oppgradering, har gruppen vært heldige å mottatt 2 kostnadsoverslag fra forskjellige leverandører, og på totalt 4 forskjellige teknologier. Videre vil det være naturlig å se på installasjonskostnader, dette er en prosess gruppen ikke har grunnlag for å vurdere. Denne kostnaden utgjør en betydelig del av totalkostnaden. For å gjøre en god nok økonomisk vurdering er en avhengig av å inkludere flere tilbud, for å få ett bredere sammenligningsgrunnlag enn det gruppen har hatt.



9.2 Forslag til videre arbeid

Det er mye videre arbeid ConocoPhillips kan vurdere før de eventuelt velger å foreta noe valg.

Om den valgte løsningen skal undersøkes nærmere må tie-in punkt for rør ut av væskeseksjon på InLine DeLiquidiser identifiseres. Konsulter med FMC. Røret kan ledes til eksisterende væskeutskiller om det finnes tilgjengelig nozzle. Røret kan også ledes til en annen separator med lavere trykk, men da vil rørføringen bli relativt lenger enn for det første alternativet.

Videre arbeid knyttet til gruppens anbefalte løsning:

- Innhente spesifikke dimensjoner for Inline DeLiquidiser for denne situasjonen.
- Legge ut anbud på installasjonskostnader til eksterne leverandører.
- Innhente ytelseestimer for kun InLine DeLiquidiser sammen med eksisterende væskeutskiller uten tilbudt retrofit oppgradering.
- Verifisere/kontrollere gyldigheten av data input sendt til FMC

Generelt videre arbeid:

- Verifisere/kontrollere gyldigheten av data input sendt til leverandører.
- Kontakte leverandør av turboekspanderne for evaluering av kritisk væsketoleranse.
- Utføre en CFD simulering av dagens væskeutskiller og rørføring for videre vurdering.
- Om bedriften ønsker et større sammenligningsgrunnlag for vurdering av modifikasjon av eksisterende væskeutskiller, kan det innhentes flere tilbud fra eksterne leverandører.
- Gruppen oppfordrer ConocoPhillips til å kontakte FMC Technologies for deres vurdering av eksisterende væskeutskiller.
- Gruppen har utformet et eget innløp, som er på ingen måte blitt verifisert om det faktisk kunne være en effektiv separasjonsenhet, men noe en kan ta med videre til en leverandør for å se nærmere på.
- Oppfordre til flere studier på flaskehalshåndtering av væskeutskillere.



10. Konklusjon

Målsetningen for oppgaven var å undersøke mulighetene for å analysere/optimalisere dagens væskeutskiller på installasjonen Ekofisk J. Dette innebærer modifikasjon av eksisterende og/eller installering av nytt utstyr. Hensikten var å greie ut om væskeutskilleren kunne operere med en høyere gasslast i fremtiden. Bakgrunnen for oppgaven var at ConocoPhillips mente at de opprinnelige designmodellene var for optimistiske i forhold til væskeutskillerens diameter. Dette medfører at væskeutskilleren ikke vil fungere optimalt, selv ved den kapasiteten den faktisk er designet for. Alternative løsninger for modifikasjon og/eller nyinstallasjon ble vurdert i håp om å nettopp kunne håndtere den fremtidige gasslasten.

Konklusjonen ble at gruppen laget en teoretisk mulighetsstudie, hvor en diskuterer for at noen muligheter er mer hensiktsmessige enn andre. Gruppen har vært i kontakt med ulike leverandører innen separasjonsteknologi. Det ble da utarbeidet en løsning som kan anses som gunstig for ConocoPhillips. Gruppen har vært konsekvent i å fronte teknologi som både er kostnadseffektiv og har høy prosessmessig nytteverdi. For å kunne optimalisere dagens separasjonseffektivitet, anbefaler gruppen at det installeres en InLine DeLiquidiser i kombinasjon med en modifikasjon av dagens væskeutskiller. Dette er blitt sett på som en nødvendighet for å ha lavest mulig total væskemedrivelse til det roterende utstyret nedstrøms. Kostnadsoverslaget med de konkrete summene er kun basert på pris av utstyret og ikke inkludert installasjonskostnader, det vil trolig utgjøre en betydelig sum i tillegg til de nye komponentene og inline deliquidizeren.

Det minnes om at den spesifikke løsningen kun er et mulig forslag som vil kunne være med å optimalisere væskeutskilleren. Det oppfordres derfor til at ConocoPhillips selv tar kontakt med aktuelle leverandører, dette er fordi leverandørene sitter på den nødvendige kjernekompetansen som trengs for å kunne evaluere situasjonen ConocoPhillips står ovenfor.

Gruppens konklusjon er at det foretas en installasjon av InLine DeLiquidiser i kombinasjon med en modifikasjon av den eksisterende væskeutskilleren. Dette ble gjort gjennom beregninger og sammenligning av resultater fra leverandør i forhold til liquid carryover og separasjonseffektivitet. Det totale ”nye” separasjonstrinnet vil ha stort potensial innen å håndtere fremtidige gasslaster, og en løsning som fortjener videre undersøkning.



HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND

Referanser

Forsidebilde er hentet fra:

- https://s.graphiq.com/sites/default/files/1662/media/images/Conocophillips_in_Houston_TX_405668.jpg
- [1]: Nettadresse (Hentet April 2016): <https://www.regjeringen.no/no/tema/energi/olje-og-gass/id1003/>
- [2]: NORSOK P-002 Process system design (Edition 1, August 2014).
- [3]: Nettadresse (Hentet Februar 2016): <http://www.conocophillips.no/NO/who-we-are/Sider/default.aspx>
- [4]: Nettadresse (Hentet April 2016):
<http://www.conocophillips.no/NO/newsroom/Sider/press-photos.aspx>
- [5]: Nettadresse (Hentet Februar 2016): <http://www.conocophillips.no/NO/our-norway-operations/greater-ekofisk-area/ekofisk/Sider/ekofisk-2-4j.aspx>
- [6]: ”CDT – Portal” Intern database som ConocoPhillips benytter. Alle ressurser er hentet herfra av Thomas Hovland, ansatt i ConocoPhillips.
- [7]: Nettadresse (Hentet Februar 2016): <https://snl.no/duggpunkt>
- [8]: Gas Processors Suppliers Association, Engineering Data Book, SI Volume 1, 665-028 Eng.
- [9]: Austrheim, Trond. Experimental Characterization of High-Pressure Natural Gas Scrubbers, University of Bergen 2006, ISBN 82-308-0248-3, Ph.D Thesis.
- [10]: Sanjay Kumar, Gas Production Engineering – Contributions in petroleum geology & engineering 4 (1987).
- [11]: Asheim, Harald. Hvidsten, Roar. Plattformens Hovedssystemer (1991 av Vett & Viten AS)
- [12]: Ken Arnold, Maurice Stewart. Surface Production Operations – Design of Gas-Handling Systems and Facilities, Volume 2 (1999 av Gulf Publishing Company, Texas).
- [13]: Nettadresse (Hentet April 2016): <http://petrowiki.org/Inlet>
- [14]: Nettadresse (Hentet Mars 2016): <http://omegaseparations.com/Products/Gas-Liquid-Products/Vane-type-inlet-devices.aspx>
- [15]: Nettadresse (Hentet Mars 2016):
<http://www.exportersindia.com/finepacstructures/vane-pack-pune-india-305886.htm>



- [16]: Nettadresse (Hentet Mars 2016):
http://feiruicathy.en.ec21.com/Stainless_Steel_Demister_Mesh_Pad--5767699_5799981.html
- [17]: Nettadresse (Hentet Mars 2016): <http://www.petrowiki.org/Demister>
- [18]: Nettadresse (Hentet Mars 2016):
http://www.spe.org/ogf/print/subscribers/2013/08/07_FeatSeparators_Final.pdf
- [19]: Austrheim, Trond. Gjertsen, Lars H. Hoffmann, Alex C. Is the Sounders-Brown equation sufficient for scrubber design? An experimental investigation at elevated pressure with hydrocarbon fluids. (2007)
- [20]: Green, Don W. Perry, Robert H. Perry's Chemical Engineers' Handbook. (Eighth Edition – 2008)
- [21]: Nettadresse (Hentet April 2016):
<http://www.fmctechnologies.com/en/SeparationSystems/Technologies/HighPerformanceInternals/InletDevices.aspx>
- [22]: Brosjyre (Nedlastet Mars 2016):
http://www.fmctechnologies.com/~//media/SeparationTechnologies/BrochuresPDF/Factsheet-Internals-02-2011_FOR%20WEB.ashx?force=1&track=1
- [23]: Nettadresse (Hentet April 2016): <http://cameron.slb.com/products-and-services/refining-and-petrochemical/refining/refining-phase-separation/consept-icd-refining>
- [24]: Nettadresse (Hentet April 2016): <http://cameron.slb.com/products-and-services/refining-and-petrochemical/refining/refining-phase-separation/consept-aci-refining>
- [25]: Nettadresse (Hentet April 2016): <https://cameron.slb.com/products-and-services/separation-processing-and-treatment/gas-processing-and-treatment/phase-separation/consept-ivd>
- [26]: Netadresse (Hentet April 2016):
<http://www.fmctechnologies.com/en/SeparationSystems/Technologies/HighPerformanceInternals/GravitySeparation.aspx>
- [27]: Nettadresse (Hentet Mars 2016): <http://www.demisterpads.com/demister-pad/embedded-demister-pad.html>
- [28]: Nettadrese (Hentet Mars 2016): <http://www.demisterpads.com/demister-pad/wavelike-type-demister-pad.html>



- [29]: Brosjyre (Nedlastet April 2016): <http://www.amacs.com/wp-content/uploads/2012/09/AMACS-Plate-Pak-Vane-Brochure.pdf>
- [30]: Brosjyre (Nedlastet April 2016): <https://cameron.slb.com/-/media/cam/resources/2014/10/03/02/27/spt-high-efficiency-phase-separation-internals-brochure.ashx>
- [31]: Brosjyre (Nedlastet April 2016): <http://www.kirkprocess.com/wp-content/uploads/2012/05/KIRK-KSEP-Separator-Internals-2012.pdf>
- [32]: Brosjyre (Nedlastet April 2016):
http://fmctechnologies.com/~media/SeparationTechnologies/BrochuresPDF/Brochure_CompactSeparationSystems_02-2011_FOR WEB.ashx?force=1&track=1
- [33]: Nettadresse (Hentet April 2016):
<http://www.fmctechnologies.com/en/SeparationSystems/Technologies/InLineTechnologies/InLineGasLiquidSeparation.aspx>
- [34]: Nettadresse (Hentet April 2016):
<http://www.fmctechnologies.com/en/SeparationSystems/Projects/InLineProjects/Etap.aspx>
- [35]: Brosjyre (Nedlastet April 2016):
https://www.spe.org/ogf/print/subscribers/2015/10/07_Feat_SeparationPt3_Oct15.pdf
- [36]: Brosjyre (Nedlastet April 2016):
https://www.spe.org/ogf/print/subscribers/2015/08/08_Feat_SeparationPt2_Aug15.pdf
- [37]: Brosjyre (Nedlastet April 2016):
<http://www.fmctechnologies.com/~media/SeparationTechnologies/BrochuresPDF/FMC Factsheets Debottlenecking.ashx?force=>
- [38]: Nettadresse (Hentet April 2016):
<http://www.npd.no/Publikasjoner/Rapporter/Driftskostnader---status-og-utvikling-/#2.%20Kostnads>
- [39]: Nettadresse (Hentet April 2016): <http://www.hegnar.no/Nyheter/Boersfinans/2016/04/Sterkere-krone-paa-stigende-oljepris>
- [40]: Brosjyre (Nedlastet April 2016):
<http://vannforeningen.no/ikbViewer/Content/908404/05%20Gas%20liquid%20scruber%20design.pdf>
- [41]: Nettadresse (Hentet Mai 2016): <http://www.mysep.com/News.aspx>

Vedleggsliste

Vedlegg A:

Process Data Sheet

Vedlegg B:

Gass sammensetning – Manuell prøve – Innløpsstrøm, væskeutskiller for turboekspander.

