

TUGAS AKHIR
NE 1701

**SIMULASI KEANDALAN SISTEM HIDRAULIC
 CONTROLLABLE PITCH PROPELLER DRY CARGO
 VESSEL 18.500 DWT**



RSSP
 693.824 5
 Har
 S-1
 1999

Oleh :

AGUNG HARIYANTO
NRP. 4292 100 031

PERPUSTAKAAN ITS	
Tgl. Terima	23 - 6 - 00
Terima Dari	14
No. Agenda Prp.	2,277

**JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
 FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
 INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
 SURABAYA
 1999**

**SIMULASI KEANDALAN SISTEM HIDRAULIC
CONTROLLABLE PITCH PROPELLER DRY CARGO
VESSEL 18.500 DWT**

TUGAS AKHIR

**Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana
Pada
Jurusan Teknik Sistem Perkapalan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya**

Mengetahui / Menyetujui

Dosen Pembimbing,



**Ir. Dwi Priyanta, M.S.E.
NIP. 132 085 805**

**S U R A B A Y A
Februari, 1999**



**FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN - ITS
JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
KAMPUS ITS KEPUTIH SUKOLILO – SURABAYA 60111
TELP. 599 4754, 599 4251 S/D 55 PES 1102 FAX 599 4754**

TUGAS AKHIR NE 1701

Nama : Agung Hariyanto
Nrp : 4292 100 031
Dosen Pembimbing : Ir. Dwi Priyanta, M.SE
Tanggal Tugas Diberikan : 14 Agustus 1998
Tanggal Tugas Diselesaikan : 09 Februari 1999
Judul Tugas Akhir :

**SIMULASI KEANDALAN SISTEM HIDRAULIC
CONTROLLABLE PITCH PROPELLER DRY CARGO
VESSEL 18.500 DWT**

Dosen Pembimbing,

Mahasiswa,

Surabaya,
Ketua Jurusan,

1998

Ir. Dwi Priyanta, M.SE
NIP. 130 085 805

Agung Hariyanto
NRP. 4292 100 031

DR. Ir. A.A. Masroeri, M.Eng
NIP. 131 407 591

Dibuat rangkap 4 (empat) untuk :

- Arsip Jurusan TSP
- Dosen pembimbing ybs
- Mahasiswa ybs
- Koordinator TA – TSP

LEMBAR PENGESAHAN

SIMULASI KEANDALAN SISTEM HIDRAULIC CONTROLLABLE PITCH PROPELLER DRY CARGO VESSEL 18.500 DWT

Diajukan Guna Memenuhi Persyaratan Untuk

Meraih Gelar Sarjana Teknik

Jurusan Teknik Sistem Perkapalan

Fakultas Teknologi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

Mengetahui / Menyetujui,

Dosen Pembimbing

Ir. Dwi Priyanta, M.S.E.
NIP. 132 085 805

LEMBAR KEMAJUAN PENGERJAAN TUGAS AKHIR (NE 1701)

Nama : Agung Hariyanto

NRP : 4292 100 031

Judul Tugas Akhir :

Simulasi Keandalan Sistem Hidraulic Controllable Pitch
Propeller Dry Cargo Vessel 18.500 Dwt

Dosen Pembimbing : Ir. Dwi Priyanta, MSE

No.	Tanggal	Kegiatan	Paraf Dosen
1	22-9-'98	Konsultasi bab I	<i>Ypn</i>
2	28-9-'98	Revisi bab I	<i>Ypn</i>
3	5-10-'98	Konsultasi bab II dan bab III	<i>Ypn</i>
4	22-10-'98	Revisi bab II & bab III	<i>Ypn</i>
5	2-11-'98	Persetujuan bab I dan bab III	<i>Ypn</i>
6	6-11-'98	Konsultasi bab IV dan bab V	<i>Ypn</i>
7	12-11-'98	Revisi bab IV	<i>Ypn</i>
8	11-1-'99	Konsultasi bab IV dan bab V	<i>Ypn</i>
9	1-2-'99	Persetujuan bab IV dan revisi bab V	<i>Ypn</i>
10	6-2-'99	Revisi bab V dan bab VI	<i>Ypn</i>
11	8-2-'99	Persetujuan Tugas akhir	<i>Ypn</i>

Catatan :

1. Mahasiswa siap / tidak siap / dibatalkan *) untuk diujikan.
2. Catatan lain yang dianggap perlu:

Surabaya, *9/2/99*
Dosen Pembimbing,

Ir. Dwi Priyanta, M.S.E
NIP. 132 085 805

*) coret yang tidak perlu

ABSTRAK

Sistem propulsi merupakan salah satu komponen sistem penggerak kapal yang mempunyai pengaruh besar terhadap performance kapal secara keseluruhan. Salah satu sistem propulsi kapal yang dikembangkan saat ini adalah sistem Controllable Pitch Propeller, dimana sistem ini mempunyai kelebihan dalam kondisi pelayaran tertentu. Selama waktu operasi kapal harus dijaga untuk dapat bekerja dengan baik untuk itu diperlukan kondisi peralatan sistem yang mempunyai tingkat kehandalan yang tinggi. Dalam mengevaluasi kehandalan sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller, terdapat dua metode yaitu analisa dengan metode simulasi dan analisa dengan metode analitik. Dari kedua metode tersebut ditampilkan grafik hasil analisa nilai keandalan sistem hidraulic CPP, sehingga diketahui nilai keandalan sistem hidraulic pada Dry Cargo Vessel 18.500 Dwt. Proses simulasi yang dilakukan terdapat berbagai ciri khas dalam langkah-langkah penyelesaiannya, antara lain penggunaan Random Number yang merupakan langkah awal dalam proses simulasi pada metode simulasi Monte Carlo. Sedangkan pada proses analisa secara analitik langkah-langkah penyelesaiannya dilakukan dengan persamaan-persamaan matematis pada distribusi yang sesuai dengan data-data failure time dari komponen-komponen penyusun sistem hidraulic CPP.

Dalam penyusunan tugas akhir ini, data-data komponen terbatas pada data sekunder dimana besarnya nilai failure time dari komponen penyusun sistem adalah konstan, sehingga distribusi yang didapat adalah Eksponensial.

Proses simulasi dilakukan dengan menggenerate tiga buah Random Number yang berbeda, mengingat bahwa Random Number yang dihasilkan bukan merupakan suatu urutan yang benar-benar random tetapi merupakan suatu Pseudorandom Number (random number semu).

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT atas semua rahmat dan karunianya, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini yang berjudul "SIMULASI KEANDALAN SISTEM HIDRAULIC CONTROLLABLE PITCH PROPELLER DRY CARGO VESSEL 18.500 DWT" yang merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana di Jurusan Teknik Sistem Perkapalan Fakultas Teknologi Kelautan ITS Surabaya.

Selama pengerjaan Tugas Akhir ini, penulis banyak mendapatkan bantuan baik materiil maupun spirituul dari berbagai pihak. Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sedalam-dalamnya kepada :

1. Bapak Dr.Ir. AA. Masroeri MEng., selaku Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan Fakultas Teknologi Kelautan ITS Surabaya.
2. Bapak Ir. Dwi Priyanta, MSE, selaku dosen pembimbing yang telah memberikan saran dan bimbingan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.
3. Bapak Ir. Asianto selaku dosen wali yang selalu memberikan saran-saran dan bimbingan selama menempuh kuliah, kepada penulis.
4. PT. PAL Surabaya khususnya bapak Mark Jefferson yang telah memberikan data-data yang berhubungan dengan tugas akhir ini.
5. Ibu serta semua keluarga di Ponorogo yang selalu memberikan doa dan bimbingan untuk keberhasilan penulis.
6. Semua teman-teman di Jurusan atas semua bantuan dan spiritnya.

7. Semua pihak yang telah membantu baik langsung maupun tidak langsung sehingga dapat terselesaikannya Tugas Akhir ini.

Penulis menyadari dengan keterbatasan yang ada pada diri penulis, dalam Tugas Akhir ini masih banyak terdapat kekurangan-kekurangan, untuk itu penulis mohon saran dan kritik pembaca demi kesempurnaan tugas-tugas selanjutnya.

Akhirnya, dengan segala kerendahan hati, penulis berharap Tugas Akhir ini dapat bermanfaat bagi pembaca.

Februari 1999

Penulis-

DAFTAR ISI

	halaman
LEMBAR PENGESAHAN	i
ABSTRAK	ii
KATA PENGANTAR	iii
DAFTAR ISI	v

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang	I.1
1.2 Tujuan Penulisan	I.2
1.3 Manfaat Hasil Tugas Akhir	I.2
1.4 Perumusan Dan Batasan Masalah	I.3
1.5 Metode Penulisan	I.4

BAB II. KONSEP DASAR KEANDALAN

2.1 Terminologi Keandalan	II.1
2.1.1 <i>Pemodelan sistem</i>	II.1
2.1.2 <i>Failure Rate</i>	II.2
2.1.3 <i>Mean time to failure</i>	II.7
2.1.4 <i>Distribusi Probabilitas</i>	II.8

III. METODE SIMULASI MONTE CARLO

3.1 Random Number	III.1
3.1.1 <i>Congruential Generator</i>	III.2
3.1.2 <i>Pseudo Random Number Generator</i>	III.3
3.1.3 <i>Portabel Random Number Generator</i>	III.3
3.1.4 <i>Subprogram random Number Generator</i>	III.4
3.2 Konversi Uniform Random Number	III.5
3.2.1 <i>Metode Invers Transform</i>	III.5
3.2.2 <i>Rejection Method</i>	III.6
3.2.3 <i>Rectangular Approximation</i>	III.7
3.3 Evaluasi Keandalan terhadap fungsi waktu	III.8
3.3.1 <i>Evaluasi Kandalan untuk Sistem Non-Repairable</i>	III.9
3.3.2 <i>Evaluasi Keandalan Sistem Repairable</i>	III.10
3.3.3 <i>Evaluasi Keandalan untuk Sistem Stanby</i>	III.12

BAB IV. TINJAUAN SISTEM CONTROLLABLE PITCH PROPELLER

4.1 Servo Control System	IV.1
4.2 Pitch Control System	IV.2
4.2.1 <i>Control System</i>	IV.2
4.2.2 <i>Hidraulic Power Pack / Servo System</i>	IV.3
4.2.3 <i>Pitch Control / feed back System</i>	IV.3
4.3 Blok Diagram Keandalan Sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller	IV.5

BAB V. ANALISA DAN PEMBAHASAN

5.1 Analisa data	V.2
5.2 Simulasi Keandalan Sistem Hidraulic CPP.....	V.4
5.3 Analisa Keandalan Sistem dengan Teknik Analitik	V.13

BAB VI. KESIMPULAN

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

BAB I

PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sistem propulsi merupakan salah satu komponen sistem penggerak kapal, yang mempunyai pengaruh besar terhadap performance kapal secara keseluruhan. Salah satu sistem propulsi kapal yang dikembangkan saat ini adalah sistem propulsi CPP (Controllable Pitch Propeller), dimana sistem ini mempunyai berbagai kelebihan dalam kondisi pelayaran tertentu. Selama waktu operasi, sistem penggerak kapal harus dijaga untuk dapat bekerja dengan baik. Agar dapat beroperasi dengan baik diperlukan kondisi peralatan penyusun sistem yang mempunyai tingkat keandalan yang tinggi.

Kehandalan merupakan probabilitas bahwa suatu sistem akan bekerja sesuai dengan fungsi yang diinginkan pada kondisi operasi tertentu selama jangka waktu yang telah ditentukan. Dalam mengevaluasi keandalan dari sistem CPP ini, terdapat dua pendekatan perhitungan yaitu dengan menggunakan teknik analitis dan simulasi. Dimana teknik analitis digunakan dengan menggunakan persamaan matematis secara langsung, sedangkan perhitungan dengan pendekatan simulasi adalah dengan mensimulasikan proses sebenarnya secara random dan tetap menjaga proses sistem sebagai eksperimen yang sebenarnya dengan suatu waktu yang disimulasikan. Proses simulasi dimaksudkan untuk menghitung dan memprediksi pola perilaku (behaviour) sistem dalam waktu yang disimulasikan untuk mendapatkan distribusi frekwensi atau probabilitas dari keandalan.

Studi Keandalan memerlukan suatu kombinasi dari sistem mechanical sebagai obyek analisa, computer program sebagai alat untuk memudahkan analisa serta statistik untuk analisa kegagalan. Dalam analisa keandalan sumber kegagalan adalah komponen-komponen penyusun sistem. Penggunaan suatu distribusi probabilitas dengan analisa keandalan dihubungkan dengan realita bahwa semua komponen akan gagal dalam waktu yang berbeda, perbedaan ini disebabkan perbedaan kondisi komponen, kondisi pengoperasian dan fabrikasi. Dalam analisa keandalan sistem terdapat berbagai metode analisa distribusi probabilitas yang diambil, yang mana distribusi probabilitas keandalan tersebut harus sesuai dengan data-data yang didapat dari komponen penyusun sistem.

1.2 Tujuan penulisan

Tujuan dari penulisan tugas akhir ini adalah untuk mendapatkan nilai keandalan dari Sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller dengan menggunakan dua pendekatan yaitu secara teknik analitik dan simulasi.

1.3 Manfaat Hasil Tugas Akhir

Manfaat yang diharapkan dari penulisan tugas akhir ini adalah untuk mendapatkan tingkat kehandalan dari sistem Hidraulic CPP serta menambah khasanah ilmu pengetahuan dalam pengembangan keandalan sistem-sistem permesinan dalam bidang industri perkapalan.

1.4 Perumusan dan Batasan Masalah

Dalam penyusunan tugas akhir ini, permasalahan yang akan dianalisa adalah menentukan tingkat kehandalan dari sistem hidraulic CPP (*controllable pitch propeller*).

Adapun perumusan masalah tersebut adalah :

1. Mendefinisikan dari sistem, meliputi fungsi dari sistem serta komponen-komponen penyusun dari sistem dan mekanisme kerja dari sistem tersebut.
2. Mendapatkan distribusi probabilitas dari masing-masing komponen penyusun sistem Hidraulic CPP maintenance record atau data base yang telah disusun.
3. Pemodelan sistem Hidraulic CPP, menentukan blok diagram dari sistem controllable pitch propeller yang merupakan penyederhanaan sistem yang kemudian dibuat suatu evaluasi hubungan antar komponen-komponen penyusun sistem.
4. Mensimulasikan kehandalan dari sistem, dengan membuat suatu fungsi Algoritma yang kemudian dibuat kedalam suatu program komputer dimana dalam penulisan tugas akhir ini menggunakan bahasa program Watfor77.
5. Analisa kehandalan dari sistem dengan membandingkan dalam suatu grafik, analisa secara analitik dan simulasi.

Dalam penyusunan tugas akhir ini terdapat beberapa batasan permasalahan yang akan dianalisa, antara lain :

- Sistem yang dianalisa adalah sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller Dry Cargo Vessel 18.500 Dwt.
- Tidak membahas analisa keandalan untuk sistem Control dari CPP.

1.5 Metode Penulisan

Berbagai metode penulisan yang digunakan dalam penulisan tugas akhir ini antara lain adalah :

- Menjelaskan berbagai fungsi dari komponen-komponen penyusun sistem serta diagram kerja dari sistem Hidraulic Controlable Pitch Propeller yang merupakan obyek sistem yang akan dianalisa.
- Menjelaskan metode dalam analisa statistik dari data-data yang diperoleh, untuk kemudian diambil suatu distribusi probabilitas yang sesuai dari masing-masing komponen penyusun sistem. Dimana distribusi probabilitas yang diambil dalam penyusunan tugas akhir ini adalah distribusi Eksponensial dikarenakan data-data yang diperoleh merupakan data sekunder.
- Membuat suatu blok diagram yang mewakili hubungan antar komponen-komponen penyusun sistem, baik itu bentuk seri, parallel, maupun bentuk-bentuk redundancy yang lain yang kemudian dibuat suatu evaluasi keandalan sistem secara analitik dan simulasi.
- Menganalisa keandalan sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller untuk kedua metode yaitu metode analisa keandalan sistem dengan teknik analitik dan metode analisa keandalan sistem dengan teknik Simulasi. Kemudian dari kedua analisa tersebut dibuat grafik nilai keandalan terhadap fungsi waktu. Dalam metode Simulasi digunakan suatu software komputer yang dibuat dalam bahasa Fortran dimana dalam struktur program selain main program terdapat struktur subprogram Random Number Generator.

BAB II

KONSEP DASAR KEANDALAN

BAB II

KONSEP DASAR KEANDALAN

2.1 Terminologi Keandalan

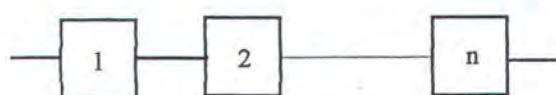
Keandalan merupakan probabilitas suatu sistem dapat beroperasi sesuai dengan fungsi yang diinginkan untuk kondisi tertentu selama jangka waktu yang telah ditentukan. Dalam menentukan nilai keandalan dari suatu sistem dilakukan analisa kuantitatif yang menggunakan dua metode yaitu secara analitik dan simulasi.

2.1.1 Pemodelan Sistem

Dalam evaluasi keandalan suatu sistem, penyederhanan hubungan komponen-komponen penyusun sistem dapat diterjemahkan kedalam bentuk blok diagram yang mewakili cara kerja dari operasional sistem. Hubungan antar komponen sistem antara lain diterjemahkan dalam bentuk series, parallel atau kombinasi dari keduanya.

Difinisi dari series dan parallel sistem dalam evaluasi keandalan yaitu :

- series sistem berarti semua komponen penyusun sistem harus bekerja agar sistem sukses atau hanya diperlukan satu komponen gagal agar sistem keseluruhan gagal.



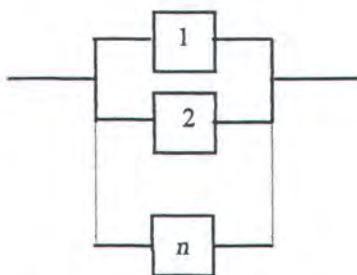
Gambar 2.1 Struktur seri

Keandalan R_s dan Ketidakandalan Q_s dari series sistem :

$$R_s = \prod_{i=1}^n R_i \quad 2.1$$

$$Q_s = 1 - \prod_{i=1}^n R_i \quad 2.2$$

- parallel sistem berarti bahwa diperlukan satu komponen penyusun sistem bekerja agar sistem sukses atau diperlukan semua komponen gagal agar sistem secara keseluruhan gagal.



Gambar 2.2 Struktur Parallel

Keandalan R_p dan ketidakandalan Q_p dari paralel sistem :

$$R_p = 1 - \prod_{i=1}^n Q_i \quad 2.3 \qquad Q_p = \prod_{i=1}^n Q_i$$

2.4

2.1.2 Failure Rate

Failure Rate adalah laju kegagalan (failure) dari suatu komponen persatuan waktu tertentu, yang dinotasikan $\lambda(t)$.

Secara matematis untuk mendapatkan persamaan failure rate adalah dengan membuat suatu bentuk distribusi yang sesuai dengan data-data maintenance record yang telah disusun. Dalam konsep keandalan terdapat istilah '*cumulatif distribution function, (cdf)*' dan '*probability density function, (pdf)*'. Cumulatif distribution function adalah suatu fungsi distribusi yang nilainya meningkat antara 0 sampai 1, yang dapat juga disebut sebagai '*cumulative failure distribution, Q(t)*'.

Jika T merupakan variabel random, baik itu variabel random yang kontinyu ataupun diskrit, maka fungsi distribusi kumulatif, *cdf* dari variabel random T didefinisikan oleh :

$$F(t) = P(T \leq t) \quad 2.5$$

Jika T adalah variabel random yang kontinyu dengan *pdf* $f(t)$, maka fungsi distribusi kumulatifnya (*cdf*), adalah:

$$F(t) = P(-\infty \leq T \leq t) = \int_{-\infty}^t f(u)du \quad 2.6$$

Sedangkan jika T merupakan variabel random diskrit dengan *pdf* $f(t)$, maka fungsi distribusi kumulatifnya adalah :

$$F(t) = \sum_{t_i \leq t} f(t_i) \quad 2.7$$

Hubungan antara *cumulatif distribution function (cdf)*, dan *probability density function (pdf)*, adalah :

$$f(t) = \frac{dF(t)}{dt} \quad 2.8$$

Nilai kehandalan $R(t)$ atau probabilitas suatu komponen akan tetap beroperasi untuk suatu periode waktu tertentu adalah :

$$R(t) = 1 - Q(t) \quad 2.9$$

Turunan pertama dari cumulatif distribution function adalah probability distribution function, secara matematis dirumuskan sebagai berikut :

$$f(t) = \frac{dQ(t)}{dt} = -\frac{dR(t)}{dt} \quad 2.10$$

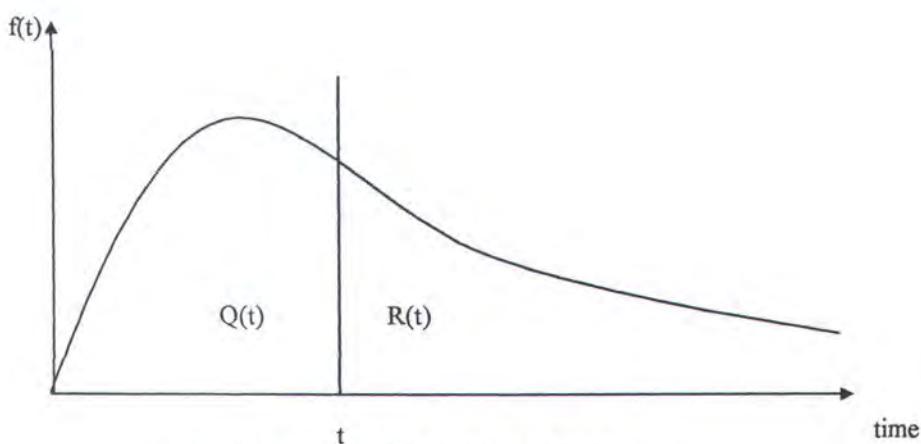
Jadi nilai ketidakandalan dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$Q(t) = \int_0^{\infty} \lambda e^{-\lambda t} dt = 1 - e^{-\lambda t} \quad 2.11$$

Sedangkan nilai keandalannya adalah :

$$R(t) = \int_t^{\infty} \lambda e^{-\lambda t} dt = e^{-\lambda t} \quad 2.12$$

Persamaan 2.18 dan 2.19 dapat dibuat dalam suatu bentuk kurva yang mewakili nilai keandalan dan ketidakandalan. Luas daerah antara interval 0 sampai t merupakan fungsi ketidakandalan sedangkan luas interval t sampai tak hingga mewakili fungsi keandalan terhadap waktu. Lihat gambar (2.4).



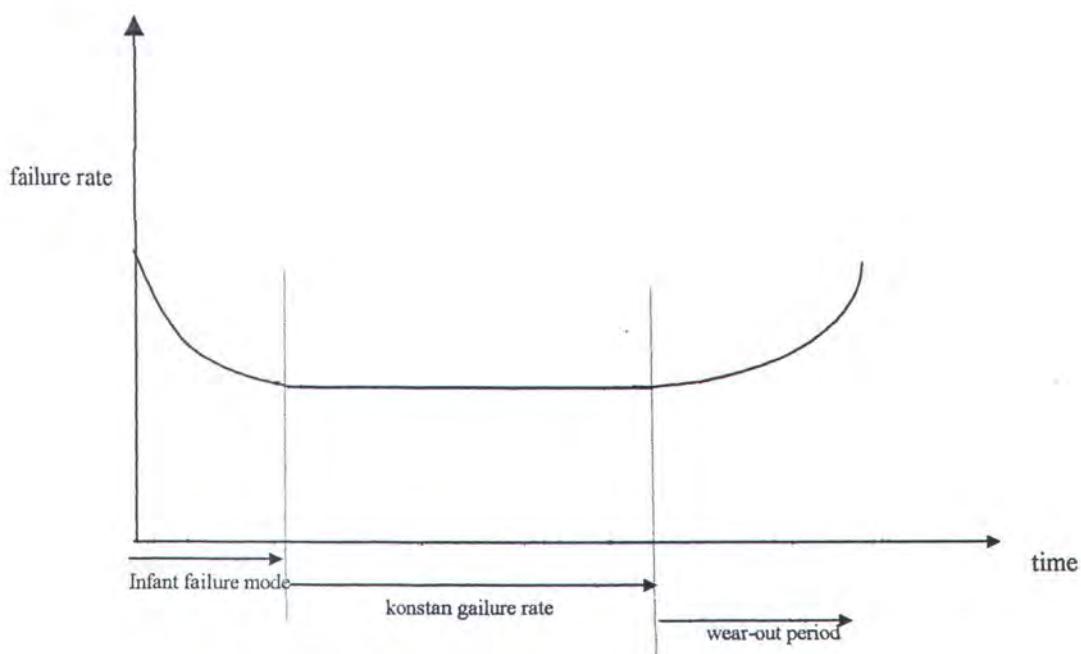
Gambar 2.3 kurva failure density function

Ekspresi $\lim_{\Delta t \rightarrow 0} \frac{F(t + \Delta t) - F(t)}{\Delta t}$ pada persamaan 2.15 sama dengan persamaan 2.7 ,

karena itu persamaan 2.15 dapat disederhanakan menjadi :

$$\lambda(t) = \frac{f(t)}{R(t)} \quad 2.16$$

Karakteristik hubungan antara failure rate dengan fungsi waktu dapat ditunjukkan melalui sebuah kurva yang disebut ‘bath-up curve’.



Gambar 2.4 Bath-up Curve

Dalam kurva tersebut terdapat tiga periode waktu yaitu :

1. Periode kegagalan awal (*infant failure period*), daerah ini menggambarkan bahwa kegiatan/kerusakan terjadi karena kesalahan pembuatan/desain dan failure rate menurun seiring pertambahan waktu operasi.
2. Periode *failure rate* konstan , merupakan umur pakai komponen dimana kegagalan/kerusakan terjadi karena ‘kemungkinan’.
3. Periode kelelahan (*wear-out period*), pada tahap ini kegagalan komponen terjadi akibat kelelahan (*fatigue*) dengan ditandai peningkatan *failure rate* yang cepat sesuai fungsi waktu.

2.1.3 Mean Time to Failure (MTTF)

Mean time to failure merupakan suatu expected value, dimana $f(t)$ atau pdf adalah distribusi waktu untuk gagal. Persamaan expected value suatu distribusi probabilitas yang mempunyai range $(0, \infty)$ adalah:

$$E(t) = \int_0^{\infty} t \cdot f(t) dt \quad 2.17$$

substitusi dari persamaan 2.17 ke pers. 2.24 menjadi :

$$E(t) = m = - \int_0^{\infty} t \cdot dR(t) \quad 2.18$$

$$m = [-t \cdot R(t)]_0^\infty + \int_0^\infty R(t) dt \quad 2.19$$

dimana $[-t \cdot R(t)]_0^\infty = 0$, sehingga persamaan 2.19 menjadi :

$$m = \int_0^\infty R(t) dt$$

2.2.1 Distribusi Probabilitas

Terdapat beberapa macam distribusi probabilitas yang digunakan dalam evaluasi keandalan dari suatu komponen atau sistem, dimana penentuan jenis distribusi dari suatu sistem dilakukan dengan pengujian sampel atau pengumpulan data yang berhubungan dengan pengoperasian suatu sistem. Salah satu distribusi Probabilitas keandalan sistem yang paling banyak digunakan dalam analisa sistem adalah :

- Distribusi Eksponensial

Distribusi Eksponensial sering dipakai dalam evaluasi keandalan sistem dikarenakan

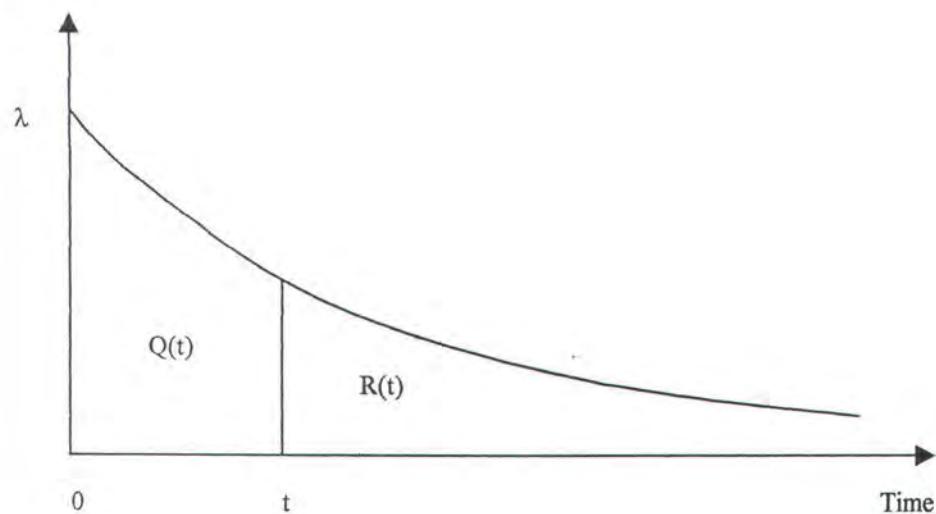
Hazard-rate bernilai konstan, dimana dalam hal ini Hazard rate didefinisikan sebagai failure-rate (λ).

Dalam distribusi ini, secara matematis keandalan suatu komponen dapat beroperasi untuk waktu operasi t adalah :

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad 2.20$$

Failure density function, $f(t)$ adalah :

$$f(t) = \frac{-dR(t)}{dt} = \lambda \cdot e^{-\lambda t} \quad 2.21$$



Gambar 2.5 Fungsi Keandalan Exponential

Probabilitas kegagalan dari suatu komponen atau sistem dapat dirumuskan dalam persamaan sebagai berikut :

$$Q(t) = \int_0^t \lambda \cdot e^{-\lambda u} dt = 1 - e^{-\lambda t} \quad 2.22$$

Sedangkan keandalannya adalah :

$$R(t) = \int_t^\infty \lambda \cdot e^{-\lambda t} = e^{-\lambda t} \quad 2.23$$

Distribusi Eksponensial adalah distribusi dimana probabilitas kerusakan tidak dipengaruhi oleh keadaan waktu sebelumnya, tetapi tergantung pada interval waktu yang akan dievaluasi.

Expected value, atau nilai harapan dari variabel kontinyu yang mempunyai range antara 0 sampai ∞ , diberikan oleh :

$$E(x) = \int_0^{\infty} x \cdot f(x) dx \quad 2.24$$

Pada distribusi Exponential, didapat :

$$\begin{aligned} E(t) &= \int_0^{\infty} t \cdot f(t) dt = \int_0^{\infty} \lambda t \cdot e^{-\lambda t} dt \\ &= \left[-te^{-\lambda t} \right]_0^{\infty} - \left[\frac{1}{\lambda} e^{-\lambda t} \right]_0^{\infty} = 0 + \frac{1}{\lambda} \end{aligned}$$

$$E(t) = \frac{1}{\lambda} \quad 2.25$$

Persamaan tersebut diatas, disebut juga *mean time to failure*,(MTTF).

BAB III

METODE SIMULASI MONTE CARLO

BAB III

METODE SIMULASI

MONTE CARLO

Terdapat dua pendekatan perhitungan dalam mengevaluasi keandalan dari suatu sistem yaitu dengan menggunakan teknik analitik dan dengan teknik simulasi. Dimana pendekatan perhitungan dengan teknik analitik merupakan perhitungan keandalan sistem secara langsung dengan menggunakan berbagai perumusan matematis dalam bidang keandalan. Sedangkan perhitungan keandalan dengan menggunakan teknik simulasi adalah dengan mensimulasikan proses atau keadaan sebenarnya secara random, dan tetap menjaga proses tersebut dengan sebagaimana eksperimen yang sebenarnya dalam suatu waktu yang disimulasikan.

Proses simulasi dimaksudkan untuk menghitung dan memprediksi pola perilaku (behaviour) suatu sistem dalam waktu yang disimulasikan untuk mendapatkan distribusi frekwensi atau probabilitas dari keandalan sistem tersebut.

3.1 Random Number

Random number adalah variabel yang mempunyai nilai yang terdistribusi secara uniform dalam interval $(0,1)$, dimana variabel tersebut didapatkan dengan suatu persamaan *likelihood*. Dengan komputer digital, melalui suatu fungsi algoritma yang diketahui sebagai ‘*random number generators*’.

Terdapat berbagai macam fungsi algoritma yang digunakan dalam membuat suatu random number generator, antara lain yaitu :

3.1.1 Congruential generator

Merupakan bentuk fungsi Algoritma yang paling banyak digunakan untuk mendapatkan random number. Sebuah angka baru x_{i+1} dihitung dari suatu harga x_i yang persamaan matematisnya adalah :

$$x_{i+1} = (Ax_i + C) \cdot (\text{mod } B) \quad 3.1$$

dimana :

A = pengali (multiplier)

B = modulus

C = penambah

Harga A , B , dan C semuanya non-negative integer. Bila harga $C > 0$, disebut *mixed congruential generator*, sedang bila $C = 0$ disebut *multiplicative generator*.

Proses perhitungan dimulai dengan memilih harga x_0 sebagai nilai awal. Notasi modulus ($\text{mod } B$) dalam persamaan 3.1 dapat diekspresikan sebagai :

$$x_{i+1} = A x_i + C - B k_i \quad 3.2$$

Dimana $k_i = (Ax_i + C) / B$ menunjukkan harga integer positif terbesar dalam $(Ax_i + C) / B$.

Suatu uniform random number U_i dalam interval $(0,1)$ dapat diperoleh dari persamaan :

$$U_i = \frac{x_i}{B} \quad 3.3$$

3.1.2 Pseudorandom Number Generator

Merupakan salah satu teknik yang digunakan dalam menghasilkan pseudo random number yang berada dalam interval $(0,1)$. Dimana dapat dirumuskan dalam bentuk matematis :

$$\lambda_{n+1} = \langle 10^p \cdot cx_n \rangle \quad 3.4$$

dimana :

$\langle a \rangle$ = notasi fraksional dari ‘a’

p = jumlah digit dari pseudorandom

c = constan multiplier, berharga $0 < c < 1$

Harga c diperoleh dengan pendekatan melalui persamaan $10^p \cdot (200A \pm B)$ dimana harga B berada pada $\{3, 11, 13, 19, 21, 27, 29, 37, 53, 59, 61, 67, 69, 77, 83, 91\}$.

Nilai awal $x_0 = 10^{-p} k$; $0 < k < 10^p$

Kerugian utama dari penggunaan Pseudorandom generator yaitu membutuhkan proses yang lama, disebabkan terlalu banyak menggunakan multiplication yang berlebihan dalam menghasilkan random number.

3.1.3 Portable Random Number Generator

Merupakan random number yang secara langsung menggunakan berbagai fasilitas yang ada dalam suatu PC’(*personal computer*)’. Salah satu bentuk portabel random numnber generator adalah yang dibuat oleh Wichman and Hill, dalam bahasa *fortran* sebagai berikut :

CONTOH PROGRAM, PORTABLE RANDOM NUMBER GEBERATOR:

```

FUNCTION RAND ( )
REAL RAND
COMMON ISEED1,ISEED2,ISEED3
ISEED1=171*MOD(ISEED1,77A0-2*(ISEED/177)
IF (ISEED1.LT.0) ISEED1=ISEED2+30269
ISEED2=172*MOD(ISEED2,176)-35*(ISEED2/176)
IF (ISEED2.LT.0) ISEED2=ISEED2+30307
ISEED3=170*MOD(ISEED3,178)-63*(ISEED3/178)
IF (ISEED3.LT.0) ISEED3=ISEED3+30323
TEMP=ISEED1/30269.0+ISEED2/30307.0+ISEED3/30323.0
RAND=TEMP-AINT(TEMP)
END

```

3.1.4 Sub program Random Number Generator

Beberapa subprogram yang digunakan dalam menghasilkan random number antara lain yaitu : RAN1 (IDUM) dan RANDOM (K) .

Dimana program ini ditulis dalam bahasa *FORTRAN* , singgle argument IDUM yang digunakan adalah sebagai nilai awal yang digunakan dalam subprogram generator random number.

Bentuk subprogram dari RANDOM (K) :

```

FUNCTION RANDOM(K)
DOUBLE PRECISION DK
DK=DMOD(16807.D0*FLOAT(K),2147483647.0D0)
K=IDINT(DK)

```

```

RANDOM=SNGL (DK*4.6566128752458D-10)

RETURN

END

```

3.2 Konversi Uniform Random Number

Dalam metode simulasi Monte Carlo, uniform random number harus dikonversikan terlebih dahulu menjadi distribusi non-uniform sebelum proses simulasi dimulai, dengan berbagai metode konversi uniform menjadi non-uniform antara lain :

3.2.1 Metode Inverse Transform

Merupakan metode yang paling efisien tetapi hanya dapat digunakan pada distribusi yang secara analitik dapat dibalik, misalnya pada distribusi eksponensial.

Fungsi densiti pada distribusi eksponensial :

$$f(t) = \lambda e^{-\lambda t}$$

Dengan metode inverse transform :

$$U = f(T) = 1 - e^{-\lambda t}$$

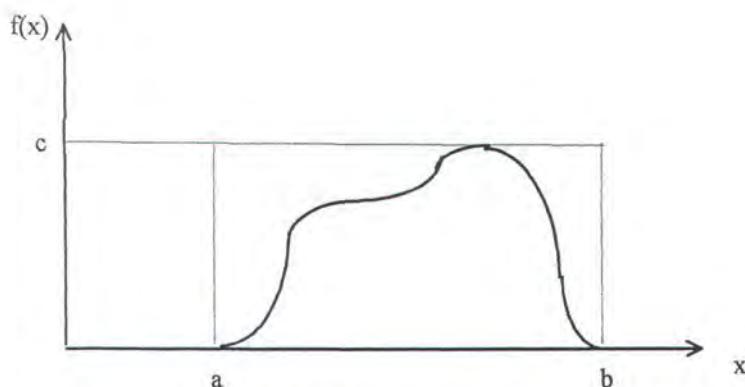
$$T = -\frac{1}{\lambda} \ln(1 - U)$$

U adalah uniform random number yang berada pada interval $(0,1)$, oleh karena itu $1-U$ dan U terdistribusi dengan jalan yang sama, maka persamaan diatas menjadi :

$$T = -\frac{1}{\lambda} \ln U \quad 3.5$$

3.2.2 Rejection Method

Metode ini dapat diterapkan pada distribusi probabilitas yang mempunyai beberapa batas variabel (*upper bound* dan *lower bound*).



Gambar 3.1 metode rejection

Dalam metode ini terdapat daerah segiempat yang mempunyai batas-batas a , b , dan c (gambar 3.1). Dimana nilai yang berada diantara a dan b merupakan harga yang dapat diterima melalui persamaan kemungkinan yang sama sebagaimana

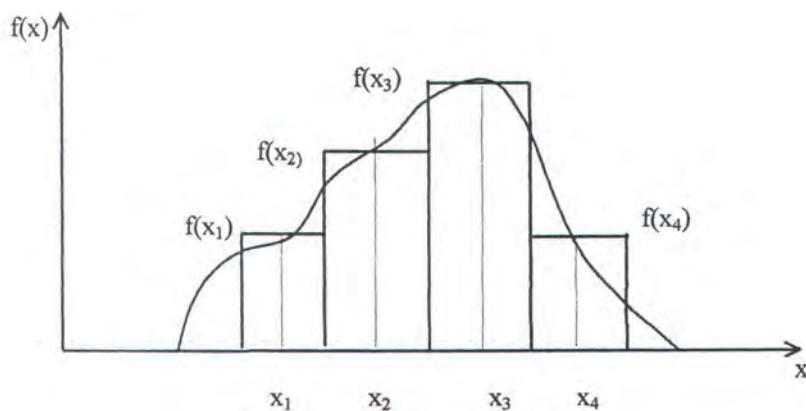
yang diprediksikan oleh distribusi $f(x)$. Jika dua random number, r_1, r_2 dihasilkan Rejection method mengikuti langkah-langkah sebagai berikut :

1. Menghitung $X_1 = a + (b - a) r_1$ dalam sumbu x
2. Menghitung $X_2 = c r_2$ dalam sumbu y
3. Jika harga $X_2 \leq X_1$, menerima X_1 sebagai random number.
4. Mendapatkan dua random number baru dan kembali megikuti langkah-1.

3.2.3 Rectangular Aproximation

Metode ini digunakan apabila tidak ada bentuk fungsi eksplisit yang mewakili dari probability density function. Lebar dari pada segiempat adalah daerah observasi harga dari x sampai $x+\delta$ dan tinggi rata-ratanya proporsional dengan

$$\int_x^{x+\delta} f(t) dt$$

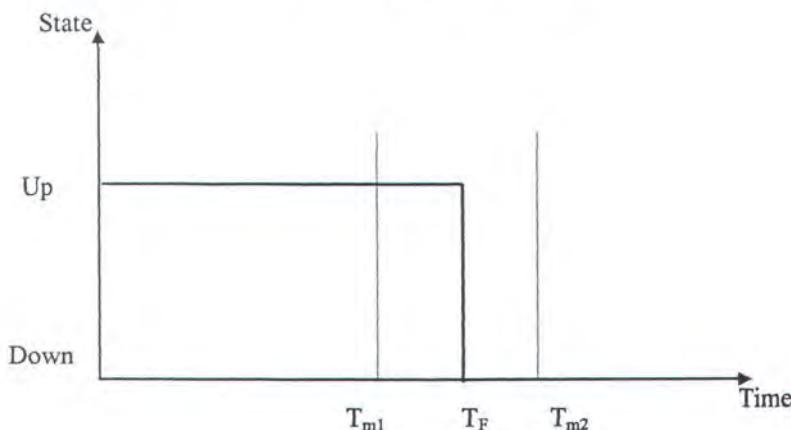


gambar 3.2 rectangular approximation of pdf

3.3 Evaluasi Keandalan terhadap Fungsi Waktu

Dalam mengevaluasi nilai keandalan dari sebuah komponen yang mempunyai suatu laju kerusakan tertentu yang didapat dari distribusi data-data perawatan dapat dilakukan analisa secara simulasi sebagai berikut:

- Langkah 1 : Mendapatkan uniform random number.
- Langkah 2 : Merubah Random Number tersebut kedalam nilai waktu menggunakan metode konversi.
- Langkah 3 : Jika waktu tersebut lebih besar atau sama dengan waktu misi maka kejadian (event) adalah sukses, bila lebih kecil event tersebut gagal. Hal ini dapat ditunjukkan seperti pada gambar (3.5). T_F adalah time to failure yang disimulasikan, T_{m1} waktu misi gagal dan T_{m2} waktu misi sukses.
- Langkah 4 : Ulangi langkah 1-3, dan menghitung jumlah dari kesuksesan dan jumlah dari kegagalan.
- Langkah 5 : Evaluasi keandalan yaitu dengan menghitung jumlah kesuksesan dibagi dengan jumlah simulasi yang dilakukan.



