

40 47A/H/10



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

R5 Re
665.544
Ren
a-1
2010

TUGAS AKHIR - MO 091336

APLIKASI METODE PIPELINE INTEGRITY MANAGEMENT
SYSTEM PADA PIPA BAWAH LAUT

Maxi Yoel Renda
NRP 4306 100 019

Dosen Pembimbing
Prof. Ir. Daniel M. Rosyid, Ph.D
Ir. Imam Rochani, M.Sc

JURUSAN TEKNIK KELAUTAN
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya
2010

PERPUSTAKAAN ITS	
Tgl. Terima	20-8-2010
Terima Dari	H
No Agenda Prp.	



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

FINAL PROJECT - MO 091336

APPLICATION OF PIPELINE INTEGRITY MANAGEMENT SYSTEM
METHODS AT SUBMARINE PIPELINE

Maxi Yoel Renda
REG 4306 100 019

Supervisors

Prof. Ir. Daniel M. Rosyid, Ph.D
Ir. Imam Rochani, M.Sc

DEPARTMENT OF OCEAN ENGINEERING
Faculty of Marine Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Surabaya
2010

The fear of the LORD is the beginning of knowledge,

But fools despise wisdom and instruction.

**APLIKASI METODE *PIPELINE INTEGRITY*
MANAGEMENT SYSTEM PADA PIPA BAWAH LAUT**

TUGAS AKHIR

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Kelautan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:

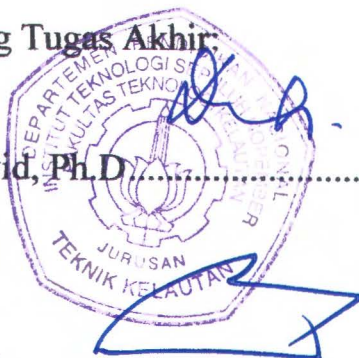
Maxi Yoel Renda

NRP. 4306 100 019

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir:

1. Prof. Ir. Daniel M. Rosyid, Ph.D. (Pembimbing I)

2. Ir. Imam Rochani, M.Sc. (Pembimbing II)



SURABAYA, AGUSTUS 2010

APLIKASI METODE *PIPELINE INTEGRITY MANAGEMENT* SYSTEM PADA PIPA BAWAH LAUT

Nama Mahasiswa : Maxi Yoel Renda
NRP : 4306 100 019
Jurusan : Teknik Kelautan
Dosen Pembimbing : Prof. Ir. Daniel M. Rosyid, Ph.D
Ir. Imam Rochani, M.Sc

Abstrak

Pipeline adalah salah satu aset perusahaan yang merupakan peralatan yang kritis dalam industri migas. Guna mengidentifikasi tingkat keandalan *pipeline* tersebut, maka diperlukan metode yang terintegrasi dengan kondisi operasional untuk mencapai tujuan yang handal, aman, dan ekonomis sepanjang umur desain. Salah satu solusi yang dapat digunakan adalah *Pipeline Integrity Management System* (PIMS) yaitu suatu metodologi yang memanfaatkan resiko sebagai metoda dasar untuk merencanakan inspeksi dan strategi pemeliharaan yang komprehensif dan terintegrasi antara metodologi RBI untuk melakukan *refurbishment design option*, *repair/replacement decision support*, dengan kondisi operasional sepanjang lama operasi. Metode *Risk Based Inspection* memakai kombinasi dua parameter, yaitu: kategori kemungkinan kegagalan (Pof) dan kategori konsekuensi kegagalan. Peluang kegagalan didapat dengan menggunakan simulasi Monte Carlo. Kemudian dilakukan perhitungan konsekuensi dan didapatkan tingkat kekritisian *pipeline* yaitu resiko tinggi (5D), menengah-tinggi (4D), dan menengah (3D). Dengan tingkat resiko tersebut dapat dilakukan metode inspeksi yaitu *Visual Testing*, *Ultrasonic Straight Beam*, dan *Radiography*, dengan frekuensi pemeriksaan 1 tahun sekali (tinggi), 2 tahun sekali (Menengah Tinggi), 2.5 tahun sekali (menengah). Setelah mengetahui tingkat resiko dan metode inspeksi, maka dapat ditentukan langkah mitigasi untuk mengurangi resiko pada *pipeline* tersebut.

Kata kunci: PIM, *risk*, PoF, *Monte Carlo*, mitigasi.

APPLICATION OF PIPELINE INTEGRITY MANAGEMENT SYSTEM METHODS AT SUBMARINE PIPELINE

Name of Student : Maxi Yoel Renda
REG : 4306 100 019
Departement : Departement of Ocean Engineering
Supervisors : Prof. Ir. Daniel M. Rosyid, Ph.D
Ir. Imam Rochani, M.Sc

Abstract

Pipeline is one of the company's assets that are critical equipment in the oil and gas industry. To identify the level of reliability of the pipeline, then needed an integrated methods with operational conditions to achieve a reliable, safe, and economical over the life of the design. One solution that can be used is the Pipeline Integrity Management System (PIMS) a methodology that uses risk as a basic method for planning inspection and a comprehensive maintenance strategy and integrated with RBI methodology for design refurbishment option, repair/replacement decision support, with operational conditions along operation time. Risk Based Inspection method using a combination of two parameters, i.e.: probability of failure (PoF) categories and consequence of failure categories. Probability of failure obtained using Monte Carlo simulation. Then calculate the consequences and we got the level criticality of the pipeline are: high risk (5D), medium-high (4D), and medium (3D). So with the risk level, the inspection methods that can be used, i.e.: Visual testing, Ultrasonic Straight Beam, and Radiography, with frequency once a year (high), once in 2 years (Medium High), and once in 2.5 years (medium). After we know about the risk levels and inspection methods, we can make mitigation steps to reduce the risk of the pipeline.

Key Words: PIM, risk, PoF, Monte Carlo, mitigation.

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur kehadiran Tuhan Yang Maha Esa atas segala rahmat serta karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir yang berjudul: “Aplikasi Metode *Pipeline Integrity Management System* Pada Pipa bawah Laut”. Tugas Akhir ini disusun guna memenuhi dalam menyelesaikan Studi Kesarjanaan (S1) di Jurusan Teknik Kelautan, Fakultas Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya.

Dalam menyelesaikan Tugas Akhir ini, penulis telah banyak mendapatkan bantuan dan petunjuk dari berbagai pihak baik secara langsung maupun tidak langsung berupa data – data maupun saran - saran. Oleh karena itu, pada kesempatan ini penulis menyampaikan terima kasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya kepada:

Kedua orang tua penulis yang telah memberikan dukungan doa dan dana sehingga penulis bisa menyelesaikan studi S1 tepat waktu, serta semua saudara di Wasuponda (Sulawesi Selatan).

Prof. Ir. Daniel M. Rosyid, Ph.D selaku dosen pembimbing I dan Ir. Imam Rochani, M.Sc selaku dosen pembimbing II. Terima kasih atas semua bimbingan dan dukungan yang telah diberikan kepada penulis sehingga penulis bisa menyelesaikan Tugas Akhir ini.

Seluruh Dosen Jurusan Teknik Kelautan yang telah berbagi ilmu dan pengetahuan, serta semua Karyawan TU yang telah banyak membantu dalam permasalahan administrasi perkuliahan.

Bapak Munari, S.T. (PGN) yang telah memberikan banyak bantuan dalam pengerjaan Tugas Akhir ini.

Teman-teman tercinta keluarga besar d’Admiral, semoga ikatan persahabatan dan persaudaraan ini akan terus terjalin diantara kita.

Penulis menyadari bahwa karya yang sempurna hanya milik Tuhan Yang Maha Esa. Oleh karena itu, penulis akan sangat berterima kasih atas segala masukan, kritik dan saran yang membangun dari pembaca agar laporan ini menjadi lebih baik.

Akhirnya, semoga laporan ini dapat memberikan manfaat selain bagi penulis sendiri, juga bagi pembaca sekalian.

Surabaya, 19 Juli 010

Penulis

DAFTAR ISI



Halaman Judul	
Lembar Pengesahan	
Abstrak	ix
Kata Pengantar	xiii
Daftar Isi	xv
Daftar Gambar	xix
Daftar Tabel	xxi
Daftar Notasi	xxiii
Daftar Lampiran	xxv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	4
1.3 Tujuan	4
1.4 Manfaat	4
1.5 Batasan Masalah	5
1.6 Sistematika Penulisan	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1. Umum	7
2.2. Dasar Teori.....	7
2.2.1. Pipeline	7
2.2.2. Pendekatan Umum mengenai PIMS.....	9
2.2.3. Risk Assessment	10
2.2.3.1. Identifikasi Bahaya	12
2.2.3.2. Perkiraan Frekuensi Kejadian.....	15



2.2.3.3. Perkiraan Konsekuensi	16
2.2.3.4. Penentuan Resiko Kegagalan dengan <i>Risk Matrix</i>	16
2.2.4. Simulasi Monte Carlo	17
2.2.5. Indeks Keandalan.....	20
2.2.6. Kegagalan Pipeline Berdasarkan Metode Pressure Based.....	22
2.2.7. Analisa Konsekuensi Semi-Kuantitatif.....	23
2.2.7.1. Menentukan Fluida Representatif dan Sifat-Sifatnya.....	24
2.2.7.2. Pemilihan Ukuran Lubang Kebocoran	25
2.2.7.3. Estimasi Jumlah Total Fluida yang dapat Terlepas	27
2.2.7.4. Estimasi Laju Kebocoran.....	29
2.2.7.5. Menentukan Tipe Kebocoran.....	32
2.2.7.6. Penentuan Fase Fluida Setelah Terlepas.....	33
2.2.7.7. Evaluasi Respon Setelah Kebocoran	33
2.2.8. Index Sum	36
2.2.8.1. Third Party Damage Index.....	36
2.2.8.2. Corrosion Index	42
2.2.8.3. Design Index.....	45
2.2.8.4. Incorrect Operation Index.....	48
2.2.9. Pengembangan Rencana Inspeksi.....	49
2.2.10. Penentuan Metode Inspeksi	50
BAB III METODOLOGI PENELITIAN.....	53
3.1. Skema Diagram Alir Metode PIMS	53
3.2. Keterangan Diagram Alir Metode PIMS.....	54
BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN.....	55
4.1. Identifikasi Permasalahan Pipeline.....	55

4.2. Menghitung Peluang Kegagalan Pipeline.....	56
4.2.1. Menghitung Keandalan dengan Metode Monte Carlo.....	56
4.2.2. Analisa Peluang Kegagalan Pipeline dengan Metode Bea	58
4.3. Analisa Konsekuensi menggunakan Metode Semi-Kuantitatif RBI	60
4.3.1. Analisis Laju Kebocoran.....	60
4.3.2. Estimasi Durasi Kebocoran.....	61
4.3.3. Menentukan Tipe Kebocoran.....	62
4.3.4. Menghitung Luas Daerah Akibat Kebocoran	63
4.3.5. Menghitung Frekuensi Kerusakan Generik	65
4.3.6. Menghitung Konsekuensi Kegagalan	65
4.3.7. Technical Modul Subfactor Thinning.....	66
4.3.8. Tingkat Resiko Semi Kuantitatif	67
4.3.9. Perencanaan Program Inspeksi	68
4.4. Integrity Assessment.....	71
4.5. Ringkasan Hasil Analisa Permasalahan.....	75
4.5.1. Probability of Failure yang mungkin terjadi pada Pipeline	75
4.5.2. Tingkat Kekritisan Pipeline	76
4.5.3. Metode inspeksi	76

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	77
5.1. Kesimpulan	77
5.1. Saran	78

Daftar Pustaka

Lampiran

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1. Lokasi pipeline (Perusahaan Gas Negara)	3
Gambar 2.1. Model pendekatan dengan menggunakan RBI	10
Gambar 2.2. Event Tree Analysis pada pemadam kebakaran	15
Gambar 2.3. Matriks Resiko Metode Semi-Kuantitatif RBI (API RBI 581).....	16
Gambar 2.4. Algoritma tipikal untuk simulasi Monte Carlo	18
Gambar 2.5. Hubungan Bilangan Acak yang Mengikuti Distribusi Uniform dengan Peubah Acak X yang memiliki Fungsi Distribusi Kumulatif $F_x(x)$	20
Gambar 2.6. Minimum Depth of Cover.....	37
Gambar 2.7. Aktifitas Seismograph dekat jalur pipa.....	38
Gambar 2.8. Perlindungan pipeline terhadap fasilitas di atasnya	39
Gambar 2.9. ROW condition	41
Gambar 2.10. Tipe Instalasi casing.....	44
Gambar 3.1. Diagram Alir Metode PIMS.....	53
Gambar 4.1. Grafik peluang kegagalan dengan factor bias 0.5 pada empat kedalaman korosi	59
Gambar 4.2. Grafik peluang kegagalan dengan empat nilai S_y	59
Gambar 4.3. Grafik laju pelepasan fluida pada empat lubang kebocoran	61
Gambar 4.4. Grafik analisa estimasi durasi kebocoran.....	62
Gambar 4.5. Grafik perhitungan luas daerah kerusakan.....	64
Gambar 4.6. Grafik perhitungan luas daerah berbahaya.....	64
Gambar 4.7. Distribusi tingkat resiko pipeline pada matriks resiko semi-kuantitatif.....	68
Gambar 4.8. Kedalaman perairan dan profil dasar laut pada pipeline Labuhan Maringgai-Muara Bekasi	71
Gambar 4.9. Risk profil pada pipeline yang diamati	72
Gambar 4.10. Pembagian area laut menurut Lloyd	73