Vedlegg C:

HYSYS Simulering – Datasheet

Vedlegg D:

Mekaniske tegninger

Vedlegg E:

KIRK Process Solutions – Simulering/Kalkulasjoner

Vedlegg F:

Kranji Solutions – Simulering/Kalkulasjoner

Vedlegg G:

Plotplan P10 Dekk

Vedlegg I:

Isotegning

Vedlegg FMC:

Konfidensielt – Kan fås ved klarering.

Vedlegg A

PROCESS DATA SHEET SCRUBBERS

Phillips Petroleum Company Norway Ekofisk Development Project 2/4 J	PROCESS DATA SHEET SCRUBBERS	Kværner Engineering a.s KVÆRNER
TAG. NO.: J95-00012	DOC. NO.: KE-M-D-280	REV. 02 PAGE 1 OF 7

TAG NO.:	J95-00012	MODEL:	
DESCRIPTION:	EXPANDER INLET SCRUBBER	SERIAL NO.:	
SIZE AND TYPE		LAY-OUT DWG. NO.:	
VENDOR:	AUKRA-MIDSUND OFFSHORE AS	P & ID NO.:	KE-U-1251-001
MANUFACTURER:		AREA/ELEVATION:	P10/512000

01		PROCESS DATA				
02	CASE		NOTE 1			
03	CONTENTS		HYDROCARBON GAS AND DRY LIQUID			
04	MAX. SPEC. GRAVITY (15.6/15.6 DEG C)		0.49			
05	OPERATING VOLUME	[M3]	NOTE 8			
06	DESIGN PRESSURE	[BARG]	70.0/FULL VACUUM			
07	DESIGN TEMPERATURE	[DEG C]	50/-75			
08	OPERATING PRESSURE	[BARG]	49.5			
09	OPERATING TEMPERATURE	[DEG C]	-11.5			
10						
11	HYDROCARBON LIQUID					
12	FLOW	[KG/H]	81224			
13	SPEC. GRAVITY (15.6/15.6 DEG C)		0.49			
14	DENSITY @ T & P	[KG/M3]	520.99			
15	VISCOSITY	[CP]	0.096			
16	SURFACE TENSION	[DYN/CM]	6.38			
17						
18	HYDROCARBON GAS/VAPOUR					
19	FLOW	[KG/H]	721049			
20	MOLECULAR WEIGHT		19.47			
21	DENSITY @ T & P	[KG/M3]	57.43			
22	VISCOSITY	[CP]	0.011			
23						
24	WATER					
25	FLOW	[KG/H]	0			
26	SPEC. GRAVITY (15.6/15.6 DEG C)					
27	DENSITY @ T & P	[KG/M3]				
28	VISCOSITY	[CP]				
29	SURFACE TENSION AT T @ P	[DYN/CM]				
30						
31		ENGINEERING DATA				
32	INSIDE DIAMETER	[MM]	2490			
33	LENGTH TAN/TAN	[MM]	6350			
34	CORROSION ALLOWANCE	[MM]	3			
35	INSULATION	[MM]	75 (COLD MEDIUM CONSERVATION)			
36	NOTES					
	1. DESIGN CASE IS YEAR 1999.					
37	PROCESS DS REV	DATE	ISSUE / DESCRIPTION	PREPARED	CHECKED	APPROVED
38	02P	27.04.95	APPROVED FOR PURCHASE ORDER	BB	NTM	

Phillips Petroleum Company Norway Ekofisk Development Project 2/4 J	PROCESS DATA SHEET SCRUBBERS	Kværner Engineering a.s KVÆRNER
TAG. NO.: J95-00012	DOC. NO.: KE-M-D-280	REV. 02 PAGE 2 OF 7

NOZZLE LIST				FLANGES ANSI B 16.5		PIPING	
NOZZLE	NO OFF	DN [INCH]	SERVICE	RATING PN	TYPE	DN [INCH]	SCHED
N1	1	24	FLUID INLET NOTE 14	600	RTJLWN	24	60
N2	1	24	GAS OUTLET NOTE 14	600	RTJLWN	24	60
N3	1	6	LIQUID OUTLET W/VORTEX BREAKER	600	RTJWN	6	40S
N5	1	2	PRESSURE RELIEF	600	RTJWN	2	40S
N7	1	2	VENT/PRESSURE INDICATOR	600	RTJWN	2	40S
N8	1	2	PURGE/STEAM OUT	600	RTJWN	2	40S
N9	1	8	ASPIRATION NOZZLE (BLINDED)	600	RTJLWN	-	-
N10A/B	2	2	LEVEL TRANSMITTER HH/LL (DP TYPE)	600	RTJWN	2	40S
N11A/B	2	2	LEVEL CONTROL (FLOAT TYPE)	600	RTJWN	2	40S
N12A/B	2	2	LEVEL GAUGE	600	RTJWN	2	40S
N14							
N15							
N16							
N17							
N18							
N19							
N20							
M1	1	24	MANWAY NOTE 2		RTJLWN	-	

NOTES:

2. DESIGNED TO BS 5500 SECT. 3.5 AND 3.8

<p>Phillips Petroleum Company Norway</p> <p>Ekofisk Development Project 2/4 J</p>	<p>PROCESS DATA SHEET SCRUBBERS</p>	<p>Kværner Engineering a.s</p> <p>KVÆRNER</p>
<p>TAG. NO.: J95-00012</p>	<p>DOC. NO.: KE-M-D-280</p>	<p>REV. 02 PAGE 3 OF 7</p>

NOTES :

3. SCRUBBER'S DESIGN IS BASED ON THE GIVEN PROCESS DATA AND COMPLYING WITH PERFORMANCE GUARANTEE REQUIREMENTS AS FOLLOWS:

- LIQUID REMOVAL:

MAXIMUM ENTRAINMENT IN GAS IS 0,014 M³/MILLION SM³

MINIMUM 98% REMOVAL OF PARTICLES WITH 8 MICRON DIAMETER AND LARGER.

- TOTAL MAXIMUM FLANGE TO FLANGE PRESSURE DROP IS 0.1 BAR.

- MAXIMUM TURNDOWN IS 10 % OF DESIGN FLOW .

4. INTERNALS TO BE REMOVABLE THROUGH THE MANWAY.

5. DELETED.

6. SCRUBBER INTERNAL DESIGN IS BASED ON FOAM BREAKING/REDUCING PRINCIPLES.

7. LIQUID HOLD-UP :

HOLD UP TIMES ARE BASED ON THE FOLLOWING REQUIREMENTS:

310 MM (36 SEC.) FROM BOTTOM TAN TO LSL

520 MM (60 SEC.) FROM LSL TO LSH

520 MM (60 SEC.) FROM NL TO LSH

520 MM (60 SEC.) FROM NL TO LSH

520 MM (60 SEC.) FROM LSH TO LSHH

8. OPERATING VOLUME IS DEFINED AS THE LIQUID VOLUME UP TO LIQUID LEVEL ALARM (LSH).

9. MAXIMUM 2.28 MOLAR PERCENT CO₂ IN VAPOUR.

MAXIMUM 120 PPM (WT) H₂S IN VAPOUR.

SUPPLIER TO QUOTE IMPACT IF MAXIMUM H₂S CONTENT IS 300 PPM (WT).

10. STEAM OUT CONDITIONS FULL VACUUM AT 120 °C .

11. MAXIMUM AVAILABLE HEIGHT FROM DECK LEVEL TO UPPER TAN IS 7.75 M.

GAS OUTLET NOZZLE IS SIDE MOUNTED.

12. DELETED.

13. DELETED.

14. OUTSIDE DIAMETER TO BE 609.6 MM AND WALL THICKNESS IS 24.61 MM.

15. INTERNALS TYPE: TYPE 627 VANE PACK, MESH PAD COALESCER, VANE TYPE INLET DEVICE AND GAS OUTLET INTERNAL BEND.

Phillips Petroleum Company Norway Ekofisk Development Project 2/4 J	MECHANICAL DATA SHEET SCRUBBERS			Kværner Engineering a.s KVÆRNER	
TAG. NO.: J95-00012	DOC. NO.: KE-M-D-280		REV. 02	PAGE 5 OF 7	
01 DESIGN DATA					
02 DESIGN CODE (VESSEL)	BS5500				
03 DESIGN CODE (SUPPORTS)	BS5500				
04 SPECIFICATIONS	REF. MATERIAL DATA SHEET W/ ATTACHMENTS				
05 JOINT EFFICIENCY	N/A				
06 CATEGORY	1				
07 WIND LOAD	[N/M2]	1920(100 YEARS), 3460(100 YEARS) FROM ANY DIRECTIONS			
08 EXPLOSION BLAST PRESSURE	[BARG]	0,2			
09 EARTHQUAKE LOADING	[M/S2]	HORIZONTAL: 1,8, VERTICAL: 2,8			
10 TRANSPORTATION LOADING	[M/S2]	HORIZONTAL: 11,2 VERTICAL 5,6 + GRAVITY			
12 VESSEL ORIENTATION	VERTICAL				
13 HEAD TYPE/ONE PIECE OR WELDED	KORBBOGEN/ONE PIECE				
14 SKIRT HEIGHT	1200 mm				
15 LIFTING LUG	YES				
16 PLATFORM SUPPORTS	YES				
17 LADDER ATTACHMENT	YES				
18 INSULATION SUPPORTS	YES				
19 CORROSION ALLOWANCE	[MM]	3			
20 PIPE SUPPORT LUGS	YES				
21					
22 VESSEL DATA (VENDOR)					
23 SHELL THICKNESS INCL C.A.	MM	46,5	HEAD THICKNESS INCL C.A.	MM	44,1
24 SKIRT THICKNESS	MM	8	SADDLE PLATE THICKNESS	MM	NA
25					
26 INTERNALS (VENDOR)					
27 TRAYS	NO REQUIRED				
28 TYPE	NO OF PASSES				
29 MIST EXTRACTOR TYPE	MESH DENSITY				
30 MESH THICKNESS	MESH WIRE DIAMETER				
31 SPLASH CONE DIA/ANGLE					
32 FABRICATION, INSPECTION AND TESTING A)					
33		RI	UI	MPI	DPI
34 BUTT WELDS	[%]	1) 100%		1)	1) 100%
35 NOZZLE /SHELL CONNECTIONS	[%]	1)	1)	1)	1) 100%
36 WELDS FOR LIFTING LUGS	[%]		100%		100%
37 OVERLAY WELDING	[%]				
38 KNUCKLE AREA OF DISHED HEAD	[%]			100%	DELETED
39 HEAT TR. OF HEADS AFTER FORMING	B) 3)	PWHT OF VESSEL			1) YES
40 HYDR PRESS AT TOP OF VESSEL (BARG)	93.9	PRODUCTION TEST			YES
41 NOTES: 3) NORMALIZING + TEMPERING					
1) ACCORDING TO CODE. VENDOR TO SPECIFY					
2) FOR NOTES A), B), D) AND E) SEE ATTACHMENT II					