Gambar 3.5 Siklus operasi dari komponen tunggal.

3.3.1 Evaluasi Keandalan untuk Sistem Non-Repairable

Prinsip-prinsip yang digunakan dalam evaluasi keandalan untuk komponen tunggal dapat diterapkan pada sistem yang mempunyai beberapa kombinasi komponen. Berbagai informasi yang diperlukan adalah data-data yang sesuai untuk masing-masing komponen dan bentuk kombinasi yang diperlukan agar sistem dapat beroperasi.

Sebagai contoh, suatu sistem mempunyai dua komponen yang tersusun secara paralel. Langkah-langkah simulasi yang dilakukan yaitu:

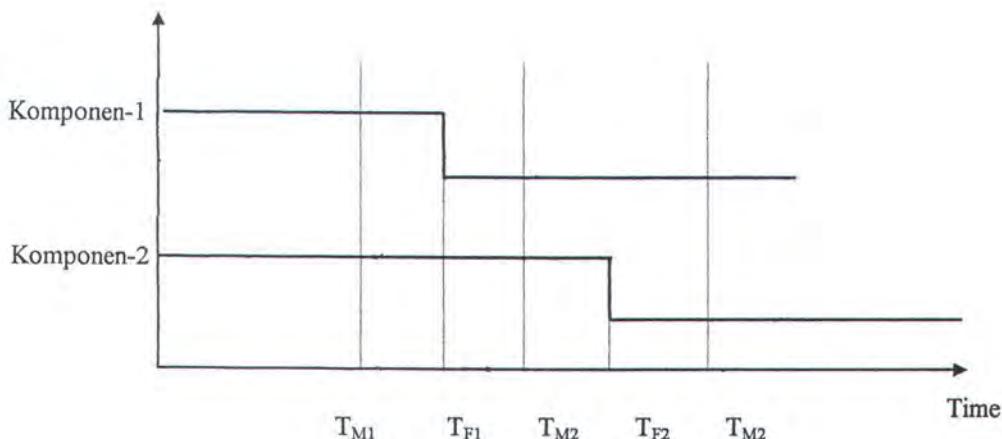
Langkah 1 : Mendapatkan dua Random Number, untuk masing-masing komponen.

Langkah 2 : Merubah Random number dalam dua nilai waktu, satu untuk masing-masing komponen.

Langkah 3 : Jika satu dari waktu tersebut lebih besar atau sama dengan waktu misi maka sistem sukses, bila waktu keduanya kurang dari waktu misi maka sistem gagal beroperasi. Seperti terlihat pada gambar 3.6, jika T_{F1} dan T_{F2} adalah time-to-failure yang disimulasikan untuk komponen-1 dan komponen-2, sedangkan waktu misi T_{M1} dan T_{M2} mewakili misi sukses tetapi waktu misi T_{M3} mewakili waktu misi gagal .

Langkah 4 : Mengulangi langkah 1-3, menghitung jumlah kesuksesan dan jumlah kegagalan.

Langkah 5 : Evaluasi nilai keandalan sistem dengan membagi jumlah kesuksesan dengan jumlah simulasi yang dilakukan.



Gambar 3.6 siklus operasi dua komponen non-repairable

3.3.2 Evaluasi Keandalan Repairable-System

Penjelasan pada subbab diatas digunakan pada Mission Oriented system dimana repair tidak dimungkinkan.

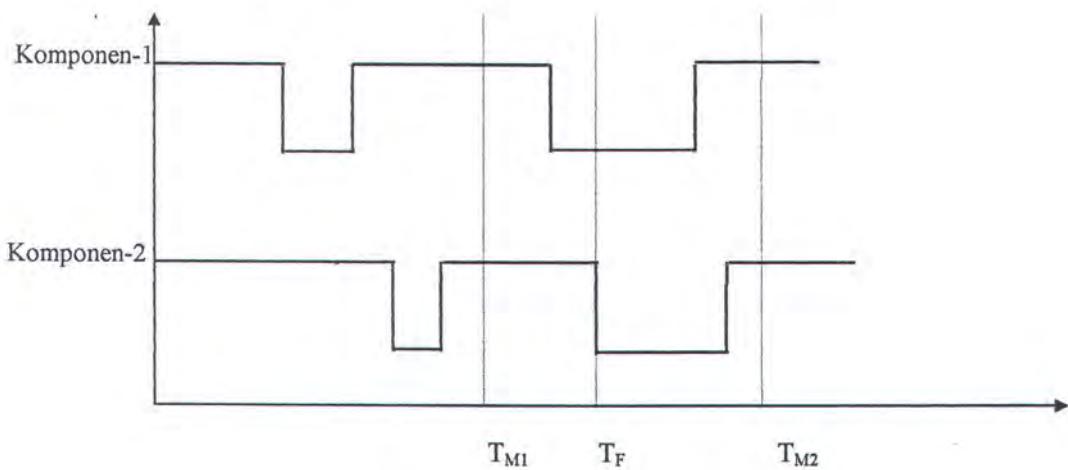
Prosedur dari simulasi dapat juga digunakan untuk studi Proses urutan waktu dari misi sistem yang mana repair dari komponen sistem dimungkinkan. Dalam kasus ini urutan dari siklus operasi-repair harus disimulasikan untuk masing-masing komponen dalam tiap simulasi. Hal tersebut dapat dijelaskan sebagai berikut.

Misalkan terdapat dua komponen paralel, prosedur simulasinya adalah:

Langkah 1 : Mendapatkan Random Number

Langkah 2 : Merubahnya kedalam fungsi waktu operasi menggunakan metode konversi, pada distribusi time-to-failure yang sesuai.

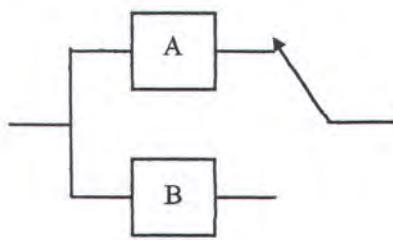
- Langkah 3 : Mendapatkan Random Number baru.
- Langkah 4 : Merubahnya kedalam fungsi waktu repair yang sesuai dengan distribusi time-to repair.
- Langkah 5 : Mengulangi langkah1-4, untuk periode yang sama atau lebih besar untuk waktu misi yang diminta.
- Langkah 6 : Mengulangi langkah 1-6, untuk masing-masing komponen.
- Langkah 7 : Membandingkan urutan dari masing-masing komponen.Jika selama waktu misi tidak terdapat overlapping repair, paling sedikit satu komponen beroperasi selama waktu misi, maka sistem sukses. Tetapi bila overlapping repair terjadi pada saat waktu misi, misi tersebut gagal. Halini diilustrasikan pada gambar 3.8, jika T_F waktu dimana overlapping-repair yang disimulasikan dimulai, maka waktu misi T_{M1} yang lebih kecil dari T_F adalah misi sukses. Sedangkan waktu misi T_{M2} yang lebih besar dari T_F , maka misi tersebut gagal.



Gambar 3.8 siklus operari dua komponen repairable

3.8 Evaluasi Keandalan untuk Sistem Stanby

Evaluasi Keandalan dari sistem stanby pada dasarnya sama dengan beberapa analisa sebelumnya yaitu penentuan waktu yang disimulasikan untuk siklus operasi dan repair serta menentukan waktu kegagalan yang bergantung pada overlapping repair dari komponen-komponen penyusun sistem. Terdapat tiga tahap pemodelan dari stanby sistem yaitu : tahap operasi, tahap repair dan tahap stanby seperti ditunjukkan dalam gambar 3.8 .



Gambar 3.9 Stanby sistem

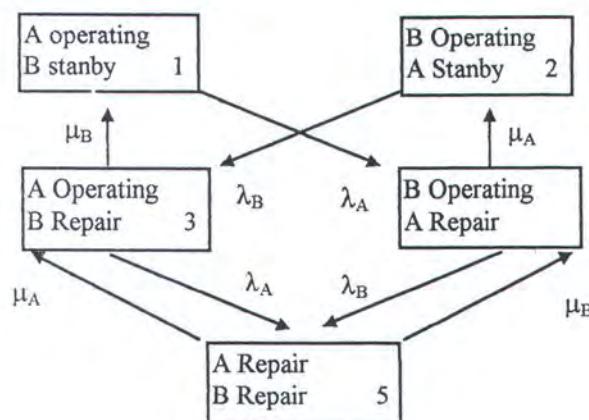
Langkah-langkah penyelesaian dari urutan kejadian yang mungkin terjadi adalah :

- Langkah 1 : Keadaan operasi, TTF, dimulai dari komponen A, komponen B segera beroperasi ketika A gagal, yaitu setelah TTF_{A1}
- Langkah 2 : Keadaan repair, TTR, dimulai ketika A gagal setelah TTF_{A1} dan selanjutnya, repair dimulai ketika masing-masing komponen gagal.
- Langkah 3 : Jika waktu repair TTR sebuah komponen yang disimulasikan lebih besar daripada waktu operasi yang disimulasikan TTF komponen yang bersangkutan maka, sistem memasuki keadaan down dan misi mengalami kegagalan. Dan sebaliknya, maka sistem akan sukses. Seperti ditunjukkan gambar 3.x Sistem gagal pertama

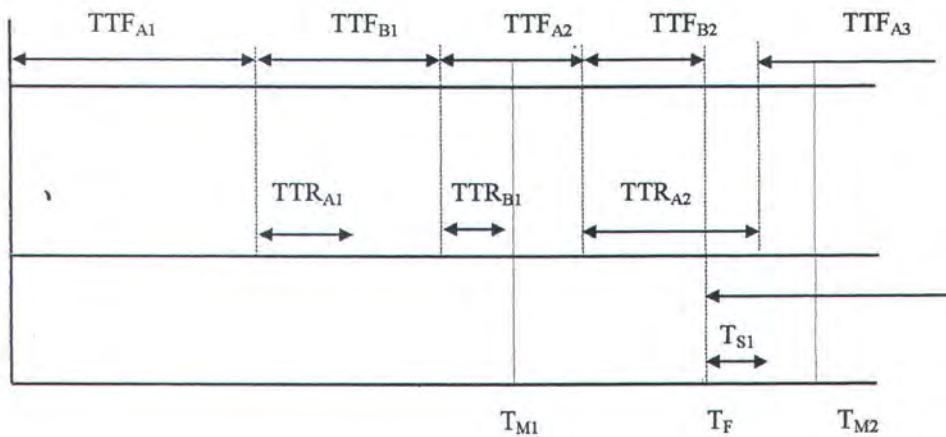
kali pada T_F , dimana T_{M1} adalah misi sukses dan T_{M2} misi gagal.

Langkah 4 : Mengulangi langkah 1-3 ,sampai total waktu yang disimulasikan sama atau lebih besar dari waktu misi.

Langkah 5 : Mengulangi langkah 1-4 ,untuk jumlah simulasi yang diinginkan.



Gambar 3.10 Diagram ruang keadaan sistem standby



Gambar 3.11 Siklus Operasi dari Stanby sistem

Keterangan :

TTF_{ij} : j menunjukkan time-to-failure dari komponen I yang disimulasikan

TTR_{ij} : j menunjukkan time-to-repair dari komponen I yang disimulasikan.

T_{mk} : waktu misi .

T_F : waktu kegagalan sistem yang pertama

T_{S1} : waktu sistem mengalami kegagalan pertama

BAB IV

TINJAUAN SISTEM CONTROLLABLE PITCH PROPELLER

BAB IV

TINJAUAN SISTEM

CONTROLABLE PITCH PROPELLER

Sistem propulsi merupakan salah satu bagian penting dalam sistem penggerak kapal, dimana dengan sistem propulsi yang handal diharapkan akan mampu mengatasi berbagai keadaan pelayaran yang berbeda-beda. Salah satu sistem propulsi yang ada saat ini yaitu Controllable Pitch Propeller. Controllable pitch propeller merupakan sistem propulsi yang mana besarnya pitch yang terjadi dapat diatur sesuai dengan besarnya pitch yang diinginkan. Perubahan besarnya pitch propeller dilakukan oleh dua sistem yang ada yaitu Servo control system dan Pitch control system.

4.1 Servo Control System

Terdiri dari servo unit dan sebuah power pack. Dalam power pack terdapat tanki oil, pompa, katub-katub, pendingin (cooler), filter dan peralatan control.

Fungsi dari servo unit adalah untuk menyesuaikan dan mengatur besarnya pitch propeller. Sedangkan power pack merupakan sebuah sistem hidraulik yang menghasilkan tekanan oil yang diperlukan untuk menggerakkan servo piston. Pompa servo membawa oil dari tangki oil melewati filter menuju blok katub. Setelah melewati blok katub oil yang bertekanan tersebut menuju oil distributor ring. Oil yang bertekanan tersebut mengalir pada satu sisi piston , sedang oil pada sisi yang lain kembali ke servo oil tank.

Servo piston digerakkan oleh sistem hidraulic yang mana disuplai oleh Hidraulic power pack dan servo piston menggerakkan daun propeller pada pitch yang diinginkan. Pada saat yang sama oil yang tersisa mengalir menuju sebuah drain tank yang terletak dibawah poros. Apabila oil yang berada pada drain tank melebihi upper level, oil dipompa kembali menuju tangki servo oil oleh sebuah transfer pump yang bekerja secara otomatis.

4.2 Pitch Control System

Pada sistem Controlable Pitch Propeller besarnya pitch yang diinginkan dioperasikan secara hidraulis. Terdapat dua buah komponen utama pada sistem tersebut yaitu sebuah Hidraulic Power Pack/Servo System dan sebuah Feed Back Transmitter.

4.2.1 Control System

Sebuah signal elektrik dikirimkan dari panel-panel remote control menuju sebuah PD-Regulator. Besarnya pitch yang diinginkan (*pitch order*), diterima oleh PD-Regulator yang menterjemahkan perintah tersebut dalam dua bentuk transmisi signal elektrik yaitu *pitch astern* dan *pitch ahead*. Pitch astern menunjukkan besarnya perubahan pitch bergerak mundur, sedangkan pitch ahead menunjukkan besarnya perubahan pitch bergerak maju. Signal tersebut diterima oleh proportional valve menjadi gerak buka-tutup katub yang sesuai dengan besarnya pitch yang diinginkan. Besarnya pitch yang terjadi, ditunjukkan oleh pitch

transmitter yang berfungsi sebagai umpan balik (feed back) menuju PD-Regulator.

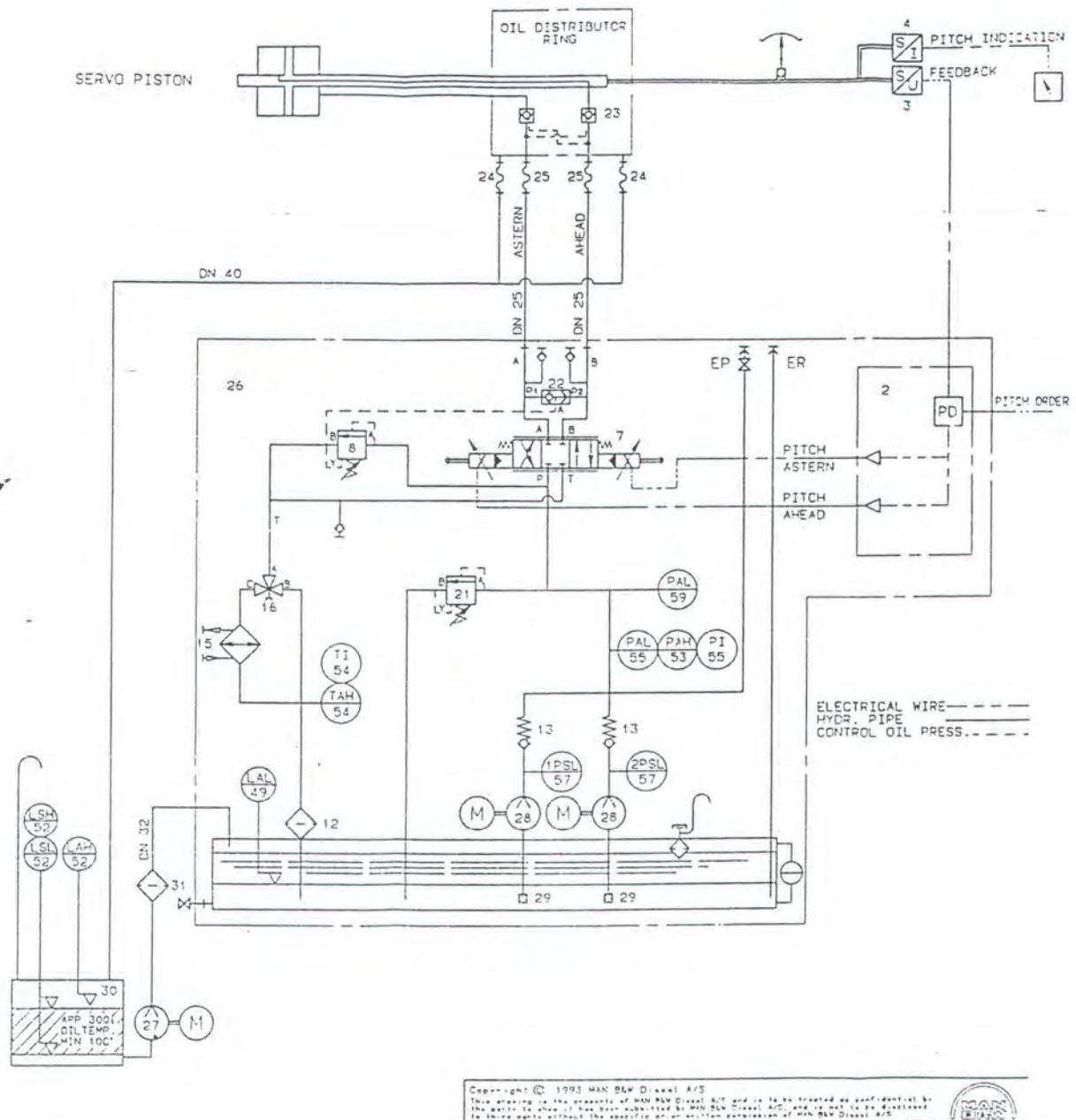
4.2.2 Hydraulic Power Pack / Servo System

Hidraulic Power pack mensuplai tekanan oil yang diperlukan menuju servo piston melewati propeller shaft / pipa servo oil. Power pack dibangun pada sebuah unit tangki yang mana dilengkapi dengan dua buah Servo oil pump. Pada Servo Oil diagram ditunjukkan hubungan antara komponen-komponen penyusun sistem. Tekanan maksimal dari sistem diatur oleh katub Servo oil maximum sistem pressure, dimana katup tersebut merupakan katub pengaman terhadap pompa servo. Jika tekanan oil dari sistem melebihi harga yang diijinkan, maka minyak akan dialirkan menuju oil tank. Katub Proportional valve dilengkapi dengan dua selenoid yang diatur secara elektris oleh PD-controller dalam sebuah control box. Double chek valve merubah posisi katub yang tergantung pada pipa-A atau pipa-B yang bertekanan. Tekanan tersebut dihubungkan terhadap Servo oil adjusting valve, dimana penambahan tekanan pada posisi ahead atau astern dapat dilakukan jika diperlukan. Hal itu perlu disesuaikan selama sea trial. Return oil yang berasal dari servo adjusting valve dan gate T pada proportional valve, dialirkan menuju cooler atau dapat pula dilewatkan tanpa melewati cooler yang kemudian dialirkan kembali menuju oil tank melewati sebuah filter.

4.2.3 Pitch control /feed-back system

Dalam sistem pengaturan besarnya pitch yang diinginkan terdapat dua buah peralatan displacement transducers. Satu dari transducers tersebut mengirimkan

signal-signal feed-back pada sistem control. Sedangkan yang lain mengirimkan signal yang menunjukkan indikasi besarnya pitch propeller.



Gambar 4.1 Servo system

Dalam operasi sistem hidraulic CPP, terdapat sistem operasi darurat dimana besarnya pitch propeller ditentukan secara manual dengan suatu urutan pengoperasiam tertentu. Dalam keadaan darurat tersebut, hal yang dilakukan adalah memotong alur system hidraulic pada servo sistem, dimana oil yang dipompa dari oil tank setelah melewati Non return valve, secara langsung dihubungkan menuju Pilot to open check valve pada oil distributor, melalui dua buah flexible connection (quick coupling). Seperti terlihat pada digram kerja Servo System (gb. 4.1).

4.3 Blok Diagram Keandalan Sistem Hidraulic CPP

Merupakan penyederhanaan sistem untuk selanjutnya dibuat suatu evaluasi hubungan antar komponen-komponen penyusun sistem, dengan memperhatikan diagram kerja dan fungsi dari masing-masing komponen serta pengaruhnya terhadap kesuksesan operasi sistem.

Dalam sistem hidraulic controllable pitch propeller blok diagram dari sistem tersebut tersusun secara seri kecuali penggunaan servo oil pump yang disusun stanby beserta Non return valve, dimana satu pompa bekerja yang lain sebagai backup jika sewaktu-waktu terjadi kegagalan operasi.

Dalam penentuan blok diagram keandalan suatu sistem dua komponen dihubungkan secara seri, apabila dibutuhkan hanya satu komponen gagal maka sistem keseluruhan akan gagal beroperasi.

Seperti terlihat pada gambar 4.2, komponen-komponen penyusun sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller tersusun secara seri kecuali untuk Oil

pump beserta Non return valve yang tersusun secara stanby. Tersusun secara seri dimana jika salah satu dari komponen tersebut gagal ,maka sistem hidraulic CPP akan gagal beroperasi. Misalkan satu komponen gagal yaitu transfer pump, maka akan mengakibatkan aliran oil dari drain tank menuju oil tank akan terhenti yang mengakibatkan suplai oil menuju ke servo piston terganggu sehingga posisi pitch yang diinginkan tidak tercapai.

Sedangkan pompa servo tersusun secara stanby, dimana satu pompa beroperasi dan yang lain mulai beroperasi jika terjadi kegagalan pada pompa yang pertama.

Pada sistem hidraulic Controllable Pitch Propeller terdapat suatu sistem darurat(emergency), dimana dalam penentuan blok diagram sistem keandalan hal tersebut dibuat dalam suatu bentuk hubungan parallel dengan langsung menghubungkan antara Non return valve dengan Pilot to Open check valve.

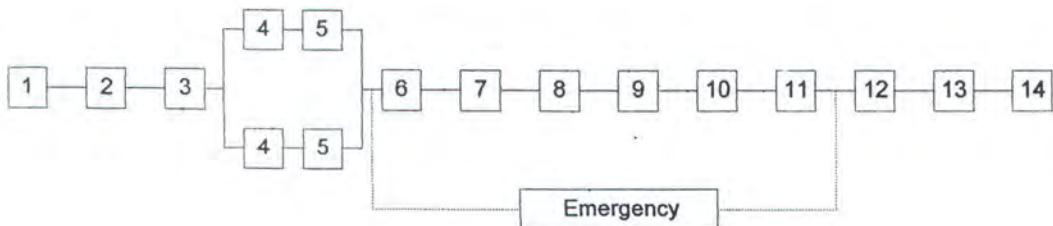
Dalam analisa keandalan sistem struktur stanby diabaikan dikarenakan sistem darurat akan dipakai hanya jika sistem Hidraulic CPP gagal dalam beroperasi untuk mengatur besarnya pitch yang diinginkan.

Dari Servo System/Sistem Hidraulic pada gambar 4.1, dibuat blok diagram keandalan yang mewakili hubungan antara komponen-komponen penyusun sistem untuk selanjutnya dianalisa dengan kedua metode analisa keandalan sistem yaitu metode simulasi dan metode analitik.

Pemodelan sistem pada analisa keandalan harus memperhatikan diagram kerja dari sistem yang mana dari diagram kerja tersebut hubungan antara komponen-komponen penyusun sistem dapat ditentukan.

Blok diagram keandalan sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller Dry Cargo

Vessel 18.500 Dwt ditunjukkan pada gambar 4.2 berikut :



Gambar 4.2 Diagram Blok Keandalan Sistem Hidraulic CPP

Keterangan :

- 1 = Transfer pump
- 2 = Filter
- 3 = Prefilter
- 4 = Oil pump
- 5 = Non return valve
- 6 = Proportional Valve
- 7 = Double check Valve
- 8 = Cooler
- 9 = Thermostatic Valve
- 10 = Servo oil pressure Adjusting Valve
- 11 = Servo oil max. system pressure
- 12 = Pilot to Open check valve
- 13 = Oil Distributor
- 14 = Servo piston

BAB V

ANALISA DAN PEMBAHASAN

BAB V

ANALISA DAN PEMBAHASAN

Dalam pembahasan simulasi keandalan sistem hidraulic controllable pitch propeller Dry Cargo Vessel 18500 Dwt , setelah dilakukan pemodelan blok diagram keandalan sistem selanjutnya dimulai proses simulasi dimana random number yang dipakai ditentukan terlebih dahulu untuk kemudian dibuat kedalam suatu grafik nilai keandalan terhadap waktu.

Beberapa data yang diperlukan dalam evaluasi keandalan sistem antara lain adalah data-data sekunder, yang diperoleh dari lembaga yang secara khusus mengumpulkan data-data perawatan berbagai komponen yaitu Reliability Analysis Center.

Proses simulasi dimulai dengan memdapatkan Random Number yang diperoleh dengan Random Number Generator dimana dalam penyusunan tugas akhir ini digunakan tiga buah random number yang berbeda. Dengan menentukan distribusi failure time dari masing-masing komponen random number yang didapat dikonversikan kedalam fungsi waktu yang digunakan untuk menentukan nilai keandalan sistem dengan membandingkan nilai waktu yang disimulasikan dengan nilai waktu misi yang telah ditentukan.

5.1 Analisa Data

Dalam sistem hidraulic Controllable Pitch Propeller Dry Cargo Vessel 18500 Dwt, data-data failure time dari masing-masing komponen penyusun sistem adalah sebagai berikut:

No.	Nama Komponen	Failure Rate fail/(10 ⁶ hour)	MTTF hour
1	Transfer Pump	78.9752	12662
2	Filter	31.5543	31691
3	Prefilter	20.1547	49616
4	Oil Pump	333.332	3000
5	Non Return Valve	11.2554	88846
6	Proportional Valve	119.9996	8333
7	Double Check Valve	9.4621	105685
8	Cooler	384.4026	2601
9	Thermostatic Valve	15.6745	63798
10	Servo Oil Press. Adjusting Valve	47.0296	21263
11	Servo Oil Max. System Press.	15.4546	64706
12	Pilot Open Check Valve	5.3724	186137
13	Oil Distributor	20.4348	48936
14	Servo Piston	12.5125	79920

Tabel 5.1

Dari data-data yang diperoleh tersebut kemudian dalam perhitungan nilai keandalan sistem dibuat kedalam program komputer dengan membuat bentuk konversi dari distribusi uniform menjadi bentuk nonuniform dengan menggunakan metode Invers Transform.

Distribusi yang digunakan dalam analisa keandalan sistem hidraulic Controllable Pitch Propeller ini adalah distribusi Eksponensial dimana nilai failure time dari masing-masing komponen besarnya adalah konstan.

Reliability sistem dari distribusi Eksponential ditentukan dengan persamaan sebagai berikut :

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad (5.1)$$

Konversi nilai reliability menjadi fungsi nilai waktu dilakukan dengan penurunan matematis dengan metode Invers transform. Dari persamaan diatas diperoleh :

$$\begin{aligned} \log(R(t)) &= \log(e^{-\lambda t}) \\ \frac{\log R(t)}{\log e} &= -\lambda \cdot t \\ t &= \ln(R(t)) \cdot \left(-\frac{1}{\lambda}\right) \end{aligned} \quad (5.2)$$

Dimana :

$$\frac{1}{\lambda} = MTTF$$

Sehingga persamaan 5.2 dapat ditulis dalam bentuk persamaan:

$$t = \ln(R(t)) \cdot (-MTTF) \quad (5.3)$$

Proses Simulasi dimulai dengan membuat suatu bentuk random number dengan menggunakan tiga buah bentuk Random Number Generator. Setelah mendapatkan Random Number yang diinginkan, kemudian dikonversikan kedalam nilai waktu

yang sesuai dengan distribusi yang digunakan (persamaan 5.3). Dengan nilai MTTF diperoleh dari data failure time dari masing-masing komponen.

Sehingga persamaan 4.3 menjadi :

$$T = \ln(U) \cdot (-MTTF) \quad (5.4)$$

Dimana:

$U = \text{Random Number}$

Dengan persamaan 5.4, evaluasi nilai keandalan sistem dapat ditentukan dengan mensimulasikan waktu misi tersebut. Kejadian sukses dan gagal dari operasi sistem ditentukan dengan membandingkan nilai waktu yang disimulasikan dengan nilai waktu misi yang telah ditentukan.

5.2 Simulasi Keandalan Sistem Hidraulic CPP

Sistem yang akan dianalisa adalah sistem hidraulic controllable pitch propeller dry cargo vesel 18500 Dwt, dimana dalam diagram blok keandalan sistem semuanya tersusun seri kecuali pompa oil serta Non return valve yang tersusun secara stanby.

Proses simulasi dilakukan sesuai langkah-langkah simulasi seperti dijelaskan dalam bab-3.

Dalam proses simulasi ini waktu misi ditentukan dalam perioda waktu 500 jam operasi selama 10.000 jam operasi. Dimana proses simulasi dilakukan pada

masing-masing nilai waktu misi sehingga diperoleh nilai keandalan sistem pada setiap waktu yang telah ditentukan tersebut.

Dalam penyusunan tugas akhir ini random number yang digunakan diambil dari berbagai literatur yang dipakai. Yaitu dengan tiga buah Random number generator yang berbeda yang dihasilkan dari suatu subprogram yang ditulis dalam bahasa fortran. Ketiga subprogram Random Number Generator tersebut adalah sebagai berikut:

1. Subprogram RAND()

```
FUNCTION RAND()
REAL RAND
COMMON ISEED1, ISEED2, ISEED3
ISEED1=171*MOD(ISEED1, 77)-2*(ISEED1/177)
IF(ISEED1.LT.0) ISEED1=ISEED1+30269
ISEED2=172*MOD(ISEED2, 176)-35*(ISEED2/176)
IF(ISEED2.LT0) ISEED2=ISEED2+30307
ISEED3=170*MOD(ISEED3, 178)-63*(ISEED3/178)
IF(ISEED3.LT.0) ISEED3=ISEED3+30323
TEMP=ISEED1/30269.0+ISEED2/30307.0+ISEED3/30323.0
RAND=TEMP-AINT(TEMP)
END
```

2. Subprogram RAN1(IDUM)

```
FUNCTION RAN1(IDUM)
DIMENTION R(97)
```

```

PARAMETER (M1=259200, IA1=7141, IC1=54773, RM1=1./M1)
PARAMETER (M2=134456, IA2=8121, IC2=28411, RM2=1./M2)
PARAMETER (M3=243000, IA3=4561, IC3=51349)
DATA IFF /0/
IF (IDUM.LT.0OR.IFF.EQ.0)THEN
IFF=1
IX1=MOD(IC1-IDUM,M1)
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX2=MOD(IX1,M2)
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX3=MOD(IX1,M3)
DO 11 J=1,97
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX2=MOD(IA2*IX2+IC2,M2)
R(J)=(FLOAT(IX1)+FLOAT(IX2)*RM2)*RM1
11 CONTINUE
IDUM=1
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX2=MOD(IA2*IX2+IC2,M2)
IX3=MOD(IA3*IX3+IC3,M3)
J=1+(97*IX3)/M3
IF(J.GT.97.OR.J.LT.1)PAUSE
RAN1=R(J)
R(J)=(FLOAT(IX1)+FLOAT(IX2)*RM2)*RM1
RETURN

```

END

3. Sub program RANDOM(K)

```
FUNCTION RANDOM(K)
DOUBLE PRECISION DK
DK=DMOD(16807.0D0*FLOAT(K),2147483647.0D0
K=IDINT(DK)
RANDOM=SNGL(DK*4.6566128752458D-10)
RETURN
END
```

Ketiga subprogram tersebut nantinya digunakan dalam struktur program fortran sebagai suatu fungsi external selain struktur pada main program.

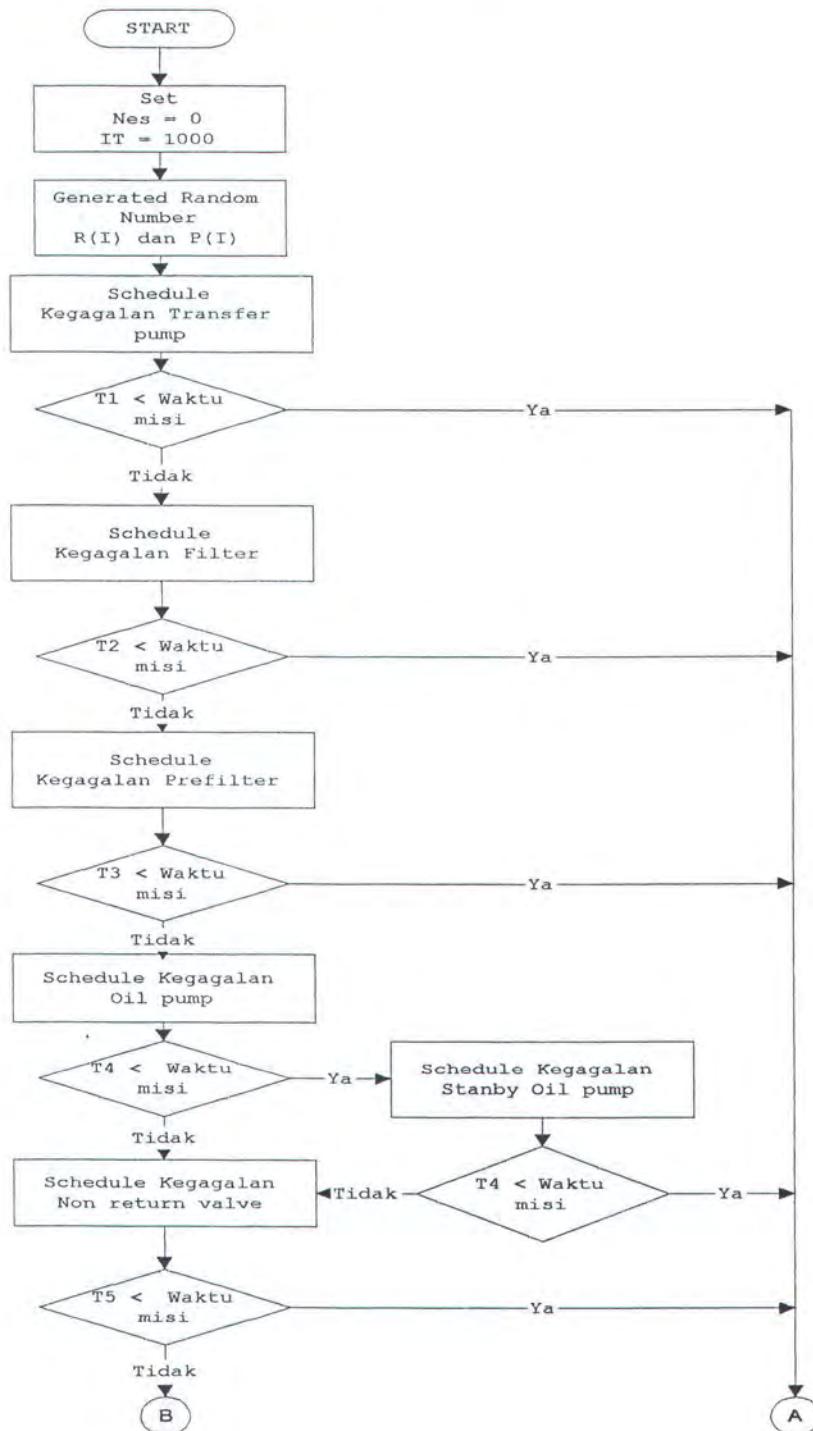
Dalam melakukan proses simulasi dari penentuan waktu misi yang telah ditentukan diatas dapat diambil contoh untuk waktu misi 500 jam, langkah-langkah simulasi dilakukan sesuai dengan blok diagram keandalan sistem dengan memperhatikan hubungan antar komponen penyusun sistem.

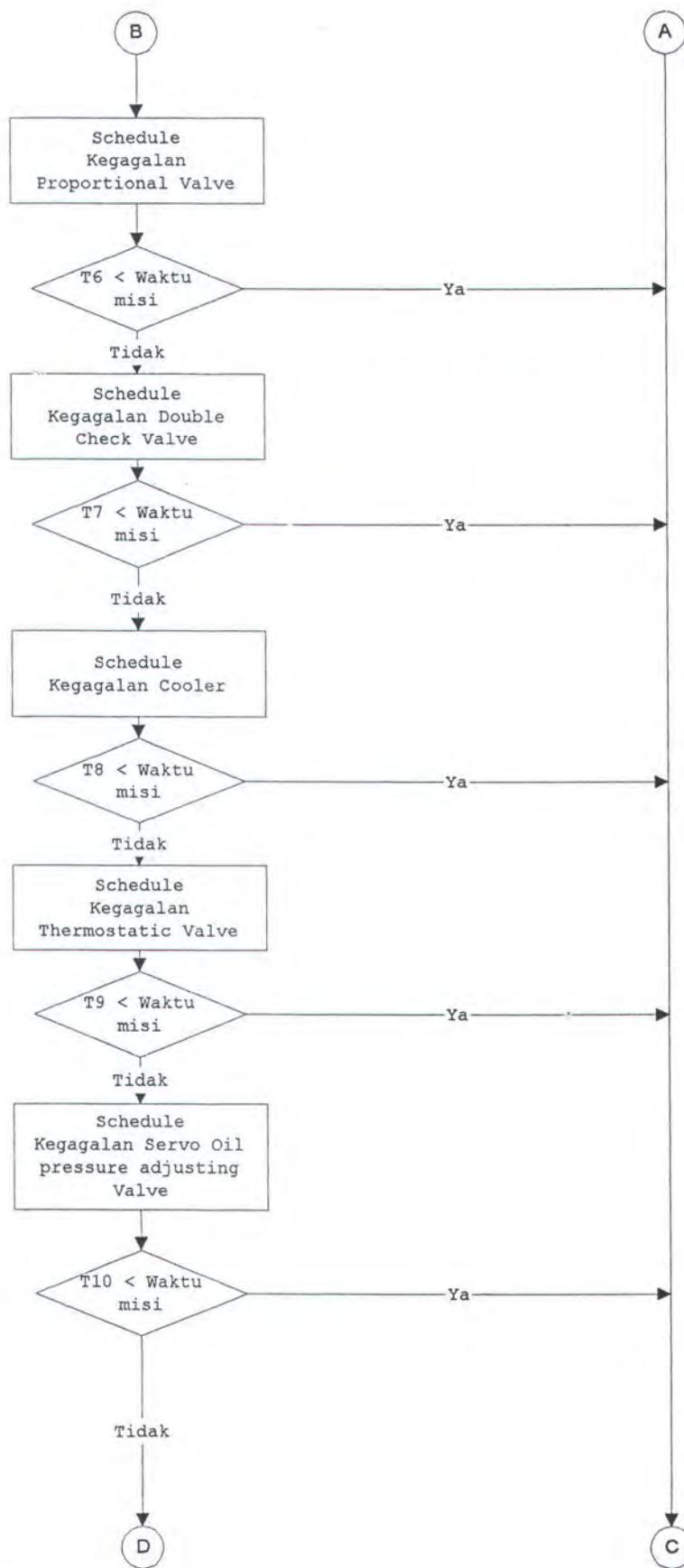
Untuk langkah-langkah simulasi keandalan sistem adalah sebagai berikut:

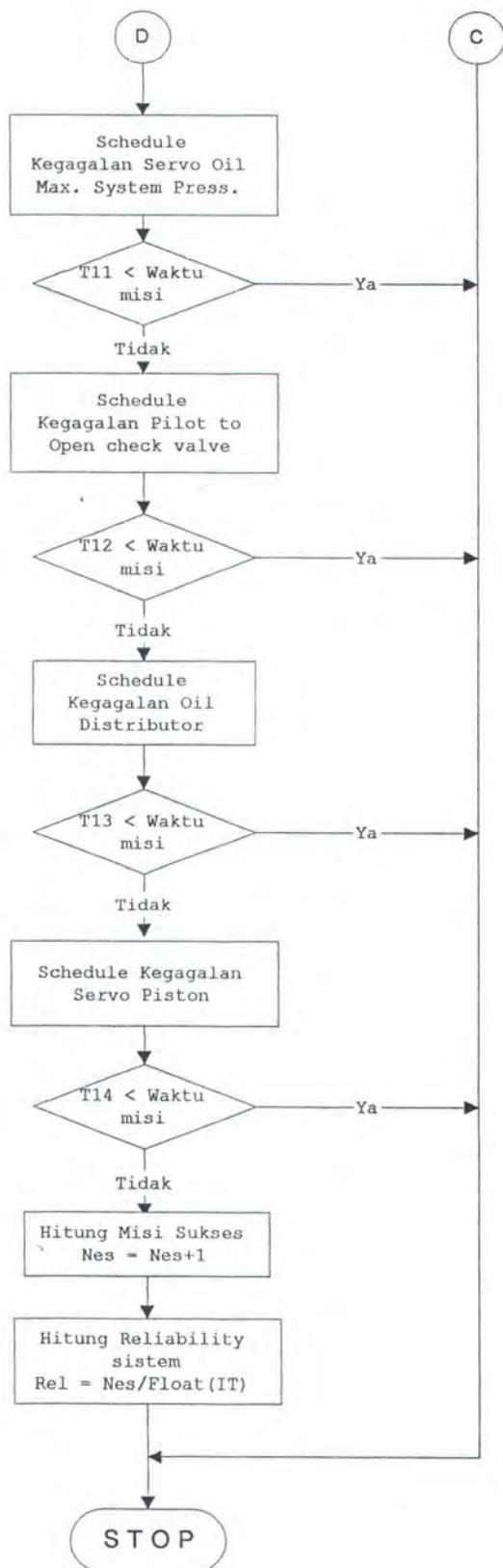
1. Mendapatkan Random Number dengan suatu bentuk random number generator.
2. Mengkonversikan kedalam persamaan fungsi waktu yang sesuai dengan distribusi failure time komponen-komponen penyusun sistem dimana dalam tugas akhir ini digunakan distribusi eksponensial.