DAFTAR TABEL

Tabel 1.1. Spesifikasi pipeline dari Labuhan Maringgai ke Muara Bekasi.....	2
Tabel 2.1. Cacat pada pipeline dan penyebabnya.....	13
Tabel 2.2. Ukuran lubang dan harga representatifnya.....	25
Tabel 2.3. Jumlah fluida yang dapat terlepas berdasarkan jenis peralatan.....	28
Tabel 2.4. Penentuan fase fluida setelah terlepas.....	33
Tabel 2.5. Syarat-syarat minimal ruang lingkup terbatas, umum, dan detail pada penilaian internal.....	50
Tabel 2.6. Metoda Inspeksi NDT.....	51
Tabel 4.1. Skenario Operating Pressure yang terjadi pada pipeline.....	55
Tabel 4.2. Peluang kegagalan dengan simulasi Monte Carlo.....	57
Tabel 4.3. Tipe kebocoran yang terjadi pada pipeline.....	62
Tabel 4.4. Frekuensi kerusakan generik.....	65
Tabel 4.5. Perhitungan konsekuensi kegagalan.....	65
Tabel 4.6. Hasil analisa tingkat resiko semi kuantitatif.....	67
Tabel 4.7. Integritas Inspeksi pada peralatan statis RBI.....	69
Tabel 4.8. Hasil uji tingkat kekritisian untuk tipe kegagalan.....	70
Tabel 4.9. Hasil survey free span.....	73
Tabel 4.10. Kepadatan kapal pada area yang berbeda dan estimasi dari kerugian akibat kebakaran dan ledakan.....	74
Tabel 4.11. Probability of failure pada pipeline dengan menggunakan simulasi Monte Carlo.....	75

DAFTAR NOTASI

- β : Indeks keandalan
 P_O : Tekanan operasional
 P_B : Tekanan ledakan
 S_y : Kuat luluh minimum material
 D : Diameter *pipeline*
 d : Maksimum kedalaman korosi
 B_{BP} : Faktor bias (*bias factor*)
 $\sigma_{\ln P_B}$: Standar deviasi logaritmik tekanan ledakan
 $\sigma_{\ln P_O}$: Standar deviasi logaritmik tekanan operasional
 x_i : fraksi mol dari komponen
 Q_L : Laju keluarnya fluida cair (lb/s)
 C_d : Koefisien keluaran
 A : Luas penampang lubang kebocoran (in.²)
 DP : Perbedaan tekanan antara hulu dan atmosfer (psig)
 ρ : Berat jenis fluida (lb/ft³)
 g_c : Faktor konversi untuk merubah lbf ke lbm
 P_{trans} : Tekanan transisi (psia)
 P_a : Tekanan atmosfer (psia)
 K : C_p/C_v
 C_p : Kapasitas panas ideal pada tekanan konstan (Btu/lbmol.^oF)
 C_v : Kapasitas panas ideal pada volume konstan (Btu/lbmol.^oF)
 W_g : Laju terlepasnya fluida gas (lb/ s)
 C_d : Koefisien keluaran
 A : Luas penampang lubang kebocoran (in.²)
 P : Tekanan hulu (psia)
 M : Massa molekul (lb / lbmol)
 R : Konstanta gas universal (10,73 ft³.psia / lbmol.^oR)
 T : Temperatur hulu (^oR)

DAFTAR LAMPIRAN

- Lampiran A : Perhitungan Probability of Failure
- Lampiran B : Pehitungan Consequences of Failure
- Lampiran C : Analisis RBI

BAB I

PENDAHULUAN

1.1. Latar Belakang Masalah

Dewasa ini permintaan akan minyak bumi semakin meningkat. Salah satu kesulitan utama dalam penggunaan minyak bumi adalah transportasi. Sebagai langkah yang ekonomis, maka proses penyaluran minyak bumi dapat dilakukan melalui jaringan pipa (*pipeline*), baik di darat maupun bawah laut yang kemudian akan didistribusikan ke pelanggan. Namun penggunaan *pipeline* menjadi tidak praktis ketika menyeberangi samudera.

Beberapa metode yang digunakan agar suatu jaringan pipa tetap dapat mengalirkan *crude oil* dengan baik dan aman antara lain dengan melakukan *inspection* (pengawasan), *maintenance* (pemeliharaan) dan *repair* (perbaikan jika dibutuhkan) secara teratur. Dengan tidak terintegrasinya metoda-metoda tersebut maka potensi kegagalan pada jaringan pipa masih cukup besar, sehingga dilakukan suatu studi terintegrasi pada jaringan pipa (*pipeline*) yaitu *Pipeline Integrity Management System (PIMS)* (Iskandar, 2008).

Pipeline Integrity Management System (PIMS) adalah suatu metodologi yang memanfaatkan resiko sebagai metoda dasar untuk merencanakan inspeksi dan strategi pemeliharaan yang komprehensif dan terintegrasi antara metodologi RBI dan metoda lainnya untuk melakukan *refurbishment design option*, *repair/replacement decision support*, dengan kondisi operasional sepanjang lama operasi. (Sholihin, 2007)

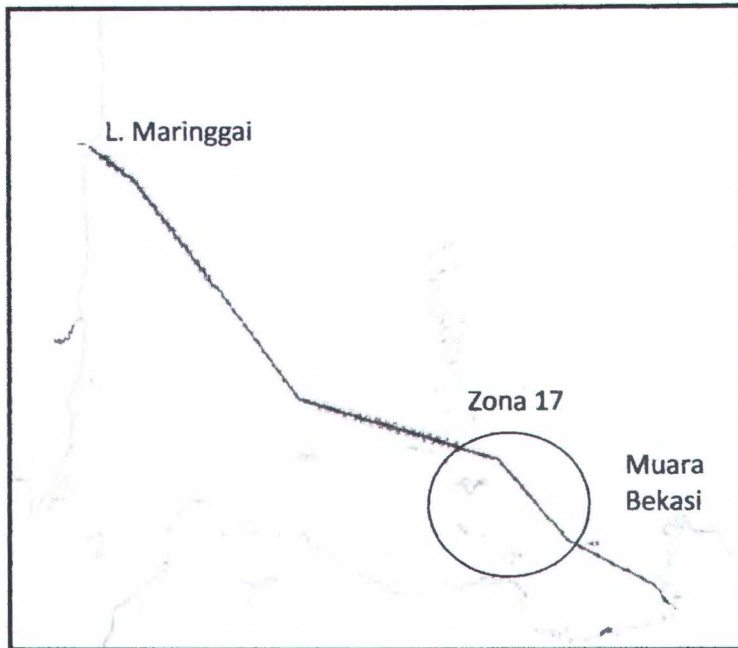
Study kasus pada Tugas Akhir ini dilakukan PT. Perusahaan Gas Negara (Persero), Tbk., yaitu pada jalur pipa dari Labuhan Maringgai ke Muara Bekasi. *Pipeline* tersebut mempunyai *design life* 20 tahun, sama seperti beberapa *pipeline* yang berada di *North Sea* dengan *design lives* 25-30 tahun. (Clausard, 2006)

Kondisi alam yang dilalui *pipeline* tersebut berbeda-beda sehingga menyebabkan kekuatan dan beban yang dialami juga berbeda-beda. Oleh karena itu perlu diketahui berapa tingkat kekritisannya *pipeline* serta peluang terjadinya kegagalan sehingga dapat ditentukan langkah-langkah untuk mengurangi resiko tersebut. Selain itu, langkah-langkah untuk memilih dan melaksanakan kegiatan inspeksi juga sangat penting untuk memonitoring integritas jalur *pipeline*, agar keandalan *pipeline* tetap terjaga untuk terus beroperasi secara maksimal.

Tabel 1.1. Spesifikasi *Pipeline* dari Labuhan Maringgai ke Muara Bekasi

Length	160 km
Pipeline outer diameter (D)	812.8 mm
Wall thickness	15.9 mm
Material Grade	SAWL 450 II-F-D
Material Specification	Carbon Steel
Corrosion Allowance	1.5 mm
Design Pressure	7.92 MPa
External Coating	2.1 mm
External coating density	1280 (kg/m ³)
Pipeline Product	Dry Gas
Product Density (72 barg @ 20°C)	61.01 (kg/m ³)
MAOP	7.24 MPa
Maximum Design Temperature	51.6 °C
Design Life	20 tahun

(Sumber: *Perusahaan Gas Negara*)



Gambar 1.1. Lokasi Pipeline (Perusahaan Gas Negara)

Beberapa penelitian yang berkaitan dengan *pipeline integrity*, antara lain:

- 1) Azhar (2007), membahas analisa resiko pada system perpipaan dengan *failure mode* berupa *pressure burst*. Penelitian ini menggunakan metode RBI semi-kuantitatif untuk mendapatkan tingkat resiko.
- 2) Nagoya (2008), membahas aplikasi metode *qualitative* dan *quantitative* mengenai taksiran resiko dan manajemen pipa bawah laut. Indeks keandalan *pipeline* didapatkan dengan menggunakan metode *Bea*, sementara untuk menghitung konsekuensi kegagalan didapat dengan metode *semi-quantitative* RBI.
- 3) Maslun, M. (2009), melakukan penelitian *risk assessment* pada *pipeline* akibat *trawl gear* untuk menentukan beban *impact* dan beban *pullover*. Hasil dari penelitian ini menyatakan bahwa beban *impact* dan beban *pullover* yang terjadi masih dalam batas yang bisa diterima.

1.2. Perumusan Masalah

Jika diketahui spesifikasi *pipeline* sesuai dengan tabel 1.1 dalam kerangka metode PIMS, maka dapat dirumuskan permasalahan sebagai berikut:

1. Berapa peluang terjadinya kegagalan (*Probability of Failure*) yang dapat menyebabkan insiden pada pendistribusian *crude oil*.
2. Berapakah tingkat kekritisian *pipeline* tersebut.
3. Apakah metode inspeksi yang tepat yang akan dilakukan sesuai dengan kondisi *pipeline*.
4. Apakah langkah-langkah mitigasi dilakukan untuk mengurangi resiko kegagalan.

1.3. Tujuan

Tujuan yang dapat diambil dari Tugas Akhir ini adalah:

1. Mengetahui peluang terjadinya kegagalan yang dapat menyebabkan insiden pada pendistribusian *crude oil*.
2. Mengetahui tingkat kekritisian *pipeline* tersebut.
3. Menentukan metode inspeksi yang tepat yang akan dilakukan sesuai dengan kondisi *pipeline*.
4. Menentukan langkah-langkah mitigasi dilakukan untuk mengurangi resiko kegagalan.

1.4. Manfaat

Manfaat dari tugas akhir ini adalah mengetahui tingkat kekritisian *pipeline* dan peluang kegagalan yang dapat mengakibatkan insiden pada pendistribusian *crude oil*, sehingga dapat ditentukan langkah-langkah untuk mengurangi resiko kegagalan tersebut, serta menentukan kegiatan inspeksi.

1.5. Batasan Masalah

Agar lebih memudahkan analisa dan dapat dicapai tujuan yang diharapkan, maka perlu diberikan batasan-batasan sebagai berikut:

1. Penelitian dilakukan pada PT. Perusahaan Gas Negara (Persero), Tbk.
2. Penelitian dilakukan pada jalur pipa bawah laut Labuhan Maringgai ke Muara Bekasi.
3. Tidak terjadi perubahan komposisi fluida sepanjang aliran proses.
4. Kecepatan fluida dalam *pipeline* konstan.
5. *Pipeline* memiliki ukuran, jenis material, dan karakteristik yang sama.
6. Diasumsikan pipa mendatar tanpa elbow
7. Diasumsikan tegangan (*stress*) akibat buckling tidak terjadi.
8. Tidak membahas biaya perbaikan dan perawatan pipa.
9. Pengaruh akibat *free span* tidak diamati.

1.6. Sistematika Penulisan

Bab I Pendahuluan, menjelaskan tentang latar belakang penulisan laporan tugas akhir ini, permasalahan yang dibahas dalam penulisan, apa yang akan dilakukan, batasan masalah yang menjadi rujukan penulis untuk lebih menyederhanakan sistem penganalisaan tanpa mengabaikan kesahihan secara signifikan, tujuan dan manfaat penulisan.

Bab II Tinjauan pustaka, berisi tentang sekumpulan pustaka yang melahirkan gagasan dilakukannya penelitian. Selain itu terdapat kerangka teori dan konseptual serta hasil penelitian lain yang dijadikan landasan penelitian oleh penulis.

Bab III Metodologi penelitian, berisi tentang metodologi yang akan digunakan penulis untuk menyelesaikan permasalahan yang ada. Meliputi:

pengumpulan data-data awal, analisa data, pembahasan dan terakhir adalah mengambil kesimpulan dari hasil pengerjaan Tugas Akhir ini.

