

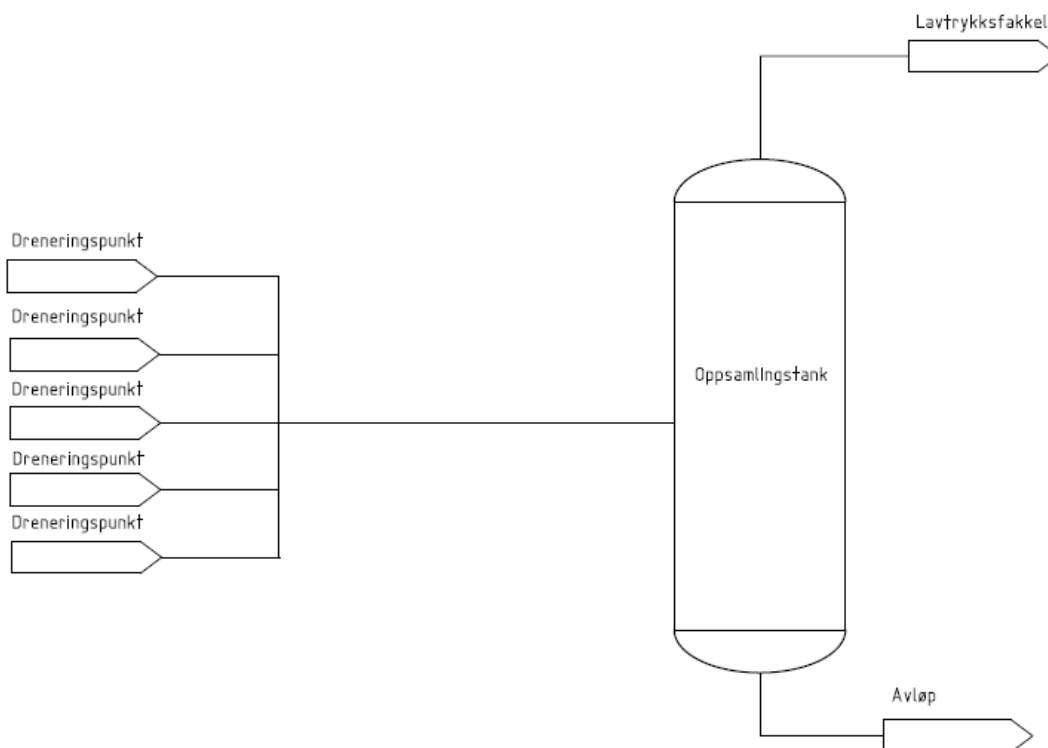


HØGSKOLEN STORD/HAUGESUND



1839•1994•2014

## Design av dreneringssystem



Hovedoppgave utført ved

Høgskolen Stord/Haugesund – Studie for ingeniørfag

---

*Maskin, prosess- og energiteknikk*

Av: Pia Havneraas  
Olaug Therese Larsen

Kand.nr. 19  
Kand.nr. 12

# HOVEDPROSJEKT

**Studenten(e)s navn:** Olaug Therese Larsen  
Pia Havneraas

---

**Linje & studieretning** Maskin, Prosess- og energiteknikk

**Oppgavens tittel:** Design av dreneringssystem

**Oppgavetekst:**

Et segment i et høytrykks prosessanlegg skal dreneres for å samle opp hydrokarbonholdig væske til en drentank. Det skal dreneres fra 5 lavpunkter. Systemet skal designes etter gjeldende lov- og regelverk som blant annet NORSOK og ISO/API.

**Endelig oppgave gitt:** Fredag 07 mars 2014

**Innleveringsfrist:** Fredag 09 mai 2014 kl. 12.00

**Intern veileder:** Jorunn Stueland Nysted

**Ekstern veileder:** Oddgeir Kleppa, Aibel  
**Adresse ekstern veileder:** Jens Risøensgt 72  
5527 Haugesund

**Godkjent av  
studieansvarlig:**  
**Dato:**

*Bent Fulbo*  
23/4 - 14

Oppgavens tittel		Rapportnummer
Design av dreneringssystem		
Utført av Pia Havneraas og Olaug Therese Larsen		
Linje Maskin ingeniør		Studieretning Prosess- og energiteknikk
Gradering Åpen	Innlevert dato 09. mai 2014	Veiledere Jorunn Nysted, HSH Oddgeir Kleppa, Aibel

## Ekstrakt

På et ikke navngitt høytrykksprosessanlegg finnes det i dag ikke noe godt fungerende dreneringssystem for lavpunkter ved gassfriing av prosessen. For å sikre at alle hydrokarboner er ute av systemet må lavpunktene i anlegget dreneres. Mediet som dreneres er hydrokarbonholdig væske.

Målet med oppgaven er å komme med et forslag på design av et dreneringsanlegg etter de lover og regler som er gjeldene for slike system. Samt å sikre anlegget mot uønskede hendelser.

Det har i arbeidet med denne oppgaven kommet frem et forslag for design av et dreneringsanlegg for hydrokarbonholdig væske. Forslaget er utarbeidet i henhold til gjeldende regler og forskrifter. Det har blitt vurdert uønskede hendelser som overfylling, overtrykk og brann mot anlegget.

## Forord

Dette er en rapport av hovedoppgaven som avslutter treårig maskiningeniør utdanning ved Høgskolen Stord/Haugesund. Begge gruppens medlemmer har valgt prosess- og energiteknikk som studieretning innenfor ingeniørutdanningen. Det var derfor ønskelig å samarbeide med en bedrift som har erfaring med prosessrelaterte oppgaver inne olje og gass industrien. Begge har erfaring fra Aibel og det var derfor et naturlig valg å samarbeide med bedriften for denne oppgaven.

Oppgaven har gitt en innsikt i prosjektarbeid på Aibel, hvor vi har fått benyttet emner fra utdanningen samt tilgjort nye erfaringer og inspirasjon. Det har vært god kontakt med både ekstern og intern veileder.

Vedlegg bakerst i dokumentet er relevante for oppgaven og bør med fordel has tilgjengelig mens en leser rapporten. Arbeidet med de forskjellige alternativene, beregninger og simuleringer har blitt utført kontinuerlig og ikke nødvendigvis i den rekkefølgen de blir presentert i rapporten. Derfor vil det forekomme at det henvises til kommende kapitler i løpet av rapporten.

Vi vil takke Oddgeir Kleppa, Jorunn Nysted og alle som har bidratt med faglig kompetanse og veiledning fra Aibel.



Pia Havneraas



Olaug Therese Larsen

## Innholdsfortegnelse

Forord .....	iv
Figurliste .....	vii
Sammendrag.....	viii
1 Innledning.....	1
1.1 Bakgrunn for valg av oppgave .....	1
1.2 Hvorfor installere dreneringssystem .....	1
1.3 Målsetning.....	1
1.4 Begrensninger og informasjon som er gitt.....	2
2 Anvendte programmer og verktøy.....	3
2.1 Aksjonslogg.....	3
2.2 MicroStation.....	3
2.3 HYSYS.....	3
2.4 Vessfire.....	3
2.5 Crane regneark.....	3
2.6 W3 - Aibel.....	3
2.7 Standarder .....	3
3 Enkel forklaring av systemet.....	4
4 Prosess sikkerhet.....	6
4.1 Definisjon av sikkert anlegg .....	6
4.1.1 Premisser for design.....	6
4.1.2 Brannbeskyttelse .....	6
4.2 Uønskede hendelser.....	7
5 Presentasjon og valg av design .....	8
5.1 Rørtrasè fra dreneringspunkt til oppsamlingsrør.....	8
5.1.1 Alternativer for rørtrasè fra dreneringspunkter til oppsamlingsrør.....	8
5.1.2 Vurdering og valg.....	8
5.2 Oppsamlingsrør .....	9
5.2.1 Alternativer for plassering av oppsamlingsrøret.....	9
5.2.2 Vurdering og valg.....	11
5.2.3 Oppkobling mot tank.....	11
5.3 Oppsamlingstank .....	11
5.3.1 Alternativer for valg av tank .....	11
5.3.2 Vurdering og valg av tank .....	12
5.3.3 Alternativer for plassering på tomten.....	12
5.3.4 Vurdering og valg av plassering .....	12
5.3.5 Veggtykkelse tank.....	12
6 Trykkskille .....	13
6.1 Alternativer for plassering av trykkskille .....	13
6.2 Vurdering og valg.....	13
7 Materialvalg .....	15
7.1 Alternativer for valg av material .....	15
7.2 Vurdering og valg.....	16
8 Utstyr i dreneringssystemet.....	17
8.1 Utstyr på tanken .....	17
8.2 Utstyr på oppsamlingsrør.....	18

8.3	Utstyr på rørtrasé fra lavpunkt til oppsamlingsrør .....	19
8.4	Ventiler .....	19
8.5	Overvåkningssystem .....	20
8.5.1	Nivåmåling .....	20
8.5.2	Trykkmåling .....	21
9	Dimensjonering .....	22
9.1	Beregninger for dimensjonering av rør og oppsamlingsrør .....	22
9.1.1	Beregninger for strømningshastighet for væske ved bruk av Craneregneark .....	23
9.1.2	Beregninger for strømningshastighet for væske, Darcy-Weisbachs .....	23
9.1.3	Beregninger for nitrogengassen .....	27
9.2	Beregning for rørdimensjon fra tank til PSV .....	28
9.3	Beregninger tømmetid hydrokarboner .....	30
9.4	Beregninger oppsamlingstank .....	31
9.4.1	Dimensjon .....	31
9.4.2	Innløp på tanken .....	31
10	Brannsimulering .....	32
11	Operasjonsmanual .....	38
11.1	Systembeskrivelse .....	38
11.2	Prosessavstenging .....	39
11.3	Drift av anlegg .....	39
11.3.1	Drenering av lavpunkter .....	39
11.3.2	Tømming av væske i tank .....	39
12	Forslag til videre arbeid .....	40
13	Konklusjon .....	41
	Referanser .....	I
	Vedlegg .....	II

## Figurliste

Figur 1 - Komponentliste hentet fra HYSYS .....	1
Figur 2 - Illustrasjon av landskap.....	2
Figur 3 - Skisse over dreneringssystemet.....	4
Figur 4 - Fasekonvolutt hentet fra HYSYS.....	5
Figur 5 - Lokasjon for dreneringspunkter og tank.....	9
Figur 6 - Vest/øst plassering av oppsamlingsrør.....	10
Figur 7 - Nord/sør plassering av oppsamlingsrør.....	10
Figur 8 - Skisse over oppsamlingsrør inn på tank.....	11
Figur 9 - DB&B - ventil med trykkskille anbefaling (NORSOK P-001 7.2.3, 2006) .....	13
Figur 10 - Påkrevd sikkerhetsutstyr trykktank (ISO 10418 figur B.6, 2003) .....	17
Figur 11 - HYSYS simulering for PSV .....	29
Figur 12 - Innløpsrør på tank.....	31
Figur 13 - Spenning i tanken ved brann over væsknivå, veggtykkelse 1 cm .....	33
Figur 14 - Spenning i tanken ved brann på væsknivå, veggtykkelse 1 cm.....	34
Figur 15 - Spenning i tanken ved brann over væsknivå, veggtykkelse på 0,5 cm.....	35
Figur 16 - Standard PSV størrelser (API 526, 2009) .....	35
Figur 17 - Trykkutviklingen i tank ved bruk av PSV D.....	36
Figur 18 - Spenning tanken blir utsatt for ved bruk av PSV D .....	36
Figur 19 - Trykkutvikling i tank ved bruk av PSV E.....	37
Figur 20 - Forenklet flytskjema over dreneringssystemet.....	38

## Tabell liste

Tabell 1 - Materialoversikt.....	15
Tabell 2 - Ventilanbefalinger fra NORSOK L-001 .....	19
Tabell 3 - Anbefalt maksimal hastighet for væskefylterør (NORSOK P-001, tabell 2) .....	22
Tabell 4 - Vedleggsoversikt for Crane beregninger.....	22
Tabell 5 - Oversikt strømningshastigheter hydrokarboner.....	23
Tabell 6 - Dyse og ventilhusstørrelsebetegnelse (API 526, tabell 12.1.1, 2009) .....	30

## Sammendrag

På et ikke navngitt høytrykksprosessanlegg finnes det i dag ikke noe godt fungerende dreneringssystem for lavpunkter ved gassfriing av prosessen. For å sikre at alle hydrokarboner er ute av systemet må lavpunktene i anlegget dreneres. Mediet som dreneres er hydrokarbonholdig væske.

I dagens system tømmes lavpunktene til en midlertidig tank eller til lastebil. Dette utsetter operatørene for væskesøl, en uønsket situasjon. For å unngå denne problemstillingen og forbedre arbeidsmiljøet for operatører skal det installeres et permanent dreneringssystem. Systemet samler all væske fra lavpunktene til en tank. Det er ønskelig at dreneringstiden er rimelig, selv om den ikke er kritisk.

Målet med oppgaven er å komme med et forslag på design av et dreneringsanlegg etter de lover, standarder og regler som er gjeldene for dreneringssystem. Anlegget skal dimensjoneres for å ikke gjøre skade på personell, anlegget rundt og miljø ved en uønsket hendelse.

Gjennom designutviklingen er det bestemt at væsken fra lavpunktene skal bli drenert til et oppsamlingsrør. Oppsamlingsrøret er plassert i retning nord-sør og er 35 meter langt. Det er valgt å drenere lavpunktene med trykksatt nitrogen. Alle rør i anlegget monteres med helning og vil ha sveiste forbindelser. Det vil være nødvendig med flensforbindelse på innløp til tank. Det er valgt å installere en trykktank med desingtrykk på 19,0 barg for oppsamling av væsken. Det er valgt å heve tanken 1 meter. Oppsamlingsrøret må dermed heves 1,85 meter for å komme over væsknivå i tanken. Det er valgt å installere briller etter DB&B- ventilene på lavpunktene. Trykkskillet vil bli plassert etter installerte briller.

Det har blitt gjort beregninger på strømning i rør for væske og gass ved hjelp av "Crane pressure drop calculations", HYSYS og håndberegninger. Disse beregningene er grunnlaget for valg av rørdimensjon og material. Rørspesifikasjon som er blitt valgt er AS20A, 1" rør i rustfritt stål 316. Samme material er også valgt for tanken. Veggtykkelse er satt til 1 cm og PSV størrelse er valgt til PSV E som har orifice område på 0,196 in<sup>2</sup>. Rørstykket som går fra tanken til PSV vil være 2" og ha en lengde på 0,03 meter. Brannsimuleringer i Vessfire viser at materialvalg, veggtykkelse på tank og valg av PSV størrelse er tilfredsstillende.

Det er satt opp forslag for nivå- og trykkmåling. Det er laget en P&ID med legende over symboler, en isometrisk skisse og en operasjonsmanual for anlegget. Tiden det vil ta å drenere lavpunktene kan komme opp i 1 time og 15 minutter, dette ses som en rimelig tid.



## 1 Innledning

### 1.1 Bakgrunn for valg av oppgave

Oppgaven ble valgt etter et møte mellom flere prosessingeniører på Aibel og Pia Havneraas i august 2013. De kom med forskjellige forslag over mulige oppgaver, og sammen plukket de ut flere alternativ som kunne være aktuelle for en hovedoppgave. Pia tok med seg forslagene og presenterte de for Olaug Therese Larsen som ikke hadde anledning til å delta på møtet. Sammen valgte de ut den oppgaven de likte best.

### 1.2 Hvorfor installere dreneringssystem

På et ikke navngitt høytrykksprosessanlegg, plassert langs norskekysten, finnes det i dag ikke noe godt fungerende dreneringssystem for lavpunkter ved gassfriing av prosessen. Ved gassfriing fjernes alle hydrokarboner som er tilstede i anlegget. Drenering av anlegget vil være nødvendig ved vedlikeholdsarbeid på prosessanlegget, noe som foregår sjeldent.

For å sikre at alle hydrokarboner er ute av systemet, må lavpunkter i anlegget dreneres. Når lavpunktene skal tømmes i dag, dreneres disse manuelt til en midlertidig tank eller lastebil. Dette utsetter operatørene for væskesøl noe som er uønsket. For å bedre arbeidsmiljøet til operatørene er det ønskelig at det skal installeres et permanent dreneringssystem som samler opp væsken fra lavpunktene i en tank. Mediet som skal dreneres er hydrokarboner med sammensetning vist i Figur 1. I denne oppgaven er det ved normal drift kun hydrokarboner i væskeform, det vil si inkompressibelt medium. Hydrokarboner kan være svært skadelig for omgivelsene og er veldig brannfarlige. Det kan få store konsekvenser dersom hydrokarboner lekker til omgivelsene. Det er derfor viktig at dreneringssystemet er lukket.

	Mole Fractions
Ethane	0,0019
Propane	0,0394
i-Butane	0,0667
n-Butane	0,0995
i-Pentane	0,1135
n-Pentane	0,1135
n-Hexane	0,1954
n-Heptane	0,1455
n-Octane	0,1127
n-Nonane	0,0541
n-Decane	0,0278
n-C11	0,0145
n-C13	0,0155

Figur 1 - Komponentliste hentet fra HYSYS

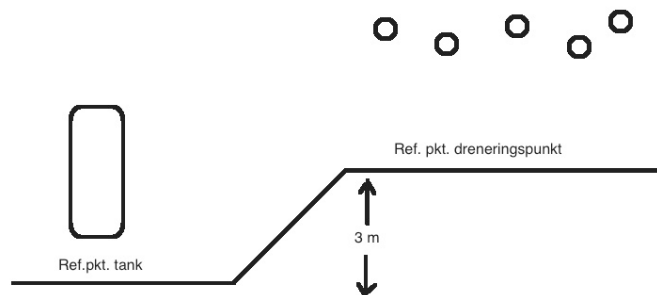
Det er fem dreneringspunkter som er utstyrt med håndopererte "double block and bleed" (DB&B) ventiler som ønskes koblet opp mot et dreneringssystem. Tanken blir koblet mot eksisterende fakkelsystem samt anlegg for tømning av væske. I denne oppgaven vil fokuset være på design fra lavpunkter til oppsamlingstank. Tiden det tar å drenere anlegget er ikke kritisk, men det er ønskelig at det skal kunne utføres på en rimelig tid.

### 1.3 Målsetning

Målet med oppgaven er å komme med et forslag på design av et dreneringsanlegg etter de lover, standarder og regler som er gjeldene for slike system, samt å sikre anlegget mot uønskede hendelser. Det skal fremstilles et sikkert system. Det vil si at anlegget dimensjoneres for og ikke skade personell, miljø eller anlegget rundt ved en uønsket hendelse. Det er flere faktorer det må tas hensyn til, blant annet sikring mot overtrykk, overfylling og brann mot tanken.

#### 1.4 Begrensninger og informasjon som er gitt

Systemet skal designes fra eksisterende 1" DB&B ventiler til en oppsamlingstank. Hovedprosessen er et 1500# høytrykkssystem med designtrykk på 157 barg og operasjonstrykk på 150 barg. Hovedprosessen er plassert i et område hvor landskapet er ujevnt. Tomten som er satt av til plassering av oppsamlingstanken befinner seg 3 meter under referansenivået for lavpunktene som illustrert i Figur 2. Rektangelet illustrerer tenkt plassering av tanken og sirkelene viser lavpunktene.



Figur 2 - Illustrasjon av landskap

Tanken må dimensjoneres for å passe inn på tomten som er tiltenkt anlegget, område er begrenset til 5x5 meter. Det er gitt at bruksvolum på tank skal være 25 m<sup>3</sup>. For å sikre plass til utstyr og tilkomst til tanken er maksimum diameter på tank satt til 3 meter. Tanken kan derfor ikke ha en hvilken som helst utforming, den må være vertikal og ikke horisontal. Tanken skal kobles opp mot eksisterende 150# fakkelsystem med designtrykk på 10 barg og operasjonstrykk på 0,1 barg. Fakkelsstuss er 6". Videre er det oppgitt at det ikke trengs ta hensyn til utstyr eller hindringer fra andre deler av anlegget når resten av dreneringssystemet skal plasseres.

Før manuell tømning av utstyr eller rørinventar til lukket dreneringssystem skal kildene gjøres trykkløse (NORSOK P-100 24.6, 2010). Det vil bli tatt utgangspunkt i at det utføres slik trykkavlastning i høytrykksanlegget i denne oppgaven. Det antas at hvert av lavpunktene ikke vil inneholde mer en 2 m<sup>3</sup> væske. Og at det ved en stopp vil være mellom 5-10 m<sup>3</sup> væske som blir drenert fra lavpunktene tilsammen.

Operasjonsparametere for dreneringssystemet:

Omgivelsestemperatur:	-10 °C – 30 °C
Operasjonstemperatur:	15 °C – 30 °C
Maksimal temperatur:	40 °C
Operasjonstrykk:	0,1 barg
Designtrykk:	19,6 barg

For å holde oppgaven åpen vil det ikke bli nevnt hvilket anlegg denne oppgaven er rettet mot. Dette har ikke noe å si for utførelsen av oppgaven. Det refereres til oppdragsgiver i rapporten, med det menes Aibel og ekstern veileder.

## 2 Anvendte programmer og verktøy

### 2.1 Aksjonslogg

Aksjonslogg ble brukt for å holde oversikt på ulike aktiviteter og tidsfrister. Se vedlegg A.

### 2.2 MicroStation

For å lage en P&ID (Piping and Instrumentation Diagram) over prosessen og ISO (Isometric projection) ble MicroStation V8i, versjon 08.11.08.292, benyttet. MicroStation er et CAD tegneprogram som blir brukt til å tegne tekniske tegninger, i denne sammenheng P&ID og ISO. Programmet inneholder standard figurer for utstyr som ventiler, pumper og tanker.

### 2.3 HYSYS

Aspen HYSYS V7.3 2011 Aspen Technology Inc ble brukt for å gjøre strømnings simuleringer for hydrokarboner og nitrogen. Her kan en simulere prosesser og finne for eksempel massestrøm, trykk, trykktap, varmetap og lignende. Dersom en gjør endringer i programmet vil resultatene oppdatere seg automatisk. Slik at en raskt kan søke seg frem til ønsket verdi. I denne oppgaven er det fluid-pakke Peng-Robinson som er blitt brukt.

### 2.4 Vessfire

Vessfire 1.2.080313, GUI versjon 1.2.6.860 er benyttet for å utføre brannsimuleringer. I Vessfire fyller man inn data som material, veggtykkelse og dimensjoner på tank for deretter å kjøre en simulering. Programmet lager en rapport som viser blant annet trykk, temperatur og spenninger tank og rør blir utsatt for ved brann. Det angir om det blir brudd i tanken og eventuelt hvor lang tid det går fra brannen starter til brudd oppstår. Opplysningene man får brukes til å optimalisere prosessdesignet. For eksempel ved å endre material, legge på brannisolasjon og endre størrelse på trykksikringsventil (PSV).

### 2.5 Crane regneark

“Crane pressured drop calculations” er basert på “Flow of fluids through valves and pipe”, Technical paper no 410M. Dette er et verktøy som Aibel bruker for beregning av strømning i rør. Data som er lagt inn i dette regnearket er hentet fra HYSYS simuleringene.

### 2.6 W3 - Aibel

Way We Work (W3) er Aibel sine retningslinjer og arbeidsinstrukser. Vedlegg B viser en arbeidsinstruks på hvordan en kan designe et godt rørsystem i henhold til Aibel sine retningslinjer.

### 2.7 Standarder

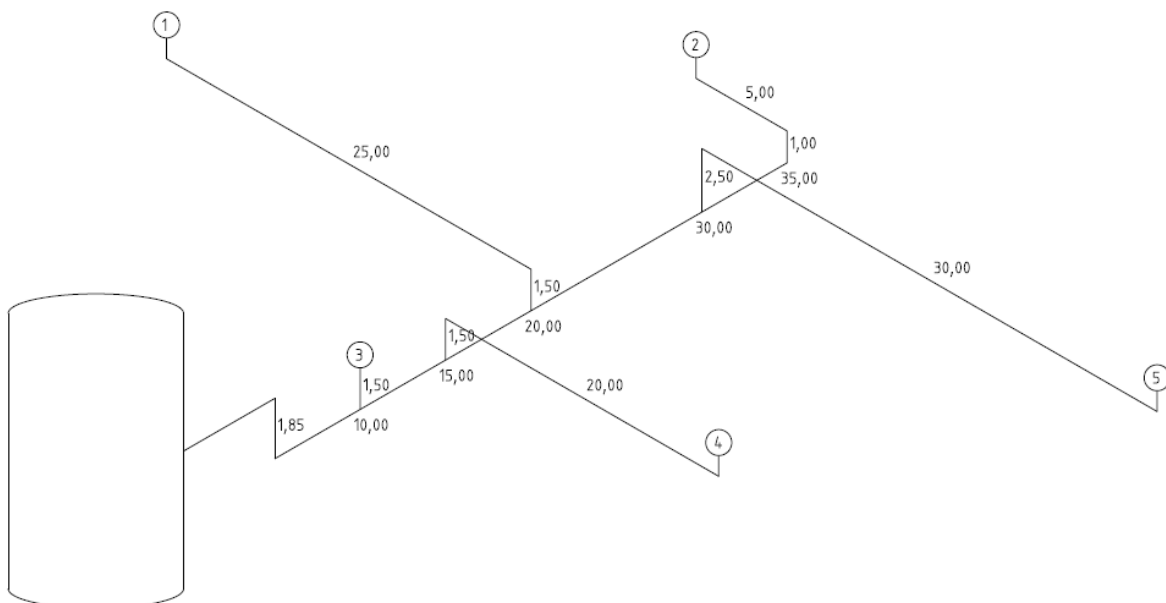
Det er benyttet standarder for petroleumsindustrien i denne oppgaven. Det har blitt brukt NORSOK, ISO, API, TR2000 (vedlegg F) og Scandpower - Guidelines for the Protection of Pressurised Systems Exposed to Fire. Alle systemene som er referert til i denne oppgaven er hentet fra NORSOK som er utviklet med tanke på norsk petroleums industri. Linjenummer og IDnummer på utstyr på P&ID, i vedlegg C, og symbol legende, i vedlegg C.1, er basert på NORSOK.

### 3 Enkel forklaring av systemet

Et høytrykksprosesanlegg har fem lavpunkter hvor det samler seg væske ved gassfriing av anlegget. Høytrykksystemet skal ved behov, for eksempel ved nedstenging for vedlikehold, være helt tomt for hydrokarboner. Hovedprosessen blir trykkavlastet og mesteparten av hydrokarbonene vil tømmes til annet system. For å være sikre på at det ikke er hydrokarboner igjen i systemet, trykkes det med nitrogen. Inertgassen vil tømme hovedprosessen og det vil kun være hydrokarboner igjen i lavpunktene. Væsken som samler seg i lavpunktene skal dreneres til en oppsamlingstank. Det er denne oppsamlingstanken samt rørsystem fra dreneringspunktene til tanken som skal designes i denne oppgaven.

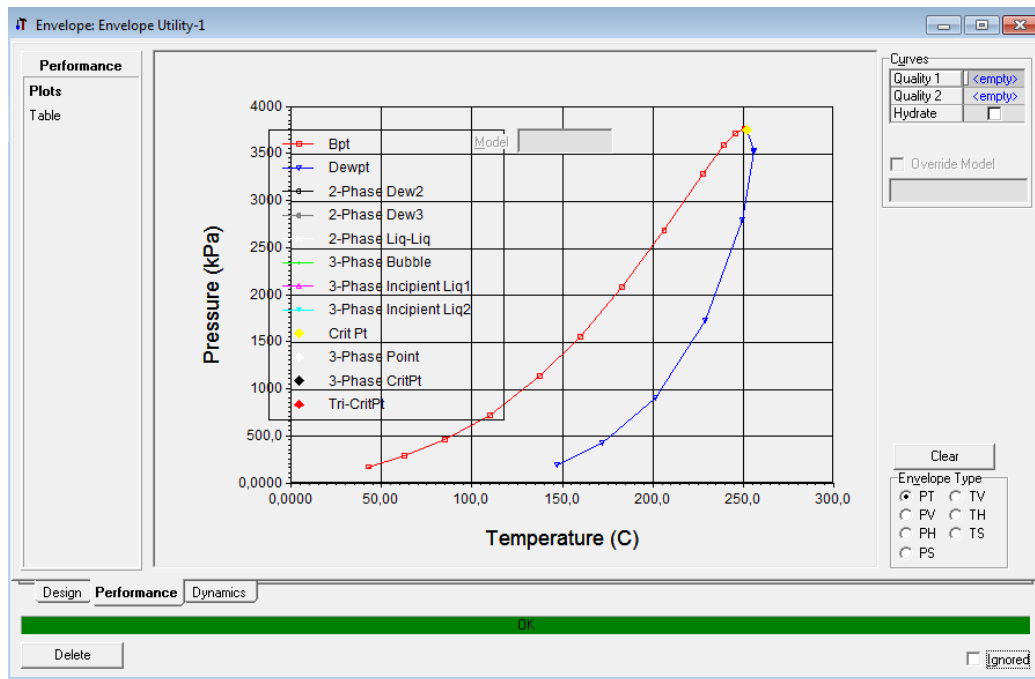
På lavpunktene er det montert håndstyrte DB&B-ventiler. Lavpunktene dreneres et om gangen. Væsken som dreneres fra lavpunktene vil bli samlet i et oppsamlingsrør som går inn til oppbevaringstanken. I hvert punkt antas det at det er 2 m<sup>3</sup> væske, innholdet kan være noe mindre. DB&B-ventilen er åpen til operatør på stedet hører at det kommer gass gjennom ventilen og neste ventil kan åpnes når nivået i tanken ikke stiger mer. Når alle lavpunktene er drenert kan det utføres vedlikehold på hovedprosessen.

Anlegget er et lukket system for å hindre utslipp av hydrokarboner til atmosfæren. Det er sjeldent behov for vedlikehold og dreneringsanlegget står tomt når det ikke er i bruk, utenom væske som oppbevares i tanken. Tankens bruksvolum er 25 m<sup>3</sup> og blir tømt ved behov. Figur 3 viser en isometrisk oversikt over dreneringssystemet.



Figur 3 - Skisse over dreneringssystemet

I trykk – temperaturdiagrammet, vist i Figur 4, ser vi at ingen kritiske grenser nås under normale driftsbetingelser. Det er altså ingen faseendringer i mediet under normal drift. NORSOK P-001 4.3.2 anbefaler at en bruker gjennomsnittstemperaturen ved valg av omgivelsestemperatur. Omgivelsestemperaturen er dermed satt til 10°C. Ved normal operasjon er temperaturen på mediet mellom 15 – 30°C, maksimum 40°C.



Figur 4 - Fasekonvolutt hentet fra HYSYS

### System 57 – lukket dreneringssystem

System 57 i NORSOK P-100 beskriver et lukket dreneringssystem som er typisk for en offshore installasjon. I denne oppgaven er det et lukket dreneringssystem på et landanlegg som er beskrevet og det er dermed ikke alle elementer fra denne standarden som vil være gjeldene. Det ses allikevel hensiktsmessig å ta hensyn til enkelte elementer i standarden.

Hensikten med et lukket dreneringssystem er å samle hydrokarbonholdige væsker som kommer fra prosessutstyr, beholdere, instrumentering og lavpunkter. Væsken skal på en sikker måte avgasses og fjernes. Alle ikke-kontinuerlige kilder skal være utstyrt med lukkede briller under normal drift. Før manuell avtapping til det lukkede dreneringssystemet skal kilden trykkavlastes, for små volum kan det være akseptabelt å ikke trykkavlaste. Dreneringstanken skal være utstyrt med en "høy-høy"-alarm som stenger ned væskestrømmen inn på tanken.

## 4 Prosess sikkerhet

I Aibel skilles det mellom prosessikring og teknisk sikkerhet. Prosessikring er for eksempel design, materialvalg og vedlikehold, altså tiltak som hindrer en hendelse i å skje. Mens teknisk sikkerhet er de tiltak som håndterer situasjoner som oppstår, for eksempel brann-detektorer, brannvegger og drenering<sup>1</sup>. I denne oppgaven er det prosessikring det er fokus på.

### 4.1 Definisjon av sikkert anlegg

Hentet fra ISO 10418 kapittel 6:

Formålet med å designe et sikkert prosessanlegg er:

- Beskytte personell, omgivelser og anlegg mot skader påført av prosessanlegget.
- Forhindre utslipp av hydrokarboner, høyt trykk eller giftige stoffer fra prosessen og minimalisere de negative konsekvensene av slike utslipp hvis de skulle oppstå.
- Stenge ned prosessen eller deler av prosessen for å hindre hydrokarboner å strømme til en lekkasje eller for å hindre overfylling.
- Hindre antennelse av hydrokarboner som har sluppet ut i friluft.
- Stenge ned prosessen ved brann.
- Forebygge uønskede hendelser som kan føre til utslipp av hydrokarboner.

#### 4.1.1 Premisser for design

I følge API RP 14C, kapittel 3.4, skal det alltid være to sikkerhetsbarrierer for å hindre eller minimere effekten av en uønsket hendelse. De to barrierene bør ha forskjellig funksjon for å unngå at de har samme svakheter. Skulle det vært feil på begge disse sikringene kalles det en "double jeopardy". I følge API Standard 521 trengs det ikke tas hensyn til "double jeopardy", det vil heller ikke bli gjort i denne oppgaven.

#### 4.1.2 Brannbeskyttelse

Et brannbeskyttelsessystem består av flere tiltak som satt sammen utgjør hele systemet (Scandpower, 2004). Nøkkelparameterne som er relevant for brannbeskyttelse av prosessutstyr er:

- Trykkavlastning
- Passiv brannbeskyttelse
- Deluge/vannspredningssystem
- PSV
- Valg av prosessutstyr og material
- Begrensinger i prosessinventar
- Brannscenario

Hovedprinsippene for å oppnå optimal brannbeskyttelse for prosesssystem er:

- Maksimum utnyttelse/bruk av fakkelanlegg
- Valg av materialkvalitet
- Valg av materialtykkelse/trykkklasse
- Dimensjonering av prosessegment/lokalisering av ventiler
- Bruk av passiv brannbeskyttelse, dersom nødvendig
- Aktivt brannbeskyttelsessystem

---

<sup>1</sup> Arild Thordal, Process engineer Aibel, 25.04.2014

## 4.2 Uønskede hendelser

En uønsket hendelse er en hendelse i en prosesskomponent som utgjør en risiko for sikkerheten i anlegget. Når en eller flere prosessvariabler er utenfor driftsgrensene kan dette indikere en uønsket hendelse. Prosessvariablene kan være overtrykk, overfylling og "gas blowby". Gas blowby er når det kommer gass i væskeutløp. De unormale driftsforholdene kan bli oppdaget av sensorer som setter i gang tiltak for å beskytte prosesskomponenten, for eksempel nedstenging (ISO 10418 B.2, 2003). Et slikt system kalles gjerne for PAS, prosessavstenging, eller PSD, "Process Shut Down".

I tillegg til PSD finnes systemet ESD, "Emergency Shut Down ". Det har til hensikt å hindre eskalering av uønskede hendelser (NORSOK S-001 10.1, 2008). En slik hendelse kan for eksempel være en lekkasje. ESD systemet vil da stenge ned hele eller deler av segmentet hvor det er lekkasje og avgrenser en eventuell lekkasje til omgivelsene. Et slikt system vil ikke være nødvendig å ha på dreneringsanlegget som designes i denne oppgaven da systemet er avgrenset fra resten av prosessen. Skulle det oppstå lekkasje i anlegget vil det ikke strømme til mer væske enn den som allerede er der.

## 5 Presentasjon og valg av design

I dette kapittelet vil det bli presentert forskjellige alternativer for design. Anlegget er delt i tre deler og hver del ses på hver for seg. Vurderinger og valg tas underveis i kapittelet.

Det er valgt å dele anlegget inn på denne måten:

- Rørtrasè fra dreneringspunkt til oppsamlingsrør
- Oppsamlingsrør
- Oppsamlingstank

### 5.1 Rørtrasè fra dreneringspunkt til oppsamlingsrør

Dreneringspunktene er lavpunkter i et prosessanlegg hvor det samler seg hydrokarbonholdig væske ved nedstenging av prosessen. Disse punktene må tømmes ved vedlikeholdsarbeid på hovedprosessen. Det er ønskelig å koble disse punktene permanent opp mot en tank hvor væsken kan oppbevares. For å samle sammen punktene og føre væsken til tanken vil hvert punkt bli koblet opp mot et oppsamlingsrør. På hvert dreneringspunkt er det plassert en DB&B-ventil.

#### 5.1.1 Alternativer for rørtrasé fra dreneringspunkter til oppsamlingsrør

##### *Alternativ 1*

Alternativ 1 er å drenere lavpunktene ved hjelp av tyngdekraften. Rørene monteres fra dreneringspunkt og til oppsamlingsrøret med helning. Alle dreneringspunktene ligger over oppsamlingsrøret, og det skal være mulig å ha nok helning på alle rørene til å sikre strømning.