3. Menentukan event tersebut sukses atau gagal. Bila nilai waktu operasi ini lebih besar atau sama dengan waktu misi yaitu 500 jam maka event dianggap sukses, tetapi jika nilai waktu operasi tersebut lebih kecil, event dianggap gagal.
4. Mengulangi langkah 1-3, dan hitung jumlah event yang sukses dari sejumlah simulasi yang dilakukan.
5. Hitung nilai keandalan sistem dengan membagi jumlah event yang sukses dengan jumlah simulasi yang dilakukan.

Dari langkah-langkah simulasi diatas dapat dibuat kedalam suatu bentuk program dengan flowchart sebagai berikut:







Dari flowchart yang telah ditunjukkan tersebut kemudian dibuat program simulasi dengan menggunakan struktur bahasa fortran yang mana proses simulasi dilakukan pada tiap-tiap waktu misi yang telah ditentukan.

Hasil pemrograman simulasi keandalan sistem CPP tersebut di buat kedalam suatu grafik nilai keandalan terhadap fungsi waktu dengan variasi tiga buah subprogram random number generator yang berbeda-beda..

Berikut ditunjukkan hasil simulasi sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller untuk ketiga subprogram random number pada tiap-tiap waktu-misi yang telah ditentukan :

WAKTU MISI	RELIABILITY		
	RAND()	RAN1 (IDUM)	RANDOM(K)
0	1.000	1.000	1.000
500	0.811	0.831	0.852
1000	0.679	0.671	0.697
1500	0.555	0.537	0.575
2000	0.476	0.441	0.465
2500	0.401	0.366	0.373
3000	0.340	0.312	0.299
3500	0.286	0.259	0.245
4000	0.224	0.204	0.203
4500	0.170	0.166	0.167
5000	0.138	0.133	0.135
5500	0.111	0.110	0.114
6000	0.095	0.092	0.092
6500	0.077	0.076	0.077
7000	0.060	0.063	0.068
7500	0.050	0.057	0.051
8000	0.041	0.049	0.042
8500	0.037	0.043	0.039
9000	0.031	0.035	0.028
9500	0.025	0.029	0.023
10000	0.017	0.022	0.016

Tabel 5.2

5.3 Analisa Keandalan Sistem dengan Teknik Analitik

Dalam analisa nilai keandalan sistem dengan menggunakan teknik analitik dilakukan dengan perhitungan persamaan-persamaan matematis secara langsung sesuai dengan distribusi yang dipakai.

Analisa dengan teknik analitik ini menggunakan distribusi Eksponensial dimana nilai keandalan komponen atau sistem ditentukan melalui persamaan :

$$R(t) = e^{-\lambda t} \quad (5.5)$$

Dengan mengacu pada blok diagram keandalan sistem, analisa dimulai dengan menghitung reliability sistem secara menyeluruh sesuai hubungan antar komponen-komponen penyusun sistem.

Pada struktur seri nilai keandalan sistem didapat dengan persamaan :

$$R(t) = \prod_{i=1}^n R_i \quad (5.6)$$

Dari blok diagram keandalan, komponen penyusun sistem hidraulic CPP tersusun secara seri kecuali untuk oil pump serta Non return valve yang tersusun secara stanby.

Maka nilai keandalan sistem dapat dibuat kedalam dua bentuk subsistem yaitu subsistem untuk struktur seri dan subsistem untuk struktur stanby yang kemudian kedua subsistem tersebut dapat digabungkan dengan hubungan seri.

Sehingga persamaan matematis dari sistem tersebut didapat:

$$R_{\text{seri}}(t) = R1(t).R2(t).R3(t).R6(t).R7(t).R8(t).R9(t).R10(t).R11(t).R12(t) \\ .R13(t).R14(t)$$

$$R_{\text{seri}}(t) = e^{-(\lambda_{\text{seri}}) \cdot t} \quad (5.7)$$

Dimana:

$$\lambda_{\text{seri}} = \lambda_1 + \lambda_2 + \lambda_6 + \lambda_7 + \lambda_8 + \lambda_9 + \lambda_{10} + \lambda_{11} + \lambda_{12} + \lambda_{13} + \lambda_{14}$$

Dengan memasukkan nilai failure time (λ) untuk masing-masing komponen diperoleh:

$$\lambda_{\text{seri}} = 761.0269 \times 10^{-6}$$

Sehingga persamaan nilai keandalan untuk subsistem seri didapat :

$$R_{\text{seri}} = e^{-(761.0269 \times 10^{-6}) \cdot t} \quad (5.8)$$

Pada subsistem stanby , diasumsikan sebagai kasus Perfect Switching dimana persamaan nilai keandalannya adalah:

$$R_{\text{stanby}}(t) = 1 - Q_A \cdot Q_B$$

$$R_{\text{stanby}}(t) = R_A(t) + R_B(t) - R_A(t) \cdot R_B(t) \quad (5.9)$$

Dimana dari diagram blok keandalan sistem, dalam subsistem stanby terdapat dua komponen penyusun yaitu Oil pump dan Non return valve sehingga persamaan (5.9) dapat ditunjukan sebagai :

$$\begin{aligned}
 R_{stanby} &= (R_4 \cdot R_5) + (R_4 \cdot R_5) - (R_4 \cdot R_5) \cdot (R_4 \cdot R_5) \\
 &= 2 \cdot (R_4 \cdot R_5) - (R_4 \cdot R_5)^2 \\
 &= 2 \cdot (e^{-(\lambda_4 + \lambda_5)t}) - (e^{-2(\lambda_4 + \lambda_5)t})
 \end{aligned} \tag{5.10}$$

Dari kedua persamaan subsistem diatas Reliability sistem dapat ditentukan dengan persamaan berikut:

$$R_{sistem} = R_{seri} \times R_{stanby} \tag{5.11}$$

Dari persamaan diatas reliability sistem untuk berbagai waktu misi dapat diperoleh dengan memasukkan harga waktu misi dari tiap-tiap komponen, pada persamaan –persamaan diatas.

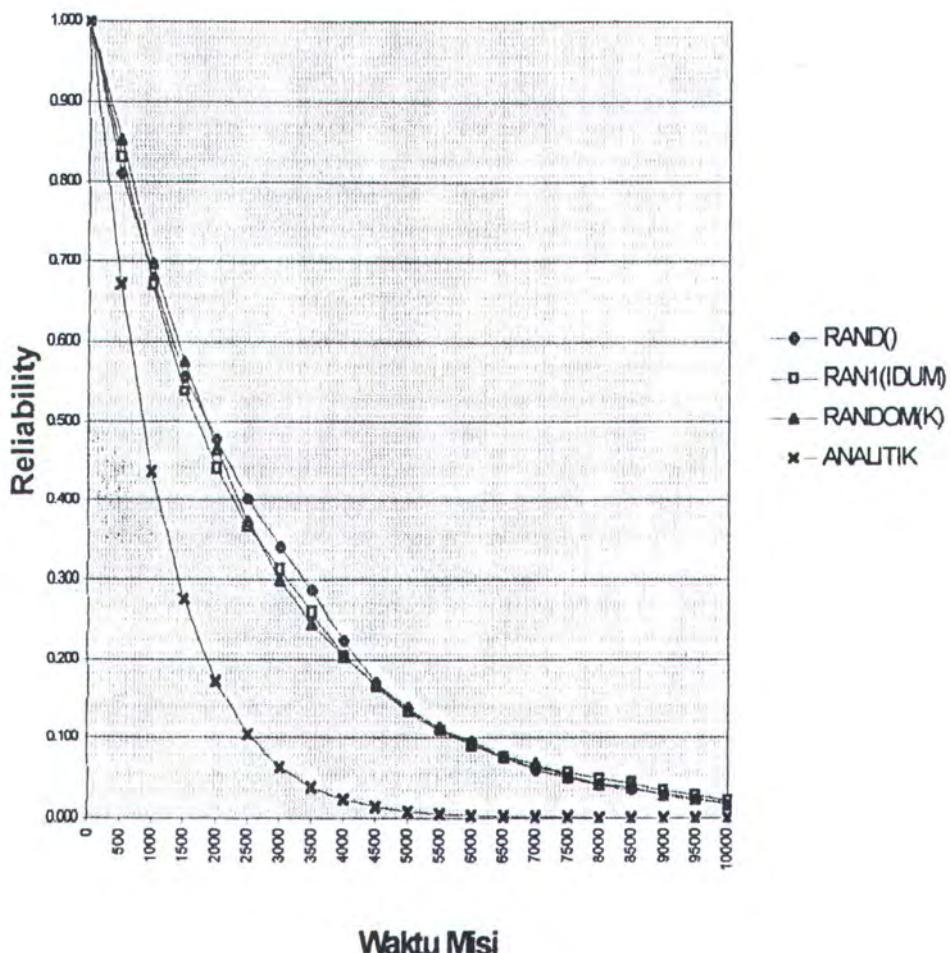
Berikut tabel hasil analisa keandalan sistem dengan metode analitik :

Waktu Misi (hour)	Reliability sistem	Subsistem seri	Subsistem stanby
0	1.000000	1.000000	1.000000
500	0.666389	0.683510	0.974951
1000	0.427492	0.467186	0.915035
1500	0.267305	0.319327	0.837089
2000	0.164131	0.218263	0.751986
2500	0.099438	0.149185	0.666541
3000	0.059635	0.101970	0.584834
3500	0.035485	0.069697	0.509126
4000	0.020984	0.047639	0.440487
4500	0.012348	0.032562	0.379232
5000	0.007238	0.022256	0.325205
5500	0.004229	0.015212	0.277982
6000	0.002464	0.010398	0.236995
6500	0.001433	0.007107	0.201618
7000	0.000832	0.004858	0.171219
7500	0.000482	0.003320	0.145191
8000	0.000279	0.002269	0.122970
8500	0.000161	0.001551	0.104045
9000	0.000093	0.001060	0.087958
9500	0.000054	0.000725	0.074307
10000	0.000031	0.000495	0.062738

Tabel 5.3 Hasil analisa dengan Metode Analitik

Dari hasil analisa keandalan dengan metode analitik tersebut, kemudian dijadikan dalam suatu grafik nilai keandalan terhadap fungsi waktu dimana analisa keandalan dengan metode simulasi juga ditunjukkan sehingga dari kedua analisa tersebut dapat dilakukan perbandingan.

GRAFIK HASIL ANALISA KEANDALAN SISTEM HIDRAULIK CPP



Dari kedua analisa keandalan sistem yaitu analisa keandalan sistem dengan metode simulasi dan metode analitis dibuat kedalam suatu grafik Reliability terhadap fungsi waktu. Dimana dengan membuat grafik nilai keandalan tersebut dalam satu grafik, dapat diketahui perbedaan kedua metode analisa yang

dilakukan. Terlihat bahwa hasil analisa keandalan dengan metode analitik menurun tajam pada waktu misi 1500 jam operasi. Sedangkan pada analisa keandalan sistem dengan metode simulasi terlihat mulai menurun tajam pada waktu misi 2500 jam operasi. Perbedaan hasil kedua analisa tersebut disebabkan proses analisa keandalan sistem yang berbeda , dimana analisa dengan metode analitik hanya didasarkan pada perhitungan matematis secara langsung tanpa melihat kelakuan sistem pada proses operasi yang sebenarnya.

5.4 Conditional Probability

Dalam analisa yang dilakukan terhadap hasil perhitungan nilai keandalan sistem Hidraulic CPP, terdapat konsep keandalan sistem yang disebut Conditional Probability. Hal tersebut dimaksudkan bahwa nilai keandalan sistem dalam periode waktu tertentu dipengaruhi kondisi sistem tersebut dalam selang waktu periode sebelumnya. Dengan kata lain bahwa, jika suatu sistem / komponen mengalami kegagalan dalam periode waktu operasi tertentu, kegagalan komponen / sistem tidak dapat terjadi pada periode selanjutnya.

Dari konsep diatas dapat dibuat suatu analisa keandalan sistem dengan menentukan perioda waktu dalam perioda operasi tertentu.

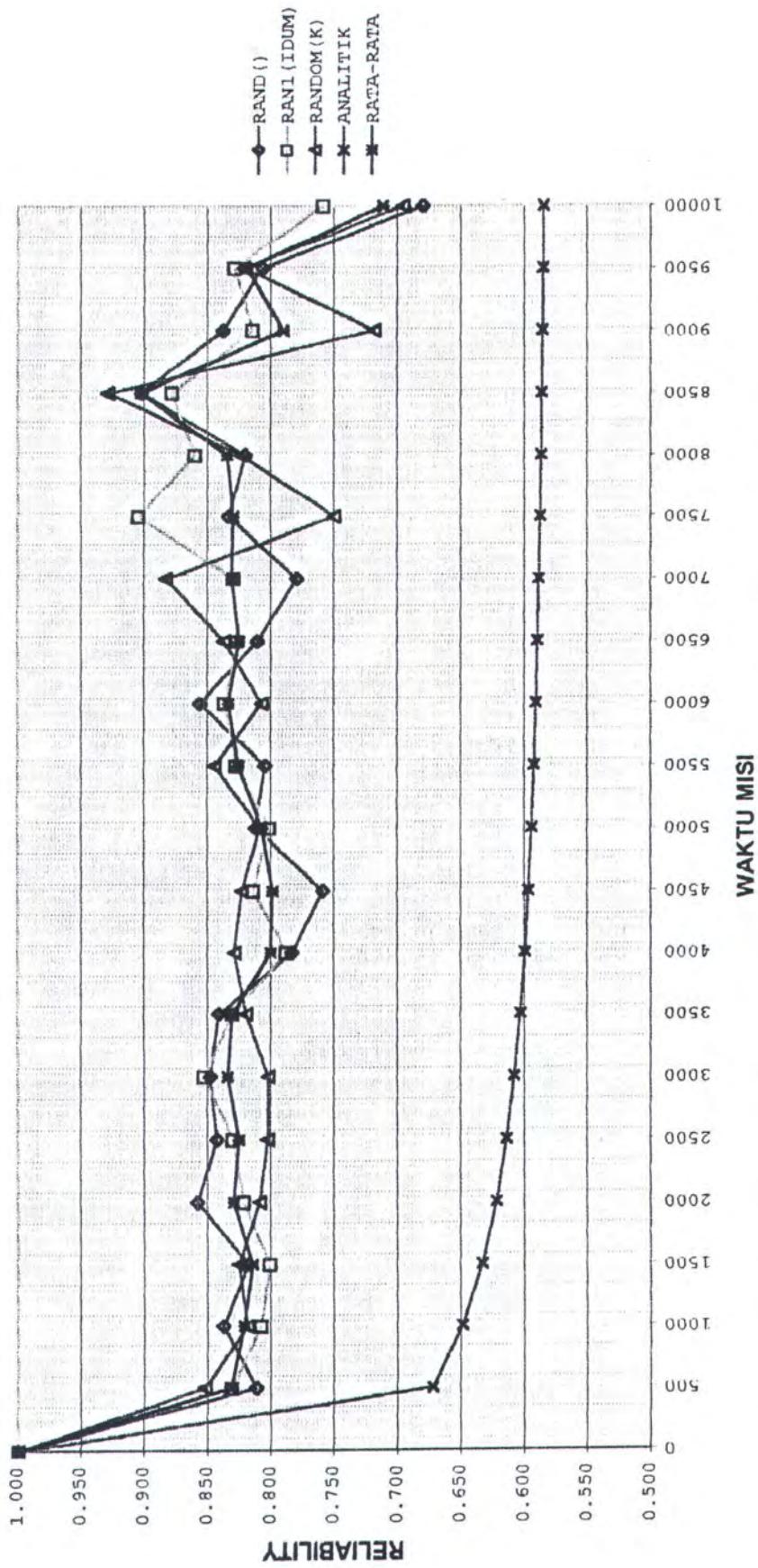
Dalam penyusunan tugas akhir ini diasumsikan perioda waktu operasi ditentukan dalam rentang waktu 500 jam operasi. Dalam bentuk grafik Conditional Probability nilai keandalan sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller dapat ditentukan dalam bentuk nilai reliability sistem terhadap fungsi nilai periode waktu operasi dalam 10.000 waktu operasi sistem.

Berikut tabel Conditional Probability sistem Hidraulic CPP, pada perioda waktu operasi 500 jam :

Reliability (Conditional Probability)				Nilai Rata-rata
Rand()	RAN1 (IDUM)	RANDOM (K)	ANALITIK	
1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
0.811	0.831	0.852	0.672	0.831
0.837	0.807	0.818	0.648	0.821
0.817	0.800	0.825	0.633	0.814
0.858	0.821	0.809	0.622	0.829
0.842	0.830	0.802	0.614	0.825
0.848	0.852	0.802	0.608	0.834
0.841	0.830	0.819	0.603	0.830
0.783	0.788	0.829	0.599	0.800
0.759	0.814	0.823	0.596	0.798
0.812	0.801	0.808	0.594	0.807
0.804	0.827	0.844	0.592	0.825
0.856	0.836	0.807	0.591	0.833
0.811	0.826	0.837	0.589	0.825
0.779	0.829	0.883	0.588	0.830
0.833	0.905	0.750	0.587	0.829
0.820	0.860	0.824	0.587	0.834
0.902	0.878	0.929	0.586	0.903
0.838	0.814	0.718	0.585	0.790
0.806	0.829	0.821	0.585	0.819
0.680	0.759	0.696	0.585	0.711

Tabel 5.4

Conditional Probability RELIABILITY SYSTEM HIDRAULIC CPP



BAB VI

KESIMPULAN

BAB VI

KESIMPULAN

Dari kedua metode yang digunakan dalam analisa keandalan sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller Dry Cargo Vesel 18500 Dwt dapat diambil beberapa kesimpulan dengan membandingkan hasil analisa metode simulasi dengan metode analitik. Dimana hasil kedua metode tersebut ditunjukkan dalam grafik nilai keandalan atau Reliability sistem terhadap fungsi waktu.

Dengan melihat hasil proses analisa sistem pada grafik nilai keandalan terhadap waktu dari metode simulasi dan analitik dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Dalam analisa nilai keandalan sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller Dry Cargo Vessel 18.500 Dwt dengan menggunakan kedua analisa yaitu dengan Metode Simulasi dan Metode Analitik terlihat nilai Reliability sistem menurun sesuai dengan pertambahan nilai waktu misi. Hal ini sesuai dengan distribusi yang diambil yaitu distribusi Eksponensial, dimana nilai Reliability akan terus menurun dengan bertambahnya nilai waktu operasi.
2. Perbedaan yang terjadi pada plotting diagram nilai keandalan sistem pada kedua analisa yang dilakukan yaitu metode analitik dan simulasi, dikarenakan beberapa hal sebagai berikut :

- Pada analisa keandalan dengan metode analitis terbatas pada penggunaan persamaan-persamaan matematis dari distribusi yang diambil tanpa memperhitungkan kelakuan (behaviour) sistem pada proses operasi sistem yang sebenarnya.
 - Sedangkan analisa dengan metode Simulasi untuk ketiga subprogram Random Number dapat menunjukkan proses aktual dari sistem Hidraulic Controllable Pitch Propeller, dimana proses kelakuan sistem yang sebenarnya diwakili dengan Random Number yang dikonversikan terhadap fungsi waktu yang mewakili waktu operasi dari sistem.
3. Dari grafik hasil analisa sistem dengan metode simulasi, ketiga subprogram random Number yang digunakan terlihat berkisar pada nilai reliability sistem yang hampir sama. Penggunaan tiga subprogram Random Number merupakan usaha untuk dapat memperlihatkan proses kelakuan sistem yang sebenarnya, hal itu dilakukan mengingat Random Number yang didapat bukan merupakan nilai random number yang benar-benar random.
4. Dari berbagai komponen penyusun sistem Hidraulic CPP, terdapat beberapa komponen yang mempunyai nilai failure time yang tinggi yaitu Oil Pump dan Cooler. Penggunaan sistem stanby pada Oil pump merupakan usaha yang tepat dalam meningkatkan nilai reliability sistem, dimana pompa oil pada sistem hidraulic CPP tersebut mempunyai nilai failure time yang cukup tinggi, sehingga dari bentuk stanby tersebut reliability sistem dapat ditingkatkan. Dari analisa sistem nilai failure time Cooler yang tinggi sangat berpengaruh terhadap sistem

dimana cooler tersusun secara seri sehingga jika terjadi kerusakan akan menyebabkan sistem mengalami kegagalan. Untuk itu perlu usaha untuk meningkatkan kehandalan sistem dengan redundancy ataupun dengan pemilihan komponen yang handal.

5. Dari grafik nilai keandalan sistem, dengan menggunakan konsep Conditional Probability didapat bahwa nilai keandalan sistem untuk periode waktu misi 500 jam operasi, nilai keandalan sistem berkisar pada 0.8 dimana nilai tersebut masih dapat diterima sebagai nilai keandalan sistem. Dimana dalam operasi sebenarnya, sistem harus dioperasikan dengan periode perawatan atau repair dari sistem minimal tiap 500 jam operasi. Sehingga dari hal tersebut, keandalan sistem dapat dipertahankan minimal dalam nilai keandalan berkisar pada nilai cukup tinggi.

Dengan melihat hasil analisa pada grafik nilai keandalan terhadap fungsi waktu, dapat diambil beberapa usaha untuk meningkatkan Reliability sistem dengan cara :

- Melakukan pengecekan peralatan pada waktu jam operasi dari sistem yang mulai terlihat menurun yaitu untuk waktu misi operasi sistem tiap 500 jam operasi.
- Melakukan perawatan yang lebih intensif pada Oil pump dan Cooler dimana komponen tersebut mempunyai nilai failure time yang paling rendah.

DAFTAR PUSTAKA

Daftar Pustaka

1. Roy bililington & Ronald N. Allan, 'Reliability Evaluation Of Engineering System', Plenum Press, New York and London, 1992
2. Roger d. Leitch, 'Relianility Analisis For Engineer', Oxford Science Publication , 1995
3. J.I. Ansell & M.J. Philips, 'Practical Methods For Reliability Data Analysis', Clarendon Press, Oxfort, 1994
4. Numerical Recipes : 'The Art of Scientific Computing " , Cambrige University Press, Cambrige, 1986
5. Jogiyanto H. M,'Teori dan Aplikasi Program Komputer Bahasa Fortran'.
6. Patrick D. T. O'connor,'Practical Reliability Engineering' , third edition.
7. Hugh J Watson, John H Blackstone, Jr, 'Computer Simulation', John Wiley & Sons, New York 1989
8. M. J. Crowder, R.L Smith, T.J. Sweeting,'Statistical Analysis of Reliability Data' , Chapman & Hall, 1991

LAMPIRAN

```

DIMENSION R(10000),P(10000)
COMMON ISEED1,ISEED2,ISEED3
DO 20 N=1,100
J=N*500
IF(J.GT.5000)GOTO 20
WRITE(*,15)J
15 FORMAT(1X,'WAKTU MISI           =',I8)
ISEED1=1
ISEED2=2
ISEED3=3
NES=0
IT=1000
DO 100 I=1,IT
R(I)=RAND()
P(I)=RAND()
C "SCHEDEULE KEGAGALAN TRANSFER PUMP"
T1=ALOG(R(I))*(-12662)
IF(T1.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN FILTER"
T2=ALOG(R(I))*(-31691)
IF(T2.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN PREFILTER"
T3=ALOG(R(I))*(-49616)
IF(T3.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN OIL PUMP"
T4=ALOG(R(I))*(-3000)
IF(T4.LT.J)GOTO 30
GOTO 40
C "SCHEDEULE KEGAGALAN STANBY OIL PUMP"
30 T41=ALOG(P(I))*(-3000)
IF(T41.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN NON RETURN VALVE"
40 T5=ALOG(R(I))*(-88846)
IF(T5.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN PROPORTIONAL VALVE"
T6=ALOG(R(I))*(-8333)
IF(T6.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN DOUBLE CHECK VALVE"
T7=ALOG(R(I))*(-10568)
IF(T7.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN COOLER"
T8=ALOG(R(I))*(-2601)
IF(T8.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN THERMOSTATIC VALVE"
T9=ALOG(R(I))*(-63798)
IF(T9.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN SERVO OIL PRESS. ADJUSTING VALVE"
T10=ALOG(R(I))*(-21263)
IF(T10.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN SERVO OIL MAX. SYST. PRESSURE"
T11=ALOG(R(I))*(-64706)
IF(T11.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN PILOT TO OPEN CHECK VALVE"
T12=ALOG(R(I))*(-186137)
IF(T12.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN OIL DISTRIBUTOR"
T13=ALOG(R(I))*(-48936)
IF(T13.LT.J)GOTO 100
C "SCHEDEULE KEGAGALAN SERVO PISTON"
T14=ALOG(R(I))*(-79920)
IF(T14.LT.J)GOTO 100
NES=NES+1
FUNCTION RAND()
REAL RAND

```

```
COMMON ISEED1,ISEED2,ISEED3
ISEED1=171*MOD(ISEED1,77)-2*(ISEED1/177)
IF (ISEED1.LT.0) ISEED1=ISEED1+30269
ISEED2=172*MOD(ISEED2,176)-35*(ISEED2/176)
IF (ISEED2.LT.0) ISEED2=ISEED2+30307
ISEED3=170*MOD(ISEED3,178)-63*(ISEED3/178)
IF (ISEED3.LT.0) ISEED3=ISEED3+30323
TEMP=ISEED1/30269.0+ISEED2/30307.0+ISEED3/30323.0
RAND=TEMP-AINT(TEMP)
END                                100 CONTINUE
RLB=NES/FLOAT(IT)
WRITE(*,201)NES,RLB
201 FORMAT(1X,'TOTAL EVENT SUKSES =',I8,7X,'RELIABILITY =',F14.8)
20 CONTINUE
STOP
END
FUNCTION RAND()
REAL RAND
COMMON ISEED1,ISEED2,ISEED3
ISEED1=171*MOD(ISEED1,77)-2*(ISEED1/177)
IF (ISEED1.LT.0) ISEED1=ISEED1+30269
ISEED2=172*MOD(ISEED2,176)-35*(ISEED2/176)
IF (ISEED2.LT.0) ISEED2=ISEED2+30307
ISEED3=170*MOD(ISEED3,178)-63*(ISEED3/178)
IF (ISEED3.LT.0) ISEED3=ISEED3+30323
TEMP=ISEED1/30269.0+ISEED2/30307.0+ISEED3/30323.0
RAND=TEMP-AINT(TEMP)
END
```

```

DIMENSION R(10000),P(10000)
DO 20 N=1,100
J=N*500
IF(J.GT.5000)GOTO 20
WRITE(*,15)J
15 FORMAT(1X,'WAKTU MISI           =',I8)
IDUM=-123
NES=0
IT=1000
DO 100 I=1,IT
R(I)=RAN1(IDUM)
P(I)=RAN1(IDUM)
C "SCEDULE KEGAGALAN TRANSFER PUMP"
T1=ALOG(R(I))*(-12662)
IF(T1.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN FILTER"
T2=ALOG(R(I))*(-31691)
IF(T2.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN PREFILTER"
T3=ALOG(R(I))*(-49616)
IF(T3.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN OIL PUMP"
T4=ALOG(R(I))*(-3000)
IF(T4.LT.J)GOTO 30
GOTO 40
C "SCEDULE KEGAGALAN STANBY OIL PUMP"
30 T41=ALOG(P(I))*(-3000)
IF(T41.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN NON RETURN VALVE"
40 T5=ALOG(R(I))*(-88846)
IF(T5.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN PROPORTIONAL VALVE"
T6=ALOG(R(I))*(-8333)
IF(T6.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN DOUBLE CHECK VALVE"
T7=ALOG(R(I))*(-10568)
IF(T7.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN COOLER"
T8=ALOG(R(I))*(-2601)
IF(T8.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN THERMOSTATIC VALVE"
T9=ALOG(R(I))*(-63798)
IF(T9.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN SERVO OIL PRESS. ADJUSTING VALVE"
T10=ALOG(R(I))*(-21263)
IF(T10.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN SERVO OIL MAX. SYST. PRESSURE"
T11=ALOG(R(I))*(-64706)
IF(T11.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN PILOT TO OPEN CHECK VALVE"
T12=ALOG(R(I))*(-186137)
IF(T12.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN OIL DISTRIBUTOR"
T13=ALOG(R(I))*(-48936)
IF(T13.LT.J)GOTO 100
C "SCEDULE KEGAGALAN SERVO PISTON"
T14=ALOG(R(I))*(-79920)
IF(T14.LT.J)GOTO 100
NES=NES+1
100 CONTINUE
RLB=NES/FLOAT(IT)
WRITE(*,201)NES,RLB
201 FORMAT(1X,'TOTAL EVENT SUKSES =',I8,7X,'RELIABILITY =',F14.8)

```

```
20 CONTINUE
STOP
END
FUNCTION RAN1(IDUM)
DIMENSION R(97)
PARAMETER (M1=259200,IA1=7141,IC1=54773,RM1=1./M1)
PARAMETER (M2=134458,IA2=8121,IC2=28411,RM2=1./M2)
PARAMETER (M3=243000,IA3=4561,IC3=51349)
DATA IFF /0/
IF(IDUM.LT.0.OR.IFF.EQ.0)THEN
IFF=1
IX1=MOD(IC1-IDUM,M1)
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX2=MOD(IX1,M2)
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX3=MOD(IX1,M3)
DO 11 J=1,97
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX2=MOD(IA2*IX2+IC2,M2)
R(J)=(FLOAT(IX1)+FLOAT(IX2)*RM2)*RM1
11 CONTINUE
IDUM=1
ENDIF
IX1=MOD(IA1*IX1+IC1,M1)
IX2=MOD(IA2*IX2+IC2,M2)
IX3=MOD(IA3*IX3+IC3,M3)
J=1+(97*IX3)/M3
IF(J.GT.97.OR.J.LT.1)PAUSE
RAN1=R(J)
R(J)=(FLOAT(IX1)+FLOAT(IX2)*RM2)*RM1
RETURN
END
```

```

DIMENSION R(10000),P(10000)
DO 20 N=1,100
J=N*500
IF(J.GT.5000)GOTO 20
WRITE(*,15)J
FORMAT(1X,'WAKTU MISI           =' ,I8)
K=1280
NES=0
IT=1000
DO 100 I=1,IT
R(I)=RANDOM(K)
P(I)=RANDOM(K)
CHEDULE KEGAGALAN TRANSFER PUMP"
T1=ALOG(R(I))*(-12662)
IF(T1.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN FILTER"
T2=ALOG(R(I))*(-31691)
IF(T2.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN PREFILTER"
T3=ALOG(R(I))*(-49616)
IF(T3.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN OIL PUMP"
T4=ALOG(R(I))*(-3000)
IF(T4.LT.J)GOTO 30
GOTO 40
CHEDULE KEGAGALAN STANBY OIL PUMP"
T41=ALOG(P(I))*(-3000)
IF(T41.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN NON RETURN VALVE"
T5=ALOG(R(I))*(-88846)
IF(T5.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN PROPORTIONAL VALVE"
T6=ALOG(R(I))*(-8333)
IF(T6.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN DOUBLE CHECK VALVE"
T7=ALOG(R(I))*(-10568)
IF(T7.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN COOLER"
T8=ALOG(R(I))*(-2601)
IF(T8.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN THERMOSTATIC VALVE"
T9=ALOG(R(I))*(-63798)
IF(T9.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN SERVO OIL PRESS. ADJUSTING VALVE"
T10=ALOG(R(I))*(-21263)
IF(T10.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN SERVO OIL MAX. SYST. PRESSURE"
T11=ALOG(R(I))*(-64706)
IF(T11.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN PILOT TO OPEN CHECK VALVE"
T12=ALOG(R(I))*(-186137)
IF(T12.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN OIL DISTRIBUTOR"
T13=ALOG(R(I))*(-48936)
IF(T13.LT.J)GOTO 100
CHEDULE KEGAGALAN SERVO PISTON"
T14=ALOG(R(I))*(-79920)
IF(T14.LT.J)GOTO 100
NES=NES+1
CONTINUE
RLB=NES/FLOAT(IT)
WRITE(*,201)NES,RLB
FORMAT(1X,'TOTAL EVENT SUKSES =',I8,7X,'RELIABILITY =',F14.8)
CONTINUE

```

```
STOP
END
FUNCTION RANDOM(K)
DOUBLE PRECISION DK
DK=DMOD(16807.0D0*FLOAT(K),2147483647.0D0)
K=IDINT(DK)
RANDOM=SNGL(DK*4.6566128752458D-10)
RETURN
END
```

RAND().for (121,1,46538) WATFOR-77 PC/DOS

KTU MISI	=	500	
TAL EVENT SUKSES	=	811	RELIABILITY = 0.81100000
KTU MISI	=	1000	
TAL EVENT SUKSES	=	679	RELIABILITY = 0.67900000
KTU MISI	=	1500	
TAL EVENT SUKSES	=	555	RELIABILITY = 0.55500000
KTU MISI	=	2000	
TAL EVENT SUKSES	=	476	RELIABILITY = 0.47600000
KTU MISI	=	2500	
TAL EVENT SUKSES	=	401	RELIABILITY = 0.40100000
KTU MISI	=	3000	
TAL EVENT SUKSES	=	340	RELIABILITY = 0.34000000
KTU MISI	=	3500	
TAL EVENT SUKSES	=	286	RELIABILITY = 0.28600000
KTU MISI	=	4000	
TAL EVENT SUKSES	=	224	RELIABILITY = 0.22400000
KTU MISI	=	4500	
TAL EVENT SUKSES	=	170	RELIABILITY = 0.17000000
KTU MISI	=	5000	
TAL EVENT SUKSES	=	138	RELIABILITY = 0.13800000

<hold>

RAND().for (121,1,46530) WATFOR-77 PC/DOS

KTU MISI	=	5500	
TAL EVENT SUKSES	=	111	RELIABILITY = 0.11100000
KTU MISI	=	6000	
TAL EVENT SUKSES	=	95	RELIABILITY = 0.09500000
KTU MISI	=	6500	
TAL EVENT SUKSES	=	77	RELIABILITY = 0.07700000
KTU MISI	=	7000	
TAL EVENT SUKSES	=	60	RELIABILITY = 0.06000000
KTU MISI	=	7500	
TAL EVENT SUKSES	=	50	RELIABILITY = 0.05000000
KTU MISI	=	8000	
TAL EVENT SUKSES	=	41	RELIABILITY = 0.04100000
KTU MISI	=	8500	
TAL EVENT SUKSES	=	37	RELIABILITY = 0.03700000
KTU MISI	=	9000	
TAL EVENT SUKSES	=	31	RELIABILITY = 0.03100000
KTU MISI	=	9500	
TAL EVENT SUKSES	=	25	RELIABILITY = 0.02500000
KTU MISI	=	10000	
TAL EVENT SUKSES	=	17	RELIABILITY = 0.01700000

<hold>

AN1(IDUM).for (121,1,46526) WATFOR-77 PC/DOS

TU MISI	=	500		
AL EVENT SUKSES	=	831	RELIABILITY =	0.83100000
TU MISI	=	1000		
AL EVENT SUKSES	=	671	RELIABILITY =	0.67100000
TU MISI	=	1500		
AL EVENT SUKSES	=	537	RELIABILITY =	0.53700000
TU MISI	=	2000		
AL EVENT SUKSES	=	441	RELIABILITY =	0.44100000
TU MISI	=	2500		
AL EVENT SUKSES	=	366	RELIABILITY =	0.36600000
TU MISI	=	3000		
AL EVENT SUKSES	=	312	RELIABILITY =	0.31200000
TU MISI	=	3500		
AL EVENT SUKSES	=	259	RELIABILITY =	0.25900000
TU MISI	=	4000		
AL EVENT SUKSES	=	204	RELIABILITY =	0.20400000
TU MISI	=	4500		
AL EVENT SUKSES	=	166	RELIABILITY =	0.16600000
TU MISI	=	5000		
AL EVENT SUKSES	=	133	RELIABILITY =	0.13300000

<hold>

AN1(IDUM).for (121,1,46518) WATFOR-77 PC/DOS

TU MISI	=	5500		
AL EVENT SUKSES	=	110	RELIABILITY =	0.11000000
TU MISI	=	6000		
AL EVENT SUKSES	=	92	RELIABILITY =	0.09200000
TU MISI	=	6500		
AL EVENT SUKSES	=	76	RELIABILITY =	0.07600000
TU MISI	=	7000		
AL EVENT SUKSES	=	63	RELIABILITY =	0.06300000
TU MISI	=	7500		
AL EVENT SUKSES	=	57	RELIABILITY =	0.05700000
TU MISI	=	8000		
AL EVENT SUKSES	=	49	RELIABILITY =	0.04900000
TU MISI	=	8500		
AL EVENT SUKSES	=	43	RELIABILITY =	0.04300000
TU MISI	=	9000		
AL EVENT SUKSES	=	35	RELIABILITY =	0.03500000
TU MISI	=	9500		
AL EVENT SUKSES	=	29	RELIABILITY =	0.02900000
TU MISI	=	10000		
AL EVENT SUKSES	=	22	RELIABILITY =	0.02200000

<hold>

RANDOM(K).for

TU MISI	=	500		
AL EVENT SUKSES	=	852	RELIABILITY =	0.85200000
TU MISI	=	1000		
AL EVENT SUKSES	=	697	RELIABILITY =	0.69700000
TU MISI	=	1500		
AL EVENT SUKSES	=	575	RELIABILITY =	0.57500000
TU MISI	=	2000		
AL EVENT SUKSES	=	465	RELIABILITY =	0.46500000
TU MISI	=	2500		
AL EVENT SUKSES	=	373	RELIABILITY =	0.37300000
TU MISI	=	3000		
AL EVENT SUKSES	=	299	RELIABILITY =	0.29900000
TU MISI	=	3500		
AL EVENT SUKSES	=	245	RELIABILITY =	0.24500000
TU MISI	=	4000		
AL EVENT SUKSES	=	203	RELIABILITY =	0.20300000
TU MISI	=	4500		
AL EVENT SUKSES	=	167	RELIABILITY =	0.16700000
TU MISI	=	5000		
AL EVENT SUKSES	=	135	RELIABILITY =	0.13500000