Bab IV Analisa hasil dan pembahasan, membahas hasil dari analisa-analisa yang telah dilakukan pada penelitian, meliputi analisa hasil, dan pembahasan hasil analisa.

Bab V Kesimpulan dan saran, berisi tentang kesimpulan yang diambil setelah dilakukannya analisa dan dijelaskan pula saran serta rekomendasi dari hasil pengerjaan tugas akhir ini.

Daftar pustaka, menampilkan seluruh informasi dan dokumen tertulis yang dijadikan landasan dan pengembangan penelitian. Penulisan daftar mengikuti aturan " *Harvard System*".

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Umum

Kebutuhan akan minyak dan gas alam terus meningkat seiring dengan kebutuhan ekonomi dari penduduk dunia. Kenaikan dari tuntutan ini membuat volume dari ekstrak hidrokarbon ini juga meningkat sehingga membuat kebutuhan akan alat transportasi minyak dan gas seperti *pipeline* juga meningkat akibat keunggulan ekonomi dan efisiensinya dibanding dengan alat transportasi lainnya. Penggunaan pipa bawah laut sebagai salah satu alat transportasi minyak dan gas bumi memang tidak diragukan lagi kelebihannya di masa kini, namun penggunaannya juga mempunyai resiko sangat besar dibandingkan dengan transportasi lainnya.

Dalam pengoperasian dan pengelolaan *pipeline*, yang secara nyata beresiko tinggi dapat memberikan dampak dan mempunyai kemungkinan kegagalan yang akan berpengaruh terhadap berlangsungnya proses produksi, K3, dan *financial*. Dalam hal ini sangat erat kaitannya dengan kehandalan (*reliability*), keberadaan (*availability*), dan *profitability*. Oleh karena itu diperlukan suatu manajemen yang akan menjamin keandalan maupun keselamatan publik. *Pipeline Integrity Management System* yang lebih dikenal dengan sebutan PIMS merupakan perwujudan akan kebutuhan tersebut. PIMS adalah salah satu methoda yang terintegrasi dengan methoda-methoda yang lain seperti RBI, dan beberapa metode lain guna membuat solusi dalam pengoperasian *plant* yang optimum. PIMS merupakan kegiatan yang bersifat terus menerus (*life cycle*) dan sudah menjadi keharusan di negara – negara maju.

2.2. Dasar Teori

2.2.1. Pipeline

Jaringan pipa pertama kali dibangun di Amerika Serikat pada tahun 1859 untuk menyalurkan minyak mentah. Hampir satu setengah abad berlalu, industri perminyakan telah membuktikan bahwa transportasi skala besar

dengan jaringan pipa lebih ekonomis dibandingkan dengan kereta api, truk maupun kapal tanker. Kelebihan lainnya, transportasi menggunakan jaringan pipa sifatnya *continuous*, otomatis dan mampu digunakan untuk berbagai macam kondisi lingkungan.

Pada permulaan tahun 1897, pencarian minyak mulai menuju ke daerah *offshore* karena kebutuhan yang semakin meningkat. Eksplorasi dan produksi minyak dimulai dari Summerland, California. *Offshore pipeline* yang pertama kemudian dibangun. Sejak itu, *offshore pipeline* menjadi transportasi yang efektif untuk fluida seperti minyak dan gas. *Offshore pipeline* ini dapat diklasifikasikan sebagai berikut:

- *Flowlines* yang mengalirkan minyak atau gas dari *satellite subsea wells* ke *subsea manifolds*.
- *Flowlines* yang mengalirkan minyak atau gas dari *subsea manifolds* ke *production facility platforms*.
- *Infield flowlines* yang mengalirkan minyak atau gas diantara *production facility platforms*.
- *Export pipelines* yang mengalirkan minyak atau gas dari *production facility platforms* ke *shore* (darat).
- *Flowlines* yang mengalirkan air atau bahan kimia dari *production facility platforms*, melewati *subsea injection manifolds*, untuk *injection wellhead*.

Pipeline digunakan untuk berbagai maksud dalam pengembangan sumber daya hidrokarbon di lepas pantai dimana antara lain (Soegiono, 2006):

1. Pipa transportasi untuk ekspor.
2. Pipa penyalur untuk mengangkut produksi dari suatu *platform* ke pipa ekspor.
3. Pipa pengalir untuk injeksi air atau injeksi bahan kimia.
4. Pipa pengalir untuk mengangkut produksi antar *platform*, *subsea manifold* dan *satellite wells*.
5. *Pipeline bundles*.

2.2.2. Pendekatan Umum Mengenai PIMS

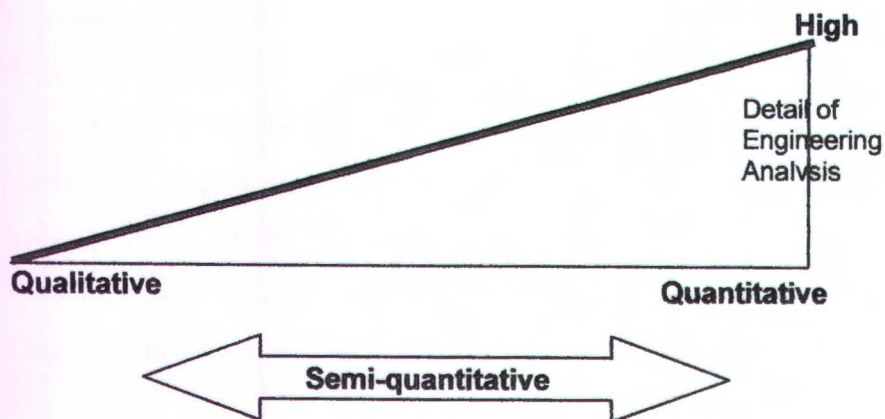
Pelaksanaan operasional produksi minyak dan gas, fasilitas-fasilitas yang dinyatakan kritis, selalu dimonitor agar tidak terjadi penurunan produksi karena kebocoran. Kebocoran tersebut selalu dikaitkan dengan isu mengenai korosi dan atau penurunan kualitas peralatan dikarenakan cacat lainnya, terutama pada peralatan-peralatan yang dinyatakan *critical* atau istilah operational adalah alat produksi utama. Pemahaman umum terhadap metode inspeksi dimana, pengetahuan kualitas terhadap kegiatan-kegiatan sering dikaitkan terhadap penghambatan terhadap progress produksi didalam hal kegiatan-kegiatan *repair*, kontruksi dan lain lain, hal ini karena tidak adanya sosialisasi terhadap korelasi terhadap peningkatan kehandalan yang dihubungkan terhadap peningkatan produksi yang berakibat terhadap peningkatan ekonomisnya *plant*.

Pipeline Integrity Management System (PIMS), adalah suatu metoda yang dapat mengintegrasikan terhadap perencanaan inspeksi dan strategi pemeliharaan yang konperhensif dengan berdasarkan kepada resiko sebagai metoda dasarnya. Metodologi PIMS dapat membantu mengembangkan dan mengimplementasikan perencanaan inspeksi, mengorganisasikan dan menggerakkan bagian-bagian dari *management* perusahaan sesuai dengan keahlian dan tugasnya untuk membuat rumusan yang strategis terhadap pelaksanaan 3R (*Refurbishment, Repair, Replacement*) dan *decision support* dalam hal pencegahan apabila terjadi *emergency shutdown*. Tentunya fungsi *management* yang lainnya yang terkait dengan PIMS ini adalah fungsi kontrol yang diaplikasikan sebagai technical audit yang sangat diperlukan untuk mencegah ketidaklogisan dari seluruh hasil kegiatan yang dilakukan secara *qualitatif, semi-quantitatif* dan *quantitatif* didalam memutuskan untuk menentukan strategi pemeliharaan dan rencana inspeksi yang sesuai dengan tingkat kekritisannya pada produksi minyak dan gas.

2.2.3. Risk Assessment

Risk assessment adalah metode yang sistematis untuk menentukan apakah suatu kegiatan mempunyai resiko yang dapat diterima atau tidak, selain itu risk assessment adalah kritik untuk analisa level dari resiko yang diperkenalkan dengan macam-macam pilihan. Langkah awal dari risk assesment adalah mengidentifikasi dari bahaya atau *hazard* dan efek dari hazard tersebut dan siapa atau apa yang akan terkena dampaknya. Langkah berikutnya adalah menentukan besarnya *frequency* atau *probability* dari kejadian, lalu langkah ketiga adalah menentukan besarnya *consequency* dari kejadian karena *risk* adalah kombinasi dari *consequency* dan *probability* atau *frequency*.

Dari *risk* awal yang teridentifikasi tentunya akan di bandingkan dengan *acceptance criteria* yang diinginkan, jika *risk* sudah di bawah *tolerable criteria* maka kegiatan dapat di lakukan namun jika masih di atas *acceptance criteria* maka perlu di lakukan pencegahan/pengurangan resiko sehingga resiko akhir dari kegiatan dapat di terima. Banyak metode untuk melakukan *risk assessment* bisa kualitatif (Penilaian Ahli), semi kuantitatif (Analisa berdasarkan suatu petunjuk), ataupun yang kompleks dengan metode kuantitatif (Probabilitas, Statistik dan Model Matematika) (lihat gambar 2.1).



Gambar 2.1. Model pendekatan dengan menggunakan RBI

Resiko dapat dirumuskan sebagai berikut :

$$\text{Resiko} = \text{Frekuensi} \times \text{Konsekuensi} \dots\dots\dots(2.1)$$

dengan:

Resiko = Kemungkinan terjadinya peristiwa yang dapat merugikan perusahaan (Kamus Besar Bahasa Indonesia). Atau bahaya yang dapat terjadi akibat sebuah proses yang sedang berlangsung atau kejadian yang akan datang.

Frekuensi = Kemungkinan terjadinya peristiwa per satuan waktu, biasanya dalam satu tahun.

Konsekuensi = Seberapa besar tingkat kerusakan yang diakibatkan karena adanya bahaya.

Ada beberapa pendekatan yang dapat digunakan untuk memperhitungkan *risk pipeline*. Secara umum terdapat 3 pendekatan yang banyak digunakan untuk memperhitungan *pipeline risk assessment* dari yang paling sederhana sampai yang paling kompleks, yaitu :

- 1) *Risk Matrix*, Pengambilan keputusan dengan *Matrix rank pipeline* berdasarkan pada kemungkinan dan konsekuensi dari kejadian potensial sebuah kejadian dengan skala yang sederhana, seperti tinggi, medium, atau rendah, atau skala numerical dari 1 sampai 5 sebagai contoh. Masing-masing ancaman ditempatkan pada *cell* dari *matrix* berdasarkan pada kemungkinan dan konsekuensinya. Kejadian dengan kemungkinan dan konsekuensi yang tinggi muncul pada daftar hasil dengan prioritas lebih tinggi.

- 2) *Indexing Models*, Teknik risk *pipeline* yang paling populer saat ini adalah *index model* atau teknik *scoring* yang hampir sama, dalam pendekatan ini nilai *numerical* (skor) diasumsikan pada kondisi dan aktivitas penting pada sistem *pipeline* yang berhubungan terhadap gambaran resiko.

- 3) *Probabilistic Risk Assessment (PRA)*, *Model assessment* paling teliti dan kompleks adalah pemodelan dengan pendekatan umum *probability risk assessment (PRA)*. Teknik ini umumnya digunakan pada industri nuklir, kimia dan penerbangan, pada industri petrokimia dll. PRA adalah teknik matematik dan statistik yang teliti dan sangat bergantung pada historis data kegagalan dan *even tree* atau *fault tree*.

Proses dari analisa resiko ini terdiri dari empat langkah dasar antara lain:

1. Identifikasi Bahaya (*Hazard*).
2. Perkiraan Frekuensi.
3. Perkiraan Konsekuensi.
4. Evaluasi Resiko.

2.2.3.1. Identifikasi Bahaya (*Hazard*)

Hazard adalah suatu keadaan yang bersifat kualitatif yang mempunyai pengaruh terhadap frekuensi kemungkinan terjadinya kerugian ataupun besarnya jumlah dari kerugian yang mungkin terjadi. Sedangkan identifikasi *hazard* adalah proses dalam mengenali bahaya yang mungkin terjadi dengan tanpa melihat hal yang diterima atau tidak diterima yang terjadi. Biasanya kegiatan ini dilakukan oleh orang yang sudah ahli atau sangat berpengalaman sehingga hasilnya akan bagus.