Phillips Petroleum Company Norway Ekofisk Development Project 2/4 J	MATERIAL DATA SHEET SCRUBBERS	Kvaerner Engineering a.s KVÆRNER
TAG. NO.: J95-00012	DOC. NO.: KE-M-D-280	REV. 02 PAGE 6 OF 7

01	COMPONENT	MATERIAL STANDARD	CERTIF.	MDS NO.
02	SHELL	3,5% NI - STEEL	3.1B	V-50
03	HEADS	3,5% NI - STEEL	3.1B	V-50
04	NOZZLE NECK PLATES			
05	NOZZLE NECK PIPES	ASTM A333 GR. 3	3.1B	V-31
06	FORGED NOZZLES	BS 1503 - 503 - 490	3.1B	V-33
07	FORGED FLANGES	BS 1503 - 503 - 490	3.1B	V-33
08	BLIND FLANGES	BS 1503 - 503 - 490	3.1B	V-33
09	REINFORCEMENT PADS	3,5% NI - STEEL	3.1B	V-50
10	SADDLES			
11	SADDLE DOUBL.PLATE			
12	SKIRT	3,5% NI - STEEL	3.1B	V-50
13	LEGS			
14	BASE RING AND CHAIRS	NGS1205 (RAEX 385P)	3.1B	C-50
15	BASE PLATE			
16	BRACKETS/SUPPORTS			
17	LADDER AND PLATFORMS			
18	INSULATION SUPPORTS	3,5% NI-STEEL/R St37-2	3.1B	V-50/-
19	NAME PLATE	316 SS		
20	BOLTS FOR EXT FLANGES	A320 GR L7 - GALV.	2.2	
21	NUTS FOR EXT FLANGES	A194 GR 7 - GALV	2.2	
22	BOLTS FOR INT FL & ATT	316 SS		
23	NUTS FOR INT FL & ATT	316 SS		
24	SPLASH CONES			
25	BAFFLES & WEIRS			
26	MIST EXTRACTOR MESH	316		
27	MIST EXTRACTOR RING	3,5% NI-STEEL	3.1B	V-50
28	TRAYS			
29	TRAY SUPPORTS			
30	LIFTING LUGS	3,5% NI - STEEL	3.1B	V-50
31	GASKETS	OVAL RING - SOFT IRON	2.2	
32	EXTERNAL PAINT	KE-K-T-100, SYSTEM NO. 2		
33	INT PAINT/LINING	NA		
34	PRES COATING STORAGE			
35	INTERNALS	316L	2.2	
36				
37				

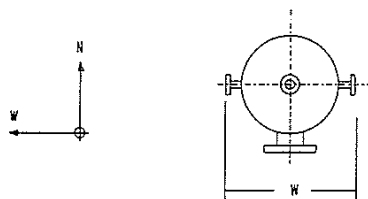
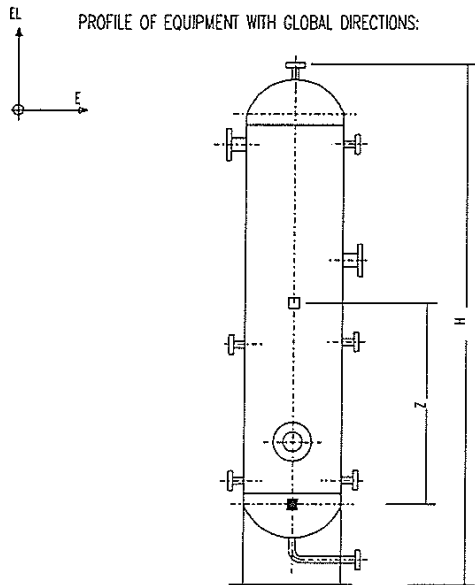
38 NOTES

1. SOUR SERVICE CONDITIONS

Phillips Petroleum Company Norway EkoIsk Development Project 2/4 J	WEIGHT DATA SHEET SCRUBBERS	Kværner Engineering a.s KVÆRNER
TAG. NO.: J95-00012	DOC. NO.: KE-M-D-280	REV. 02 PAGE 7 OF 7

TAG NO.: J95-00012	MODEL:
DESCRIPTION: EXPANDER INLET SCRUBBER	SERIAL NO.:
SIZE AND TYPE:	LAY-OUT DWG. NO.:
VENDOR: AUKRA-MIDSUND OFFSHORE AS	P & ID NO.: KE-U-1251-001
MANUFACTURER:	AREA/ELEVATION: P10/S12000

01 WEIGHT OF COMPLETE UNIT [kg]			
02	CONDITION	WEIGHT	REMARKS
03	DRY DELIVERED FROM VENDOR	30 500	
04	+ CONTENT NORMAL OPERATING	4 500	FILLING: [%]
05	= OPERATING	35 000	
06	TEST (FILED WITH FLUID)	66 600	
07	LIFTING MAX. AT PAD EYES		
08	LARGEST REMOVABLE ITEM		
09 OVERALL SIZES AND POSITIONS OF LOCAL CENTER OF GRAVITY (CoG) [mm]			



■ Datum Point
□ Dry CoG

LAYER 1
LAYER 3
LAYER 5

10 LENGTH (L)	DRY CoG X:	55
11 WIDTH (W) 3020	DRY CoG Y:	75
12 HEIGHT (H) 8222	DRY CoG Z:	3075
13 VENDOR DWG. REF.:	OPER CoG X:	45
14	OPER CoG Y:	65
15 REV:	DATE:	OPER CoG Z: 2755
16 GLOBAL POSITION OF DATUM [mm]		
17 EAST:	NORTH:	ELEV.:

18 WEIGHT/CoG STATUS (BY VEND.)	(TICK OFF)
19 ESTIMATE SUPPLIED WITH BID	
20 CONFIRMED AFTER P. O.	
21 RECALCULATED/CATALOGUE DATA	
22 FINAL CALCULATED	x
23 WEIGHED	
NOTES:	
DATE:	SIGN:

Vedlegg B

GASS SAMMENSETNING –
MANUELL PRØVE –
INNØPSSTRØM,
VÆSKEUTSKILLER FOR
TURBOEKSPANDER

	Inn		Væske		Gass	
Methane	0,794718	0,299737	0,818569			
Ethane	0,101663	0,161999	9,88E-02			
Propane	4,40E-02	0,182042	3,74E-02			
i-Butane	6,18E-03	4,52E-02	4,30E-03			
n-Butane	1,37E-02	0,121966	8,47E-03			
i-Pentane	3,23E-03	4,21E-02	1,36E-03			
n-Pentane	4,11E-03	5,92E-02	1,46E-03			
n-Hexane	2,48E-03	4,55E-02	4,10E-04			
H2O	0	0	0			
CO2	2,49E-02	1,97E-02	2,52E-02			
N2	3,88E-03	5,10E-04	4,04E-03			
TEGlycol	1,85E-07	6,90E-09	1,94E-07			
C7	8,53E-04	1,71E-02	6,81E-05			
C8	2,10E-04	4,39E-03	8,64E-06			
Vapour fraction	0,954029	0	1			
Temp	°C	-5	-5			-5
Press	bara	51	51			51
Molar flow kmole/h	20265,88	931,6415	19334,24			
Mass flow kg/h	424775,4	38866,17	385909,2			


Komponent:	Mol%	Pseudokritisk trykk (kPa)	Y*Pc (kPa)	Pseudokritisk temperatur (K)	
				Y*Pc (kPa)	Y*Tc (K)
Methane	0,794718	4590	3647,755984	190,564	151,4446561
Ethane	0,101663	4850	493,0634124	305,32	31,03961259
Propane	4,40E-02	4210	1,85E+02	369,83	1,63E+01
i-Butane	6,18E-03	3650	2,26E+01	407,7	2,52E+00
n-Butane	1,37E-02	3770	5,16E+01	425,12	5,82E+00
i-Pentane	3,23E-03	3381	1,09E+01	460	1,49E+00
n-Pentane	4,11E-03	3360	1,38E+01	469,7	1,93E+00
n-Hexane	2,48E-03	3040	7,55E+00	507,6	1,26E+00
H2O	0	2194	0	647,13	0
CO2	2,49E-02	7390	1,84E+02	304,21	7,59E+00
N2	3,88E-03	3390	1,32E+01	126,2	4,90E-01
TEGlycol	1,85E-07	3958	7,33E-04	806,3	1,49E-04
C7	8,53E-04	2720	2,32E+00	540,2	4,61E-01
C8	2,10E-04	2470	5,19E-01	568,7	1,19E-01
Total			4,63E+03		2,20E+02
	Pc (P/Pc)	1,10E+00			1,22E+00


Standing - katz diagram gir Z= 0.77


Kompressibilitetsfaktoren er avlest fra diagrammet Standing ang Katz [GPSA]