##### *Alternativ 2*

Alternativ 2 er å drenere lavpunktene ved hjelp av nitrogen. Rørene vil også her bli montert med helning og nitrogen vil skape drivkraft gjennom rørene til at væsken kommer opp i tanken. Nitrogengassen vil ha et trykk på 2 barg.

#### 5.1.2 Vurdering og valg

Ulempene ved alternativ 1 er at det kan oppstå undertrykk i hovedprosessen under drenering, samt at dreneringstiden kan bli lang. Ulempen ved alternativ 2 er at en må ta høyde for gassens strømningsrate ved dimensjonering av rørtraseen og ved valg av material, noe som kan øke kostnadene.

Dette viser seg at alternativ 1 ikke er gjennomførbart, se kapittel 9.4.2. En betingelse for gjennomføring av alternativ 1 er at det må være helning på rørene helt inn til tanken, noe det ikke kan være. Det er derfor valgt å gå videre med alternativ 2, da det er nødvendig med trykk for å få væsken opp i tanken. Det vil også være med på å redusere dreneringstiden.

Ved valg av alternativ 2 blir det satt et krav om at trykkfallet mellom lavpunktene og tanken må være 2 bar. Dette for å opprettholde atmosfærisktrykk i tanken. For montering av rør med helning refereres det til NORSOK P-001 kapittel 6.2.5 og tabell 3.



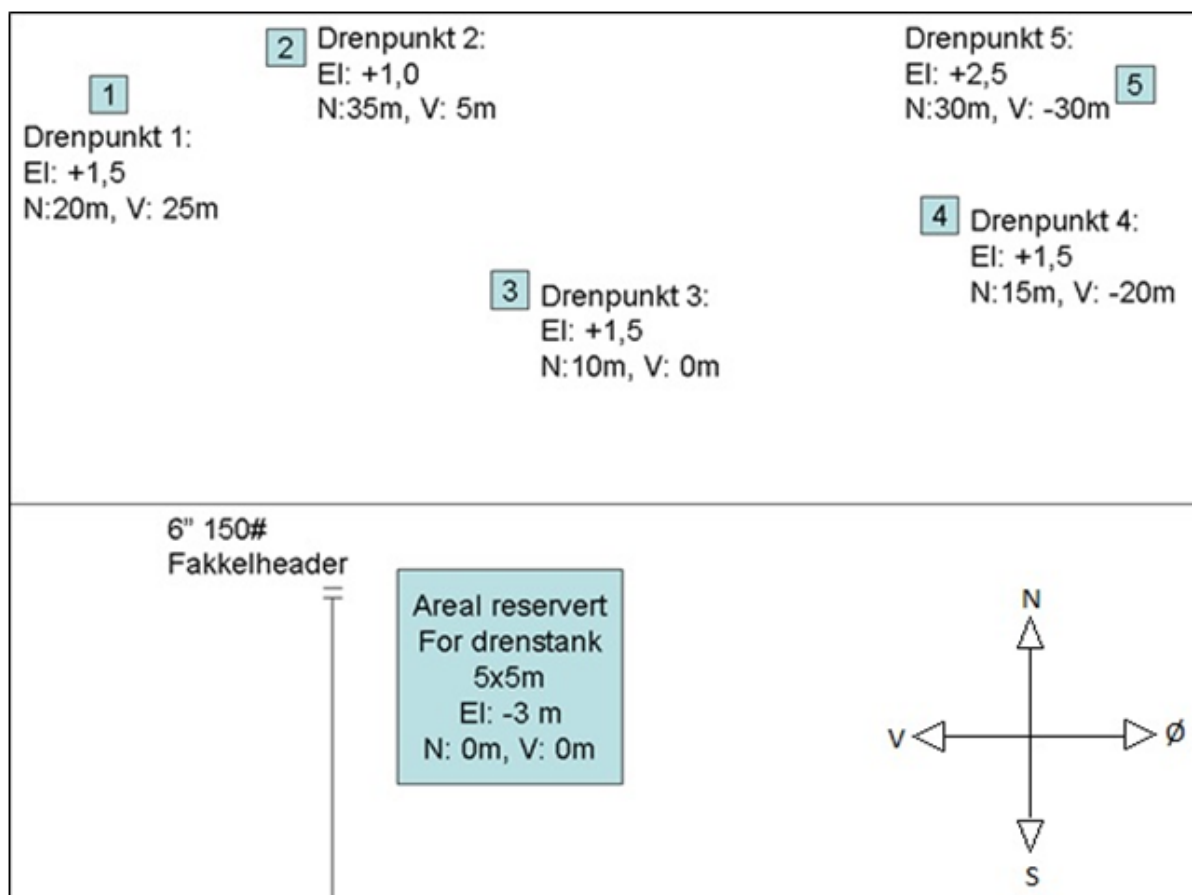
## 5.2 Oppsamlingsrør

Oppdragsgiver ønsker at væsken fra de fem lavpunktene skal dreneres til en tank. For å spare material og plass ble det tidlig tatt et valg på å samle væsken fra punktene i et oppsamlingsrør.

Oppsamlingsrøret kan sammenlignes med en "header" som blir brukt på offshore installasjoner for å samle produksjon fra to eller flere strømmer og distribuerer det til prosesssystemene (ISO 10418 B.5, 2003). Det som må vurderes med tanke på oppsamlingsrøret er plassering i anlegget og oppkobling mot tank.

### 5.2.1 Alternativer for plassering av oppsamlingsrøret

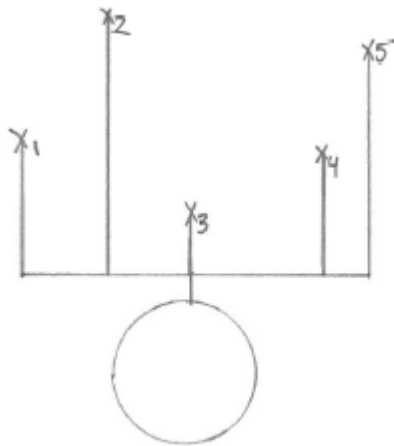
Det er dreneringspunkt 3 som er nærmest tanken og det er dette punktet som blir brukt som utgangspunkt for plassering av oppsamlingsrøret. Det er ønskelig med minst mulig rørlengder og bend da dette vil skape uønskede svakheter i designet (W3, vedlegg B). I Figur 5 vises en oversikt over plasseringen til lavpunktene som skal dreneres, streken på midten av tegningen indikerer en skråning.



Figur 5 - Lokasjon for dreneringspunkter og tank

### Alternativ 1

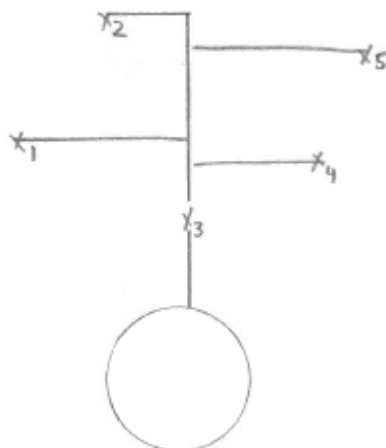
Alternativ 1 er å plassere oppsamlingsrøret i retningen vest/øst. Det er 55 meter mellom de to ytterste dreneringspunktene, punkt 1 og 5, i denne retningen. Tanken vil stå omtrent midt mellom disse punktene, illustrert i Figur 6. En naturlig plassering av oppsamlingsrøret er direkte under dreneringspunkt 3. Røret blir plassert langs bakken. Avstanden fra oppsamlingsrøret til tanken er 10 meter. Det trengs da en avstikker fra oppsamlingsrøret mot tanken. Denne avstikkeren vil gå ut over en skråning og være 3 meter over bakkenivå når den kommer bort til tanken. Det vil være nødvendig med struktur for å støtte røret, det vil ikke bli sett på i denne oppgaven.



Figur 6 - Vest/øst plassering av oppsamlingsrør

### Alternativ 2

En annen løsning er å plassere oppsamlingsrøret i retning nord – sør som illustrert i Figur 7. Det er da 35 meter mellom de ytterste punktene, punkt 3 og 2. Det vil være naturlig å plassere oppsamlingsrøret under punkt 3. Røret vil bli plassert på bakkenivå, men vil gå ut over en skråning og når det kommer bort til tanken vil det være 3 meter over bakken. Det må derfor lages struktur for å bære røret, dette vil ikke bli sett på i denne oppgaven. Oppsamlingsrøret monteres med helning inn mot tanken.



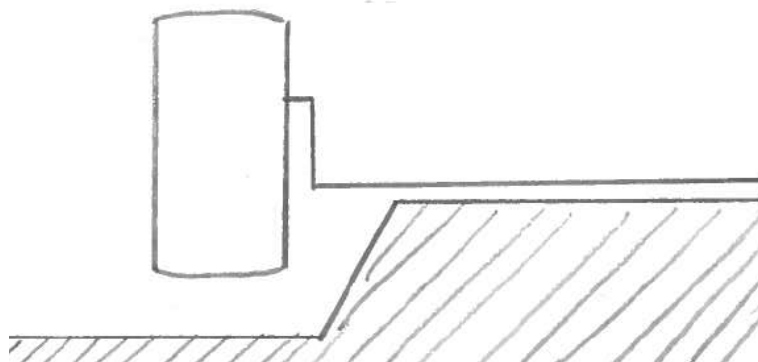
Figur 7 - Nord/sør plassering av oppsamlingsrør

### 5.2.2 Vurdering og valg

Alternativ 1 krever mer rørlengder enn alternativ 2 og vil derfor være en dyrere løsning. Aibels retningslinjer sier at kortest mulig rørlengder foretrekkes (W3, vedlegg B). Det velges derfor å gå for alternativ 2.

### 5.2.3 Oppkobling mot tank

Som forklart tidligere vil systemet bli plassert på et område med høydeforskjeller, illustrert i Figur 8. Av praktiske årsaker vil røret bli plassert langs bakken i det høyeste området og det vil være omtrent 3 meter over bakken når det kommer bort til tanken, noe mindre da det vil bli montert med helning. Røret må komme inn på tanken over bruksvolum for å sikre at væsken renner inn på tanken. Det må gjøres beregninger som viser hvor høyt væskenivået kan bli i tanken og om røret eventuelt må heves, se kapittel 9.4.2 for beregninger. Figur 8 viser hvordan det vil se ut om røret må heves.



Figur 8 - Skisse over oppsamlingsrør inn på tank

## 5.3 Oppsamlingstank

Fra oppdragsgiver er det oppgitt at det ønskes en tank med bruksvolum på 25 m<sup>3</sup>. Dette for å slippe å tømme tanken ved hver nedstenging. Væsken kan bli stående i tanken over lengre tid. Dreneringssystemet skal plasseres i et allerede eksisterende prosessanlegg og det er derfor begrenset plass tilgjengelig. Oppdragsgiver ønsker derfor en vertikal tank. Det informeres også om at tomtene tanken skal plasseres på er dekket av brannmonitører. Det er derfor ikke nødvendig med deluge-anlegg eller annet brannanlegg. Oppdragsgiver har oppgitt at det ønskes en tank dimensjonert for 150#-klasse med designtrykk på 19,6 barg.

### 5.3.1 Alternativer for valg av tank

Det har blitt vurdert forskjellige typer tanker for oppbevaring av væsken. Det har også blitt vurdert om tanken skal være sylindrisk, kuleformet eller firkantet. Sylindrisk form er ønsket fra oppdragsgiver.

#### Alternativ 1

Atmosfæriske tanker blir bruk til prosessering og midlertidig oppbevaring av hydrokarboner i væskeform (ISO 10418 B.7.1, 2003). Uønskede hendelser som kan forekomme i atmosfæriske tanker er overtrykk, undertrykk, overfylling, gas blowby, lekkasje og for høy temperatur om tanken er oppvarmet.

### Alternativ 2

Trykktanker blir brukt til å behandle hydrokarboner under trykk for væske- og gaseperasjon, dehydrering, oppbevaring og som en buffer for å hindre trykksvingninger i anlegg (ISO 10418 B.6.1, 2003). Uønskede hendelser som kan forekomme i trykktank er de samme som for atmosfærisk tank.

#### 5.3.2 Vurdering og valg av tank

I henhold til ISO 10418 er det for atmosfæriske tanker krav til at det er ventilasjon til atmosfæren. Det er ikke ønskelig å slippe ut hydrokarboner til atmosfæren eller få oksygen inn i tanken. Atmosfærisk tank er dermed utelukket. Det er derfor valgt trykktank for oppsamling av væsken som kommer fra lavpunktene.

#### 5.3.3 Alternativer for plassering på tomten

Plasseringen av tanken er viktig med tanke på tømming. For at det skal kunne utføres vedlikehold på tanken må den være helt tømt for hydrokarboner. Det betyr at det må være plass til utløp på undersiden av tanken. Dersom tanken ikke er tom kan det oppstå gasser. Ettersom gassen inneholder hydrokarboner er denne farlig å puste inn og kan skape brannfarlige situasjoner. Man risikerer også utslipp av hydrokarboner til luft.

### Alternativ 1

Alternativ 1 er å grave hull under tanken.

### Alternativ 2

Alternativ 2 er å heve tanken på stilas.

#### 5.3.4 Vurdering og valg av plassering

En kan unngå eller redusere problemet med at innløpet på tanken kommer inn under væsknivå ved å grave ned tanken. Det er ikke ønskelig å ha innløpet under væsknivået da det kan føre til tilbakestrømning. Plasseres tanken på stillas slipper en arbeidet med graving og eventuelt utsprenninger, men oppsamlingsrøret må heves enda mer for å komme inn over væsknivået. Beregninger på dette kan ses i kapittel 9.4.2. Der kan en se at heving av innløpsrøret ikke vil være noe problem. Det velges derfor å heve tanken på stilas. Det antas å være fornuftig å heve tanken 1 meter over bakkenivå.

#### 5.3.5 Veggtykkelse tank

Ut i fra tekniske spesifikasjoner, vedlegg D, er det leverandøren som setter opp forslag til veggtykkelse for tanker. Det er ikke blitt gjennomført en slik teknisk forespørsel til leverandør i denne oppgaven og det er derfor benyttet en veggtykkelse fra en lignende trykktank som utgangspunkt for våre simuleringer. Gunnar Haraldseid opplyser om lignende tank med veggtykkelse på 3 cm<sup>2</sup>. Ut i fra brannsimuleringer som er blitt utført, se kapittel 10, er veggtykkelsen i tanken satt til 1,0 cm. Dette er tilstrekkelig for å motstå brann i 30 minutter.

---

<sup>2</sup> Gunnar Haraldseid, Mechanical & Maintenance senior engineer, Aibel 09.04.14

## 6 Trykkskille

Trykkskille er et skille i anlegget hvor det går fra en trykklasse til en annen, et såkalt "spec break", se Figur 9. Det må bestemmes hvor i anlegget trykkskillet skal være. Prosessen det dreneres fra er dimensjonert for 1500# og det er ønskelig at oppsamlingstanken skal dimensjoneres for 150#.

### 6.1 Alternativer for plassering av trykkskille

#### Alternativ 1

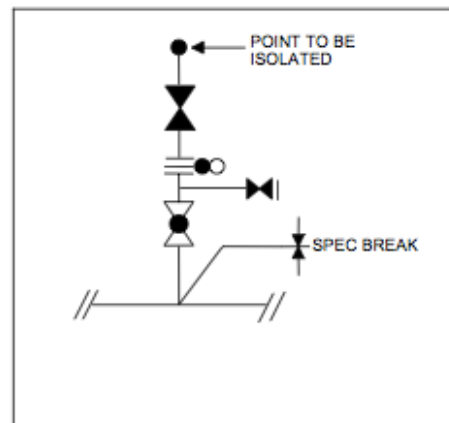
Et alternativ er å ha trykkskillet ved innløpet på tanken. Å ha trykkskillet ved tanken vil si at oppsamlingsrøret og rørene fra dreneringspunktene til oppsamlingsrøret må dimensjoneres for 1500# og tåle et trykk på 157 barg, som er designtrykket for prosessanlegget.

#### Alternativ 2

Alternativ 2 er å plassere trykkskillet i henhold til anbefaling i Norsok. Norsok P-001, kapittel 7.2.3, sier at dreneringsrør ned til T-forbindelsen på oppsamlingsrøret bør være designet for samme trykk som systemet som skal dreneres. Figur 9 viser denne plasseringen av trykkskillet.

#### Alternativ 3

Et tredje alternativ er å plassere trykkskillet rett etter DB&B-ventilene som det dreneres fra.



Figur 9 - DB&B - ventil med trykkskille anbefaling (NORSOK P-001 7.2.3, 2006)

### 6.2 Vurdering og valg

Alternativ 1 vil være den dyreste løsning da materialkostnadene vil bli høyere enn nødvendig ved at hele rørlinjen dimensjoneres for høytrykk. Materialkostnaden på høytrykksrør vil være høyere enn for lavtrykksrør. Høytrykksrør krever tykkere rørvegger i følge TR2000. Det fører til at rørtraseen blir tyngre, som igjen vil kreve mer rørstøtte og kostnadene vil stige ytterligere. Alternativ 1 forkastes på grunnlag av høye kostnader.

Figur 9 viser også hvordan Norsok standarden krever at oppkoblingen fra utstyr og rør til lukket dreneringssystem skal se ut. En ser en blokk for en DB&B-ventil med en lukket brille montert i blokken. Det betyr at brillen skal være lukket under normal drift. Før ventiler åpnes og gjennomstrømming er mulig må brillen tas ut og snus. Hensikten er å skape en bevist handling omkring åpning av ventiler mot lukket dreneringssystem og hindre lekkasje fra hovedprosessen til dreneringsanlegget gjennom ventilene.

Det har ikke blitt oppgitt fra oppdragsgiver om eksisterende DB&B-ventiler har montert brille i blokken. Svein Håkon Sørheim har opplyst om at den type ventilblokk som vises i Figur 9 er av en nyere type og DB&B-ventilene på anlegget denne oppgaven er rettet mot er mest sannsynlig ikke av denne typen<sup>3</sup>. Det er ikke bekreftet om det er brille eller ikke i blokken og antas derfor at blokken ikke inneholder brille. Norsok standard P-100 sier i kapittel 24.6 at alle ikke-kontinuerlige kilder skal være utstyrt med lukket

<sup>3</sup> Svein Håkon Sørheim, Process engineer Aibel, 09.04.2014.

brille under normal operasjon. Derfor velges det å installere briller etter alle DB&B ventilene.

Selv om NORSOK anbefaler å ha trykkskillet ved oppsamlingsrøret velges det å gå for alternativ 3 ved plassering med noen modifikasjoner. Trykkskillet vil bli plassert etter brillene. Det er lange rørstrekk mellom dreneringsventilene og oppsamlingsrøret, se vedlegg E for en oversikt over lengdene. Det oppgis ikke noe grunnlag for plasseringen av trykkskillet ved oppsamlingsrøret og da det ikke er et krav ses det mest økonomisk gunstig å ha trykkskillet rett etter brillene. Se P&ID, vedlegg C, for plassering av trykkskillet.

## 7 Materialvalg

For å dimensjonere rørsystemet i anlegget må det bestemmes material på rør og oppsamlingsrør. Det må også velges material på tank. Prosessanlegget i denne oppgaven er plassert langs norskekysten og det vil derfor være et surt og korrosivt miljø. Dette sammen med trykkklasse, maksimum/minimum designtemperatur og medium er utslagsfaktorer for valg av material.

Det er i Tabell 1 en oversikt over aktuelle materialer. Tabellen er laget av Sveinung Sønnerland<sup>4</sup>, som et hjelpemiddel for materialvalg i denne oppgaven. "Piping Class" FS20A og AS20A er klassene for høytrykk og lavtrykk rustfritt stål 316, mens FC10A og AC10A er høytrykk og lavtrykk karbonstål. Duplex rustfritt stål har klassene FD og AD, for henholdsvis høytrykk og lavtrykk. Materialkodene finnes igjen i TR2000.

Piping Class Sheet	FS20A	AS20A	FC10A	AC10A	FD200	AD20A	FD750	AD750
Material	316	316	CS (low temp)	CS (low temp)	22Cr	22Cr	25Cr	25Cr
Max Pressure	248,2	19,0	255,3	19,6	221,5	19,8	258,6	20
WT for 1"	4,55	3,38	6,35	4,55	3,38	3,38	3,38	3,38
NDT Group	3	2	3	2	3	2	3	2
PMI %	100	100	0	0	100	100	100	100
Paint un-insulated	No	No	Sys 1	Sys 1	No	No	No	No
Paint insulated	Sys 6C	Sys 6C	Sys 2A	Sys 2A	Sys 6C	Sys 6C	No	No
Need for inspection and maintenance?	Maybe	Maybe	Yes	Yes	No	No	No	No

Tabell 1 - Materialoversikt

Etter anbefalinger i NORSOK M-001, 3.1.18 er alternativene for lukket dreneringssystem uten oksygen rustfritt stål eller karbonstål.

### 7.1 Alternativer for valg av material

#### Alternativ 1

316 er et rustfritt austenittisk stål. Dette materialet er sterkt og tåler korrosive medier (Callister, 2011). Ulempen med 316 er at dersom det skal isoleres må det males 3 strøk med system 6C. Dette malingsystemet er i henhold til Sveinung Sønnerland et system som er kostbart og det må settes av mye tid til behandlingen. Materialet har ikke behov for overflatebehandling dersom det ikke skal isoleres, noe som er en fordel.

#### Alternativ 2

Karbonstål kan brukes i prosessystemer hvor det antas at årlig korrosjonsrate er lav (NORSOK M-001 5.5.1, 2004). Mediet i dreneringssystemet har lav korrosjonsrate og karbonstål kan derfor være aktuelt å benytte. Karbonstål er økonomisk gunstig da det ikke er nødvendig med Positive Material Inspection (PMI) som er kostbart. Karbonstål må i tillegg males enten det skal isoleres eller ikke, se Tabell 1. Overflatebehandling kan bli veldig kostbart.

<sup>4</sup> Sveinung Sønnerland, material principal engineer Aibel, 10.04.2014

## 7.2 Vurdering og valg

Det er gjort beregninger, i kapittel 9.1, som viser forsvarlig strømningshastighet gjennom rørspesifikasjon AS20A. Beregninger for karbonstål er vist i vedlegg I.3. Strømningshastigheten for karbonstål går over anbefalt maksimum hastighet, se Tabell 3 i kapittel 9.1, noe som viser at det ikke vil være et godt valg.

Etter at det ble gjort beregninger på strømningsrater og hastigheter ble rustfritt stål 316 valgt. Det er valgt samme material og trykkklasse for rør, oppsamlingsrør og tank. Dette på grunn av at en ønsker å unngå blant annet spenningsforskjell mellom materialene som kan føre til galvanisk korrosjon.

Ved valg av rustfritt stål 316, 150# er det i henhold til TR2000 et maksimum designtrykk på 19,0 barg og designtemperatur fra -196 °C til 38 °C. Designtrykket ønsket fra oppdragsgiver er 19,6 barg. Alternativet for å tilfredsstille ønske er da å gå opp en trykkklasse. 1500# har designtrykk på 248,2 barg, noe som er veldig konservativt for dette dreneringssystemet og er derfor ikke et godt alternativ. Det velges å gå videre med 150# AS20A og endre designtrykket på dreneringsanlegget fra 19,6 barg til 19,0 barg. Denne endringen vil ikke ha betydning for drift av anlegget og er godkjent fra oppdragsgiver.

Det har også blitt utført brannsimuleringer i Vessfire, se kapittel 10. Gjennom simuleringen viser det seg at brannisolasjon for rustfritt stål 316 ikke er nødvendig. Ettersom materialet ikke har behov for maling når det er uisolert sparer man vedlikeholdsarbeidet dette medfører.

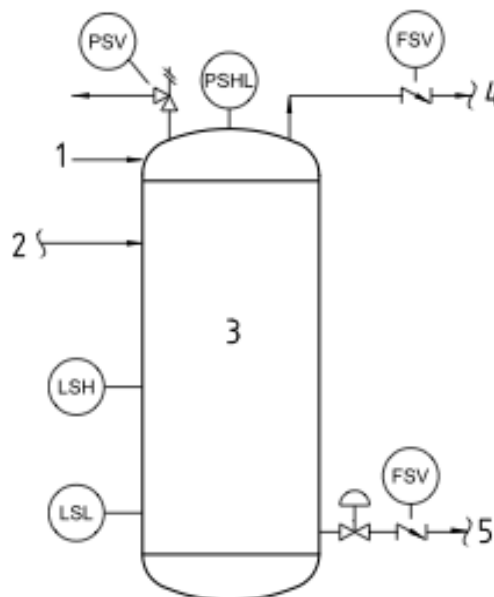


## 8 Utstyr i dreneringsystemet

I dette kapitlet vil anbefalt utstyr og plassering bli omtalt. Det henvises til P&ID i vedlegg C for et overblikk.

### 8.1 Utstyr på tanken

En trykktank skal i følge ISO 10418, kapittel B.6, utstyres med følgende sikkerhetsutstyr, PSV, tilbakeslagsventil/"Flow Saftey Valve" (FSV), "Level Saftey High" (LSH), "Level Saftey Low" (LSL) og "Pressure Safety High and Low" (PSHL). Dette vil bli fulgt i denne oppgaven, foruten om "Pressure Safety Low" (PSL), årsaken til det er omtalt i kapittel 8.5.2. Normalt utløp til fakkell og utløp til PSV vil bli plassert på det høyeste punktet på tanken, som vist i Figur 10.



Figur 10 - Påkrevd sikkerhetsutstyr trykktank (ISO 10418 figur B.6, 2003)

Det er også ønskelig med åpne/stenge-ventil på utløp oppe og nede på tanken. Mer om ventiler kan leses i kapittel 8.4.

I tillegg er det ønskelig med mann hull for å kunne entre tanken for å utføre vedlikehold. Det vil da være behov for utlufting på toppen av tanken for å sikre ventilasjon. Her blir det foreslått en lukket flens løsning. For å tappe ut siste rest av væske i tanken er det behov for en åpne/stenge-ventil. Denne kan med fordel være håndoperert. Det vil alltid ligge en væskerest igjen i tanken etter at den har blitt tømt, for å hindre gass i væskesystemet. Det antas at anlegget vil utvides med en pumpe for tømning av tanken, derfor er det uønsket med gass i væskeutløpet. Det vil ikke bli sett på anlegg for tømning av væske i denne oppgaven.

Alle innløp og utløp som er permanent tilkoblet andre systemer har behov for brille, også PSV (NORSOK P-001 7.1.2, 2006). På tanken må det da monteres brille på innløpet, utløpet til fakkell både vanlig og PSV utløp og innløpet fra nitrogenanlegget. Det vil foreløpig ikke være nødvendig med brille på væskeutløp da det ikke er koblet opp mot annet system. Alle brillene vil være åpne under normal drift. Brillere er nødvendig for å

ha et fysisk skille mellom tank og utløp/innløp. Dette er for å sikre et trygt arbeidsmiljø under vedlikeholdsarbeid.

Foran utløpet til fakkell er det ønskelig med en dråpefanger. Dråpefangeren må ikke plasseres foran PSV utløp. Dråpefangeren kan bli tett og det er ikke ønskelig da det vil svekke sikkerheten til anlegget betraktelig.

Et se-glass for å måle væskeinnholdet i tanken er også ønskelig. Det anbefales at se-glasset blir en del av loggrunden til operatøren av anlegget, som en sjekk på om det er lekkasje mot tanken. Det er også ønskelig med nivå og trykkmåling som gir alarm til kontrollrom, dette omtales i kapittel 8.5.

Ved tømning av oppsamlingstanken er det ønskelig at den fylles opp med nitrogen for å hindre at det oppstår undertrykk. Nitrogentilførselen er tegnet inn på P&ID, i vedlegg C, men det er ikke utført dimensjonering av nitrogenlinjen eller gjort et bevist ventilvalg. Det er tegnet inn en kuleventil på P&ID for å ha noe å henvende til i operasjonsmanualen i kapittel 0.

## 8.2 Utstyr på oppsamlingsrør

På oppsamlingsrøret er det ønskelig med en åpne/stenge-ventil før innløpet på tanken. Det anbefales også å ha en tilbakeslagsventil på innløpet til tanken for å hindre at væsken renner tilbake i anlegget. Mellom innløpet og tilbakeslagsventilen vil det da være nødvendig med en åpne/stenge-ventil for å tappe ut væske som kan legge seg der etter at dreneringen er ferdig. Denne ventilen kan med fordel være håndoperert. Det er ønskelig at oppsamlingsrøret skal være helt tomt for hydrokarboner når anlegget ikke er i bruk.

Det vil være opptil 2 bend på hver rørtrasé fra drenpunkt til oppsamlingsrør, samt et T-bend ved oppkoblingen til oppsamlingsrøret og to bend på oppsamlingsrøret inn på tanken. Dette gjelder ikke for punkt 3 som går rett ned på oppsamlingsrøret, det er kun T-bend mellom punkt 3 og oppsamlingsrør. Rørdelene vil bli sveiset sammen for å unngå lekkasje, som anbefalt i Aibels retningslinjer (W3, vedlegg B). Det vil være en flens på innløpet til tanken. Dette er for å kunne åpne opp røret slik at en kan stoke om det skulle bli blokkeringer i røret. For illustrasjon av rørtrasè se isometriskskisse i vedlegg E.

### *Sikring av oppsamlingsrør*

Oppsamlingsrøret må i følge ISO 10418 sikres mot lekkasjer, overtrykk og store temperaturer endringer. Anbefalt sikkerhetsutstyr for typiske oppsamlingsrør er PSV, FSV og PSHL (ISO 10418 B.5.1, 2003). ISO henvender seg hovedsakelig til offshore produksjonssystemer. Etersom oppsamlingsrøret her er mindre i bruk og har mindre dimensjon enn oppsamlingsrør i henhold til ISO, vil det ikke være nødvendig med PSV og PSHL på røret. FSV er det som nevnt ønskelig at installeres.

Lekkasjer i oppsamlingsrøret antas å være lite sannsynlig ettersom rørdelene vil være sveist sammen. Det vil kun være koblet opp med flens mot tanken. Innvendig erosjon i rørene blir ikke sett på som et problem, ettersom væsken ikke inneholder sand eller andre partikler. Anlegget skal trykktestes for å finne eventuelle lekkasjer før det tas i bruk, som er vanlig prosedyre for nye installasjoner. Strømningshastigheten til

nitrogengass kan forårsake vibrasjon i røret. Vibrasjon kan føre til lekkasje. Dette må tas hensyn til ved rørstøtteberegninger, dette vil ikke bli utført i denne oppgaven.

Årsaker til dannelse av overtrykk i oppsamlingsrøret kan være blokkert eller redusert utløp. Ettersom mediet ikke inneholder vann er det ikke fare for hydratdannelser, som kan føre til blokkering. Drivtrykket til nitrogengassen er 2 barg og anlegget er designet for 19 barg. Overtrykk i rørtrasen er derfor lite sannsynlig.

Store temperaturendringer er uønsket da det kan føre til fordamping av hydrokarboner i røret og det kan da oppstå overtrykk. Det vil ikke være store temperaturendringer i omgivelsene rundt anlegget. Temperaturen vil som nevnt i innledningen ligge mellom -10 °C og 30 °C og i dette området er det ikke faseendring i mediet.

En vil også unngå at røret blir skadet utvendig, for eksempel ved fallende gjenstander eller stor belastning på et område for eksempel tråkk fra personell. Ved å sette opp skilt og opplyse ansatt om problemstillingen kan en unngå tråkk fra personell. Skal det jobbes i høyden er det krav om å sikre verktøy og andre løse gjenstander. Fallende gjenstander ses derfor som en lite sannsynlig hendelse for ødeleggelse av rørtrasen.

### 8.3 Utstyr på rørtrasé fra lavpunkt til oppsamlingsrør

Som nevnt i kapittel 6.2 må det installeres briller i etterkant av alle DB&B-ventilene. På P&ID i vedlegg C kan en se hvordan det vil bli plassert.

### 8.4 Ventiler

Som nevnt er det ønskelig med to åpne- og stengeventiler og en tilbakeslagsventil på oppsamlingsrør. På tanken anbefales det å installere PSV, tilbakeslagsventil på væske- og gassutløp og åpne- og stengeventiler på utløpene.

For åpne- stengeventiler anbefaler NORSOK L-001 sluseventil eller kuleventil for rene hydrokarbonstrømmer, se Tabell 2. Det anbefales at det velges kuleventiler og at de har full rørdiameter da rørdimensjonene er små. Kuleventiler er mye brukt på landanlegg for behandling av hydrokarboner.<sup>5</sup> I henhold til ventilleverandør Solberg & Andersen<sup>6</sup> er kuleventiler enkle å operere og økonomisk lønnsomme med tanke på normal drift og vedlikehold.

SERVICE DESCRIPTION	FUNCTION:		A: ON/OFF			B: ESD			C: BLOW DOWN			D: HIGH DIFF PRESSURE		
	RATING FROM	TO	Alternatives			Alternatives			Alternatives			Alternatives		
			1	2	3	1	2	3	1	2	3	1	2	3
8 BULK, CEMENT, MUD	300	2500	BIA <sup>(1)</sup>	DM <sup>(1)</sup>	GT <sup>(1)</sup>									
EA Bulk additives powder														
EB Bulk barite														
EC Bulk cement														
ED Bulk bentonite														
HC Cement slurry, High pressure			PG											
HF Completion acid, High pressure														
LC Cement slurry														
LF Completion fluid, Low pressure														
MA Mud additives, Liquid														
MB Mud bulk/Solid														
MH Mud, High pressure														
MK Mud, Kill														
ML Mud, Low pressure														
9 HYD. CARBON, PROS. CLEAN			GTW <sup>(1)</sup>	BL <sup>(1)</sup>		BLS	GT <sup>(1)</sup>		ELM <sup>(1)</sup>				BLM <sup>(1)</sup>	
PL Process, Liquids														
PV Process, Vapor														

Tabell 2 - Ventilbefalinger fra NORSOK L-001

<sup>5</sup> Roger Smistad, fagansvarlig ventilt teknologi Statoil, forelesing Kårstø 29.08.13

<sup>6</sup> Kontrollventil kurs Solberg & Andersen 01.02.13

For PSV anbefales det en konvensjonell PSV. Disse er tilgjengelige i små størrelser og er vanligvis brukt for trykkavlastning ved termisk belastning (API standard 520 I 4.2.1.1.1, 2008). Baktrykket PSV'en blir utsatt for vil ikke ha innvirkning på funksjonen. Baktrykket vil være 0,1 barg som er operasjonstrykket i fakkelsystemet.

Det er vanlig at en sender tekniske spesifikasjoner til en leverandør, hvor leverandøren vil velge beste løsning for designet. Det er ikke blitt utført en slik leverandørforespørsel i denne oppgaven. Se vedlegg G for forslag til dataark for ventil.

## 8.5 Overvåkningssystem

Det er ønskelig at det installeres måleutstyr, henholdsvis nivåmåler og trykkmåler, som kobles opp mot alarmsystemet. Se P&ID i vedlegg C for en oversikt over oppkobling av overvåkningssystemet.

### 8.5.1 Nivåmåling

I henhold til API Standard 521 A.4.2.2.2 bør en trykktank som har utløp til fakkell ha en LSH som stenger innløpet på tanken. Videre sier standarden at en trykktank bør ha installert en LSL som stenger utløpet for å hindre gass å gå ut væskeutløpet. Dette er det samme som ble nevnt tidligere i kapittel 8.1 med henvisning til ISO 10418, se også Figur 10.

Det vil være forsvarlig med nivåmåling av tanken som viser væsknivå inne på skjerm i kontrollrom. Da kan man følge med mens dreneringen pågår, samt at en har kontroll på når tanken må tømmes. Nivåalarm bør melde i fra om lav nivå, lav-lav nivå, høy nivå og høy-høy nivå. Det bør være tid for operatør å reagere mellom lav/høy og lav-lav/høy-høy alarm slik at tiltak kan gjøres.

Lav-lav og høy-høy alarm bør føre til nedstenging. Lav-lav alarm må stenge utløpsventil for å hindre gass i væskesystemet og høy-høy alarm må stenge innløp for å hindre overfylling av tank. En vil unngå gass i væskesystemet dersom det blir montert en pumpe for avtapping av tanken, det er ikke sett på i denne oppgaven. Det anbefales likevel å ta hensyn til dette ved design av tanken, da en kan unngå endringer på tank i fremtiden. Det anbefales at det installeres to nivåtransmittere, en for lav og høy alarm og en for lav-lav og høy-høy alarm som sender signal til PSD anlegg for nedstenging. Det er dette som i standarden kalles LSH og LSL. Som nevnt i kapittel 4.1.1 skal det i følge API RP 14C, kapittel 3.4, alltid være to sikkerhetsbarrierer for å hindre eller minimere effekten av en uønsket hendelse. De to barrierene bør ha forskjellig funksjon for å unngå at de har samme svakheter. Ved å ha to transmittere oppnås en slik barriere. Standarden anbefaler at transmitterne fungerer etter forskjellige prinsipp, men dette er ikke et krav.