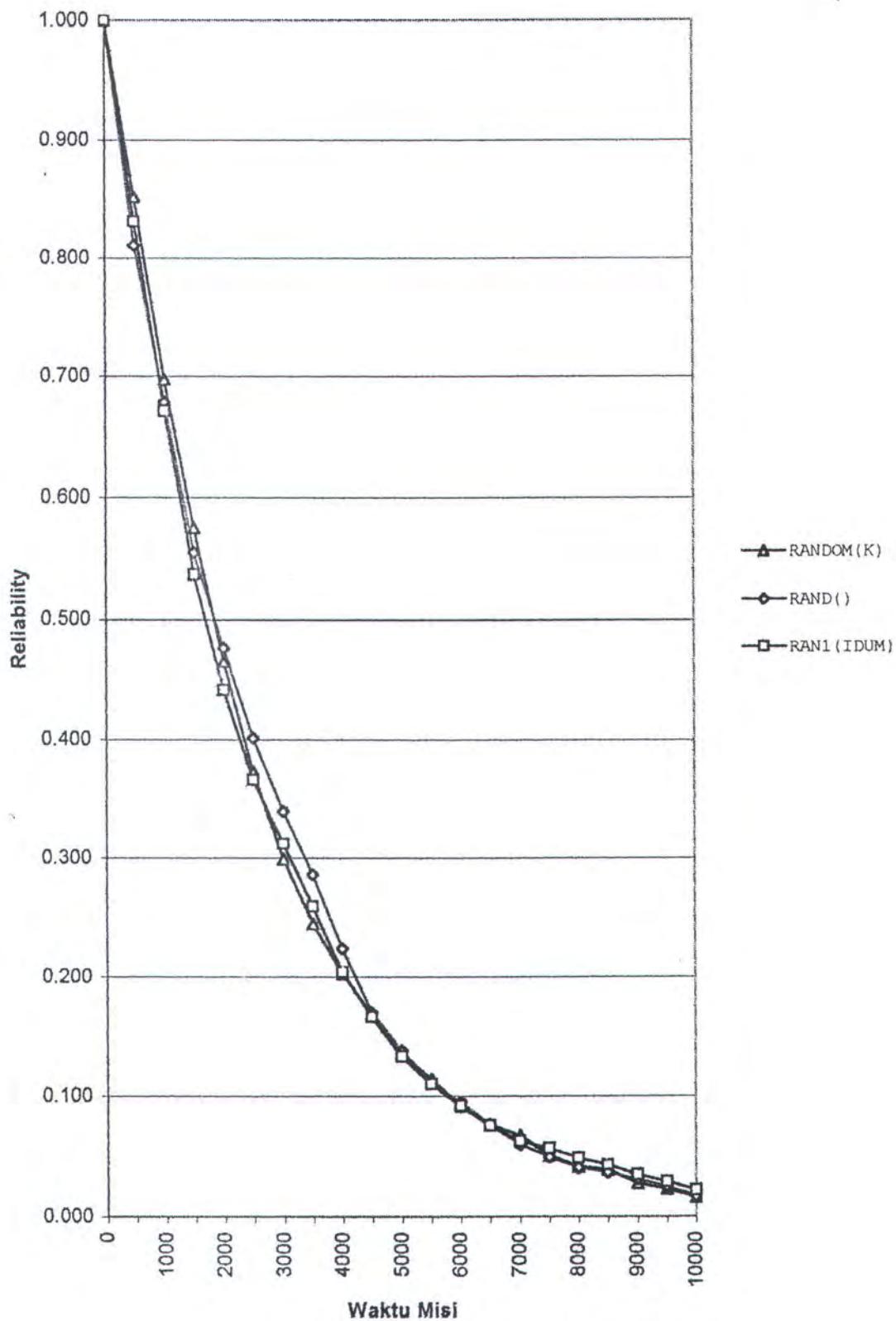
<hold>

RANDOM(K).for (121,1,46522) WATFOR-77 PC/DOS

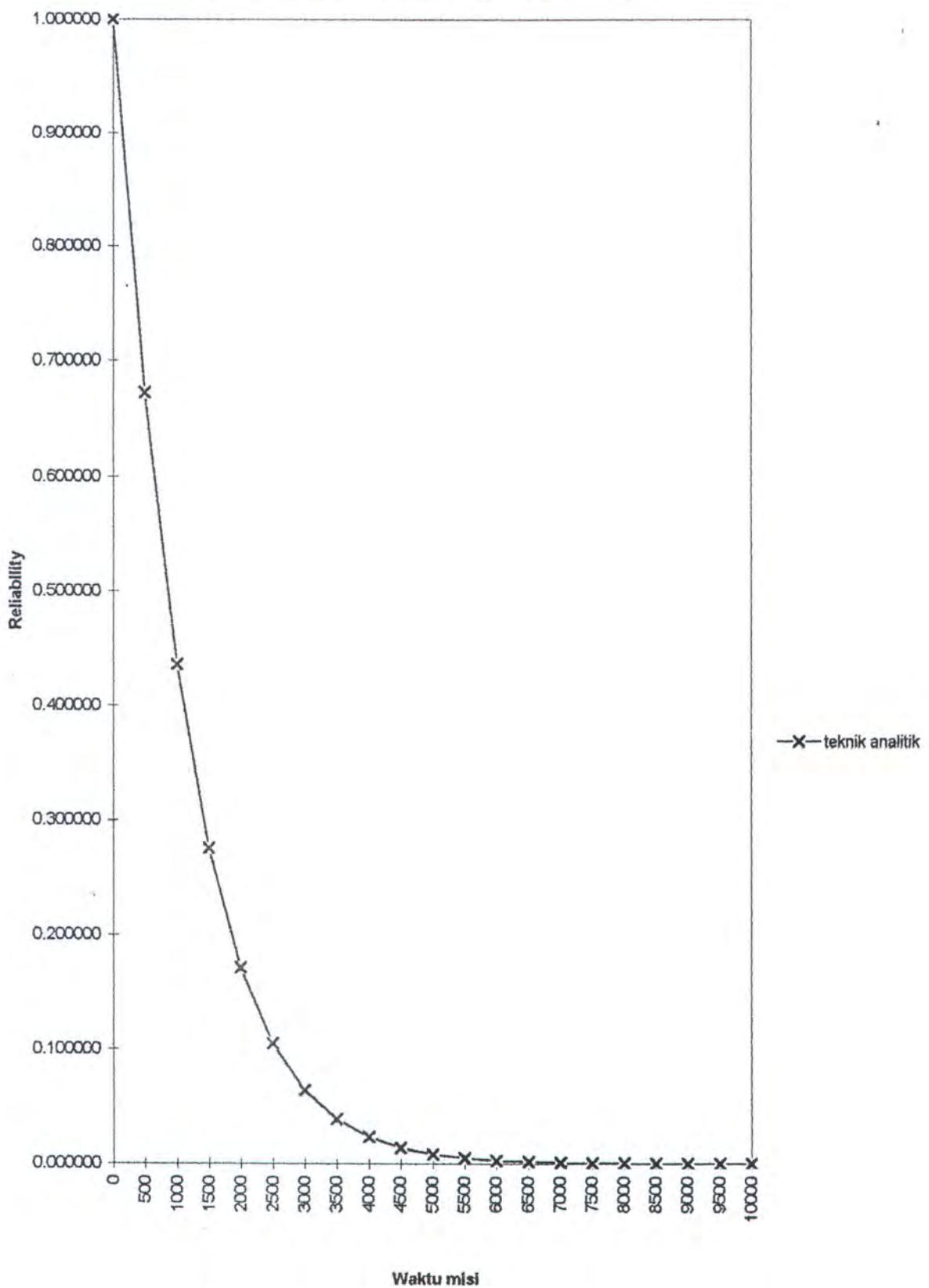
PTARANDOM(K)				
TU MISI	=	5500		
AL EVENT SUKSES	=	114	RELIABILITY =	0.11400000
TU MISI	=	6000		
AL EVENT SUKSES	=	92	RELIABILITY =	0.09200000
TU MISI	=	6500		
AL EVENT SUKSES	=	77	RELIABILITY =	0.07700000
TU MISI	=	7000		
AL EVENT SUKSES	=	68	RELIABILITY =	0.06800000
TU MISI	=	7500		
AL EVENT SUKSES	=	51	RELIABILITY =	0.05100000
TU MISI	=	8000		
AL EVENT SUKSES	=	42	RELIABILITY =	0.04200000
TU MISI	=	8500		
AL EVENT SUKSES	=	39	RELIABILITY =	0.03900000
TU MISI	=	9000		
AL EVENT SUKSES	=	28	RELIABILITY =	0.02800000
TU MISI	=	9500		
AL EVENT SUKSES	=	23	RELIABILITY =	0.02300000
TU MISI	=	10000		
AL EVENT SUKSES	=	16	RELIABILITY =	0.01600000

<hold>

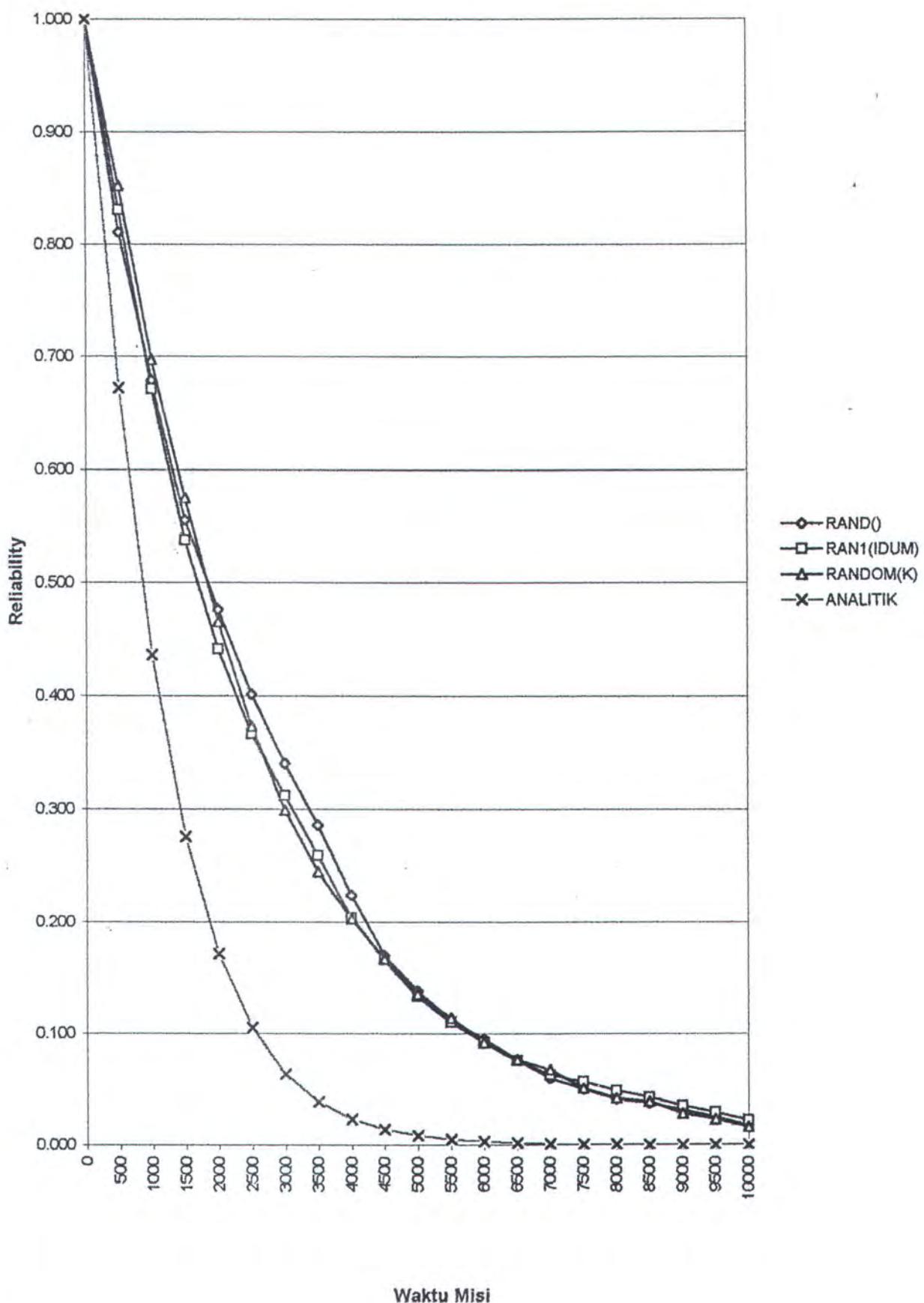
GRAFIK SIMULASI NILAI KEANDALAN SISTEM HIDRAULIC CPP

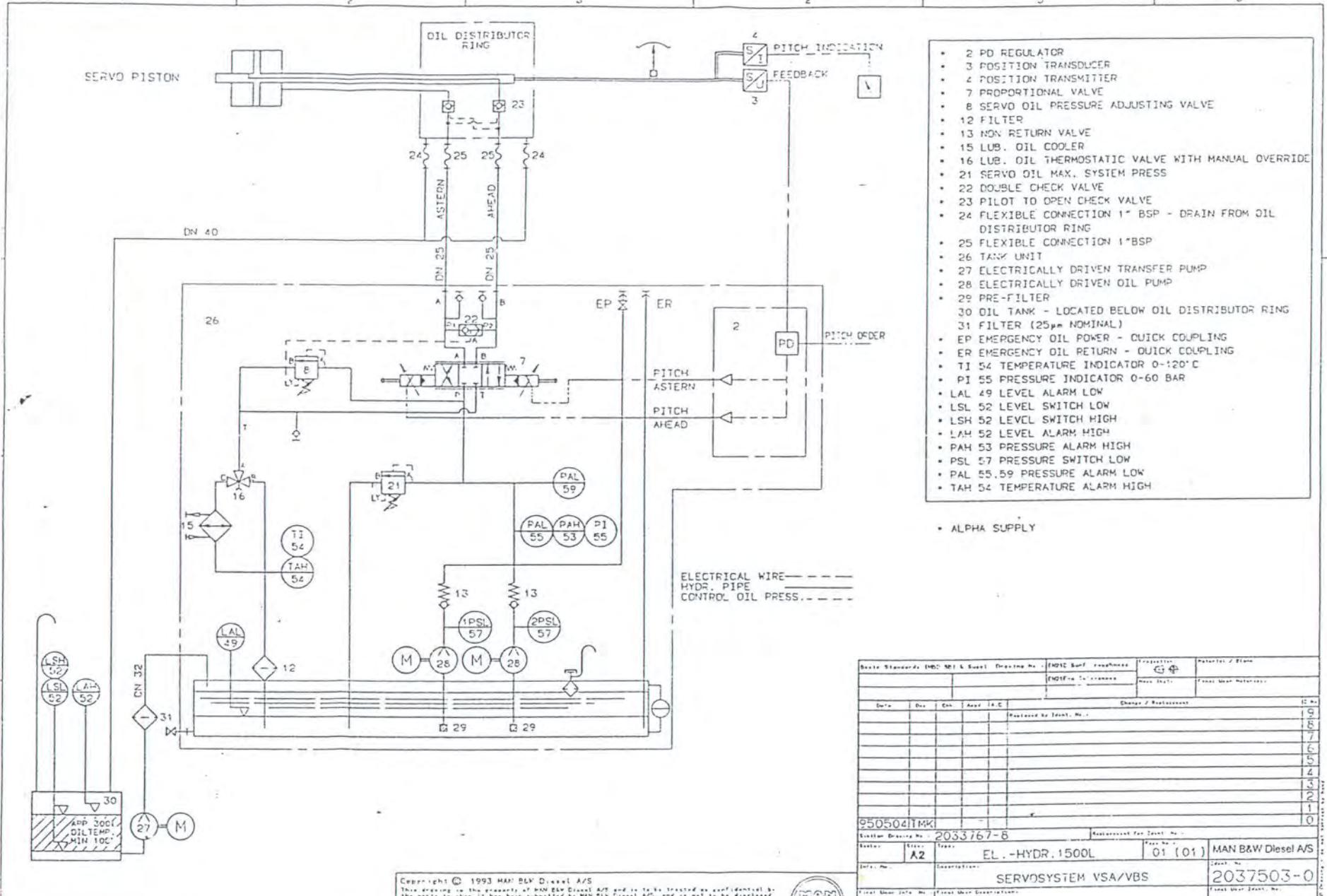


Grafik Analitis Nilai Keandalan Sistem Hidraulik CPP



GRAFIK HASIL ANALISA KEANDALAN SISTEM HIDRAULIK CPP







TUGAS AKHIR
NE 1701

**PERENCANAAN SISTEM PENGENDALIAN EMISI
 HIDROKARBON DARI MUATAN KAPAL TANKER**



Oleh :

FLOTTER GINTING
4291.100.014



JURUSAN TEKNIK SISTEM PERKAPALAN
FAKULTAS TEKNOLOGI KELAUTAN
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
1999

**PERENCANAAN SISTEM PENGENDALIAN
EMISI HIDROKARBON DARI MUATAN KAPAL TANKER**

TUGAS AKHIR

Diajukan Guna Memenuhi Sebagian Persyaratan

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik

Pada

Jurusan Teknik Sistem Perkapalan

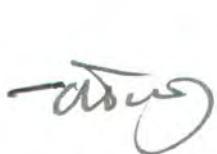
Fakultas Teknologi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya

Mengetahui / Menyetujui

Dosen Pembimbing I,



DR. Ir. A.A. MASROERI, MEng
NIP. 131 407 591

Dosen Pembimbing II,



Ir. SOERJO WIDODO ADJI, MSc
NIP. 131 879 390

S U R A B A Y A
Agustus, 1999

KATA PENGANTAR

Penulis mengucapkan puji syukur pada Tuhan Yang Maha Pengasih, yang telah melimpahkan berkat dan rahmatNya sehingga Tugas Akhir ini dapat selesai. Tugas Akhir ini dapat diluluskan setelah tiga kali diujikan, atau dengan kata lain penulis telah dua kali gagal dalam ujian Tugas Akhir yang berjudul **“Perencanaan Sistem Pengendalian Emisi Hidrokarbon Dari Muatan Kapal Tanker”** ini . Oleh sebab itu sungguh melegakan hati Tugas Akhir ini dapat selesai.

Perencanaan Sistem Pengendalian Emisi Hidrokarbon Dari Muatan Kapal Tanker ini dikerjakan sesuai dengan kemampuan penulis, oleh sebab itu mungkin sekali masih terdapat kekurangan-kekurangan dalam karya tulis ini. Oleh sebab itu penulis siap untuk mendapatkan koreksi sehingga dapat menambah wawasan pengetahuan penulis.

Tugas Akhir ini merupakan salah satu persyaratan dalam menyelesaikan studi di Jurusan Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS Program Strata-I . Atas terselesaikannya karya tulis ini penulis mengucapkan terima kasih kepada :

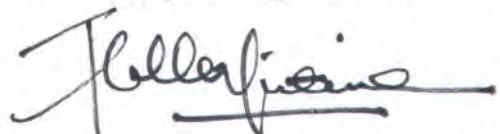
1. Bapak DR.Ir. A.A. Masroeri. MEng, sebagai Ketua Jurusan Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS dan sebagai Dosen Pembimbing I atas kebijaksanaan-kebijaksanaan yang telah diberikan kepada penulis sehingga penulis tidak putus asa untuk dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini.
2. Bapak Ir. Soerjo Widodo Adji,MSc, selaku Sekretaris Jurusan Teknik Sistem Perkapalan FTK-ITS dan Dosen Pembimbing II atas kebijaksanaan dan toleransi yang diberikan kepada penulis.

3. Bapak Ir. Aguk Zuhdi MF. MEng, yang telah banyak mengorbankan waktu dan tenaga nya untuk membimbing penulis menyelesaikan Tugas Akhir ini sebagai Dosen Pembimbing informal.
4. Bapak Ir. Indrajaya Gerianto, MSc, sebagai dosen wali yang banyak memberikan nasehat-nasehat kepada penulis.
5. Para staf Divisi Perkapalan dan Telekomunikasi PERTAMINA terutam Bpk. Wirotomo di Jl.Yos Sudarso, Tg..Priok, yang telah memudahkan penulis untuk mendapatkan data-data yang dibutuhkan.
6. Mendiang Papa tercinta Stefanus Maulana Ginting yang telah mendidik dan . membesarkan serta mananamkan pengertian-pengertian hidup kepada penulis.
7. Mama tersayang Anna Christina Djenda Oekoer Tarigan yang telah tabah melahirkan, mendidik, membesarkan, memberi semangat serta membiayai perkuliahan penulis.
8. Kak Rita sekeluarga yang banyak memberikan semangat kepada penulis.
9. Saudara-saudaraku Kak Esrher, Cermat, Flora, Bian dan Melda yang telah turut memberikan support kepada penulis
10. Nini Karo di Namo Keling, Sumatera Utara.
11. Bibi Tengah Nd.Caya sekeluarga di Warakas , Jakarta. Utara
12. Bibi Tengah Murni seluarga di Pancurbatu, Medan.
13. Nini Nd.Vero di Bintaro, Jakarta Selatan.
14. Mamanguda Bapa Bertha sekeluarga di Padang Sidempuan.
15. Si ringan ibas pusuhku tiap-tiap wari, Laurentia Monica Nancy Mulyadi, di Jakarta yang menjadikan hidupku penuh harapan dan cita-cita.
16. Teman-teman angkatan 91 terutama Ferry, Yance dan Yuli atas segala bantuan dan dorongan semangat yang telah diberikan.

17. Boss Gank (Pak Tugiyono) sekeluarga yang menyediakan tempat tinggal untuk penulis di Surabaya ini.
18. Eliezer, Dody, Iswan, Tandy sekeluarga, Bang Felix dan Mbak Amsy, Teguh, Ali, Jamsir, Samsul, Bayu, Micky, Kus, Eddy Bocor sekeluarga, Mbak Niken, Mbak Ani, Mbak Sita, Mbak Tini, Mbak Utji, Mbak Wiwik, dan teman-teman yang lain yang tak dapat penulis sebutkan satu persatu atas segala bantuan dan support yang telah diberikan kepada penulis.

Akhirnya penulis berharap Tugas Akhir ini dapat memberikan suatu sumbangsih pemikiran yang dapat bermanfaat bagi pembacanya.

Surabaya, 20 Agustus 1999



Flotter Ginting
Flotter Ginting
NRP : 4291 100 014

ABSTRAK

Pada tugas akhir ini akan direncanakan suatu sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker M.T.Gunung Kemala. Emisi hidrokarbon yang akan dikendalikan adalah emisi yang terbentuk pada saat terjadinya perpindahan cairan muatan dari atau menuju tanki-tanki muatan.

Sistem pengendalian yang dimaksud adalah sistem yang mampu mencegah uap hidrokarbon dari muatan lepas menuju atmosfir dan membentuk emisi di udara bebas. Sistem ini disebut Vapor Collecting System yang akan menyalurkan uap hidrokarbon yang terbentuk dari tanki-tanki muatan melalui pipa-pipa khusus menuju fasilitas Vapor Recovery System yang diasumsikan terdapat di darat.

Perencanaan sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker ini mengacu pada regulasi yang ditetapkan oleh U.S.Coast Guard. Diasumsikan bahwa kapal tersebut beroperasi di wilayah yang menerapkan atau telah mengadopsi regulasi dari U.S.Coast Guard mengenai sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker.

Diharapkan tugas akhir ini dapat menghasilkan suatu rancangan sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker berupa Vapor Collecting System yang sesuai dengan regulasi dari U.S.Coast Guard. Walaupun ketentuan-ketentuan tentang hal ini belum ada di Indonesia diharapkan tugas akhir ini dapat memberikan masukan yang cukup berarti pada permasalahan pencegahan polusi lingkungan khususnya permasalahan pencegahan emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker.

DAFTAR ISI

Lembar pengesahan	i
Kata pengantar	ii
Abstrak	iv
Daftar isi	v
Daftar tabel	ix
Daftar gambar	xii
Bab I Pendahuluan	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	2
1.3 Tujuan Penulisan	2
1.4 Pembatasan Masalah	3
Bab II Dasar Teori	4
2.1 Sistem Inert Gas	4
2.1.1 Pemantauan kondisi atmosfir tanki	5
2.1.2 Susunan sistem gas inert	6
2.2 Penentuan rapat massa inert gas	7
2.2.1 Bahan bakar	7
2.2.2 Proses pembakaran	7
2.2.3 Kebutuhan udara teoritis	9
2.2.4 Kebutuhan udara aktual	10
2.2.5 Flue gas yang dihasilkan	10
2.2.6 Volume flue gas	11
2.2.7 Aliran dalam inert gas system	14
2.2.8 Konstanta gas spesifik flue gas yang keluar dari demister	15
2.2.9 Massa gas inert yang dibutuhkan dalam proses inerting sebelum dimuat muatan	16
2.3 Ketentuan-ketentuan yang harus dipenuhi oleh vapor collecting system	16
2.4 Displacement losses dari transfer operation	17
2.5 Estimasi berat molekul dari uap hidrokarbon	17
2.6 Estimasi true vapor pressure	18
2.7 Perhitungan rapat massa uap hidrokarbon	19
2.7.1 Volume minyak yang ditransfer	19
2.7.2 Laju aliran massa uap hidrokarbon yang terbentuk karena operasi transfer muatan	20
2.7.3 Volume uap hidrokarbon	20
2.7.4 Rapat massa uap hidrokarbon	20
2.8 Rapat massa Campuran gas inert dan uap hidrokarbon	21
2.9 Perhitungan drop tekanan	21
2.10 Head maksimum untuk vapor collecting System bila menggunakan jalur pipa sistem gas inert yang telah ada	22
2.11 Model sistem	23



Bab III Metode Penelitian	25
3.1 Penentuan komposisi gas inert	26
3.2 Penentuan laju penguapan	27
3.3 Penentuan rapat massa campuran gas inert uap hidrokarbon	28
3.4 Perhitungan rugi tekanan pada jalur perpipaan Vapor Collecting System	28
Bab IV Data-data Perencanaan Vapor Collecting System	31
4.1 Ukuran utama kapal	31
4.2 Bobot mati dan kapasitas tanki-tanki	31
4.2.1 Kapasitas tanki-tanki pada kondisi penuh	31
4.2.2 Kapasitas tanki muatan	32
4.3 Bahan bakar yang digunakan oleh Auxiliary Boiler	33
4.4 Klasifikasi inert gas dan cargo oil tank vent piping system sebelum perencanaan	34
4.5 Diameter dan ketebalan pipa-pipa pada sistem gas inert	35
4.6 Data perlengkapan sistem gas inert	35
4.7 Data perlengkapan sistem bongkar muat	35
4.8 Permesinan propulsi	36
4.9 Sistem perpipaan pada tanki muatan	37
Bab V Perhitungan Aliran Gas Inert	39
5.1 Penentuan rapat massa inert gas dari auxiliary boiler	39
5.1.1 Komposisi bahan bakar yang digunakan Auxiliary Boiler	39
5.1.2 Proses pembakaran tiap unsur dalam bahan bakar	39
5.1.3 Kebutuhan udara teoritis	41
5.1.4 Kebutuhan udara aktual	42
5.1.5 Massa flue gas yang dihasilkan oleh pembakaran	43
5.1.6 Volume flue gas	44
5.1.7 Rapat massa flue gas	47
5.2 Aliran gas inert yang melalui scrubber dan demister	48
5.2.1 Volume inert gas yang keluar dari demister	48
5.2.2 Fraksi volume gas-gas pembentuk inert gas yang keluar dari demister	46
5.2.3 Fraksi massa gas-gas pembentuk gas inert sebelum masuk scrubber	49
5.2.4 Konstanta gas spesifik flue gas sebelum masuk scrubber	49
5.2.5 Massa flue gas yang keluar dari demister	49
5.2.6 Rapat massa flue gas yang keluar dari demister	50
5.2.7 Tekanan flue gas dari uptake boiler	50
5.2.8 Tekanan flue gas yang keluar dari demister	50
5.2.9 Fraksi massa flue gas yang keluar dari demister	51
5.2.10 Konstanta gas spesifik flue gas yang keluar dari demister	51
5.3 Aliran gas inert yang melalui inert gas fan	51
5.3.1 Temperatur flue gas setelah melewati inert gas fan	51
5.3.2 Tekanan inert gas yang keluar dari inert gas fan	52
5.4 Aliran inert gas yang melalui deck water seal	52

5.4.1	Tekanan inert gas yang keluar dari deck water seal	52
5.4.2	Rapat massa inert gas yang keluar dari deck water seal	52
5.5	Aliran gas inert, dari DWS menuju tanki muatan	53
5.5.1	Laju aliran massa gas inert yang masuk tanki muatan	54
5.5.2	Massa gas inert yang dibutuhkan dalam proses inerting tanki muatan sebelum dimuat muatan	55
Bab VI Perhitungan Rugi Muatan Pada Saat Loading		57
6.1	Tekanan uap dari muatan kapal tanker	57
6.2	Massa molekul uap hidrokarbon	58
6.3	Displacement losses dari operasi transfer muatan	59
6.4	Perhitungan rapat massa uap hidrokarbon	60
6.4.1	Volume minyak yang ditransfer	61
6.4.2	Konstanta gas spesifik uap hidrokarbon	61
6.4.3	Laju aliran massa uap hidrokarbon yang terbentuk karena operasi transfer muatan	62
6.4.4	Laju aliran volume uap hidrokarbon	63
6.5	Rapat massa uap hidrokarbon	64
6.6	Volume uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading	65
6.7	Massa uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading	66
6.8	Penentuan volume muatan yang mrnguap	67
6.9	Rugi ekonomis karena adanya emisi hidrokarbon dari muatan	68
Bab VII Perhitungan Rugi Tekanan		71
7.1	Tekanan parsial gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon	71
7.2	Rapat massa gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon	72
7.3	Massa gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon	73
7.4	Massa uap hidrokarbon dalam vapor space	74
7.5	Penentuan rapat massa gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon	75
7.6	Kecepatan aliran pada tiap pipa	76
7.7	Bilangan Reynolds	77
7.8	Koefisien gesek aliran dalam pipa	78
7.9	Penentuan rugi tekanan pada valve dan fittings	78
7.10	Head maksimum Vapor Collecting System bila menggunakan jalur pipa-pipa gas inert yang ada	83
Bab VIII Analisa dan Pembahasan		87
8.1	Pengaruh RVP terhadap displacement losses pada saat loading muatan	87

8.2	Uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading	90
8.3	Nilai ekonomis dari muatan yang menguap	92
8.4	Pengaruh perencanaan Vapor Collecting System terhadap penurunan tekanan	93
Bab IX	Kesimpulan dan Saran	95
9.1	Kesimpulan	95
9.2	Saran	96

Daftar pustaka

Lampiran

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Saturation factor untuk perhitungan displacement losses	18
Tabel 2.2	Approximate slope, boiling range, and corrections ($^{\circ}$ F) to convert volumetric to molal average boiling point.	19
Tabel 4.1	Kapasitas tanki muatan KM. Gunung Kemala	33
Tabel 4.2	Klasifikasi perpipaan pada inert gas dan ventilasi tanki muatan	34
Tabel 4.3	Diameter pipa-pipa sistem gas inert	35
Tabel 5.1	Massa gas inert dalam proses inerting	56
Tabel 6.1	True vapor pressure dari uap hidrokarbon	58
Tabel 6.2	Massa molekul uap hidrokarbon	59
Tabel 6.3	Displacement losses saat loading	60
Tabel 6.4	Konstanta gas spesifik uap hidrokarbon	62
Tabel 6.5	Laju aliran massa uap hidrokarbon	63
Tabel 6.6	Laju aliran volume dan rapat massa uap hidrokarbon	64
Tabel 6.7	Volume uap yang terbentuk selama proses full loading	65
Tabel 6.8	Massa uap yang terbentuk pada saat loading	66
Tabel 6.9	Volume muatan yang menguap	68
Tabel 7.1	Tekanan parsial gas inert dalam campuran	72
Tabel 7.2	Rapat massa gas inert dalam campuran	73
Tabel 7.3	Massa gas inert dalam campuran untuk nomor 1 center tank saat loading	74
Tabel 7.4	Massa uap hidrokarbon dalam vapor space	75
Tabel 7.5	Rapat massa campuran gas inert dengan uap hidrokarbon pada nomor 1 centre tank	76
Tabel 7.6	Kecepatan aliran pada tiap pipa	77
Tabel 7.7	Bilangan Reynolds	78
Tabel 7.8	Koefisien gesek pada pipa	78
Tabel 7.9	Rugi tekanan karena gesekan pada jalur pipa	80
Tabel 7.10	Rugi tekanan karena valve dan fittings	82
Tabel 7.11	Rugi tekanan total pada jalur pipa	83
Tabel 7.12	Head tekanan pada jalur pipa	84

Tabel	7.13	Rugi tekanan total pada jalur pipa hanya untuk gas inert	85
Tabel	7.14	Head tekanan pada jalur pipa hanya untuk gas inert	86

DAFTAR GAMBAR

Gambar	2.1	Diagram aliran inert gas	6
Gambar	2.2	Model Vapor Collecting System	24
Gambar	3.1	Perencanaan Vapor Collecting System	25
Gambar	3.2	Penentuan komposisi gas inert	27
Gambar	3.3	Perhitungan Displacement Losses	29
Gambar	3.4	Perhitungan drop tekanan pada Vapor Collecting System	30
Gambar	8.1	Tekanan uap hidrokarbon pada saat loading	88
Gambar	8.2	Pengaruh RVP terhadap massa uap hidrokarbon	89
Gambar	8.3	Pengaruh RVP terhadap Displacement Losses	90
Gambar	8.4	Laju aliran massa penguapan muatan pada saat loading	91
Gambar	8.5	Massa muatan yang menguap	92
Gambar	8.6	Volume muatan yang menguap untuk beberapa rapat massa muatan yang berbeda	93
Gambar	8.7	Penurunan tekanan pada Vapor Collecting System untuk No.1 COT (P)	94

BAB I

PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

Muatan kapal tanker yang menguap merupakan salah satu sumber polusi yang potensial dari pengoperasiannya. Kontribusi emisi hidrokarbon dari transportasi crude oil dan oil product mencapai jutaan ton setiap tahunnya dan beratnya mencapai tiga kali lipat berat tumpahan minyak dari keseluruhan aktifitas transportasi laut.^[1]

Pada tanki muatan, ruang di atas muatan tersedia untuk vapor/uap yang mengandung hidrokarbon. Konsentrasi uap hidrokarbon tersebut tergantung pada beberapa faktor, diantaranya adalah volatility (tingkat kemudahan menguap) dari muatan dan jarak antara permukaan cairan muatan dengan atap tanki muatan. Emisi hidrokarbon terutama terjadi pada saat loading dan unloading muatan serta sewaktu ballasting (jika tanki muatan juga digunakan untuk ballasting). Pada saat muatan diisikan ke dalam tanki, sebagian dari muatan menguap menuju atmosfer di dalam tanki. Gas tersebut semakin terdesak keluar melalui ventilasi tanki seiring dengan penambahan/kenaikan level cairan muatan pada tanki. Gas tersebut mengandung uap hidrokarbon dari muatan yang sedang dimuat dan dari muatan sebelumnya (jika tanki belum mengalami proses gas freeing sejak terakhir kali discharging). Pada saat tanki dimasuki air balast, air balast tersebut akan mendesak keluar uap yang tertinggal dari muatan terakhir.

Hal-hal tersebut di atas mendorong penulis untuk melakukan suatu penelitian tentang emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker. Penelitian tersebut berupa

suatu perencanaan sistem pengendalian emisi hidrokarbon yang dimaksudkan untuk mengurangi uap hidrokarbon yang beremisi di udara bebas yang berasal dari operasi bongkar muat kapal tanker. Sistem yang direncanakan berupa Vapor Collecting System yang mampu menyalurkan uap hidrokarbon yang terbentuk dari tanki-tanki muatan lewat pipa-pipa khusus yang diinstalasikan pada kapal menuju fasilitas Vapor Recovery System yang diasumsikan terdapat di darat.

1.2 Perumusan masalah

Vapor Collecting System akan melayani campuran gas inert dan uap hidrokarbon. Sistem ini direncanakan merupakan modifikasi dari sistem gas inert yang telah terpasang pada KM. Gunung Kemala. Adapun permasalahan dalam tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Seberapa besar emisi uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading bila tidak ada Vapor Collecting System dan kerugian ekonomis yang diakibatkannya.
2. Apakah jaringan perpipaan sistem gas inert yang telah ada sebelumnya mampu melayani campuran gas inert / uap hidrokarbon yang terbentuk sehingga tidak perlu diganti dimensinya cukup dimodifikasi saja?

1.3 Tujuan penulisan

Tujuan penulisan Tugas Akhir ini adalah merencanakan Vapor Collecting System yang dapat mencegah emisi hidrokarbon di udara bebas dan untuk mengetahui apakah perpipaan gas inert yang telah terpasang di kapal masih dapat digunakan untuk Vapor Collecting System atau harus diganti dengan perpipaan yang baru.

Walaupun ketentuan-ketentuan tentang sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan kapal tanker belum ada di Indonesia diharapkan tugas akhir ini dapat memberikan masukan yang cukup berarti pada permasalahan polusi pada umumnya dan permasalahan pencegahan emisi hidrokarbon pada khususnya.

1.4 Pembatasan masalah

Karena keterbatasan yang ada, dan demi kelancaran penulisan tugas akhir ini, maka perlu dijelaskan hal-hal yang menjadi ruang lingkup dari tugas akhir ini. Adapun ruang lingkup tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

- Obyek penelitian adalah MT. GUNUNG KEMALA milik Pertamina..
- Diasumsikan bahwa di darat terdapat fasilitas Vapor Recovery System yang mampu melayani uap hidrokarbon yang disalurkan oleh Vapor Collecting System pada kapal dan fasilitas Vapor Recovery System tersebut tidak akan dibahas.
- Perencanaan Vapor Collecting System ini akan mengacu pada regulasi yang ditetapkan oleh U.S.Coast Guard.
- Perencanaan hanya ditekankan pada aspek teknis (aspek ekonomis seperti biaya instalasi, biaya operasi, biaya perawatan dsb, tidak akan dibahas).
- Perencanaan mengacu pada kondisi saat loading muatan karena pada saat itulah terjadinya penguapan yang terbesar kuantitasnya.^[6]

BAB II

DASAR TEORI

BAB II

DASAR TEORI

2.1 Sistem Gas Inert

Dalam rules BKI ditetapkan bahwa untuk kapal tanki minyak ukuran 20.000 dwt ke atas harus dilengkapi dengan peralatan gas inert. Notasi INERT dicantumkan di belakang tanda kelasnya. Berikut ini diuraikan beberapa istilah mengenai sistem gas inert antara lain:

- Inert gas (gas lembam) adalah suatu gas atau campuran bermacam-macam gas yang dapat mempertahankan kadar oksigen dalam persentase yang rendah sehingga akan mencegah terjadinya peledakan atau kebakaran dari muatan yang merupakan senyawa hidrokarbon.
- Kondisi inert artinya suatu kondisi dimana kadar oksigen pada atmosfir tanki dipertahankan dalam keadaan 8 % atau kurang dibandingkan dengan jumlah volume gas yang ada pada atmosfir tanki tersebut. Kondisi ini dicapai dengan memasukkan atau menambahkan gas inert ke dalam tanki.
- Sistem gas inert adalah suatu susunan gas inert yang terdiri dari pesawat pembuat gas inert beserta sistem distribusinya, dilengkapi dengan peralatan untuk mencegah larutan balik gas tersebut ke kama mesin, dilengkapi pula dengan alat ukur yang tetap maupun yang dapat dipindah dan alat-alat kontrol lainnya.
- Inerting maksudnya adalah memasukkan inert gas ke dalam tanki agar terjadi kondisi "inert".

- Purging artinya memasukkan gas inert ke dalam tanki dimana tanki tersebut telah berada dalam kondisi inert. Hal ini dimaksudkan agar terjadi pengurangan lanjutan kandungan oksigen dan atau pengurangan kandungan gas hidrokarbon pada suatu tingkat tertentu sehingga apabila tanki tersebut kemasukan udara sega tidak akan terjadi kebakaran atau ledakan.
- Gas freeing artinya memasukkan udara segar ke dalam tanki dengan maksud untuk menghilangkan gasberacun, gas yang mudah terbakar dan gas inert dengan menaikkan kadar oksigen menjadi 21 % dari volume gas yang ada.
- Topping up artinya memasukkan gas inert ke dalam tanki yang telah berada pada kondisi inert agar tekanan didalam tanki meningkat sehingga dapat mencegah adanya udara masuk ke dalam tanki tersebut.

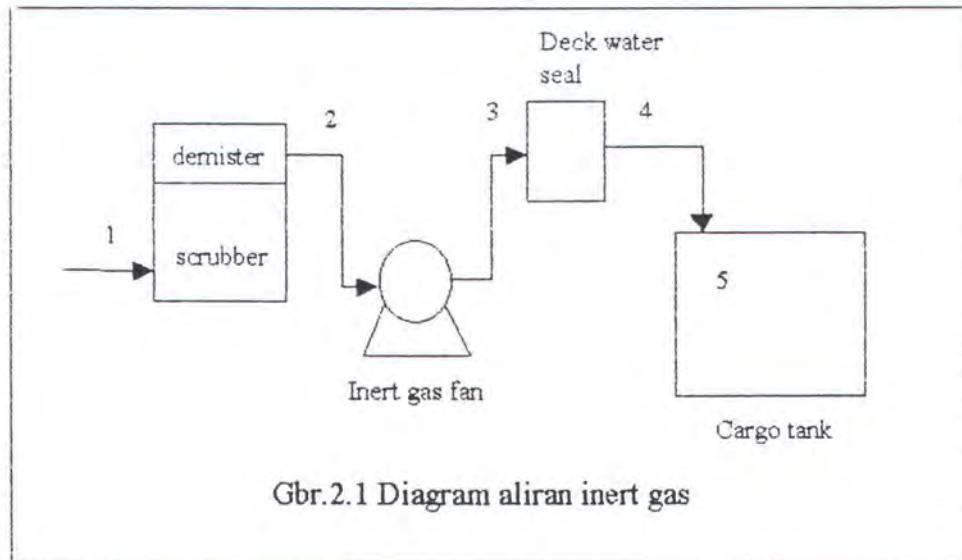
2.1.1 Pemantauan kondisi atmosfir tanki.

Kapal tanki minyak yang dilengkapi dengan sistem gas inert harus senantiasa menjaga muatannya berada dalam kondisi tidak dapat menyala. Untuk mencapai kondisi tersebut perlu diperhatikan hal berikut ini :

- **Tanki-tanki harus dijaga dalam kondisi inert walaupun muatannya tinggal sisa-sisa atau tanki tersebut berisi balast. Kandungan oksigennya harus dijaga tidak melebihi 8% dan tekanan gas di semua tanki dalam keadaan positif.**

2.1.2 Susunan sistem gas inert

Untuk mengetahui prinsip kerja inert gas sistem dapat dilihat aliran flue gas seperti gambar dibawah ini :



Flue gas setelah keluar dari ketel/inert gas generator disalurkan menuju scrubber dan demister, disini gas didinginkan dan dibersihkan sebelum dialirkan menuju inert gas fan. Setelah dialirkan menuju inert gas fan dialirkan lagi menuju deck water seal sebelum menuju tanki muatan.

Katup pengatur tekanan gas (pressure regulating valve) ditempatkan setelah inert gas fan untuk mengatur aliran gas ke dalam tanki muatan. Pressure vacuum breaker berisi cairan dipasang untuk mencegah tekanan berlebih maupun vacuum akibat kerusakan tanki muatan. Suatu ventilasi dipasang antara deck isolating valve/non return valve dengan pressure regulating valve untuk melepaskan bocoran-bocoran gas sewaktu sistem ini dalam keadaan tertutup.