Vedlegg C


HYSYS SIMULERING - DATASHEET

1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA		Case Name: Exp.inlet scrubber.hsc		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Wed Mar 16 09:40:29 2016		
4					
5					
6	Workbook: Case (Main)				
7					
8	Material Streams Fluid Pkg: All				
9					
10					
11	Name	Inlet stream	Liq. outlet	Gas outlet	
12	Vapour Fraction	0.9540 *	0.0000	1.0000	
13	Temperature (C)	-5.000 *	-5.000	-5.000	
14	Pressure (kPa)	5100 *	5100	5100	
15	Molar Flow (kgmole/h)	2.027e+004 *	890.2	1.938e+004	
16	Mass Flow (kg/h)	4.248e+005 *	3.773e+004	3.871e+005	
17	Liquid Volume Flow (m3/h)	1212	75.63	1136	
18	Heat Flow (kJ/h)	-1.831e+009	-1.156e+008	-1.715e+009	
19	Compositions Fluid Pkg: All				
20					
21	Name	Inlet stream	Liq. outlet	Gas outlet	
22	Comp Mole Frac (Methane)	0.7948 *	0.2900	0.8180	
23	Comp Mole Frac (Propane)	0.0440 *	0.1839	0.0376	
24	Comp Mole Frac (n-Octane)	0.0002 *	0.0046	0.0000	
25	Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0009 *	0.0180	0.0001	
26	Comp Mole Frac (TEGlycol)	0.0000 *	0.0002	0.0000	
27	Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0039 *	0.0005	0.0040	
28	Comp Mole Frac (CO2)	0.0249 *	0.0197	0.0251	
29	Comp Mole Frac (Ethane)	0.1017 *	0.1602	0.0990	
30	Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0062 *	0.0462	0.0043	
31	Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0137 *	0.1251	0.0086	
32	Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0032 *	0.0434	0.0014	
33	Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0041 *	0.0611	0.0015	
34	Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0025 *	0.0471	0.0004	
35	Energy Streams Fluid Pkg: All				
36					
37	Name				
38	Heat Flow (kJ/h)				
39	Unit Ops				
40					
41	Operation Name	Operation Type	Feeds	Products	Ignored
42	J-95-00012	Separator	Inlet stream	Liq. outlet	No
43				Gas outlet	
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69					
70					
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)		Page 1 of 1

1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA		Case Name: Exp.inlet scrubber.hsc		
2			Unit Set: SI		
3			Date/Time: Wed Mar 30 12:07:32 2016		
4					
5					
6	Material Stream: Inlet stream			Fluid Package: Basis-1	
7				Property Package: Peng-Robinson	
8					
9	CONDITIONS				
10		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
11	Vapour / Phase Fraction	0.9540 *	0.9561	0.0000	0.0439
12	Temperature: (C)	-5.000 *	-5.000	-5.000	-5.000
13	Pressure: (kPa)	5100 *	5100	5100	5100
14	Molar Flow (kgmole/h)	2.027e+004 *	1.938e+004	0.2091	890.0
15	Mass Flow (kg/h)	4.248e+005 *	3.871e+005	30.62	3.770e+004
16	Std Ideal Liq Vol Flow (m3/h)	1212	1136	2.737e-002	75.60
17	Molar Enthalpy (kJ/kgmole)	-9.035e+004	-8.853e+004	-7.872e+005	-1.297e+005
18	Molar Entropy (kJ/kgmole-C)	145.6	147.5	112.8	103.7
19	Heat Flow (kJ/h)	-1.831e+009	-1.715e+009	-1.646e+005	-1.154e+008
20	Liq Vol Flow @Std Cond (m3/h)	4.773e+005 *	4.565e+005	2.733e-002	77.85
21					
22	PROPERTIES				
23		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase
24	Molecular Weight	20.96	19.98	146.4	42.36
25	Molar Density (kgmole/m3)	3.080	2.978	7.812	12.24
26	Mass Density (kg/m3)	64.57	59.49	1144	518.5
27	Act. Volume Flow (m3/h)	6579	6506	2.677e-002	72.71
28	Mass Enthalpy (kJ/kg)	-4310	-4431	-5377	-3062
29	Mass Entropy (kJ/kg-C)	6.946	7.384	0.7701	2.448
30	Heat Capacity (kJ/kgmole-C)	56.16	53.84	284.6	106.7
31	Mass Heat Capacity (kJ/kg-C)	2.679	2.695	1.944	2.520
32	LHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	9.646e+005	9.206e+005	3.175e+006	1.923e+006
33	HHV Molar Basis (Std) (kJ/kgmole)	1.056e+006	1.010e+006	3.455e+006	2.079e+006
34	HHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	5.040e+004	5.053e+004	2.360e+004	4.908e+004
35	CO2 Loading	---	---	---	---
36	CO2 App ML Con (kgmole/m3)	---	---	7.037e-002	0.2412
37	CO2 App WT Con (kgmol/kg)	---	---	6.152e-005	4.652e-004
38	LHV Mass Basis (Std) (kJ/kg)	4.602e+004	4.608e+004	2.168e+004	4.540e+004
39	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.9376	0.9376	2.258e-005	6.237e-002
40	Phase Fraction [Mass Basis]	0.9112	0.9112	7.207e-005	8.874e-002
41	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9889	0.9889	4.068e-006	1.105e-002
42	Mass Exergy (kJ/kg)	448.1	---	---	---
43	Partial Pressure of CO2 (kPa)	128.2	---	---	---
44	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
45	Act. Gas Flow (ACT_m3/h)	6506	6506	---	---
46	Avg. Liq. Density (kgmole/m3)	16.72	17.05	7.640	11.77
47	Specific Heat (kJ/kgmole-C)	56.16	53.84	284.6	106.7
48	Std. Gas Flow (STD_m3/h)	4.792e+005	4.581e+005	4.944	2.104e+004
49	Std. Ideal Liq. Mass Density (kg/m3)	350.5	340.6	1119	498.7
50	Act. Liq. Flow (m3/s)	2.020e-002	---	7.435e-006	2.020e-002
51	Z Factor	---	0.7682	0.2928	0.1869
52	Watson K	17.72	18.04	8.839	14.64
53	User Property	---	---	---	---
54	Partial Pressure of H2S (kPa)	0.0000	---	---	---
55	Cp/(Cp - R)	1.174	1.183	1.030	1.084
56	Cp/Cv	1.625	1.712	1.042	1.084
57	Heat of Vap. (kJ/kgmole)	1.231e+004	---	---	---
58	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.2015	123.2	0.2398
59	Liq. Mass Density (Std. Cond) (kg/m3)	0.8901	0.8480	1120	484.2
60	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (m3/h)	4.773e+005	4.565e+005	2.733e-002	77.85
61	Liquid Fraction	4.393e-002	0.0000	1.000	1.000
62	Molar Volume (m3/kgmole)	0.3246	0.3358	0.1280	8.170e-002
63	Mass Heat of Vap. (kJ/kg)	587.0	---	---	---
64	Phase Fraction [Molar Basis]	0.9561	0.9561	0.0000	0.0439
65	Surface Tension (dyne/cm)	8.698	---	46.13	8.698
66	Thermal Conductivity (W/m-K)	---	3.288e-002	0.1862	9.457e-002
67	Viscosity (cP)	---	1.199e-002	140.9	0.1243
68	Cv (Semi-Ideal) (kJ/kgmole-C)	47.85	45.52	276.3	---
69	Mass Cv (Semi-Ideal) (kJ/kg-C)	2.283	2.279	1.887	---
70					
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)		Page 1 of 4

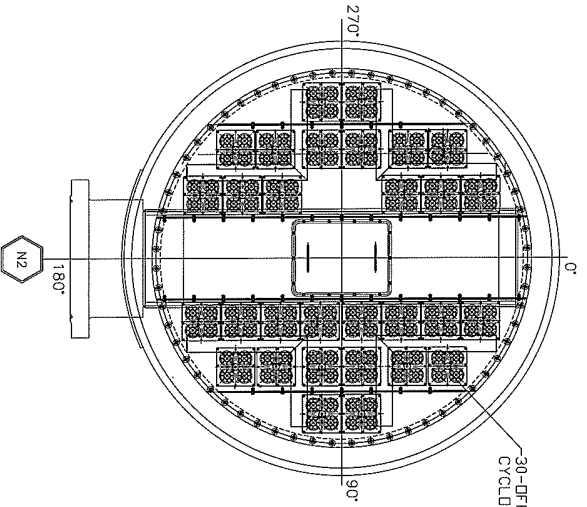
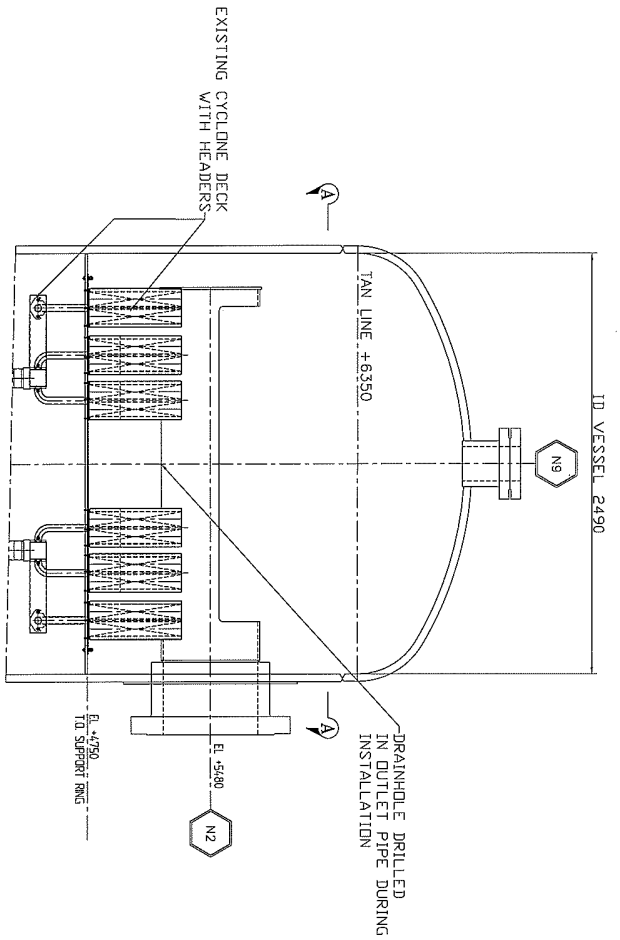
1			Case Name: Exp.inlet scrubber.hsc				
2	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA	Unit Set: SI					
3		Date/Time: Wed Mar 30 12:07:32 2016					
4							
5							
6	Material Stream: Inlet stream (continued)			Fluid Package: Basis-1			
7				Property Package: Peng-Robinson			
8							
9	PROPERTIES						
10							
11		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	Liquid Phase		
12	Cv (kJ/kgmole-C)	34.57	31.45	273.2	---		
13	Mass Cv (kJ/kg-C)	1.649	1.574	1.866	---		
14	Cv (Ent. Method) (kJ/kgmole-C)	---	---	269.0	---		
15	Mass Cv (Ent. Method) (kJ/kg-C)	---	---	1.837	---		
16	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	1.058	---		
17	Reid VP at 37.8 C (kPa)	8.465e+004	---	135.7	3308		
18	True VP at 37.8 C (kPa)	8.465e+004	9.551e+004	3362	7234		
19	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)(m3/h)	4.565e+005	4.565e+005	2.733e-002	0.0000		
20	Viscosity Index	---	---	---	---		
21	API(Petrol)	271.8	---	---	---		
22	SG (60/60)(Petrol)	0.3509	---	---	---		
23	Std. Liquid Density(Petrol) (kg/m3)	350.5	---	---	---		
24	TBP 0%(Petrol) (C)	-210.6	---	---	---		
25	TBP 5%(Petrol) (C)	-177.8	---	---	---		
26	TBP 10%(Petrol) (C)	-173.2	---	---	---		
27	TBP 30%(Petrol) (C)	-163.6	---	---	---		
28	TBP 50%(Petrol) (C)	-135.0	---	---	---		
29	TBP 70%(Petrol) (C)	-101.5	---	---	---		
30	TBP 90%(Petrol) (C)	-54.12	---	---	---		
31	TBP 95%(Petrol) (C)	-11.53	---	---	---		
32	TBP 100%(Petrol) (C)	-213.1	---	---	---		
33	D86 IBP(Petrol) (C)	---	---	---	---		
34	D86 5%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
35	D86 10%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
36	D86 30%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
37	D86 50%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
38	D86 70%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
39	D86 90%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
40	D86 95%(Petrol) (C)	---	---	---	---		
41	D86 FBP(Petrol) (C)	---	---	---	---		
42	Sulfur Wt Pct(Petrol) (%)	---	---	---	---		
43	Nitrogen Content(Petrol) (ppmw)	---	---	---	---		
44	Basic Nitrogen Content(Petrol)(ppmw)	---	---	---	---		
45	Conradson Carbon Content(Petrol)(%)	---	---	---	---		
46	RON (Clear)(Petrol)	---	---	---	---		
47	MON (Clear)(Petrol)	---	---	---	---		
48	Cetane Idx D4737(Petrol)	---	---	---	---		
49	Kinematic Viscosity @ X C(Petro)(St)	0.1831	---	---	---		
50	Reid Vapour Pressure(Petrol) (kPa)	---	---	---	---		
51	Flash Point(Petrol) (C)	---	---	---	---		
52	Cloud Point(Petrol) (C)	-250.3	---	---	---		
53	Pour Point(Petrol) (C)	---	---	---	---		
54	Aniline Point(Petrol) (C)	---	---	---	---		
55	Paraffins by Volume(Petrol) (%)	---	---	---	---		
56	Olefins by Volume(Petrol) (%)	---	---	---	---		
57	Naphthenes by Volume(Petrol) (%)	---	---	---	---		
58	Aromatics by Volume(Petrol) (%)	---	---	---	---		
59	COMPOSITION						
60							
61	Overall Phase			Vapour Fraction 0.9540 *			
62							
63	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)	LIQUID VOLUME FRACTION
64							
65	Methane	16106.7227 *	0.7948 *	258398.5424 *	0.6082 *	863.0718 *	0.7121 *
66	Propane	891.7576 *	0.0440 *	39323.8339 *	0.0926 *	77.6111 *	0.0640 *
67	n-Octane	4.2561 *	0.0002 *	486.1846 *	0.0011 *	0.6893 *	0.0006 *
68	n-Heptane	17.2879 *	0.0009 *	1732.3377 *	0.0041 *	2.5223 *	0.0021 *
69	TEGlycol	0.2027 *	0.0000 *	30.4351 *	0.0001 *	0.0270 *	0.0000 *
70	Nitrogen	78.6368 *	0.0039 *	2202.8528 *	0.0052 *	2.7318 *	0.0023 *
71	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)		Page 2 of 4	