API RC 14C anbefaler i kapittel A.4.3.2 at LSH plasseres tilstrekkelig over øvre bruksgrense for å hindre uønskede nedstenginger. Videre sier standarden at LSL bør plasseres tilstrekkelig under nedre driftsgrense for å hindre uønskede nedstenginger, men også med tilstrekkelig avstand over væskeutløpet for å hindre "gas blowby".

LSH og LSL er tegnet inn på P&ID i vedlegg C som LT (Level Transmitter). I tillegg er det som nevnt tidligere ønskelig med se-glass på tanken, det er tegnet inn på P&ID som LG (Level Glas).

### 8.5.2 Trykkmåling

Det er ønskelig med trykkmåling på tanken for å observere trykket i tanken.

For trykksikring anbefaler, som nevnt i kapittel 8.1, ISO 10418, at det installeres en PSH og en PSL. I henhold til vedlegg T, ikke nødvendig med PSL da operasjonstrykket er atmosfærisk. I følge API RP 14C, kapittel A.4.2.2.1, er det ikke ønskelig med PSL for å hindre at den stenger ned systemet når det ikke er ønskelig. Det anbefales derfor at det ikke installeres PSL på tanken. For å forhindre overtrykk i tank bør PSH installeres. Denne vil stenge innløpet til tank ved overtrykk. Sensoren bør plasseres på toppen eller så nær toppen av tanken som mulig (API RP 14C A4.3.1, 2001). På P&ID i vedlegg C er PSH tegnet inn som PT (Pressure Transmitter), koblet opp mot PSD anlegg og en PI (Pressure Indikator).

## 9 Dimensjonering

### 9.1 Beregninger for dimensjonering av rør og oppsamlingsrør

Det er gjort beregninger for å bestemme dimensjon av væskefylte rør. Disse beregningene har også vært utslagsgivende for materialvalg. Det skal være 2 bar i totalt trykktap fra dreneringspunktene og inn til tanken. Det er ut i fra denne opplysningen samt data for ulike materiell og rørstørrelser gjort beregninger for maksimal strømningshastighet som hydrokarbonvæsken vil oppnå. Det er ikke ønskelig at strømningshastigheten overstiger det som er anbefalt i Tabell 3. Det må velges en rørspekifikasjon og en rørdimensjon som gir hastigheter lavere enn hastigheter oppgitt i Tabell 3.

På rørtraseen fra dreneringspunktene til tanken er det utstyr og tilpassinger som er med på å øke trykktapet, for disse må det regnes ut ekvivalente rørlengder. Fra dreneringspunkt 3 er det to bend, et T-bend, en tilbakeslagsventil og en kuleventil. For de fire andre dreneringspunktene er det per dreneringspunkt: fire bend, et T-bend, en tilbakeslagsventil og en kuleventil. For en oversikt se isometrisk skisse i vedlegg E.

Fluid	Maximum velocities (m/s)			
	CS	SS/Titanium	CuNi <sup>c</sup>	GRP
Liquids	6	<sup>b</sup>	3	6
Liquids with sand <sup>d</sup>	5	7	NA	6
Liquids with large quantities of mud or silt <sup>d</sup>	4	4	NA	NA
Untreated seawater <sup>a</sup>	3	7	3	6
Deoxygenated seawater	6	<sup>b</sup>	3	6

<sup>a</sup> For pipe less than DN 200 (8 in), see BS MA-18 for maximum velocity limitations.  
<sup>b</sup> For stainless steels and titanium the maximum velocity is limited by system design (available pressure drop/reaction forces). 7 m/s may be used as a typical starting value for sizing.  
<sup>c</sup> Minimum velocity for CuNi is 1,0 m/s.  
<sup>d</sup> Minimum velocity for liquids with sand should be in accordance with ISO 13703.

Tabell 3 - Anbefalt maksimal hastighet for væskefyllerør (NORSOK P-001, tabell 2)

Det er utført beregninger for å finne volumstrøm og strømningshastighet i "Crane pressure drop calculations", vedlegg I, i tillegg til håndberegninger ved å bruke Darcy-Weisbachs metode. I Crane er det sett på både 1", 1,5" og 2" rørdimensjon for rustfritt stål 316 og karbonstål. Veggtykkelsen varierer med material og rørdimensjon, se TR2000. Derfor kan indre diameter i rør variere for en rørstørrelse avhengig av material. Det er gjort beregninger på den korteste rørtraseen, dreneringspunkt 3 (10 m). Det vil der være høyest strømningshastighet, da det er mindre friksjonstap på korte strekninger. Det er også utført beregninger på den lengste rørtraseen, fra dreneringspunkt 5 (60 m). I tabell 3 er det en oversikt over forskjellige rørbetingelser det er gjort beregninger på i Crane, samt hvor en kan finne de igjen i vedlegg.

Rørstørrelse	Material	Indre diameter	Rørsp. TR2000	Trykkklasse	Rørlengde	Vedlegg
1"	316	26,64 mm	AS20A	150#	10 m	I.1
1"	316	26,64 mm	AS20A	150#	60 m	I.2
1"	Karbonstål	24,30 mm	AC10A	150#	10 m	I.3
2"	316	54,76 mm	AS20A	150#	10 m	I.4

Tabell 4 - Vedleggsversikt for Crane beregninger

### 9.1.1 Beregninger for strømningshastighet for væske ved bruk av Craneregneark

Ved beregninger i Crane er det er de blå feltene regnearket som er fylt inn, se vedlegg I. For en oversikt over verdiene som er lagt inn se vedlegg P. Lengder på rør, elevasjon for innløp og utløp samt utstyr og ventiler er også lagt til i Crane regnearket. Det er gitt "Total pressured drop" på 2 bar. Det er benyttet Excel funksjonen "goal seek" slik at volumstrømmen  $Q_m$  blir beregnet ut i fra trykktapet. Det vil si at Crane oppgir den volumstrømmen som gir et trykktap på 2 bar etter gitte rørdimensjoner og friksjonstap. Når Crane finner volumstrømmen bestemmes også hastigheten væsken vil oppnå. I Tabell 5 er en oversikt over de ulike hastighetene som vil oppstå ved de forskjellige beregningene. Den viser at det kun er 1" rør i rustfritt stål 316 som holder seg innen for maksimal fart på 7m/s i henhold til Tabell 3. For karbonstål er anbefalt maksimum hastighet 6 m/s.

Maksimum strømningshastighet for hydrokarbonvæsken m/s, totalt trykktap 2 bar				
Crane				Darcy-W.
316	316	316	Karbonstål	316
1"	1,5"	2"	1"	1"
6,57	7,67	8,08	6,37	6,36

Tabell 5 - Oversikt strømningshastigheter hydrokarboner

Det blir i NORSOK P-001 kapittel 6.1 anbefalt å ikke bruke rørdimensjoner mindre enn 2" for denne typen system. Dette på grunn av belastninger ikke skal ødelegge rørene. I henhold til TR2000 er det for 1" rør i rustfritt stål 316 større veggtykkelse enn for 2" rør. Derfor vil det være forsvarlig å bruke 1" rør i denne oppgaven. Det er ikke gjort beregninger for rørdimensjoner mindre enn 1". Ettersom som mindre rørdimensjon ville gitt lavere strømningshastighet og dermed lengre dreneringstid.

### 9.1.2 Beregninger for strømningshastighet for væske, Darcy-Weisbachs

Det er i tillegg til beregninger i Crane utført håndberegninger for 1" rør i rustfritt stål 316. Dette for å sjekke at strømningshastigheten fra Crane er korrekt. For håndberegningene brukes Darcy-Weisbachs metode, som i henhold til Gas Processors Suppliers Association, kapittel M17, brukes for beregninger for trykktap grunnet friksjon. Det er i denne utregning brukt verdien for den korteste rørstrekningen. For beregningene er det antatt at væsketettheten er konstant. For en oversikt over verdier som er benyttet i beregningene se vedlegg P.

$$\Delta p_f = \frac{\rho f_d L_e V^2}{2D} \quad 3.1$$

- $\Delta p_f$  = Friksjonstrykktap, [Pa]
- $\rho$  = Væskens massetetthet, [kg/m<sup>3</sup>]
- $f_d$  = Darcys friksjonsfaktor
- $L_e$  = Total rørlengde, [m]
- $V$  = Væskens strømningshastighet, [m/s]
- $D$  = Rørets indre diameter, [m]

Snur 3.1 med hensyn på V:

$$V = \sqrt{\frac{2D\Delta p_f}{\rho f_d L_e}} \quad 3.2$$

For å finne friksjonstrykktapet,  $\Delta p_f$  brukes:

$$\Delta p_{tot} = \Delta p_f + \Delta p_h \quad 3.3$$

$$\Delta p_f = \Delta p_{tot} - \Delta p_h \quad 3.4$$

$\Delta p_h$  = Elevasjonstrykktap, [Pa]

$\Delta p_{tot}$  = Totalt trykktap, [Pa]

Finner elevasjonstrykktap,  $\Delta p_h$  :

$$\Delta p_h = \rho g \Delta h \quad 3.5$$

$$\Delta p_h = (668,4 \text{ kg/m}^3)(9,81 \text{ m/s}^2)(0,35 \text{ m})$$

$$\Delta p_h = \frac{2294,95 \text{ Pa}}{1 \times 10^5}$$

$$\Delta p_h = 0,0229 \text{ bar}$$

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

$\Delta h$  = Elevasjonshøyden, [m]

Setter 3.5 inn i 3.4:

$$\Delta p_f = 2 \text{ bar} - 0,02 \text{ bar}$$

$$\Delta p_f = 1,98 \text{ barg}$$

Finner total rørlengde:

$$L_e = L_r + L_d \quad 3.6$$

$$L_e = 10 \text{ m} + 6,60 \text{ m} = 16,60 \text{ m}$$

$L_r$  = Rørlengde for rette rør fra dreneringspunkt 3 til tank, [m]

$L_d$  = Ekvivalente rørlengder for ventiler og tilpasninger, [m]

$L_d$  er funnet for to stykk bend, et T-bend, en tilbakeslagsventil og en kuleventil, se vedlegg K for beregninger fra dreneringspunkt 3 og 1" rør.



For å finne  $f_d$  må man ha Reynolds tallet. Reynolds tallet,  $Re$ , regnes ut ved hjelp av iterasjon og ved bruk av Moodys diagram.

$$Re = \frac{\rho VD}{\mu} \quad 3.7$$

$Re$  = Reynolds tall  
 $\mu$  = Viskositet, [kg/m s]

$V$  er ukjent, sitter igjen med et uttrykk for  $\frac{Re}{V}$ :

$$\frac{Re}{V} = \frac{\rho D}{\mu} \quad 3.8$$

$$\frac{Re}{V} = \frac{(668,4 \text{ kg/m}^3)(26,64 \times 10^{-3} \text{ m})}{(0,3703 \times 10^{-3} \text{ kg/m s})}$$

$$Re = 48085,81 \times V$$

Bruker svar fra **3.8** til å finne en midlertidig Reynolds verdi i Moodys diagram. Se vedlegg H for Moodys diagram. Ved bruk av Moodys diagram trengs relativ ruhet, for å finne en verdi for friksjonsfaktoren  $f_d$ .

$$\varepsilon_{rel} = \frac{k}{D} \quad 3.9$$

$$\varepsilon_{rel} = \frac{0,05 \text{ mm}}{26,64 \text{ mm}}$$

$$\varepsilon_{rel} = 0,00188$$

$\varepsilon_{rel}$  = Relativ ruhet  
 $k$  = Ruhet, [m]

Leser av  $f_1 = 0,04$ , og sette inn i **3.2**

$$V_1 = \sqrt{\frac{2(26,64 \times 10^{-3} \text{ m})(1,98 \times 10^5 \text{ Pa})}{(668,4 \text{ kg/m}^3)(0,040)(16,60 \text{ m})}} \quad 3.10$$

$$V_1 = 4,89 \text{ m/s}$$

Setter resultatet fra **3.10** inn i **3.8**:

$$Re_1 = 48085,81 \times 4,89 \text{ m/s} \quad \mathbf{3.11}$$

$$Re_1 = 235237,19$$

Bruker  $\varepsilon_{rel}$  og  $Re_1$  for å finne  $f_2 = 0,029$ .

Setter sammen **3.2** og **3.7**:

$$Re = \frac{\rho D \times \sqrt{\frac{2D\Delta p_f}{\rho f_d L_e}}}{\mu} \quad \mathbf{3.12}$$

$$Re_2 = \frac{(668,4 \text{ kg/m}^3)(26,64 \times 10^{-3} \text{ m}) \sqrt{\frac{2(26,64 \times 10^{-3} \text{ m})(1,98 \times 10^5 \text{ Pa})}{(668,4 \text{ kg/m}^3)(0,029)(16,60 \text{ m})}}}{(0,3703 \times 10^{-3} \text{ kg/m s})}$$

$$Re_2 = 276272,08$$

Bruker  $\varepsilon_{rel}$  og  $Re_2$  for å lese av  $f_3 = 0,0240$ , bruker ny friksjonsverdi til å sette inn i **3.12**:

$$Re_3 = 303689,92$$

Bruker  $\varepsilon_{rel}$  og  $Re_3$  for å lese av  $f_4 = 0,0235$ , bruker ny friksjonsverdi til å sette inn i **3.12**:

$$Re_4 = 306903,66$$

Ser at friksjonsfaktor ikke endrer seg mer og kan dermed gå videre med  $f_4$  for å finne hastigheten til væsken.

Setter  $f_4$  inn i **3.2**:

$$V_2 = \sqrt{\frac{2(26,64 \times 10^{-3} \text{ m})(1,98 \times 10^5 \text{ Pa})}{(668,4 \text{ kg/m}^3)(0,0235)(16,60 \text{ m})}} \quad \mathbf{3.13}$$

$$V_2 = 6,36 \text{ m/s}$$

Resultatet i **3.13** viser at Crane beregningene er riktige. Strømningshastigheten man ser her og den i Crane vil ikke bli identiske på grunn av unøyaktig avlesning i Moody's diagram.

### 9.1.3 Beregninger for nitrogengassen

Det må bekreftes at strømningshastigheten til gassen er forsvarlig selv om rørene er dimensjonert for væske. Det er blitt utført HYSYS simuleringer for nitrogengassen som går fra dreneringspunktene inn til tanken. Dreneringspunktene skal stenges så fort det oppdages at det ikke er mer væske igjen i lavpunktet. Det vil komme gass inn i rørene helt til operatøren får lukket ventilene. Gassen vil ha en høyre tetthet ved dreneringspunktene enn ved tanken, dette på grunn av trykkendringen. Det kan derfor ikke benyttes Crane-regneark for dette tilfellet da det krever at tettheten på mediet er konstant.

For å sjekke at det ikke oppstår strupt strømming i rørene må det gjøres beregninger for å finne Mach-tallet. Ved strupt strømming oppnår mediet lydets hastighet på 1 Mach og strømningshastigheten kan ikke bli høyere. Dette kalles sonisk hastighet. Det må derfor gjøres beregninger for å finne Mach-tallet og strømningshastigheten til nitrogengassen.

HYSYS er brukt for å simulere en nitrogengasstrøm ved temperatur på 10 °C og trykk på 2 barg. Det er tilnærmet adiabatisk tilstand, da det ikke er noe varmeutveksling i prosessen.

For å finne Mach-tallet må man finne lydshastigheten til nitrogengassen ved bruk av formel 3.14. Se vedlegg P for oversikt over verdiene som er brukt.

$$C = \sqrt{\frac{KRT}{M}} \quad 3.14$$

- C = Lydens hastighet, [m/s]
- K = Adiabateksponent  $C_p/C_v$
- R = Gass konstant, 8314 J/kmol×K
- T = Temperatur, [K]
- $M_n$  = Molmasse, [kg/kmol]

$$C = \sqrt{\frac{1,407 \times (8314 \text{ J/kmol} \times \text{K}) \times 283,15\text{K}}{28.01 \text{ kg/kmol}}}$$

$$C = 343,88 \text{ m/s}$$

Ved å finne "actual gass flow" i HYSYS simuleringen kan en finne hastigheten til nitrogengassen gjennom rørene, se vedlegg J.2.

$$V_n = \frac{Q}{A} \quad 3.15$$

$$V_n = \frac{212,1 \text{ m}^3/\text{h}}{0,0005574 \text{ m}^2 \times 3600 \text{ s/h}}$$

$$V_n = 105,70 \text{ m/s}$$

- $V_n$  = Strømningshastighet til nitrogengassen

Dette brukes for å finne Mach tallet:

$$M = \frac{V_n}{C} \quad 3.16$$

$$M = \frac{105,70 \text{ m/s}}{343,88 \text{ m/s}}$$

$$M = 0,307$$

M = Mach tall

Resultatet i **3.16** viser at Mach tallet til nitrogengassen er på 0,307. Dette er over grensen for skille mellom kompressibel og inkompressibel strømning, som er Mach 0,3<sup>7</sup>. Dette ses ikke på som et problem da det er under Mach 1, og det vil derfor ikke oppstå sonisk hastighet.

Ligning **3.15** viser at hastigheten til nitrogengassen blir høy. Det er allikevel forsvarlig med denne hastigheten da det bare vil være i korte perioder. Det vil ved høye strømningshastigheter oppstå vibrasjoner og støy i rørene. Rørstøtter og struktur må derfor designes for å stabilisere rørtraseen.

## 9.2 Beregning for rørdimensjon fra tank til PSV

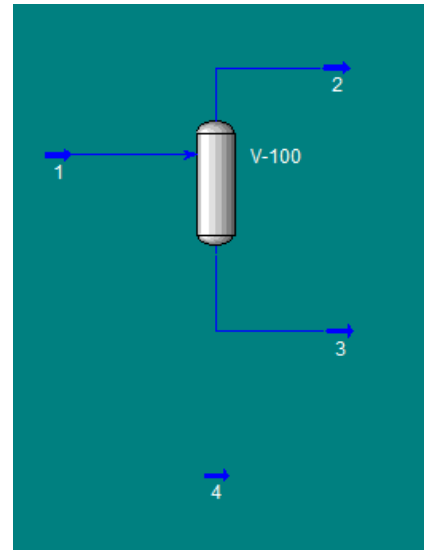
For å unngå for stort trykktap fra tankutløp til PSV må en bestemme rørdimensjon og rørlengde på rørstykket mellom tanken og PSV'en. Dersom det blir for stort trykktap mellom tank og PSV vil ventilen stenge når gassen begynner å strømme. Dette er fordi det statiske trykket ved PSV blir lavere enn det som kreves for å holde PSV'en åpen. Når ventilen stenger vil det statiske trykket bygge seg opp på ny og ventilen vil åpne igjen. Et høyt trykktap i rør mellom tank og PSV vil dermed kunne medføre at ventilen vil bli stående å åpne og stenge. Dette vil kunne ødlegge ventilen og er ikke ønskelig. Det er derfor i henhold til API RP 520 II, kapittel 4.2.2, krav til at trykktapet fra tankens utløp til PSV-innløp ikke skal overstige 3% av åpningstrykket. Det er gjort beregninger for å finne en rørdiameter og rørlengde som gir et trykktap på mindre enn 3% av 19,0 barg som er åpningsstrykket for PSV'en.

$$19,0 \text{ bar} \times 0,03 = 0,57 \text{ bar}$$

Fordi trykktapet skal være lite er det mulig å gjøre beregninger videre i Crane da tettheten til gassen vil være tilnærmet konstant. For å gjøre beregninger i Crane må det simuleres en strøm i HYSYS for å lese av egenskapene for hydrokarbongassen, se vedlegg L for Crane beregninger. Det er de letteste hydrokarbonene som vil fordampe først ved en eventuell brannhendelse og som vil gå gjennom PSV'en.

<sup>7</sup> Arild Thordal, Process engineer Aibel, 07.05.2014

På Figur 4 i kapittel 3, fasekonvolutten til hydrokarbonene, ser en ved 5 bar og 100°C at væsken er gått over i tofaseområdet. Det er disse betingelsene som er lagt inn i strøm 1 ved HYSYS simuleringen, se Figur 11. Strøm 1 har samme komposisjon som væsken i tanken. Det blir da en gasstrøm (strøm 2) og væskestrøm (strøm 3) ut fra den simulerte tanken i HYSYS.



Figur 11 - HYSYS simulering for PSV

Det vil ved brann være de letteste komponentene som vil fordampe først, deretter de tyngre komponentene. Da komposisjonen gjennom PSV'en stadig vil endre seg, har man valgt å finne en komposisjon til beregningene ved å bruke HYSYS. De letteste komponentene i væsken vil komme ut i strøm 2. Denne komposisjonen er lagt inn i strøm 4, sammen med betingelser fra brannsimuleringene.

Brann med varighet på 30 minutter resulterer i en temperatur på 170 °C og et trykk på 24 bar i tanken. Dette er lagt inn for å få hydrokarbongassen i strøm 2 til å endre egenskaper slik den ville ha gjort ved en brann. Det er egenskapene til strøm 4 som vil gi den reelle informasjonen som brukes videre i Crane.

Det er i Crane lagt inn en massestrøm, tetthet og viskositet fra HYSYS simuleringen strøm 4, se vedlegg J.3. Dette brukes til å finne trykktap under 0,57 bar ved å justere rørlengden og rørdiameteren i Crane, se vedlegg S. En oversikt over verdiene som er brukt i Crane er i vedlegg P. Ved å velge 2" rør og en rørlengde på 0,03 meter får en et totalt trykktap på 0,22 bar.

$$0,22 \text{ bar} < 0,57 \text{ bar}$$

Rørdimensjon setter derfor til 2" og rørlengden til 0,03 meter.

I følge API RP 520 II, kapittel 4.2.2, skal røret fra tanken til PSV ikke være mindre enn innløpet på PSV'en. I Tabell 6 - Dyse og ventilhusstørrelsebetegnelse (API 526 tabell 12.1.1, 2009) er en oversikt over innløp- og utløpsdiameter for PSV størrelser. Det vil bli installert PSV størrelse E på tanken, denne størrelse velges på grunnlag av brannsimuleringer omtalt i kapittel 10. Ut i fra tabellen settes innløpet på PSV til 1,5" og utløp til 2". Det må da settes inn et reduksjonsrør og en ekspander på innløp og utløp til PSV, se P&ID i vedlegg C. Beregninger for linjen fra PSV til fakkelsystem er ikke tatt med i denne oppgaven.

Tabell 12.1.1. API standard 526 – dyse- og ventilhusstørrelsesbetegnelse.

Dyse	Dyse areal (cm <sup>2</sup> )	Dyse areal (in <sup>2</sup> )												
D	0,710	0,110	•	•	•									
E	1,265	0,196	•	•	•									
F	1,981	0,307	•	•	•									
G	3,245	0,503			•	•	•							
H	5,065	0,785				•	•							
J	8,303	1,287					•	•	•					
K	11,858	1,838							•	•				
L	18,406	2,853							•	•				
M	23,226	3,60								•	•			
N	28,000	4,34									•	•		
P	41,161	6,38										•	•	
Q	71,290	11,05											•	•
R	103,226	16,0												•
T	167,742	26,0												•
	In		1×2	1,5×2	1,5×2,5	1,5×3	2×3	2,5×4	3×4	4×6	6×8	6×10	8×10	
	mm		25×50	38×50	38×62	38×75	50×75	38×100	75×100	100×150	150×200	150×250	200×250	
Ventilhusstørrelse (innløpsdiameter × utløpsdiameter)														

Tabell 6 - Dyse og ventilhusstørrelsesbetegnelse (API 526 tabell 12.1.1, 2009)

### 9.3 Beregninger tømmetid hydrokarboner

Tømmetid for hydrokarbonene i dreneringspunktene varierer med volumstrømmen og indre diameter på rørene. Det vil ikke være noe baktrykk i rørtrasen da det er tilnærmet atmosfærisk trykk i tanken. Drivkraften vil være lik for alle fem dreneringspunktene. Det betyr at det vil ta lengre tid å drenere punkt 5 enn punkt 3. I disse beregninger er det tatt utgangspunkt i at det maksimum vil være 2 m<sup>3</sup> væske i hvert av dreneringspunktene. Ut i fra strømningsratene beregnet i Crane regnearket, vedlegg I, er maksimum dreneringstid per dreneringspunkt:

$$\text{Tid for tømning pr dreneringspunkt} = \frac{\text{Volum pr dreneringspunkt (m}^3\text{)}}{\text{Volumetrisk strømningsrate (}\frac{\text{m}^3}{\text{h}}\text{)}} \times 60 \frac{\text{min}}{\text{h}} \quad 3.17$$

Dreneringstid for punkt 3:

$$\frac{2\text{m}^3}{13,17\text{m}^3/\text{h}} \times 60\text{min/h} = 9,11 \text{ min}$$

Dreneringstid for punkt 5:

$$\frac{2\text{m}^3}{6,41\text{m}^3/\text{h}} \times 60\text{min/h} = 18,72 \text{ min}$$

Dreneringstid for punkt 4 er 14,04 minutt.

Dreneringstid for punkt 2 er 16,00 minutt.

Dreneringstid for punkt 1 er 16,71 minutt.

Total tømmetid for alle dreneringspunkt:

$$9,11 \text{ min} + 14,04 \text{ min} + 16,00 \text{ min} + 16,71 \text{ min} + 18,72 \text{ min} = 74,58 \text{ min}$$

Det vil ta maksimalt 1 time og 15 minutter å tømme alle fem dreneringspunktene. Dette ses på som en rimelig tid.

## 9.4 Beregninger oppsamlingstank

### 9.4.1 Dimensjon

Det er valgt at tanken skal ha et volum som er 20 % større enn ønsket bruksvolum for å ha sikkerhetsmargin mot overfylling.

$$25\text{m}^3 \times 1.2 = 30\text{m}^3 \quad 3.18$$

Tankens høyde vil da bli:

Volum= 30 m<sup>3</sup>, innvendig diameter= 3,0 meter

$$\text{Areal} = \pi \times \frac{d^2}{4} = \pi \times \frac{(3,0\text{m})^2}{4} = \frac{9}{4}\pi \text{ m}^2 \quad 3.19$$

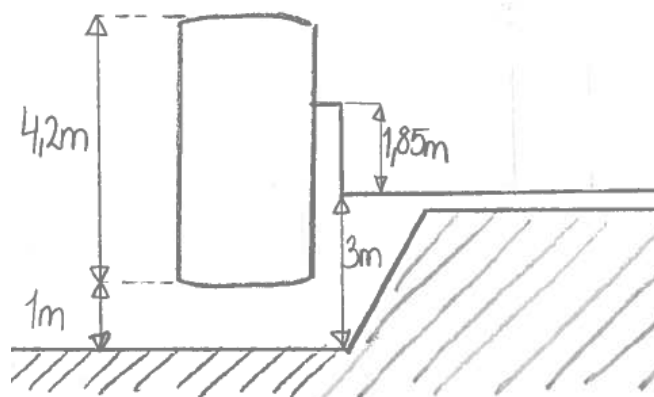
$$\text{Høyde} = \frac{\text{volum}}{\text{areal}} = \frac{30\text{m}^3}{\frac{9}{4}\pi \text{ m}^2} = 4,244 \text{ m}$$

Veggtykkelsen til tanken er satt til 1 cm og ytre diameter vil da være 3,02 meter. Veggtykkelse på tanker bestemmes vanligvis av leverandør. Tekniske krav blir sendt til leverandør for å få et forslag. En slik forespørsel har ikke blitt gjort i denne oppgaven og veggtykkelsen har derfor blitt valgt i fra brannsimuleringer, se kapittel 10. Høyden på tanken er 4,2 meter. Se vedlegg D for dataark for tank.

### 9.4.2 Innløp på tanken

For å få plass til utstyr på undersiden av tanken ses det mest gunstig å heve tanken på stillas. Å heve tanken 1 meter over bakkenivå ses som gunstig.

Innløpet på tanken blir plassert over bruksvolumet på tanken. Med en indre diameter på 3 meter og et bruksvolum på 25 m<sup>3</sup>, tilsvarer dette nivået omtrent 3,5 meter på innsiden av tanken. På grunn av heving av tanken vil dette tilsvare omtrent 4,5 meter på utsiden av tanken. Oppsamlingsrøret vil ligge 3 meter over bakkenivå når det kommer inn mot tanken og må derfor heves minst 1,5 meter før det går inn på tanken. For å sikre at innløpsrøret ikke vil være under væsknivå ved normal drift heves det til 4,85 meter, som tilsvarer 27,2 m<sup>3</sup> væske i tank. Dette for å hindre tilbakestrømning på innløpsrøret. Væsken i oppsamlingsrøret har da en stigning på 1,85 meter før det går inn på tanken, se illustrasjon i Figur 12.



Figur 12 - Innløpsrør på tank

## 10 Brannsimulering

Det er blitt utført brannsimuleringer i Vessfire for å sikre at tank og PSV er dimensjonert forsvarlig mot brudd og for å sjekke om det er nødvendig med brannisolasjon på tank. Isolasjon av tank kan medføre korrosjon, tanken vil ta mer plass, vekten øker, vanskeliggjør for inspeksjon samt øker behovet for vedlikehold. Dette er derfor ikke ønskelig, ettersom det også øker kostnadene for drift og installasjon av anlegget (Scandpower, 2004).

Jetbrann er den typen brann som ses på som mest kritisk i dette anlegget da det er mange rør med høyt trykk i området. Det har derfor blitt utført simuleringer med en slik type brann. Jetbrann ("jet fire") defineres som "antennelse av utslipp av trykksatt, brennbar væske" (Scandpower, 2004). Ved jetbrann i et åpent område vil det oppstå en turbulent diffusjonsflamme. Diffusjonsflamme oppstår når forbrenningen skjer i det området hvor gass og oksygen blandes<sup>8</sup>. Jetbranner oppnår full intensitet nærmest umiddelbart. Derfor kan isolasjon og beskyttelse av utstyr være viktig for å redusere skader forårsaket av jet branner (ISO 13702 A.2, 1999).

Det er blitt utført flere simuleringer i Vessfire. Hver brann har blitt simulert for å vare i 30 minutter. Ved brann skal anlegget evakueres og 30 minutter ses på som en rimelig tid for evakuering. Det er svært uønsket at det skal oppstå brudd i tanken i løpet av de første 30 minuttene. Dersom hydrokarbonene i tanken kommer i kontakt med brannen kan dette medføre fatale konsekvenser for anlegg, personell og området rundt på grunn av at brannen vil eskalere.

Simuleringene er blitt gjort når tanken inneholder 10 m<sup>3</sup> væske og 25 m<sup>3</sup> væske. Ved 10 m<sup>3</sup> ble brannen simulert for å treffe over væsknivå, mens for 25 m<sup>3</sup> ble brannen simulert til å treffe på tanken hvor det var væske. Nedenfor kommer en oversikt over parametere som ble lagt inn i simuleringensprogrammet, i tillegg til disse ble det også lagt inn komposisjonen av væsken som kan ses i Figur 1, i kapittel 1.2. Det er også blitt utført simuleringer for en mindre PSV størrelse og for mindre veggtykkelse i tanken, det har da blitt brukt samme parametere som listet opp nedenfor foruten om ending av PSV størrelse og veggtykkelse. Rapporter fra simuleringene for henholdsvis 10m<sup>3</sup> og 25m<sup>3</sup> ligger i vedlegg M og N.

### Et utvalg av parameter som ble lagt inn i Vessfire for brannsimuleringene:

Diameter PSV	0,0126887 m
Longitudinal position/Plassering PSV	100 %
Åpningstrykk for PSV	2001,33 kPa (19,0 barg)
Failiure criterion/svikt kriterier	UTS
Material	SS_316
Ytre diameter tank	3,02 m
Veggtykkelse	0,01 m
Lengde på tank	4,5 m
Operasjonstrykk	111,325 kPa (0,1 barg)
Operasjonstemperatur for innhold	15 °C

<sup>8</sup> Arijen Kraaijeveld, forelesning Prosessinstrumentering våren 2014.



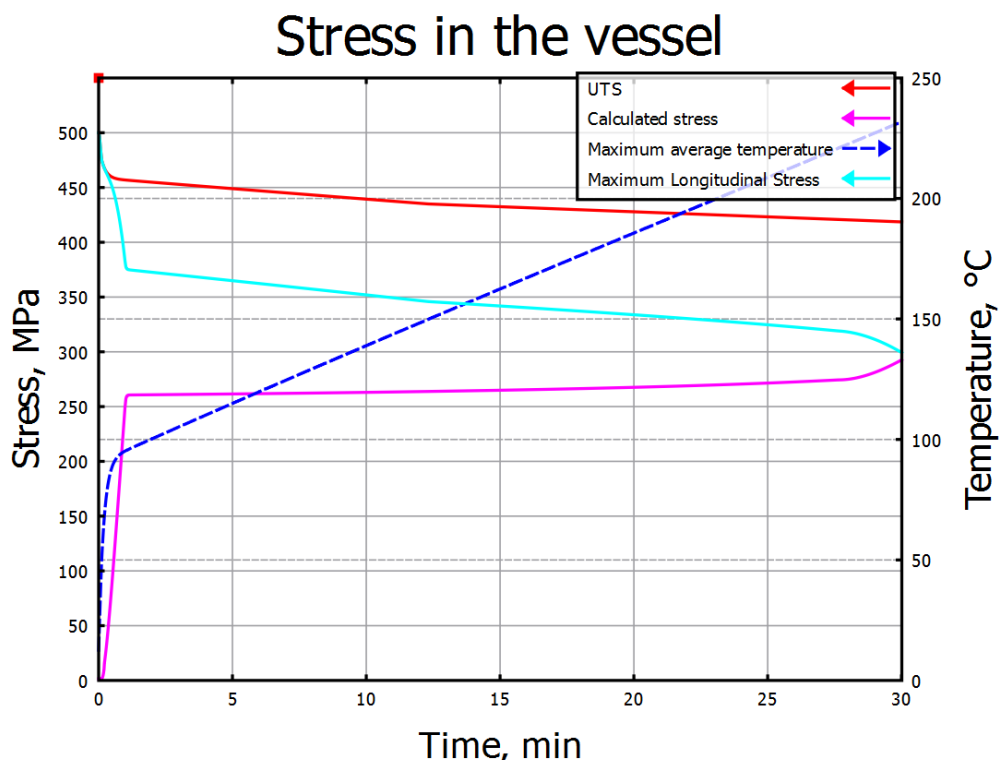
Operasjonstemperatur tankvegger	12,5 °C
Omgivelses temperatur	10 °C
Bakgrunns varme (Background)	100kW/m <sup>2</sup> , i 30 minutter
Varmeste punkt i flammen (peak)	250 kW/m <sup>2</sup> , i 30 minutter

**Ved væskeinnhold på 10 m<sup>3</sup> ble disse parameterne satt inn:**

Longitudinal start	60 %
Longitudinal end	70 %
Exposed arc	30°
Hydrokarbonnivå	1,5 m

"Longitudinal start/end" angir hvor på tanken flammene treffer. Det oppgis i prosent, hvor 0 % er bunnen og 100 % er toppen av tanken. Samme gjelder for plassering av PSV. Exposed arc angir hvor stor del av overflaten som blir utsatt for flammen. Hadde den vært satt til 360° hadde det vært flammer rundt hele tanken, men det vil det ikke være ved en jetbrann. 30° er anbefalt i Aibels retningslinjer. UTS (Ultimate Tensile Strength) er valgt som "failure criterion" fordi det er bestemt i Aibels retningslinjer. De sier at "Yield", som er det andre valget, er alt for konservativt. UTS oppgir maksimal motstand i materialet ved en bestemt temperatur og et bestemt trykk og blir derfor brukt ved bruddberegninger. Yield oppgir grensen for når materialet er plastiskdeformert og blir vanligvis brukt når man skal dimensjonere noe for gitte prosessparameter. Det er mest aktuelt å se på bruddberegninger i denne oppgaven.

På Figur 13, kan en se spenningen tanken blir utsatt for ved brann over væskennivå, 10 m<sup>3</sup> væskeinnhold. Vessfire gir varsel om det blir brudd i tanken, men det kan også ses på figuren. Hvis linjen for UTS og "calculated stress" krysser hverandre blir det brudd i tanken. Figuren viser dermed at det ikke blir brudd i tanken ved en jetbrann med varighet på 30 minutter.