Tabel 2.1. Cacat pada Pipeline dan penyebabnya

Defect Type	Defect Description	Most Likely Causes
"Material Defects": Defect introduced during construction and installation	1. Material defects	Incorrect material selected, incorrect material chosen, construction error / difficulties
	2. Weld defects	Incorrect welding material selected, incorrect welding material chosen, incorrect welding procedures, badly executed weld
"Corrosion": Excessive material Degradation during operations	3. Internal Corrosion	<ul style="list-style-type: none"> • Carbon dioxide (CO₂) corrosion • Hydrogen sulphide (H₂S) cracking, manifesting itself as Hydrogen Pressure Induced Cracking (HPIC), Sulphide Stress Corrosion Cracking (SSCC), Stress Oriented Hydrogen Induced Cracking (SOHIC) • Microbiologically Influenced Corrosion (MIC) • Channelling or grove corrosion typical of liquid or multi phase pipelines can be found in wet gas / condensate pipelines
	4. External Corrosion	Loss of coating
	5. Internal Erosion	Excessive solid particles (sand) in fluid

(lanjutan)

Defect Type	Defect Description	Most Likely Causes
"Impact": External impact causing damage during operations	6. Impact from sinking vessels, unauthorised anchoring	<ul style="list-style-type: none"> • Dropped objects from vessels above the pipeline • Dropped/dragged anchor • Vessel grounding
	7. Impact from 3 rd party excavation	Trenching of (another) pipeline
	8. Fishing activities Trawl board impact	Fishing activities Trawl board impact
	10. Onshore pipeline	leaks/ruptures Excavation, open field burning etc.
"Natural Hazard": Natural hazard causing damage during operations	11. Excessive environmentloading	Combination of current and waves loading and earth quakes/movements making pipeline unstable
"Other": Other defects during operations causing damage	12. Internal overpressure ("spiking")	<ul style="list-style-type: none"> • Operational fault condition (e.g. equipment failure) • Operator error from incorrect control setting or valve operation
	13. Freespan – Offshore	Freespan exceeding maximum allowable span length
	14. On-bottom instability – Offshore	Lateral movements on seabed due to effects of currents and wave-induced loads

2.2.3.2. Perkiraan Frekuensi Kejadian

Setelah bahaya pada sistem atau proses dapat diidentifikasi, langkah berikutnya dalam melakukan penilaian resiko adalah dengan menghitung perkiraan frekuensinya. Sebelum melakukan perhitungan frekuensi, harus disediakan data-data tentang objek yang akan dikaji terlebih dahulu dan salah satu cara yang bisa dipakai untuk menghitung frekuensi ini yaitu dengan *Even Tree Analysis* (ETA). *Event trees* adalah diagram yang menunjukkan semua kejadian yang mungkin terjadi di dalam system (gambar 2.2). Diagram ini diperoleh dengan mengidentifikasi semua komponen di dalam sistem, dan selanjutnya secara berturut-turut dianalisa setiap cabang dari diagram dengan memasukkan peluang sukses dan gagalanya masing-masing komponen dan biasanya digambarkan dengan diagram pohon.



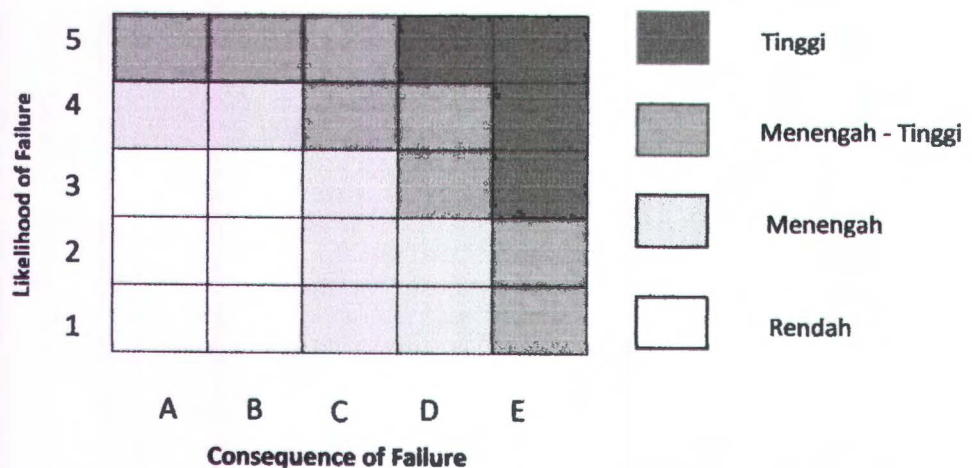
Gambar 2.2. *Event Tree Analysis* pada pemadam kebakaran

2.2.3.3. Perkiraan Konsekuensi

Konsekuensi merupakan bagian yang terpenting dari proses *risk assessment* disamping frekuensi. Dalam melakukan penilaian atau perkiraan konsekuensi bisa dengan cara melakukan perhitungan analitis (matematis). Sebelum melakukan perhitungan perkiraan konsekuensi, harus tersedia terlebih dahulu data-data mengenai objek yang akan dihitung konsekuensinya serta data-data dari objek penyebab resikonya. Contohnya pada aplikasi saluran pipa bawah laut, dilakukan perhitungan mengenai seberapa tingkat kekuatan atau daya tahan pipa terhadap adanya benturan dari luar. Satu hal lagi yang harus diperhatikan dalam menghitung konsekuensi adalah harus memiliki rujukan atau acuan standard yang resmi dan diakui oleh dunia internasional agar hasil analisa menjadi lebih akurat dan dapat menghindari adanya perbedaan pendapat, misalnya DNV, ASME, dan lain sebagainya.

2.2.3.4. Penentuan Resiko Kegagalan dengan *Risk Matrix*

Setelah perkiraan frekuensi dan konsekuensi telah dihitung, selanjutnya dilakukan evaluasi resiko dengan menggunakan *risk matrix* (gambar 2.3). *Risk matrix* sendiri merupakan cerminan dari penggabungan frekuensi dan konsekuensi yang ada, sehingga dapat diketahui tingkat resikonya berada di petak mana pada *risk matrix* tersebut.



Gambar 2.3. Matriks Resiko Metode Semi-Kuantitatif RBI (API RBI 581)

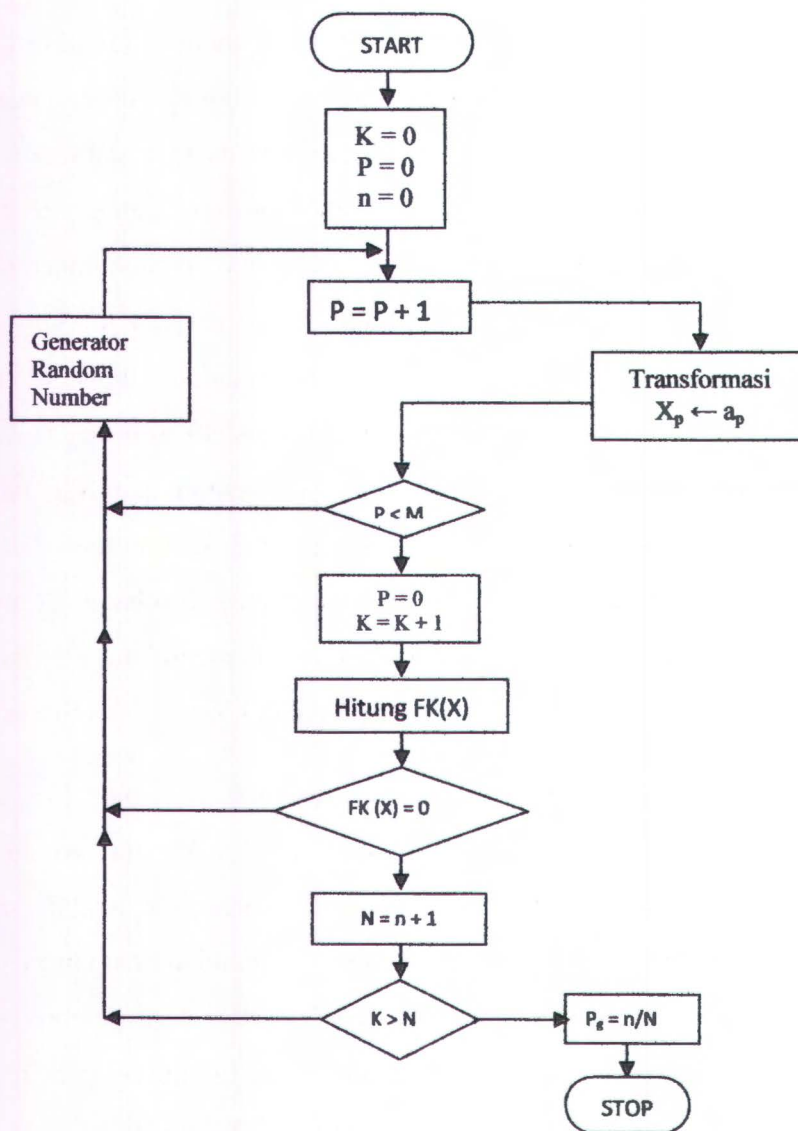
Resiko harus diusahakan agar sekecil mungkin, artinya setelah pengurangan resiko dilakukan, perlu juga dipertimbangkan dari segi biayanya. Diusahakan resiko tetap dapat diterima lalu diikuti dengan biaya yang serendah-rendahnya. Perhitungan pengurangan frekuensi harus diprioritaskan sebelum perhitungan pengurangan konsekuensi.

2.2.4. Simulasi Monte Carlo

Ketika suatu sistem yang sedang dipelajari mengandung variabel atau parameter yang memiliki nilai random, atau mengandung perubah acak maka metode simulasi *Monte Carlo* dapat digunakan untuk memecahkan persoalan ini, suatu set nilai dari tiap-tiap variabel (satu nilai untuk setiap variabel) dari suatu sistem disimulasikan berdasarkan distribusi peluangnya, misalnya berdasarkan fungsi kerapatan peluang tiap-tiap variabel tersebut. Untuk setiap set ini, respon atau kinerja sistem dihitung berdasarkan fungsi kinerja dari sistem tersebut. Perhitungan respon atau kinerja sistem dihitung berdasarkan fungsi deterministik untuk suatu set nilai dari respon atau kinerja sistem tersebut, sehingga pada akhir simulasi akan diperoleh sekumpulan data respon atau kinerja sistem. Sekumpulan data ini dapat dianggap sebagai sampel data, dengan analisa statistik dapat dilakukan untuk menentukan nilai rata-rata, simpangan baku, bahkan distribusi dari respon atau kinerja sistem tersebut.

Unsur pokok yang diperlukan di dalam simulasi *Monte Carlo* adalah sebuah *random number generator* (RNG). Hal ini karena, secara teknis, prinsip dasar metode simultan *Monte Carlo* sebenarnya adalah sampling numerik dengan bantuan RNG, dimana simulasi dilakukan dengan mengambil beberapa sampel dari perubah acak berdasarkan distribusi peluang perubah acak tersebut. Ini berarti, simulasi *Monte Carlo* mensyaratkan bahwa distribusi peluang dari perubah acak yang terlibat di dalam sistem yang sedang dipelajari telah diketahui atau dapat diasumsikan. Sampel yang telah diambil tersebut dipakai sebagai masukan ke dalam persamaan fungsi kinerja $FK(x)$,

dan harga $FK(x)$ kemudian dihitung. Untuk suatu fungsi kinerja tertentu, misalnya setiap kali $FK(x) < 0$ maka sistem/komponen yang ditinjau dianggap gagal. Jika jumlah sampel tersebut adalah N (atau replikasi sejumlah N) maka dapat dicatat kejadian $FK(x) < 0$ sejumlah n kali. Dengan demikian, peluang kegagalan (P_g) sistem/komponen yang sedang ditinjau adalah rasio antara jumlah kejadian gagal dengan sampel atau replikasi, $P_g = n/N$. Diagram alir simulasi *Monte Carlo* dapat dilihat pada gambar berikut:



Gambar 2.4. Algoritma tipikal untuk Simulasi Monte Carlo

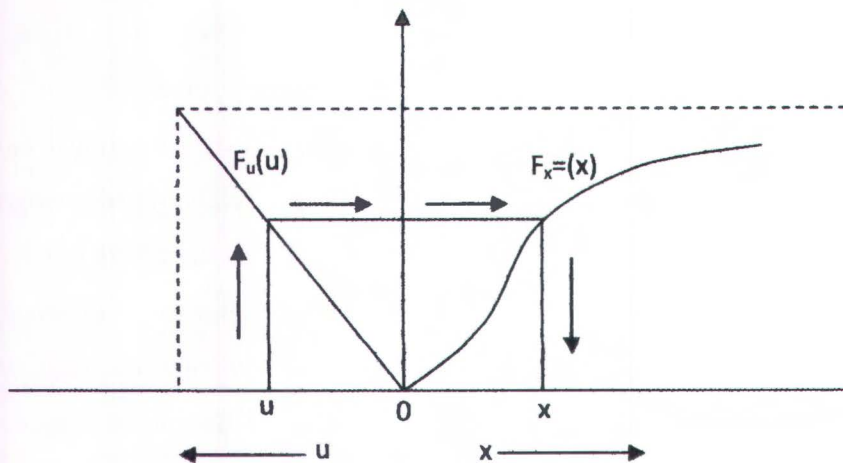
Persoalan utama di dalam simulasi *Monte Carlo* adalah bagaimana mentransformasikan angka acak yang dikeluarkan oleh *random number generator* (RNG) menjadi besaran fisis yang sesuai dengan fungsi kerapatan peluang (*f_{kp}*)-nya. Ini disebabkan karena angka acak yang dikeluarkan oleh RNG memiliki *f_{kp} uniform*, sedangkan perubah dasar dalam $F_X(x)$ seringkali tidak demikian (misal terdistribusi secara normal, lognormal, dan sebagainya). RNG biasanya ada dalam CPU komputer sebagai *built-in computer program* dalam bagian ROM-nya. RNG yang disediakan ini hampir selalu berbentuk *linear congruential generator* yang mengeluarkan suatu deretan bilangan cacah (integer) I_1, I_2, I_3 .