1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA			Case Name: Exp.inlet scrubber.hsc		
2				Unit Set: SI		
3				Date/Time: Wed Mar 30 12:07:32 2016		
4				Fluid Package: Basis-1		
5				Property Package: Peng-Robinson		
6	Material Stream: Inlet stream (continued)					
7	COMPOSITION					
8	Overall Phase (continued)					
9						Vapour Fraction 0.9540 *
10	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
11	12	13	14	15	16	17
12	13	14	15	16	17	18
13	14	15	16	17	18	19
14	15	16	17	18	19	20
15	16	17	18	19	20	21
16	17	18	19	20	21	22
17	18	19	20	21	22	23
18	19	20	21	22	23	24
19	20	21	22	23	24	25
20	21	22	23	24	25	26
21	22	23	24	25	26	27
22	23	24	25	26	27	28
23	24	25	26	27	28	29
24	25	26	27	28	29	30
25	26	27	28	29	30	31
26	27	28	29	30	31	32
27	28	29	30	31	32	33
28	29	30	31	32	33	34
29	30	31	32	33	34	35
30	31	32	33	34	35	36
31	32	33	34	35	36	37
32	33	34	35	36	37	38
33	34	35	36	37	38	39
34	35	36	37	38	39	40
35	36	37	38	39	40	41
36	37	38	39	40	41	42
37	38	39	40	41	42	43
38	39	40	41	42	43	44
39	40	41	42	43	44	45
40	41	42	43	44	45	46
41	42	43	44	45	46	47
42	43	44	45	46	47	48
43	44	45	46	47	48	49
44	45	46	47	48	49	50
45	46	47	48	49	50	51
46	47	48	49	50	51	52
47	48	49	50	51	52	53
48	49	50	51	52	53	54
49	50	51	52	53	54	55
50	51	52	53	54	55	56
51	52	53	54	55	56	57
52	53	54	55	56	57	58
53	54	55	56	57	58	59
54	55	56	57	58	59	60
55	56	57	58	59	60	61
56	57	58	59	60	61	62
57	58	59	60	61	62	63
58	59	60	61	62	63	64
59	60	61	62	63	64	65
60	61	62	63	64	65	66
61	62	63	64	65	66	67
62	63	64	65	66	67	68
63	64	65	66	67	68	69
64	65	66	67	68	69	70
65	66	67	68	69	70	71
66	67	68	69	70	71	72
67	68	69	70	71	72	73
68	69	70	71	72	73	74
69	70	71	72	73	74	75
70	71	72	73	74	75	76
71	72	73	74	75	76	77

1	 HOGSKOLEN STORD Burlington, MA USA		Case Name: Exp.inlet scrubber.hsc			
2			Unit Set: SI			
3			Date/Time: Wed Mar 30 12:07:32 2016			
4						
5			Fluid Package: Basis-1			
6	Material Stream: Inlet stream (continued)		Property Package: Peng-Robinson			
7						
8	COMPOSITION					
9						
10	Liquid Phase (continued)					
11						Phase Fraction 4.392e-002
12						
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (kgmole/h)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (kg/h)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (m3/h)
14						LIQUID VOLUME FRACTION
15	i-Butane	41.0962	0.0462	2388.6782	0.0634	4.2506
16	n-Butane	111.3448	0.1251	6471.8051	0.1717	11.0966
17	i-Pentane	38.5979	0.0434	2784.8803	0.0739	4.4669
18	n-Pentane	54.3860	0.0611	3924.0038	0.1041	6.2313
19	n-Hexane	41.9530	0.0471	3615.4181	0.0959	5.4559
20	Total	890.0055	1.0000	37698.7866	1.0000	75.5997
21						
22	K VALUE					
23	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY
24	Methane	2.821		67.77		2.820
25	Propane	0.2043		9.768		0.2042
26	n-Octane	1.380e-003		59.45		1.380e-003
27	n-Heptane	3.529e-003		45.18		3.528e-003
28	TEGlycol	3.221e-005		7.566e-009		24.60
29	Nitrogen	7.923		7.664		7.923
30	CO2	1.276		2.791		1.276
31	Ethane	0.6180		18.43		0.6178
32	i-Butane	9.408e-002		26.30		9.406e-002
33	n-Butane	6.863e-002		23.01		6.861e-002
34	i-Pentane	3.198e-002		30.38		3.197e-002
35	n-Pentane	2.442e-002		27.66		2.442e-002
36	n-Hexane	9.100e-003		34.59		9.098e-003
37						
38	UNIT OPERATIONS					
39	FEED TO	PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION		
40	Separator:	J-95-00012				
41						
42	UTILITIES					
43	(No utilities reference this stream)					
44						
45	PROCESS UTILITY					
46						
47	DYNAMICS					
48						
49	Pressure Specification (Active):	5100 kPa *				
50	Flow Specification (Active)	Molar:	227e+004 kgmole/h *	Mass:	4.248e+005 kg/h *	Std Ideal Liq Volume: 1212 m3/h
51	User Variables					
52						
53	NOTES					
54						
55						
56	Description					
57						
58						
59						
60						
61						
62						
63						
64						
65						
66						
67						
68						
69						
70						
71	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8.4 (30.0.0.8433)			Page 4 of 4

Vedlegg D

MEKANISKE TEGNINGER



SECTION A-A
EXISTING CYCLONE DECK

NO ITEMS FROM THIS DRAWING
WILL BE DELIVERED.
(SEE ARRANGEMENT DRAINED
PAD AND INLET CYCLONES)

- GENERAL NOTES**
1. ALL BROWNE & CALDWELL INTERNALS TO BE PASS THROUGH MANWAY WITH INTERNAL DIAMETER 500mm.
 2. ALL MATERIAL TO BE STAINLESS STEEL 316/316L WITH 316 CERTIFICATES ON BARE MATERIAL.
 3. ALL BULKHEADS TO BE STAINLESS STEEL 316/316L WITH 316 CERTIFICATES ON BARE MATERIAL.
 4. ALL GASKET MATERIAL TO BE WITHIN WITH A1 CERTIFICATES QUANT.
 5. ALL DIMENSIONS UNLESS OTHERWISE SPECIFIED TO BE IN MILLIMETERS.
 6. ALL DIMENSIONS IN MILLIMETERS.
- REFERENCE DRAWINGS**
- 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 1 AND 2
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 3
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 4
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 5
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 6
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 7
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 8
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 9
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 10
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 11
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 12
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 13
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 14
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 15
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 16
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 17
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 18
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 19
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 20
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 21
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 22
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 23
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 24
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 25
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 26
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 27
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 28
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 29
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 30
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 31
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 32
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 33
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 34
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 35
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 36
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 37
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 38
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 39
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 40
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 41
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 42
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 43
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 44
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 45
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 46
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 47
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 48
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 49
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 50
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 51
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 52
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 53
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 54
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 55
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 56
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 57
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 58
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 59
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 60
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 61
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 62
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 63
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 64
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 65
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 66
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 67
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 68
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 69
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 70
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 71
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 72
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 73
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 74
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 75
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 76
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 77
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 78
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 79
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 80
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 81
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 82
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 83
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 84
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 85
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 86
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 87
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 88
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 89
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 90
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 91
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 92
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 93
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 94
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 95
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 96
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 97
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 98
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 99
 - 95-00012 PROCESS GENERAL ARRANGEMENT SHEET 100

"AS BUILT"

02	AS BUILT	02/10/01	AW
01	FIRST RELEASE/AS SURPLUED	28/05/01	AW
Revision	Date	Description of Revision	Date
Drawn	28/05/01	AW	PL
Checked	28/05/01	PL	
Process			
Size	A1	Project	EDWARDS STRIPPERS
Scale	1:15	Client	PHILIPS
		Title	ARRANGEMENT CYCLONE DECK
		Drawing no.	000453A043
		Rev.	02

Project: EDWARDS STRIPPERS
Client: PHILIPS
Title: ARRANGEMENT CYCLONE DECK
Drawing no.: 000453A043
Rev.: 02

THIS DRAWING IS THE PROPERTY OF CDS NORGE. IT IS TO BE USED ONLY FOR THE PROJECT AND NOT TO BE REPRODUCED OR TRANSMITTED IN ANY FORM OR BY ANY MEANS, ELECTRONIC OR MECHANICAL, INCLUDING PHOTOCOPYING, RECORDING, OR BY ANY INFORMATION STORAGE AND RETRIEVAL SYSTEM. WITHOUT THE WRITTEN PERMISSION OF CDS NORGE.