2.2 Penentuan Rapat Massa Inert Gas

2.2.1 Bahan bakar

Inert gas system yang terpasang pada Tanker KM Gunung Kemala menggunakan flue gas dari auxiliary boiler sebagai fluida yang diubah menjadi inert gas. Adapun bahan bakar yang digunakan oleh auxiliary boiler adalah HFO (Heavy Fuel Oil) yang mempunyai spesifikasi sebagai berikut :

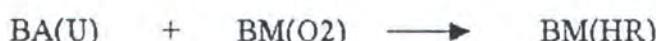
- API gravity : 19
- Flash point : 55 °C,
- Carbon content : 87,00 %
- Oksigen content : 0,12 %
- Hydrogen content : 12,35 %
- Sulfur content : 0,30 %
- Nitrogen content : 0,08 %
- Ash content : 0,15 %

2.2.2 Proses pembakaran

Dalam proses pembakaran diasumsikan bahwa setiap unsur bahan bakar akan terbakar sempurna untuk tiap satu kilogram bahan bakar. Reaksi kimia pembakaran yang terjadi adalah :



Berdasarkan Hukum Kekekalan Massa maka :



Dimana : BA(U) = massa unsur yang dibakar

$\text{BM(O}_2\text{)}$ = massa molekul O_2

$BM(HR)$ = massa molekul hasil reaksi

Sehingga :

$$HR = \frac{BM(HR)}{BA(U)} \times n \quad (\text{Pers.2.1})$$

Dimana :

HR = massa hasil reaksi (kg/kg bahan bakar = kg/kg bb)

n = kandungan unsur yang bereaksi dengan O_2 (kg/kg bb)

Oksigen yang dibutuhkan adalah :

$$O_2 = \frac{32}{BA(U)} \times n \quad (\text{Pers.2.2})$$

(catatan : massa molekul O_2 = 32 satuan massa atom)

Dalam proses pembakaran ini perlu adanya tambahan udara (excess air) agar pembakaran terjadi secara sempurna. Dalam hal ini berlaku :

Excess air (e) = 5% - 10%

Dalam perhitungan Tugas Akhir ini digunakan nilai e = 10%.

Dalam proses pembakaran nitrogen tidak ikut terbakar sehingga jumlah nitrogen setelah terjadinya proses pembakaran ditentukan dari :

- Nitrogen yang ikut dalam proses pembakaran yang terdapat dalam udara bebas (Gp).
- Nitrogen yang ada karena tambahan udara (excess air)(Ge).
- Nitrogen yang terkandung dalam bahan bakar (Gf).

Dengan demikian nitrogen mempunyai fraksi yang terbesar setelah terjadinya proses pembakaran. Hal ini disebabkan kadar nitrogen dalam udara

bebas merupakan yang terbesar. Adapun komposisi udara bebas yang digunakan dalam proses pembakaran adalah sebagai berikut :

		% massa	% volume
-	N ₂	75,47	78,03
-	O ₂	23,19	20,99
-	Ar	1,30	0,94
-	CO ₂	0,04	0,03
-	H ₂	0,00	0,01

Dalam perhitungan diasumsikan bahwa udara bebas hanya terdiri dari O₂ dan N₂ (tidak murni), sehingga komposisinya menjadi :

	% massa	% volume	BM
-	N ₂	76,80	79,00
-	O ₂	23,20	21,00

2.2.3 Kebutuhan udara teoritis (M_{ta})

Dengan adanya kandungan oksigen dalam bahan bakar, maka kebutuhan oksigen dari udara menjadi :

O₂ dari udara = O₂ yang dibutuhkan dalam pembakaran - O₂ yang terkandung dalam bahan bakar.

Sehingga :

$$M_{ta} = \frac{100}{32} \times O_2 \text{ dari udara} \quad (\text{kg/kg bb}) \quad (\text{Pers.2.3})$$

Nitrogen yang ikut dalam proses pembakaran yang terdapat dalam udara bebas adalah :

$$G_p = \frac{76,8}{23,2} \times O_2 \text{ dari udara (kg/kg bb)} \quad (\text{Pers.2.4})$$

Dimana :

M_{ta} = kebutuhan udara teoritis

G_p = jumlah nitrogen yang terdapat dalam udara yang dibutuhkan dalam proses pembakaran.

2.2.4 Kebutuhan udara aktual (M_{aa})

Dalam proses pembakaran kebutuhan udara aktual diformulasikan dengan persamaan berikut ini ;

$$M_{aa} = (100 + e) \% \times M_{ta} \quad (\text{Pers.2.5})$$

Dimana:

M_{aa} = kebutuhan udara aktual (kg/kg bb)

e = excess air = 10 %

2.2.5 Flue gas yang dihasilkan

Dalam proses pembakaran ini semua Carbon (C) dianggap menjadi CO2 sehingga flue gas yang terbentuk terdiri atas : CO2, O2, N2, SO2 dan H2O. Massa masing-masing gas adalah sebagai berikut :

$$W(CO_2) = \frac{BM(CO_2)}{BA(C)} \times n \quad (\text{kg/kg bb}) \quad (\text{Pers.2.6})$$

$$W(O_2) = \frac{23,2}{100} \times e \times M_{ta} \quad (\text{kg/kg bb}) \quad (\text{Pers.2.7})$$

$$W(SO_2) = \frac{BM(SO_2)}{BA(S)} \times n \quad (\text{kg/kg bb}) \quad (\text{Pers.2.8})$$

$$W(N_2) = G_p + G_e + G_f \quad (\text{kg/kg bb}) \quad (\text{Pers.2.9})$$



Dimana :

$Ge = \text{jumlah nitrogen yang terdapat dalam excess air}$

$$= \frac{76,8}{100} \times e \times Mta \quad (\text{kg/kg bb})$$

$Gf = \text{kadar nitrogen dalam bahan bakar}$

$$= 0,08\% = 0,0008 \quad (\text{kg/kg bb})$$

$$W(H_2O) = WH + WU$$

Dimana :

$WH = \text{massa uap air dari hasil pembakaran unsur hidrogen}$
 (kg/kg bb)

$WU = \text{massa uap air yang terdapat dalam udara yang dibutuhkan}$
 $\text{dalam proses pembakaran}$
 $= Maa \times w$

Dimana :

$w = \text{jumlah uap air dalam 1 kg udara kering pada kondisi}$
 $RH = 60\% \text{ dan } T = 80^{\circ}\text{F db.}$
 $= 0,0132 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering.}$

Dengan demikian massa flue gas basah (Wfg) adalah :

$$Wfg = W(CO_2) + W(O_2) + W(SO_2) + W(N_2) + W(H_2O) \quad (\text{Pers.2.10})$$

Massa flue gas kering (Wfh) adalah :

$$Wfh = Wfg - W(H_2O) \quad (\text{Pers.2.11})$$

2.2.6 Volume flue gas

Dengan memperhitungkan bahwa 1 molekul gas pada kondisi tekanan 760 mmHg dan temperature 32°F akan mempunyai volume sebesar 22,401698 liter,

maka volume flue gas untuk pembakaran sempurna tiap 1 kg bahan bakar akan dapat kita tentukan. Untuk itu flue gas diperlakukan sebagai gas ideal sehingga berlaku :

$$P \cdot V = n R_0 T \quad (\text{Pers.2.12})$$

Dimana :

P = tekanan (kg/m^3)

V = volume (m^3)

n = jumlah molekul flue gas

R_0 = tetapan gas ideal = 8314 J/(kg.mol.K)

T = temperatur mutlak (K)

Sehingga :

$$\frac{P \cdot V}{T} = C \quad (\text{Pers.2.13})$$

Atau

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2} \quad \text{untuk jumlah molekul gas yang sama} \quad (\text{Pers.2.14})$$

Maka :

$$V_{FG} = \frac{T_{FG} \cdot 10330 \cdot 10,165}{P_{FG} \cdot 273} \quad (\text{Pers.2.15})$$

Dimana :

V_{FG} = volume flue gas (m^3)

T_{FG} = temperature flue gas (K)

P_{FG} = tekanan flue gas (kg/m^2)

Selanjutnya, dapat ditentukan volume tiap-tiap gas yang terdapat dalam flue gas,yaitu :

$$V(O_2) = \frac{32 \cdot V_{FG}}{32 + 28} \quad (m^3)$$

$$V(N_2) = \frac{28 \cdot V_{FG}}{32 + 28} \quad (m^3)$$

Dari formulasi-formulasi diatas dapat ditentukan rapat massa dari flue gas dari auxiliary boiler.

2.2.7 Aliran dalam Inert Gas System

Untuk mendesak udara dalam tanki muatan dengan merata,diasumsikan bahwa jika gas inert dimasukkan ke dalam tanki sebanyak $1 m^3$,maka udara dalam tanki akan keluar atau dipindahkan sebanyak $1 m^3$ juga.

Gas yang mengalir dari auxiliary boiler harus melalui scrubber, demister, inert gas fan dan deck water seal.Gas tersebut akan mengalami perubahan tekanan dan temperatur sehingga rapat massa dari gas tersebut berubah juga.Untuk fluida yang kompresibel berlaku beberapa ketentuan berikut ini :

Kondisi isentropis-adiabatis

Untuk gas yang mengalir melewati inert gas fan dan pada waktu penambahan tekanan dalam tanki muatan diasumsikan terjadi pada kondisi adiabatis.Oleh sebab itu berlaku :

$$\frac{P}{P_1} = \left(\frac{T}{T_1} \right)^{\frac{k-1}{k}} \quad (\text{Pers.2.16})$$

Dimana :

P = tekanan sebelum dikompresi, Pa

- P_1 = tekanan setelah dikompresi, Pa
 T = temperature gas sebelum dikompresi, K
 T_1 = temperature gas setelah dikompresi, K
 k = pangkat isentropik = 1,4

Kondisi isotermis

Pada saat gas yang telah keluar dari deck water seal menuju ke tanki muatan, gas tersebut akan mengalami penurunan tekanan akibat adanya kerugian pada katup, sambungan-sambungan dan adanya gesekan pada pipa. Diasumsikan hal ini terjadi pada kondisi isotermis sehingga berlaku :

$$\frac{P}{P_1} = \frac{\rho}{\rho_1} \quad (\text{Pers.2.17})$$

Dimana :

- P = tekanan gas yang keluar dari deck water seal, Pa
 P_1 = tekanan gas yang masuk tanki muatan, Pa
 ρ = rapat massa gas yang keluar dari deck water seal, kg/m³
 ρ_1 = rapat massa gas yang masuk tanki muatan, kg/m³

2.2.8 Konstanta gas spesifik flue gas yang keluar dari demister

Gas yang mengalir dari auxiliary boiler harus melalui scrubber, demister, inert gas fa dan deck water seal. Gas tersebut akan mengalami perubahan tekanan dan temperatur sehingga rapat massa dari gas tersebut berubah juga. Untuk itu perlu diketahui konstanta gas spesifik pada tiap tahapan aliran gas. Konstanta gas spesifik dari gas diberikan oleh persamaan berikut ini^{[9][10]}

$$R = \sum \frac{m_i}{m} R_i = \sum \frac{m_i}{m} \frac{R_o}{M_i} \quad (\text{Pers.2.18})$$

Dimana :

R = konstanta gas spesifik, Joule/kg.K

m_i = massa tiap komponen pembentuk gas, kg

R_o = konstanta gas universal = 8314 J/(kg.mol.K)

m = massa gas inert, kg

M_i = massa molekul tiap komponen pembentuk gas

2.2.9 Massa gas inert yang dibutuhkan dalam proses inerting sebelum tanki dimuat muatan.

Pada saat memuat muatan ke dalam tanki yang dalam keadaan inert, inert gas plant harus dihentikan atau dengan kata lain tidak ada gas inert yang dimasukkan ke dalam tanki muatan dan katup isolasi tanki dan mast riser dibuka, guna menjaga agar tekanan gas dalam tanki tidak lebih dari tekanan yang diijinkan yaitu 120913,3 Pa.

Massa gas inert yang dibutuhkan untuk proses inerting tanki kosong sebelum dimuat muatan dapat ditentukan melalui persamaan di bawah ini:

$$mIG = \rho_s \cdot V_T \quad (\text{Pers.2.19})$$

dimana :

mIG = massa gas inert yang dibutuhkan, kg

ρ_s = rapat massa gas inert dalam tanki muatan, kg/m³

V_T = volume tanki muatan yang bersangkutan, m³

2.3 Ketentuan-ketentuan yang harus dipenuhi oleh Vapor Collecting System

Ketentuan-ketentuan yang harus dipenuhi oleh vapor collecting system adalah sebagai berikut :

- Regulasi U.S.Coast Guard untuk fasilitas vapor control system pada kapal
 1. Closed gauge system for tanks which previously were loaded with hatches open.
 - 2 High-level alarm to warn of impending tank overfills in the event of tankerman inattentiveness.
 3. Liquid overfill protection devices to either prevent liquid overfilling or to safely relieved in the event of tank overfilling.
 4. Minimum capacities for tank venting system to insure that tank pressures are safely relieved in the event of a sudden shutdown of the vapor control system.
 5. Maximum loading rates to prevent build up of tank pressures as a result of a vapor collection system with in adequate capacity.
 6. Means to safely handle vapor balancing during vessel to vessel transfer operations.
 7. Adequate training for operating personnel.
- Regulasi dari Biro Klasifikasi tentang inert gas system
- Regulasi dari U.S.Coast Guard tentang komposisi campuran Inert Gas/Hydrocarbon Vapor.

- Regulasi dari U.S.Environment Protection Agency tentang limit pelepasan uap hidrokarbon.

2.4 Displacement losses dari transfer operations.

Displacement losses adalah evaporation losses yang terjadi karena adanya proses transfer muatan.Pada saat muatan mengalir menuju tanki muatan, muatan tersebut mempersempit ruang uap (vapor spacea) dalam tanki yang mengakibatkan uap hidrokarbon yang terbentuk terdesak menuju atmosfir.Besarnya displacement losses yang terjadi diestimasikan melalui persamaan berikut ini :^[6]

$$D_L = 12,46 \left[\frac{S \cdot P \cdot MW}{T} \right] \quad (\text{Pers.2.20})$$

Dimana:

D_L = Displacement loss, lb/10gallons transferred

P = True vapor pressure dari muatan, psia

MW = Massa molekul dari uap hidrokarbon, lb/lb-mol

T = Temperatur dari muatan yang di transfer, $^{\circ}\text{R} = (^{\circ}\text{F} + 459,6)$

S = Saturation factor (lihat Tabel 2.1)

2.5 Estimasi berat molekul dari uap hidrokarbon = MW

Berat molekul uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat adanya transfer muatan yang menyebabkan terjadinya displacement losses diestimasikan oleh persamaan berikut ini :^[6]

$$\begin{aligned} MW = & 72,833 - 1,3183(P_{\text{RVP}}) + 0,15079(P_{\text{RVP}})^2 \\ & - 0,0087302 (P_{\text{RVP}})^3 \end{aligned} \quad (\text{Pers.2.21})$$

Dimana : MW = Berat molekul uap (lb/lb-mol)

P_{RVP} = Reid vapor pressure (psia)

Carrier	Mode of operations	Saturation factor
Tank truck and rail cars	Submerged loading	
	- Clean cargo tanks	0,5
	- Dedicated normal service	0,6
	- Dedicated vapor balance service	1,0
	Splash loading	1,45
	- Clean cargo tanks	1,45
Marine vessels	Dedicated normal service	
	Submerged loading	
	- Ships	0,2
	- Barges	0,5

Tabel 2.1 Saturation factor untuk perhitungan displacement losses.

2.6 Estimasi True vapor pressure = P

True vapor pressure adalah tekanan uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat terjadinya transfer muatan yang diestimasikan sebagai fungsi dari RVP seperti yang tampak pada persamaan di bawah ini :^[6]

$$P = \exp \left[\left(0,7553 - \frac{413,0}{T} \right) S_D^{0,5} \log P_{RVP} \right. \\ \left. - \left(1,854 - \frac{1042}{T} \right) S_D^{0,5} \right. \\ \left. + \left(\frac{2416}{T} - 2,013 \right) \log P_{RVP} - \left(\frac{8742}{T} \right) + 15,64 \right] \quad (\text{Pers.2.22})$$

Dimana :

P = True vapor pressure (psi)

P_{RVP} = Reid vapor pressure (psi)

T = Temperature muatan, °R ($^{\circ}\text{F} + 459,6$)

S_D = Slope of American Society for Testing and Materials

Distillation Curve at 10 % evaporated.(Lihat Tabel 2.2)

$\exp[] = e^x$

Material(general)	ASTM slope (deg/percent)	ASTM mid boiling points (°F)	Corrections (°F)
Solvent	1	150 – 400	8 – 11
Aviation gasoline and kerosine	2	150 – 450	17 – 23
Gasoline and diesel fuel	3	200 – 700	25 – 36
Gas oil and lubes	4	250 – 900	35 – 52
Gas oil and reduced crude	5	300 – 800	53 – 72
Cracking stock and crude oils	6	350 – 700	78 – 102
Crude oils	7	400 - 700	104 – 128

Tabel 2.2 Approximate slope, boiling range, and corrections (°F) to convert volumetric to molal average boiling point.

2.7 Perhitungan rapat massa uap hidrokarbon

2.7.1 Volume minyak yang ditransfer

Diasumsikan laju aliran minyak dalam operasi transfer (loading) muatan sama dengan kapasitas 3 pompa bongkar muat yang bekerja secara simultan sehingga loading rate = $Q_C = 3 \times 2500 = 7500 \text{ m}^3/\text{h}$

Laju aliran minyak yang ditransfer dalam galon/jam adalah menuju 3 tanki muatan yang berlainan adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_C &= 7500 \text{ m}^3/\text{h} \\
 &= 7500 \times 264,17 \text{ galon/h} \\
 &= 1.981.275 \text{ galon./h}
 \end{aligned}$$

Sedangkan laju aliran minyak yang masuk ke dalam tiap tanki muatan adalah sama dengan kapasitas tiap pompa bongkar muat = $2500 \text{ m}^3/\text{h} = 660425 \text{ galon./h}$

2.7.2 Laju aliran massa uap hidrokarbon yang terbentuk karena operasi transfer muatan

Laju aliran uap hidrokarbon dalam lb/h adalah :

$$Q_{HC} = \frac{D_L}{1000} \times Q_C \quad (\text{Pers.2.23})$$

Dimana :

D_L = displacement losses, lb/1000 galon transferred

Q_C = laju aliran minyak yang ditransfer, gal/h

Sehingga :

$$Q_{HC} = \frac{D_L}{1000} \times 1981275$$

$$Q_{HC} = 1981,275 D_L \quad (\text{Pers.2.24})$$

2.7.3 Volume uap hidrokarbon

Volume uap hidrokarbon yang terbentuk dapat ditentukan dengan persamaan berikut :

$$VHC/t = \frac{Q_{HC} \cdot R \cdot T}{P} \quad (\text{Pers.2.25})$$

Dimana :

VHC/t = laju aliran volume uap hidrokarbon yang terbentuk, ft³/h

Q_{HC} = laju aliran massa uap hidrokarbon yang terbentuk, lb/h

R = konstanta gas spesifik uap hidrokarbon, lb.ft/(lb.⁰R)

P = tekanan uap hidrokarbon, lb/ft² (1 psia = 144 lb/ft²)

T = temperatur uap hidrokarbon, ⁰R

2.7.4 Rapat massa uap hidrokarbon

Rapat massa uap hidrokarbon dapat ditentukan dengan membandingkan laju aliran massa uap hidrokarbon dengan laju aliran volumenya dalam satuan waktu yang sama.



$$\rho = \frac{\dot{m}_{HC}}{\dot{V}_{HC}} \quad (\text{Pers.2.26})$$

dimana :

ρ = rapat massa uap hidrokarbon, kg/m³

\dot{m}_{HC} = laju aliran massa uap hidrokarbon, lb/hr

\dot{V}_{HC} = laju aliran volume uap hidrokarbon, ft³/hr

2.8 Rapat massa campuran Gas Inert/Uap hidrokarbon

Rapat massa campuran gas inert dan uap hidrokarbon dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini :

$$\rho_{\text{mixture}} = \frac{m_{HC} + m_{IG}}{V_{HC} + V_{IG}} \quad (\text{Pers.2.27})$$

dimana :

ρ_{mixture} = rapat massa campuran gas inert/uap hidrokarbon, lb/ft³

m_{HC} = massa uap hidrokarbon yang terbentuk, lb

m_{IG} = massa gas inert hidrokarbon dalam tanki, lb

V_{HC} = laju aliran volume uap hidrokarbon, ft³/hr

V_{IG} = laju aliran volume gas inert, ft³/hr

2.9 Perhitungan drop tekanan

Drop tekanan pada perpipaan umumnya disebabkan oleh tahanan gesek fluida pada pipa dan drop tekanan karena tahanan gesek karena valves dan fittings.

Drop tekanan diberikan dalam formula berikut.

$$\Delta P = \Delta P_1 + \Delta P_2 \quad (\text{Pers.2.28})$$

$$\Delta P_1 = \Sigma f \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{v^2}{2g} \cdot \gamma \cdot 10^{-4} \quad (\text{Pers.2.29 dan Pers.2.30})$$

$$\Delta P_2 = \Sigma k \cdot \frac{v^2}{2g} \cdot \gamma \cdot 10^{-4}$$

Dimana :

ΔP = Drop tekanan / rugi tekanan total (kg/cm^2)

ΔP_1 = Rugi tekanan karena tahanan gesek pada pipa (kg/cm^2)

ΔP_2 = Rugi tekanan karena tahanan gesek pada valves dan fittings

f = faktor gesekan

k = koefisien gesek untuk valves dan fittings

d = diameter dalam pipa (m)

l = panjang pipa (m)

v = kecepatan aliran rata-rata dalam pipa (m/s)

γ = specific gravity dari fluida (kg/m^3)

g = percepatan gravitasi (m/s^2)

2.10 Head maksimum untuk Vapor Collecting System bila menggunakan jalur pipa sistem gas inert yang telah ada

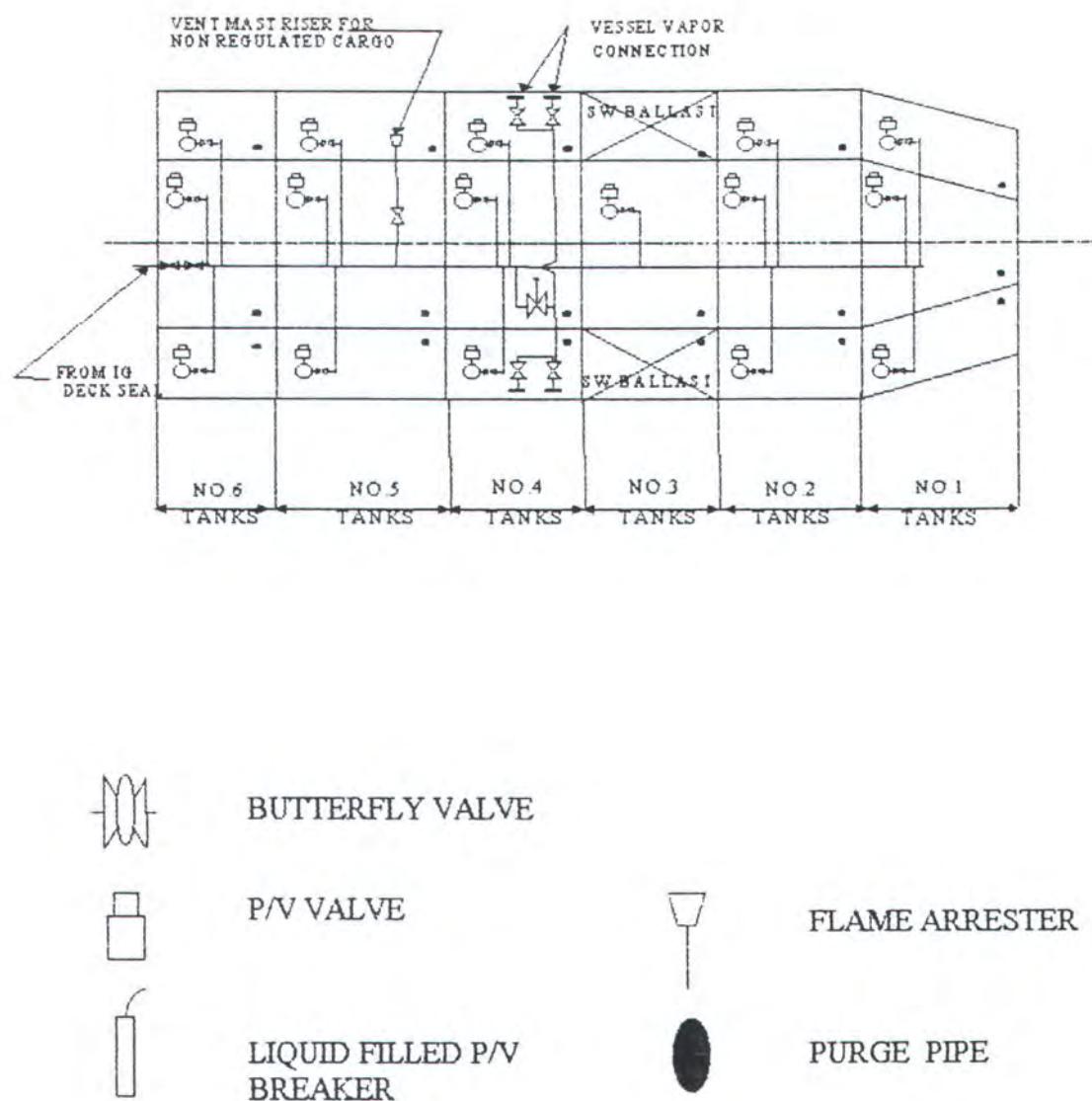
$$H_{\max} = \frac{P_{desgn}(Pa)}{\rho(\text{kg/m}^3) \cdot g(\text{m/s}^2)} \quad (\text{m}) \quad (\text{Pers.2.31})$$

2.11 Model Sistem

Pada tanker yang tidak dilayani oleh sistem pengendalian emisi hidrokarbon uap yang terbentuk karena operasi transfer muatan dilepas menuju udara bebas. Uap ini merupakan suatu kerugian karena minyak mentah yang mempunyai nilai ekonomis berubah menjadi uap dan dilepas begitu saja ke udara bebas sehingga terdapat rugi ekonomis.

Kerugian tersebut akan terakumulasi dalam jumlah yang cukup besar setiap tahunnya selama masa pengoperasian kapal. Oleh sebab itu dibutuhkan suatu sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan yang dalam hal ini berupa Vapor Collecting System.

Vapor Colecting System yang direncanakan mengadaptasikan model sistem pada Gbr 2.2.^[3]



Gbr.2.2 Model Vapor Collecting System

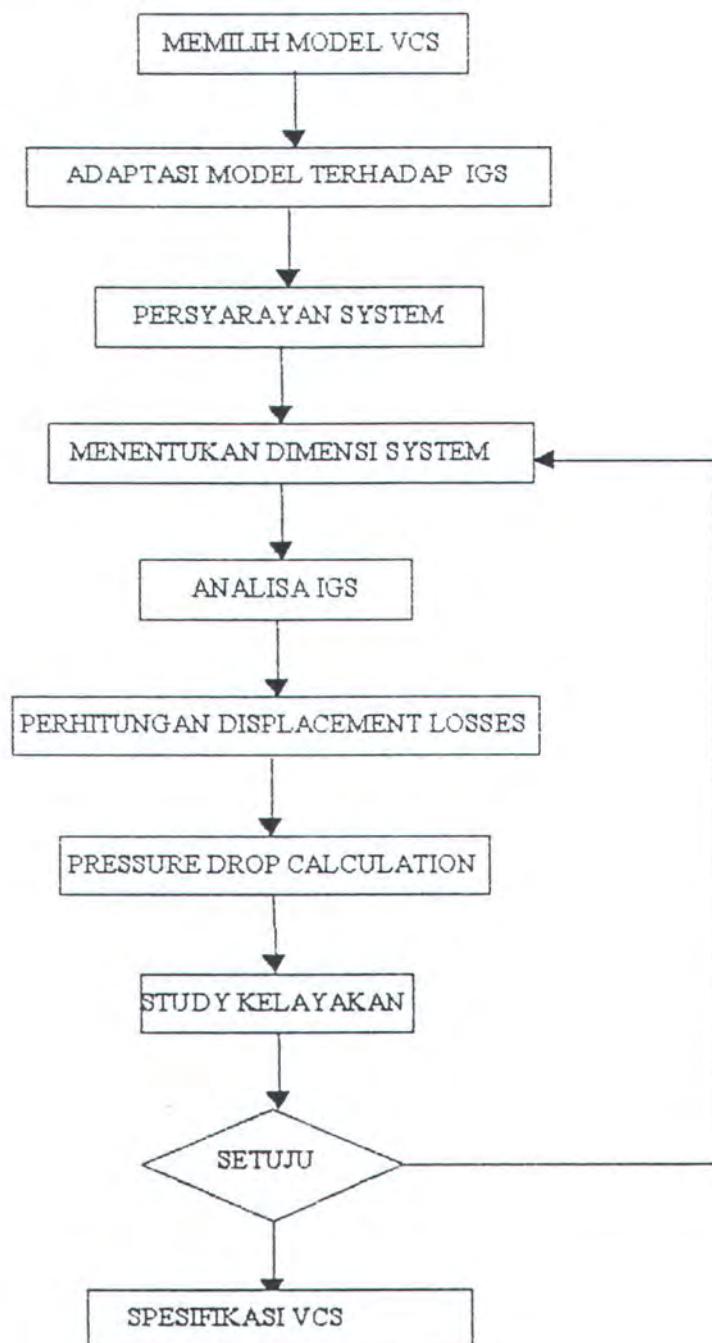
BAB III

METODE PENELITIAN

BAB III

METODE PENELITIAN

Metode yang digunakan dapat digambarkan sebagai diagram alir berikut ini:



Gbr.3.1 Perencanaan Vapor Collecting System

1. Memilih model suatu vapor collecting system berdasarkan studi literatur yang akan diadaptasikan pada sistem gas inert yang telah ada di kapal menjadi sebuah perencanaan sistem perpipaan vapor collecting system.
2. Menetapkan dimensi dari sistem prpipaan yang direncanakan.
3. Menganalisa aliran sistem gas inert untuk menentukan komposisi gas inert yang akan membentuk campuran uap hidrokarbon dari muatan.
4. Menentukan besar laju penguapan muatan yang menimbulkan emisi hidrokarbon pada saat loading.
5. Menentukan rapat massa campuran gas inert/uap hidrokarbon yang akan dilayani oleh vapor collecting system yang direncanakan.
6. Menentukan head tekanan dan tekanan yang bekerja pada jaringan perpipaan sistem yang direncanakan kemudian dianalisa kelayakan dari sistem perpipaan tersebut berdasarkan persyaratan yang telah ditetapkan.

3.1 Penentuan komposisi gas inert

Inert gas system yang terpasang pada tanker KM Gunung Kemala menggunakan flue gas dari auxiliary boiler sebagai fluida yang dirubah menjadi inert gas. Dalam proses pembakaran diasumsikan bahwa setiap unsur bahan bakar akan terbakar sempurna untuk tiap kilogram bahan bakar. Berdasarkan analisa proses pembakaran, dapat ditentukan komposisi flue gas dari auxiliary boiler.

Gas yang mengalir auxiliary boiler harus melalui scrubber demister inert gas fan dan deck water seal. Gas tersebut akan mengalami perubahan tekanan dan temperatur sehingga rapat massa dari gas tersebut akan berubah juga. Kondisi pada tiap tahapan dari auxiliary boiler sampai tanki muatan dianalisa untuk

mendapatkan komposisi gas inert yang akan membentuk gas campuran dengan uap hidrokarbon.



Gbr.3.2 Penentuan Komposisi Gas Inert

3.2 Penentuan laju penguapan

Displacement losses adalah evaporation losses yang terjadi karena adanya proses transfer muatan. Pada saat muatan mengalir menuju tanki muatan, muatan tersebut mempersempit ruang uap (vapor space) dalam tanki yang mengakibatkan

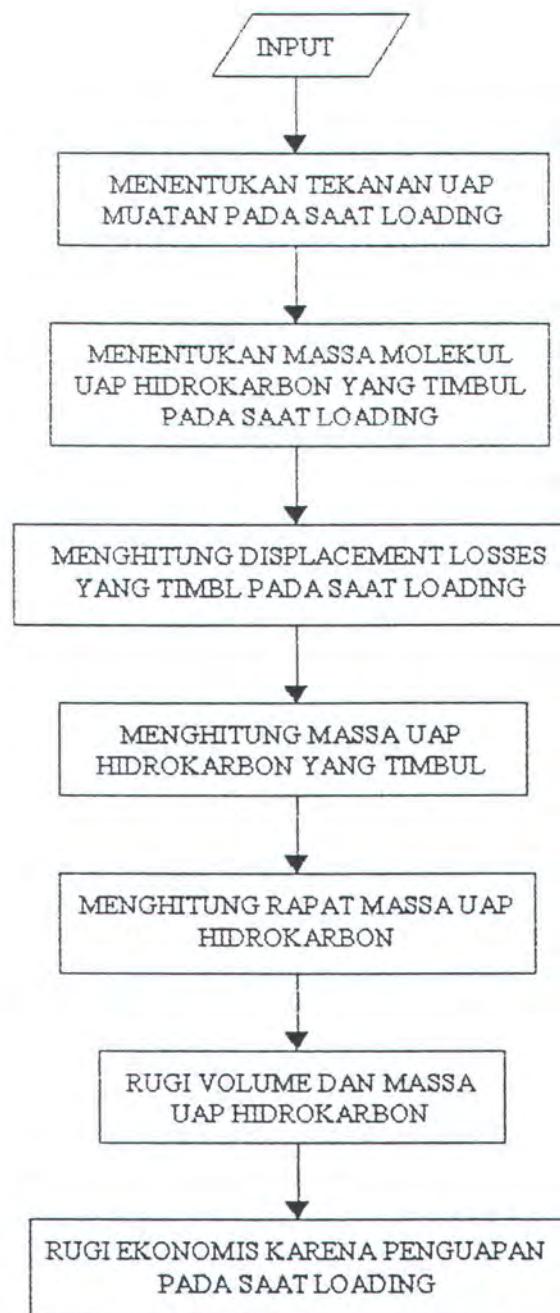
uap hidrokarbon yang terbentuk terdesak menuju atmosfer. Besar volume displacement losses dan massa uap hidrokarbon yang terjadi akan diestimasikan secara matematis. True vapor pressure adalah tekanan uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat terjadi transfer muatan yang diestimasikan sebagai fungsi dari Reid vapor pressure (tekanan uap) dari muatan sehingga laju penguapan muatan dapat ditentukan. Diagram alir dari perhitungan displacement losses dapat dilihat pada Gbr.3.3.

3.3 Penentuan rapat massa gas inert/uap hidrokarbon

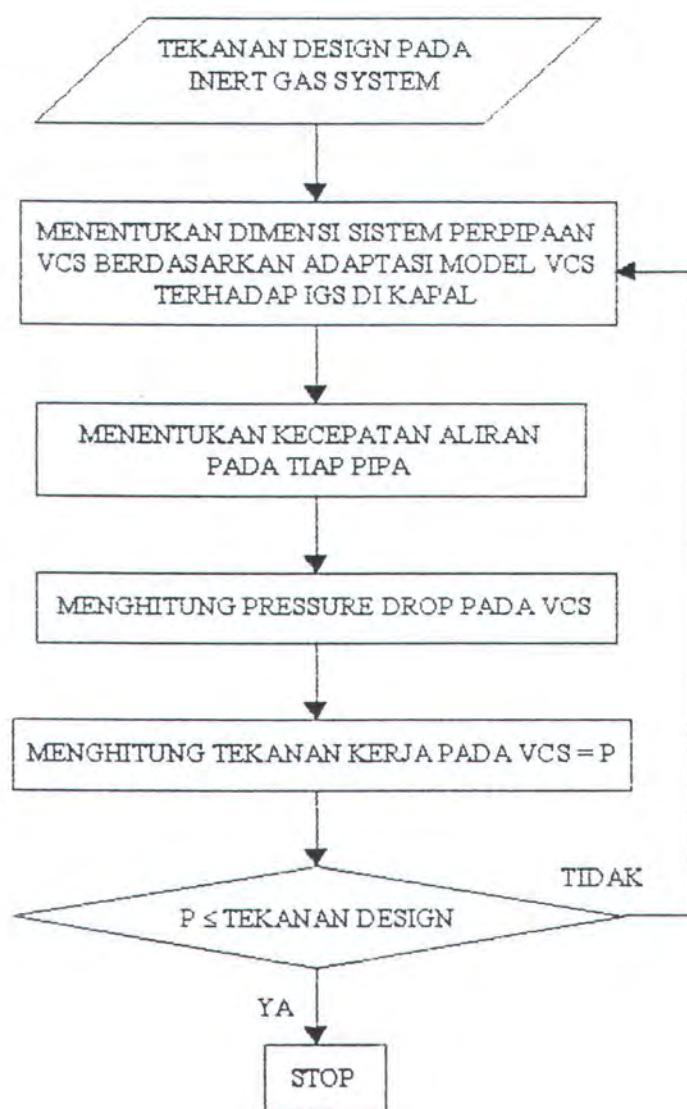
Rapat massa uap hidrokarbon ditentukan dengan membandingkan laju aliran massa uap hidrokarbon dengan laju aliran volumenya dalam satuan waktu yang sama. Setelah itu rapat massa campuran gas inert/uap hidrokarbon dapat ditentukan dengan membandingkan total massa gas inert plus uap hidrokarbon dengan vapor space di setiap tanki.

3.4 Perhitungan Rugi Tekanan Pada Jaringan Perpipaan Vapor Collecting System

Dengan mengadaptasikan suatu model sistem akan direncanakan suatu vapor collecting system pada KM Gunung Kemala. Head tekanan pada jalur perpipaan akan ditentukan kemudian dibandingkan pada jalur perpipaan sistem gas inert yang telah terpasang di kapal sebelumnya. Bila head tekanan pada sistem gas inert (kondisi desain) lebih besar maka jalur perpipaan pada sistem gas inert masih dapat dipakai untuk vapor collecting system, bila lebih kecil, maka jalur perpipaan tersebut akan disesuaikan dimensinya. Diagram alir untuk perhitungan drop tekanan dapat dilihat pada Gbr.3.4.



Gbr 3.3 Perhitungan Displacement Losses



Gbr.3.4 Perhitungan Drop Tekanan pada Vapor Collecting Sysrem

BAB IV

DATA-DATA PERENCANAAN VAPOR COLLECTING SYSTE

BAB IV

DATA-DATA PERENCANAAN

4.1 Ukuran utama kapal

Ukuran utama kapal yang menjadi obyek perencanaan sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan tanker ini adalah sebagai berikut :

Nama kapal : KM GUNUNG KEMALA

Panjang kapal : Registered : 236,76 m

L.O.A : 242,00 m

L.P.P : 230,00 m

Lebar kapal (moulded) : 41,60 m

Sarat kapal (moulded) : 19,20 m

Summer load draft (moulded): 12,92 m

4.2 Bobot mati dan kapasitas tanki-tanki

Bobot mati pada sarat kapal sarat kapal 12,92 m (moulded) = 85.593 long ton
= 86.962 metrik ton

4.2.1 Kapasitas tanki-tanki pada kondisi penuh

Tanki bahan bakar (HFO) : 1858,9 m³

Tanki bahan bakar (MDO) : 310,0 m³

Tanki minyak pelumas : 24,5 m³

Tanki air tawar : 427,6 m³

Tanki air pendingin : 406,5 m³

Tanki air balast : 37.372,0 m³

4.2.2 Kapasitas tanki muatan

Tanki-tanki pada KM.Gunung Kemala terdiri dari 5 center tank dan 6 pasang wing tank.Tanki No.2,No.4,dan No.5 wing tank disediakan untuk ballast dan tidak berhubungan dengan sistem perpipaan muatan (kecuali dalam keadaan darurat dapat dihubungkan secara portabel).

Terdapat 2 slop tank yang mempunyai kapasitas total 4807 m^3 atau sekitar 4,7 % dari kapasitas angkut kapal.

Muatan dilayani oleh 3 pompa bongkar muat dengan kapasitas masing-masing adalah $2500 \text{ m}^3/\text{h}$.Tiap pompa bongkar muat mempunyai diameter sisi hisap sebesar 550 mm.

Pada kondisi operasional yang normal tiap pompa bongkar muat melayani tanki-tanki sebagai berikut :

- Pompa No.1 melayani No.1 dan No.3 center tank serta slop tank.
- Pompa No.2 melayani No.1 dan No.3 wing tank serta No.5 center tank.
- Pompa No.3 melayani No.2 dan No.4 center tank. serta slop tank.