Tranformasi bilangan acak menjadi nilai perubah acak juga dapat dilakukan secara

numerik dengan prosedur intuitif berikut:

1. Untuk X_P dengan fungsi kerapatan peluang yang diketahui *f_{kp}*, bagilah rentang X menjadi I interval yang sama sepanjang dx .
2. Hitung luas tiap pias (ini akan menghasilkan peluang X memiliki harga dalam interval i , yaitu sebesar P_i) dengan mengalikan interval dx dengan tinggi *f_{kp}* pada X_i . Untuk setiap a_p , yang keluar dari RNG, maka a_p diperbandingkan dengan batas interval yang sesuai. Apabila $P_i < a_p < P_{i+1}$, maka a_p "dipahami" (ditransformasikan) sebagai X

Disamping itu, transformasi dari bilangan acak ke nilai perubah acak dapat dilakukan secara analitik berdasarkan fungsi distribusi kumulatif perubah acak tersebut. Oleh karena fungsi distribusi kumulatif (*f_{dk}*) dari suatu perubah acak X merupakan fungsi kontinyu dan monotonik dari X maka nilai $F_X(x)$ dapat dipakai sebagai alat transformasi dari nilai bilangan acak u menjadi nilai perubah acak x , sebagaimana digambarkan pada gambar 2.5.



Gambar 2.5. Hubungan Bilangan Acak yang Mengikuti Distribusi *Uniform* dengan Peubah Acak X yang Memiliki Fungsi Distribusi Kumulatif $F_X(x)$.

Sebagaimana ditunjukkan pada gambar di atas, oleh karena $u = g(x) = F(x)$ merupakan fungsi yang tidak memiliki elemen yang menurun (*non-decreasing function*) maka untuk sembarang nilai u diantara 0 dan 1, fungsi invers $x = \xi(u)$ dapat didefinisikan sebagai nilai x terkecil yang memenuhi persamaan $F_X(x) \geq u$ (berdasarkan definisi kuantil dalam fungsi distribusi kumulatif). Sehingga dapat didefinisikan bahwa nilai bilangan acak diambil sebagai nilai dari kuantil, $u = F_X(x)$, sedemikian sehingga nilai perubah acak dapat ditentukan (setelah fungsi distribusi kumulatifnya dimiliki).

2.2.5. Indeks Keandalan

Cara lain untuk mengukur keandalan adalah dengan cara menggunakan indeks keandalan β , yang didefinisikan sebagai perbandingan antara nilai rata-rata dan nilai simpangan baku dari margin keselamatan, S , yaitu:

$$\beta = \frac{\mu_S}{\sigma_S} \dots\dots\dots(2.2)$$

Jika menggunakan nilai kritis margin keselamatan, $S = 0$, dan jaraknya dengan nilai rata-rata margin keamanan μ_s , maka indeks keandalan ini dapat diinterpretasikan sebagai jumlah kelipatan simpangan baku σ_s pada jarak ini. Artinya, jarak antara $S = 0$ dengan μ_s ini dapat dibagi menjadi beberapa simpangan baku. Semakin panjangnya, relatif terhadap simpangan baku, maka semakin besar indeks keandalannya. Selanjutnya, indeks keandalan juga berbanding terbalik dengan koefisien variasi margin keselamatan, atau dapat dituliskan:

$$\beta = \frac{1}{v_s} \dots\dots\dots(2.3)$$

Untuk menghasilkan ekspresi yang lebih umum atas indeks keandalan, dapat digunakan persamaan yang secara sepintas dibahas pada bagian sebelumnya. Mengingat $\mu_s = \mu_x - \mu_y$ dan $\sigma_s^2 = \sigma_x^2 - 2\rho_{xy}\sigma_x\sigma_y + \sigma_y^2$, maka:

$$\beta = \frac{\mu_x - \mu_y}{\sqrt{\sigma_x^2 - 2\rho_{xy}\sigma_x\sigma_y + \sigma_y^2}} \dots\dots\dots(2.4)$$

Dimana ρ_{XY} adalah koefisien korelasi diantara kapasitas dan beban. Oleh karena itu, indeks keandalan adalah maksimum jika $\rho_{XY} = +1$ dan minimum jika $\rho_{XY} = -1$. Untuk X dan Y terdistribusi normal, maka peluang kegagalan adalah:

$$P_f = 1 - \Phi(\beta) \dots\dots\dots (2.5)$$

Serta,

$$K = \Phi(\beta) \dots\dots\dots(2.6)$$

Persamaan diatas juga dapat digunakan untuk menghitung peluang kegagalan jika diantara X dan Y atau keduanya mengikuti distribusi non-normal. Misalnya, jika kapasitas dan tuntutan atau beban mengikuti distribusi lognormal, maka $\ln(X)$ dan $\ln(Y)$ adalah terdistribusi normal, Persamaan indeks keandalan dalam kasus ini menjadi:

$$\beta = \frac{\ln(m_x/m_y)}{\sqrt{\ln(1+v_x^2)+\ln(1+v_y^2)-2\rho_{xy}\sqrt{\ln(1+v_x^2)\ln(1+v_y^2)}} \dots\dots\dots(2.7)$$

dimana m_x dan m_y masing-masing adalah median dari X dan Y.

2.2.6. Kegagalan Pipeline Berdasarkan Metode Pressure Based

Dalam hal ini peluang kegagalan *pipeline* diformulasikan sebagai fungsi dari tekanan operasional dari pipeline. Yakni, kegagalan terjadi ketika tekanan operasional (*operational pressure*) menjangkau tekanan ledakan (*burst pressure*). Formulasi menurut Penelitian Elsayed. T, dan Bea. R, (1997) adalah :

$$Pf = P (P_o \geq P_B) \dots\dots\dots(2.8)$$

Dengan :

- P_o = tekanan operasional
- P_B = tekanan ledakan

Tekanan ledakan dirumuskan sebagai berikut :

$$P_B = B_{BP} 2 \frac{S_y}{D} (t - d) \dots\dots\dots(2.9)$$

Dengan :

- S_y = kuat luluh minimum material
- D = diameter *pipeline*
- d = maksimum kedalaman korosi
- t = ketebalan *pipeline*
- B_{BP} = faktor bias (*bias factor*)

Asumsi variabel dari persamaan adalah lognormal, indeks keamanan dapat diformulasikan sebagai berikut :

$$\beta = \frac{\ln\left[B_{BP} \cdot 2 \frac{S_y}{P_{OD}}(t-d)\right]}{(\sigma_{\ln P_B}^2 + \sigma_{\ln P_O}^2)^{\frac{1}{2}}} \dots\dots\dots(2.10)$$

Dengan :

$\sigma_{\ln P_B}$ = Standar deviasi logaritmik tekanan ledakan

$\sigma_{\ln P_O}$ = Standar deviasi logaritmik tekanan operasional

Sehingga peluang kegagalan *segment* diperoleh :

$$P_{\text{kegagalan}} = 1 - \Phi(\beta) \dots\dots\dots(2.11)$$

2.2.7. Analisa Konsekuensi Semi-Kuantitatif

Analisis konsekuensi menggunakan pendekatan semi-kuantitatif sebenarnya merupakan bagian dan langkah kedua dari analisis penentuan resiko menggunakan pendekatan *Risk based Inspection*. Analisis konsekuensi pada program RBI dipakai untuk membantu memperingkatkan peralatan yang dianalisis berdasarkan tingkat resikonya. Konsekuensi yang dimaksud pada bagian ini adalah suatu metode sederhana yang dipakai untuk menentukan prioritas tindak lanjut terhadap peralatan berdasarkan hasil inspeksi. Secara umum konsekuensi terlepasnya fluida kerja yang berbahaya, dapat diestimasi berdasarkan tujuh tahap di bawah ini:

1. Menentukan fluida representatif yang terlepas dan sifat-sifatnya.
2. Memilih ukuran lubang kebocoran yang nantinya dipakai untuk mencari luas konsekuensi pada perhitungan resiko.

3. Estimasi jumlah total fluida yang dapat terlepas.
4. Estimasi laju terlepasnya fluida yang paling potensial.
5. Mendefinisikan tipe dari kebocoran untuk menentukan metode yang dipakai dalam pemodelan konsekuensi.
6. Pemilihan fasa final dari fluida yang terlepas (cair atau gas).
7. Evaluasi respon setelah fluida terlepas.

2.2.7.1. Menentukan Fluida Representatif dan Sifat-sifatnya

Pada suatu pabrik proses, sangat sedikit aliran dari fluida kerja yang merupakan fluida atau material murni. Oleh karena itu, dibutuhkan suatu cara untuk menentukan material atau fluida representatif yang nantinya mewakili fluida dalam aliran untuk dipakai ke dalam analisis lebih lanjut. Untuk aliran yang berupa campuran dari beberapa senyawa kimia, material atau fluida representatif ditentukan pertama-tama berdasarkan titik didih normal (NBP) dan berat molekulnya (MW), jika tidak bisa maka dapat menggunakan berat jenis fluida tersebut. Jika nilai-nilai tersebut tidak diketahui, maka sifat campuran dapat dihitung menggunakan persamaan :

$$\text{Property}_{\text{Mix}} = \sum X_i \cdot \text{Property}_i \text{ (sumber : API RBI 581).....(2.12)}$$

Dengan :

X_i : fraksi mol dari komponen

Property_i : NBP, MW, atau Berat Jenis

Analisis konsekuensi untuk senyawa hidrokarbon berdasarkan berat molekulnya dianggap kurang tepat karena untuk senyawa hidrokarbon yang mempunyai berat molekul yang sama, sifat dispersi serta kalor pembakarannya akan sama. Hal ini berlaku untuk rantai alkana lurus dan kurang bisa diterapkan untuk senyawa hidrokarbon sejenis aromatik.

2.2.7.2. Pemilihan Ukuran Lubang Kebocoran

Metode RBI menggunakan definisi yang tetap tentang ukuran lubang kebocoran. Pendekatan seperti ini dilakukan dengan pertimbangan bahwa jika ukuran lubang telah didefinisikan terlebih dahulu dan ukurannya tetap, maka akan dapat diketahui kemampuan reduksi fluida kerja yang ada dalam peralatan yang dianalisis serta dapat menjaga konsistensi untuk analisis lebih lanjut. RBI menggunakan empat ukuran lubang, yaitu kecil, sedang, besar, dan kondisi pecah. Spesifikasi ukuran lubang menurut RBI lebih lanjut dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 2.2. Ukuran Lubang dan Harga Representatifnya

Ukuran Lubang	Range (in.)	Harga Representatif (in.)
Kecil Sedang	0 – ¼	¼
Besar Pecah	¼ - 2	1
Kecil Sedang	2 – 6	4
Besar Pecah	> 6	Sesuai dengan diameter peralatan

Berdasarkan jenis peralatan yang dianalisis, maka keempat ukuran lubang tersebut tidak semuanya dipakai. Ukuran lubang yang dipakai dalam analisis berdasarkan masing-masing peralatan adalah sebagai berikut:

1. Sistem pipa

Untuk sistem pipa, RBI memakai standar keempat ukuran lubang di atas dengan batasan ukuran lubang kebocoran yang terjadi pada kasus sebenarnya dan diameter pipa itu sendiri. Sebagai contoh, untuk pipa dengan diameter 1 in. maka hanya dipakai dua ukuran

lubang untuk analisisnya yaitu $\frac{1}{4}$ in. dan pecah karena ukuran kebocoran terbesar yang mungkin adalah 1 in.

2. Bejana tekan

Untuk peralatan jenis bejana tekan, RBI menggunakan asumsi untuk memakai analisis keempat ukuran lubang di atas apapun ukuran dan jenis bejana tekan yang dipakai. Jenis bejana tekan yang masuk dalam kategori ini adalah:

- Bejana tekan standar, misalnya: drum, akumulator, dan reaktor.
- Filter.
- Kolom, contohnya: kolom distilasi, kolom penyerap, kolom pemisah, dll
- Bagian *shell* dari penukar panas.
- Bagian *tube* dari penukar panas.
- *Fin/Fan Coolers*.

3. Pompa

Untuk peralatan jenis pompa dan peralatan lainnya yang termasuk ke dalam jenis *rotating equipment*, analisis kegagalan yang terjadi menurut metode RBI hanya sebatas pada *casing* atau cangkangnya saja. Metode RBI menggunakan tiga ukuran lubang, yaitu $\frac{1}{4}$, 1, dan 4 in. Keadaan pecah tidak dimodelkan dalam analisis penentuan ukuran lubang kebocoran pada *casing* pompa. Hal ini didasarkan pada data sejarah kegagalan pada *casing* pompa.