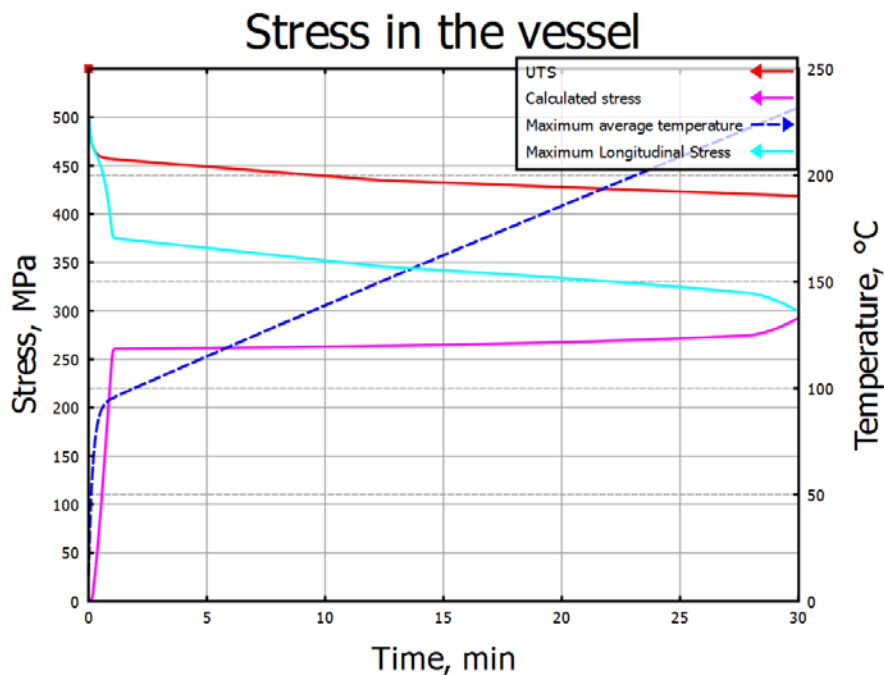
Figur 13 - Spenning i tanken ved brann over væskennivå, veggtykkelse 1 cm

Simuleringen ble som nevnt utført for 10 m<sup>3</sup> og 25 m<sup>3</sup>. Ved 25 m<sup>3</sup> treffer flammene midt på tanken hvor det vil være væske.

**Ved væskeinnhold på 25 m<sup>3</sup> ble disse parameterne satt inn:**

Longitudinal start	45 %
Longitudinal end	55 %
Exposed arc	30°
Hydrokarbon nivå	3,5 m

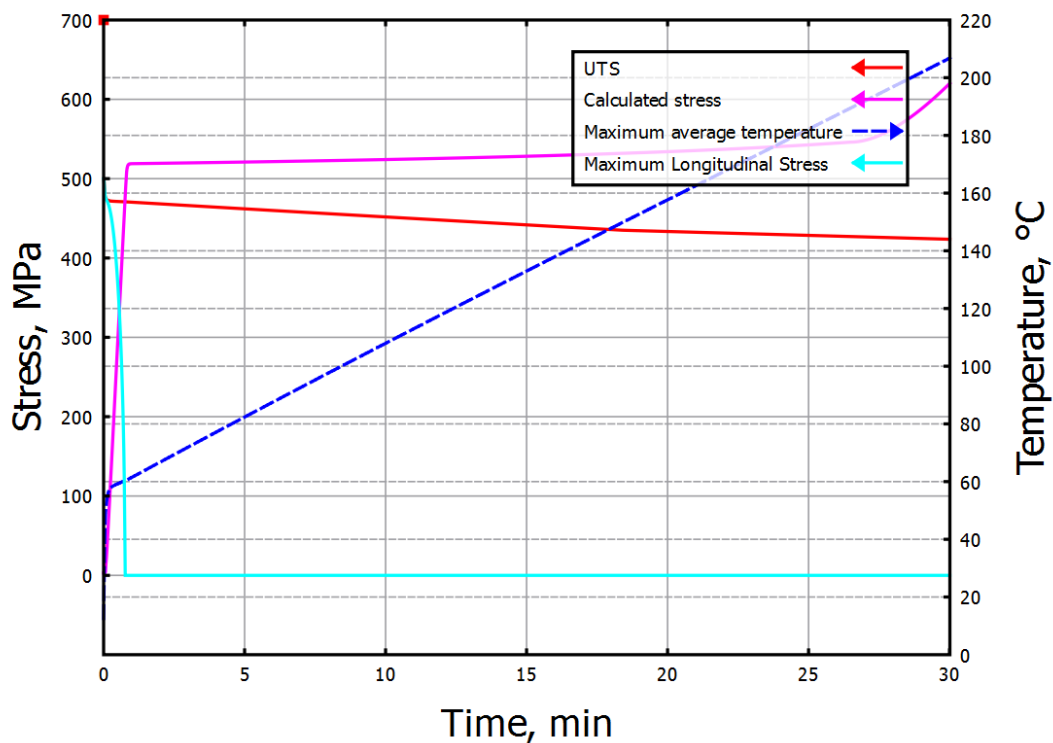
I Figur 14, ser en spenningen tanken blir utsatt for ved disse premissene. Det vil heller ikke her bli brudd i tanken.



Figur 14 - Spenning i tanken ved brann på væsknivå, veggtykkelse 1 cm

Vanligvis er det leverandør av tank som bestemmer veggtykkelsen til tanken. Ettersom det ikke har blitt sendt forespørsel til leverandør i denne oppgaven har veggtykkelsen blitt valgt på grunnlag av brannsimuleringene. Det er blitt tatt utgangspunkt i en lignende tank. Derfor er det blitt utført simuleringer for forskjellige veggtykkelser. For veggtykkelse på 0,5 cm, vist i Figur 15, ser en at det blir brudd på under et minutt. Det konkluderes med at 1 cm vil være tilstrekkelig veggtykkelse. Ettersom det ikke fører til brudd og det ikke vil være nødvendig med brannisolasjon.

## Stress in the vessel



Figur 15 - Spenning i tanken ved brann over væskenivå, veggtykkelse på 0,5 cm

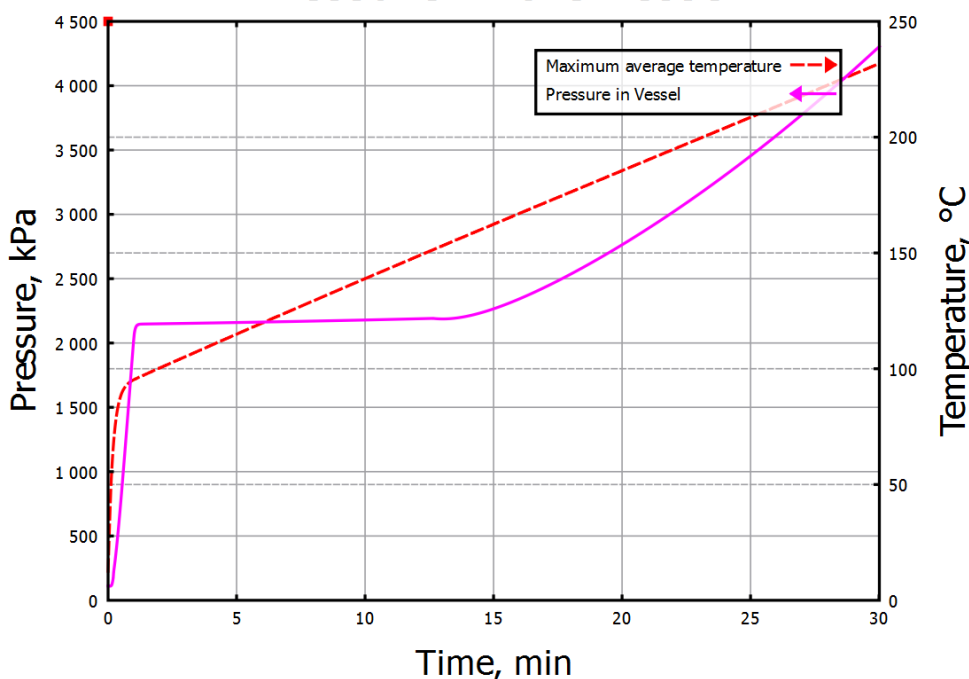
Som nevnt har det også blitt kontrollert PSV størrelse i Vessfire. Størrelse på PSV orifice ble valgt basert på API Standard 526, kapittel 6 tabell 1, vist i Figur 16. Det ble utført simulering med PSVorifice D og E.

På Figur 17 kan en se trykkutviklingen i tanken ved bruk av PSV D. I følge API Standard 520 I er maksimalt trykk en PSV kan bli utsatt for 21 % mer enn åpningstrykket (vedlegg O). Her er åpningstrykket for PSV 2001 kPa og PSV kan da ikke bli utsatt for mer enn 2421 kPa. Etter omtrent 18 minutter overstiger trykket i tanken 2500 kPa, dette viser at PSV D er for liten. Denne simuleringen er gjort ved en veggtykkelse på 1 cm, 25 m<sup>3</sup> væske i tank og brann mot væsken. Simuleringen viser at det vil bli brudd i tanken etter 24 minutter, vist i Figur 18.

Designation	Effective Orifice Area (in. <sup>2</sup> )
D	0.110
E	0.196
F	0.307
G	0.503
H	0.785
J	1.287
K	1.838
L	2.853
M	3.60
N	4.34
P	6.38
Q	11.05
R	16.00
T	26.00

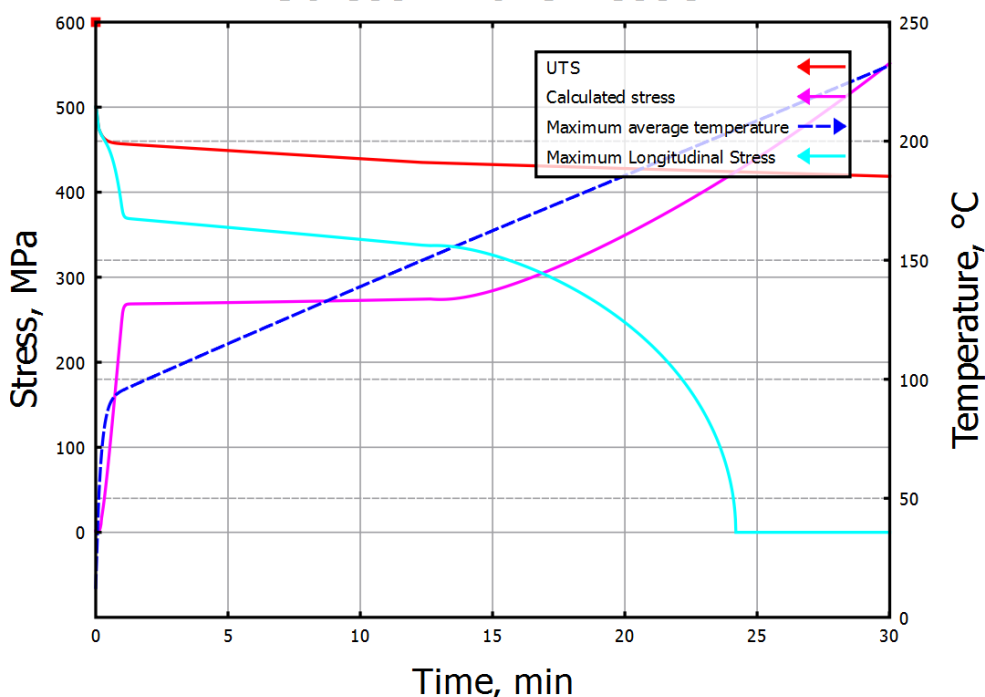
Figur 16 - Standard PSV størrelser (API 526, 2009)

### Pressure in the vessel



Figur 17 - Trykkutviklingen i tank ved bruk av PSV D

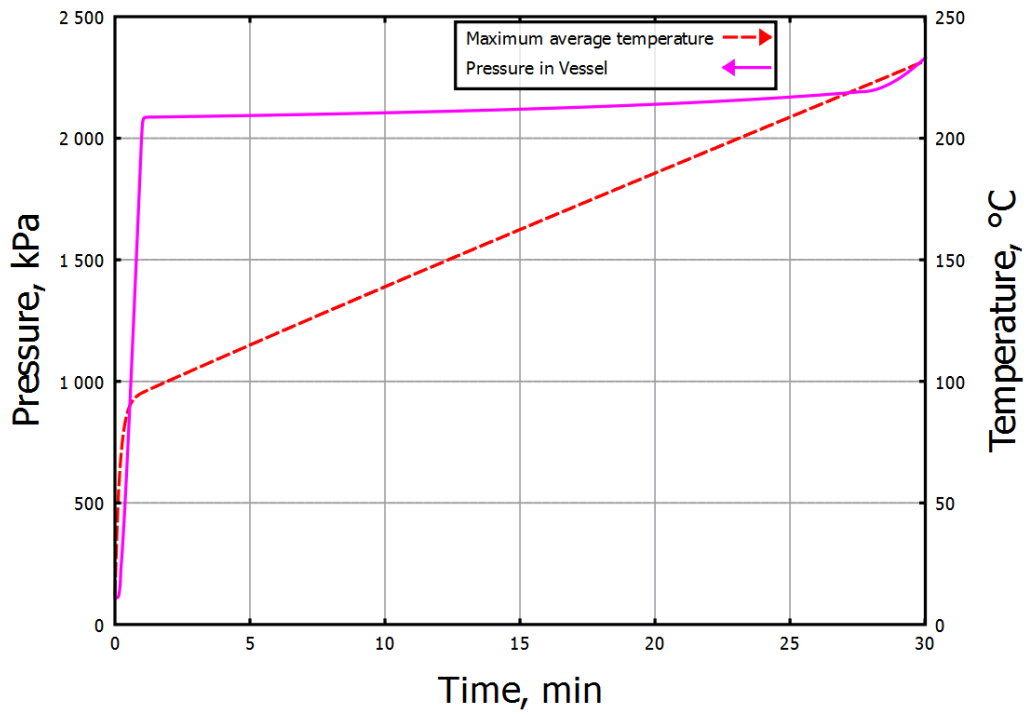
### Stress in the vessel



Figur 18 - Spenning tanken blir utsatt for ved bruk av PSV D

Simuleringene viser at PSV E med orifice område på 0,196in<sup>2</sup> tilfredsstillere kravene. I Figur 19 ser en trykkutviklingen i tanken ved 10 m<sup>3</sup> væske innhold. Figuren viser at PSV vil åpne seg innen to minutter etter at brannen starter og vil ikke overstige trykk kriteriene.

### Pressure in the vessel



Figur 19 - Trykkutvikling i tank ved bruk av PSV E

## 11 Operasjonsmanual

Hensikten med operasjonsmanualen er å gi en enkel oversikt over systemet, samt gi et innblikk i hvordan det er ønskelig at systemet opereres.

### 11.1 Systembeskrivelse

Systemets hensikt er følgende:

- Samle opp hydrokarbonholdig væske fra lavpunkter ved nedstenging av hovedprosessen.

Hovedprosessen blir trykkavlastet og lavpunkter blir drenet for å gassfrie hovedprosessen.

Lukket avløpssystem består av følgende hoveddeler:

- Dreneringslinjer fra fem lavpunkt (1-DO-57-002-AS20A-0, 1-DO-57-003-AS20A-0, 1-DO-57-004-AS20A-0, 1-DO-57-005-AS20A-0, 1-DO-57-00-AS20A-0).
- Oppsamlingsrør (1-DO-57-001-AS20A-0).
- Oppsamlingstank (57-VD001).

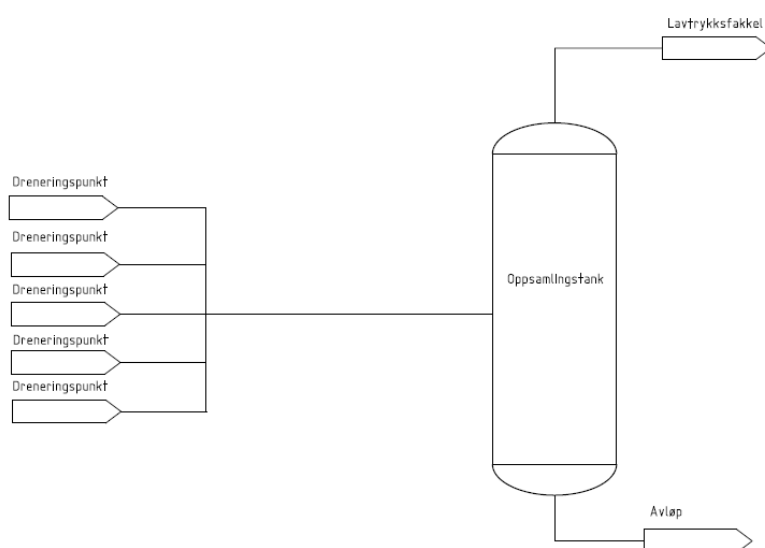
Oppsamlingstank avluftes via 6-VF-57-0001-AS20A til LT-fakkell.

Lukket dreneringssystem er ikke konstruert for å tåle utilsiktet åpning av dreneringsventilene. Da det er doble ventiler på alle utløp med lukket brille ses det lite sannsynlig at utilsiktet åpning av ventiler vil skade systemet.

Oppsamlingstanken er plassert på det lavest punktet i området. Oppsamlingsrøret har et fall på minst 1:100 mot oppsamlingstanken, 57-VD001.

Seglass på tank 57-VD001 er en del av daglig sjekkrunde.

Figur 20 viser en forenklet oversikt over dreneringssystemet.



Figur 20 - Forenklet flytskjema over dreneringssystemet

## 11.2 Prosessavstenging

Prosessavstenging som gjelder avgassingstank 57-VD001 aktiveres av følgende signaler:

- HH-alarm fra nivåindikator LI-001 aktiverer PSD 1 som gir følgende virkning:
  - XV-XX01 stenger.
- LL-nivå fra nivåindikator LI-001 aktiverer PSD 2 som gir følgende virkning:
  - XV-XX02 stenger.
- HH-nivå fra trykkindikator PI-001 aktiverer PSD 1 som gir følgende virkning:
  - XV-XX01 stenger.

## 11.3 Drift av anlegg

### 11.3.1 Drenering av lavpunkter

Etter at hovedprosess er trykkavlastet kan lavpunkter dreneres.

- Sjekk at ventil XV-XX02, HV-XX01, 57-0001DO og 57-0002DO er stengt.
- Prosessen trykkavlastes og lukket brille på hvert dreneringspunkt snus. Alle brillene snus før drenering for å slippe å trykkavlaste mellom hver gang.
- Åpne ventil XV-XX01.
- Åpne ventil HV-XX02 for avlufting til LT-fakkel.
- Et lavpunkt dreneres manuelt, et om gangen.
- Dreneringsventilene åpnes for drenering og stenges når operatør hører at det går gass gjennom ventilen.
- Neste dreneringsventil må ikke åpnes før all væske fra forrige ventil er i tanken, sjekk at nivået ikke stiger på skjerm.
- Når alle punkter er drenert stenges ventil HV-XX02.
- Når alle punkter er drenert åpnes ventil 57-0001DO og dreneres til bøtte. Bøtten tømmes i anvist tank. Dette for å sikre at dreneringsanlegget er tømt for hydrokarbonholdig væske.
- Når alle punkter drenert er stenges ventil XV-001.
- Dreneringsanlegget trykkavlastes.
- Briller snus til lukket stilling

### 11.3.2 Tømming av væske i tank

Tanken tømmes for væske ved behov.

- Steng ventil XV-XX01.
- Åpne ventil HV-XX01 for nitrogenfylling av tank for å hindre undertrykk i tanken.
- Åpne ventil XV-XX02 for tømming.
- Steng ventil XV-XX02 når det er 2 m<sup>3</sup> igjen i tank for å hindre "gas blowby".

## 12 Forslag til videre arbeid

- Rørstøtteberegninger og struktur av tank, rør
- Anlegg for tapping av tank og eksport av væsken med pumpe
- Design review
- Hazop
- Valg av instrumentering
- Koble opp tank mot nitrogenanlegg for fylling ved væsketømming
- Oppkobling mot fakkelanlegg
- SIL



## 13 Konklusjon

Det er blitt utarbeidet et design av et dreneringsanlegg for hydrokarbonholdig væske i henhold til gjeldende regler og forskrifter. Det er blitt vurdert uønskede hendelser som overfylling, overtrykk og brann mot tanken. Det er utarbeidet en P&ID, med legende over symboler, over forslaget for designet.

Gjennom designutviklingen er det bestemt at væsken fra lavpunktene skal bli drenert til et oppsamlingsrør. Oppsamlingsrøret er plassert i retning nord-sør og er 35 meter langt. Det er valgt å drenere lavpunktene med trykksatt nitrogen. Alle rør i anlegget monteres med helning og vil ha sveiste forbindelser. Det vil være nødvendig med flensforbindelse på innløp til tank. Det er valgt å installere en trykktank med desingtrykk på 19,0 barg for oppsamling av væsken. Det er valgt å heve tanken 1 meter og oppsamlingsrøret må dermed heves 1,85 meter for å komme over væsknivå i tanken. Det er valgt å installere brille etter DB&B- ventilene på lavpunktene. Trykkskillet vil bli plassert etter installert brille.

Det har blitt gjort beregninger på strømming i rør for væske og gass ved hjelp av "Crane pressure drop calculations" og HYSYS, samt håndberegninger. Disse beregningene er grunnlag for valg av rørdimensjon og materialvalg. Rørspesifikasjon som er blitt valgt er AS20A, 1" rør i rustfritt stål 316. Samme material er også valgt for tanken. Det har blitt utført brannsimuleringer i Vessfire som viser at materialvalg, veggtykkelse på tank og valg av PSV størrelse er tilfredsstillende. Veggtykkelse er satt til 1 cm og PSV størrelse er valgt til PSV E som har orifice område på 0,196 in<sup>2</sup>. Rørstykket som går fra tanken til PSV vil være 2" og ha en lengde på 0,03 meter.

Det er satt opp forslag for nivå- og trykkmåling og laget en operasjonsmanual for anlegget. Tiden det vil ta å drenere lavpunktene kan komme opp i 1 time og 15 minutter, dette ses som en rimelig tid.

## Referanser

- API RP 14C. (2001, Mars). Recommended practice for analysis, design, installation, and testing of basic surface safety systems for offshore production platforms. (rev 7).
- API RP 520 II. (2003, August). Sizing, selection, and installation of pressure-relieving devices in refineries: Part II - Installation. (rev 5).
- API Standard 520 I. (2008, Desember). Sizing, selection, and installation of pressure-relieving devices in refineries: Part I - Sizing and selection. (rev 8).
- API Standard 521/ISO 23251. (2007, Januar). Petroleum and natural gas industries - Pressure-relieving and depressuring systems. (rev 5).
- API Standard 526. (2009, April). Flanged steel pressure-relief valves. (rev 6).
- Callister, W. D. (2011). *Materials Science and Engineering* (8th. utg.). Hoboken, NJ: Wiley.
- Gas Processors Suppliers Association. (2004). Engineering data book, Volume 1, SI version. (rev 12).
- ISO 10418. (2003, September). Petroleum and natural gas industries - Offshore production installations - Basic surface process safety systems. (rev 2).
- ISO 13702. (1999, Mars). Petroleum and natural gas industries - Control and mitigation of fires and explosions on offshore production installations - Requirements and guidelines. (rev 1).
- NORSOK L-001 . (1999, September). Piping and valves. (rev 3).
- NORSOK M-001 . (2004, August). Materials selection. (rev 4).
- NORSOK P-001 . (2006, September). Process design. (rev 5).
- NORSOK P-100 . (2010, Februar). Process systems. (rev 3).
- NORSOK S-001. (2008, Februar). Technical safety. (rev 4).
- Scandpower Risk Management AS. (2004, Mars 31). Guidelines for the Protection of Pressurised Systems Exposed to Fire. (rev 2).
- Statoil Europe. (2014). *TR2000 - Piping and valve material specification*. Hentet fra <http://tr2000.statoil.com/TR2000/index.jsp>

## Vedlegg

<A>	Aksjonslogg
<B>	W3 - Aibel
<C>	P&ID <C.1> Symbol legende
<D>	Dataark tank
<E>	Isometrisk skisse
<F>	TR2000, Piping and valve spesification AS20A
<G>	Dataark ventil
<H>	GPSA figur 17-2, Moodys diagram
<I>	Crane Pressure drop calculations <I.1> 1", 316 fra punkt 3 <I.2> 1", 316 fra punkt 5 <I.3> 1", Karbonstål fra punkt 3 <I.4> 2", 316 fra punkt 3 <I.5> 1,5", 316 fra punkt 3
<J>	HYSYS simulering <J.1> Properties Hydrokarboner <J.2> Properties Nitrogen <J.3> Properties Hydrokarboner gassfase
<K>	GPSA Figur 17-4, Equivalent length $L_e$ for valves and fittings
<L>	Crane Pressure drop calculations for PSV
<M>	Vessfiresimulering 10 m <sup>3</sup>
<N>	Vessfiresimulering 25 m <sup>3</sup>
<O>	API Standard 520 I, figur 15 Pressure Level Relationships for PRVs
<P>	Oversikt over verdier brukt til beregninger
<Q>	NORSOK Standard P-001 – Pipe roughness

## Aksjonslogg

M1.3 Hovedprosjekt Pia og olaug

### Arbeidsplan



Avdeling / Prosjekt	Farge	Status	Teller
Arbeidsplan	Åpen	Åpen	0
	Ferdig	Ferdig	41
	Forfalt	Forfalt	0

Forbedringer fullført: 0

Nr	Dato	Tema / Problem / Informasjon	Stikkord	Ansv.	Tidsp.	Status	Forbedring? (sett kryss)	Kommentar
2	08.01.2014	Tegne skisse over prosess	skisser	OTL	05.02.2014	Ferdig		
3	08.01.2014	Lage Disposisjon	finne ut kapitalloverskifter, hva skal være med i oppgaven	OTL	05.02.2014	Ferdig		Denne arbeides med kontinuerlig
6	29.01.2014	Definere sikkert anlegg		OTL	05.02.2014	Ferdig		
7	29.01.2014	Definere drenanlegg		PH	05.02.2014	Ferdig		Ver ikke om dette er aktuelt
8	29.01.2014	Definere falkelanlegg		OTL	05.02.2014	Parkert		Usikker enda
9	29.01.2014	Definere trykktank		OTL	05.02.2014	Parkert		Foreløpig ferdig, jobbes med underveis
10	29.01.2014	Skrive innledning	Hvorfor vil albei ha denne oppgaven gjort? Hvorfor skal tanken instralleres	OTL	05.02.2014	Ferdig		Hvor? Hvordan er de bygget opp?
11	29.01.2014	Lignende systemer	Finne lignende systemer	PH	05.02.2014	Ferdig		
13	05.02.2014	Tegne ny skisse		OTL	07.02.2014	Ferdig		
12	05.02.2014	Tegne systemet i DAK	Begynne på P&ID	OTL/PH	14.02.2014	Parkert		
14	07.02.2014	Definere branncase	Hva skjer hvis det brenner?	OTL	14.02.2014	Ferdig		
15	07.02.2014	Definere overfylling	Hva skjer hvis det blir overfylling?	OTL	14.02.2014	Ferdig		
16	07.02.2014	Drafinere overtrykk	Hva skjer hvis det blir overtrykk?	OTL	14.02.2014	Ferdig		
18	07.02.2014	Sette inn i standarder	api, iso, scan power	OTL/PH	14.02.2014	Ferdig		Jobbes med kontinuerlig. Pia legger alle i dropbox
19	07.02.2014	Begynne å regne på rater	tid, dimensjon, trykk, kompensasjon.	PH	14.02.2014	Ferdig		Pia har noe på gang
20	07.02.2014	Tegne P&ID	Hvilken side.	OTL	14.02.2014	Parkert		
21	07.02.2014	Definere hvor røret skal komme inn på tanken.	Finne mal	PH	14.02.2014	Parkert		Vi skal ikke ha Hazop
17	07.02.2014	Hazop	Begynne på P&ID	PH	14.02.2014	Utgått		Vi har ikke fått bilgang til program på albei enda.
22	13.02.2014	P&ID		OTL	19.02.2014	Parkert		
23	13.02.14	Trykkskille	Hvor skal trykkskille være?	PH	21.02.2014	Ferdig		Tanken....
24	13.02.2014	Plassering av dreningpunkt og linjer til header	horizontal eller vertikal?	PH	21.02.2014	Ferdig		dråpeutskillelse
26	13.02.2014	Hvor på tanken skal innløpet være plassert?	Hvilken side, hvor høyt opp? Øverst på tanken?	OTL	21.02.2014	Ferdig		2 utløp, et til psv, 2 linjer til fakkel? Blokkering, hvor er blokkering?
27	13.02.2014	Utløp til fakkel	Hvilken gjennomstrømning får fakkelutløp?	OTL	21.02.2014	Ferdig		Dette har vi fått svar på, se referat
39	21.02.2014	Fakkel	bypass/linjer? Kontinuerlig "avgassing"/perodevis "avgassing"?	OTL	26.02.2014	Ferdig		
25	13.02.2014	Innløp på tanken fra header	Hvilken side.	PH	28.02.2014	Parkert		
33	21.02.2014	Skrive om crane regneark	metode	PH	28.02.2014	Ferdig		
36	21.02.2014	Definere/skrive dreningpunkt	horizontal/vertikal, trykk->lavtrykk, transport	PH	28.02.2014	Ferdig		
37	21.02.2014	Plassering av innløp	væskentivå i tanken, dråpestrømrelse	OTL	28.02.2014	Ferdig		Har funnet ut, må skrive ned.
38	21.02.2014	Lenode på rør	drenleringspunkt - header	OTL	28.02.2014	Ferdig		ta med fasekonvolutt i dokument
40	21.02.2014	Når går væsken over til tofase?	Sjekk HYSYS	PH/OTL	28.02.2014	Ferdig		
41	21.02.2014	Starte simulering i HYSYS		OTL	28.02.2014	Utgått		
42	21.02.2014	Definere tofaseområde,	når endrer fluid fase og hvorfor	OTL	28.02.2014	Ferdig		
46	26.02.2014	Sette sammen dokumentene	utforming diskuter	OTL	03.03.2014	Ferdig		
43	26.02.2014	Tanken,	utforming diskuter	OTL	05.03.2014	Ferdig		
44	26.02.2014	Header	definere oppgaven	OTL/PH	07.03.2014	Ferdig		
1	08.01.2014	Oppgavebrevet skal være klar		OTL	14.03.2014	Ferdig		
29	13.02.2014	P&ID ferdig	definere flere av casene ISO 10418 metode	OTL	14.03.2014	Utgått		
31	21.02.2014	Lønska hendelser		PH	14.03.2014	Parkert		
32	21.02.2014	Skrive om Hazop/designe gjennomgang	lese standarder, finne info på nett, andre anlegg	PH	26.03.2014	Utgått		
28	13.02.2014	Gjennomføre Hazop	Forklare hva den enkelte standard tar for seg	OTL/PH	11.04.2014	Utgått		Denne arbeides med kontinuerlig Er det nødvendig?
4	08.01.2014	Innheiting av informasjon		OTL	18.04.2014	Parkert		
34	21.02.2014	Skrive om standardene		OTL	18.04.2014	Ferdig		
47	12.02.2014	Skrive om microstation		OTL	19.04.2014	Ferdig		
48	12.02.2014	Skrive om aksjonslogg		PH	20.04.2014	Ferdig		
49	12.02.2014	Skrive om W3		PH	20.04.2014	Ferdig		
30	19.02.2014	Skrive generelt om albei		OTL/PH	30.04.2014	Utgått		
5	08.01.2014	Ferdig stalling av rapport	Sette sammen dokumenter, redigere	OTL/PH	01.05.2014	Utgått		
45	26.02.2014	Dampresiske likvekt	lese sette inn i teori					
50	03.04.2014	Simulering ferdig		PH	10.04.2014	Ferdig		



Note that any paper copy of the Management System information is not authorized. The official document is the electronic version

---

A-WI-04-04-KL-06 – Attachment 1

Main process; *Engineering*

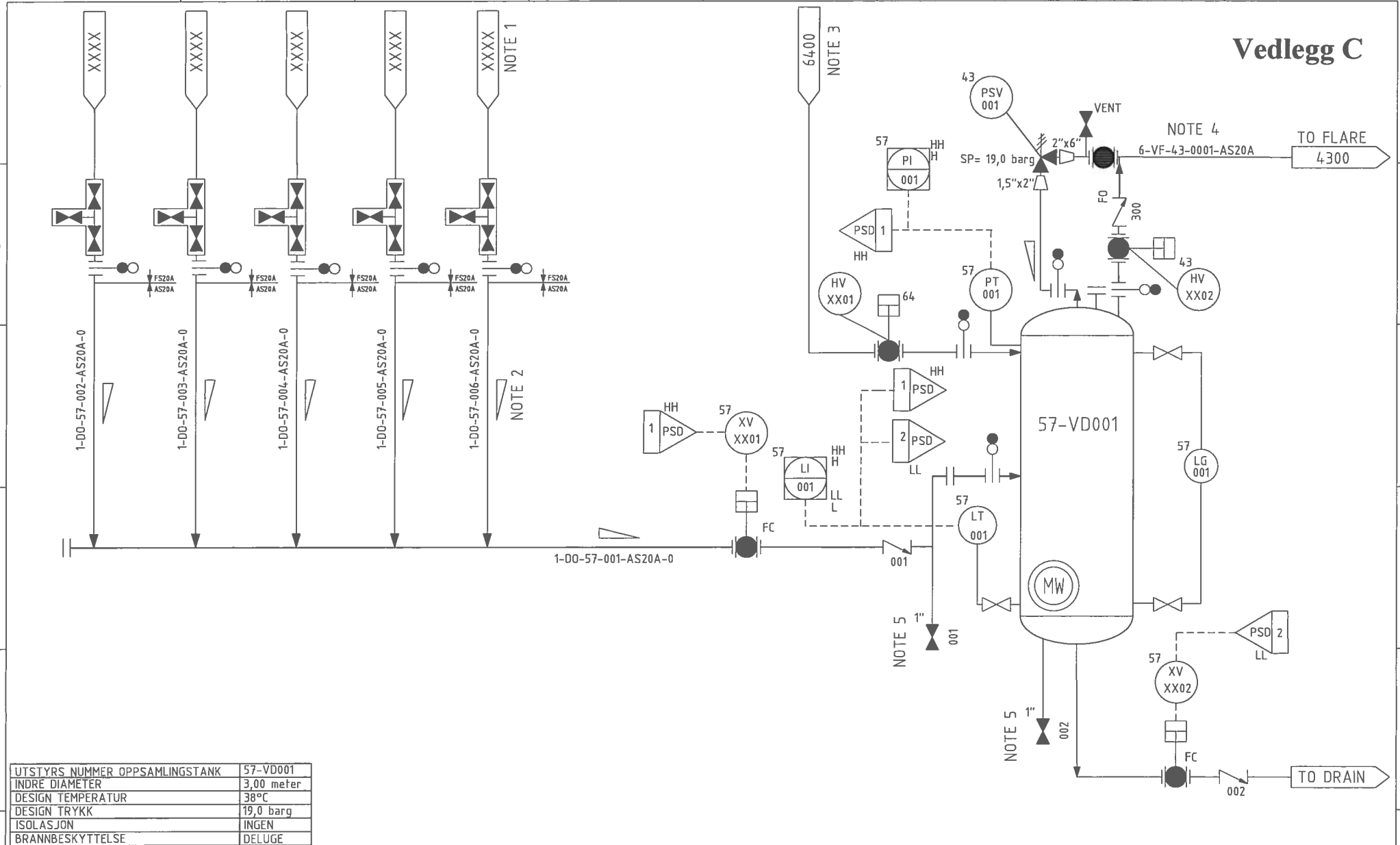
Sub Process; Area. Layout & Framework Engineering

## DESCRIPTION OF ACTIVITIES

### General Guidelines

- The piping layout shall be tidy.
- The pipe design shall be economic, i.e. minimum use of fittings.
- The best way of supporting the pipe shall be considered during pipe design.
- The piping system shall maintain sufficient flexibility.
- All plants shall have a separate coordinate system in X, Y and Z direction.
- Piping containing pressurized inflammable fluid or gas, and which pass through non hazardous area, shall be all-welded, with no flanges or other possible leakage sources. Small-bore piping shall be routed together, and if possible, be supported together by use of (existing) steel or cable tray.
- All piping is to be located in such a way that all requirements to minimum height, operational clearance, inspection and maintenance are maintained. Bolt tensioning, platforms and necessary use of equipment should also be considered during pipe design.
- Location of piping shall not conflict with space needed for operation or maintenance of equipment. Piping block valves shall not be dismantled to allow for maintenance of equipment or other piping.
- Liquid containing piping shall not be routed above electrical installations. If this is inevitable, all potential leakage sources shall be removed.
- Be aware of necessary clearance for moving/demolishing of pumps, compressor caps and axels, pump and fan motors, heat exchanger bundles, compressor and motor piston, valves, orifice plates and turbine meters.
- Piping shall not block or conflict with manholes, access openings, inspection points, hatches, davits, instrument connections, laydown areas or escape/access routes.
- The following should be considered: A reasonable weight distribution, lifting possibilities and minimizing hook-up spools.
- Avoid clashing with other piping, structure, equipment or any other items.
- Piping containing inflammable or dangerous fluid is not to have flanges or leakage sources above escape routes, access routes or platforms.
- Fire protection equipment shall be located in such a way that requirement for open areas is maintained at all times. Guidelines and requirements are given by the safety department. Valves on firewater ring main shall be accessible either from deck or from permanent platform. It should be possible to lock all valves in normal operating position in the fire protection system.
- Everyone has a responsibility to seek knowledge and information about the actual work to avoid conflicts, and to have the latest information at all times.
- It will never, in any circumstances, be allowed to locate piping, valves, hand wheels, equipment or any other items into escape routes.
- No piping is to be placed in instrument-, electrical- or telecom- rooms. Only fire fighting piping will be allowed in such a room.
- When designing piping with high temperature and/or high pressure, special attention should be given to flexibility within the piping system.
- The piping flexibility analysis should consider all equipment movements to give the pipe enough flexibility to absorb the movements. No piping should run in a straight line between anchors or equipment.
- Spec. change is to be according to P&ID. Normally spec. changes are next to valves or flanges. If a spec. change leads to change in pressure rating, one must make sure the flanges has identical pressure rating.
- Always be aware of notes on the P&ID. The notes may involve special requirements that can have major effects if not implemented in the design.
- Notes on the P&ID regarding slope and high/low points are to be implemented in the pipe design.
- If the branch sequence on the P&ID is not practical, it might be possible to change this. This is however not to be done without consulting the process discipline leader. The possibility to do this will be potentially best in conjunction with a header, i.e. in the utility, seawater or flare system. The possibility will be considerable less in connection with process systems due to the system functionality.