© CDS NORGE 2001

0 1 2 3 4 5 6 7 8 9 10 11 12 13 14 15 16 17 18 19 20 21 22 23 24 25 26 27 28 29 30 31 32 33 34 35 36 37 38 39 40 41 42 43 44 45 46 47 48 49 50 51 52 53 54 55 56 57 58 59 60 61 62 63 64 65 66 67 68 69 70 71 72 73 74 75 76 77 78 79 80 81 82 83 84 85 86 87 88 89 90 91 92 93 94 95 96 97 98 99 100

Vedlegg E

**KIRK PROCESS SOLUTIONS
SIMULERING/KALKULASJONER**

Rev	Description	By	Chkd	Appd	Date
0	First Issue	MEK			04-Apr-16
1					
2					
3					
4					

KIRK Process Solutions

Process Calculation Sheet

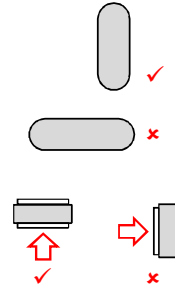
V-15D

ME-Calculator

Mist Eliminator Size Calculator

Project Name
Job Ref No
Customer
Vessel Name
Tag No
Vessel Orientation
Gas Flow thru Demister

Ekofisk Revamp
KQ-2162
ConocoPhillips
Gas Scrubber
J95-00012
Vertical (Select)
Vertical (Select)



Input Data

Design Case	Original	Now 11.5M	Future 22M
Operating Pressure Barg	49.50	50.00	50.00
Operating Temperature °C	-11.5	-5.0	-5.0

Gas Flowrate	kg/h	721,049	385,909	774,037
Gas MW	#	19.47	19.96	19.96
Gas Viscosity	cP	0.0110	0.0120	0.0120
Gas Density Std	kg/Nm ³	0.8689	0.8908	0.8908
Gas Density Op	kg/m ³	57.43	57.43	57.43
Gas Flow (Actual at T,P)	Am ³ /h	12,555.3	6,719.6	13,477.9
Gas Flow	Nm ³ /h	829,835	433,229	868,949
	Sm ³ /h	875,405	457,019	916,667
	MMSCFD	743.4	388.1	778.4

Basis:
Nm³ at 0°C, 1.013 bara
Sm³ at 15°C, 1.013 bara

Light Liquid Phase	kg/m ³	521.0	500.0	500.0
Light Liquid Density	kg/m ³	521.0	500.0	500.0
Viscosity	cP	0.10	0.10	0.10
Flowrate	kg/h	81,224.0	38,866.2	77,732.4
Flowrate	Am ³ /h	155.9	77.7	155.5
Surface Tension	mN/m	6.38	6.38	6.38

Aqueous Phase	kg/m ³	1,000.0	1,000.0	1,000.0
Heavy Liquid Density	kg/m ³	1,000.0	1,000.0	1,000.0
Viscosity	cP	0.80	0.80	0.80
Flowrate	kg/h	0.0	0.0	0.0
Flowrate	Am ³ /h	0.0	0.0	0.0
Surface Tension	mN/m	65.00	65.00	65.00

Total Feed Flowrate In	kg/h	802,273	424,775	851,770
	Am ³ /h	12,711.2	6,797.4	13,633.4
Feed Mixture Density	kg/m ³	63.12	62.49	62.48

Fraction of Liquid in Feed	ppmw	101,242	91,498	91,260
	ppmv	12,265	11,436	11,403
	% vol	1.227	1.144	1.140
	mg/Nm ³	97,880	89,713	89,456

Solids Flowrate	mg/Nm ³	0.0	0.0	0.0
	kg/h	0.0	0.0	0.0
	ppmw	0.0	0.0	0.0

THIS DOCUMENT IS ISSUED AS PRELIMINARY DESIGN INFORMATION ONLY AND NO LIABILITY IS ACCEPTED OR IMPLIED FOR ACCURACY. ALL DATA SHOULD BE CHECKED AND VERIFIED BY QUALIFIED PERSONNEL.

Document Title
Mist Eliminator Sizing for KO Drum

Document No.
KQ-2162
Sheet 1 of 3

Rev	Description	By	Chkd	Appd	Date	<h2 style="text-align: center;">KIRK Process Solutions</h2> <p style="text-align: center;">Process Calculation Sheet</p>
0	First Issue	MEK			04-Apr-16	
1						
2						
3						
4						

V-15D

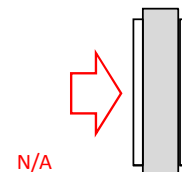
ME-Calc+ Mist Eliminator Size Calculator

Project Name	Ekofisk Revamp	
Job Ref No	KQ-2162	
Customer	ConocoPhillips	
Vessel Name	Gas Scrubber	
Tag No	J95-00012	
Vessel Orientation	Vertical	(Select)
Vessel Dimensions	2,490 mm ID	6,350 mm T/T

Wire Mesh Mist Eliminator

Gas Flow Orientation

Vertical



Pad Properties

Pad Thickness	mm	100	
Pad Surface Area	m ² /m ³	650	
Pad Density	kg/m ³	195	K _{max} m/s
Wire Diameter	mm	0.15	0.107

Design Case

		Original	Now 11.5M	Future 22M
De-rating for Press	% K _{max}	97.1%	97.0%	97.0%
De-rating for Viscosity	% K _{max}	100.0%	100.0%	100.0%
De-rating for Surface Ten	% K _{max}	100.0%	100.0%	100.0%

Recommended K factor

K _{rec}	0.104	0.104	0.104
------------------	-------	-------	-------

Design K-Factor, K_{des}

m/s	0.252	0.139	0.019
-----	-------	-------	-------

Flowing Velocity

m/s	0.72	0.39	0.05
-----	------	------	------

Momentum

Pa	29.5	8.6	0.2
----	------	-----	-----

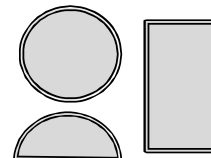
Area Required

m ²	4.87	4.84	71.39
----------------	------	------	-------

Shape:
Circular

Diameter if Circular

mm	2,490	2,481	9,534
----	-------	-------	-------



Width if Rectangular

mm	1,000	1,000	1,000
----	-------	-------	-------

Height if Rectangular

mm	4,870	4,835	71,394
----	-------	-------	--------

Pressure Drop

mbar	5.74	1.67	0.03
------	------	------	------

Efficiency at 10 Microns

%	99.93	98.68	42.52
---	-------	-------	-------

Efficiency at 20 Microns

%	100.00	99.99	91.71
---	--------	-------	-------

Efficiency at X Microns %

8	99.58	94.58	28.08
---	-------	-------	-------

Notes:

- 1)
- 2)
- 3)

THIS DOCUMENT IS ISSUED AS PRELIMINARY DESIGN INFORMATION ONLY AND NO LIABILITY IS ACCEPTED OR IMPLIED FOR ACCURACY. ALL DATA SHOULD BE CHECKED AND VERIFIED BY QUALIFIED PERSONNEL.	<p>Document Title</p> <h3>Mist Eliminator Sizing for KO Drum</h3>	<p>Document No.</p> <h3>KQ-2162</h3> <p>Sheet 2 of 3</p>
--	---	--

Rev	Description	By	Chkd	Appd	Date
0	First Issue	MEK			04-Apr-16
1					
2					
3					
4					

KIRK Process Solutions

Process Calculation Sheet

V-15D

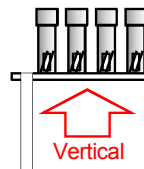
ME-Calc+

Mist Eliminator Size Calculator

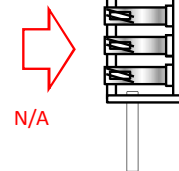
Project Name	Ekofisk Revamp	
Job Ref No	KQ-2162	
Customer	ConocoPhillips	
Vessel Name	Gas Scrubber	
Tag No	J95-00012	
Vessel Orientation	Vertical	(Select)
Vessel Dimensions	2,490 mm ID	6,350 mm T/T

Axial Cyclone Mist Eliminator

Gas Flow Orientation	Vertical	
<u>Cyclone Deck Properties</u>		
Cyclone Length	mm	315
Cyclone Spacing	mm	110
Cyclone Qty/m ²	#	50
		F _{min} - F _{max} 15 - 35

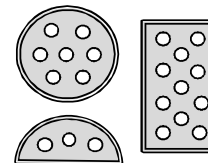


High Solids Style



Design Case	Original	Now 11.5M	Future 22M	
Selected No of Cyclones	#	120	120	120
Adjust to suit F Factor Range!				
Operating F-Factor, F _{op}		53.7	28.8	57.7
Gas Flow per Cyclone	Nm ³ /h ea.	6,915	3,610	7,241
	Am ³ /s ea.	0.029	0.016	0.031
Deck Area Required	m ²	2.40	2.40	2.40
Diameter if Circular	mm	1,748	1,748	1,748
Width if Rectangular	mm	1,000	1,000	1,000
Height if Rectangular	mm	2,400	2,400	2,400
Pressure Drop	mbar	104.94	30.06	120.93

Shape:
Circular



Efficiency Calculations

Select Contaminant		Liquid	Liquid	Liquid
Efficiency at 10 Microns	%	100.00%	100.00%	100.00%
Efficiency at 20 Microns	%	100.00%	100.00%	100.00%
Efficiency at X Microns %	8	100.00%	100.00%	100.00%

Solids SG
3.000

Notes:

- 1)
- 2)
- 3)

THIS DOCUMENT IS ISSUED AS PRELIMINARY DESIGN INFORMATION ONLY AND NO LIABILITY IS ACCEPTED OR IMPLIED FOR ACCURACY. ALL DATA SHOULD BE CHECKED AND VERIFIED BY QUALIFIED PERSONNEL.	<p>Document Title</p> <p>Mist Eliminator Sizing for KO Drum</p>	<p>Document No.</p> <p>KQ-2162</p> <p>Sheet 3 of 3</p>
--	--	---

Vedlegg F

KRANJI SOLUTIONS SIMULERING/KALKULASJONER



DRAFT - Ekofisk Expander inlet scrubber review

Vessel Process Design Report

Expander Inlet Scrubber

J-95-00012

Project reference:
Design revision:
Design date: 25-mrt-2016
Designed by:
Company (MySep licensee): Not registered. Use of this program is prohibited.
Report generated on: 15-Apr-16

The design in this report has been created by
licensee using MySep v3.0.0 a10 software by:



Table of contents

1 Input data	3
2 Vessel overview	4
2.1 Summary	4
2.2 General arrangement drawing	4
3 Inlet piping & nozzles	5
3.1 Inlet piping	5
3.2 Nozzles	5
4 Liquid section	6
4.1 Input criteria	6
4.2 Setpoints and residence time	6
4.3 Degassing	6
5 Gas-liquid separation	7
5.1 Inlet device	7
5.2 Gravity separation section	7
5.3 Agglomerator	7
5.4 Demisting device #1	8
6 Gas-liquid separation graphs	9
6.1 Pressure drop graphs	9
6.2 Performance graphs	9
6.3 Droplet size graphs	10
7 Design considerations and notes	10
Appendix 1 - Flow regime for horizontal inlet piping	11

In this report, numbers in blue are user input values. Numbers in black are calculated values.