Adapun kapasitas tanki muatan pada KM Gunung Kemala adalah sebagai berikut (Tabel 4.1) :



Tanks	Cargo oil tanks					
	Position	Side	FR.No	100 % capacity	98 % capacity	
				m ³	ft ³	m ³
No.1 Cargo tank	C	C	77-83	10.509,3	371.134	10.299,1
No.1 Cargo tank	C	C	69-77	17.627,0	622.491	17.274,5
No.1 Cargo tank	C	C	61-69	17.627,0	622.491	17.274,5
No.1 Cargo tank	C	C	53-61	17.627,0	622.491	17.274,5
No.1 Cargo tank	C	C	45-53	17.235,5	608.667	16.890,8
Center tank sum				80.625,8	2.847.274	79.013,4
No.1 Cargo tank	P	P	78-83	2.898,8	102.370	2.840,8
No.1 Cargo tank	S	S	78-83	2.898,8	102.370	2.840,8
No.1 Cargo tank	P	P	61-68	5.275,0	186.284	5.169,5
No.1 Cargo tank	S	S	61-68	5.275,0	186.284	5.169,5
Slop Tank	P	P	45-49	2.403,8	84.889	2.355,7
Slop Tank	S	S	45-49	2.403,8	84.889	2.355,7
Wing tank sum				21.155,2	747.086	20.732,0
Grand Total				101.781,0	3.594.360	99.745,4
						3.522.472

Tabel 4.1 Kapasitas tanki muatan K.M.Gunung Kemala

4.3 Bahan bakar yang digunakan oleh Auxiliary Boiler

Flue gas yang digunakan sebagai inert gas berasal dari bahan bakar yang digunakan pada auxiliary boiler. Bahan bakar tersebut mempunyai spesifikasi sebagai berikut :

API gravity	:	19
Flash point	:	55 °C
Kandungan Nitrogen	:	0,08 (% massa)
Kandungan Oksigen	:	0,12 (% massa)
Kandungan Hidrogen	:	12,35 (% massa)
Kandungan Carbon	:	87,00 (% massa)
Kandungan Sulfur	:	0,30 (% massa)
Kandungan debu	:	0,15 (% massa)

4.4 Klasifikasi Inert Gas dan Cargo Oil Tank Vent Piping System sebelum perencanaan

ITEM	PIPING SYSTEM		INERT GAS & C.O T VENT		
	COT TK VENT (FOR CARGO TK.PART)	DRAIN FOR DECK WATER SEAL UNIT			
WORKING CONDITION	PRESSURE (kg/cm ²)	0,25	0,25		
	TEMPERATURE (°C)	65	65		
	SERVICE FLUID	INERT GAS OR CRUDE OIL VAPOR	SEA WATER		
DESIGN CONDITION	PRESSURE (kg/cm ²)	5	5		
	TEMPERATURE (°C)	65	65		
	CLASS	III	III		
JIS RATING PRESS. (kg/cm ²)		5	5		
HYD. TEST (kg/cm ²)	BEFORE INSTALLATION	NONE	NONE		
	AFTER INSTALLATION	WORKING CONDITION	WORKING CONDITION		
PIPE	MATERIAL	CARBON STEEL	CARBON STEEL		
	STANDARD	STPG 38, STPY 41	STPG 38		
	WALL THICKNESS	B.G	D		
	COATING	INSIDE	TAR EPOXY *2	NEOPRENE COATING	
		OUTSIDE	*1	*1	
VALVE	BODY MATERIAL	FC	SUS 316		
	END CONNECTION	FLANGE	FLANGE		
	COATING	INSIDE	NONE	NONE	
		OUTSIDE	*1	NONE	
JOINT	TYPE	FLANGE OR WELDED SLEEVE	FLANGE		
	MATERIAL	SS	SS		
	COATING	INSIDE	NONE	NEOPRENE COATING	
		OUTSIDE	*1	*1	
EXPANSION & CONTRACTION DEVICES	TYPE	DRESSER	PIPE BEND		
	MATERIAL	SS	SS		
	COATING	INSIDE	TAR EPOXY *2	SAME AS "PIPE"	
		OUTSIDE	*1	*1	
FLANGE GASKET (MATERIAL)		ASBESTOS	NEOPRENE		
HEAT INSULATION		NO	NO		
REMARK : *1 COATED WITH THE SAME FINAL PAINT AS ONE APPLIED FOR SURROUNDING AREA					
*2 ONE COAT OF TAR EPOXY PAINT TO BE APPLIED TO INTERIOR SURFACE ONLY, EXCEPT FOR PIPES OF 80 mm DIA. & BELOW WHICH SHALL BE GALVANIZED					

Tabel 4.2 Klasifikasi perpipaan pada inert gas dan ventilasi tanki muatan

4.5 Diameter dan ketebalan pipa-pipa pada sistem gas inert

Material		Ferrous Alloy		
Symbol		STPG 38		STPY 41
Class		# 40	#80	
Nominal size		Wall thickness (mm)		
Mm	inch	mm	B	D
200	8	216.3	8.2	12.7
300	12	318.5	10.3	-
450	18	457.2	-	12.7

Tabel 4.3 Diameter pipa-pipa Sistem Gas Inert

4.6 Data perlengkapan sistem gas inert

Type : Flue gas type KASHIWA Co., make

Scubber : 9400 m³/h 1 set

Rugi Tekanan pada scubber dan demister :

Pada scrubber : 279 mmAq

Pada demister : 107 mmAq

Inert gas fan : Motor driven horizontal centrifugal

9400 m³/h x 1800 mmAq 2 set

Kerja yang dibutuhkan IG Fan untuk tiap kg gas = 37.000 Juole/kg gas

Deck water seal unit : 9400 m³/h 1 set (semi-dry type)

Rugi tekanan pada Deck Water Seal unit : 330 mmAq

4.7 Data perlengkapan sistem bongkar muat

Cargo oil pump

Steam turbine driven, horizontal centrifugal, single stage

2500 m³/h x 150 m.T.H 3 set with PRIMA-VAC. System

Cargo oil stripping/bilge pump

Steam driven,vertical reciprocating, double acting

250 m³/h x 12,5 kg/cm² 1 set

Cargo oil stripping eductor

Jet type, $440 \text{ m}^3/\text{h}$ x 25 mTH 1 set

Water ballast pump

Steam turbine driven, horizontal centrifugal, single stage

$2500 \text{ m}^3/\text{h}$ x 25 mTH 1 set

Water ballast stripping eductor

Water jet type

$200 \text{ m}^3/\text{h}$ x 20 mTH 1 set

4.8 Permesinan propulsi

Motor induk :

MITSUBISHI SULZER 6 RTA 76 1 set

BHP pada MCR : 15.500 HP pada 71,0 rpm

BHP pada NSR : 13.950 HP pada 68,5 rpm

Auxiliary boiler :

Type : watertube type,SASEBO AMD II-32 2 set

Normal evaporation : 32.000 kg/h

Tekanan kerja : 16 kg/cm²

Temperatur uap jenuh : $303,4^\circ\text{C}$

Exhaust gas economizer :

Type : watertube, force circulation type 6 HA-315 S 1 set

Evaporation : 1500 kg/h

Tekanan kerja : 10 kg/cm²

Temperatur uap jenuh : $183,2^\circ\text{C}$

Generator diesel utama :

850 kVA (680 kW, 450 V.A.C., 60 Hz)

Diesel driven drip proof self-ventilation 3 set

Generator diesel cadangan :

100 kVA (80 kW, 450 V.A.C., 60 Hz) 1 set

Propeler :

Type : solid blade

Jumlah daun : 5

Diameter : 8000 mm

Pitch : 6820 mm

Material : Ni - Al - Br

Kecepatan dan ketahanan kapal :

Kecepatan trial pada kondisi clean bottom, laut dalam dan tenang pada sarat

12,92 m moulded : MCR : 15,83 knot

NSR : 15,40 knot

Ketahanan pada NSR dan kecepatan service 15 knot dengan laju pemakaian

bahan bakar 127,9 gr/HP/hr dengan bahan bakar bunker oil yang nilai

kalornya 9700 kkal/kg adalah sekitar : 14.250 mil laut

4.9 Sistem perpipaan pada tanki muatan

Perpipaan untuk muatan dalam tanki

3 jalur utama tanpa jalur utama untuk stripping

Perpipaan untuk muatan pada main deck

3 jalur utama dan 1 jalur stripping

Perpipaan untuk air balast dalam tanki

1 jalur utama tanpa jalur utama untuk striping

Perpipaan untuk ventilasi atau inert gas

1 high velocity vent valve untuk tiap cargo tank

1 common main line dengan 1 vent riser

BAB V

PERHITUNGAN ALIRAN GAS INERT

BAB V

PERHITUNGAN ALIRAN GAS INERT

5.1 Penentuan Rapat Massa Inert Gas Dari Auxiliary Boiler

5.1.1 Komposisi bahan bakar yang digunakan

Inert gas system yang terpasang pada Tanker KM Gunung Kemala menggunakan flue gas dari auxiliary boiler sebagai fluida yang digunakan sebagai inert gas. Adapun bahan bakar yang digunakan oleh auxiliary boiler adalah HFO (Heavy Fuel Oil) yang mempunyai spesifikasi sebagai berikut :

- API gravity	:	19
- Flash point	:	55 °C,
- Carbon content	:	87,00 % massa
- Oksigen content	:	0,12 % massa
- Hydrogen content	:	12,35 % massa
- Sulfur content	:	0,30 % massa
- Nitrogen content	:	0,08 % massa
- Ash content	:	0,15 % massa

5.1.2 Proses pembakaran tiap unsur dalam bahan bakar

Dalam proses pembakaran diasumsikan bahwa setiap unsur bahan bakar akan terbakar sempurna untuk tiap satu kilogram bahan bakar. Reaksi kimia pembakaran yang terjadi adalah :

Unsur Carbon



CO₂ yang dihasilkan :

$$\text{CO}_2 = \frac{\text{BM}(\text{CO}_2)}{\text{BA}(\text{C})} \times n$$

$$= \frac{44}{12} \times 0,87$$

$$= 3,19 \text{ kg/kg.bb}$$

O₂ yang dibutuhkan :

$$\text{O}_2 = \frac{32}{\text{BA}(\text{C})} \times n$$

$$= \frac{32}{12} \times 0,87$$

$$= 2,32 \text{ kg/kg.bb}$$

Unsur Hidrogen



H₂ yang dihasilkan :

$$\text{H}_2 = \frac{\text{BM}(2\text{H}_2\text{O})}{\text{BA}(4\text{H})} \times n$$

$$= \frac{36}{4} \times 0,1235$$

$$= 1,112 \text{ kg/kg.bb}$$

O₂ yang dibutuhkan :

$$\text{O}_2 = \frac{32}{\text{BA}(4\text{H})} \times n$$

$$= \frac{32}{4} \times 0,1235$$

$$= 0,998 \text{ kg/kg.bb}$$

Unsur Sulfur



SO_2 yang dihasilkan :

$$\begin{aligned}\text{SO}_2 &= \frac{\text{BM}(\text{SO}_2)}{\text{BA}(\text{S})} \times n \\ &= \frac{64}{32} \times 0,003 \\ &= 0,006 \text{ kg/kg.bb}\end{aligned}$$

O_2 yang dibutuhkan :

$$\begin{aligned}\text{O}_2 &= \frac{32}{\text{BA}(\text{S})} \times n \\ &= \frac{32}{64} \times 0,003 \\ &= 0,0015 \text{ kg/kg.bb}\end{aligned}$$

5.1.3 Kebutuhan udara teoritis (Mta)

Dengan adanya kandungan oksigen dalam bahan bakar sebesar 0,12% massa, maka kebutuhan oksigen dari udara menjadi :

$$\begin{aligned}\text{O}_2 \text{ dari udara} &= \text{O}_2 \text{ yang dibutuhkan dalam pembakaran} - \text{O}_2 \text{ yang terkandung dalam bahan bakar.} \\ &= 2,32 + 0,998 + 0,0015 - 0,0012 \\ &= 3,3183 \text{ kg/kg.bb}\end{aligned}$$

Sehingga :

$$\begin{aligned}\text{Mta} &= \frac{100}{23,2} \times \text{O}_2 \text{ dari udara (kg/kg bb)} \\ &= \frac{100}{23,2} \times 3,3083 \\ &= 14,259914 \text{ kg/kg.bb}\end{aligned}$$

Nitrogen yang ikut dalam proses pembakaran yang terdapat dalam udara bebas adalah :

$$\begin{aligned} G_p &= \frac{76,8}{23,2} \times O_2 \text{ dari udara (kg/kg bb)} \\ &= \frac{76,8}{23,2} \times 3,3083 \\ &= 10,951614 \text{ kg/kg.bb} \end{aligned}$$

Nitrogen yang terdapat pada tambahan udara (excess air) adalah :

$$\begin{aligned} G_e &= \text{jumlah nitrogen yang terdapat dalam excess air} \\ &= \frac{76,8}{100} \times e \times M_{ta} \text{ (kg/kg bb)} \\ &= \frac{76,8}{100} \times 0,1 \times 14,259914 \\ &= 1,0951614 \text{ kg/kg.bb} \end{aligned}$$

Nitrogen yang terdapat dalam bahan bakar adalah :

$$\begin{aligned} G_f &= \text{kadar nitrogen dalam bahan bakar} \\ &= 0,08\% \\ &= 0,0008 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

5.1.4 Kebutuhan udara aktual (Maa)

Dalam proses pembakaran kebutuhan udara aktual diformulasikan dengan persamaan berikut ini ;

$$\begin{aligned} Maa &= (100 \% + \% \text{ excess air}) \times M_{ta} \\ &= (100 + 10)\% \times 14,259914 \\ &= 15,685905 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

5.1.5 Massa flue gas yang dihasilkan oleh pembakaran

Dalam proses pembakaran ini semua Carbon (C) dianggap menjadi CO₂ sehingga flue gas yang terbentuk terdiri atas : CO₂, O₂, N₂, SO₂ dan H₂O. Massa masing-masing gas adalah sebagai berikut :

$$W(CO_2) = 3,19 \text{ kg/kg bb}$$

$$W(O_2) = \frac{23,2}{100} \times e \times Mta \text{ kg/kg bb}$$

$$= \frac{23,2}{100} \times 0,1 \times 14,259914$$

$$= 0,33083 \text{ kg/kg bb}$$

$$W(SO_2) = 0,006 \text{ kg/kg bb}$$

$$W(N_2) = Gp + Ge + Gf \text{ kg/kg bb}$$

$$= 12,047575 \text{ kg/kg bb}$$

$$W(H_2O) = WH + WU$$

Dimana :

$$WH = \text{massa uap air dari hasil pembakaran unsur hidrogen (kg/kg bb)}$$

$$WU = \text{massa uap air yang terdapat dalam udara yang dibutuhkan dalam proses pembakaran}$$

$$= Maa \times w$$

Dimana :

$$w = \text{jumlah uap air dalam 1 kg udara kering pada kondisi RH} = 60\% \text{ dan } T = 80^{\circ}\text{F db.}$$

$$= 0,0132 \text{ kg H}_2\text{O/kg udara kering.}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} W_U &= M_{aa} \times w \\ &= 15,685905 \times 0,0132 \\ &= 0,2070539 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

Jadi,

$$\begin{aligned} W(H_2O) &= WH + W_U \\ &= 1,112 + 1,3190539 \\ &= 1,3190539 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

Dengan demikian massa flue gas basah (Wfg) adalah :

$$\begin{aligned} W_{fg} &= W(CO_2) + W(O_2) + W(SO_2) + W(N_2) + W(H_2O) \\ &= 3,19 + 0,33083 + 0,006 + 12,047575 + 1,3190539 \\ &= 16,893459 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

Massa flue gas kering (Wfh) adalah :

$$\begin{aligned} W_{fh} &= W_{fg} - W(H_2O) \\ &= 16,893459 - 1,3190539 \\ &= 15,574405 \text{ kg/kg bb} \end{aligned}$$

5.1.6 Volume flue gas

Dengan memperhitungkan bahwa 1 molekul gas pada kondisi tekanan 760 mmHg (= 1 Atm) dan temperature 32°F ($= 0^{\circ}\text{C}$ atau 273 K) akan mempunyai volume sebesar 22,401698 liter, maka volume flue gas untuk pembakaran sempurna tiap 1 kg bahan bakar akan dapat kita tentukan. Untuk itu flue gas diperlakukan sebagai gas ideal sehingga berlaku :

$$P \cdot V = n R T$$

Dimana :

- P = tekanan (kg/m^2)
- V = volume (m^3)
- n = jumlah molekul flue gas (kg/kg-mol)
- R = tetapan gas ideal (J/kg.K)
- T = temperatur mutlak (K)

Sehingga ,

$$\frac{P \cdot V}{T} = \text{Konstan}$$

Atau,

$$\frac{P_1 \cdot V_1}{T_1} = \frac{P_2 \cdot V_2}{T_2}$$

Jumlah mol komponen pembentuk flue gas :

Untuk menentukan volume dari flue gas, kita harus menentukan terlebih dahulu jumlah mol dari tiap-tiap komponen pembentuk flue gas.

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{mol CO}_2 &= \frac{W(\text{CO}_2)}{BM(\text{CO}_2)} \quad (\text{mol/kg.bb}) \\
 &= \frac{3,19 \cdot 10^3}{44} \\
 &= 72,5 \quad \text{mol/kg.bb} \\
 - \quad \text{mol O}_2 &= \frac{W(\text{O}_2)}{BM(\text{O}_2)} \quad (\text{mol/kg.bb}) \\
 &= \frac{0,33083 \cdot 10^3}{32} \\
 &= 10,338438 \quad \text{mol/kg.bb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - \quad \text{mol N}_2 &= \frac{W(N_2)}{BM(N_2)} \quad (\text{mol/kg.bb}) \\
 &= \frac{12,047575 \cdot 10^3}{28} \\
 &= 430,27054 \quad \text{mol/kg.bb} \\
 - \quad \text{mol SO}_2 &= \frac{W(SO_2)}{BM(SO_2)} \quad (\text{mol/kg.bb}) \\
 &= \frac{0,006 \cdot 10^3}{64} \\
 &= 0,09375 \quad \text{mol/kg.bb} \\
 - \quad \text{mol H}_2\text{O} &= \frac{W(H_2O)}{BM(H_2O)} \quad (\text{mol/kg.bb}) \\
 &= \frac{1,3190539 \cdot 10^3}{18} \\
 &= 73,280772 \quad \text{mol/kg.bb}
 \end{aligned}$$

Volume tiap komponen flue gas

Volume tiap mol gas bila diukur pada keadaan tekanan 1 Atm dan temperatur 32°C adalah 22,401698 liter sehingga pada kondisi yang sama volume tiap komponen pembentuk flue gas dapat ditentukan sebagai berikut :

$$\begin{aligned}
 - \quad V(\text{CO}_2) &= \text{mol CO}_2 \times 22,401698 \quad (\text{liter/kg.bb}) \\
 &= 72,5 \times 22,401698 \\
 &= 1624,1231 \quad \text{liter/kg.bb} \\
 - \quad V(\text{O}_2) &= \text{mol O}_2 \times 22,401698 \quad (\text{liter/kg.bb}) \\
 &= 10,338438 \times 22,401698 \\
 &= 231,59857 \quad \text{liter/kg.bb} \\
 - \quad V(\text{N}_2) &= \text{mol N}_2 \times 22,401698 \quad (\text{liter/kg.bb})
 \end{aligned}$$



$$\begin{aligned}
 &= 430,27054 \times 22,401698 \\
 &= 9638,7907 \text{ liter/kg.bb}
 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 - V(\text{SO}_2) &= \text{mol SO}_2 \times 22,401698 \quad (\text{liter/kg.bb}) \\
 &= 0,09375 \times 22,401698 \\
 &= 2,1001592 \text{ liter/kg.bb} \\
 - V(\text{H}_2\text{O}) &= \text{mol H}_2\text{O} \times 22,401698 \quad (\text{liter/kg.bb}) \\
 &= 73,280772 \times 22,401698 \\
 &= 1641,6137 \text{ liter/kg.bb}
 \end{aligned}$$

Volume flue gas pada tekanan 1Atm dan temperatur 32°C adalah :

$$\begin{aligned}
 V_{\text{fg}} &= 1624,1231 + 231,59857 + 9638,7907 + 2,1001592 + 1641,6137 \\
 &= 13138,226 \text{ liter/kg.bb}
 \end{aligned}$$

Kandungan O₂ dalam flue gas adalah :

$$\begin{aligned}
 \% \text{ O}_2 &= \frac{231,59857}{13138,226} \times 100\% \text{ volume} \\
 &= 1,7627842 \% \text{ volume}
 \end{aligned}$$

Terlihat bahwa % O₂ < 5 % sehingga dapat dikatakan kandungan O₂ dalam flue gas memenuhi syarat.

5.1.7 Rapat massa flue gas = ρ flue gas

Rapat massa flue gas yang dihasilkan auxiliary boiler bila diukur pada tekanan 1 Atm dan temperature 32°C adalah sebagai berikut :

$$\rho \text{ flue gas} = \frac{\text{massa}}{\text{Volume}} \quad \text{dari flue gas tersebut}$$

Diketahui bahwa massa flue gas basah (masih) mengandung uap air adalah :

$$W_{fg} = 16,893459 \text{ kg/kg bb}$$

Volume flue gas adalah

$$V_{fg} = 13138,226 \text{ liter/kg.bb}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned}\rho_{\text{flue gas}} &= \frac{16,893459}{13138,226} \\ &= 1,285825 \cdot 10^{-3} \text{ kg/liter} \\ \rho_{\text{flue gas}} &= 1,285825 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,0794187 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

5.2. Aliran gas inert yang melalui scrubber dan demister

5.2.1 Volume gas yang keluar dari demister

Pada waktu melewati scrubber dan demister, kadar SO₂ dikurangi sekitar 90% , uap air (H₂O) akan terperangkap oleh air laut yang mengalir dan akan dipisahkan dengan gas yang lain sehingga volume flue gas berubah menjadi :

$$\begin{aligned}V_{fg} &= V_{fg(\text{basah})} - V(H_2O) - 0.9 V(SO_2) \\ &= 13138,226 - 1641,6137 - 0.9 (2,1001592) \\ &= 11494,722 \text{ ltr/kg.bb} \\ &= 11,494722 \text{ m}^3/\text{kg.bb}\end{aligned}$$

5.2.2 Fraksi volume gas-gas pembentuk flue gas yang keluar dari demister

$$\begin{aligned}V(CO_2) &= \frac{1624,1231}{11494,722} \times 100\% &= 14,12929\% \\ V(O_2) &= \frac{231,59857}{11494,722} \times 100\% &= 2,01482\% \\ V(N_2) &= \frac{9638,7907}{11494,722} \times 100\% &= 83,85405\%\end{aligned}$$

$$V(SO_2) = \frac{0,1 \cdot 2,1001592}{11494,722} \times 100\% = 0,00183\%$$

5.2.3 Fraksi massa gas-gas pembentuk gas inert sebelum masuk scubber

$$CO_2 = \frac{3,19}{16,713459} \times 100\% = 19,08641\%$$

$$O_2 = \frac{0,33083}{16,713459} \times 100\% = 1,97942\%$$

$$N_2 = \frac{12,047575}{16,713459} \times 100\% = 72,08307\%$$

$$SO_2 = \frac{0,006}{16,713459} \times 100\% = 3,589 \cdot 10^{-2}\%$$

$$H_2O = \frac{1,1390539}{16,713459} \times 100\% = 6,81518\%$$

5.2.4 Konstanta gas spesifik flue gas sebelum masuk scrubber

$$\begin{aligned} R &= \sum \frac{m_i}{m} R_i = \sum \frac{m_i}{m} \frac{R_o}{M_i} \\ &= 8,314 \left(\frac{0,1908641}{44} + \frac{0,0197942}{32} + \frac{0,7208307}{28} + \frac{3,5899212 \cdot 10^{-4}}{64} + \frac{0,0681518}{18} \right) \\ &= 0,2867791 \text{ kJ/kg}^0\text{K} \\ &= 286,7791 \text{ J/kg}^0\text{K} \end{aligned}$$

5.2.5 Massa flue gas yang keluar dari demister

$$\begin{aligned} W_{fg} &= W(CO_2) + W(O_2) + W(N_2) - 0,9 W(SO_2) - W(H_2O) \\ &= 3,19 + 0,33083 + 12,047575 - 0,9(0,006) - 1,1390539 \\ &= 15,569005 \text{ kg/kg.bb} \end{aligned}$$

5.2.6 Rapat massa flue gas yang keluar dari demister

$$\rho = \frac{15,569005}{11,494722} = 1,3544482 \text{ kg/m}^3$$

$$= 0,0845582 \text{ lb/ft}^3$$

5.2.7 Tekanan flue gas dari uptake boiler

Diketahui bahwa temperatur flue gas dari uptake boiler sekitar $140^\circ\text{C} = 413\text{K}$ sehingga :

$$P_1 = \rho_1 \cdot R_1 \cdot T_1$$

$$\begin{aligned} P_1 &= 1,2721245 \cdot 286,7791 \cdot 413 \\ &= 150670,13 \text{ Pa} \end{aligned}$$

5.2.8 Tekanan flue gas yang keluar dari demister

Diketahui bahwa temperatur flue gas yang telah dibersihkan di scubber dan dikeringkan lalu keluar dari demister sekitar $1 - 2^\circ\text{C}$ di atas temperatur air laut pendingin. Temperatur air laut pendingin diasumsikan 29°C sehingga temperatur flue gas yang keluar dari demister $= 29 + 2 = 31^\circ\text{C} = 304\text{ K}$.

Flue gas yang melewati scrubber dan demister mengalami penurunan tekanan, yaitu :

$$\text{- pada scrubber} = 279 \text{ mmAq}$$

$$\text{- pada demister} = 107 \text{ mmAq}$$

$$\text{Jumlah} = 386 \text{ mmAq} = 3781,1714 \text{ Pa}$$

Tekanan flue gas setelah keluar dari demister adalah :

$$\begin{aligned} P_2 &= P_1 - 3781,1714 \\ &= 150670,13 - 3781,1714 \\ &= 146888,96 \text{ Pa} \end{aligned}$$

5.2.9 Fraksi massa flue gas yang keluar dari demister

$$\text{CO}_2 = \frac{3,19}{15,569005} \times 100\% = 20,48942\%$$

$$\text{O}_2 = \frac{0,33083}{15,569005} \times 100\% = 2,12492\%$$

$$\text{N}_2 = \frac{12,047575}{15,569005} \times 100\% = 77,38179\%$$

$$\text{SO}_2 = \frac{0,1 \cdot 0,006}{15,569005} \times 100\% = 3,8486086 \cdot 10^{-3}\%$$

5.2.10 Konstanta gas spesifik flue gas yang keluar dari demister

$$\begin{aligned} R &= \sum \frac{m_i}{M_i} R_i = \sum \frac{m_i}{m} \frac{R_i}{M_i} \\ &= 8,314 \left(\frac{0,2048942}{44} + \frac{0,0212492}{32} + \frac{0,7738179}{28} + \frac{3,8486086 \cdot 10^{-3}}{64} \right) \\ &= 0,2740209 \text{ kJ/kg.K} \\ &= 274,0209 \text{ J/kg.K} \end{aligned}$$

5.3 Aliran gas inert yang melalui Inert gas fan

5.3.1 Temperatur flue gas setelah melewati inert gas fan

Diketahui bahwa kerja inert gas fan untuk setiap 1 kg gas adalah 37.000 joule, sehingga :

$$\frac{W}{m} = \frac{k}{k-1} R \cdot (T_3 - T_2)$$

$$\begin{aligned} 37.000 \text{ J/kg} &= \frac{1,4}{0,4} \cdot 274,0209 \cdot (T_3 - 304) \\ &= 959,07315 T_3 - 291558,24 \end{aligned}$$

$$T_3 = \frac{37.000 + 291558,24}{959,07315}$$

$$= 342,57891 \text{ K}$$



5.3.2 Tekanan gas yang keluar dari inert gas fan

Aliran yang melewati IG Fan diasumsikan terjadi pada kondisi isentropik sehingga berlaku :

$$\begin{aligned}\frac{T_3}{T_2} &= \left(\frac{P_3}{P_2}\right)^{\frac{k-1}{k}} \\ P_3 &= P_2 \left(\frac{T_3}{T_2}\right)^{\frac{k}{k-1}} \\ &= 146888,96 \cdot \left(\frac{342,57891}{304}\right)^{\frac{1,4}{0,4}} \\ &= 151988,94 \quad \text{Pa}\end{aligned}$$

5.4 Aliran gas inert yang melalui Deck Water Seal

5.4.1 Tekanan gas yang keluar dari Deck Water Seal

Pada waktu melewati deck water seal, gas mengalami penurunan tekanan sebesar 330 mmAq = 3232,6077 Pa, sehingga :

$$\begin{aligned}P_4 &= P_3 - 3232,6077 \\ &= 151988,94 - 3232,6077 \\ &= 148756,34 \quad \text{Pa}\end{aligned}$$

5.4.2 Rapat massa gas inert yang keluar keluar dari Deck Water Seal

Diketahui temperatur flue gas yang telah melewati deck water seal adalah sekitar 5°C diatas temperatur air laut pendingin, sehingga :

$$\begin{aligned}T_4 &= 29 + 5 \\ &= 34^{\circ}\text{C} \\ &= 307 \quad \text{K}\end{aligned}$$

Selanjutnya dapat ditentukan rapat massa gas yang keluar dari deck water seal, yaitu :

$$\begin{aligned}\rho_4 &= \frac{P_4}{R \cdot T_4} \\ &= \frac{148756,34}{274,0209 \cdot 307} \\ &= 1,7682897 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,1103943 \text{ lb/ft}^3\end{aligned}$$

5.5 Aliran gas inert dari DWS menuju tanki muatan

Sebelum tanki muatan berisi dengan gas inert dan masih berhubungan dengan udara luar, tekanannya adalah 1 Atm. Kemudian gas inert dimasukkan dengan menutup bukaan tanki dan membuka purge pipe, tekanan gas yang masuk sama dengan tekanan udara luar yaitu 1 Atm, maka pada kondisi isotermis berlaku :

$$\frac{P_4}{\rho_4} = \frac{P_5}{\rho_5}$$

sehingga,

$$\begin{aligned}\rho &= \frac{P_5 \cdot \rho_4}{P_4} = \frac{1,013 \cdot 10^5 \cdot 1,7682897}{148756,34} \\ &= 1,2041688 \text{ kg/m}^3\end{aligned}$$

Bersesuaian dengan Regulasi dari Lloyd Register of Shipping No. 1179 (E 1174 – E 1182) yaitu : tekanan gas harus positif dan tidak boleh lebih dari 0,2 kg/cm² di atas tekanan atmosfir, maka tekanan gas dalam tanki P₅ harus dinaikkan menjadi P₆, dimana :

$$\begin{aligned}P_6 &= P_5 + 0,2 \text{ kg/cm}^2 \\ &= 1 \text{ Atm} + 0,2 \text{ kg/cm}^2 = 1,013 \cdot 10^5 + 19613,3 \text{ Pa} \\ &= 120913,3 \text{ Pa}\end{aligned}$$

Dalam proses penambahan tekanan dari P_5 ke P_6 ini dianggap terjadi pada kondisi isentropik sehingga berlaku :

$$P_5 \cdot V_5^k = P_6 \cdot V_6^k$$

Maka,

$$\left[\frac{\rho_5}{\rho_6} \right]^k = \frac{P_5}{P_6}$$

Sehingga,

$$\begin{aligned} \rho_6 &= \left[\frac{P_6}{P_5} \right]^{\frac{1}{k}} \cdot \rho_5 \\ &= 1,2041688 \left[\frac{120913,3}{1,013 \cdot 10^5} \right]^{\frac{1}{1,4}} \\ &= 1,3664403 \text{ kg/m}^3 \\ &= 0,08530407 \text{ lb/ft}^3 \end{aligned}$$

5.5.1 Laju aliran massa gas inert yang masuk tanki muatan

Laju aliran massa gas inert yang keluar dari deck water seal dan masuk tanki muatan dapat ditentukan melalui persamaan berikut ini :

$$\dot{m}_{IG} = \rho_6 \cdot Q$$

dimana :

ρ_6 = rapat massa gas inert yang masuk tanki muatan, kg/m^3

Q = kapasitas inert gas fan = $9400 \text{ m}^3/\text{h}$

sehingga,

$$\begin{aligned} \dot{m}_{IG} &= 1,3664403 \cdot 9400 \\ &= 12844 \text{ kg/h} \\ &= 28322,208 \text{ lb/h} \end{aligned}$$

5.5.2 Massa gas inert yang dibutuhkan dalam proses inerting tanki muatan sebelum tanki dimuat muatan.

Pada saat memuat muatan ke dalam tanki yang dalam keadaan inert, inert gas plant harus dihentikan atau dengan kata lain tidak ada gas inert yang dimasukkan ke dalam tanki muatan dan katup isolasi tanki dan mast riser dibuka, guna menjaga agar tekanan gas dalam tanki tidak lebih dari tekanan yang diijinkan yaitu 120913,3 Pa.

Massa gas inert yang dibutuhkan untuk proses inerting tanki kosong sebelum dimuat muatan dapat ditentukan melalui persamaan di bawah ini:

$$mIG = \rho_i \cdot V_T$$

dimana :

mIG = massa gas inert yang dibutuhkan, kg

ρ_i = rapat massa gas inert dalam tanki muatan, kg/m^3

= 1,3664403 kg/m^3

= 0,08530407 lb/ft^3

V_T = volume tanki muatan yang bersangkutan, m^3

Hasil perhitungan massa gas inert yang dibutuhkan oleh tiap tanki muatan dalam proses inerting tampak pada Tabel 5.1 di bawah ini.

Tabel 5.1 Massa gas inert dalam proses inerting

Tanks	Position		Volume tanki m3	Massa gas inert	
	Side	FR.No		kg	lb
No 1 Cargo tank	C	77-83	10509.30	14360.33	31658.56
No 2 Cargo tank	C	69-77	17627.00	24086.24	53100.18
No 3 Cargo tank	C	61-69	17627.00	24086.24	53100.18
No 4 Cargo tank	C	53-61	17627.00	24086.24	53100.18
No 5 Cargo tank	C	45-53	17235.50	23551.28	51920.82
Center tank sum			80625.80	110170.34	242879.94
No 1 Cargo tank	P	78-83	2898.80	3961.04	8732.45
No 1 Cargo tank	S	78-83	2898.80	3961.04	8732.45
No 3 Cargo tank	P	61-68	5275.00	7207.97	15890.59
No.3 Cargo tank	S	61-68	5275.00	7207.97	15890.59
Slop Tank	P	45-49	2403.80	3284.65	7241.29
Slop Tank	S	45-49	2403.80	3284.65	7241.29
Wing tank sum			21166.20	28907.32	63728.66
Grand Total			101781.00	139077.66	306608.60

catatan: density gas inert = 1.3664403 kg/m3 = 0.08530407lb/cu.ft

BAB VI

PERHITUNGAN RUGI MUATAN PADA SAAT LOADING

BAB VI

PERHITUNGAN RUGI MUATAN PADA SAAT LOADING

6.1 Tekanan uap dari muatan kapal tanker

Tekanan uap muatan pada saat operasi transfer muatan (True vapor pressure) sebagai fungsi dari Reid vapor pressure-nya adalah sebagai berikut ini

$$P = \exp \left[\begin{aligned} & \left(0,7553 - \frac{413,0}{T} \right) S_D^{0,5} \log P_{RVP} \\ & - \left(1,854 - \frac{1042}{T} \right) S_D^{0,5} \\ & + \left(\frac{2416}{T} - 2,013 \right) \log P_{RVP} - \left(\frac{8742}{T} \right) + 15,64 \end{aligned} \right]$$

Dimana :

P = True vapor pressure (psi)

P_{RVP} = Reid vapor pressure (psi)

T = Temperature muatan, °R ($^{\circ}\text{F} + 459,6$)

S_D = Slope of American Society for Testing and Materials

Distillation Curve at 10 % evaporated.

= 7 untuk crude oil

$\exp[] = e^x$

Hasil perhitungan tekanan uap pada saat operasi transfer muatan untuk RVP muatan = 2 – 12 psia diperlihatkan oleh Tabel 6.1

Tabel 6.1 True vapor pressure dari uap hidrokarbon

Saturation Factor	T(derajat Rankine)	RVP (psia)	ASTM slope = Sd	P (psia)
0.2	608.6	2.0	7	4.71454
0.2	608.6	2.5	7	5.81212
0.2	608.6	3.0	7	6.89607
0.2	608.6	3.5	7	7.96881
0.2	608.6	4.0	7	9.03204
0.2	608.6	4.5	7	10.08704
0.2	608.6	5.0	7	11.13478
0.2	608.6	5.5	7	12.17601
0.2	608.6	6.0	7	13.21139
0.2	608.6	6.5	7	14.24141
0.2	608.6	7.0	7	15.26653
0.2	608.6	7.5	7	16.28710
0.2	608.6	7.8	7	16.89741
0.2	608.6	8.0	7	17.30346
0.2	608.6	8.5	7	18.31588
0.2	608.6	9.0	7	19.32461
0.2	608.6	9.5	7	20.32987
0.2	608.6	10.0	7	21.33185
0.2	608.6	10.5	7	22.33072
0.2	608.6	11.0	7	23.32664
0.2	608.6	11.5	7	24.31975
0.2	608.6	12.0	7	25.31019

6.2 Massa molekul uap hidrokarbon

Massa molekul uap hidrokarbon yang terbentuk karena operasi transfer muatan pada KM Gunung Kemala adalah

$$MW = 72,833 - 1,3183(P_{RVP}) + 0,15079(P_{RVP})^2 - 0,0087302 (P_{RVP})^3$$

Dimana : MW = Berat molekul uap (lb/lb-mol)

P_{RVP} = Reid vapor pressure (psia)

Hasil perhitungan massa molekul uap hidrokarbon untuk RVP = 2 – 12 psia dapat dilihat pada Tabel 6.2 .

Tabel 6.2 Massa molekul uap hidrokarbon

Saturation Factor	T(derajat Rankine)	RVP (psia)	ASTM slope = Sd	MW (lb/lb-mol)
0.2	608.6	2.0	7	70.729718
0.2	608.6	2.5	7	70.343278
0.2	608.6	3.0	7	69.999495
0.2	608.6	3.5	7	69.691820
0.2	608.6	4.0	7	69.413707
0.2	608.6	4.5	7	69.158608
0.2	608.6	5.0	7	68.919975
0.2	608.6	5.5	7	68.691280
0.2	608.6	6.0	7	68.465917
0.2	608.6	6.5	7	68.237396
0.2	608.6	7.0	7	67.999151
0.2	608.6	7.5	7	67.744634
0.2	608.6	7.8	7	67.581390
0.2	608.6	8.0	7	67.467298
0.2	608.6	8.5	7	67.160593
0.2	608.6	9.0	7	66.817974
0.2	608.6	9.5	7	66.432892
0.2	608.6	10.0	7	65.998800
0.2	608.6	10.5	7	65.509150
0.2	608.6	11.0	7	64.957394
0.2	608.6	11.5	7	64.336985
0.2	608.6	12.0	7	63.641374

6.3 Displacement losses dari operasi transfer muatan

Displacement losses yang terbentuk karena operasi transfer muatan yang akan dilayani oleh Vapor Collecting System adalah :

$$D_L = 12,46 \left[\frac{S \cdot P \cdot MW}{T} \right]$$

Dimana:

D_L = Displacement loss, lb/10gallons transferred

P = True vapor pressure dari muatan, psia

MW = Massa molekul dari uap hidrokarbon, lb/lb-mol

T = temperatur dari muatan yang di transfer, $^{\circ}R = ({}^{\circ}F + 459,6)$

$$= 65 {}^{\circ}C = 608,6 {}^{\circ}R$$

S = saturation factor = 0,2

Hasil perhitungan displacement losses untuk RVP = 2 – 12 psia diperlihatkan oleh Tabel 6.3.

Tabel 6.3 Displacement losses saat loading

Saturation Factor	T(derajat Rankine)	RVP (psia)	ASTM slope = Sd	Displacement losses (lb/1000 gal)
0.2	608.6	2.0	7	1.365391155
0.2	608.6	2.5	7	1.674068339
0.2	608.6	3.0	7	1.976571150
0.2	608.6	3.5	7	2.274003779
0.2	608.6	4.0	7	2.567127085
0.2	608.6	4.5	7	2.858447081
0.2	608.6	5.0	7	3.142263955
0.2	608.6	5.5	7	3.424701641
0.2	608.6	6.0	7	3.703726840
0.2	608.6	6.5	7	3.979161913
0.2	608.6	7.0	7	4.250693987
0.2	608.6	7.5	7	4.517881620
0.2	608.6	7.8	7	4.675878849
0.2	608.6	8.0	7	4.780159822
0.2	608.6	8.5	7	5.036843948
0.2	608.6	9.0	7	5.287132772
0.2	608.6	9.5	7	5.530110968
0.2	608.6	10.0	7	5.764751151
0.2	608.6	10.5	7	5.989915582
0.2	608.6	11.0	7	6.204357599
0.2	608.6	11.5	7	6.406722861
0.2	608.6	12.0	7	6.595550409

6.4 Perhitungan rapat massa uap hidrokarbon

6.4.1 Volume minyak yang ditransfer

Diasumsikan laju aliran minyak dalam operasi transfer (loading) muatan sama dengan kapasitas 3 pompa bongkar muat yang bekerja secara simultan sehingga loading rate = $Q_C = 3 \times 2500 = 7500 \text{ m}^3/\text{h}$

Laju aliran minyak yang ditransfer dalam galon/jam menuju 3 tanki muatan yang berlainan adalah :

$$\begin{aligned}
 Q_C &= 7500 \text{ m}^3/\text{h} \\
 &= 7500 \times 264,17 \text{ galon/h} \\
 &= 1.981.275 \text{ galon./h}
 \end{aligned}$$

Sedangkan laju aliran minyak yang masuk ke dalam tiap tanki muatan adalah sama dengan kapasitas tiap pompa bongkar muat = $2500 \text{ m}^3/\text{h} = 660425 \text{ galon}/\text{h}$

6.4.2 Konstanta gas spesifik uap hidrokarbon

Konstanta gas spesifik uap hidrokarbon yang terjadi karena proses transfer muatan adalah :

$$R = \frac{Ro}{MW}$$

Dimana :

R = Konstanta gas spesifik, Joule/kg.K

Ro = Konstanta gas universal = $8314 \text{ J/(kg.mol.K)}$

MW = Berat molekul uap (lb/lb-mol)

Selanjutnya nilai-nilai hasil perhitungan konstanta gas spesifik uap hidrokarbon untuk muatan dengan RVP 2 psia sampai 12 psia diperlihatkan oleh Tabel 6.4.

Tabel 6.4 Konstanta gas spesifik uap hidrokarbon

RVP (psia)	MW (lb/lb-mol)	R_0 lb ft/(lb mol R)	R (lb ft/lb R)
2.0	70.729718	1545.33	21.848
2.5	70.343278	1545.33	21.968
3.0	69.999495	1545.33	22.076
3.5	69.691820	1545.33	22.174
4.0	69.413707	1545.33	22.263
4.5	69.158608	1545.33	22.345
5.0	68.919975	1545.33	22.422
5.5	68.691280	1545.33	22.497
6.0	68.465917	1545.33	22.571
6.5	68.237396	1545.33	22.646
7.0	67.999151	1545.33	22.726
7.5	67.744634	1545.33	22.811
7.8	67.581390	1545.33	22.866
8.0	67.487298	1545.33	22.905
8.5	67.160593	1545.33	23.009
9.0	66.817974	1545.33	23.127
9.5	66.432892	1545.33	23.262
10.0	65.998800	1545.33	23.415
10.5	65.509150	1545.33	23.590
11.0	64.957394	1545.33	23.790
11.5	64.336985	1545.33	24.019
12.0	63.641374	1545.33	24.282

6.4.3 Laju aliran massa uap hidrokarbon yang terbentuk karena operasi transfer muatan

Laju aliran uap hidrokarbon dalam lb/h adalah :

$$Q_{HC} = \frac{D_L}{1000} \times Q_c$$

Dimana :

D_L = displacement losses, lb/1000 galon transferred

Q_c = laju aliran minyak yang ditransfer, gal/h

Sehingga :

$$Q_{HC} = \frac{D_L}{1000} \times 1981275$$

$$= 1981.275 D_L$$

Selanjutnya nilai-nilai laju aliran massa uap hidrokarbon berdasarkan perhitungan untuk muatan dengan RVP 2 psia sampai 12 psia dapat dilihat pada Tabel.6.5.