# Vedlegg C



UTSTYRS NUMMER OPPSAMLINGSTANK	57-VD001
INDRE DIAMETER	3,00 meter
DESIGN TEMPERATUR	38°C
DESIGN TRYKK	19,0 barg
ISOLASJON	INGEN
BRANNBESKYTTELSE	DELUGE

- NOTES:
1. FRA HOVEDPROSESS HØYTRYKKSØRKLASSE
  2. RØR MED HELNING MIN 1:100
  3. NITROGEN TILFØRSEL
  4. EKSISTERENDE FAKKELLINJE
  5. HÅNDSTYRT DRENERINGSVENTIL



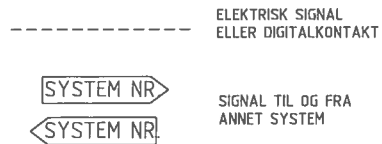
REV	DATE	REASON FOR ISSUE	PREPARED	CHECKED	APPROVED	SCALE	SIZE	AREA	SYSTEM
14	08 05 14	ISSUED FOR STUDY	OTL	PH	OTL				
13	07 05 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL				
12	05 05 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL				
11	30 04 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL				
10	27 04 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL				
09	25 04 14	ISSUED FOR IDC	PH	OTL	PH				
06	16 04 14	ISSUED FOR IDC	PH	OTL	PH				
05	09 04 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL				
01	19 03 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL				

		PLANT	Dreneringsystem
		DRAWING TITLE	P&ID LUKKET DRENERINGSSYSTEM
CONTR. NO -		HSH-000-P&ID-01	14
SCALE	AT A3	00	57
AREA			
SYSTEM			
DRAWING NUMBER			REV

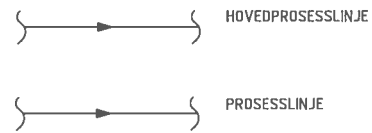
BORDER CP\_A3

1 2 3 4 5 6 7 8

INSTRUMENT SIGNAL



RØRLINJESYMBOL



SYSTEMNR.

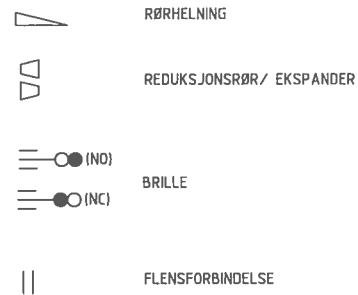
**Vedlegg C.1**

- 53 - EKKELDRØRØRINGSYSTEM
- 57 - LUKKET DRENERINGSSYSTEM
- 64 - INERTGASSANLEGG
- XX - IKKE DEFINERT I HØVEDPROSESS

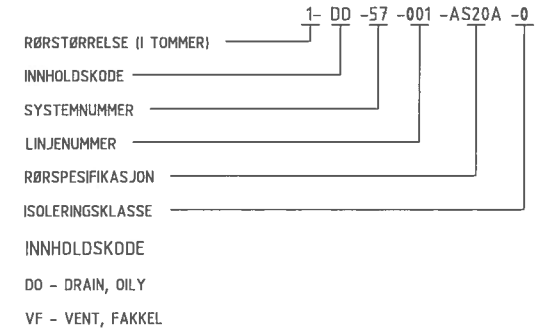
INSTRUMENT SYMBOL



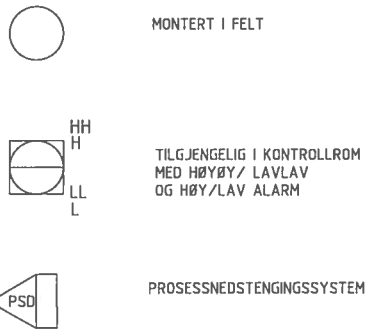
GENERELLE SYMBOLER



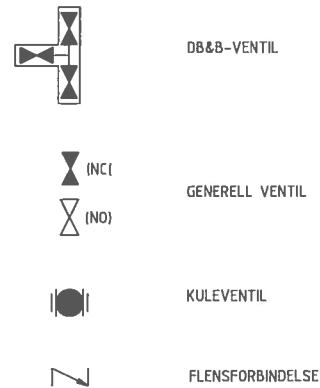
RØRNUMMERERINGSKODE



GENERELL INSTRUMENT SYMBOL



VENTILSYMBOLER



RØRKLASSEKODE

- FØRSTE BOKSTAV: RØRTRYKSKODE
- A = Class 150
  - F = Class 1500
- ANDRE BOKSTAV: MATERIALKLASSEFISERINGKODE
- A = Class 150
  - F = Class 1500
- ANDRE BOKSTAV: MATERIALKLASSEFISERINGKODE
- S= Austenitisk rustfritt stål
- ISOLASJONSKLASSE
- 0 = Ingen isolasjonsklasse

BORDER CP\_A3

**aibel**

								PLANT Dreneringsystem	
								DRAWING TITLE SYMBOLOVERSIKT LUKKET DRENERINGSSYSTEM	
				CONTR. NO -				HSH-000-SYMB-01	
01	08 05 14	ISSUED FOR INFO		DTL	PH	DTL	At A3	00	57
REV	DATE	REASON FOR ISSUE		PREPARED	DRAWN	APPROVED	SCALE	AREA	SYSTEM

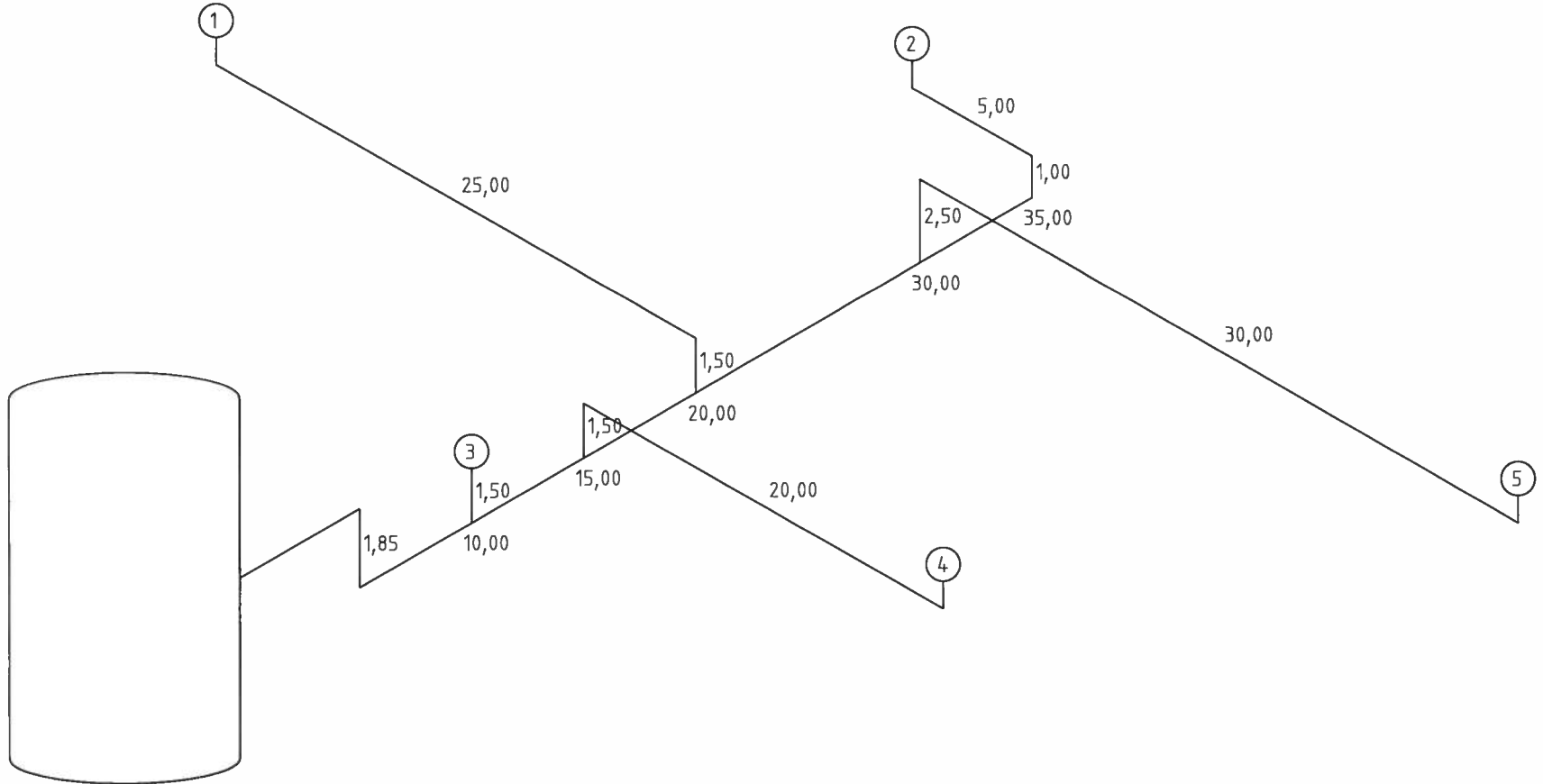
<b>NORSOK R-001</b>	<b>PRESSURE VESSEL DATA SHEET</b>	<b>RDS-017</b>  <b>Page 1 of 1</b>
-------------------------	---------------------------------------	--

<b>Package no.</b> HSH	<b>Doc. no.</b> HSH-P-DV-002	<b>Rev. 01</b>
Tag no.	57-VD001	Location/Module
Unit	Oppsamlingstank	No. req'd
Service		Inquiry no.
Size & type		Quote no.
Supplier	NA	P.O. no.
Manufacturer	NA	Job no.
Model	NA	Serial no.

DESIGN DATA		
1 Contents		Hydrokarboner
2 Max. spec. Gravity 15.6/15.6	°C	
3 Operating volume	m <sup>3</sup>	25
4 Operating pressure	barg	0,1
5 Design pressure	barg	19
6 Operating temperature	°C	-10      30
7 Design temperature	°C	-101      38
8		
9 ENGINEERING DATA		
10 Inside diameter	mm	3000
11 Length tan/tan	mm	4200
12 Elevation	mm	NA
13 Corrosion allowance	mm	
14 Insulation	mm	NA
15		
16 Process cases		
17 Hydrocarbon liquid		
18 Flow	kg/h	8826,05
19 Specific gravity 15.6/15.6	°C	
20 Density at T & P	kg/m <sup>3</sup>	668,4
21 Viscosity	cP	0,3703
22 Surface tension	dyn/cm	
23		
24 Gas / Vapour		
25 Flow	kg/h	697,59
26 Molecular weight		
27 Density at T & P	kg/m <sup>3</sup>	3,952
28 Viscosity	cP	0,00766
29 Water		
30 Flow	kg/h	NA
31 Specific gravity 15.6/15.6	°C	NA
32 Density at T & P	kg/m <sup>3</sup>	NA
33 Viscosity	cP	NA
34		
35 NOTES:		
36	Vertikal tank	
37	Dråpefanger foran utløp til fakkel, ikke foran PSV utløp	
38	Mannhull	
39		
40		
41		
42		
43		
44		
45		



# Vedlegg E



NOTES:  
ALLE LENGDER ER OPPGITT I METER

**aibel**

									PLANT <b>Dreneringsystem</b>		
						HOGSKOLEN STORD / HOGSKULEN I STORD 			DRAGNINGSTITTEL <b>ISOMETRISK SKISSE                  LUKKET DRENERINGSSYSTEM</b>		
						CONTR. NO -			HSH-000-ISD-01		
01	25 04 14	ISSUED FOR IDC	OTL	PH	OTL	-	AT A3	00	57	01	
REV	DATE	REASON FOR ISSUE	PREPARED	CHECKED	APPROVED	SCALE	SIZE	AREA	SYSTEM	DRAWING NUMBER	

BORDER CP-A3

Piping and valve specification		Doc.no. <b>TR2000</b>	Plant	Sec.no. <b>2</b>				
Piping class sheet <b>AS20A</b>	Historical PCS [PCS list]	Project.no.	Rev.no. <b>F.4</b>	Rev.date <b>27.08.2013</b>	Status: <b>I</b>	Page: <b>1</b>	Of: <b>2</b>	

DESIGN CODE: ASME B31.3

Maximum Design Pressure :	Barg	19.0	19.0	18.4	18.0	16.0	15.4	12.0					
At Temperature :	°C	-101	38	50	60	100	125	250					

SERVICE CODE: S-S200 VSM: TR3017

## PIPE SIZE, WALL THICKNESS AND SUMMARY OF MINIMUM DESIGN FACTORS

Nom. Size(in)	0.5	0.75	1	1.5	2	3	4	6	8	10	12	14	16	18	20	24	30	36
Dia.(mm)	21.3	26.7	33.4	48.3	60.3	88.9	114.3	168.3	219.1	273.1	323.9	355.6	406.4	457.2	508	610	762	914
Wall th.(mm)	2.77	2.87	3.38	3.68	2.77	3.05	3.05	3.4	3.76	4.19	4.57	4.78	4.78	4.78	5.54	6.35	7.92	9.53
Schedule	40S	40S	40S	40S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	10S	STD
U.Tolerance*	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5	12.5
Weld.Factor	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8	0.8
Corr.Allowance(mm)	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Nom. Size(in)	42	48
Dia.(mm)	1067	1219
Wall th.(mm)	12.7	12.7
Schedule	XS	XS
U.Tolerance*	12.5	12.5
Weld.Factor	0.8	0.8
Corr.Allowance(mm)	0	0

\* Under tolerance abbreviations typical used in above table: 10 = 10.0%, 12.5 = 12.5%, 15 = 15.0%, 0.3 = 0.3mm and 0.5 = 0.5mm. The specified under tolerance and weld factor in this table, summaries only the minimum requirements for the piping items used in this piping class. As stricter requirement may apply for an individual piping item, this information shall be used for design only and not as part of the purchase specification.

LONGITUDINAL WELD EFFICIENCY: 0.8 - See note 1

ELEMENT NAME	DIMENSION STANDARDS	NOM FROM	SIZE TO incl	TYPE	MATERIAL NAME	MDS	SST	NOTE	ART SET
PIPE	ASME B36.10/19	0.5	8	Smls	A312 TP316	SP301			
	ASME B36.10/19	1	30	Welded	A312 TP316	SP301			
	ASME B36.10/19	36	48	Welded	A358 316 Cl.5	SP303			
BENDING				Cold bending	AISI 316	SZ301			
FITTING	ASME B16.9	0.5	48	Smls	A403 WP316-S	SW301	SBR3		
	ASME B16.9	0.5	48	Welded	A403 WP316-W	SW307	SBR3		
		2	48	Olet	A182 F316	SF307	SBR3	2	
FLANGE	ASME B16.5	0.5	24	CL150 RF WN	A182 F316	SF301			
	ASME B16.47A	30	48	CL150 RF WN	A182 F316	SF301			
FLG.BLIND	ASME B16.5	0.5	24	CL150 RF	A182 F316	SF302			
	ASME B16.5	0.5	24	CL150 RF	A240 316	SS301			
	ASME B16.47A	30	48	CL150 RF	A182 F316	SF302			
	ASME B16.47A	30	48	CL150 RF	A240 316	SS301			
ORIF.FLG	ASME B16.36	1	24	CL300 RF WN	A182 F316	SF301			
LINE BLIND	Spect bl.	0.5	12	CL150 FF	A182 F316	SF303	SLBN		
	Spect bl.	0.5	12	CL150 FF	A240 316	SS302	SLBN		
	Spade/Spacer	14	36	CL150 FF	A182 F316	SF303	SLBN		
	Spade/Spacer	14	36	CL150 FF	A240 316	SS302	SLBN		
BOLTING	ASME B16.5			Stud bolt galv	A320 L7/L43	VN201	SBO1		
	ASME B16.5			Hex. nut galv	A194 7L	VN202			
GASKET	ASME B16.21	0.5	48	1.5 mm graphite	Flat flexible graphite	PG401		3	
	ASME B16.20	0.5	48	Spiral wound	Spiral wound gasket SS 316	PG601		3	
	ASME B16.21	0.5	48	1mm CFG	Compressed fibre gasket	PG501		3	

Piping and valve specification	Doc.no. <b>TR2000</b>	Plant	Sec.no. <b>2</b>	
<b>Piping class sheet: AS20A cl150</b>	Project.no.	Rev.no. <b>F.4</b>	Rev.date <b>27.08.2013</b>	Status: <b>I</b> Page: <b>2</b> Of: <b>2</b>

ELEMENT NAME	DIMENSION STANDARDS	NOM FROM	SIZE TO	TYPE	MATERIAL NAME	MDS	SST	NOTE	ART SET
PLUG	ASME B16.11	0.5	1.5	Hex. head	A182 F316	SF306			<input checked="" type="checkbox"/>
BLEED PLUG	ASME B16.11	0.5	0.5	Bleed plug 10000PSI	A182 F44	SF710			<input checked="" type="checkbox"/>
	ASME B16.11	0.75	1	Bushing-hex	A182 F316	SF324			<input checked="" type="checkbox"/>
NIPPLE								4	<input type="checkbox"/>

Note 1: For operating temperature > 50°C surface exposed to atmosphere shall be coated with paint system 7, to avoid SCC.

Note 2: Tabulated size range for O-lets refers to header sizes, for valid branch dimensions see SST

Note 3: 4.5 mm spiral wound gaskets shall be used for new hydrocarbon and steam piping, and may be used in existing piping with sufficient pipe flexibility to accommodate extra gasket thickness. Otherwise 1.5 mm graphite metal laminate is the preferred gaskets. 1 mm compressed fiber gaskets shall be used for utility piping and may be used for hydrocarbon piping if approved by Company/plant integrity.

Note 4: 1/2" as pipe, but SCH 80S, TE (NPT) one end/PE other end, for orifice flange pressure taps.

VALVE OR EQUIPMENT TYPE	NOM FROM	SIZE TO	VDS	PREVIOUS VDS NAME	NOTE	ART SET
<b>GATE</b>						
Δ Wedge gate valve, SW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	GVR301S	GT403/A	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Wedge gate valve, SW, TE, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	GVR303D	GT444	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	GVAS301R	GT084		<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	2	24	GVAS302R	GT034		<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Double expanding gate valve, FB, Pup piece, BW, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	30	36	GDAS302P	GT014/T	5,*	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Slab gate valve, Floating seats, FB, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 200dgC	2	36	GNAS302R	GT064/T		<input checked="" type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, Stem extension, Operating -101 to 300dgC	0.5	1.5	GA012			<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, Stem extension, Operating -101 to 400dgC	2	10	GA006			<input type="checkbox"/>
Δ Wedge gate valve, BW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1	GVR303B	GT404	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Wedge gate valve, Wafer, RF, TE, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.75	2	GWAS301I	GT0W4T		<input checked="" type="checkbox"/>
Wedge gate valve, SW/TE, CL800, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 250dgC	0.5	1.5	GT4C6		5	<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, SW, CL800, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 250dgC	0.5	1.5	GT4C4		5	<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, Metal seated, Operating -198 to 100dgC	0.5	1.5	GT0C2			<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, Metal seated, Operating -198 to 100dgC	2	24	GT0C1			<input type="checkbox"/>
Δ Wedge gate valve, RF, TE, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	2	GVAS301I	GT04TR		<input type="checkbox"/>
<b>BUTTERFLY</b>						
Δ Eccentric butterfly valve, RF, CL150, SS316, Soft seated, Operating -46 to 150dgC	6	24	FHAS301R	BU064/A		<input checked="" type="checkbox"/>
<b>GLOBE</b>						
Δ Globe valve, Straight Pattern, SW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	LSRS301S	GB403	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Globe valve, Straight Pattern, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	LSAS301R	GB083		<input checked="" type="checkbox"/>
Δ Globe valve, Straight Pattern, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	2	12	LSAS302R	GB034		<input checked="" type="checkbox"/>

Piping and valve specification	Doc.no. <b>TR2000</b>	Plant	Sec.no. <b>2</b>					
<b>Piping class sheet: AS20A d150</b>	Project.no.		Rev.no. <b>F.4</b>	Rev.date <b>27.08.2013</b>	Status: <b>I</b>	Page: <b>2</b>	Of: <b>2</b>	

ELEMENT NAME	DIMENSION STANDARDS	NOM FROM	SIZE TO	TYPE	MATERIAL NAME	MDS	SST	NOTE	ART SET
PLUG	ASME B16.11	0.5	1.5	Hex. head	A182 F316	SF306			<input checked="" type="checkbox"/>
BLEED PLUG	ASME B16.11	0.5	0.5	Bleed plug 10000PSI	A182 F44	SF710			<input checked="" type="checkbox"/>
	ASME B16.11	0.75	1	Bushing-hex	A182 F316	SF324			<input checked="" type="checkbox"/>
NIPPLE								4	<input type="checkbox"/>

Note 1: For operating temperature > 50°C surface exposed to atmosphere shall be coated with paint system 7, to avoid SCC.

Note 2: Tabulated size range for O-lets refers to header sizes, for valid branch dimensions see SST

Note 3: 4.5 mm spiral wound gaskets shall be used for new hydrocarbon and steam piping, and may be used in existing piping with sufficient pipe flexibility to accommodate extra gasket thickness. Otherwise 1.5 mm graphite metal laminate is the preferred gaskets. 1 mm compressed fiber gaskets shall be used for utility piping and may be used for hydrocarbon piping if approved by Company/plant integrity.

Note 4: 1/2" as pipe, but SCH 80S, TE (NPT) one end/PE other end, for orifice flange pressure taps.

VALVE OR EQUIPMENT TYPE	NOM FROM	SIZE TO	VDS	PREVIOUS VDS NAME	NOTE	ART SET
<b>GATE</b>						
Δ   Wedge gate valve, SW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	GVR301S	GT403/A	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Wedge gate valve, SW, TE, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	GVR303D	GT444	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	GVAS301R	GT084		<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	2	24	GVAS302R	GT034		<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Double expanding gate valve, FB, Pup piece, BW, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	30	36	GDAS302P	GT014/T	5,*	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Slab gate valve, Floating seats, FB, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 200dgC	2	36	GNAS302R	GT064/T		<input checked="" type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, Stem extension, Operating -101 to 300dgC	0.5	1.5	GA012			<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, Stem extension, Operating -101 to 400dgC	2	10	GA006			<input type="checkbox"/>
Δ   Wedge gate valve, BW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1	GVR303B	GT404	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Wedge gate valve, Wafer, RF, TE, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.75	2	GWAS301I	GT0W4T		<input checked="" type="checkbox"/>
Wedge gate valve, SW/TE, CL800, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 250dgC	0.5	1.5	GT4C6		5	<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, SW, CL800, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 250dgC	0.5	1.5	GT4C4		5	<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, Metal seated, Operating -198 to 100dgC	0.5	1.5	GT0C2			<input type="checkbox"/>
Wedge gate valve, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, Metal seated, Operating -198 to 100dgC	2	24	GT0C1			<input type="checkbox"/>
Δ   Wedge gate valve, RF, TE, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	2	GVAS301I	GT04TR		<input type="checkbox"/>
<b>BUTTERFLY</b>						
Δ   Eccentric butterfly valve, RF, CL150, SS316, Soft seated, Operating -46 to 150dgC	6	24	FHAS301R	BU064/A		<input checked="" type="checkbox"/>
<b>GLOBE</b>						
Δ   Globe valve, Straight Pattern, SW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	LSRS301S	GB403	5	<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Globe valve, Straight Pattern, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1.5	LSAS301R	GB083		<input checked="" type="checkbox"/>
Δ   Globe valve, Straight Pattern, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	2	12	LSAS302R	GB034		<input checked="" type="checkbox"/>

## Vedlegg F

	Globe valve, Straight Pattern, RF, CL150, Stem extension, Operating -101 to 400dgC	2	10	GL005				<input type="checkbox"/>
Δ	Globe valve, Straight Pattern, BW, CL600, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	1	LSDS301B	GB324	5		<input type="checkbox"/>
Δ	Globe valve, Straight Pattern, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	1.5	2	LSAS301R	GB084			<input type="checkbox"/>
Δ	Globe valve, Y-Pattern, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -46 to 300dgC	0.5	2	LYAS301R		6		<input type="checkbox"/>
	Globe valve, SW, CL800, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 250dgC	0.5	1.5	GB4C1		5		<input type="checkbox"/>
	Globe valve, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 100dgC	0.5	1.5	GB0C2				<input type="checkbox"/>
	Globe valve, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, Operating -198 to 100dgC	2	8	GB0C1				<input type="checkbox"/>
<b>CHECK</b>								
Δ	Piston check valve, SW, CL800, SS316, Metal seated, Operating -101 to 400dgC	0.5	1.5	CPRS301S	CH404	5		<input type="checkbox"/>
Δ	Piston check valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -196 to 400dgC	0.5	1.5	CPAS301R	CH084			<input type="checkbox"/>
Δ	Swing check valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -196 to 400dgC	2	24	CLAS301R	CH034			<input type="checkbox"/>
Δ	Dual disc check valve, RF, CL150, SS316, Metal seated, Operating -196 to 400dgC	2	36	CDAS301R	CH064			<input type="checkbox"/>
<b>BALL</b>								
Δ	Floating ball valve, FB, RF, CL150, SS316, Soft seated, Operating -20 to 150dgC	0.5	6	BCAS302R	BL023			<input type="checkbox"/>
<b>BALL</b>								
Δ	Floating ball valve, FB, RF, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	0.5	8	BDAS302R	BL023	7,8		<input type="checkbox"/>
Δ	Floating ball valve, RB, RF, CL150, SS316, Soft seated, Operating -20 to 150dgC	3	6	BCAS305R	BL003			<input type="checkbox"/>
Δ	Floating ball valve, RB, RF, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	3	8	BDAS301R	BL003	7,8		<input type="checkbox"/>
Δ	Trunnion mounted ball valve, FB, RF, CL150, SS316, Soft seated, Operating -20 to 150dgC	8	36	BSAS302R	BL033			<input type="checkbox"/>
Δ	Trunnion mounted ball valve, FB, RF, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	8	36	BHAS302R	BL033	8		<input type="checkbox"/>
Δ	Trunnion mounted ball valve, RB, RF, CL150, SS316, Soft seated, Operating -20 to 150dgC	8	36	BSAS301R	BL013			<input type="checkbox"/>
Δ	Trunnion mounted ball valve, RB, RF, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	8	36	BHAS301R	BL013	8		<input type="checkbox"/>
	Floating ball valve, FB, SW, CL150, Soft seated, Operating -101 to 100dgC	0.5	1.5	BA632				<input type="checkbox"/>
	Floating ball valve, FB, SW/TE, CL150, Soft seated, Operating -101 to 100dgC	0.5	1.5	BA633				<input type="checkbox"/>
	Floating ball valve, FB, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, cryogenic service, Operating -196 to 100dgC	0.5	8	BL0C3R		7		<input type="checkbox"/>
	Floating ball valve, RB, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, cryogenic service, Operating -196 to 100dgC	3	8	BL0C1R		7		<input type="checkbox"/>
	Trunnion mounted ball valve, FB, RF, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, cryogenic service, Operating -196 to 200dgC	8	24	BL0C4R				<input type="checkbox"/>
	Trunnion mounted ball valve, RB, CL150, SS316, Stem and Bonnet extension, cryogenic service, Operating -196 to 200dgC	8	24	BL0C2R				<input type="checkbox"/>
<b>MODULAR</b>								
Δ	Modular ball valve, RF, TE, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	0.5	2	MHAS302I				<input type="checkbox"/>
Δ	Modular ball valve, FB, RF, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	0.5	2	MHAS302R				<input type="checkbox"/>
Δ	Modular ball valve, Injection, RF, TE, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	0.5	2	MIAS302I				<input type="checkbox"/>
Δ	Modular ball valve, FB, RF, Reducing flange size, CL150, SS316, PEEK seats, Operating -46 to 150dgC	0.5	2	MRAS302R				<input type="checkbox"/>

- Note 5: Flanged valves are preferred for replacement of SW and BW valves. Use of SW and BW shall be approved by Company
- Note 6: For replacement valves, Face to Face dimensions to be verified prior to order placement.
- Note 7: Floating ball valves shall normally not be actuated for larger size than 1,5 inch. However it may be allowed if approved by plant integrity
- Note 8: The use of this valve is limited to -20dgC. For temperature below -20dgC use valves with extended bonnet.

\* VDS mapping remarks

GDAS302P->GT014/T: Face to face dimensions to be checked prior to order placement

Aibel

aibel

**PROCESS DATA SHEET BLOCK VALVE (Extended)**

Datasheet No: 001

Chk'd by:OTL

Document No : HSH-P-DV-001

Date : 24.04.2014

Rev. : 01

1.0	EQUIPMENT CONDITIONS	Unit	Value	Note
1.01	Line size in/out	in	1/1	
1.02	Flange rating in/out	lbs	150/150	
1.03	Design temperature Min.	°C	-101	1
1.04	Design temperature Max.	°C	38	1
1.05	Design pressure min	bar		
1.06	Design pressure max	bar	19,0	
1.07	Material in/out	NA	AS20A	1
1.08	Fluid	NA	Note 2	2
1.09	Phase	NA	Note 2	2
1.10	PED group		1	?
1.11	PED category		SEP	?
1.12	Sour service		No	
1.13	CO <sub>2</sub> concentration (vapour phase)	%(Vol)	NA	
1.14	H <sub>2</sub> S concentration	%(Vol)	NA	
1.15	Sand concentration	ppm	NA	
1.16	Methanol Concentration	%(Vol)	NA	
1.17	Other Corrosive Components	%(Vol)	NA	
1.18	Operating case	NA		
1.19	Valve type	NA	Note 3	3

2.0	OPERATING CONDITIONS	Unit	Minimum	Normal	Maximum	Note
2.01	Temperature	°C	-10 /	10 /	30	4
2.02	Inlet pressure	barg	atm /	1-3 /	19	5

3.0	SPECIAL CONDITIONS	Unit	Value	Note
3.01	Failure action	NA	Close	
3.02	Opening/closing time	s	15	
3.03	Maximum shut-off diff-p	bar	19,0	
3.04	Torque/thrust req.			

NOTES	
1.	Rørspesifikasjoner: AS20A i henhold til TR2000
2.	Strømningsmønsteret er enfase væskestrøm + N <sub>2</sub> gass.
3.	Full rørdiameter (Full bore)
4.	Gjennomsnitts omgivelses temperatur : 10°C
5.	System design trykk: 19,0 barg

(often referred to as simply the Darcy) equation. This equation can be rationally derived by dimensional analysis, with the exception of the friction factor,  $f_m$ , which must be determined experimentally. Expressed in meters of fluid this equation is:

$$h_L = \frac{f_m L V^2}{2 g D} \quad \text{Eq 17-6}$$

Converting to kPa, the equation becomes:

$$\Delta P_f = \frac{0.5 \rho f_m L V^2}{d} \quad \text{Eq 17-7}$$

The Moody friction factor<sup>3</sup>,  $f_m$ , is used in the equations above. Some equations are shown in terms of the Fanning friction factor,  $f_f$  which is one fourth of  $f_m$  ( $f_m = 4.0 f_f$ ). A graph of both Fanning and Moody friction factors as a function of Reynolds number appears in Fig. 17-2.

The Darcy-Weisbach equation is valid for both laminar and turbulent flow of any liquid, and may also be used for gases with certain restrictions. When using this equation, changes in elevation, velocity, or density must be accounted for by applying Bernoulli's theorem. The Darcy-Weisbach equation must be applied to line segments sufficiently short such that fluid density is essentially constant over that segment. The overall pressure drop is the sum of the  $\Delta P_f$  values calculated for the individual segments. For gas applications the segmental length may be relatively short, as compared to liquid applications, since many gas applications involve compressible gases where gas densities vary with pressure.

## Friction Factor and Effect of Pipe Roughness

When the fluid flow is laminar ( $Re < 2000$ ), the friction factor has a direct relationship to the Reynolds number, such that:

$$f_m = 64 / Re \quad \text{or} \quad f_f = 16 / Re \quad \text{Eq 17-8}$$

Pipe roughness has no effect on the friction factor in laminar flow.

Substitution of the formula for Reynolds number, Eq 17-4, into Eq 17-8, yields the following:

$$f_m = \frac{64 \mu}{DV\rho} \quad \text{Eq 17-9}$$

This expression can then be substituted for the friction factor in Eq 17-7, resulting in the following formula for pressure loss in kPa:

$$\Delta P_f = \frac{32\,000 \mu L V}{d^2} \quad \text{Eq 17-10}$$

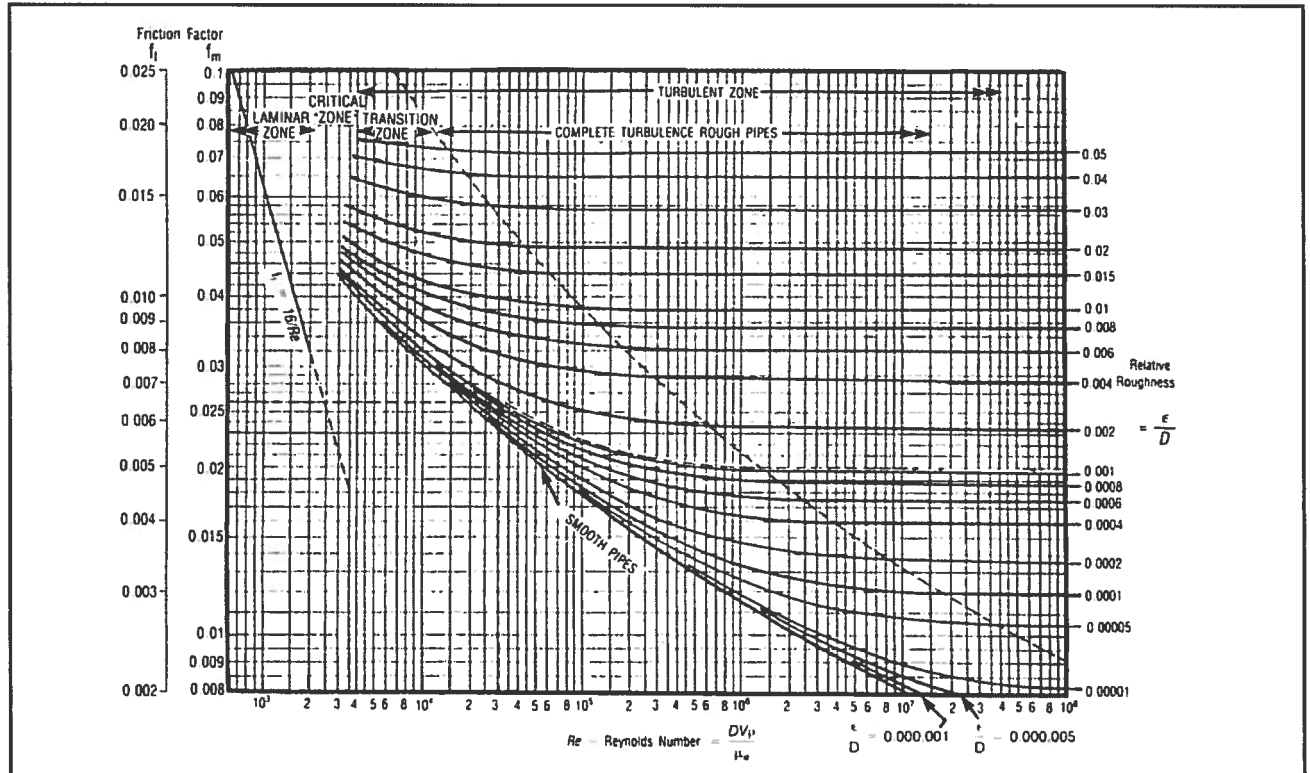
Eq 17-10 is commonly known as Poiseuille's law for laminar flow.