1 Input data

		Case 1	Case 2	Case 3
Operating conditions				
Operating pressure	kPa-a	5,100.00	5,100.00	5,100.00
Operating temperature	°C	-5.00	-5.00	-5.00
Gas				
Gas flow rate	kg/hr	385,909	738,244	721,049
Gas molecular weight	kg/kmol	19.96	19.96	19.96
Gas Density	kg/m ³	59.41	59.41	57.43
Gas viscosity	cP	0.0120	0.0120	0.0120
Determine gas density by gas law?	no			
Hydrocarbon liquid				
HC liquid flow rate	kg/hr	38,866	74,351	81,224
HC liquid density	kg/m ³	513.50	513.50	520.99
HC liquid viscosity	cP	0.12	0.12	0.12
HC liquid surface tension	dyne/cm	8.51	8.51	8.51
Aqueous liquid				
Aqueous liquid flow rate	kg/hr	0	0	0
Aqueous liquid density	kg/m ³	1000.00	1000.00	1000.00
Aqueous liquid viscosity	cP	0.50	0.50	0.50
Aqueous liquid surface tension	dyne/cm	70.00	70.00	70.00

Case title definitions:

Case 1: 11.5MSm³/d
 Case 2: 22MSm³/d
 Case 3: Original Design

2 Vessel overview

2.1 Summary

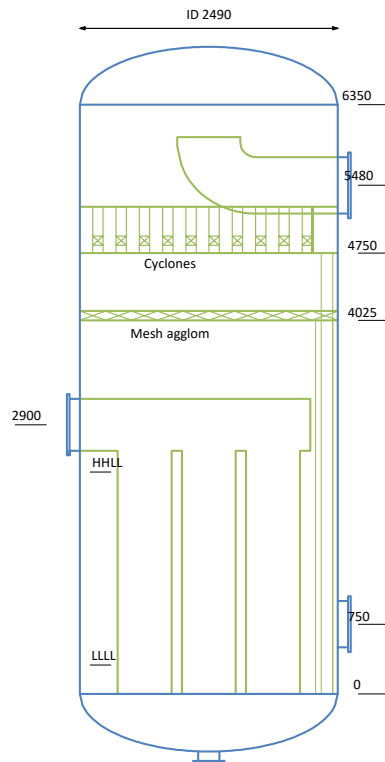
Vessel orientation	Vertical
Separation type	2-phase
Vessel ID (mm)	2490
Vessel Tan-Tan (mm)	6350
Head type	Elliptical
Body Flange	no

Gas side summary

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Vessel K-value	m/s	0.134	0.256	0.252	0.256
Gas velocity	m/s	0.371	0.709	0.716	0.716
Inlet section	mbar	27	100	99	100
Distribution baffles	mbar	0	0	0	0
Mesh agglomerator	mbar	4	14	14	14
Cyclones	mbar	13	65	64	65
Demisting #2 (none)	mbar	0	0	0	0
Gas outlet nozzle	mbar	5	18	18	18
Total	mbar	49	197	195	197

Gas outlet d100	micron	18	56	55	56
Total carryover	m ³ /hr	0.000	0.161	0.159	0.161
	USG/MMSCF	0.00	1.37	1.39	1.39
Gas-liquid separation efficiency	%	100.00%	99.89%	99.90%	100.00%

2.2 General arrangement drawing



3 Inlet piping & nozzles

3.1 Inlet piping

		N.B. (inch)	Actual I.D. (mm)
Inlet piping	-	24	560.00

Key liquid phase for gas-liquid calculations HC liquid
 Override predicted max droplet size? no
 Override predicted piping mist fraction? no

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Max droplet size (predicted)	micron	682	313	309	682
Mist fraction (predicted)	%	18.78%	89.81%	90.56%	90.56%
Mist flow rate	m ³ /hr	14.215	130.036	141.187	141.187

3.2 Nozzles

	Min. ID (mm)	N.B. (inch)	Actual I.D. (mm)
Inlet	613.84	24	560.00

Gas outlet	597.56	24	609.60
------------	--------	----	--------

Liquid outlet	166.04	8	203.20
---------------	--------	---	--------

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Inlet velocity	m/s	7.41	14.18	14.34	14.34
Inlet momentum	kg/ms ²	3,550	12,993	12,971	12,993

Gas outlet velocity	m/s	6.18	11.83	11.95	11.95
Gas outlet momentum	kg/ms ²	2,271	8,310	8,200	8,310

Liquid outlet velocity	m/s	0.65	1.24	1.34	1.34
------------------------	-----	------	------	------	------

4 Liquid section

4.1 Input criteria

Setpoint	Setpoint (mm)
HHLL	2390
HLL	1870
NLL	1350
LLL	830
LLLL	310

4.2 Setpoints and residence time

Residence time and volume between levels		Time (min)			Volume (m ³)
Level	Setpnt (mm)	Case 1	Case 2	Case 3	
HHLL	2390	2.01	1.05	0.97	2.53
HLL	1870	2.01	1.05	0.97	2.53
NLL	1350	2.01	1.05	0.97	2.53
LLL	830	2.01	1.05	0.97	2.53
LLLL	310	1.20	0.63	0.58	1.51

4.3 Degassing

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Liquid velocity	m/s	0	0	0	0
Mixture degassing d100	micron	50	74	77	77

5 Gas-liquid separation

5.1 Inlet device

Type **Inlet cyclones**
 Length (mm) **2440**

Override predicted droplet removal d100? **no**
 Override predicted separation efficiency? **no**

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Removal d100 (predicted)	micron	112	81	80	112
Mist sep. effic. (predicted)	%	92.57%	81.79%	81.88%	92.57%
Carryover rate	m ³ /hr	1.055	23.677	25.586	25.586
Overall efficiency	%	98.61%	83.65%	83.59%	98.61%

5.2 Gravity separation section

Override zero gravity separation? **no**
 Override predicted droplet removal d100? **no**
 Override predicted separation efficiency? **no**

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Removal d100 (predicted)	micron	0	0	0	0
Mist sep. effic. (predicted)	%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%
Carryover rate	m ³ /hr	1.055	23.677	25.586	25.586
Overall efficiency	%	0.00%	0.00%	0.00%	0.00%

5.3 Agglomerator

Type **Mesh**
 Diameter (mm) **2490**
 Thickness (mm) **100**
 Drainage trough area(%) **14.00%**
 Agglomerator area (m²) **4.188**

Override predicted separation efficiency? **no**

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
K-value	m/s	0.156	0.298	0.293	0.298
Velocity	m/s	0.43	0.82	0.83	0.83
Mist effic. (predicted)	%	99.89%	66.02%	68.87%	99.89%
Carryover	m ³ /hr	0.001	8.047	7.966	8
Overall efficiency	%	99.89%	66.02%	68.87%	99.89%

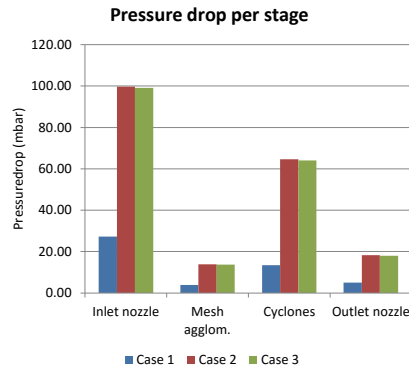
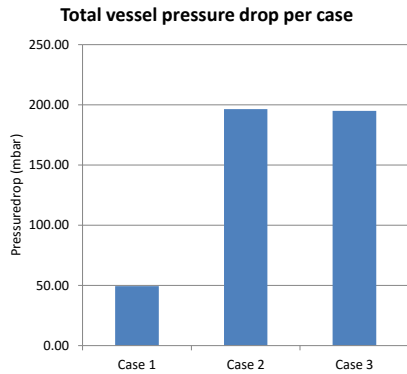
5.4 Demisting device #1

Type	Cyclones
Number of cyclones	120.00
Assembly length (mm)	500
Cyclone diameter (mm)	85.00
Swirl angle (°)	40.00
Swirl inside diameter (mm)	42.50
Separation length (mm)	166.67
Override predicted droplet removal d100?	no
Override predicted separation efficiency?	yes

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Gas flow / cyclone	m ³ /hr	54.131	103.552	104.627	104.627
Liquid flow / cyclone	m ³ /hr	0.000	0.067	0.066	0.067
Gas rho-v ²	kg/ms ²	417	1527	1506	1526.6
Removal d100 (predicted)	micron	78	56	55	78
Sep. efficiency (predicted)	%	1.40%	53.38%	53.58%	53.58%
Sep. efficiency (user defined)	%	98.00%	98.00%	98.00%	98.00%
Carryover rate	m ³ /hr	0.000	0.161	0.159	0.161
Overall efficiency	%	98.00%	98.00%	98.00%	98.00%

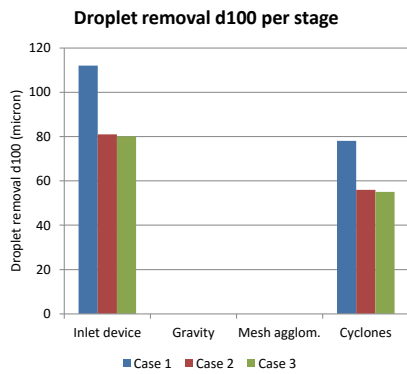
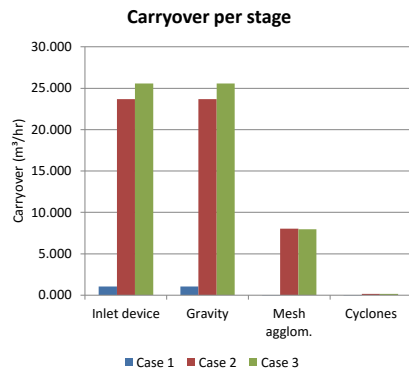
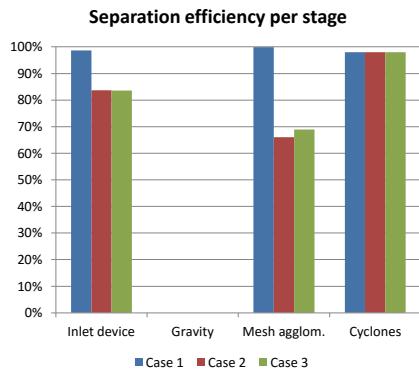
6 Gas-liquid separation graphs

6.1 Pressure drop graphs

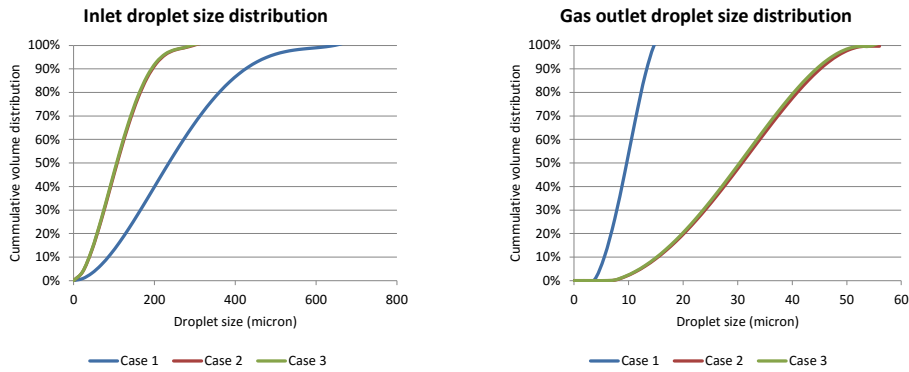


INFO: Pressure drop of demisting cyclones is equipment / vendor specific and may deviate from values shown.