4. Kompresor

Sama halnya dengan pompa, analisis kegagalan pada kompresor hanya dilakukan pada *casing* atau cangkangnya saja. Metode RBI menggunakan dua ukuran lubang kebocoran, yaitu 1 dan 4 in. (atau diameter bagian hisap untuk diameter yang lebih kecil). Pemilihan

dua ukuran kebocoran tersebut didasarkan pada data sejarah kegagalan yang pernah terjadi.

5. Tangki penyimpanan

Tangki penyimpanan merupakan peralatan yang unik jika dilihat dari sudut pandang pemilihan lubang kebocoran. Bagian lantai dari tangki penyimpanan peluang telah mengalami kebocoran untuk waktu yang lama sebelum dapat dideteksi. Hal tersebut dapat terjadi karena adanya kontaminasi dari bagian bawah tangki itu sendiri. Oleh karena itu, ukuran lubang kebocoran dari tangki penyimpanan dapat diasumsikan sebagai berikut:

- Lubang dengan ukuran $\frac{1}{4}$, 1, dan 4 in. untuk bagian atas-bawah dari tangki penyimpanan.
- Ukuran pecah untuk bagian dinding dan bagian lantai dari tangki penyimpanan.
- Ukuran kebocoran $\frac{1}{4}$ dan 1 in. pada bagian lantai untuk tangki penyimpan udara.

2.2.7.3. Estimasi Jumlah Total Fluida yang Dapat Terlepas

Metode RBI menggunakan acuan batas atas untuk jumlah fluida yang dapat terlepas dari sebuah peralatan yang dianalisis. Pendekatan RBI secara semi-kuantitatif tidak menggunakan model fluida secara hidrolis dan detail untuk menentukan jumlah terbesar fluida yang dapat terlepas, tetapi menggunakan metode yang lebih sederhana yang secara pasti dapat memperkirakan jumlah fluida terbesar yang dapat terlepas. Analisis jumlah terbesar fluida yang dapat terlepas dipengaruhi juga oleh susunan peralatan yang tersambung dengan jenis peralatan lain yang dalam RBI disebut dengan kelompok peralatan (*inventory group*). Prosedur untuk mengestimasi jumlah massa fluida yang dapat keluar adalah nilai terkecil dari:

1. Massa total yang dapat ditampung oleh peralatan yang dianalisis dan ditambah dengan massa fluida yang mengalir selama tiga menit dari kelompok peralatan (*inventory group*).
2. Massa total dari fluida yang terdapat dalam kelompok peralatan (*inventory group*).

Estimasi jumlah terbesar fluida yang terlepas untuk setiap peralatan yang dianalisis berdasarkan beberapa kriteria, yaitu:

1. Jumlah atau jenis peralatan

Jumlah fluida yang dapat terlepas berdasarkan jenis peralatan yang dianalisis dan persentasenya dapat dilihat pada tabel di bawah ini:

Tabel 2.3. Jumlah Fluida yang Dapat Terlepas Berdasarkan Jenis Peralatan

Jenis Peralatan Persen	Volume
Kolom (Fluida Cair)	50% dari setiap fluida yang ada
<i>Tray Columns</i> , terdiri atas :	
Bagian Atas	50% uap
Bagian Bawah	50% cairan
<i>Knock-outs Pots</i> dan Pengering	10% cairan
<i>Accumulators</i> dan Drum	50% cairan
<i>Separators</i> (Pemisah)	50% dari volume tiap fluida yang ada atau fasa yang terjadi
Pompa dan Kompresor	Diabaikan
Penukar Panas	50% dari bagian <i>shell</i> 25% dari bagian <i>tube</i>
Tungku	50% cairan atau uap dalam <i>tube</i>
Sistem Pipa	100% total

2. Sistem cair

Untuk analisis berdasarkan sistem cair, peralatan yang dianalisis dikelompokkan berdasarkan kesamaan konsekuensi yang ditanggung, contohnya: bagian bawah dari kolom distilasi dan pipa penghubung, atau tangki penyimpanan dan pipa keluaran, dan sebagainya.

3. Sistem uap

Untuk analisis berdasarkan sistem uap, beberapa peralatan yang biasanya dikelompokkan dalam sistem uap termasuk:

- Bagian atas dari kolom distilasi, bagian atas kondensor, serta pipa yang menghubungkannya.
- Lubang ventilasi dan saluran keluar.

4. Sistem dua fasa

Untuk sistem dua fasa, pada umumnya diasumsikan jenis fluida yang keluar adalah fluida cair dan kebocoran yang terjadi biasanya pada bagian bawah dari peralatan yang dianalisis. Dapat juga menggunakan metoda yang lebih konservatif, yaitu jika peralatan yang dianalisis fluida kerja mayoritasnya adalah cairan, maka ditentukan jumlah dari fluida cair yang dapat terlepas. Sebaliknya, jika fluida kerjanya adalah gas atau uap, maka dapat ditentukan juga jumlah uap atau gas yang dapat terlepas setelah dikurangi porsi dari fluida cair.

2.2.7.4. Estimasi Laju Kebocoran

Metode RBI menggunakan dua tipe kebocoran yang terjadi, yaitu:

- (a) Kebocoran secara cepat atau seketika.
- (b) Kebocoran yang lebih lambat atau kontinyu.

Kebocoran secara seketika merupakan tipe kebocoran yang terjadi sangat cepat, dimana fluida yang terlepas akan membentuk “awan” jika itu

gas atau genangan jika itu cairan. Sedangkan kebocoran kontinyu merupakan tipe kebocoran yang memerlukan waktu yang lebih lama daripada kebocoran seketika, di mana fluida yang terlepas akan berbentuk elips (masih tergantung pada kondisi lingkungan sekitar). Laju kebocoran suatu fluida sangat bergantung pada sifat fisik material atau fluida yang bersangkutan, fasa awal fluida, dan kondisi proses yang dialami. Untuk memilih jenis persamaan yang dipakai dalam menghitung laju kebocoran, dapat dipakai dua parameter utama yaitu fasa fluida kerja saat berada didalam peralatan yang diamati dan fasa keluarnya (sonik atau sub-sonik).

Informasi tentang fasa awal fluida kerja dibutuhkan untuk menentukan fasa apa yang bakal terbentuk ketika fluida kerja tersebut terlepas ke atmosfer. Untuk sistem dua fasa, beberapa asumsi dapat dipakai untuk menentukan fasa awal dari fluida dua fasa tersebut, tetapi akan lebih baik jika diasumsikan fasa awal dari fluida kerjanya adalah fasa cair. Beberapa persamaan yang dapat dipakai untuk menentukan laju aliran fluida yang terlepas, antara lain adalah :

1) Persamaan untuk menghitung laju terlepasnya fluida cair

$$Q_L = C_d A \sqrt{2 \cdot \rho \cdot DP \cdot \frac{g_c}{144}} \quad (\text{sumber : API RBI 581}) \dots\dots (2.13)$$

Dengan:

- Q_L = Laju keluarnya fluida cair (lb/s)
- C_d = Koefisien keluaran (0,60 – 0,64)
- A = Luas penampang lubang kebocoran (in²)
- DP = Perbedaan tekanan antara hulu dan atmosfer (psig)
- ρ = Berat jenis fluida (lb/ft³)
- g_c = Faktor konversi untuk merubah lb_f ke lb_m
(32,2 lbm-ft/lb_f-s²)

2) Persamaan untuk menghitung laju terlepasnya fluida gas

Untuk fluida gas, terdapat dua jenis laju terlepasnya fluida yaitu sonik untuk tekanan internal yang tinggi dan sub-sonik untuk

tekanan yang lebih rendah. Tahap pertama dalam menghitung laju keluarnya fluida gas adalah menentukan tipe pelepasannya (sonik atau sub-sonik). Persamaan di bawah ini akan menjadi acuan dalam menentukan tipe terlepasnya fluida gas.

$$P_{trans} = P_a \left(\frac{K+1}{2} \right)^{\frac{K}{K+1}} \quad (\text{sumber : API RBI 581}) \dots\dots(2.14)$$

Dengan:

- P_{trans} = Tekanan Transisi (psia)
- P_a = Tekanan Atmosfer (psia)
- K = C_p/C_v
- C_p = Kapasitas panas ideal pada tekanan konstan (Btu/lbmol.°F)
- C_v = Kapasitas panas ideal pada volume konstan (Btu/lbmol.°F)

Jika tekanan yang diamati lebih besar daripada P_{trans} maka tipe pelepasan fluida yang terjadi adalah sonik. Sebaliknya jika tekanan yang diamati lebih kecil daripada P_{trans} maka tipe pelepasan fluida yang terjadi adalah sub-sonik.

❖ Persamaan laju terlepasnya fluida gas (sonik)

$$W_g(\text{sonik}) = C_d \cdot A \cdot P \cdot \sqrt{\left(\frac{KM}{RT} \right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2}{K+1} \right)^{\frac{K+1}{K-1}}} \dots\dots(2.15)$$

(sumber : API RBI 581)

Dengan:

- $W_g(\text{sonik})$ = Laju terlepasnya fluida gas (lb/ s)
- C_d = Koefisien keluaran (0,85 – 1)

A = Luas penampang lubang kebocoran (in^2)

P = Tekanan hulu (psi)

M = Massa molekul (lb / lbmol)

R = Konstanta gas universal ($10,73 \text{ ft}^3 \cdot \text{psia} / \text{lbmol} \cdot ^\circ\text{R}$)

T = Temperatur hulu ($^\circ\text{R}$)

❖ Persamaan laju terlepasnya fluida gas (sub-sonik)

$$W_g(\text{sub} - \text{sonik}) = C_d \cdot A \cdot P \cdot \sqrt{\left(\frac{M}{RT}\right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2K}{K-1}\right) \left(\frac{P_a}{P}\right)^{\frac{2}{K}} \left[1 - \left(\frac{P_a}{P}\right)^{\frac{K-1}{K}}\right]} \quad (2.16)$$

(sumber : API RBI 581)

Dengan:

$$W_g(\text{sub} - \text{sonik}) = \text{Laju terlepasnya fluida gas (lb/ s)}$$

2.2.7.5. Menentukan Tipe Kebocoran

Beberapa metode dipakai untuk menghitung efek dari terlepasnya fluida baik itu secara seketika atau kontinyu. Oleh karena itu penting untuk menentukan tipe pelepasan fluida (seketika atau kontinyu). Kriteria yang dipakai oleh metode RBI mengacu pada catatan kegagalan yang pernah terjadi disebabkan oleh kebakaran dan ledakan. Suatu jenis kebocoran dikatakan termasuk ke dalam jenis kebocoran seketika adalah jika fluida kerjanya dapat keluar semuanya dalam waktu yang cukup singkat (3 menit) atau dalam waktu 3 menit tersebut dapat membebaskan sekitar 10000 lb fluida kerja yang ada dalam peralatan yang dianalisis. Secara sistematis penentuan tipe terlepasnya fluida adalah sebagai berikut:

- (a) Semua kebocoran yang lubang kebocorannya termasuk ke dalam kriteria "kecil" atau berukuran $\frac{1}{4}$ in., dikelompokkan ke dalam kebocoran dengan tipe kebocoran kontinyu.

- (b) Jika kebocoran yang terjadi mengakibatkan terlepasnya fluida sejumlah 10000 lb dalam waktu tiga menit, maka kebocoran yang terjadi dapat dikategorikan ke dalam kebocoran seketika.
- (c) Semua tipe terlepasnya fluida kerja yang lambat (memerlukan waktu yang relatif lama), tergolong kebocoran kontinyu.

2.2.7.6. Penentuan Fase Fluida Setelah Terlepas

Karakteristik dispersi dari fluida yang terlepas sangat bergantung pada fase fluida tersebut jika dilepas ke lingkungan. Jika tidak terjadi perubahan antara fase setelah terlepas ke lingkungan dan fase pada saat kondisi operasi, maka fase yang dipakai dalam analisis adalah fase awal fluida tersebut. Untuk lebih memudahkan dalam menentukan fase fluida saat terlepas ke lingkungan, dapat dilihat tabel penentuan fase fluida di bawah ini:

Tabel 2.4. Penentuan Fase Fluida Setelah Terlepas

Fase fluida saat kondisi <i>steady state</i> (Kondisi Operasi)	Fase fluida saat kondisi <i>steady state</i> (Kondisi Lingkungan)	Fase final fluida yang terlepas
Gas	Gas	Dimodelkan sebagai gas
Gas	Cair	Dimodelkan sebagai gas
Cair	Gas	Dimodelkan sebagai gas kecuali titik didih fluida pada keadaan lingkungan di atas 80°F
Cair	Cair	Dimodelkan sebagai cair

2.2.7.7. Evaluasi Respon Setelah Kebocoran

Proses evaluasi respon setelah kebocoran adalah tahap terakhir dalam analisis konsekuensi. Pada tahap ini akan dievaluasi berbagai macam sistem mitigasi yang nantinya akan dilakukan untuk mengeliminasi

konsekuensi. Evaluasi respon setelah kebocoran dapat dilakukan melalui empat tahap, yaitu :

1) Pendekatan dalam evaluasi respon setelah kebocoran.