When the flow is turbulent, the friction factor depends on the Reynolds number and the relative roughness of the pipe,  $\epsilon/D$ , which is the roughness of the pipe,  $\epsilon$ , over the pipe diameter,  $D$ . Fig. 17-2 incorporates the relative roughness of the pipe into the determination of the friction factor. Fig. 17-3 indicates relative roughness and friction factors for various piping materials. These figures are based on the iterative solution of the following equation developed by Colebrook.<sup>4</sup>

$$\frac{1}{\sqrt{f_m}} = -2 \log_{10} \left( \frac{\epsilon}{3.7 d} + \frac{2.51}{Re \sqrt{f_m}} \right) \quad \text{Eq 17-11}$$

FIG. 17-2

Friction Factors<sup>5</sup>





# Crane pressure drop calculations

To be used for incompressible flow



# Vedlegg I.1

Calculated by:	HSH Gruppe M13	Checked by:	
Date:	26.04.2014	Date:	
Project:		Calc. No.:	
Line number:	1-DO-57-006-AS20A-0		
Description:	Fra pk 3, pkt nærmest tank		You put the numbers in the blue fields

Property	Symbol	Value	Dimension	Notes
<b>Pipe schedule data</b>				
Nominal Bore	NB	1	mm/inch	
Outer Diameter	OD	33,4	mm	
Wall Thickness	WT	3,38	mm	
Inner Diameter	ID	26,64	mm	
Area	A	0,005574	m <sup>2</sup>	
Roughness	ε	0,05	mm	
Relative roughness	ε <sub>rel</sub>	0,0018769	-	

<b>Incompressible fluid data</b>				
Flow rate	Q <sub>m</sub>	8805,8662	kg/h	
Density	ρ	668,4	kg/m <sup>3</sup>	
Viscosity	μ	0,3703	cP	
Volumetric flow rate	Q <sub>v</sub>	13,17	m <sup>3</sup> /h	
Velocity	v	6,57	m/s	
Reynolds number	N <sub>Re</sub>	315712	-	N <sub>Re</sub> > 2300 => Turbulent
Flow regime		Turbulent		f (turb) = 1/(-1,8 Log (6,9/N <sub>Re</sub> + (ε <sub>rel</sub> /3,7) <sup>1,11</sup> )) <sup>2</sup>
Calculated friction factor	f	0,0236035	-	N <sub>Re</sub> < 2300 => Laminar
Selected friction factor	f <sub>sel</sub>	0,02423	-	f (lam) = 1/N <sub>Re</sub>
Pressure drop	ΔP	13,103	bar/100m	

<b>Pipe geometry data</b>				
Length excluding fittings	L	10	m	
Inlet elevation	h <sub>1</sub>	1,5	m	
Outlet elevation	h <sub>2</sub>	1,85	m	

<b>Data for reducers / expanders</b>					
Select:	<input type="radio"/> Reducer	<input checked="" type="radio"/> Expander		Calculated angle, θ	25,4 °
Largest inner pipe diameter	d <sub>2</sub>	100	mm	Calculated d <sub>2</sub> /d <sub>1</sub> , β	0,55 -
Smallest inner pipe diameter	d <sub>1</sub>	55	mm	Calculated K <sub>2</sub>	3,0 -
Reducer / expander length	l <sub>red</sub>	100	mm	Calculated K <sub>1</sub>	0,3 -

<b>Pipe fittings &amp; valves</b>									
#	Group	Fitting	Item	L/D	K	Eq. L, m	ΔP, bar		
0	Fittings	Entrance	Flush - r/d .02	0	0,3	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
2	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,75	0,098		
1	Valves	Ball	Valve	3	0	0,08	0,010		
1	Fittings	Tee	Flow Thru Branch	60	0	1,60	0,209		
1	Check Valves	Swing Check	Angled	100	0	2,66	0,349		
0	Bends	Pipe Bend	r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	4" x 2" Expander			0	0,3	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
<b>Total for fittings &amp; valves</b>				<b>191</b>	<b>0</b>	<b>5,09</b>	<b>0,667</b>		

<b>Total pressure drop</b>	
Pressure drop in strait piping	1,31 bar
Hydrostatic pressure drop	0,02 bar
Pressure drop in fittings & valves	0,67 bar
<b>Total pressure drop</b>	<b>2,00 bar</b>

# Crane pressure drop calculations

To be used for incompressible flow



## Vedlegg I.2

Calculated by:	HSH Gruppe M13	Checked by:	
Date:	26.04.2014	Date:	
Project:		Calc. No.:	
Line number:	1-DO-57-002-AS20A-0	You put the numbers in the blue fields	
Description:	Fra pk 5, pkt lengst borte fra tank		

Property	Symbol	Value	Dimension	Notes
<b>Pipe schedule data</b>				
Nominal Bore	NB	1	mm/inch	
Outer Diameter	OD	33,4	mm	
Wall Thickness	WT	3,38	mm	
Inner Diameter	ID	26,64	mm	
Area	A	0,0005574	m <sup>2</sup>	
Roughness	ε	0,05	mm	
Relative roughness	ε <sub>rel</sub>	0,0018769	-	

<b>Incompressible fluid data</b>				
Flow rate	Q <sub>m</sub>	4285,0512	kg/h	
Density	ρ	668,4	kg/m <sup>3</sup>	
Viscosity	μ	0,3703	cP	
Volumetric flow rate	Q <sub>v</sub>	6,41	m <sup>3</sup> /h	
Velocity	v	3,19	m/s	
Reynolds number	N <sub>Re</sub>	153630	-	N <sub>Re</sub> > 2300 => Turbulent
Flow regime		Turbulent		f (turb) = 1/(-1,8 Log (6,9/N <sub>Re</sub> + (ε <sub>rel</sub> /3,7) <sup>1,11</sup> )) <sup>2</sup>
Calculated friction factor	f	0,0241279	-	N <sub>Re</sub> < 2300 => Laminar
Selected friction factor	f <sub>sel</sub>	0,02423	-	f (lam) = 1/N <sub>Re</sub>
Pressure drop	ΔP	3,103	bar/100m	

<b>Pipe geometry data</b>				
Length excluding fittings	L	60	m	
Inlet elevation	h <sub>1</sub>	2,5	m	
Outlet elevation	h <sub>2</sub>	1,85	m	

<b>Data for reducers / expanders</b>					
Select:	<input type="radio"/> Reducer	<input checked="" type="radio"/> Expander		Calculated angle, θ	25,4 °
Largest inner pipe diameter	d <sub>2</sub>	100	mm	Calculated d <sub>2</sub> /d <sub>1</sub> , β	0,55 -
Smallest inner pipe diameter	d <sub>1</sub>	55	mm	Calculated K <sub>2</sub>	3,0 -
Reducer / expander length	l <sub>red</sub>	100	mm	Calculated K <sub>1</sub>	0,3 -

<b>Pipe fittings &amp; valves</b>									
#	Group	Fitting	Item	L/D	K	Eq. L, m	ΔP, bar		
0	Fittings	Entrance	Flush - r/d .02	0	0,3	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
4	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	1,49	0,046		
1	Valves	Ball	Valve	3	0	0,08	0,002		
1	Fittings	Tee	Flow Thru Branch	60	0	1,60	0,050		
1	Check Valves	Swing Check	Angled	100	0	2,66	0,083		
0	Bends	Pipe Bend	r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	4" x 2" Expander			0	0,3	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
<b>Total for fittings &amp; valves</b>				<b>219</b>	<b>0</b>	<b>5,83</b>	<b>0,181</b>		

<b>Total pressure drop</b>	
Pressure drop in strait piping	1,86 bar
Hydrostatic pressure drop	-0,04 bar
Pressure drop in fittings & valves	0,18 bar
<b>Total pressure drop</b>	<b>2,00 bar</b>

# Crane pressure drop calculations

To be used for incompressible flow



# Vedlegg I.3

Calculated by:	HSH Gruppe M13	Checked by:	
Date:	26.04.2014	Date:	
Project:		Calc. No.:	
Line number:	1-DO-57-006-AC10A-0	You put the numbers in the blue fields	
Description:	Fra pk 3, pkt nærmest tank		

Property	Symbol	Value	Dimension	Notes
<b>Pipe schedule data</b>				
Nominal Bore	NB	1	mm/inch	
Outer Diameter	OD	33,4	mm	
Wall Thickness	WT	4,55	mm	
Inner Diameter	ID	24,3	mm	
Area	A	0,0004638	m <sup>2</sup>	
Roughness	ε	0,05	mm	
Relative roughness	ε <sub>rel</sub>	0,0020576	-	

<b>Incompressible fluid data</b>				
Flow rate	Q <sub>m</sub>	7103,6939	kg/h	
Density	ρ	668,4	kg/m <sup>3</sup>	
Viscosity	μ	0,3703	cP	
Volumetric flow rate	Q <sub>v</sub>	10,63	m <sup>3</sup> /h	
Velocity	v	6,37	m/s	
Reynolds number	N <sub>Re</sub>	279211	-	N <sub>Re</sub> > 2300 => Turbulent
Flow regime		Turbulent		f (turb) = 1/(-1,8 Log (6,9/N <sub>Re</sub> + (ε <sub>rel</sub> /3,7) <sup>1,11</sup> )) <sup>2</sup>
Calculated friction factor	f	0,024204	-	N <sub>Re</sub> < 2300 => Laminar
Selected friction factor	f <sub>sel</sub>	0,02423	-	f (lam) = 1/N <sub>Re</sub>
Pressure drop	ΔP	13,503	bar/100m	

<b>Pipe geometry data</b>				
Length excluding fittings	L	10	m	
Inlet elevation	h <sub>1</sub>	1,5	m	
Outlet elevation	h <sub>2</sub>	1,85	m	

<b>Data for reducers / expanders</b>					
Select:	<input type="radio"/> Reducer	<input checked="" type="radio"/> Expander		Calculated angle, θ	25,4 °
Largest inner pipe diameter	d <sub>2</sub>	100	mm	Calculated d <sub>2</sub> /d <sub>1</sub> , β	0,55 -
Smallest inner pipe diameter	d <sub>1</sub>	55	mm	Calculated K <sub>2</sub>	3,0 -
Reducer / expander length	l <sub>red</sub>	100	mm	Calculated K <sub>1</sub>	0,3 -

<b>Pipe fittings &amp; valves</b>									
#	Group	Fitting	Item	L/D	K	Eq. L, m	ΔP, bar		
0	Fittings	Entrance	Flush - r/d .02	0	0,3	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
2	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,68	0,092		
1	Valves	Ball	Valve	3	0	0,07	0,010		
1	Fittings	Tee	Flow Thru Branch	60	0	1,46	0,197		
1	Check Valves	Swing Check	Angled	100	0	2,43	0,328		
0	Bends	Pipe Bend	r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	4" x 2" Expander			0	0,3	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
<b>Total for fittings &amp; valves</b>				<b>191</b>	<b>0</b>	<b>4,64</b>	<b>0,627</b>		

<b>Total pressure drop</b>	
Pressure drop in strait piping	1,35 bar
Hydrostatic pressure drop	0,02 bar
Pressure drop in fittings & valves	0,63 bar
<b>Total pressure drop</b>	<b>2,00 bar</b>

# Crane pressure drop calculations

To be used for incompressible flow



## Vedlegg I.4

Calculated by:	HSH Gruppe M13	Checked by:	
Date:	26.04.2014	Date:	
Project:		Calc. No.:	
Line number:	2-DO-57-006-AS20A-0	You put the numbers in the blue fields	
Description:	Fra pk 3, pkt nærmest tank		

Property	Symbol	Value	Dimension	Notes
<b>Pipe schedule data</b>				
Nominal Bore	NB	2	mm/inch	
Outer Diameter	OD	60,3	mm	
Wall Thickness	WT	2,77	mm	
Inner Diameter	ID	54,76	mm	
Area	A	0,0023551	m <sup>2</sup>	
Roughness	ε	0,05	mm	
Relative roughness	ε <sub>rel</sub>	0,0009131	-	

<b>Incompressible fluid data</b>				
Flow rate	Q <sub>m</sub>	45813,167	kg/h	
Density	ρ	668,4	kg/m <sup>3</sup>	
Viscosity	μ	0,3703	cP	
Volumetric flow rate	Q <sub>v</sub>	68,54	m <sup>3</sup> /h	
Velocity	v	8,08	m/s	
Reynolds number	N <sub>Re</sub>	799063	-	N <sub>Re</sub> > 2300 => Turbulent
Flow regime		Turbulent		f (turb) = 1/(-1,8 Log (6,9/N <sub>Re</sub> + (ε <sub>rel</sub> /3,7) <sup>1,11</sup> )) <sup>2</sup>
Calculated friction factor	f	0,0196004	-	N <sub>Re</sub> < 2300 => Laminar
Selected friction factor	f <sub>sel</sub>	0,02423	-	f (lam) = 1/N <sub>Re</sub>
Pressure drop	ΔP	9,664	bar/100m	

<b>Pipe geometry data</b>				
Length excluding fittings	L	10	m	
Inlet elevation	h <sub>1</sub>	1,5	m	
Outlet elevation	h <sub>2</sub>	1,85	m	

<b>Data for reducers / expanders</b>					
Select:	<input type="radio"/> Reducer	<input checked="" type="radio"/> Expander		Calculated angle, θ	25,4 °
Largest inner pipe diameter	d <sub>2</sub>	100	mm	Calculated d <sub>2</sub> /d <sub>1</sub> , β	0,55 -
Smallest inner pipe diameter	d <sub>1</sub>	55	mm	Calculated K <sub>2</sub>	3,0 -
Reducer / expander length	l <sub>red</sub>	100	mm	Calculated K <sub>1</sub>	0,3 -

<b>Pipe fittings &amp; valves</b>									
#	Group	Fitting	Item	L/D	K	Eq. L, m	ΔP, bar		
0	Fittings	Entrance	Flush - r/d .02	0	0,3	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
2	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	1,53	0,148		
1	Valves	Ball	Valve	3	0	0,16	0,016		
1	Fittings	Tee	Flow Thru Branch	60	0	3,29	0,318		
1	Check Valves	Swing Check	Angled	100	0	5,48	0,529		
0	Bends	Pipe Bend	r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	4" x 2" Expander			0	0,3	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
<b>Total for fittings &amp; valves</b>				<b>191</b>	<b>0</b>	<b>10,46</b>	<b>1,011</b>		

<b>Total pressure drop</b>	
Pressure drop in strait piping	0,97 bar
Hydrostatic pressure drop	0,02 bar
Pressure drop in fittings & valves	1,01 bar
<b>Total pressure drop</b>	<b>2,00 bar</b>

# Crane pressure drop calculations

To be used for incompressible flow



Calculated by:	Pia	Checked by:	
Date:	29.04.2014	Date:	
Project:		Calc. No.:	
Line number:	1.5-DO-57-0001-AS20A-0		
Description:	Fra pk 3, pkt nærmest tank	You put the numbers in the blue fields	

Property	Symbol	Value	Dimension	Notes
<b>Pipe schedule data</b>				
Nominal Bore	NB	1,5	mm/inch	
Outer Diameter	OD	48,3	mm	
Wall Thickness	WT	3,68	mm	
Inner Diameter	ID	40,94	mm	
Area	A	0,0013164	m <sup>2</sup>	
Roughness	ε	0,05	mm	
Relative roughness	ε <sub>rel</sub>	0,0012213	-	

<b>Incompressible fluid data</b>				
Flow rate	Q <sub>m</sub>	24302,197	kg/h	
Density	ρ	668,4	kg/m <sup>3</sup>	
Viscosity	μ	0,3703	cP	
Volumetric flow rate	Q <sub>v</sub>	36,36	m <sup>3</sup> /h	
Velocity	v	7,67	m/s	
Reynolds number	N <sub>Re</sub>	566959	-	N <sub>Re</sub> > 2300 => Turbulent
Flow regime		Turbulent		f (turb) = 1/(-1,8 Log (6,9/N <sub>Re</sub> + (ε <sub>rel</sub> /3,7) <sup>1,11</sup> )) <sup>2</sup>
Calculated friction factor	f	0,0210704	-	N <sub>Re</sub> < 2300 => Laminar
Selected friction factor	f <sub>sel</sub>	0,02309	-	f (lam) = 1/N <sub>Re</sub>
Pressure drop	ΔP	11,095	bar/100m	

<b>Pipe geometry data</b>				
Length excluding fittings	L	10	m	
Inlet elevation	h <sub>1</sub>	1,5	m	
Outlet elevation	h <sub>2</sub>	1,85	m	

<b>Data for reducers / expanders</b>					
Select:	<input type="radio"/> Reducer	<input checked="" type="radio"/> Expander		Calculated angle, θ	25,4 °
Largest inner pipe diameter	d <sub>2</sub>	100	mm	Calculated d <sub>2</sub> /d <sub>1</sub> , β	0,55 -
Smallest inner pipe diameter	d <sub>1</sub>	55	mm	Calculated K <sub>2</sub>	3,0 -
Reducer / expander length	l <sub>red</sub>	100	mm	Calculated K <sub>1</sub>	0,3 -

<b>Pipe fittings &amp; valves</b>									
#	Group	Fitting	Item	L/D	K	Eq. L, m	ΔP, bar		
0	Fittings	Entrance	Flush - r/d .02	0	0,3	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
2	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	1,15	0,127		
1	Valves	Ball	Valve	3	0	0,12	0,014		
1	Fittings	Tee	Flow Thru Branch	60	0	2,46	0,273		
1	Check Valves	Swing Check	Angled	100	0	4,09	0,454		
0	Bends	Pipe Bend	r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	4" x 2" Expander			0	0,3	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
<b>Total for fittings &amp; valves</b>				<b>191</b>	<b>0</b>	<b>7,82</b>	<b>0,868</b>		

<b>Total pressure drop</b>	
Pressure drop in strait piping	1,11 bar
Hydrostatic pressure drop	0,02 bar
Pressure drop in fittings & valves	0,87 bar
<b>Total pressure drop</b>	<b>2,00 bar</b>

# Vedlegg J.1

Simulering Hydrokarboner.hsc - Aspen HYSYS V7.3 - aspenONE - [Material Stream: 1]

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Worksheet

- Conditions
- Properties
- Composition
- Oil & Gas Feed
- Petroleum Assay
- K Value
- User Variables
- Notes
- Cost Parameters
- Normalized Yield

Stream Name	U	1	Liquid Phase
Molecular Weight		88,14	88,14
Molar Density [kgmole/m3]		7,583	7,583
Mass Density [kg/m3]		668,4	668,4
Act. Volume Flow [L/min]		19,90	19,90
Mass Enthalpy [kJ/kg]		-2326	-2326
Mass Entropy [kJ/kg-C]		1,086	1,086
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]		186,8	186,8
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]		2,119	2,119
LHV Vol Basis (Std) [MJ/m3]		3,974e+006	3,974e+006
HHV Vol Basis (Std) [MJ/m3]		4,266e+006	4,266e+006
HHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]		4,840e+004	4,840e+004
CO2 Loading		<empty>	<empty>
CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m]		<empty>	<empty>
CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]		<empty>	<empty>
LHV Mass Basis (Std) [kJ/kg]		4,508e+004	4,508e+004
Phase Fraction [Vol. Basis]		0,0000	1,000
Phase Fraction [Mass Basis]		0,0000	1,000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0,0000	1,000
Partial Pressure of CO2 [bar_g]		-1,013	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]		0,0000	0,0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]		<empty>	<empty>
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]		7,503	7,503
Specific Heat [kJ/kgmole-C]		186,8	186,8
Std. Gas Flow [STD_m3/min]		3,568	3,568
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]		661,3	661,3
Act. Liq. Flow [m3/s]		3,316e-004	3,316e-004
Z Factor		1,659e-002	1,659e-002
Watson K		12,86	12,86
User Property		<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [bar_g]		-1,013	<empty>
Cp/(Cp - R)		1,047	1,047
Cp/Cv		1,316	1,316
Heat of Vap. [kJ/kgmole]		4,609e+004	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]		0,5540	0,5540
Liq. Mass Density (Std. Cond) [kg/m3]		668,2	668,2
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) [m3/h]		1,194	1,194
Liquid Fraction		1,000	1,000
Molar Volume [m3/kgmole]		0,1319	0,1319
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]		522,9	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]		0,0000	1,0000
Surface Tension [dyne/cm]		17,84	17,84
Thermal Conductivity [W/m-K]		0,1136	0,1136
Viscosity [cP]		0,3703	0,3703
Cv [Semi-Ideal] [kJ/kgmole-C]		178,5	178,5
Mass Cv [Semi-Ideal] [kJ/kg-C]		2,025	2,025
Cv [kJ/kgmole-C]		142,0	142,0
...		...	...

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

Worksheet Attachments Dynamics

**SIMULERING MED PIPINGSEGMENT PIA.HSC - Aspen HYSYS V7.3 - aspenONE - [Material Stre**

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Worksheet

Stream Name	1	Vapour Phase
Molecular Weight	28,01	28,01
Molar Density [kgmole/m3]	0,1282	0,1282
Mass Density [kg/m3]	3,592	3,592
Act. Volume Flow [L/min]	3536	3536
Mass Enthalpy [kJ/kg]	-16,50	-16,50
Mass Entropy [kJ/kg-C]	4,907	4,907
Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	29,24	29,24
Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	1,044	1,044
LHV Vol Basis [Std] [MJ/m3]	0,0000	0,0000
HHV Vol Basis [Std] [MJ/m3]	0,0000	0,0000
HHV Mass Basis [Std] [kJ/kg]	0,0000	0,0000
CO2 Loading	<empty>	<empty>
CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m]	<empty>	<empty>
CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
LHV Mass Basis [Std] [kJ/kg]	<empty>	<empty>
Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	1,000
Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	1,000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
Partial Pressure of CO2 [bar_g]	-1,013	<empty>
Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	212,1	212,1
Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	28,79	28,79
Specific Heat [kJ/kgmole-C]	29,24	29,24
Std. Gas Flow [STD_m3/min]	10,72	10,72
Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	806,4	806,4
Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
Z Factor	0,9982	0,9982
Watson K	6,415	6,415
User Property	<empty>	<empty>
Partial Pressure of H2S [bar_g]	-1,013	<empty>
Cp/(Cp - R)	1,397	1,397
Cp/Cv	1,407	1,407
Heat of Vap. [kJ/kgmole]	5159	<empty>
Kinematic Viscosity [cSt]	4,917	4,917
Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	1,185	1,185
Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	642,8	642,8
Liquid Fraction	0,0000	0,0000
Molar Volume [m3/kgmole]	7,799	7,799
Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	184,1	<empty>
Phase Fraction [Molar Basis]	1,0000	1,0000
Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>
Thermal Conductivity [W/m-K]	2,485e-002	2,485e-002
Viscosity [cP]	1,766e-002	1,766e-002
Cv [Semi-Ideal] [kJ/kgmole-C]	20,93	20,93
Mass Cv [Semi-Ideal] [kJ/kg-C]	0,7470	0,7470
Cv [kJ/kgmole-C]	20,78	20,78
Mass Cv [kJ/kg-C]	0,7417	0,7417
Cv [Ent. Method] [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
Mass Cv [Ent. Method] [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option: Active

Worksheet Attachments Dynamics

Delete Define from Other Stream...

**SIMULERING HYDROKARBONER PSV.HSC - Aspen HYSYS V7.3 - aspenONE - [Material Str**

File Edit Simulation Flowsheet Tools Window Help

Worksheet	Stream Name	4	Vapour Phase
Conditions	Molecular Weight	63,01	63,01
Properties	Molar Density [kgmole/m3]	0,9684	0,9684
Composition	Mass Density [kg/m3]	61,02	61,02
Oil & Gas Feed	Act. Volume Flow [L/min]	1639	1639
Petroleum Assay	Mass Enthalpy [kJ/kg]	-1918	-1918
K Value	Mass Entropy [kJ/kg-C]	2,924	2,924
User Variables	Heat Capacity [kJ/kgmole-C]	171,6	171,6
Notes	Mass Heat Capacity [kJ/kg-C]	2,724	2,724
Cost Parameters	LHV Vol Basis [Std] [MJ/m3]	2,871e+006	2,871e+006
Normalized Yield:	HHV Vol Basis [Std] [MJ/m3]	3,090e+006	3,090e+006
	HHV Mass Basis [Std] [kJ/kg]	4,905e+004	4,905e+004
	CO2 Loading	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Mole Conc. [kgmole/m	<empty>	<empty>
	CO2 Apparent Wt. Conc. [kgmol/kg]	<empty>	<empty>
	LHV Mass Basis [Std] [kJ/kg]	4,557e+004	4,557e+004
	Phase Fraction [Vol. Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Mass Basis]	1,000	1,000
	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1,000	1,000
	Partial Pressure of CO2 [bar_g]	-1,013	<empty>
	Cost Based on Flow [Cost/s]	0,0000	0,0000
	Act. Gas Flow [ACT_m3/h]	98,33	98,33
	Avg. Liq. Density [kgmole/m3]	9,380	9,380
	Specific Heat [kJ/kgmole-C]	171,6	171,6
	Std. Gas Flow [STD_m3/min]	37,53	37,53
	Std. Ideal Liq. Mass Density [kg/m3]	591,0	591,0
	Act. Liq. Flow [m3/s]	<empty>	<empty>
	Z Factor	0,7010	0,7010
	Watson K	13,47	13,47
	User Property	<empty>	<empty>
	Partial Pressure of H2S [bar_g]	-1,013	<empty>
	Cp/(Cp - R)	1,051	1,051
	Cp/Cv	1,235	1,235
	Heat of Vap. [kJ/kgmole]	1,732e+004	<empty>
	Kinematic Viscosity [cSt]	0,2122	0,2122
	Liq. Mass Density [Std. Cond] [kg/m3]	599,3	599,3
	Liq. Vol. Flow [Std. Cond] [m3/h]	10,01	10,01
	Liquid Fraction	0,0000	0,0000
	Molar Volume [m3/kgmole]	1,033	1,033
	Mass Heat of Vap. [kJ/kg]	275,0	<empty>
	Phase Fraction [Molar Basis]	1,0000	1,0000
	Surface Tension [dyne/cm]	<empty>	<empty>
	Thermal Conductivity [W/m-K]	3,324e-002	3,324e-002
	Viscosity [cP]	1,295e-002	1,295e-002
	Cv (Semi-Ideal) [kJ/kgmole-C]	163,3	163,3
	Mass Cv (Semi-Ideal) [kJ/kg-C]	2,592	2,592
	Cv [kJ/kgmole-C]	139,0	139,0
	Mass Cv [kJ/kg-C]	2,206	2,206
	Cv [Ent. Method] [kJ/kgmole-C]	<empty>	<empty>
	Mass Cv [Ent. Method] [kJ/kg-C]	<empty>	<empty>

Property Correlation Controls

Preference Option:  Active

Worksheet Attachments Dynamics

Delete Define from Other Stream...



# Vedlegg K

Valves (fully open)	Ball valve	Reduced bore 40 mm (1½ in.) and smaller	* 65 D
		Reduced bore 50 mm (2 in.) and larger	45 D
	Gate valve	Standard bore	13 D
		Reduced bore 40 mm (1½ in.) and smaller	65 D
	Globe valve	Straight pattern	340 D
		Y pattern	160 D
		Angle pattern	145 D
Check valve	Swing type	135 D	
	Ball or piston type 40 mm (1½ in.) and smaller	340 D	
Plug valve	Regular pattern	45 D	
Butterfly valve	150 mm (6 in.) and larger	20 D	
Fittings	Tee-equal	Flow straight-through	20 D
		Flow through side outlet	65 D
	Elbow	90°, R = 1½ D	20 D
		45°, R = 1½ D	16 D
	Bend	90°, R = 4 D	14 D
		90°, R = 5 D	16 D
180°, R = 4 D		25 D	
180°, R = 5 D		28 D	
Miscellaneous	Strainer	Pump suction Y-type and bucket type	250 D
	Nozzle	Suction nozzle vessel/tank	32 D

\* D = nominal size in meters

$$L_d = L_{d T} + 2(L_{d bend}) + L_{d t.v.} + L_{d k.v.}$$

$L_d$  = ekvivalent lengde for ventiler og tilpassinger, [m]

$L_{d T}$  = ekvivalent lengde for T, [m]

$L_{d bend}$  = ekvivalent lengde for bend 90°, [m]

$L_{d t.v.}$  = ekvivalent lengde for tilbakeslagsventil, [m]

$L_{d k.v.}$  = ekvivalent lengde for kuleventil, [m]

$$L_d = 65D + 2(14D) + 135D + 65D$$

$$L_d = 6,60 \text{ m}$$

# Crane pressure drop calculations

To be used for incompressible flow



# Vedlegg L

Calculated by:	HSH Gruppe M13	Checked by:	
Date:	05.05 2014	Date:	
Project:		Calc. No.:	
Line number:	2-DO-57-006-AS20A-0	You put the numbers in the blue fields	
Description:	PSV		

Property	Symbol	Value	Dimension	Notes
<b>Pipe schedule data</b>				
Nominal Bore	NB	2	mm/inch	
Outer Diameter	OD	60,3	mm	
Wall Thickness	WT	2,77	mm	
Inner Diameter	ID	54,76	mm	
Area	A	0,0023551	m <sup>2</sup>	
Roughness	ε	0,05	mm	
Relative roughness	ε <sub>rel</sub>	0,0009131	-	

<b>Incompressible fluid data</b>				
Flow rate	Q <sub>m</sub>	16920	kg/h	
Density	ρ	0,9684	kg/m <sup>3</sup>	
Viscosity	μ	0,001295	cP	
Volumetric flow rate	Q <sub>v</sub>	17472,12	m <sup>3</sup> /h	
Velocity	v	2060,75	m/s	
Reynolds number	N <sub>Re</sub>	84386849	-	N <sub>Re</sub> > 2300 => Turbulent
Flow regime		Turbulent		f (turb) = 1/(-1,8 Log (6,9/N <sub>Re</sub> + (ε <sub>rel</sub> /3,7) <sup>1,11</sup> )) <sup>2</sup>
Calculated friction factor	f	0,0192498	-	N <sub>Re</sub> < 2300 => Laminar
Selected friction factor	f <sub>sel</sub>	0,01925	-	f (lam) = 1/N <sub>Re</sub>
Pressure drop	ΔP	722,844	bar/100m	

<b>Pipe geometry data</b>			
Length excluding fittings	L	0,03	m
Inlet elevation	h <sub>1</sub>	0	m
Outlet elevation	h <sub>2</sub>	0,03	m

<b>Data for reducers / expanders</b>				
Select:	<input type="radio"/> Reducer	<input checked="" type="radio"/> Expander		
Largest inner pipe diameter	d <sub>2</sub>	100	mm	Calculated angle, θ = 25,4 °
Smallest inner pipe diameter	d <sub>1</sub>	55	mm	Calculated d <sub>2</sub> /d <sub>1</sub> , β = 0,55 -
Reducer / expander length	l <sub>red</sub>	100	mm	Calculated K <sub>2</sub> = 3,0 -
				Calculated K <sub>1</sub> = 0,3 -

<b>Pipe fittings &amp; valves</b>									
#	Group	Fitting	Item	L/D	K	Eq. L, m	ΔP, bar		
0	Fittings	Entrance	Flush - r/d .02	0	0,3	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Valves	Ball	Valve	3	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Tee	Flow Thru Branch	60	0	0,00	0,000		
0	Check Valves	Swing Check	Angled	100	0	0,00	0,000		
0	Bends	Pipe Bend	r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	Fittings	Elbow	Long - r/d 1.5	14	0	0,00	0,000		
0	4" x 2" Expander			0	0,3	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
0	User input, other type of valve or fitting			0	0	0,00	0,000		
<b>Total for fittings &amp; valves</b>					<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0,00</b>	<b>0,000</b>	

<b>Total pressure drop</b>	
Pressure drop in strait piping	0,22 bar
Hydrostatic pressure drop	0,00 bar
Pressure drop in fittings & valves	0,00 bar
<b>Total pressure drop</b>	<b>0,22 bar</b>

## Vessfire Simulation Report (Brann over væskenivå)

Report generated: 06.05.2014 14:41:58

### Rupture summary

No ruptures occurred.

### Case Definition

#### Vessel Vessel

- Flame:
  - Longitudinal start: 60 %
  - Longitudinal end: 70 %
  - Angle from top: 30°
  - Exposed arc: 30°
  - Impinging Flame: Yes
- Pressure safety valve:
  - Type: Trapezoidal
  - Diameter: 0,0126887 m
  - Contraction factor: 80 %
  - Longitudinal position: 100 %
  - Angular position (from top): 0°
  - Opening pressure: 2 001,33 kPa
- External longitudinal stress: 0 MPa
- Stress factor: 100 %
- Failure criterion: UTS
- Material: SS\_316
- Material strength: 500 MPa
- Outer diameter: 3,02 m

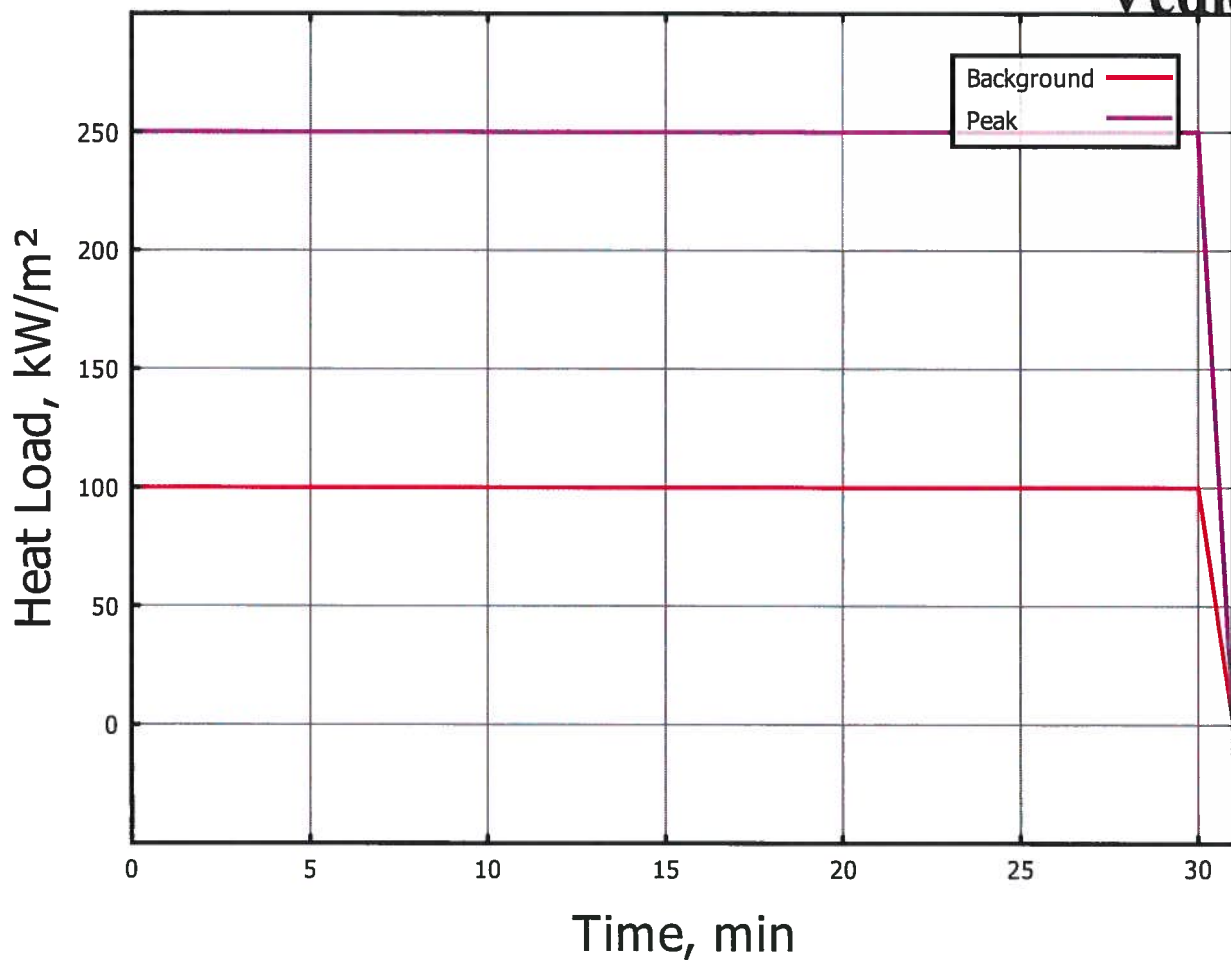
- Wall thickness: 0,01 m
- Corrosion allowance: 0 m
- Length: 4,5 m
- Operating pressure: 111,325 kPa
- Operating inventory temperature: 15 °C
- Operating shell temperature: 12,5 °C
- Hydrocarbon level: 1,5 m
- Water level: 0 m
- Backpressure: 111,325 kPa
- Environment temperature: 10 °C
- Emissivity: 85 %
- Orientation: Vertical

## Pipes

- Common pipe data:
  - Maximum ruptured pipes: 0
  - Contraction factor: 80 %

## Components

- C6: 19,54 %
- C7: 14,55 %
- C5: 11,35 %
- C5-: 11,35 %
- C8: 11,27 %
- C4: 9,95 %
- C4-: 6,67 %
- C9: 5,41 %
- C3: 3,94 %
- C10: 2,78 %
- C13: 1,55 %
- C11: 1,45 %
- C2: 0,19 %