6.2 Performance graphs



6.3 Droplet size graphs



7 Design considerations and notes

Design considerations generated by MySep:

INFORMATIVE:

Pressure drop of inlet cyclones is design / vendor specific and may deviate from values shown.

Pressure drop of demisting cyclones is equipment / vendor specific and may deviate from values shown.

Performance and hydraulics of inlet cyclones are design / vendor specific and may deviate from values shown.

Verify gas flow per cyclone, drainage head and cyclone space requirements with cyclones supplier.

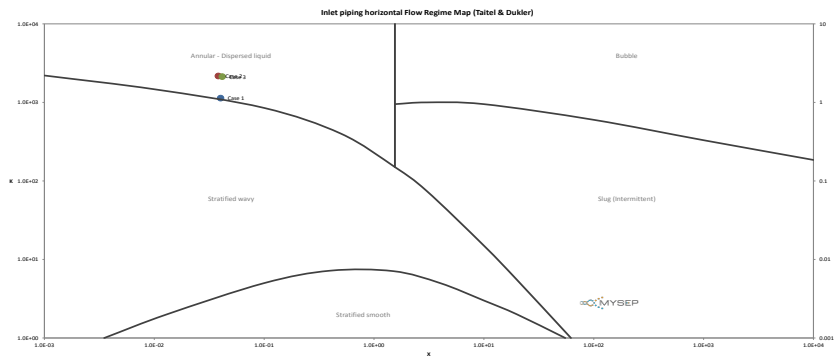
Note: ✓ means Accounted for by Designer.

Design notes by Designer:

Appendix 1 - Flow regime for horizontal inlet piping

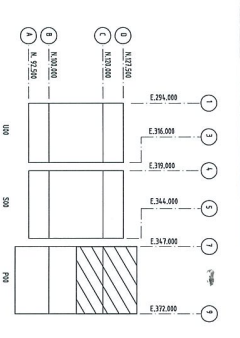
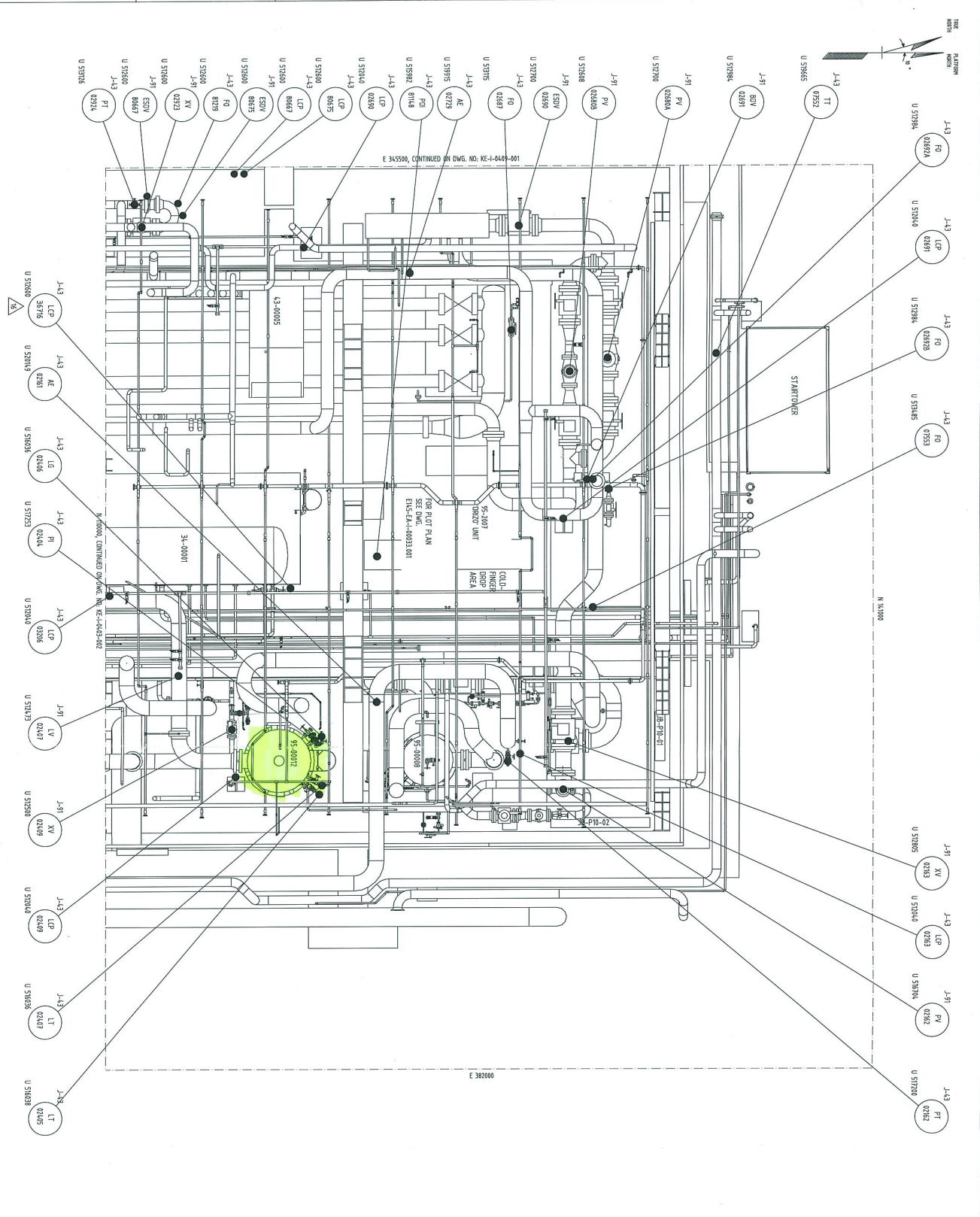
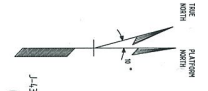
Pipe roughness mm 0.0460

		Case 1	Case 2	Case 3	Max
Flow regime	-	Stratified wavy	Annular	Annular	-
Lockhart-Martinelli parameter	-	4.0E-02	3.8E-02	4.2E-02	4.2E-02
Liquid fraction	% v/v	1.15%	1.15%	1.23%	1.23%
Liquid hold-up	% v/v	3.56%	2.11%	2.25%	3.56%
Liquid velocity	m/s	2.40	7.76	7.82	7.82
Gas fraction	% v/v	98.85%	98.85%	98.77%	98.85%
Gas hold-up	% v/v	96.44%	97.89%	97.75%	97.89%
Gas velocity	m/s	7.60	14.32	14.49	14.49
Relative liquid height (height/pipe ID)	-	0.077	-	-	0.077
Film thickness	mm	-	3	3	3
Pressure drop	mbar/m	0.60	2.14	2.19	2.19



Vedlegg G

PLOTPLAN P10 DEKK



- LEGEND:**
- INSTRUMENT TAPPING POINT LOCATION / CONTROL CABINET FOR VALVES.

- NOTES:**
- INSTRUMENT TAPPING POINTS ARE INDICATED. FINAL LOCATIONS OF INSTRUMENTS ARE SITE ENGINEER'S RESPONSIBILITY.
 - INSTRUMENT TAG NOS. ARE SHOWN, TOGETHER WITH INSTRUMENT/TYPING POINT ELEVATIONS.
 - INSTRUMENT TUNING AND FIELD CABLE RUNS ARE TO BE ROUTED AND SUPPORTED BY SITE.
 - SITE ENGINEERS ARE RESPONSIBLE FOR BOTH THE POSITIONING AND ALLOCATION OF AIR MANIFOLDS.
 - AIR SUPPLIES TO BEV'S TO BE RUN DIRECT FROM MAIN AIR MANIFOLD/SUB AIR FEEDERS.
 - ALL HYDRAULIC BLOCK VALVES TO BE LOCKED A MAXIMUM OF 5 METERS FROM HYDRAULIC SUPPLY LINES.
 - ALL PRESSURIZED OPERATED DOORS TO BE SUPPLIED WITH INSTRUMENT AIR FROM NEAREST AIR MANIFOLD. REFER TO SPECIFIC HOOK-UP DRAWING NO.
 - WHERE ONLY MAIN TAG NOS. ARE SHOWN ON LAYOUTS, REFER TO PAID LEGEND TYPICALS FOR THE ASSOCIATED SUB TAG NOS.

POS. NO.	JUNCTION NO.	POS. NO.	JUNCTION NO.
1	JB-P10-400	1	JB-P10-400
2	JB-P10-400	2	JB-P10-400
3	JB-P10-400	3	JB-P10-400
4	JB-P10-400	4	JB-P10-400
5	JB-P10-400	5	JB-P10-400
6	JB-P10-400	6	JB-P10-400

REV.	DESCRIPTION OF REVISION	DATE	BY	CHKD.	APP'D.	REV.	DESCRIPTION OF REVISION	DATE	BY	CHKD.	APP'D.
1/6	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM		1/6	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
2/6	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM		2/6	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
3/6	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM		3/6	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	

REV.	DESCRIPTION OF REVISION	DATE	BY	CHKD.	APP'D.
1/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
2/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
3/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	

REV.	DESCRIPTION OF REVISION	DATE	BY	CHKD.	APP'D.
1/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
2/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
3/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	

REV.	DESCRIPTION OF REVISION	DATE	BY	CHKD.	APP'D.
1/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
2/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	
3/1	AS BUILT	04-20-2008	SM	SM	

Vedlegg H

VEDLEGG ISOTEGNING