Dua parameter kunci yang ditentukan pada tahap ini adalah durasi kebocoran dan eliminasi proses penjalaran material atau fluida yang berbahaya. Durasi kebocoran merupakan faktor yang paling penting dalam evaluasi konsekuensi pada kasus terlepasnya material atau fluida beracun serta terganggunya eksistensi lingkungan. Material atau fluida yang bersifat mudah terbakar jika terlepas, akan cepat untuk mencapai konsentrasi stabil. Oleh karena itu, durasi kebocoran tidak berpengaruh secara signifikan untuk konsekuensi terlepasnya material atau fluida yang bersifat mudah terbakar. Untuk resiko terhadap interupsi di bidang ekonomi yang secara tidak langsung dipengaruhi oleh faktor-faktor pada resiko terlepasnya material atau fluida yang bersifat mudah terbakar, maka durasi dari terlepasnya fluida kerja juga tidak berpengaruh secara signifikan. Dengan adanya beberapa alasan di atas, maka pendekatan yang dilakukan untuk menentukan konsekuensi dan cara mengatasinya untuk setiap jenis resiko menurut RBI adalah sebagai berikut :

- (a) Untuk kebocoran material atau fluida yang mudah terbakar, pada umumnya dipakai katup isolasi yang berfungsi untuk mereduksi laju kebocoran yang terjadi.
- (b) Untuk kebocoran material atau fluida yang bersifat racun, diperlukan data dan informasi mengenai durasi kebocoran yang terjadi. Dengan diketahuinya durasi kebocoran yang terjadi, maka dapat ditentukan jenis mitigasi yang tepat untuk mereduksi konsekuensi akibat kejadian tersebut.
- (c) Untuk konsekuensi pada lingkungan sekitar akibat kejadian terlepasnya material atau fluida yang berbahaya, proses mitigasinya dapat dilakukan dengan dua cara. Cara yang pertama adalah memberikan batas fisik agar material atau

fluida yang berbahaya tersebut tidak sampai menyebar keluar dari pabrik. Cara yang kedua adalah dengan cara sistem deteksi dan isolasi selama masa kebocoran terjadi.

2) Memperkirakan respon sistem setelah kebocoran.

Seluruh jenis pabrik yang bergerak dalam industri proses petrokimia, pasti mempunyai sistem mitigasi yang bervariasi untuk mendeteksi, mengisolasi, dan mengeliminasi efek dari terlepasnya material atau fluida yang berbahaya. Dalam metode RBI, sistem mitigasi terbagi atas:

- (a) Sistem mitigasi yang dapat mendeteksi dan mengisolasi kebocoran yang terjadi.
- (b) Sistem mitigasi yang diterapkan secara langsung pada material atau fluida yang berbahaya untuk mengeliminasi konsekuensi yang terjadi.

3) Memperkirakan sistem deteksi dan isolasi.

Sistem deteksi dan isolasi dalam metode RBI dapat ditentukan dengan dua langkah, yaitu:

- (a) Menentukan tingkat atau klasifikasi sistem deteksi dan isolasi yang dipakai.
- (b) Menentukan efek dari sistem deteksi dan isolasi setelah dipakai menanggulangi konsekuensi yang terjadi.

4) Memperkirakan aplikasi sistem mitigasi yang dipakai.

Penentuan jenis sistem mitigasi ditentukan secara terpisah untuk tiap peralatan disesuaikan dengan konsekuensi yang terjadi.

2.2.8. Index Sum

Index sum ditentukan dengan menjumlahkan *third party damage index*, *corrosion index* dan *incorrect operational index*. Ini berarti bahwa semakin tinggi skor, sistem perpipaan akan semakin aman. Beberapa asumsi yang dibuat pada saat perencanaan resiko sistem perpipaan adalah:

1. Perencanaan berdasarkan pada data yang sudah tersedia.
2. Sistem perpipaan dianggap baru, karena fasilitas ini belum dioperasikan dan data operasionalnya belum tersedia. *Assessment* ini untuk menentukan :
 - *Third party damage Index*
 - *Corrosion index*.
 - *Design index*.
 - *Incorrect operation index*.

2.2.8.1. *Third party damage Index*.

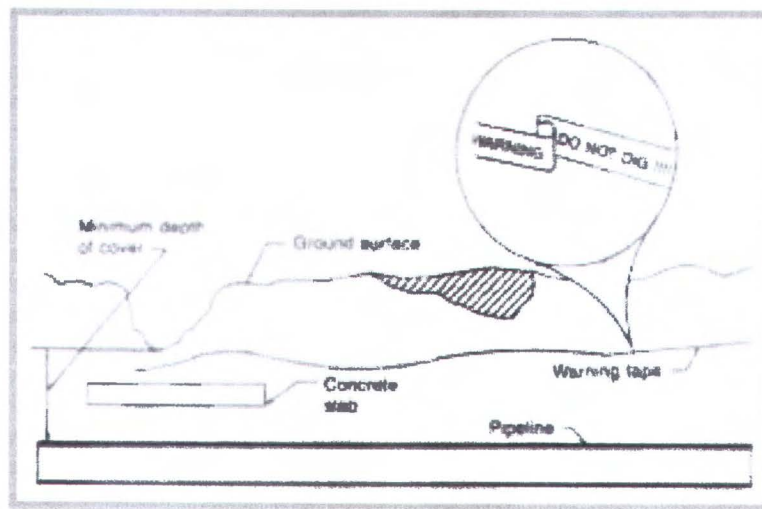
Operator *pipeline* biasanya mengambil beberapa langkah untuk mengurangi kemungkinan kerusakan fasilitas yang disebabkan oleh hal lain yang tidak berhubungan dengan *pipeline (Third party damage)*. Penjabaran langkah mitigasi tergantung bagaimana sistem mengalami kerusakan dan seberapa sering kemungkinan terjadi kerusakan. Hal-hal yang diperhitungkan untuk potensi *Third party damage* adalah sebagai berikut:

1) **Kedalaman minimum cover**

Minimum *depth cover* adalah jumlah tanah, atau lapisan yang menutup *pipeline* yang melindungi pipa dari aktivitas *third party* (lihat gambar 2.4). Suatu perencanaan atau rumus sederhana dapat dikembangkan untuk menetapkan nilai batas berdasarkan kedalaman

permukaan. Hal –hal yang perlu diperhatikan adalah:

- (a) Tanah penutup.
- (b) Jenis tanah (batu, tanah lempung, pasir, dll).
- (c) Jenis *pavement* (*asphalt, concrete, dll*).
- (d) *Warning tape* (pita peringatan).
- (e) Kedalaman air.



Gambar 2.6. *Minimum depth of cover*

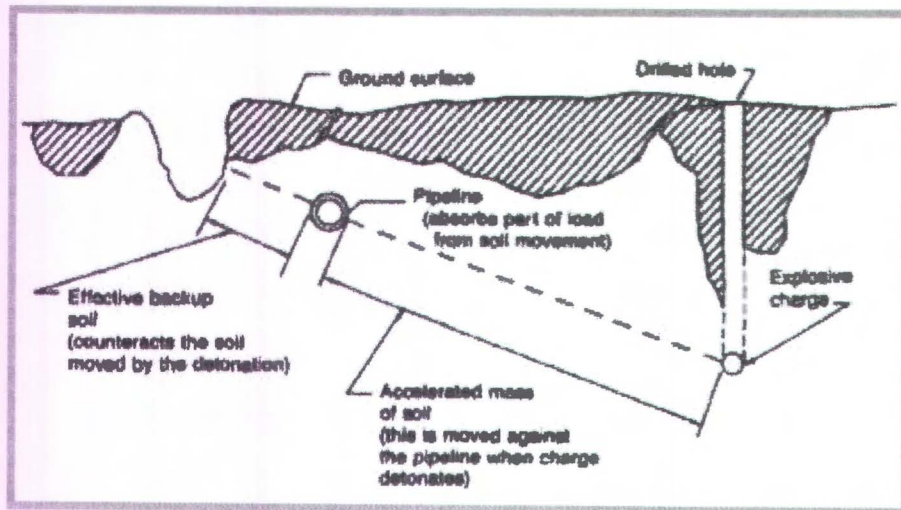
2) Tingkat aktivitas

Dasar *risk assessment* adalah *the area of opportunity*. Untuk analisa yang berpotensi terhadap *third party damage, the area of opportunity* mempunyai pengaruh yang kuat terhadap aktivitas di sekitar *pipeline* (lihat gambar 2.5). Hal lain yang perlu dipertimbangkan di daerah dekat *rail system* dan di dekat area yang sibuk, khususnya daerah yang dilalui kereta api, truk atau kendaraan yang berkecepatan tinggi.

Pada beberapa area, gangguan binatang adalah hal yang biasa. Binatang besar dapat mengganggu instrumen dan lapisan pipa. *Activity level item* secara normal adalah variabel resiko yang berubah

setiap waktu, namun secara relatif tidak terjadi perubahan pada operator *pipeline*. Relokasi biasanya hanya berarti operator *pipeline* merubah variabel ini dan relokasi yang tidak normal suatu pilihan mitigasi resiko yang rutin. Hal yang berkaitan dengan tingkat aktivitas adalah:

- (a) Kepadatan penduduk
- (b) *Stability of area (construction, renovation, dll)*
- (c) Adanya utilities lainnya yang ditimbun
- (d) Jangkar, dan pengerukan.

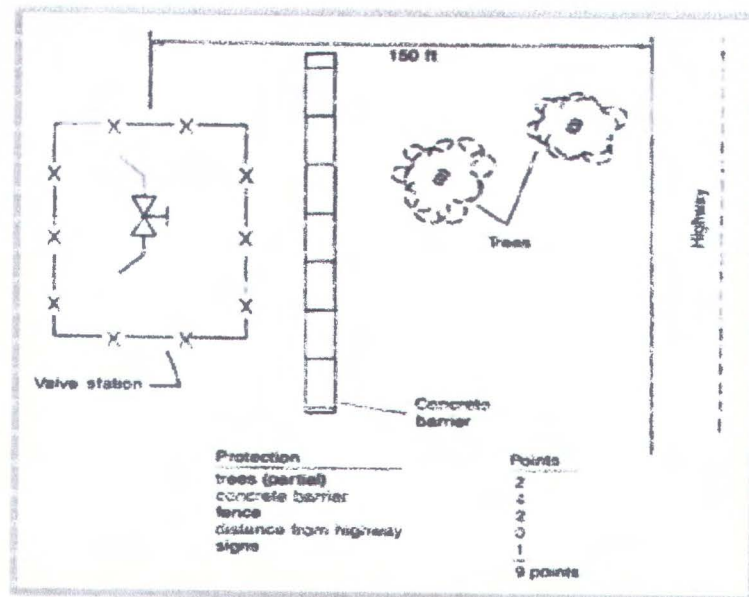


Gambar 2.7. Aktivitas seismograph dekat jalur pipa (*pipeline*)

3) Fasilitas di atas permukaan tanah (*Aboveground Facilities*)

Komponen *pipeline* diatas tanah mempunyai tipe yang berbeda pada *third party damage*. Komponen di atas permukaan tanah tidak mungkin berubah lokasinya karena biasanya terletak pada daerah sentral ekonomi (lihat gambar 2.6). Kombinasi dari aspek yang bisa berubah dan tidak bisa berubah disebut variabel resiko, tetapi yang diakui bahwa pengurangan (mitigasi) ancaman lebih beresiko daripada ancaman yang belum ada.

- (a) Tidak terdapat fasilitas di atas tanah.
- (b) Terdapat fasilitas di atas tanah.
- Fasilitas lebih dari 200 ft dari jalur kendaraan.
 - Area dikelilingi dengan pagar setinggi 6 kaki.
 - Pagar pelindung (4 inchi pipa baja atau yang lebih baik).
 - Pepohonan (diameter 12 inch), pagar atau bangunan dari bahan yang lain) antara kendaraan dan fasilitas.
 - Parit (minimal kedalaman 4 ft) antara kendaraan dan fasilitas.
 - Papan petunjuk (peringatan, tidak boleh melintas, bahaya dll.)



Gambar 2.8. Perlindungan *pipeline* terhadap fasilitas di atasnya

4) *Line Locating*

Line locating program adalah proses untuk mengidentifikasi lokasi yang tepat untuk memendam *pipeline* dari ancaman kerusakan

dari pihak ketiga.

Keefektifan *one call system* tergantung beberapa faktor :

1. Keefektifan
2. Bukti catatan efisiensi dan keandalan.
3. Pengiklanan media massa dan dikenal baik oleh masyarakat umum.
4. Memenuhi standar ulcca.
5. Tanggapan yang tepat untuk panggilan (call)
6. Peta dan catatan.