**Figure 1:** Heat loads for the vessel



**Figure 2:** Heat loads for pipes

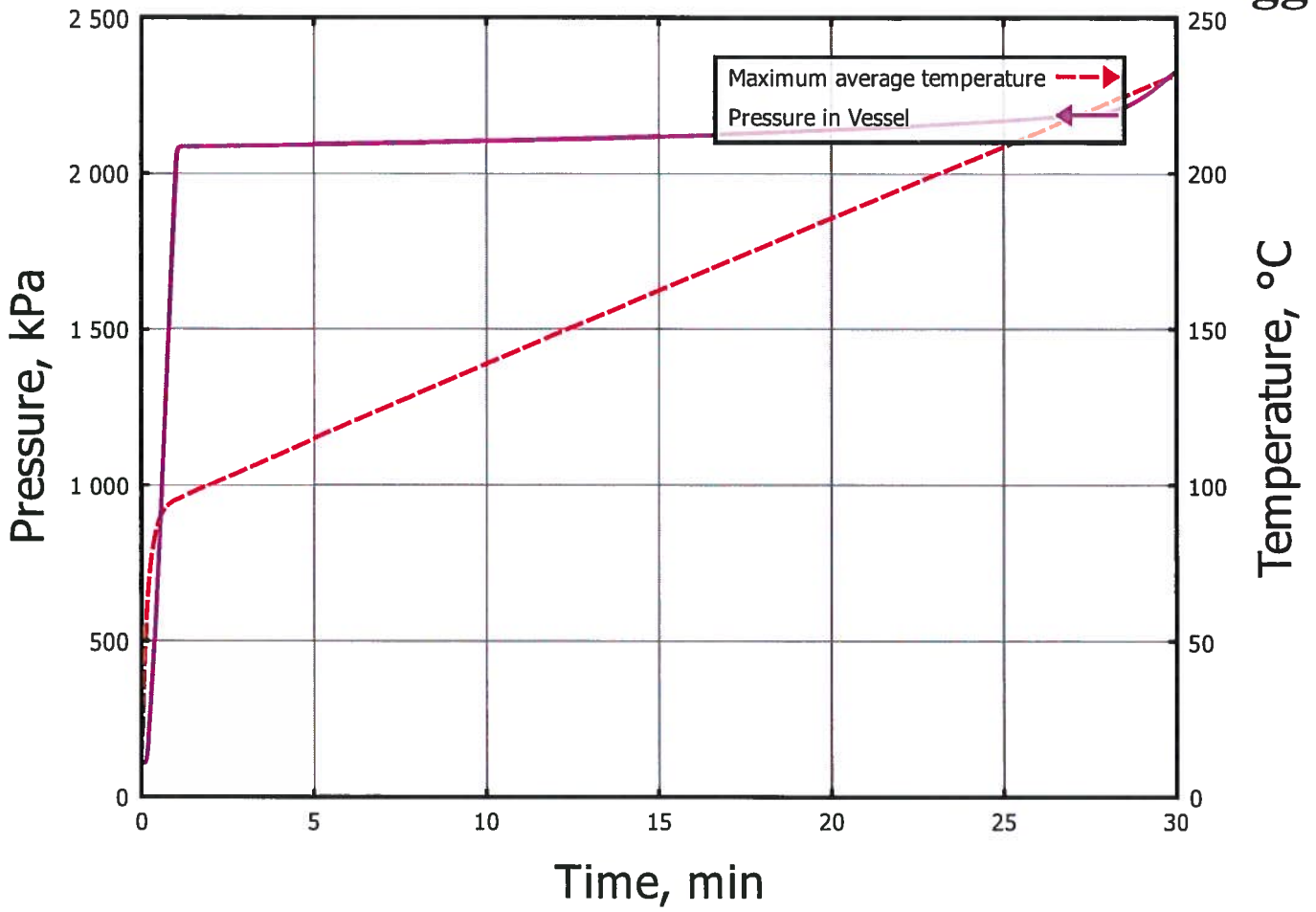


Figure 3: Pressure in the vessel

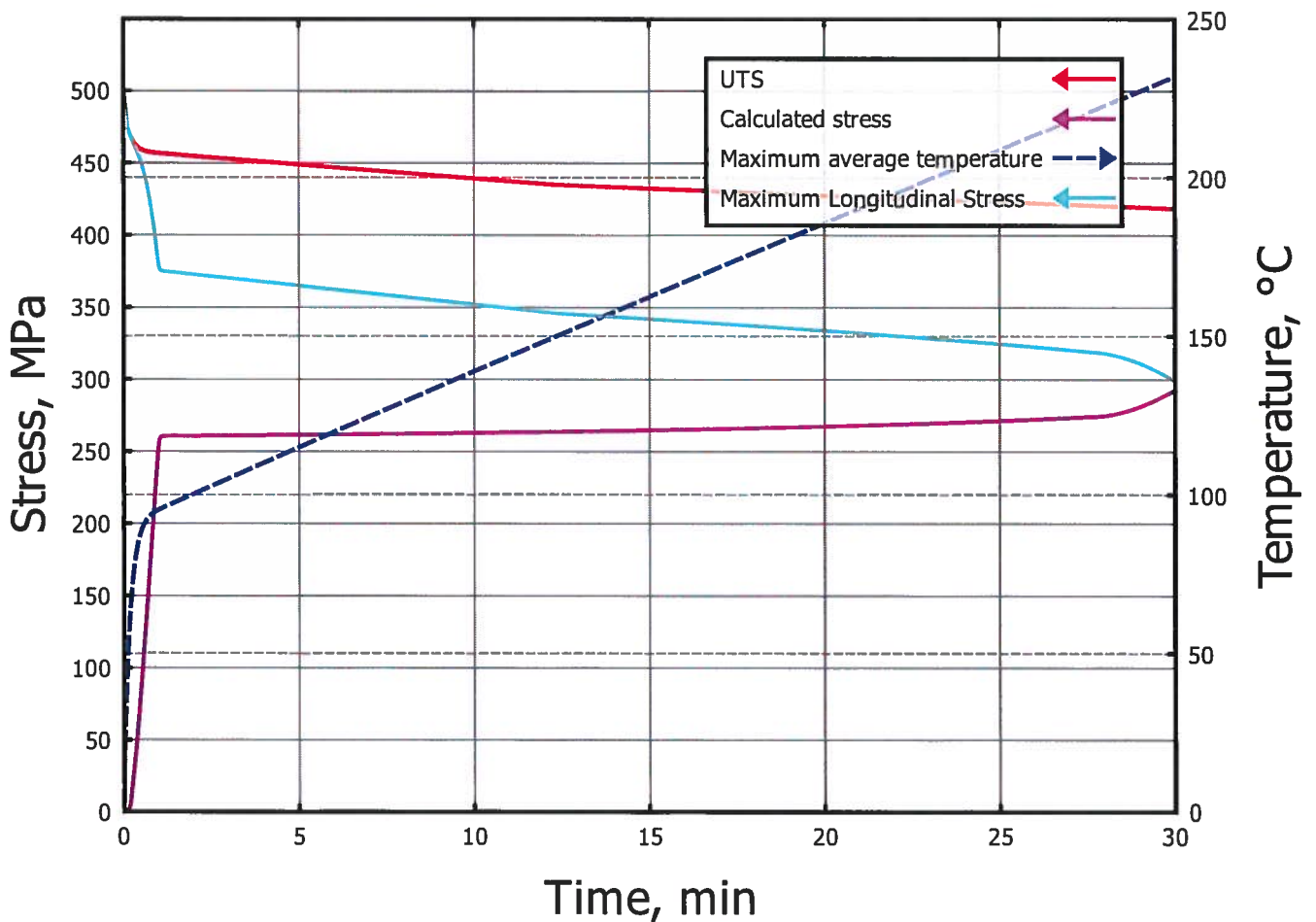
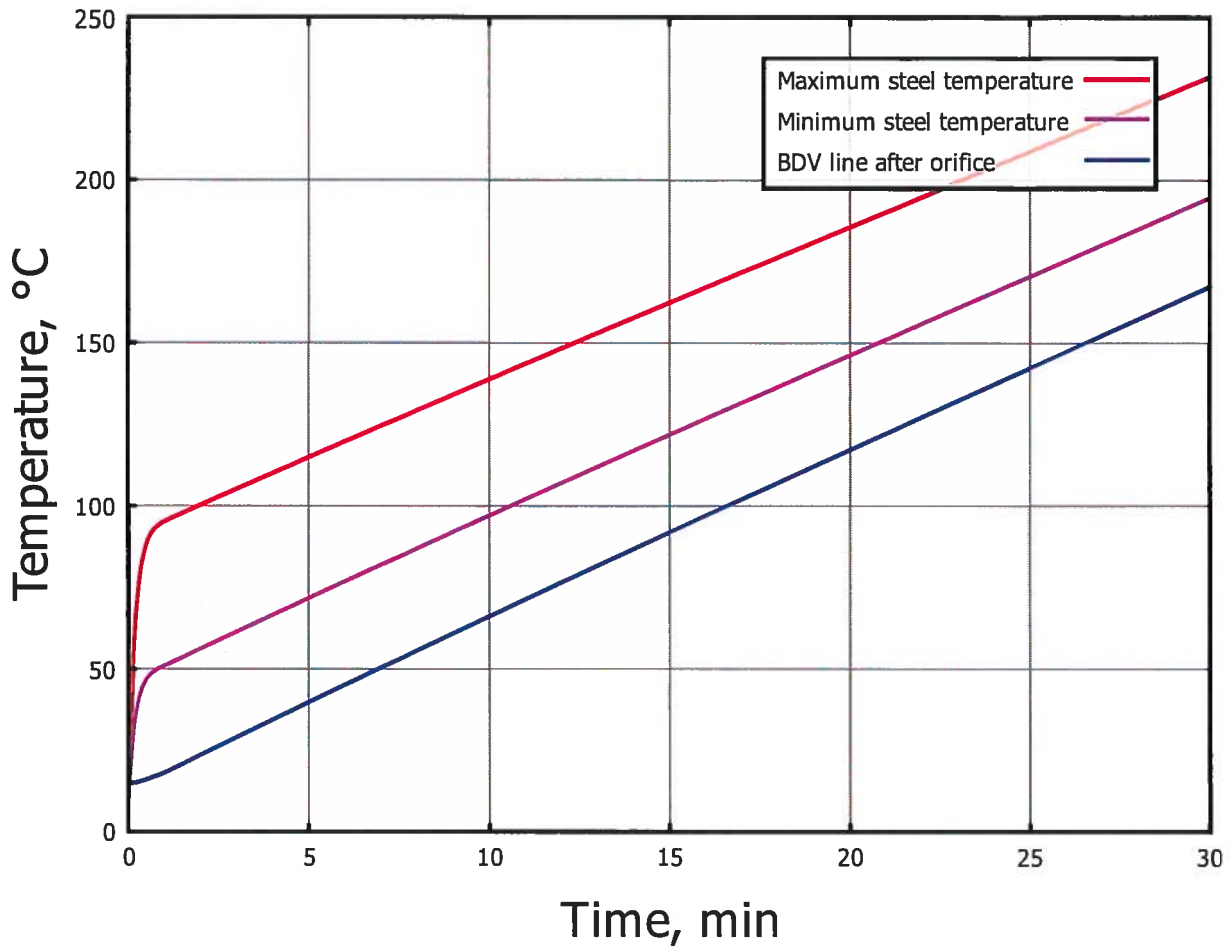
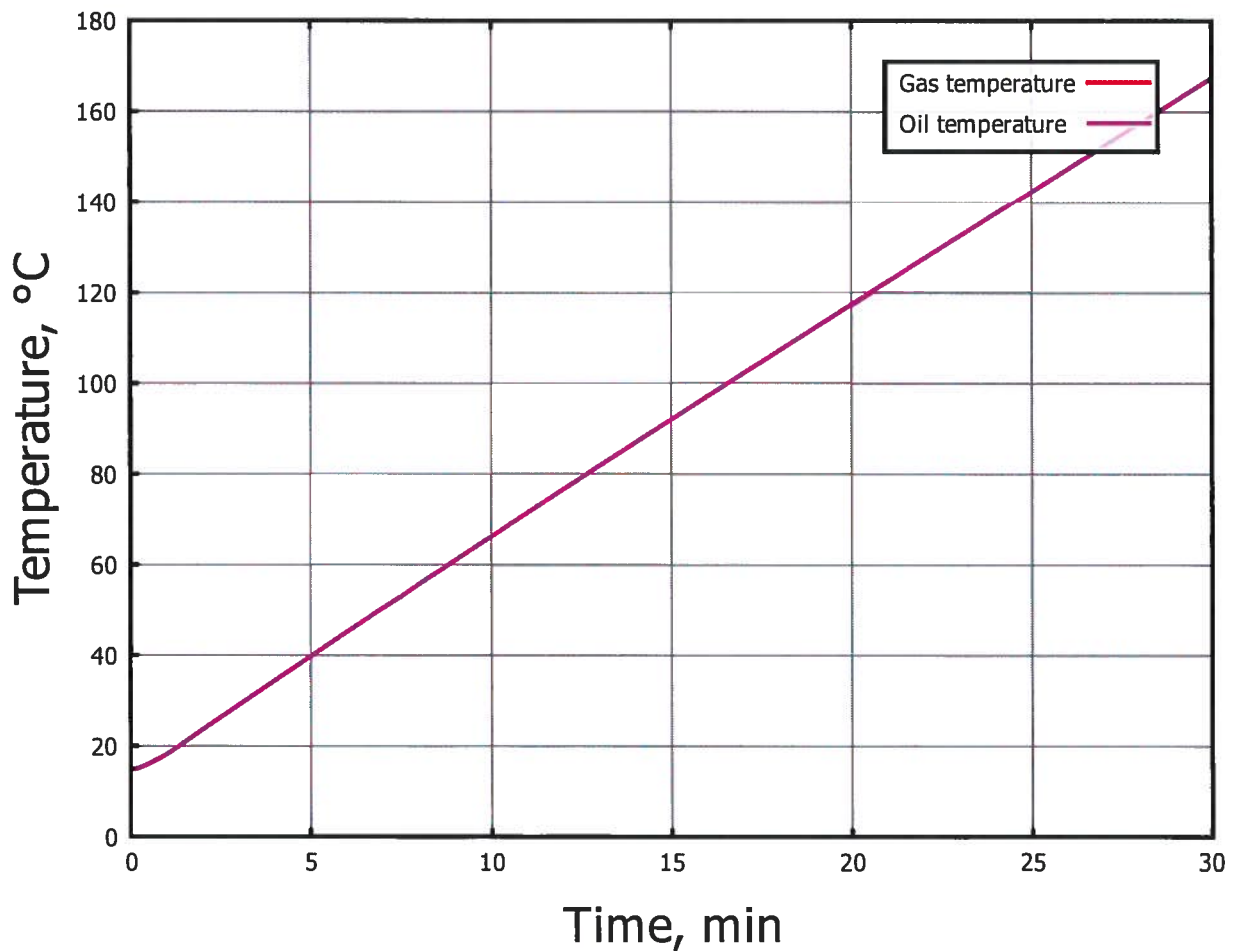


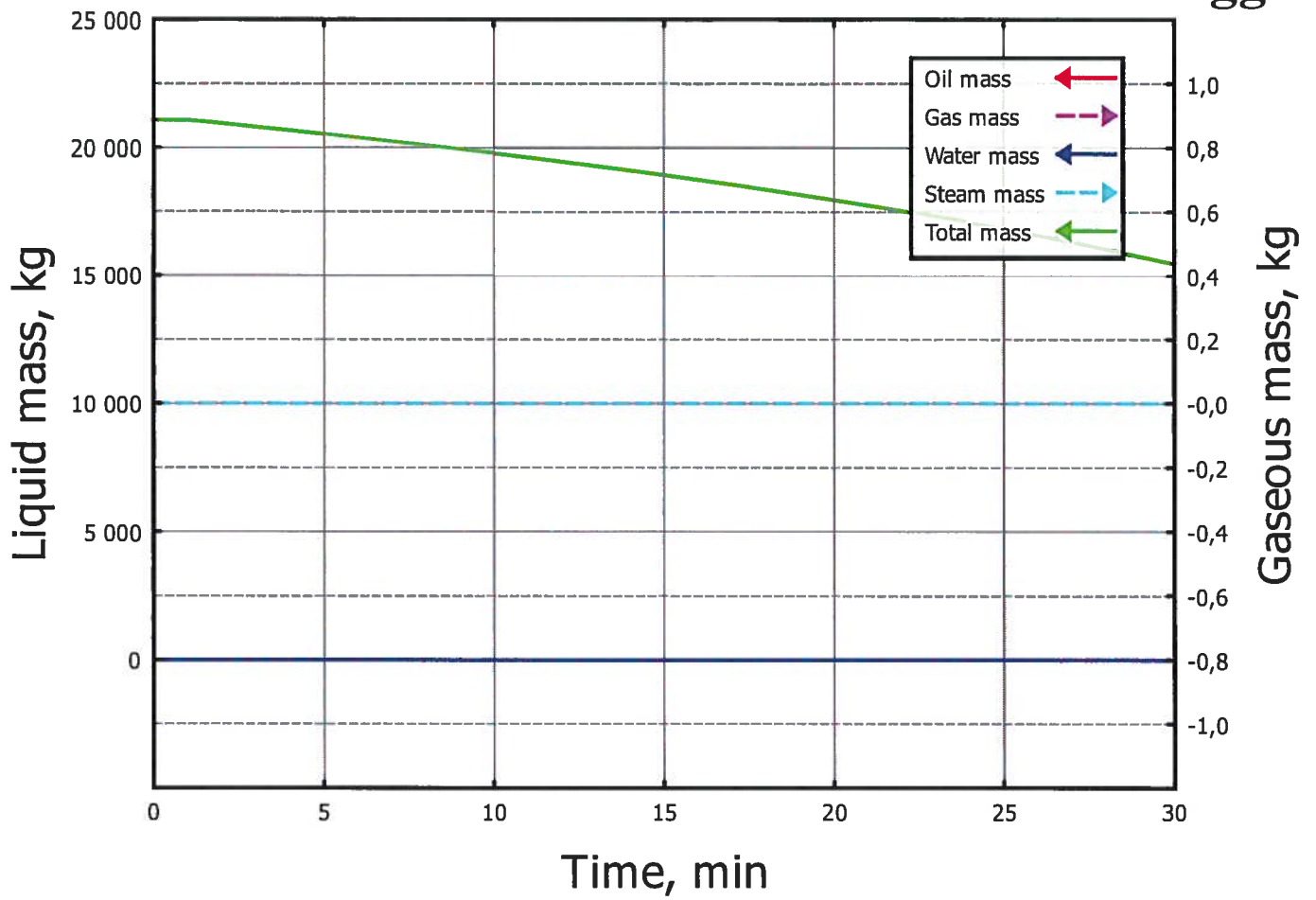
Figure 4: Stress in the vessel



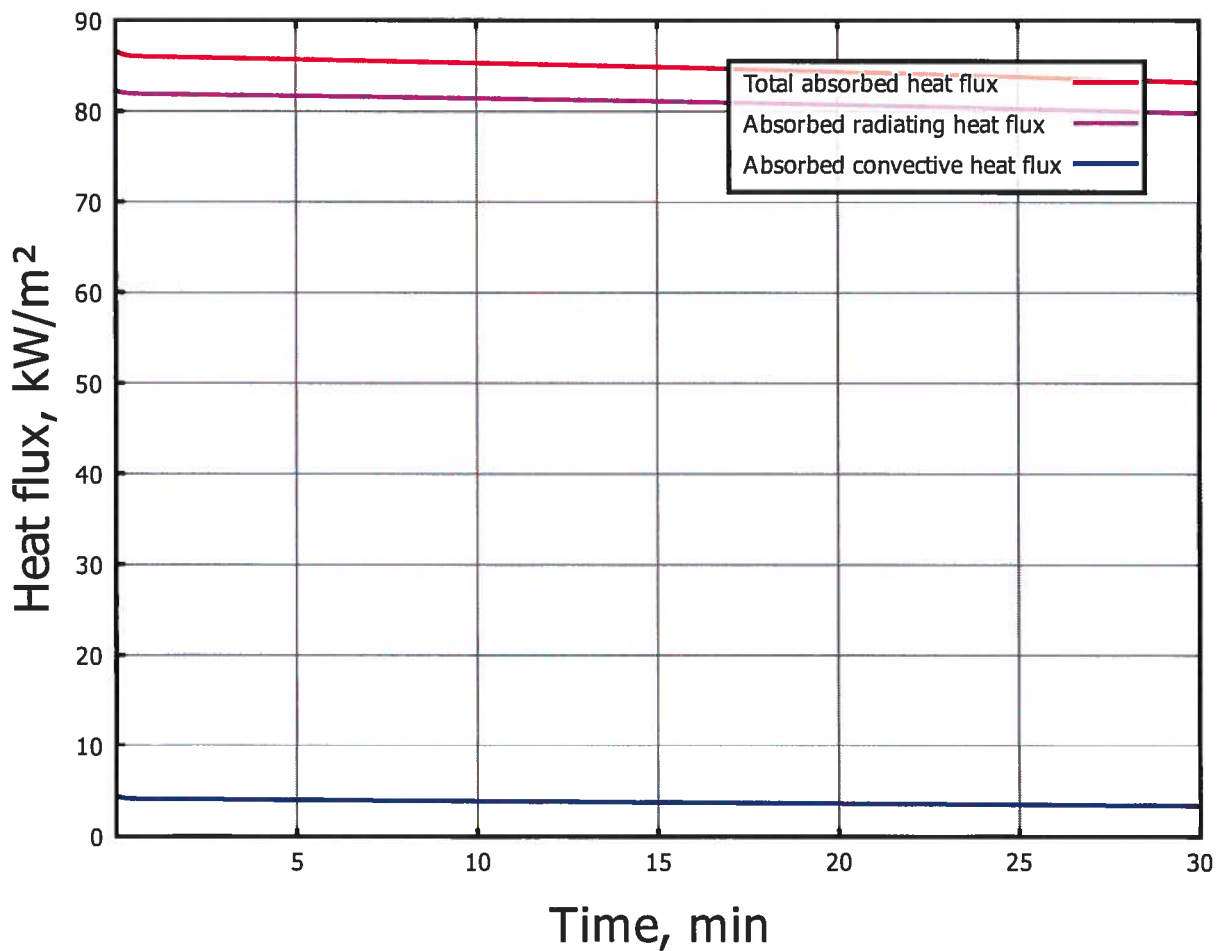
**Figure 5:** Steel temperatures



**Figure 6:** Content temperatures

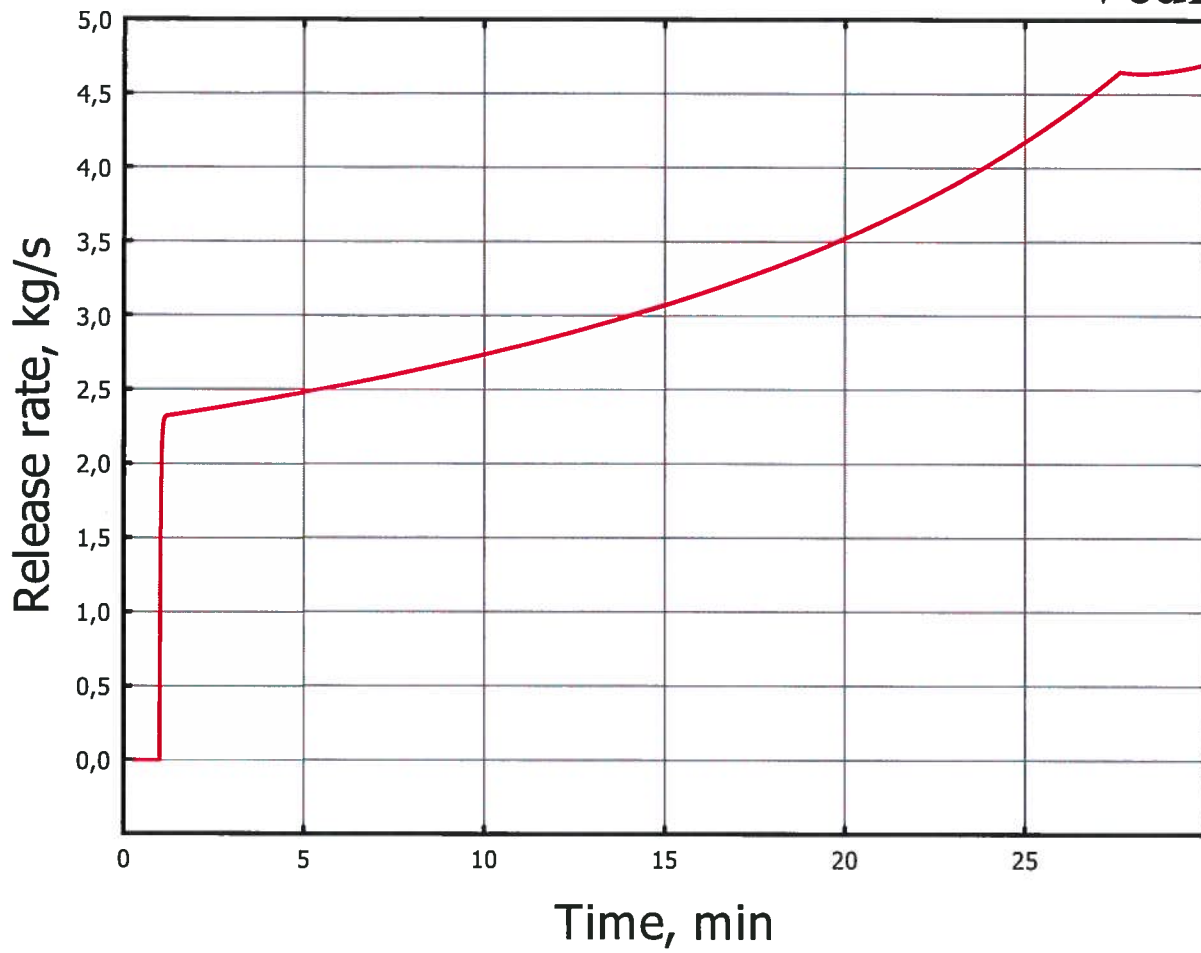


**Figure 7:** Segment masses

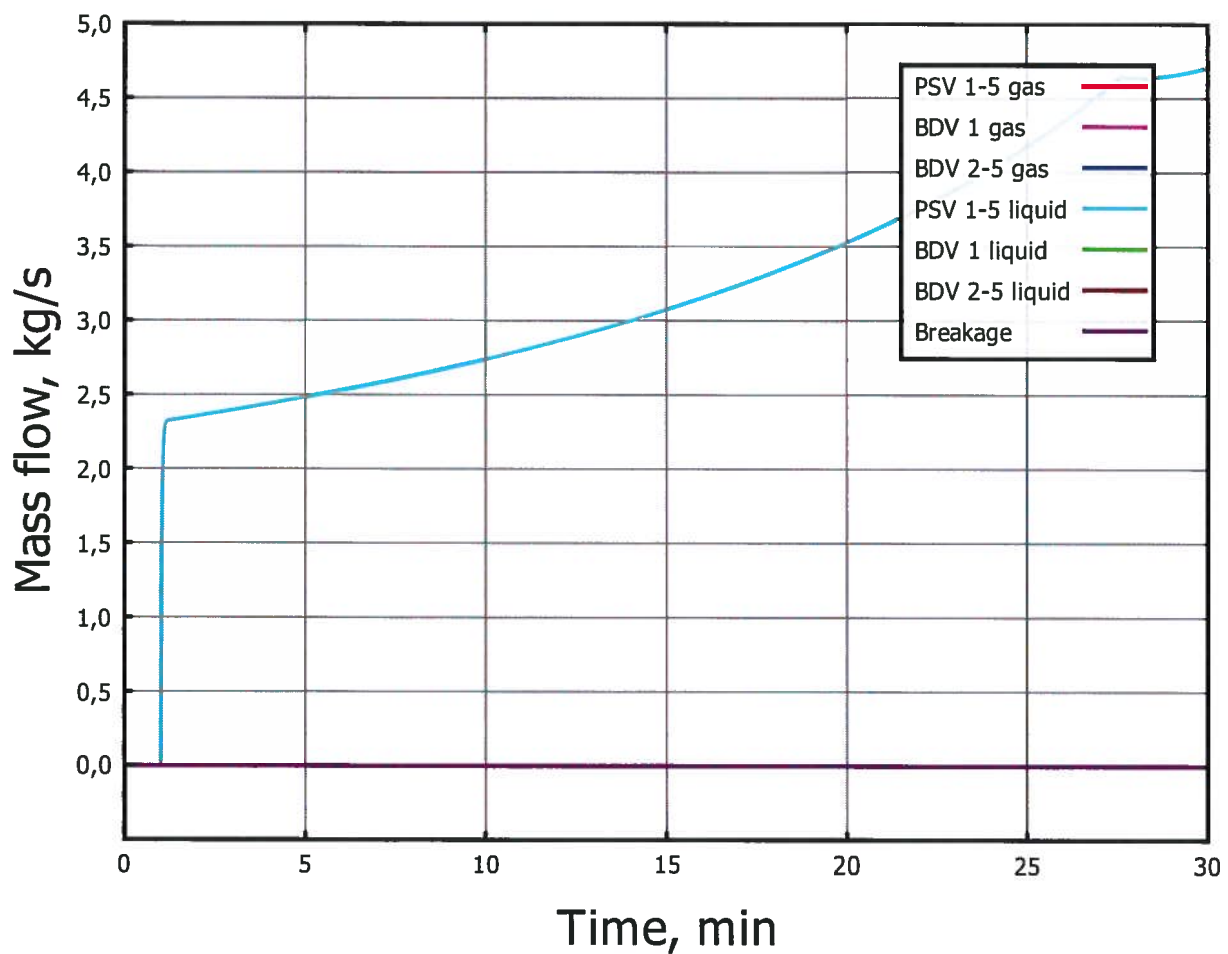


**Figure 8:** Absorbed heat flux





**Figure 9:** Maximum release rate



**Figure 10:** Valve flows

## Vessfire Simulation Report (Brann på væskenivå)

Report generated: 06.05.2014 14:51:53

### Rupture summary

No ruptures occurred.

### Case Definition

#### Vessel Vessel

- Flame:
  - Longitudinal start: 45 %
  - Longitudinal end: 55 %
  - Angle from top: 30°
  - Exposed arc: 30°
  - Impinging Flame: Yes
- Pressure safety valve:
  - Type: Trapezoidal
  - Diameter: 0,0126887 m
  - Contraction factor: 80 %
  - Longitudinal position: 100 %
  - Angular position (from top): 0°
  - Opening pressure: 2 001,34 kPa
- External longitudinal stress: 0 MPa
- Stress factor: 100 %
- Failure criterion: UTS
- Material: SS\_316
- Material strength: 500 MPa
- Outer diameter: 3,02 m

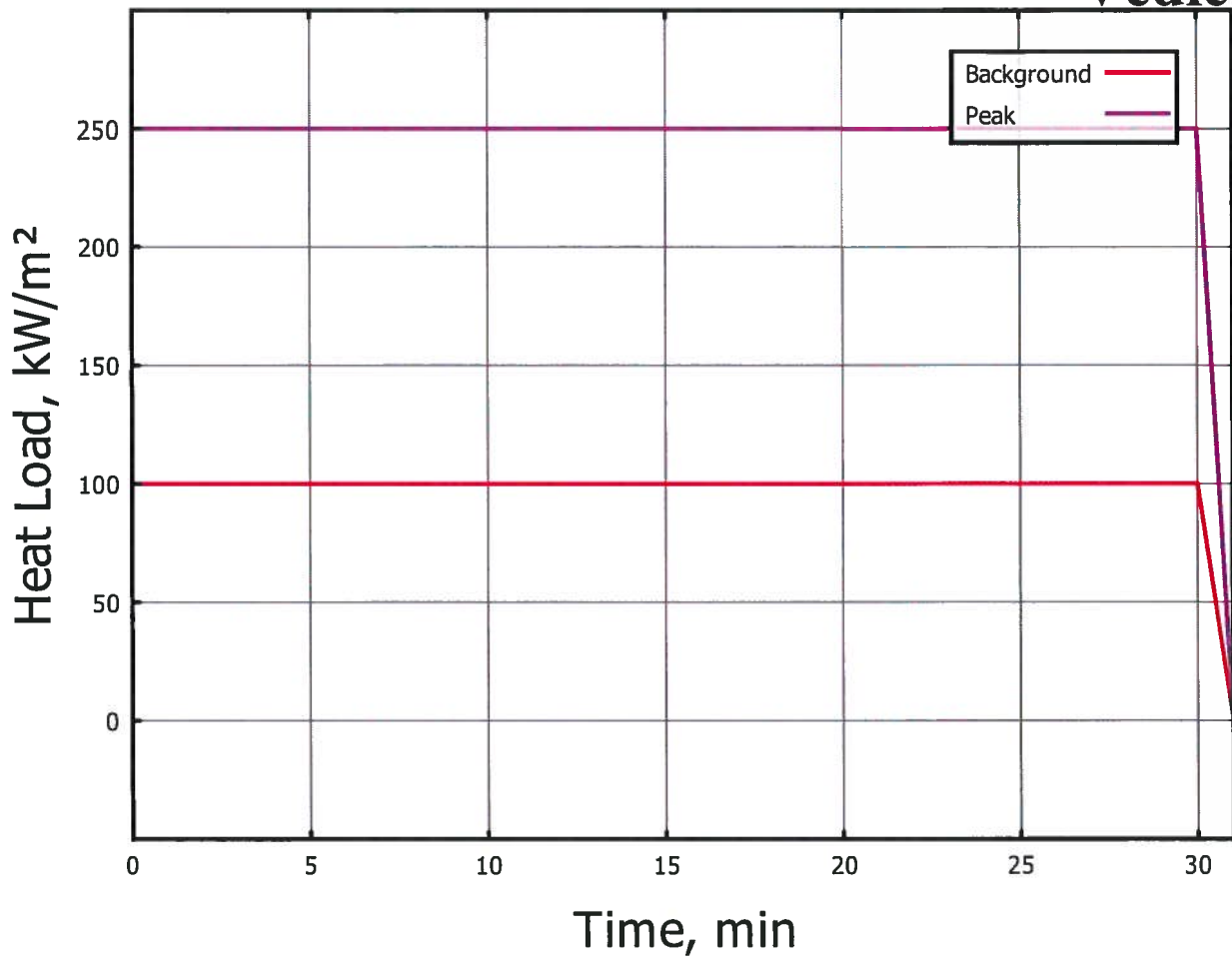
- Wall thickness: 0,01 m
- Corrosion allowance: 0 m
- Length: 4,5 m
- Operating pressure: 111,325 kPa
- Operating inventory temperature: 15 °C
- Operating shell temperature: 12,5 °C
- Hydrocarbon level: 3,5 m
- Water level: 0 m
- Backpressure: 111,325 kPa
- Environment temperature: 10 °C
- Emissivity: 85 %
- Orientation: Vertical

## Pipes

- Common pipe data:
  - Maximum ruptured pipes: 0
  - Contraction factor: 80 %

## Components

- C6: 19,54 %
- C7: 14,55 %
- C5: 11,35 %
- C5-: 11,35 %
- C8: 11,27 %
- C4: 9,95 %
- C4-: 6,67 %
- C9: 5,41 %
- C3: 3,94 %
- C10: 2,78 %
- C13: 1,55 %
- C11: 1,45 %
- C2: 0,19 %