Tabel 6.5 Laju aliran massa uap hidrokarbon

RVP (psia)	Displacement losses (lb/1000gal)	Q_{HC} (lb/h)	Q_{HC} (kg/h)
2.0	1.365391155	2705.215	1227.086
2.5	1.674068339	3316.790	1504.496
3.0	1.976571150	3916.131	1776.357
3.5	2.274003779	4505.427	2043.662
4.0	2.567127085	5086.185	2307.093
4.5	2.856447081	5659.407	2567.107
5.0	3.142263955	6225.689	2823.973
5.5	3.424701641	6785.278	3077.801
6.0	3.703726840	7338.101	3326.563
6.5	3.979161913	7883.814	3576.098
7.0	4.250693987	8421.794	3820.126
7.5	4.517881620	8951.166	4060.249
7.8	4.675878849	9264.202	4202.242
8.0	4.780159822	9470.811	4295.960
8.5	5.036843948	9979.373	4526.644
9.0	5.287132772	10475.264	4751.580
9.5	5.530110968	10950.671	4969.946
10.0	5.764751151	11421.557	5180.818
10.5	5.989915582	11887.870	5383.175
11.0	6.204357599	12292.539	5575.896
11.5	6.406722861	12693.480	5757.762
12.0	6.595550409	13067.599	5927.463

6.4.4 Laju aliran volume uap hidrokarbon

Volume uap hidrokarbon yang terbentuk dapat ditentukan dengan persamaan berikut :

$$VHC/t = \frac{Q_{HC} \cdot R \cdot T}{P}$$

Dimana :

VHC/t = laju aliran volume uap hidrokarbon yang terbentuk, ft³/h

Q_{HC} = laju aliran massa uap hidrokarbon yang terbentuk, lb/h

R = konstanta gas spesifik uap hidrokarbon, lb.ft/(lb.⁰R)

P = Tekanan uap hidrokarbon, lb/ft² (1 psia = 144 lb/ft²)

T = temperatur uap hidrokarbon, ⁰R

Selanjutnya nilai-nilai laju aliran volume uap hidrokarbon dan rapat massa berdasarkan perhitungan untuk muatan dengan RVP 2 psia sampai 12 psia dapat dilihat pada Tabel 6.6.

Dari Tabel 6.6 ini dapat kita lihat bahwa VHC/t untuk nilai-nilai RVP yang berbeda besarnya sama yaitu 52970,41 cu.ft/h.

Tabel 6.6 Laju aliran volume dan rapat massa uap hidrokarbon

Qhc (lb/h)	R (lb ft/lb.R) Rankine)	T(derajat Rankine)	RVP (psia)	P lb/sq ft	VHC/t cu ft/h	density lb/cu ft
2705.215	21.8484	608.6	2.0	679.078	52970.41	0.0510703
3316.790	21.9684	608.6	2.5	837.173	52970.41	0.0626159
3916.131	22.0783	608.6	3.0	993.304	52970.41	0.0739305
4505.427	22.1738	608.6	3.5	1147.820	52970.41	0.0850555
5086.185	22.2626	608.6	4.0	1300.968	52970.41	0.0960194
5659.407	22.3447	608.6	4.5	1452.929	52970.41	0.1068409
6225.689	22.4221	608.6	5.0	1603.844	52970.41	0.1175314
6785.276	22.4967	608.6	5.5	1753.823	52970.41	0.1280956
7338.101	22.5708	608.6	6.0	1902.958	52970.41	0.1385321
7883.814	22.6464	608.6	6.5	2051.322	52970.41	0.1488343
8421.794	22.7257	608.6	7.0	2198.978	52970.41	0.1589905
8951.166	22.8111	608.6	7.5	2345.981	52970.41	0.1689843
9264.202	22.8662	608.6	7.8	2433.889	52970.41	0.1748939
9470.811	22.9049	608.6	8.0	2492.377	52970.41	0.1787944
9979.373	23.0095	608.6	8.5	2638.205	52970.41	0.1883952
10475.264	23.1275	608.6	9.0	2783.502	52970.41	0.1977569
10956.671	23.2615	608.6	9.5	2928.298	52970.41	0.2068451
11421.557	23.4145	608.6	10.0	3072.622	52970.41	0.2156214
11867.670	23.5895	608.6	10.5	3216.498	52970.41	0.2240434
12292.539	23.7899	608.6	11.0	3359.950	52970.41	0.2320642
12693.480	24.0193	608.6	11.5	3502.997	52970.41	0.2396334
13067.599	24.2818	608.6	12.0	3645.659	52970.41	0.2466962

6.5 Rapat massa uap hidrokarbon

Rapat massa uap hidrokarbon ditentukan dengan membandingkan laju aliran massa uap hidrokarbon dengan laju aliran volumenya dalam satuan waktu yg sama.

$$\rho = \frac{\dot{m}_{HC}}{\dot{V}_{HC}}$$

dimana : ρ = rapat massa uap hidrokarbon, kg/m³

\dot{m}_{HC} = laju aliran massa uap hidrokarbon, lb/hr

\dot{V}_{HC} = laju aliran volume uap hidrokarbon, ft³/hr

Selanjutnya nilai-nilai hasil perhitungan rapat massa uap hidrokarbon untuk muatan dengan RVP 2 psia sampai 15 psia dapat dilihat secara grafis pada Tabel 6.6.

6.6 Volume uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading

Volume uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading dapat ditentukan melalui persamaan berikut ini :

$$VHC = VHC/t \cdot t$$

Dimana : VHC = volume uap hidrokarbon yang terbentuk, ft³

VHC/t = laju aliran volume uap hidrokarbon, ft³/h

t = lamanya proses pengisian, h

Volume uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading hingga mencapai keadaan full load diberikan pada Tabel 6.7.

Terlihat bahwa selama proses loading hingga mencapai kondisi full load terdapat rugi muatan yang menguap menjadi uap hidrokarbon sebesar 61066,19 m³.

Tabel 6.7 Volume uap yang terbentuk selama proses full loading

Tanks	Massa gas inert		volume muatan m ³	t (jam)	volume uap	
	kg	lb			cu.ft	m ³
No.1 center tank	14360.33	31664.53	10509.30	4.2037	222872.772	6305.33
No.2 center tank	24086.24	53110.16	17827.00	7.0508	373483.767	10575.78
No.3 center tank	24086.24	53110.16	17827.00	7.0508	373483.767	10575.78
No.4 center tank	24086.24	53110.16	17827.00	7.0508	373483.767	10575.78
No.5 center tank	23551.28	51930.57	17235.50	6.8942	365188.601	10340.89
Center tank sum	110170.34	242926.61	80625.80	32.2603	1708312.673	48373.57
No.1 portside tank	39610.37	8734.08	2898.80	1.1595	61420.250	1739.21
No.1 starboard tank	39610.37	8734.08	2898.80	1.1595	61420.250	1739.21
No.1 portside tank	72079.73	15893.58	5275.00	2.1100	111767.565	3164.88
No.1 starboard tank	72079.73	15893.58	5275.00	2.1100	111767.565	3164.88
Slop Tank (P)	32846.49	7242.65	2403.80	0.9615	50932.109	1442.22
Slop Tank (P)	32846.49	7242.65	2403.80	0.9615	50932.109	1442.22
Wing tank sum	289073.18	63742.63	21166.20	8.4821	448239.847	12692.82
Grand total	139077.66	306668.24	101781.00	40.7124	2156552.520	61066.19

Catatan :

Kapasitas loading tiap tanki muatan = 2500 m³/h

Laju aliran volume uap hidrokarbon = 52970.41 cu.ft/h

6.7 Massa uap hidrokarbon yang terbentuk saat loading muatan

Massa uap hidrokarbon yang terbentuk saat loading muatan atau dengan dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini :

$$M_{HC} = \rho \times V_{HC}$$

Dimana :

M_{HC} = massa uap hidrokarbon yang terbentuk saat loading muatan, kg

ρ = rapat massa uap hidrokarbon, kg/m^3

V_{HC} = volume uap hidrokarbon yang terbentuk saat loading muatan, m^3

Selanjutnya hasil-hasil perhitungan massa uap yang terbentuk saat loading muatan sampai keadaan full loaded dapat dilihat pada Tabel 6.8.

Tabel 6.8 Massa uap yang terbentuk pada saat loading

kapasitas m3	RVP (psia)	density HC		vol uap m3	massa uap kg
		lb/cu.ft	kg/m3		
101781	2.0	0.05107	0.81807	61066.19	49956.31
101781	2.5	0.06262	1.00301	61066.19	61250.05
101781	3.0	0.07393	1.18425	61066.19	72317.88
101781	3.5	0.08506	1.36248	61066.19	83200.21
101781	4.0	0.09602	1.53808	61066.19	93924.87
101781	4.5	0.10684	1.71143	61066.19	104510.38
101781	5.0	0.11753	1.88267	61066.19	114967.72
101781	5.5	0.12810	2.05190	61066.19	125301.42
101781	6.0	0.13853	2.21907	61066.19	135510.27
101781	6.5	0.14883	2.38410	61066.19	145587.76
101781	7.0	0.15899	2.54678	61066.19	155522.45
101781	7.5	0.16898	2.70687	61066.19	165298.19
101781	7.8	0.17489	2.80153	61066.19	171078.92
101781	8.0	0.17879	2.86401	61066.19	174894.31
101781	8.5	0.18840	3.01780	61066.19	184285.75
101781	9.0	0.19776	3.16776	61066.19	193443.20
101781	9.5	0.20685	3.31334	61066.19	202333.18
101781	10.0	0.21562	3.45393	61066.19	210918.08
101781	10.5	0.22404	3.58883	61066.19	219156.30
101781	11.0	0.232064	3.7173	61066.19	227002.20
101781	11.5	0.239633	3.83986	61066.19	234408.25
101781	12.0	0.246696	3.9517	61066.19	241314.99



6.8 Penentuan volume muatan yang menguap

Volume muatan yang menguap dapat ditentukan dengan membagi massa uap hidrokarbon yang terbentuk dengan rapat massa dari muatan karena massa uap hidrokarbon = massa muatan yang menguap, sehingga :

$$V_M = M_{HC} / \rho_{\text{muatan}}$$

Dimana :

V_M = Volume muatan yang berubah menjadi uap, m³

M_{HC} = massa uap hidrokarbon yang terbentuk saat loading muatan, kg

ρ_{muatan} = rapat massa muatan, kg/m³

Hasil perhitungan volume muatan yang menguap untuk RVP 2-12 psia dapat dilihat pada Tabel 6.9.

Tabel 6.9 Volume muatan yang menguap

RVP (psia)	massa uap HC kg	Volume muatan yang menguap (m ³)			
		$p = 800$	$p = 850$	$p = 900$	$p = 950$
2.0	49956.3085	62.4454	58.7721	55.5070	52.5856
2.5	61250.0484	76.5626	72.0589	68.0556	64.4737
3.0	72317.8832	90.3974	85.0799	80.3532	76.1241
3.5	83200.2125	104.0003	97.8826	92.4447	87.5792
4.0	93924.8743	117.4061	110.4999	104.3610	98.8683
4.5	104510.3822	130.6380	122.9534	116.1226	110.0109
5.0	114967.7196	143.7096	135.2561	127.7419	121.0187
5.5	125301.4208	156.6268	147.4134	139.2238	131.8962
6.0	135510.2674	169.3878	159.4238	150.5670	142.6424
6.5	145587.7602	181.9847	171.2797	161.7642	153.2503
7.0	155522.4518	194.4031	182.9676	172.8027	163.7078
7.5	165298.1909	206.6227	194.4685	183.6647	173.9981
7.8	171078.9215	213.8487	201.2693	190.0877	180.0831
8.0	174894.3061	218.6179	205.7580	194.3270	184.0993
8.5	184285.7478	230.3572	216.8068	204.7619	193.9850
9.0	193443.20106	241.8040	227.5802	214.9369	203.6244
9.5	202333.1764	252.9165	238.0390	224.8146	212.9823
10.0	210918.0844	263.6476	248.1389	234.3534	222.0190
10.5	219156.2978	273.9454	257.8309	243.5070	230.6908
11.0	227002.2045	283.7528	267.0614	252.2247	238.9497
11.5	234406.2523	293.0078	275.7721	260.4514	246.7434
12.0	241314.9885	301.6437	283.9000	268.1278	254.0158

Catatan : p = rapat massa muatan (kg/m³)

6.9 Rugi ekonomis karena adanya emisi hidrokarbon dari muatan

Pada tanker yang tidak dilayani oleh sistem pengendalian emisi hidrokarbon uap yang terbentuk karena operasi transfer muatan dilepas menuju udara bebas. Uap ini merupakan suatu kerugian karena minyak mentah yang mempunyai nilai ekonomis berubah menjadi uap dan dilepas begitu saja ke udara bebas sehingga terdapat rugi ekonomis.

Berikut ini adalah contoh perhitungan rugi ekonomis karena adanya emisi hidrokarbon dari muatan pada tanker KM Gunung Kemala pada saat loading yang berdasarkan pada muatan dengan data sebagai berikut :

- Nilai RVP = 7,8 psia
- Rapat massa muatan = 870 kg/m³.

Telah diketahui bahwa :

- Kapasitas muatan = 101.781 m^3
- Rugi volume uap untuk satu kali loading = $61066,19 \text{ m}^3$
- Rapat massa uap hidrokarbon = $2,8015327 \text{ kg/m}^3$

Maka :

$$\begin{aligned}\text{Rugi massa muatan} &= 61066,19 \times 2,8015327 \\ &= 171078,93 \text{ kg}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rugi volume muatan} &= \frac{171078,93}{870} = 196,64245 \text{ m}^3 \\ &= 0,1932015 \% \text{ dari kapasitas muatan} \\ &= 1236,881 \text{ barrel}\end{aligned}$$

Bila diasumsikan harga minyak mentah adalah US \$ 14 / barrel, maka rugi ekonomis minyak mentah yang terbuang adalah :

$$\text{Rugi} = 1236,881 \times \text{US \$ 14} = \text{US \$ 17316,334}$$

Bila kurs yang berlaku adalah US \$ 1 = Rp 8000, maka :

$$\text{Rugi} = 17316,334 \times \text{Rp 8000} = \text{Rp } 138,53067 \text{ juta untuk satu kali loading .}$$

Kerugian tersebut akan terakumulasi dalam jumlah yang cukup besar setiap tahunnya selama masa pengoperasian kapal. Bila dalam satu tahun kapal loading 12 kali maka kerugian dalam satu tahun adalah :

$$\begin{aligned}\text{Rugi/thn} &= 12 \times \text{Rp. } 138,53 \quad \text{juta} \\ &= \text{Rp. } 1.662,37 \quad \text{juta}\end{aligned}$$

Bila kapal masih beroperasi selama 15 tahun lagi maka kerugian yang diakibatkan pelepasan uap hidrokarbon ke atmosfer adalah :

$$\begin{aligned}\text{Rugi} &= 15 \times \text{Rp. } 1.662,37 \quad \text{juta} \\ &= \text{Rp. } 24.935,52 \quad \text{juta}\end{aligned}$$

$$\begin{aligned}\text{Rugi/thn} &= 12 \times \text{Rp. } 138,53 \quad \text{juta} \\ &= \text{Rp. } 1.662,37 \quad \text{juta}\end{aligned}$$

Bila kapal masih beroperasi selama 15 tahun lagi maka kerugian yang diakibatkan pelepasan uap hidrokarbon ke atmosfir adalah :

$$\begin{aligned}\text{Rugi} &= 15 \times \text{Rp. } 1.662,37 \quad \text{juta} \\ &= \text{Rp. } 24.935,52 \quad \text{juta}\end{aligned}$$

Karena kerugian ekonomis yang demikian besar juga polusi yang diakibatkan,maka dirasakan perlunya suatu sistem pengendalian emisi uap hidrokarbon dari muatan kapal tanker.

$$\begin{aligned}\text{Rugi/thn} &= 12 \times \text{Rp. } 138,53 \quad \text{juta} \\ &= \text{Rp. } 1.662,37 \quad \text{juta}\end{aligned}$$

Bila kapal masih beroperasi selama 15 tahun lagi maka kerugian yang diakibatkan pelepasan uap hidrokarbon ke atmosfir adalah :

$$\begin{aligned}\text{Rugi} &= 15 \times \text{Rp. } 1.662,37 \quad \text{juta} \\ &= \text{Rp. } 24.935,52 \quad \text{juta}\end{aligned}$$

Karena kerugian ekonomis yang demikian besar juga polusi yang diakibatkan,maka dirasakan perlunya suatu sistem pengendalian emisi uap hidrokarbon dari muatan kapal tanker.

BAB VII

PERHITUNGAN RUGI TEKANAN

BAB VII

PERHITUNGAN RUGI TEKANAN

7.1 Tekanan parsial gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon.

Pada saat memuat muatan ke dalam tanki yang dalam keadaan inert, inert gas plant harus dihentikan atau dengan kata lain tidak ada gas inert yang dimasukkan ke dalam tanki muatan dan katup isolasi tanki dibuka. Tekanan gas dalam tanki selalu dijaga agar tidak melebihi dari tekanan tanki yang diijinkan yaitu 120913,3 Pa (175369,8693 psia). Oleh sebab itu tekanan parsial gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon dapat ditentukan dalam persamaan berikut ini.

$$\begin{aligned} P_{IG} &= P_{TANKI} - P_{UHC} \\ &= 175369,8693 - P_{UHC} \quad (\text{psia}) \end{aligned}$$

Hasil perhitungan tekanan parsial gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon ditunjukkan oleh Tabel 7.1.

Tabel 7.1 Tekanan parsial gas inert dalam campuran

RVP (psia)	PUHC PUHC	PiG (psia)
2.0	4.7145	175365.1548
2.5	5.8121	175364.0572
3.0	6.8961	175362.9732
3.5	7.9688	175361.9005
4.0	9.0320	175360.8373
4.5	10.0870	175359.7823
5.0	11.1348	175358.7345
5.5	12.1760	175357.6933
6.0	13.2114	175356.6579
6.5	14.2414	175355.6279
7.0	15.2665	175354.6028
7.5	16.2871	175353.5822
7.8	16.8974	175352.9719
8.0	17.3035	175352.5659
8.5	18.3159	175351.5534
9.0	19.3246	175350.5447
9.5	20.3299	175349.5394
10.0	21.3318	175348.5375
10.5	22.3307	175347.5386
11.0	23.3266	175346.5427
11.5	24.3198	175345.5498
12.0	25.3102	175344.5591

7.2 Rapat massa gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon.

Dengan mengidealisasikan bahwa proses pencampuran uap hidrokarbon dengan gas inert terjadi pada kondisi isotermis maka berlaku :

$$\frac{P_1}{\rho_1} = \frac{P_2}{\rho_2}$$

dimana :

P_1 = Tekanan gas inert sebelum loading = 175369,8693 psia

P_2 = Tekanan gas inert pada saat loading

ρ_1 = rapat massa gas inert sebelum loading = 0,08530407 lb/ft³

ρ_2 = rapat massa gas inert pada saat loading

Hasil perhitungan rapat massa gas inert pada campuran ditunjukkan oleh Tabel 7.2.

Tabel 7.2 Rapat massa gas inert dalam campuran

RVP (psia)	pre loading		saat loading	
	P _{IG} (psia)	ρ_{IG} lb/ft ³	P _{IG} (psia)	ρ_{IG} lb/ft ³
2.0	175369.8693	0.085304	175365.1548	0.085306363
2.5	175369.8693	0.085304	175364.0572	0.085306897
3.0	175369.8693	0.085304	175362.9732	0.085307425
3.5	175369.8693	0.085304	175361.9005	0.085307946
4.0	175369.8693	0.085304	175360.8373	0.085308464
4.5	175369.8693	0.085304	175359.7823	0.085308977
5.0	175369.8693	0.085304	175358.7345	0.085309487
5.5	175369.8693	0.085304	175357.6933	0.085309993
6.0	175369.8693	0.085304	175356.6579	0.085310497
6.5	175369.8693	0.085304	175355.6279	0.085310998
7.0	175369.8693	0.085304	175354.6028	0.085311497
7.5	175369.8693	0.085304	175353.5822	0.085311993
7.8	175369.8693	0.085304	175352.9719	0.08531228
8.0	175369.8693	0.085304	175352.5859	0.085312488
8.5	175369.8693	0.085304	175351.5534	0.08531298
9.0	175369.8693	0.085304	175350.5447	0.085313471
9.5	175369.8693	0.085304	175349.5394	0.08531398
10.0	175369.8693	0.085304	175348.5375	0.085314448
10.5	175369.8693	0.085304	175347.5386	0.085314934
11.0	175369.8693	0.085304	175346.5427	0.085315418
11.5	175369.8693	0.085304	175345.5498	0.085315901
12.0	175369.8693	0.085304	175344.5591	0.085316383

7.3 Massa gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon

Massa gas inert dalam campuran gas inert dan uap hidrokarbon adalah tetap sama seperti pada saat sebelum loading (tanki hanya berisi gas inert), massa gas inert dalam campuran setelah proses loading selesai dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini .

$$m_{IG} = \rho_{IG} \cdot V_{VS}$$

dimana :

m_{IG} = massa gas inert dalam campuran , kg

ρ_{IG} = rapat massa gas inert dalam campuran , kg/m³

V_{VS} = volume vapor space tanki muatan yang bersangkutan, m³

Hasil perhitungan massa gas inert dalam campuran untuk tiap tanki muatan dalam proses loading tampak pada Tabel 7.3 di bawah ini.

**Tabel 7.3 Massa gas inert dalam campuran
Untuk No.1 Center Tank saat loading**

RVP (psia)	Vapor space ft ³	p _{IG} lb/ft ³	m _{IG} lb
2.0	7422.5084	0.0853064	633.18720
2.5	7422.5084	0.0853069	633.19116
3.0	7422.5084	0.0853074	633.19508
3.5	7422.5084	0.0853079	633.19895
4.0	7422.5084	0.0853085	633.20279
4.5	7422.5084	0.0853090	633.20660
5.0	7422.5084	0.0853095	633.21038
5.5	7422.5084	0.0853100	633.21414
6.0	7422.5084	0.0853105	633.21788
6.5	7422.5084	0.0853110	633.22160
7.0	7422.5084	0.0853115	633.22530
7.5	7422.5084	0.0853120	633.22899
7.8	7422.5084	0.0853123	633.23119
8.0	7422.5084	0.0853125	633.23266
8.5	7422.5084	0.0853130	633.23631
9.0	7422.5084	0.0853135	633.23996
9.5	7422.5084	0.0853140	633.24359
10.0	7422.5084	0.0853144	633.24720
10.5	7422.5084	0.0853149	633.25081
11.0	7422.5084	0.0853154	633.25441
11.5	7422.5084	0.0853159	633.25799
12.0	7422.5084	0.0853164	633.26157

7.4 Massa uap hidrokarbon dalam vapor space

Massa uap hidrokarbon dalam campuran yang terdapat di dalam vapor space dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini :

$$M_{UHC} = (p_{UHC} \cdot V_{VS})$$

Dimana :

p_{UHC} = rapat massa uap hidrokarbon, lb/ft³

V_{VS} = volume vapor space, ft³

Hasil perhitungan massa uap hidrokarbon yang terdapat pada vapor space dapat dilihat pada Tabel 7.4

Tabel 7.4 Massa uap hidrokarbon dalam vapor space.

RVP (psia)	ρ_{UHC} lb/cu.ft	Vapor space ft ³	mUHC lb
2.0	0.051070	7422.5084	379.070
2.5	0.062616	7422.5084	464.767
3.0	0.073931	7422.5084	548.750
3.5	0.085056	7422.5084	631.325
4.0	0.096019	7422.5084	712.704
4.5	0.106841	7422.5084	793.028
5.0	0.117531	7422.5084	872.378
5.5	0.128096	7422.5084	950.791
6.0	0.138532	7422.5084	1028.256
6.5	0.148834	7422.5084	1104.724
7.0	0.158991	7422.5084	1180.108
7.5	0.168984	7422.5084	1254.287
7.8	0.174894	7422.5084	1298.151
8.0	0.178794	7422.5084	1327.103
8.5	0.188395	7422.5084	1398.365
9.0	0.197757	7422.5084	1467.852
9.5	0.206845	7422.5084	1535.310
10.0	0.215621	7422.5084	1600.452
10.5	0.224043	7422.5084	1662.964
11.0	0.232064	7422.5084	1722.499
11.5	0.239633	7422.5084	1778.881
12.0	0.246696	7422.5084	1831.105

7.5 Penentuan rapat massa campuran gas inert/uap hidrokarbon

Fluida yang dilayani oleh vapor collecting system adalah campuran gas inert dengan uap hidrokarbon dari muatan. Rapat massa campuran gas inert dan uap hidrokarbon dapat ditentukan dengan persamaan berikut ini :

$$\rho_{\text{mixture}} = \frac{m_{HC} + m_{IG}}{V_{VS}}$$

dimana :

ρ_{mixture} = rapat massa campuran gas inert/uap hidrokarbon, lb/ft³

m_{HC} = massa uap hidrokarbon yang terbentuk, lb

m_{IG} = massa gas inert dalam tanki, lb

m_{UHC} = massa uap hidrokarbon dalam tanki, lb

V_{VS} = volume vapor space, ft³

Rapat massa campuran gas inert / uap hidrokarbon pada No.1 center cargo oil tank diberikan oleh Tabel 7.1

Tabel 7.5 Rapat massa campuran gas inert dengan uap hidrokarbon Pada No.1 Center Tank

RVP (psia)	Vapor space ft ³	mIG	mUHC lb	ρ campuran	
				lb/ft ³	kg/m ³
2.0	7422.5084	633.18720	379.070	0.1364	2.1845
2.5	7422.5084	633.19116	464.767	0.1479	2.3695
3.0	7422.5084	633.19508	548.750	0.1592	2.5507
3.5	7422.5084	633.19895	631.325	0.1704	2.7290
4.0	7422.5084	633.20279	712.704	0.1813	2.9046
4.5	7422.5084	633.20660	793.028	0.1921	3.0779
5.0	7422.5084	633.21038	872.378	0.2028	3.2492
5.5	7422.5084	633.21414	950.791	0.2134	3.4184
6.0	7422.5084	633.21788	1028.256	0.2238	3.5856
6.5	7422.5084	633.22160	1104.724	0.2341	3.7506
7.0	7422.5084	633.22530	1180.108	0.2443	3.9133
7.5	7422.5084	633.22899	1254.287	0.2543	4.0734
7.8	7422.5084	633.23119	1298.151	0.2602	4.1681
8.0	7422.5084	633.23266	1327.103	0.2641	4.2306
8.5	7422.5084	633.23631	1398.365	0.2737	4.3844
9.0	7422.5084	633.23996	1467.852	0.2831	4.5344
9.5	7422.5084	633.24359	1535.310	0.2922	4.6799
10.0	7422.5084	633.24720	1600.452	0.3009	4.8205
10.5	7422.5084	633.25081	1662.964	0.3094	4.9554
11.0	7422.5084	633.25441	1722.499	0.3174	5.0839
11.5	7422.5084	633.25799	1778.681	0.3249	5.2052
12.0	7422.5084	633.26157	1831.105	0.3320	5.3183

7.6 Kecepatan aliran pada tiap pipa

Pada perhitungan rugi muatan karena penguapan pada saat loading telah diketahui laju aliran massa penguapan muatan. Kecepatan pembentukan uap sama dengan kecepatan uap yang bercampur dengan gas hidrokarbon keluar dari tanki. Untuk kondisi isotermal berlaku:

$$Q = \rho \cdot A \cdot V$$

dan

$$\rho_1 \cdot A_1 \cdot V_1 = \rho_2 \cdot A_2 \cdot V_2 = \text{Konstan}$$

Dimana :

$$V = \text{Kecepatan aliran fluida pada pipa, m/s}$$

- Q = laju aliran massa campuran gas inert dan uap hidrokarbon, m^3/s
 A = luas penampang pipa, m^2
 ρ = rapat massa uap hidrokarbon, kg/m^3

Nilai kecepatan aliran pada tiap pipa dapat dilihat pada Tabel 7.6.

Tabel 7.6 Kecepatan aliran pada tiap pipa

RVP (psia)	ρ_{UHC} kg/m^3	mHC/s kg/s	V pada pipa (m/s)		
			d= 200	d= 300	d= 450
2.0	0.818068	0.340857	13.28257	5.981009	2.846745
2.5	1.003011	0.417916	13.28257	5.981009	2.846745
3.0	1.184254	0.493433	13.28257	5.981009	2.846745
3.5	1.38248	0.567884	13.28257	5.981009	2.846745
4.0	1.538083	0.640859	13.28257	5.981009	2.846745
4.5	1.711428	0.713085	13.28257	5.981009	2.846745
5.0	1.882874	0.784437	13.28257	5.981009	2.846745
5.5	2.051895	0.854945	13.28257	5.981009	2.846745
6.0	2.219072	0.924801	13.28257	5.981009	2.846745
6.5	2.384098	0.993381	13.28257	5.981009	2.846745
7.0	2.546785	1.061146	13.28257	5.981009	2.846745
7.5	2.706889	1.127847	13.28257	5.981009	2.846745
7.8	2.801533	1.167289	13.28257	5.981009	2.846745
8.0	2.864012	1.193322	13.28257	5.981009	2.846745
8.5	3.017803	1.257401	13.28257	5.981009	2.846745
9.0	3.167763	1.319883	13.28257	5.981009	2.846745
9.5	3.313342	1.380540	13.28257	5.981009	2.846745
10.0	3.453926	1.439116	13.28257	5.981009	2.846745
10.5	3.588832	1.495326	13.28257	5.981009	2.846745
11.0	3.717314	1.54886	13.28257	5.981009	2.846745
11.5	3.83856	1.599378	13.28257	5.981009	2.846745
12.0	3.951696	1.646517	13.28257	5.981009	2.846745

7.7 Bilangan Reynolds

Dengan memperlakukan campuran inert gas dan uap hidrokarbon sebagai udara pada 65°C bilangan Reynolds dapat ditentukan.

$$Re = V \cdot d / \nu$$

Dimana,

- V = kecepatan aliran dalam pipa, m/s
 d = diameter pipa, m
 ν = viskositas kinematis fluida
 = $1,04 \cdot 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$

Nilai Bilangan Reynolds pada tiap pipa dapat diliat pada Tabel 7.7.

Tabel 7.7 Bilangan Reynolds

RVP (psia)	V pada pipa (m/s)			Bilangan Reynolds		
	d=200	d=300	d=450	d=200	d=300	d=450
2.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
2.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
3.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
3.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
4.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
4.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
5.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
5.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
6.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
6.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
7.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
7.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
7.8	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
8.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
8.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
9.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
9.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
10.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
10.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
11.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
11.5	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765
12.0	13.28257	5.981009	2.846745	2554341	1725291	1231765

7.8 Koefisien gesek aliran dalam pipa

Koefisien gesek aliran dalam pipa didapatkan dari diagram Moody.

Berdasarkan data kapal bahan pipa termasuk kategori baja dilas dan komersial dengan harga ukuran ketidak sempurnaan = e dalam rancangan adalah 0.061. Berdasarkan Diagram Moody dapat ditentukan harga koefisien gesek pada pipa pada Tabel 7.8 .

Tabel 7.8 Koefisien gesek pada pipa

d nom. mm	d inner mm	V m/s	Re	e	e/d	f
200	199.9	13.28257	2.553E+06	0.061	0.0003052	0.015
300	297.9	5.981009	1.713E+06	0.061	0.0002048	0.013
450	431.8	2.846745	1.182E+06	0.061	0.0001413	0.012

7.9 Penentuan Rugi Tekanan Pada Vapor Collecting System

Dengan mengadaptasikan suatu model sistem akan direncanakan suatu vapor collecting system pada KM. Gunung Kemala. Head tekanan pada jalur perpipaan akan ditentukan kemudian dibandingkan pada jalur perpipaan sistem gas inert yang telah terpasang di kapal sebelumnya. Bila head tekanan pada sistem gas inert (kondisi desain) lebih besar maka jalur perpipaan pada sistem gas inert masih dapat dipakai untuk Vapor Collecting System, bila lebih kecil, maka dimensi jalur perpipaan tersebut akan disesuaikan.

Berdasarkan gambar dari sistem maka drop tekanan terbesar yang dilayani oleh Vapor Collecting System adalah karena aliran campuran gas inert/uap hidrokarbon secara bersamaan dari tanki No. 1 COT (P), No.5 COT (C), dan Slop tank (P). Masing-masing tanki tersebut dilayani oleh pompa bongkar muat yang berbeda.

Pressure drop karena gesekan pada pipa

$$\Delta P_1 = \left[\left(f \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \right)_{\text{cabang}} + \left(f \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \right)_{\text{matai}} \right] \cdot 10^{-4}$$

Dimisalkan

$$\left(f \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \right)_{\text{cabang}} = A$$

$$\left(f \cdot \frac{l}{d} \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \right)_{\text{matai}} = B$$



Maka didapatkan hasil untuk A dan B sebagai berikut :

jalur pipa	d cabang m	d main m	l cabang m	l main m	f cabang main	g m/s ²	A	B
No.1 COT (P)	0.1999	0.4318	4.2	54.8	0.013	0.012	9.8	2.4586
No.5 COT (C)	0.2979	0.4318	1.2	48.2	0.013	0.012	9.8	0.0956
Slop tank (P)	0.1999	0.4318	7.6	43.2	0.013	0.012	9.8	4.4489

Sehingga Pressure drop karena gesekan pada pipa untuk ketiga jalur pipa di atas dapat dilihat pada Tabel 7.9.

Tabel 7.9 Rugi tekanan karena gesekan pada jalur pipa

RVP (psia)	p campuran kg/m ³	No.1 COT (P)		No.5 COT(C)		Slop tank (P)	
		A+B	dP ₁ kg/cm ²	A+B	dP ₁ kg/cm ²	A+B	dP ₁ kg/cm ²
2.0	2.185	3.0883	0.006612	0.6494	0.001390	5.9453	0.012728
2.5	2.369	3.0883	0.007171	0.6494	0.001508	5.9453	0.013806
3.0	2.551	3.0883	0.007720	0.6494	0.001623	5.9453	0.014862
3.5	2.729	3.0883	0.008259	0.6494	0.001737	5.9453	0.015900
4.0	2.905	3.0883	0.008791	0.6494	0.001849	5.9453	0.016923
4.5	3.078	3.0883	0.009316	0.6494	0.001959	5.9453	0.017933
5.0	3.249	3.0883	0.009834	0.6494	0.002068	5.9453	0.018931
5.5	3.418	3.0883	0.010346	0.6494	0.002176	5.9453	0.019917
6.0	3.586	3.0883	0.010852	0.6494	0.002282	5.9453	0.020891
6.5	3.751	3.0883	0.011351	0.6494	0.002387	5.9453	0.021853
7.0	3.913	3.0883	0.011844	0.6494	0.002490	5.9453	0.022801
7.5	4.073	3.0883	0.012328	0.6494	0.002592	5.9453	0.023733
7.8	4.168	3.0883	0.012615	0.6494	0.002653	5.9453	0.024285
8.0	4.231	3.0883	0.012804	0.6494	0.002692	5.9453	0.024649
8.5	4.384	3.0883	0.013269	0.6494	0.002790	5.9453	0.025545
9.0	4.534	3.0883	0.013723	0.6494	0.002886	5.9453	0.026419
9.5	4.680	3.0883	0.014164	0.6494	0.002978	5.9453	0.027267
10.0	4.821	3.0883	0.014590	0.6494	0.003068	5.9453	0.028088
10.5	4.955	3.0883	0.014998	0.6494	0.003154	5.9453	0.028872
11.0	5.084	3.0883	0.015387	0.6494	0.003235	5.9453	0.029621
11.5	5.205	3.0883	0.015754	0.6494	0.003313	5.9453	0.030327
12.0	5.318	3.0883	0.016096	0.6494	0.003385	5.9453	0.030987

Pressure drop karena gesekan pada valve dan fittings

$$\Delta P_2 = \Sigma k \cdot \frac{V^2}{2 \cdot g} \cdot \gamma \cdot 10^{-4}$$

untuk jalur pipa dari No.1 COT (P) terdapat

- 10 T k = 2 k1 = 20,0
 - 1 pressure control valve k = 3 k2 = 3,0
 - 2 flens k = 0,5 k3 = 1,0
 - 1 butterfly valve k = 0,25 k4 = 0,25
- k total = 24,25

untuk jalur pipa dari No.5 COT (C) terdapat

- 4 T	$k = 2$	$k_1 = 8,0$
- 1 pressure control valve	$k = 3$	$k_2 = 3,0$
- 1 elbow 90°	$k = 0,75$	$k_3 = 0,75$
- 2 flens	$k = 0,5$	$k_4 = 1,0$
- 1 butterfly valve	$k = 0,25$	<u>$k_5 = 0,25$</u>
		$k \text{ total} = 13,00$

untuk jalur pipa dari Slop tank (P) terdapat

- 4 T	$k = 2$	$k_1 = 8,0$
- 1 pressure control valve	$k = 3$	$k_2 = 3,0$
- 2 flens	$k = 0,5$	$k_3 = 1,0$
- 1 butterfly valve	$k = 0,25$	<u>$k_4 = 0,25$</u>
		$k \text{ total} = 12,25$

sehingga rugi tekanan karena katup dan fittings dapat ditabulasikan seperti yang tampak pada Tabel 7.10.

Tabel 7.10 Rugi tekanan karena valve dan fittings

RVP (psia)	ρ campuran kg/m ³	No.1 COT (P)		No.6 COT (C)		Stop tank (P)	
		k total	dP2 kg/cm ²	k total	dP2 kg/cm ²	k total	dP2 kg/cm ²
2.0	2.184546	24.25	0.467312	13	0.050795	12.25	0.236065
2.5	2.369497	24.25	0.506876	13	0.055096	12.25	0.256051
3.0	2.550748	24.25	0.545649	13	0.059310	12.25	0.275637
3.5	2.728862	24.25	0.583772	13	0.063454	12.25	0.294895
4.0	2.904594	24.25	0.821343	13	0.067538	12.25	0.313874
4.5	3.077947	24.25	0.658426	13	0.071569	12.25	0.332607
5.0	3.249201	24.25	0.695060	13	0.075551	12.25	0.351113
5.5	3.418431	24.25	0.731262	13	0.079488	12.25	0.389400
6.0	3.585616	24.25	0.767025	13	0.083373	12.25	0.387466
6.5	3.750649	24.25	0.802329	13	0.087210	12.25	0.405300
7.0	3.913345	24.25	0.837132	13	0.090993	12.25	0.422881
7.5	4.073437	24.25	0.871379	13	0.094716	12.25	0.440181
7.8	4.168105	24.25	0.891630	13	0.096917	12.25	0.450411
8.0	4.230588	24.25	0.904996	13	0.098370	12.25	0.457183
8.5	4.384387	24.25	0.937896	13	0.101946	12.25	0.473783
9.0	4.534354	24.25	0.969977	13	0.105433	12.25	0.489988
9.5	4.679941	24.25	1.001121	13	0.108818	12.25	0.505721
10.0	4.820533	24.25	1.031195	13	0.112088	12.25	0.520913
10.5	4.955447	24.25	1.060056	13	0.115225	12.25	0.535492
11.0	5.083936	24.25	1.087542	13	0.118212	12.25	0.549377
11.5	5.205191	24.25	1.113480	13	0.121032	12.25	0.562480
12.0	5.318333	24.25	1.137684	13	0.123662	12.25	0.574708

untuk hasil perhitungan rugi tekanan total pada ketiga jalur pipa diatas diperlihatkan oleh Tabel 7.11.