**Figure 1:** Heat loads for the vessel



**Figure 2:** Heat loads for pipes

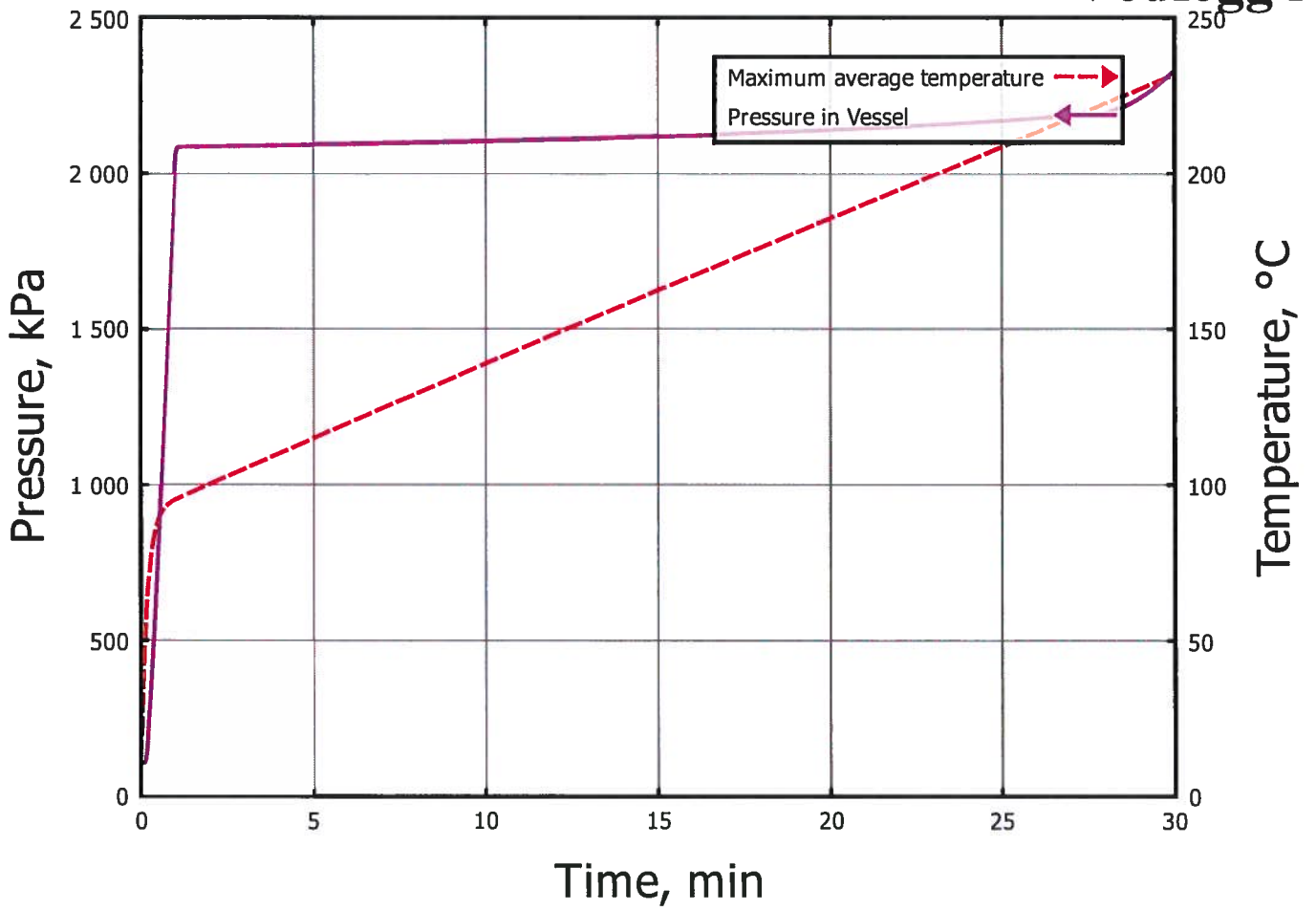


Figure 3: Pressure in the vessel

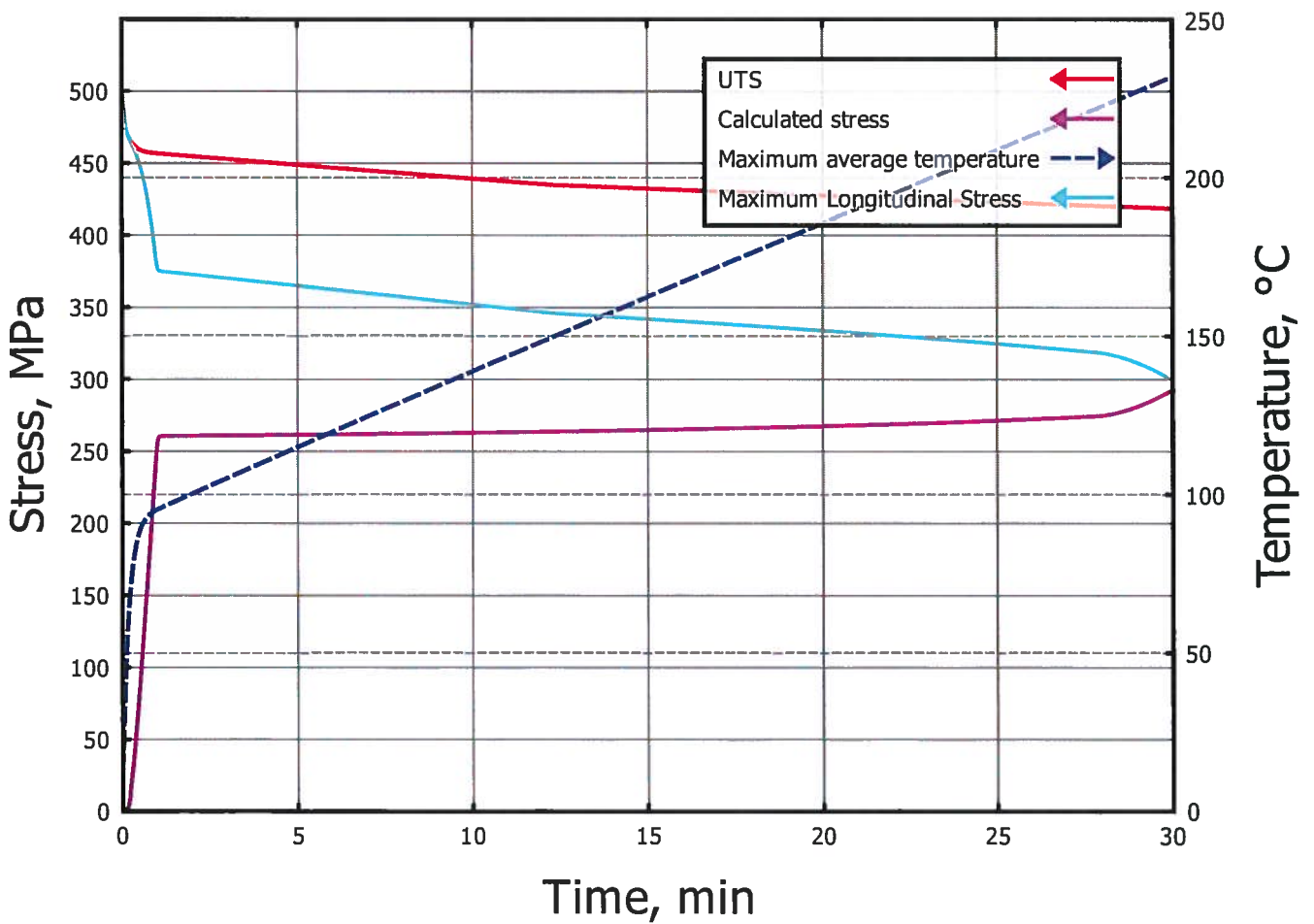
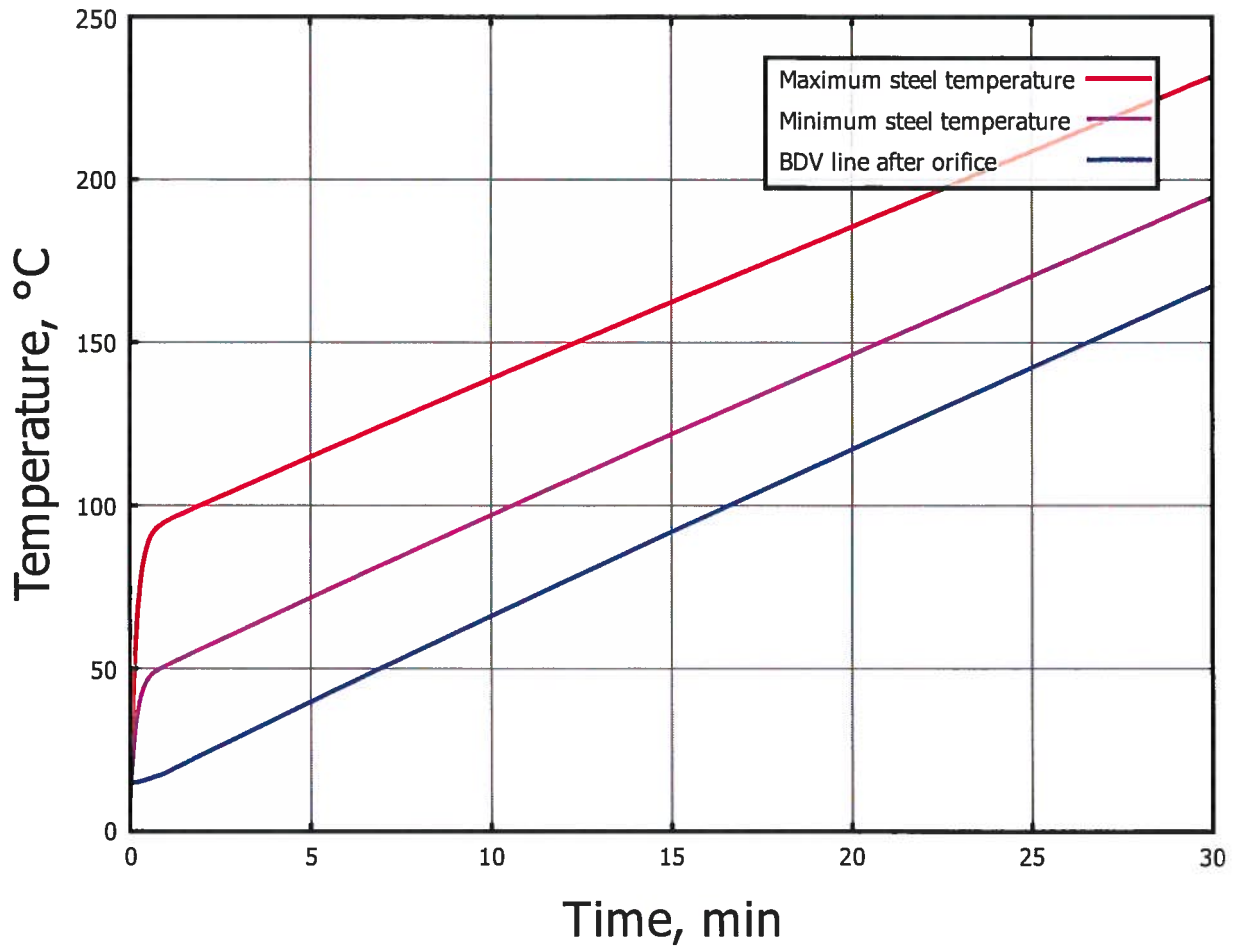
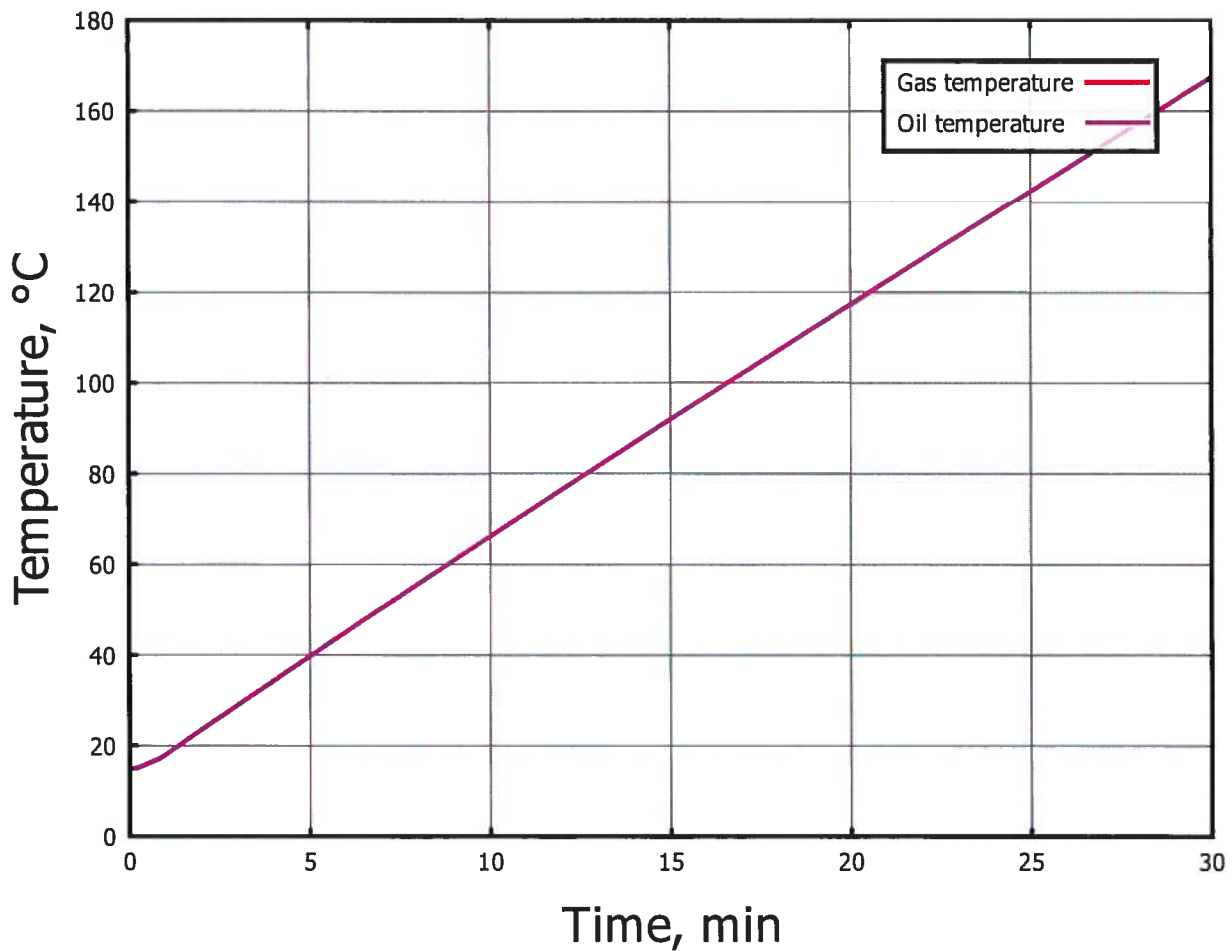


Figure 4: Stress in the vessel



**Figure 5:** Steel temperatures



**Figure 6:** Content temperatures

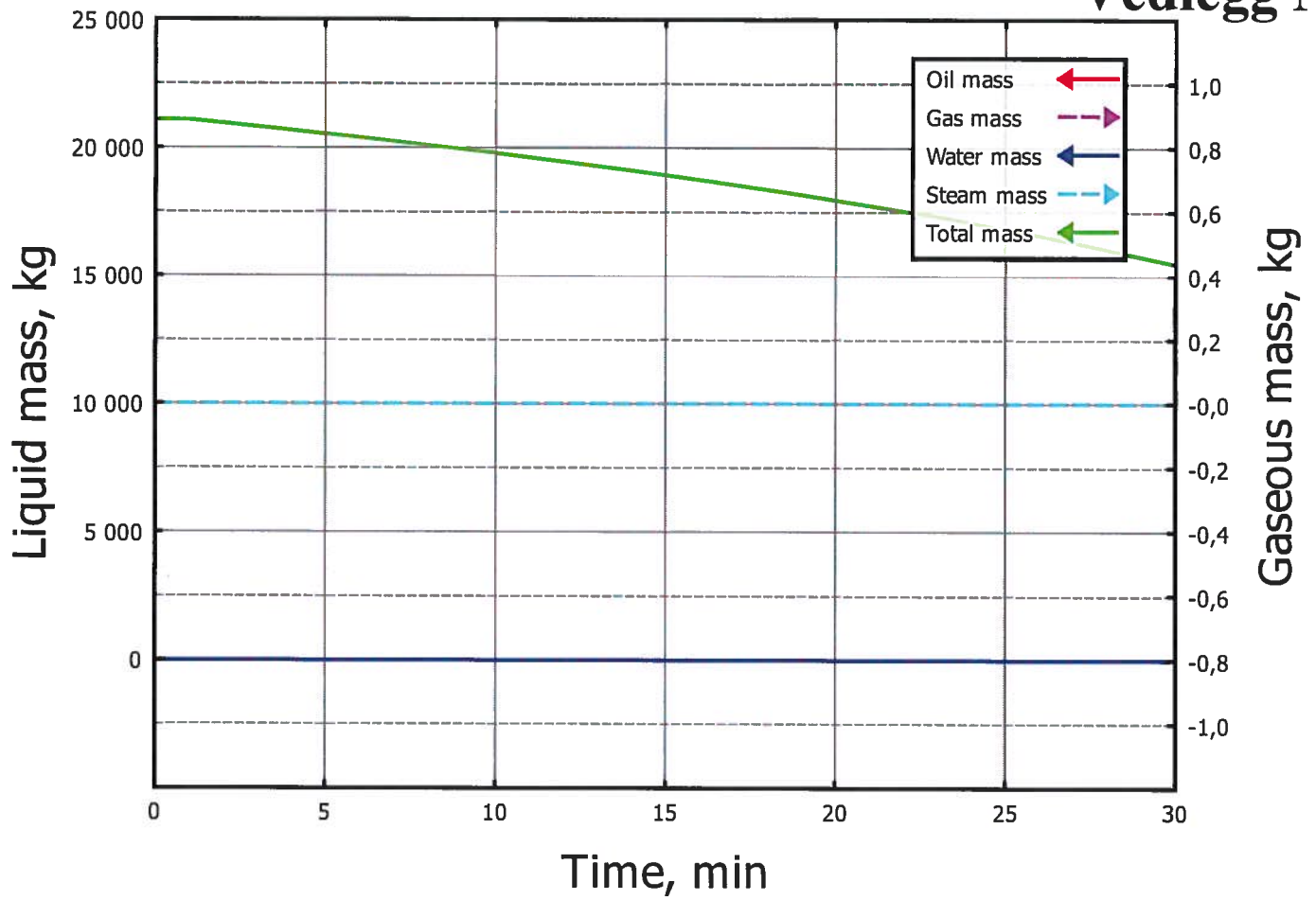


Figure 7: Segment masses

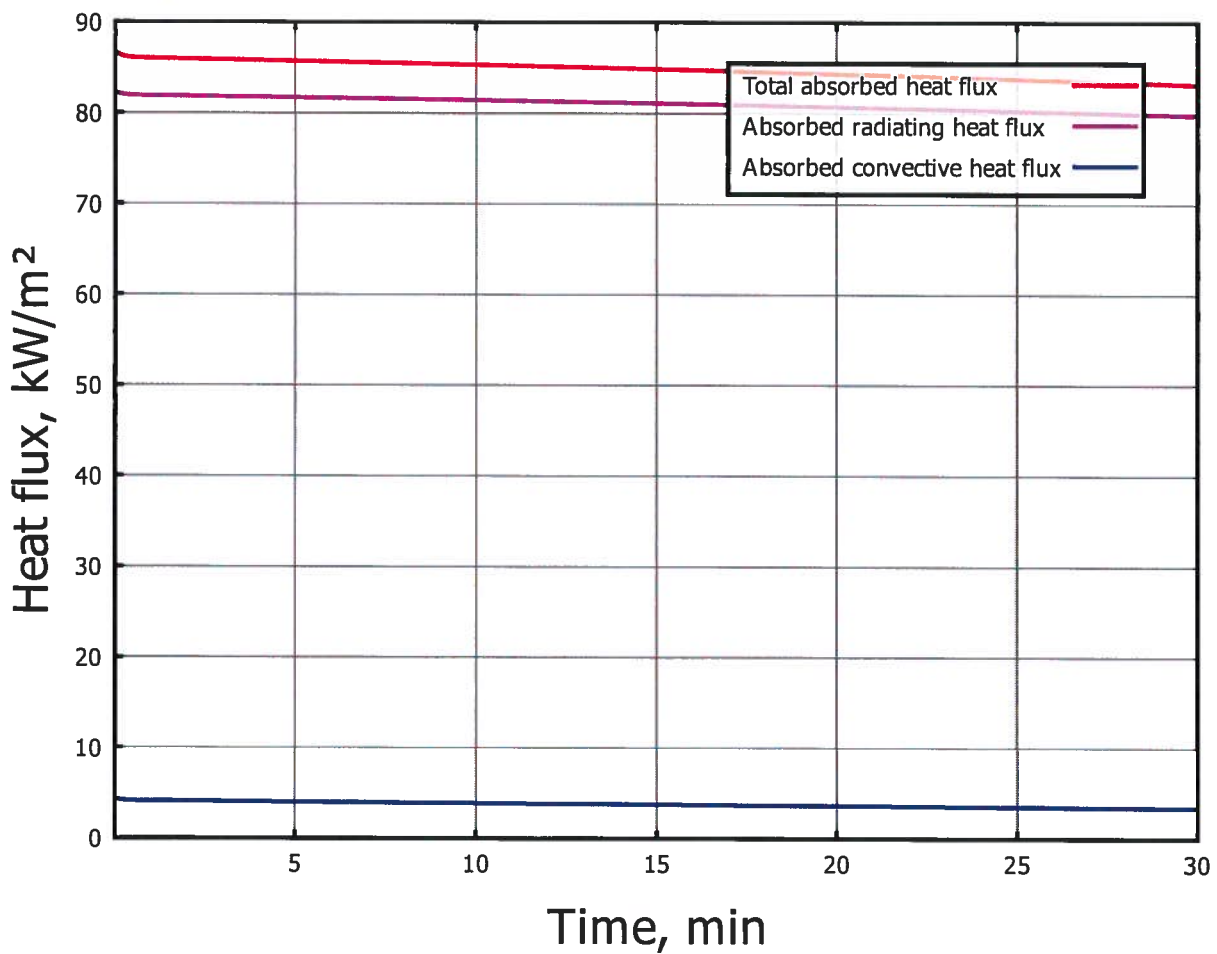


Figure 8: Absorbed heat flux

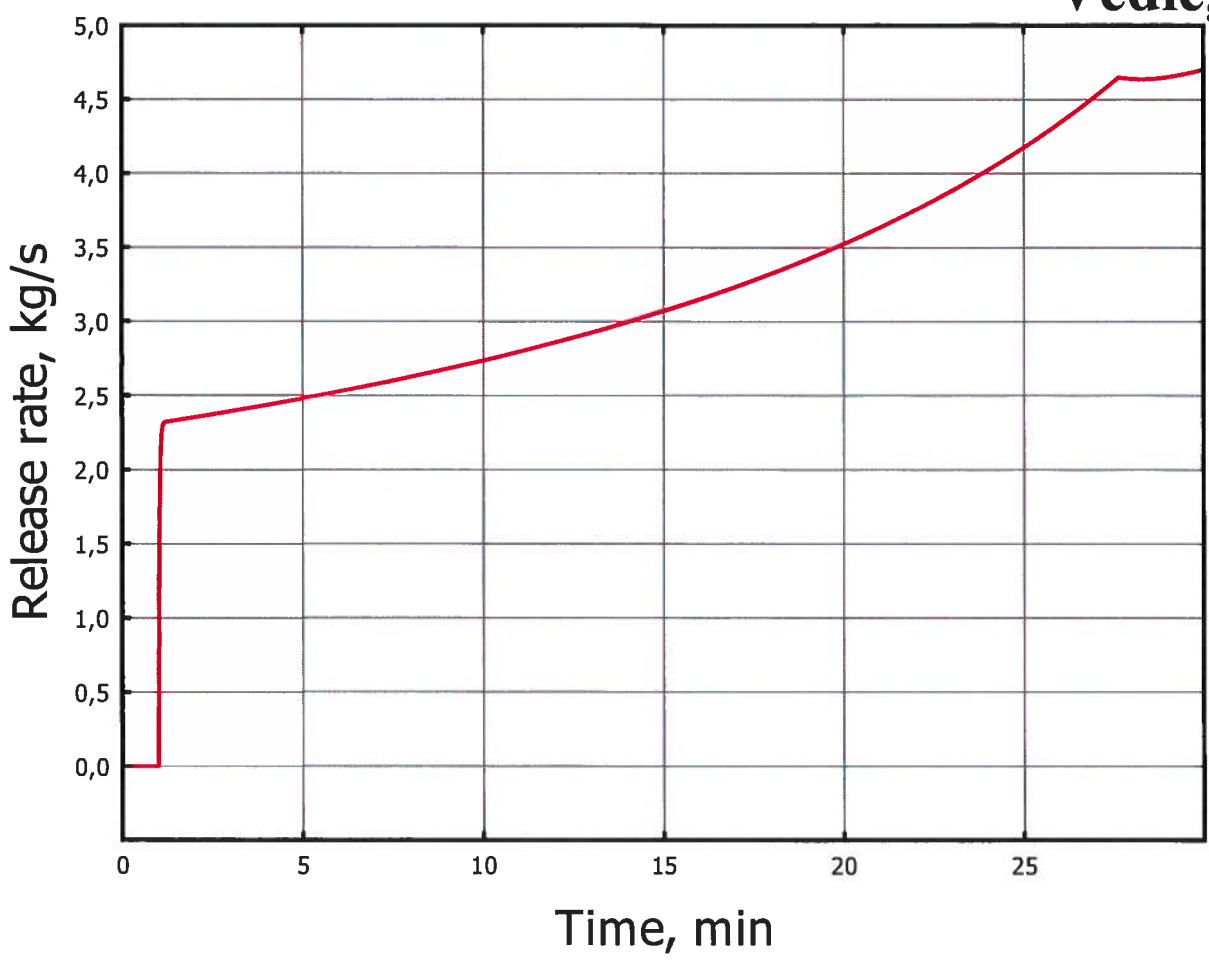


Figure 9: Maximum release rate

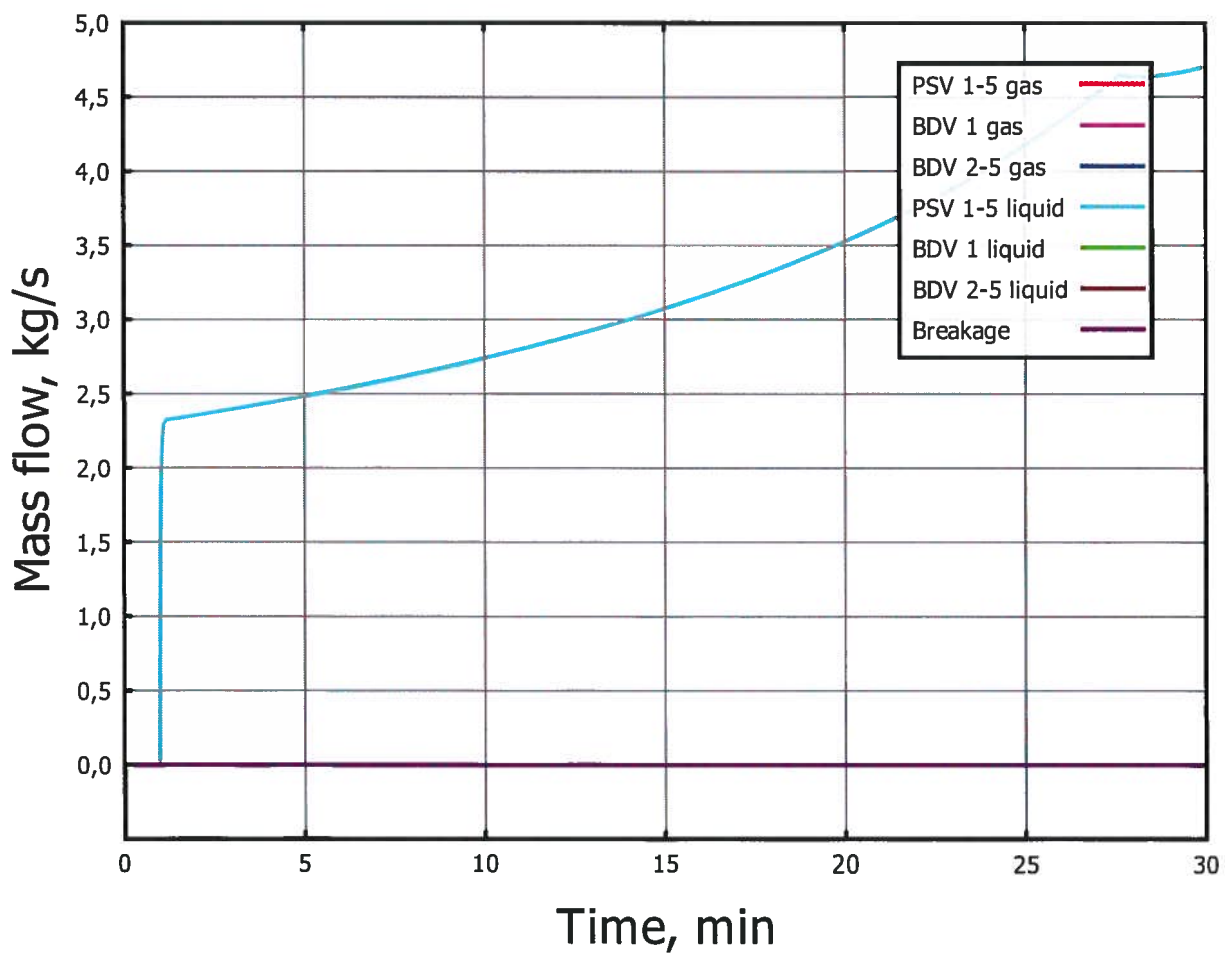


Figure 10: Valve flows



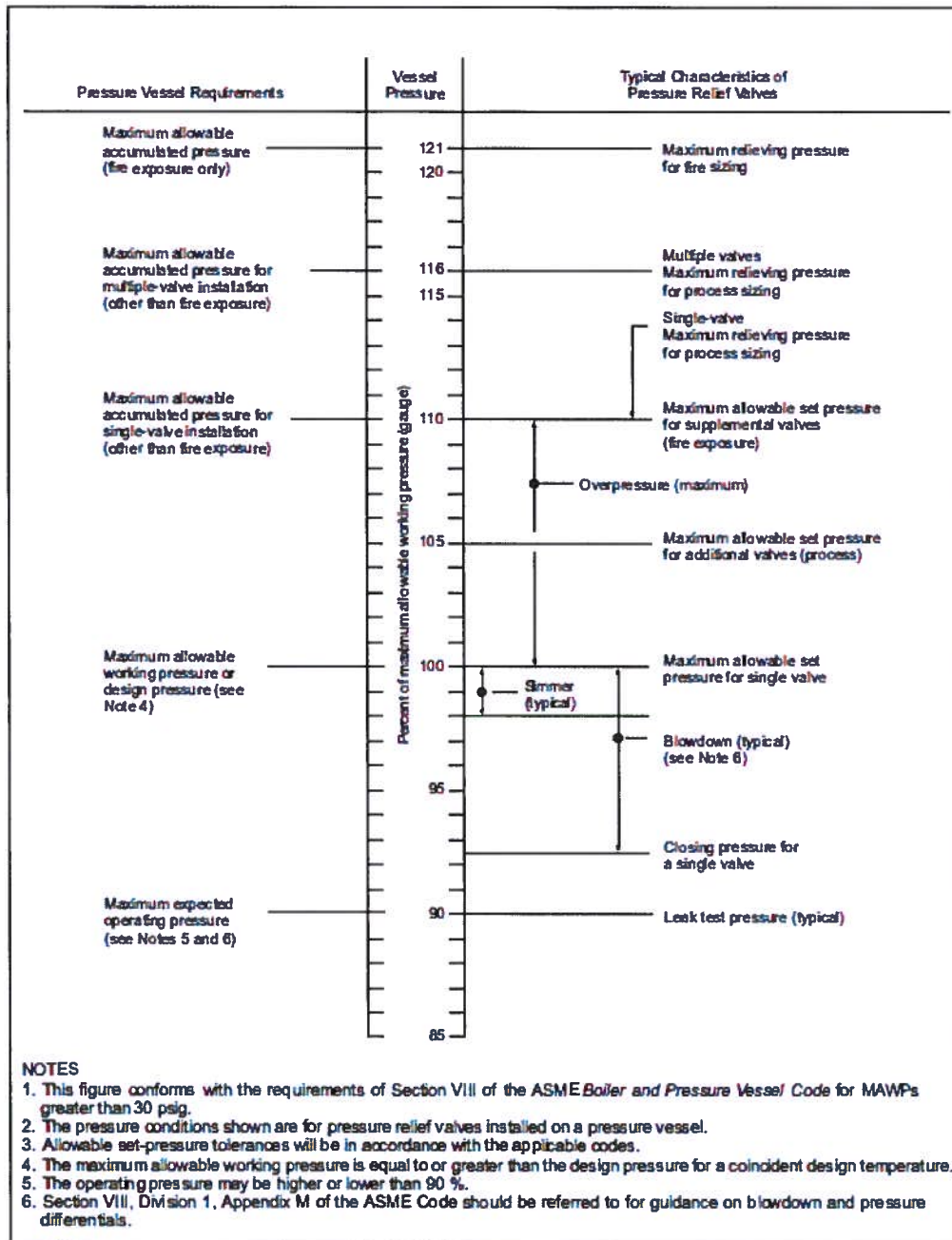


Figure 15—Pressure Level Relationships for PRVs

Informasjon for rør:		Verdi:	Hentet fra:
$\Delta p_{rot}$	Totalt trykktap	2 bar	Begrensing i oppgaven
$\Delta h_{pkt.3}$	Elevasjonshøyden fra pkt 3	0,35 m	Ref isometrisk skisse vedlegg L
$\Delta h_{pkt.5}$	Elevasjonshøyden fra pkt 5	0,65 m	Ref isometrisk skisse vedlegg L
$k$	Ruhet	0,05 mm	For både 316 og karbonstål, P-001 vedlegg Q
$L_{-pkt.3}$	Rørlengde	10 m	Rørlengde fra punkt 3 til tank
$L_{-pkt.5}$	Rørlengde	60 m	Rørlengde fra punkt 5 til tank
$D_1$	Rørets indre diameter 1"	$26,64 \times 10^{-3}$ m	Henter fra TR2000 1" AS20A rørspesifikasjon
$D_{1,5"}$	Rørets indre diameter 1,5"	$26,64 \times 10^{-3}$ m	Henter fra TR2000 1,5" AS20A rørspesifikasjon
$D_2$	Rørets indre diameter 2"	$54,76 \times 10^{-3}$ m	Henter fra TR2000 2" AS20A rørspesifikasjon
$D_{2"K}$	Rørets indre diameter 1"	$24,30 \times 10^{-3}$ m	Henter fra TR2000 1" AC10A rørspesifikasjon
$A$	Areal rørtversnitt	$0,0005574 \text{ m}^2$	$A = \pi D^2 / 4$ for 1" AS20A rørspesifikasjon
<b>Informasjon for Hydrokarbon - væskefase</b>			
$\rho_{hv}$	Veskens tetthet	$668,4 \text{ kg/m}^3$	HYSYS vedlegg J.1
$\mu_{hv}$	Veskens viskositet	$0,3703 \times 10^{-3} \text{ kg/ms}$	HYSYS vedlegg J.1
<b>Informasjon for Hydrokarbon - gassfase</b>			
$M$	Molmasse	$63,01 \text{ kg/kmol}$	HYSYS vedlegg J.3
$\rho_{hg}$	Gassens tetthet	$0,9684 \text{ kg/m}^3$	HYSYS vedlegg J.3
$\mu_{hg}$	Gassens viskositet	$13 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$	HYSYS vedlegg J.3
$Q_m$	Volumstrøm	$16920 \text{ kg/h}$	Vessfire vedlegg M, figur 9
$T_b$	Temperatur ved brann	$443,15\text{K}$	Vessfire vedlegg M, figur 6
$p_b$	Trykk ved brann	24 barg	Vessfire vedlegg M, figur 3
<b>Informasjon for Nitrogengassen</b>			
$\rho_n$	Nitrogen gassens tetthet	$3,592 \text{ kg/m}^3$	HYSYS vedlegg J.2
$\mu_n$	Nitrogen gassens viskositet	$9,247 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$	HYSYS vedlegg J.2
$M_n$	Molmasse nitrogengassen	$28,01 \text{ kg/kmol}$	HYSYS vedlegg J.2
$K$	Adiabatekspont Cp/Cv	1,407	HYSYS vedlegg J.2
$T$	Temperatur	$283,15\text{K}$	Figur 14, kapittel 9.1.3

## 6 Line sizing criteria

### 6.1 General

When sizing piping, the following constraints shall be addressed:

- required capacity/available driving pressure;
- flow induced forces;
- noise/vibration;
- pressure surges;
- material degradation - erosion, corrosion, cavitation;
- liquid accumulation/slug flow;
- sand accumulation.

Line sizing criteria in the sub clauses below shall be adhered to for design of new installations. For modification of existing installations, additional considerations shall be given to life cycle cost, and increased velocity and/or pressure drop may be accepted if mechanical integrity can be documented, e.g.  $\rho V^2 > 200\ 000\ \text{kg/ms}^2$  for a line in the flare system.

In general, sizing of lines should be in accordance with ISO 13703.

#### Permissible pipe sizes

A minimum size of DN 50 (2 in) should in general be used for all process, process support and utility piping to ensure adequate mechanical integrity. Smaller piping can be used where protection and/or support is provided to withstand human activity.

Minimum size for the sewage and open drain header shall be DN 100 (4 in) and sub-headers DN 80 (3 in). Overflow from atmospheric tanks shall as a minimum be equal to the largest inlet pipe.

Tubing may be used for air, hydraulic oil and other non-combustible/non-hazardous fluids.

#### Pipe roughness

For all calculations of pressure drop, the following pipe roughness values should be used:

Carbon steel (CS) non-corroded:	0,05 mm
Carbon steel (CS) corroded:	0,5 mm
Stainless steel (SS):	0,05 mm
Titanium and Cu-Ni:	0,05 mm
Glassfiber reinforced polyester (GRP):	0,02 mm
Polyethylene, PVC:	0,005 mm
Flexible hose	vendor to be consulted (see NOTE)

NOTE As a rough estimation, ID/20 mm can be used (ID is the internal diameter in inches) for steel carcass and 0,005 mm for plastic coating.

### 6.2 Sizing of liquid lines

#### 6.2.1 Velocity limitations

The velocities shall in general be kept low enough to prevent problems with erosion, water-hammer pressure surges, noise, vibration and reaction forces. In some cases a minimum velocity is required.