Tabel 7.11 Rugi tekanan total pada jalur pipa

RVP (psia)	No.1 COT (P)			No.5 COT (C)			Slop tank (P)		
	dP1 kg/cm ²	dP2 kg/cm ²	dP kg/cm ²	dP1 kg/cm ²	dP2 kg/cm ²	dP kg/cm ²	dP1 kg/cm ²	dP2 kg/cm ²	dP kg/cm ²
2.0	0.00661	0.46731	0.47392	0.00139	0.05080	0.05219	0.01273	0.23606	0.24879
2.5	0.00717	0.50688	0.51405	0.00151	0.05510	0.05660	0.01381	0.25805	0.26986
3.0	0.00772	0.54565	0.55337	0.00162	0.05931	0.06093	0.01486	0.27584	0.29050
3.5	0.00826	0.58377	0.59203	0.00174	0.06345	0.06519	0.01590	0.29490	0.31080
4.0	0.00879	0.62134	0.63013	0.00185	0.06754	0.06939	0.01692	0.31387	0.33080
4.5	0.00932	0.65843	0.66774	0.00196	0.07157	0.07353	0.01793	0.33261	0.35054
5.0	0.00983	0.69506	0.70489	0.00207	0.07555	0.07762	0.01893	0.35111	0.37004
5.5	0.01035	0.73128	0.74181	0.00218	0.07949	0.08188	0.01992	0.36940	0.38932
6.0	0.01085	0.76703	0.77788	0.00228	0.08337	0.08568	0.02089	0.38747	0.40836
6.5	0.01135	0.80233	0.81368	0.00239	0.08721	0.08960	0.02185	0.40530	0.42715
7.0	0.01184	0.83713	0.84898	0.00249	0.09099	0.09348	0.02280	0.42288	0.44588
7.5	0.01233	0.87138	0.88371	0.00259	0.09472	0.09731	0.02373	0.44018	0.46391
7.8	0.01261	0.89183	0.90424	0.00265	0.09692	0.09957	0.02429	0.45041	0.47470
8.0	0.01280	0.90500	0.91780	0.00289	0.09837	0.10106	0.02465	0.45718	0.48181
8.5	0.01327	0.93790	0.95117	0.00279	0.10195	0.10474	0.02555	0.47378	0.49933
9.0	0.01372	0.98998	0.98370	0.00289	0.10543	0.10832	0.02642	0.48999	0.51641
9.5	0.01418	1.00112	1.01528	0.00298	0.10882	0.11180	0.02727	0.50572	0.53299
10.0	0.01459	1.03120	1.04578	0.00307	0.11209	0.11516	0.02809	0.52091	0.54900
10.5	0.01500	1.06006	1.07505	0.00315	0.11522	0.11838	0.02887	0.53549	0.56436
11.0	0.01539	1.08754	1.10293	0.00324	0.11821	0.12145	0.02982	0.54938	0.57900
11.5	0.01575	1.11348	1.12923	0.00331	0.12103	0.12434	0.03033	0.56248	0.59281
12.0	0.01610	1.13768	1.15378	0.00338	0.12388	0.12705	0.03099	0.57471	0.60589

7.10 Head maksimum Vapor Collecting System bila menggunakan jalur pipa-pipa sistem gas inert yang telah ada

Dari data yang didapat dari lapangan (KM.Gunung Kemala) diketahui bahwa tekanan pada jalur pipa-pipa sistem inert gas adalah sebagai berikut :

Kondisi kerja : $P = 0,5 \text{ kg/cm}^2$

Kondisi design : $P = 5 \text{ kg/cm}^2$

Sehingga dapat ditentukan head maksimum untuk vapor collecting sistem bila menggunakan jalur perpipaan sistem gas inert yang telah ada.

$$\begin{aligned}
 H_{\max} &= \frac{P_{\text{design}}(Pa)}{\rho(\text{kg/m}^3) \cdot g(\text{m/s}^2)} \quad (\text{m}) \\
 &= 5 \cdot 10^4 / (1,3664403 \times 9,8) \\
 &= 3733,82 \quad \text{m}
 \end{aligned}$$

Head tekanan pada kondisi operasi hanya dengan gas inert sebelum perencanaan

Vapor Collecting System

$$H = 0.5 \cdot 10^4 / (1,3664403 \times 9,8)$$

$$= 373,382 \text{ m}$$

Head tekanan pada kondisi operasi dengan campuran gas inert dengan uap hidrokarbon untuk ketiga jalur perpipaan diatas setelah perencanaan dapat dilihat pada Tabel 7.12

Tabel 7.12 Head tekanan pada jalur pipa

RVP (psia)	P_{campuran} kg/m ³	dP kg/cm ²	Head m	dP kg/cm ²	Head m	dP kg/cm ²	Head m
2.0	2.1845	0.4739	221.3713	0.0522	24.3780	0.2488	116.2120
2.5	2.3695	0.5140	221.3713	0.0568	24.3780	0.2699	116.2120
3.0	2.5507	0.5534	221.3713	0.0609	24.3780	0.2905	116.2120
3.5	2.7290	0.5920	221.3713	0.0652	24.3780	0.3108	116.2120
4.0	2.9046	0.6301	221.3713	0.0694	24.3780	0.3308	116.2120
4.5	3.0779	0.6677	221.3713	0.0735	24.3780	0.3505	116.2120
5.0	3.2492	0.7049	221.3713	0.0776	24.3780	0.3700	116.2120
5.5	3.4184	0.7416	221.3713	0.0817	24.3780	0.3893	116.2120
6.0	3.5856	0.7779	221.3713	0.0857	24.3780	0.4084	116.2120
6.5	3.7508	0.8137	221.3713	0.0898	24.3780	0.4272	116.2120
7.0	3.9133	0.8490	221.3713	0.0935	24.3780	0.4457	116.2120
7.5	4.0734	0.8837	221.3713	0.0973	24.3780	0.4639	116.2120
7.8	4.1881	0.9042	221.3713	0.0998	24.3780	0.4747	116.2120
8.0	4.2306	0.9178	221.3713	0.1011	24.3780	0.4818	116.2120
8.5	4.3844	0.9512	221.3713	0.1047	24.3780	0.4993	116.2120
9.0	4.5344	0.9837	221.3713	0.1083	24.3780	0.5184	116.2120
9.5	4.6799	1.0153	221.3713	0.1118	24.3780	0.5330	116.2120
10.0	4.8205	1.0458	221.3713	0.1152	24.3780	0.5490	116.2120
10.5	4.9554	1.0751	221.3713	0.1184	24.3780	0.5644	116.2120
11.0	5.0839	1.1029	221.3713	0.1214	24.3780	0.5790	116.2120
11.5	5.2052	1.1292	221.3713	0.1243	24.3780	0.5928	116.2120
12.0	5.3183	1.1538	221.3713	0.1270	24.3780	0.6057	116.2120

Rugi tekanan total karena gesekan pada pipa dan valve juga fittings untuk Vapor Collecting System yang hanya melayani gas inert saja dapat dilihat pada Tabel 7.13.

**Tabel 7.13 Rugi tekanan total pada jalur pipa
hanya untuk gas inert**

RVP (psia)	No.1 COT (P)			No.5 COT (C)			Slop tank (P)		
	dP1 kg/cm ²	dP2 kg/cm ²	dP kg/cm ²	dP1 kg/cm ²	dP2 kg/cm ²	dP kg/cm ²	dP1 kg/cm ²	dP2 kg/cm ²	dP kg/cm ²
2.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
2.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
3.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
3.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
4.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
4.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
5.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
5.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
6.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
6.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
7.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
7.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
7.8	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
8.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
8.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
9.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
9.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
10.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
10.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
11.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
11.5	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562
12.0	0.00414	0.29231	0.29644	0.00087	0.03177	0.03264	0.00796	0.14766	0.15562

Sedangkan head tekanan pada jalur perpipaan Vapor Collecting System bila hanya melayani gas inert saja ditunjukkan oleh Tabel 7.14.

**Tabel 7.14 head tekanan pada jalur pipa
hanya untuk gas inert**

RVP (psia)	No.1 COT (P)		No.5 COT (C)		Slop tank (P)	
	ρ_{IG} kg/m ³	dP kg/cm ²	Head m	dP kg/cm ²	Head m	dP kg/cm ²
2.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
2.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
3.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
3.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
4.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
4.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
5.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
5.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
6.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
6.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
7.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
7.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
7.8	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
8.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
8.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
9.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
9.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
10.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
10.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
11.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
11.5	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556
12.0	1.3664	0.2984	221.3713	0.0326	24.3760	0.1556

Terlihat bahwa rugi tekanan pada system yang hanya melayani gas inert lebih kecil daripada sistem yang melayani campuran gas inert dengan uap hidrokarbon. Terlihat pula bahwa H_{max} lebih besar dari head tekanan pada jalur perpipaan atau dengan kata lain tekanan kerja pada jalur pipa lebih kecil daripada P_{design} oleh sebab itu dimensi dari perpipaan dapat diterima.

BAB VIII

ANALISA DAN PEMBAHASAN

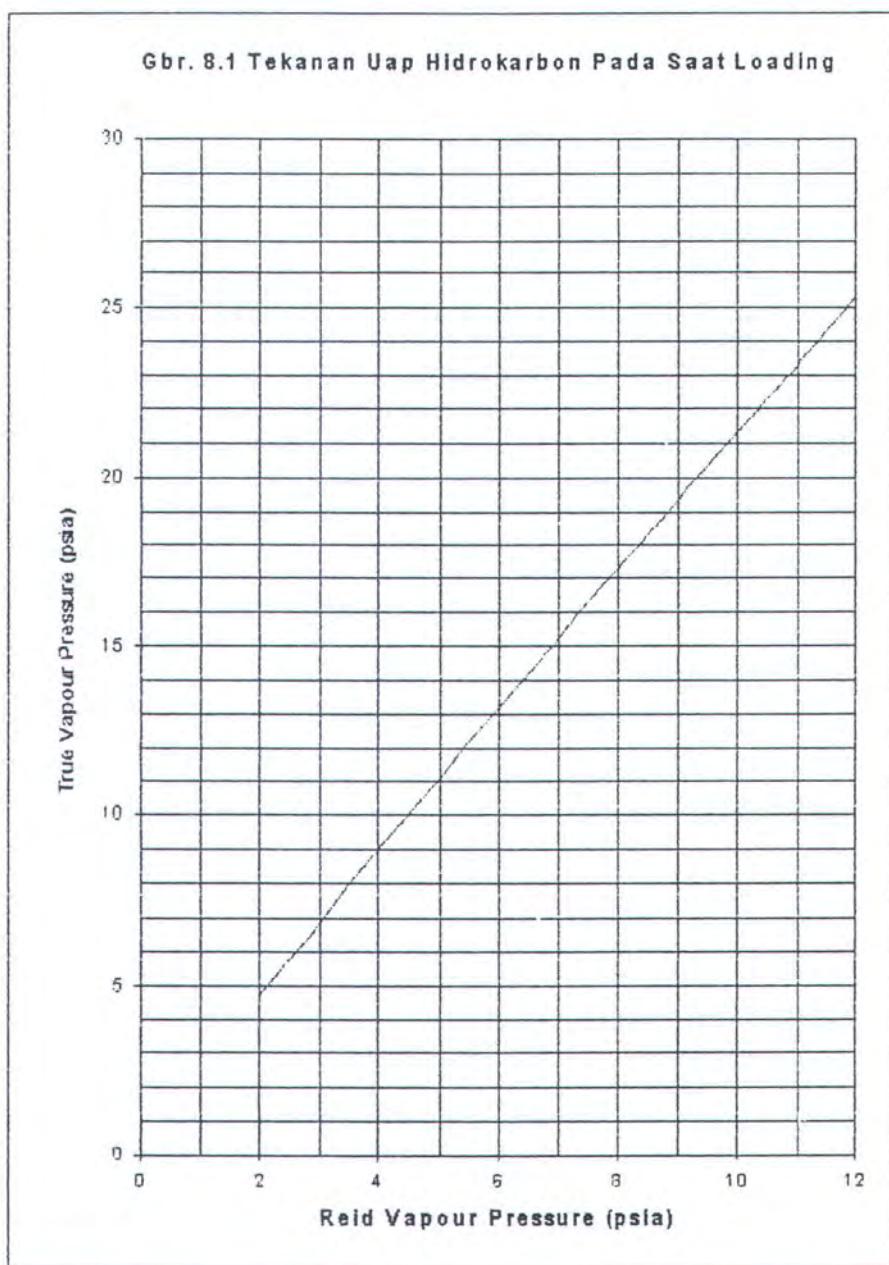
BAB VIII

ANALISA DAN PEMBAHASAN

Saat muatan diisikan ke dalam tanki, sebagian dari muatan menguap menuju atmosfir di dalam tanki karena secara alamiah muatan tersebut mempunyai tekanan uap. Gas tersebut semakin terdesak keluar melalui ventilasi tanki seiring dengan penambahan/kenaikan level cairan muatan pada tanki.. Gas tersebut mengandung uap hidrokarbon dari muatan yang sedang dimuat yang tentu saja merupakan suatu kerugian bila dibiarkan karena terdapat pengurangan volume muatan yang mempunyai nilai ekonomis. Pada bab ini akan dibahas pengaruh Reid Vapor Pressure dan perencanaan Vapor Collecting System terhadap penguapan muatan.

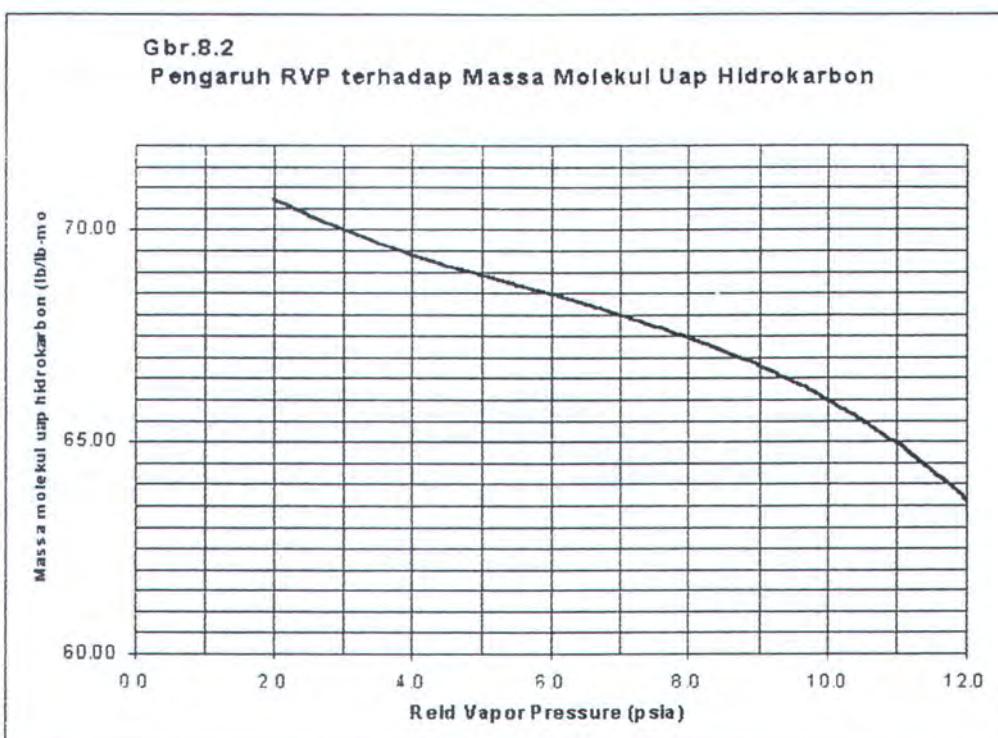
8.1 Pengaruh RVP terhadap displacement losses pada saat loading muatan

True vapor pressure adalah tekanan uap hidrokarbon pada saat terjadi transfer muatan yang telah diestimasikan sebagai fungsi dari Reid vapor pressure (tekanan uap yang diukur pada temperatur 38 °C (100 °F) dan tekanan 1 Atm) dari muatan sehingga laju penguapan muatan dapat ditentukan. Hasil perhitungan tekanan uap muatan pada kondisi operasi sebagai fungsi RVP dapat dilihat pada Gbr.8.1. Tekanan uap pada saat loading lebih tinggi untuk nilai RVP yang lebih tinggi. Tingkat kemudahan menguap (volatility) dari muatan dapat dilihat dari nilai RVP-nya, semakin tinggi RVP-nya maka muatan tersebut semakin mudah menguap.Terlihat bahwa jenis dan nilai RVP dari muatan sangat berpengaruh terhadap tekanan uap pada pada kondisi loading .



Massa molekul uap hidrokarbon yang terbentuk karena operasi transfer muatan pada KM Gunung Kemala telah dihitung. Hasil perhitungan massa molekul uap hidrokarbon untuk muatan dengan RVP = 2 sampai 12 psia dapat dilihat secara grafis pada Gambar 8.2. Terlihat bahwa pada muatan dengan RVP yang lebih tinggi nilai massa molekul uap hidrokarbonnya lebih rendah. hal ini disebabkan karena

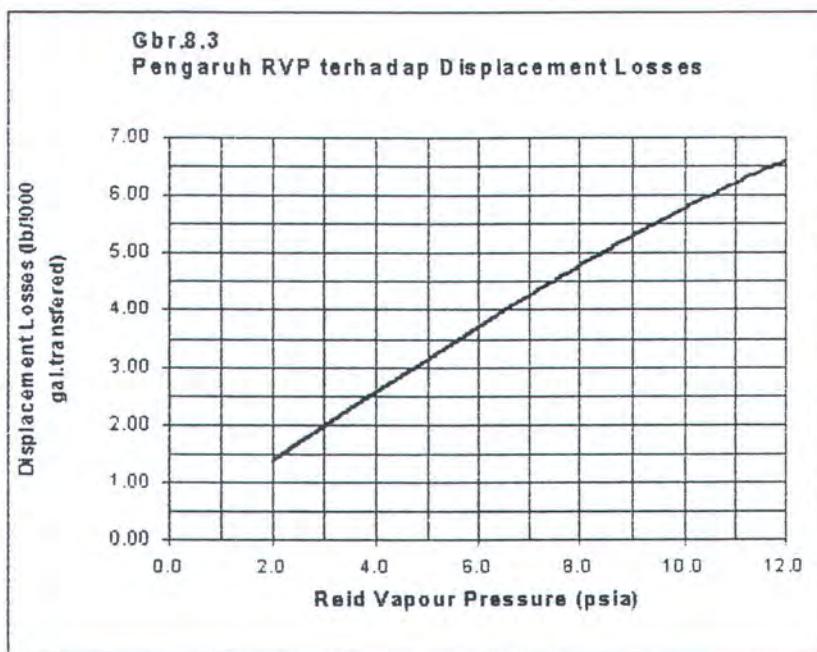
penguapan (perubahan fase dari cair menjadi uap) lebih mudah terjadi pada muatan dengan RVP yang lebih tinggi.



Displacement losses adalah evaporation losses yang terjadi karena adanya proses transfer muatan. Pada saat muatan mengalir menuju tanki muatan, muatan tersebut mempersempit ruang uap (vapor space) dalam tanki yang mengakibatkan uap hidrokarbon yang terbentuk terdesak menuju atmosfer. Besar volume displacement losses dan massa uap hidrokarbon yang terjadi telah diestimasikan secara matematis Dari hasil perhitungan terlihat bahwa faktor kejemuhan dari muatan sangat berpengaruh dalam perhitungan displacement losses.Semakin besar faktor ini maka semakin besar pula displacement losses yang terjadi Faktor ini sangat tergantung pada metode loading muatan yaitu bagaimana muatan akan dialirkan.Submerged loading akan mengakibatkan displacement losses yang lebih

kecil dari pada splash loading. Hal ini akibat turbulensi aliran pada splash loading lebih besar.

Hasil perhitungan displacement losses untuk RVP = 2 sampai 12 psia diperlihatkan secara grafis oleh Gbr 8.3 Terlihat bahwa pada muatan dengan RVP yang lebih tinggi terjadi displacement losses yang lebih besar .Hal ini disebabkan karena true vapor pressure lebih berpengaruh dari pada massa molekul uap hidrokarbon pada perhitungan displacement losses.saat loading muatan

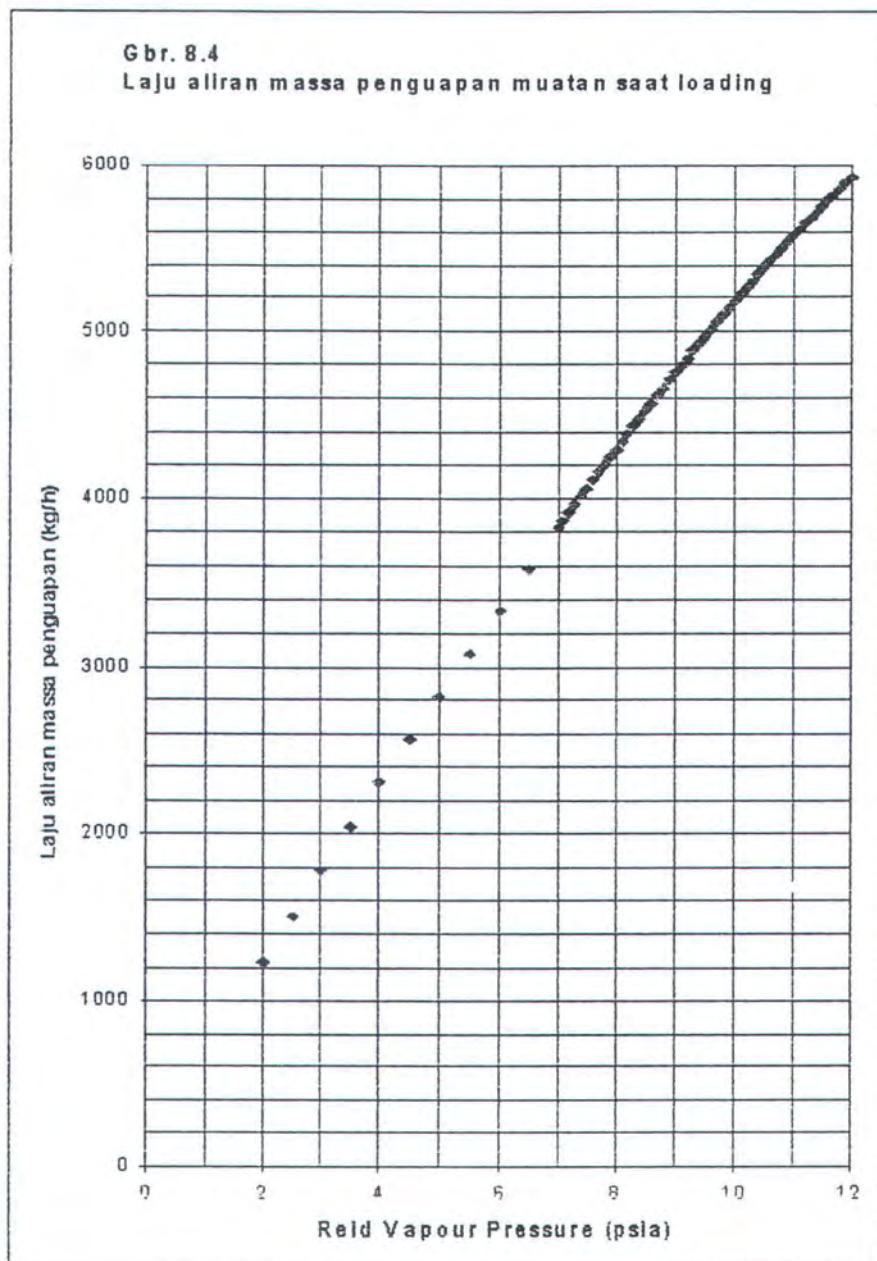


8.2 Uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading

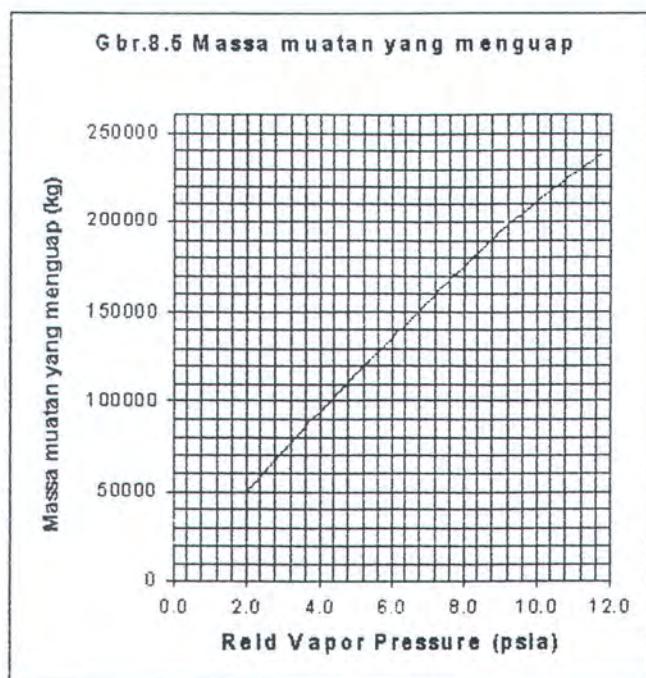
Laju aliran massa uap hidrokarbon yang telah dihitung sebagai fungsi dari RVP dapat dibuat grafiknya seperti pada Gbr.8.4. Massa uap hidrokarbon yang terbentuk pada RVP yang lebih tinggi akan lebih besar.

Dengan mengasumsikan uap hidrokarbon sebagai gas ideal laju aliran volume dapat diketahui yang ternyata konstan = $52970.41 \text{ ft}^3/\text{h}$ untuk RVP yang berbeda-

beda uap hidrokarbon yang terbentuk selama proses loading hingga kondisi full loaded adalah **61066.19 m³**. Hal ini dapat terjadi karena loading terjadi pada tekanan dan temperatur yang konstan

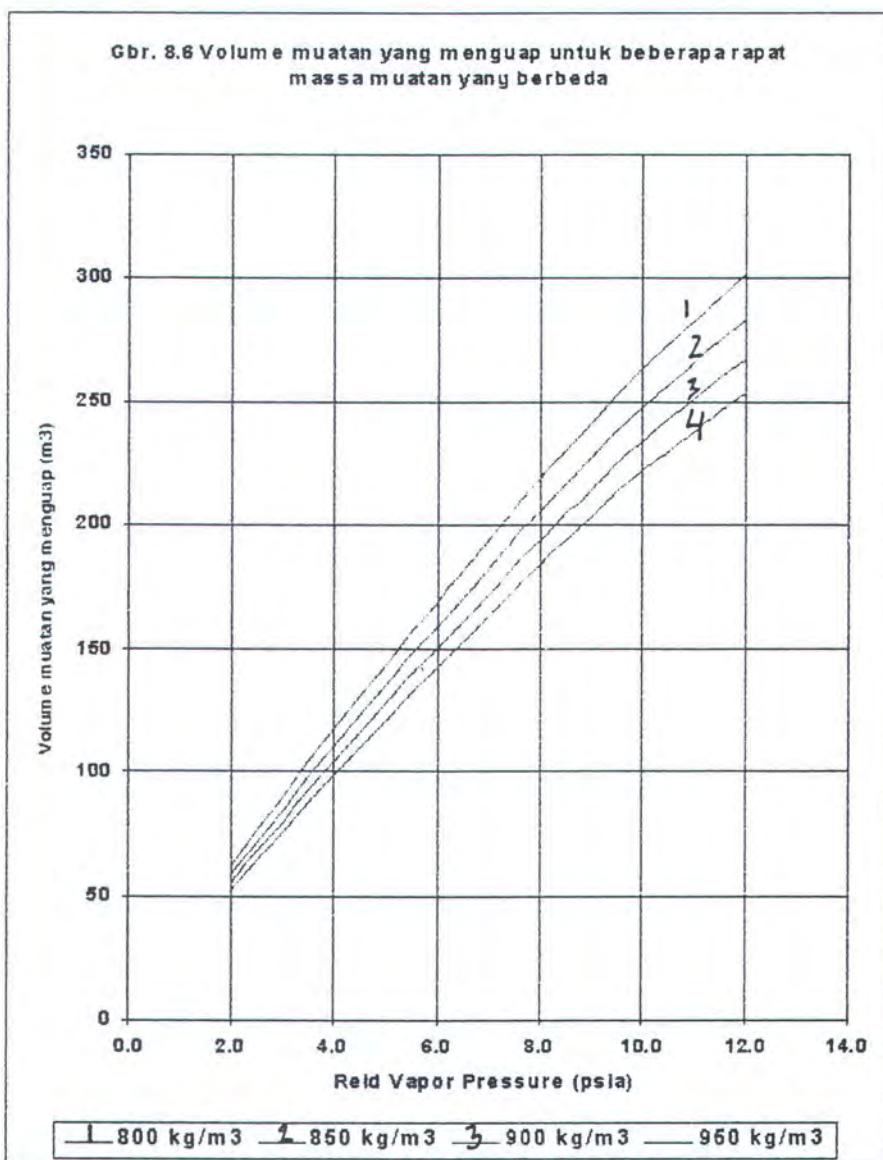


. Massa muatan yang menguap adalah sama dengan massa uap hidrokarbon yang terbentuk pada proses loading dapat diperlihatkan oleh Gbr.8.5. Massa uap hidrokarbon yang terbentuk akan lebih besar pada RVP yang lebih tinggi.



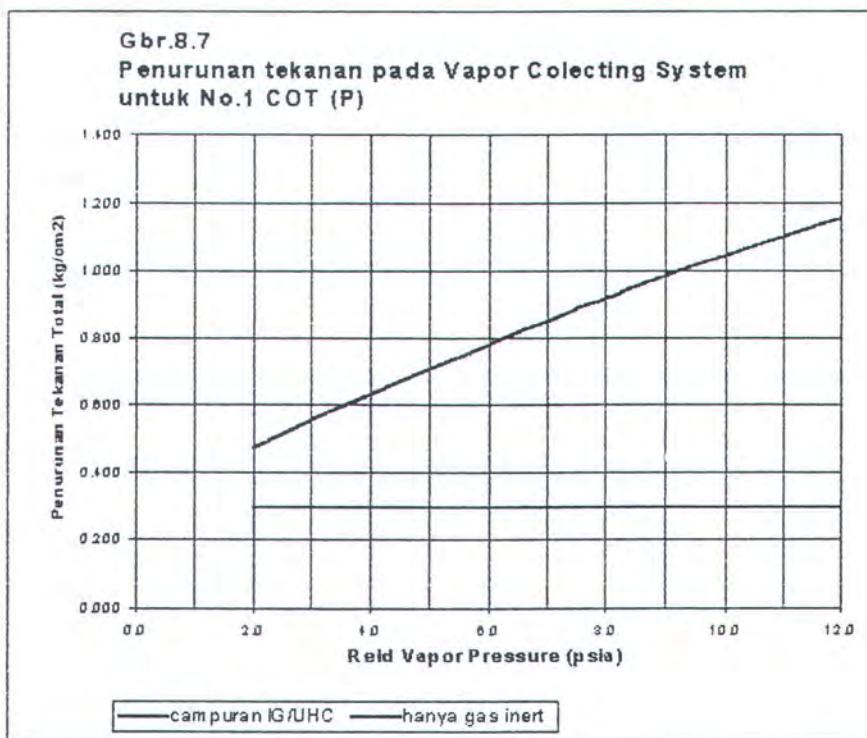
8.3 Nilai ekonomis dari muatan yang menguap

Muatan yang menguap mempunyai nilai ekonomis yang ditentukan dari besar volume muatan. Volume muatan yang menguap tergantung pada rapat massa muatan tersebut. Hasil perhitungan volume muatan yang menguap pada bab VI untuk beberapa jenis muatan dengan rapat massa yang berbeda dapat dilihat grafiknya pada Gbr.8.6. Pada RVP yang sama terlihat bahwa dengan rapat massa yang lebih besar volume muatan yang menguap lebih kecil karena massa uap untuk RVP tersebut adalah konstan.



8.4 Pengaruh perencanaan Vapor Collecting System terhadap penurunan tekanan.

Sistem perpipaan pada Vapor Collecting System adalah modifikasi Inert Gas System yang akan melayani campuran gas inert dengan uap hidrokarbon. Grafik penurunan tekanan pada Vapor Collecting System diperlihatkan pada Gbr.8.7. Terlihat bahwa penurunan tekanan pada sistem yang hanya melayani gas inert saja lebih kecil daripada bila melayani campuran gas inert dengan uap hidrokarbon.



Penurunan tekanan pada sistem yang melayani campuran lebih besar daripada pada sistem yang hanya melayani gas inert. Hal ini disebabkan karena kenaikan rapat massa campuran gas inert dengan uap hidrokarbon seiring dengan naiknya RVP. Pada sistem yang hanya melayani gas inert terjadi penurunan tekanan yang konstan karena rapat massa gas inert tetap.

BAB IX

KESIMPULAN DAN SARAN

BAB IX

KESIMPULAN DAN SARAN

9.1 Kesimpulan

Sebagai kesimpulan dari perencanaan sistem pengendalian emisi hidrokarbon dari muatan KM. Gunung Kemala ini dapat diuraikan hal-hal berikut ini :

1. Emisi hidrokarbon dari muatan dapat dikendalikan oleh Vapor Collecting System yaitu dengan memanfaatkan sistem perpipaan gas inert untuk menyalurkan uap hidrokarbon yang terbentuk pada saat loading menuju fasilitas vapor recovery system yang ada di darat.
2. Terlihat bahwa selama proses loading dengan kapasitas maksimum hingga mencapai kondisi full load pada KM.Gunung Kemala terbentuk uap hidrokarbon yang terjadi karena tekanan uap dari muatan sebesar **61066,19 m³**.Terlihat bahwa VCH/t laju aliran penguapan muatan untuk nilai-nilai Reid Vapor Pressure yang berbeda besarnya sama yaitu **52970.41.cu.ft/h**
3. Volume muatan yang menguap tergantung pada rapat massa dari muatan tersebut.Semakin besar rapat massa muatan maka volume muatan yang menguap semakin kecil.
4. Perpipaan dalam Vapor Collecting System dapat melayani rugi tekanan yang diakibatkan aliran campuran gas inert dan uap hidrokarbon.

9.2 Saran

- Sistem pengendalian emisi hidrokarbon perlu lebih diperhatikan lagi karena selain dapat lebih bersahabat dengan lingkungan (alam) juga terdapat sisi penghematan energi yang dapat digunakan untuk keperluan tertentu.
- Melalui penelitian yang lebih mendalam dengan mempertimbangkan aspek ekonomis seperti biaya instalasi, operasi, perawatan, investasi dan dapat diharapkan pemecahan masalah yang lebih baik.

DAFTAR PUSTAKA

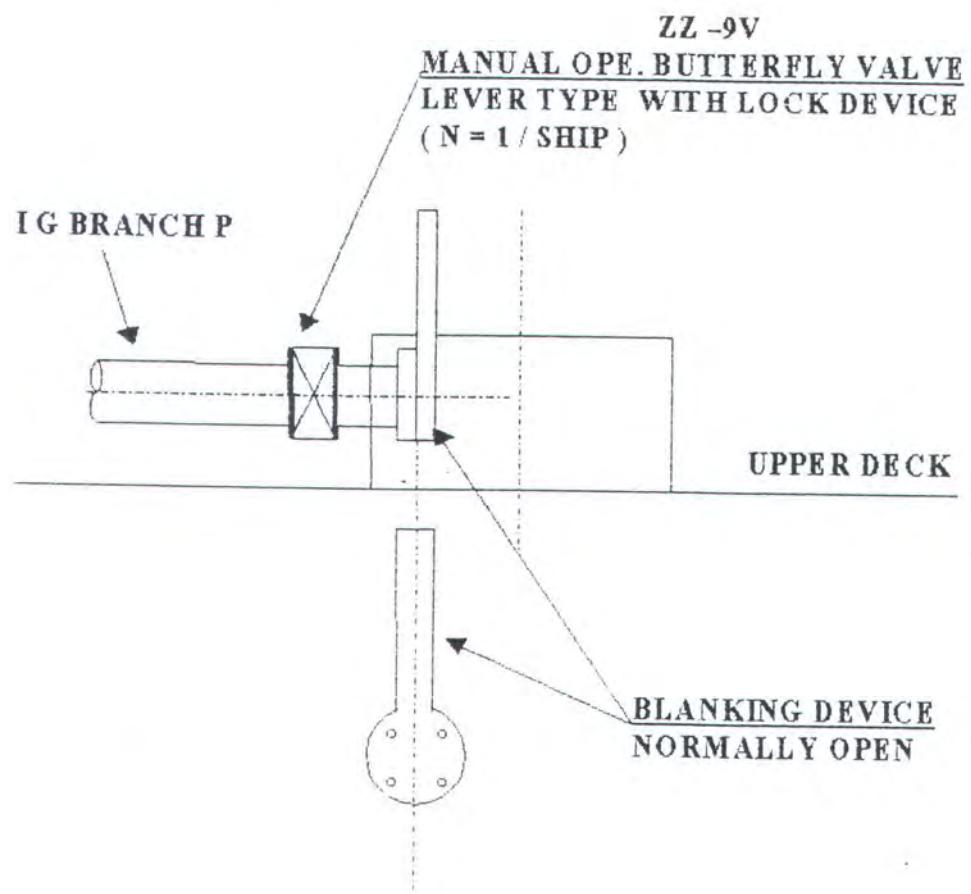
DAFTAR PUSTAKA

1. _____, "Prevention of Vapour Emission from Tanker Cargoes", Marine Engineer's Review, April 1995, hal 38-39.
2. .DiElsi, G.J , "Principles of Marine Vapour Recovery", Marine Technology, Vol.26, No.1,Jan.1989,hal.34-43.
3. Clement, C. , "Vapour Recovery on Tankers from Design to Operations", Marine Technology, Vol.30,No.3,July 1993,hal.178-187
4. Fitch, R.H.&.Marsh, G.D "Coast Guard Requirements for Marine Vapor Control System", Marine Technology, Vol.28, No.5, Sept.1991, hal.270-275.
5. Ir. Suharto, B.T "Sistem Gas Inert", Media BKI,Mei 1994.
6. Buonicore, A.J. &.Davies W.T.,(edt), "Air Pollution Engineering Manual", Air and Waste Management Association, hal.323-360.
7. _____, "Piping Systems for Diesel Ships", Machinery Outfitting Design Manual, Volume I, The Marine Society in Japan,1981.
8. _____, "Modern Marine Engineer's Manual ,Volume II ",2nd ed.,1991,hal. 26-1 s/d 26-51.
9. .Rogers G.F.C. dan.Mayhew Y.R, "Engineering Thermodynamics, Work and Heat Transfer ", 2nd ed., Longmans,Green and Co. Ltd.,1967,hal. 269-299.
10. El-Wakil M.M., " Instalasi Pembangkit Daya ", Jilid I, Penerbit Erlangga, 1992.
11. .Kern D.Q, "Process Heat Transfers", McGraw-Hill International Book Company, 21st printing, 1983.

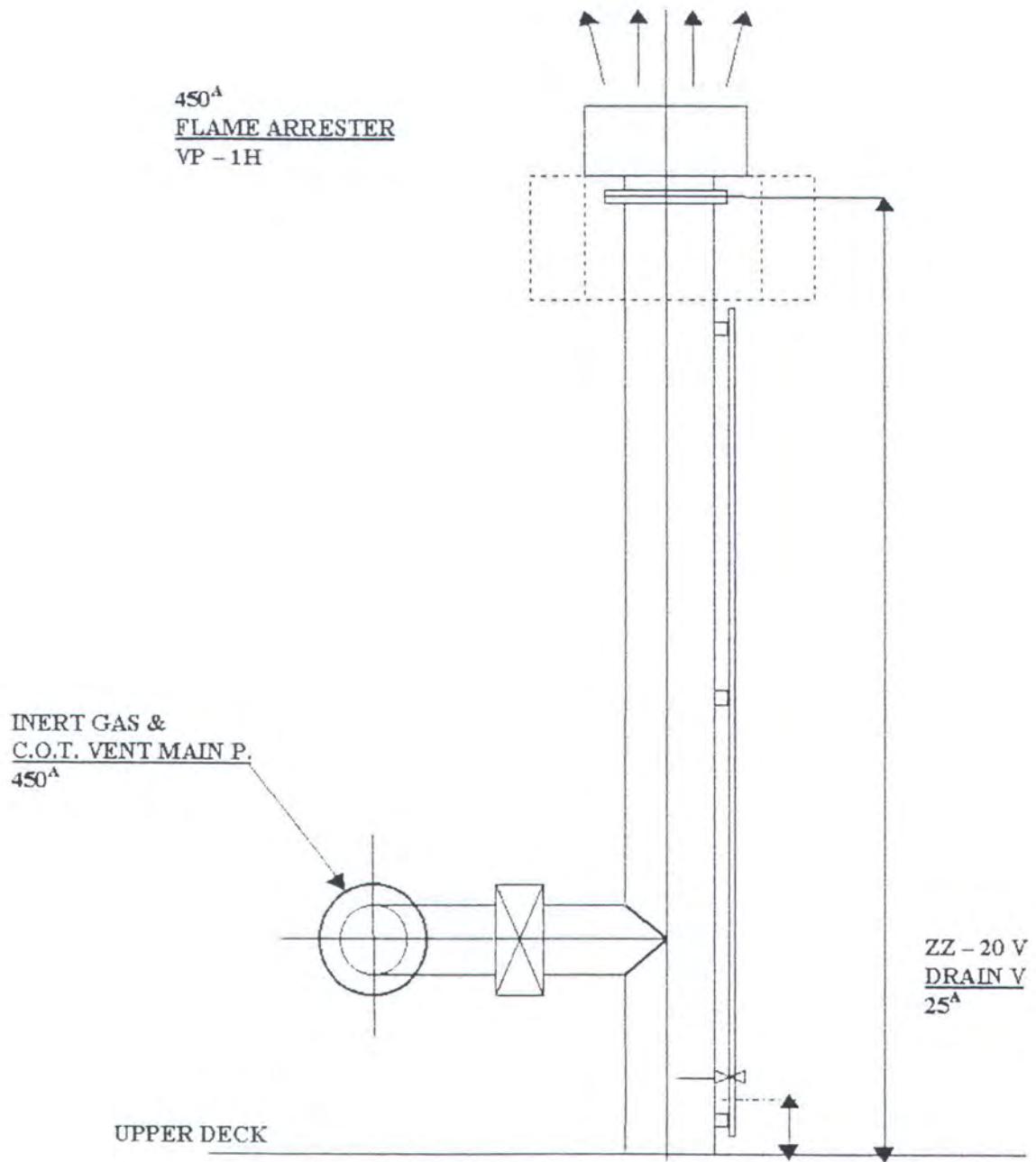
12. ____ , "Standard on Explosion Prevention Systems - NFPA 69 -1978", National Fire Protection Association Publication, Volume 5, 1979, hal. 69-1 s/d 69-53.
13. ____ , "Rules for the Classification of Seagoing Steel Ships, Volume III : Rules for Machinery Constructions", Biro Klasifikasi Indonesia, 1988, hal. 12-21 s/d 12-24.

LAMPIRAN

DETAIL "A"



VENT RISER



P / V BREAKER

PRESS. VACUUM BREAKER
SET PRESS.=
0.18 KG/CM² ABOVE ATMS
0.07 KG/CM² BELOW ATMS
(COMPLIED WITH RULES PT.5,CH 15,7.6.3)

450^A I GP

UPPER DECK