5) *Public Education Program*

Program pendidikan umum berperan signifikan pada pengurangan *third party damage* (kerusakan dari pihak ketiga) di *pipeline*. Sebagian besar *third party damage* tidak disengaja dan tidak tampak. Beberapa karakteristik dan seberapa efektif program pendidikan umum ditunjukkan pada *list* di bawah ini :

- (a) Metode yang digunakan (surat, *door-to-door*, *advertisements*, dll)
- (b) Frekuensi

6) *Right of way Condition*

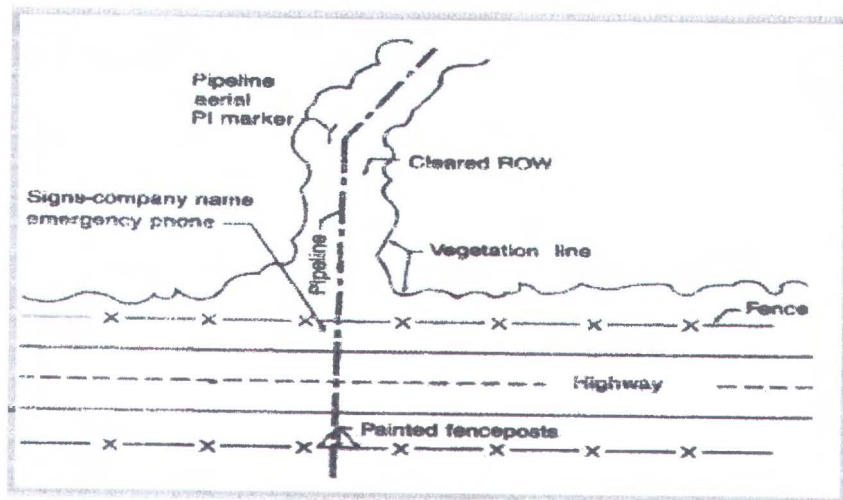
Item ini adalah penilaian yang mudah dikenali dan diperiksa pada *pipeline*. ROW mampu mengurangi kerentanan terhadap ancaman *third party* dalam membantu deteksi kebocoran (lihat gambar 2.7).

Berikut ini penilaian pada ROW :

- (a) **Sangat baik**, rute ROW yang bersih dan tidak berbelit-belit yang diindikasikan dengan jelas.
- (b) **Baik**, rute yang bersih (tidak ada alang-alang yang menghalangi pemandangan sepanjang ROW dari *ground level*

atau di atasnya).

- (c) **Rata - rata**, ROW tidak seragam, lebih banyak marka diperlukan untuk identifikasi yang jelas pada jalan, rel dan jembatan.
- (d) **Di bawah rata - rata**, ROW tertutupi tanaman pada beberapa tempat, tanah tidak selalu terlihat dari udara atau penglihatan tidak jelas dari ROW dari ground level, *pipeline* ROW yang tidak dapat dibedakan pada beberapa tempat, marker yang sedikit.
- (e) **Buruk**, Tidak bisa dibedakan sebagai pipeline ROW karena tidak ada marker.



Gambar 2.9. *ROW condition*

7) Frekuensi pemeriksaan

Pemeriksaan *pipeline* secara rutin sangat efektif untuk menjamin pengurangan gangguan third party damage. Frekuensi dan keefektifan pemeriksaan harus dipertimbangkan pada penilaian *patrol value*.

Pemeriksaan harus menunjukkan fakta aktivitas yang terjadi pada



saluran atau gerakan tanah. Fakta biasanya menampilkan setelah beberapa hari aktivitas pengangkutan dan inspeksi *pipeline*. Hal-hal yang harus dipertimbangkan adalah:

- (a) Frekuensi pemeriksaan di darat.
- (b) Keefektivan pemeriksaan di darat.
- (c) Frekuensi pemeriksaan di udara.
- (d) Keefektivan pemeriksaan di udara.

2.2.8.2. Indeks Korosi (*Corrosion Index*).

Potensi kegagalan pada *pipeline* yang disebabkan oleh korosi mungkin menjadi bahaya yang paling umum pada *pipeline* berbahan baja. Korosi terutama difokuskan pada kehilangan metal dari pipa. Material pipa dapat mengikis bagian dalam ketika mentransportasikan produk yang tidak sesuai. Semua kemungkinan ini dapat dipertimbangkan pada indeks ini.

Sama halnya dengan model kegagalan yang lain. Indeks korosi dapat dilakukan dengan evaluasi terhadap penyebab terjadi korosi dengan mengikuti beberapa langkah logis berikut :

- (a) Mengidentifikasi jenis korosi yang mungkin terjadi.
- (b) Mengidentifikasi kerapuhan dari material pipa.
- (c) Mengevaluasi perhitungan pencegahan korosi yang digunakan pada semua lokasi.

Beberapa jenis *human error* dapat menambah resiko korosi. Seperti, pemilihan material yang tidak tepat dengan lingkungan, penempatan material satu sama lain yang tidak sesuai, dapat menyebabkan korosi yang lebih parah. Ini termasuk *joining material* seperti baut, paking dan pengelasan. Proses pengelasan harus dipilih berdasarkan potensi korosi. Secara umum, terdapat empat bahan yang dibutuhkan untuk mengetahui perkembangan korosi metalik, yaitu : katoda, anoda, hubungan elektrik antara keduanya, dan elektrolit.

1) *Atmospheric Corrosion*

Korosi atmosferik adalah korosi yang berhubungan dengan atmosfer yang terjadi karena adanya perubahan kimia pada material pipa akibat berinteraksi dengan atmosfer. Biasanya hal ini disebabkan karena adanya oksidasi pada besi.

Skema evaluasi yang mungkin pada korosi atmosferik yaitu: exposure, lingkungan, *coating*, kekuatan, kondisi, visual inspeksi, NDT, DT.

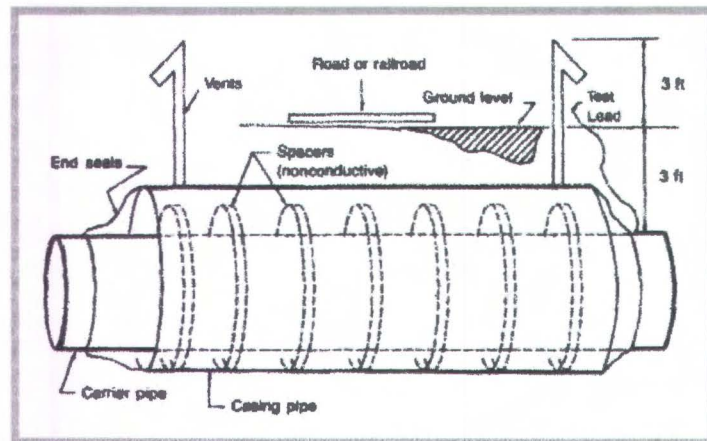
(a) *Atmospheric Exposure*, Evaluator harus menentukan resiko terbesar terhadap korosi atmosferik menurut letak pipeline. Daftar semua atmosferik adalah: udara, air, *casing*, insulasi, pendukung, *ground*, *exposure*.

(b) *Atmospheric type*, Beberapa karakteristik atmosfer dapat mempertinggi atau mempercepat korosi dengan proses oksidasi. Berikut ini adalah contoh daftar dengan beberapa kategori atmosfer yang berbeda, dirangking dari yang paling berbahaya sampai yang paling aman :

- ❖ Kimia dan *marine*.
- ❖ Kimia dan kelembaban yang tinggi.
- ❖ Marin, rawa, pantai.
- ❖ Kelembaban dan temperatur tinggi.
- ❖ Kimia dan kelembaban yang rendah.
- ❖ Kelembaban dan temperatur rendah.
- ❖ Tidak ada pencahayaan.

(c) *Atmospheric Coating*, Umumnya pencegahan korosi atmosferik adalah dengan isolasi terhadap logam dari gangguan lingkungan (lihat gambar 2.8). Hal ini biasanya dilakukan dengan *coating*.

Coating termasuk pengecatan, pembungkusan, aspal, dan *coating* khusus pada komponen di atas permukaan pengecatan adalah teknik yang paling umum dilakukan.



Gambar 2.10. Tipe instalasi casing

2) *Internal corrosion*

Pada bagian ini, penilaian dilakukan berdasarkan pada korosi internal. Internal korosi adalah hilangnya dinding pipa atau kerusakan yang disebabkan adanya reaksi antara dinding pipa bagian dalam dengan produk yang diangkut. Gas alam (*methane*) tidak membahayakan baja, tetapi air asin dan kotoran yang lainnya dapat meningkatkan korosi. Beberapa bahan yang terdapat pada gas alam yang dapat meningkatkan korosi adalah CO₂, klorida, H₂S, organic acid, oksigen, *free water*, benda padat atau endapan.

(a) *Product Corrossivity*, Bahaya terbesar yang terdapat pada sistem ini adalah dimana sifat produk tidak sesuai dengan material pipa. Ancaman lainnya yang muncul ketika kotoran bersifat korosif terhadap produk yang diangkut. Terdapat dua skenario yang dapat dilakukan untuk proses perhitungan kemudian dikombinasikan

untuk penilaian terhadap produk *corrosivity* :

Product corrossivity = (karakteristik aliran air + keadaan yang mengganggu).

- (b) **Tindakan pencegahan**, Tindakan preventif secara ekonomi sangat menguntungkan untuk mentransportasikan bahan yang korosif terhadap pipa. Penilaian terhadap produk yang bersifat korosif dapat dilakukan dengan memeriksa dan mengevaluasi tindakan mitigasi dengan menggunakan internal korosi.

3) *Subsurface corrosion*

Bagian ini membahas material metalik pipa yang ditimbun. Beberapa mekanisme korosi dapat terjadi pada kasus pipa metal yang ditimbun. Situasi ini lebih susah dibandingkan aktivitas korosi yang secara normal dapat disimpulkan berdasarkan fakta yang tidak langsung; observasi langsung menjadi pilihan yang agak terbatas. Hal-hal yang berkaitan dengan bagian ini adalah:

- (a) *Subsurface Environment*.
- (b) Perlindungan katodik.
- (c) *Coating*.

2.2.8.3. *Design index*

Design index assessment tidak hanya dilihat pada potensi terhadap mekanisme kegagalan aktif, tetapi juga pada kemampuan pipeline untuk bertahan terhadap kegagalan mekanik. Ketahanan terhadap kegagalan (faktor keselamatan) berperan pada perhitungan resiko absolut.

Elemen yang signifikan dalam gambaran resiko adalah hubungan antara bagaimana *pipeline* di design sebenarnya dan bagaimana pengoperasiannya saat ini pada safety marginnya. Meskipun hal ini tampak mudah, tetapi sebenarnya sangat kompleks.

Semua design yang sebenarnya berdasarkan pada perhitungan dengan menggunakan asumsi yang tepat. Asumsi ini berhubungan dengan variable kekuatan material dan tegangan yang diantisipasi terhadap umur *pipeline*. Factor keselamatan dan ketelitian dalam design harus sejalan dengan asumsi.

1) Faktor keamanan (*Safety Factor*)

Pada bagian *assessment*, seluruh kekuatan segmen *pipeline* dan tingkat tegangan dipertimbangkan. Ini termasuk pada penilaian beban, tegangan, dan kekuatan komponen. Sejarah kegagalan pipa atau proses manufaktur juga dipertimbangkan. Merupakan kelemahan pipa yang tidak dapat diprediksi dan di ketahui. Akibatnya, perlu dilakukan perhitungan faktor keamanan atau batas aman, dengan membandingkan *pipeline* dapat terjadi (*design*) dengan menanyakan apa yang sekarang dilakukan (*operations*).

Beberapa item yang harus diperhatikan antara lain:

- (a) *Maximum pressure*
- (b) *Normal pressure*
- (c) Kekuatan material
- (d) Ketebalan pipa
- (e) *External loadings*
- (f) Diameter
- (g) Kekuatan *fittings, valves*, dan komponen lainnya

2) *Fatigue/tingkat kelelahan*

Data sejarah kegagalan *pipeline* tidak dapat menunjukkan dominasi kegagalan mekanik pipeline, tetapi meskipun begitu ini merupakan aspek resiko. Karena kegagalan kelelahan adalah kegagalan yang rapuh, hal ini terjadi tanpa peringatan dan mengakibatkan datangnya malapetaka.

Potensi kelelahan untuk penilaian awal dengan mengukur faktor-faktor berikut:

- (a) Jarak dari pompa hisap, dimana sampai 1 mil, dan setelah 8 mil, resiko dapat diabaikan.
- (b) Tingkat kelelahan *pipeline*, berdasarkan pada tekanan kerja normal, dimana tegangan lebih tinggi kemungkinan kegagalan kelelahan bertambah.
- (c) Tes keseluruhan (*integrity test*).

3) **Surge Potential/Potensial gelombang**

Mekanisme umum gelombang adalah perubahan dari energi kinetik menjadi energi potensial. Pada bagian ini yang perlu diperhatikan adalah: *fluid bulk modulus*, modulus elastisitas pipa, dan *flow rates*.

4) **Integrity Verification/Pembuktian integritas**

Keutuhan *pipeline* dijamin dengan dua upaya, yang pertama:

1. Dengan deteksi dan pembersihan beberapa ancaman yang tidak wajar
2. Menghindari ancaman yang akan datang.

Upaya yang terlebih dahulu dilakukan adalah dengan inspeksi dan pengujian merupakan hal yang dasar untuk memastikan keutuhan *pipeline*.

5) **Pergerakan Tanah (*Land Movement*)**

Permasalahan yang muncul pada *pipeline* berupa tegangan sampai gerakan tanah dan kejadian *geotechnical* atau sejenisnya. Gerakan ini terjadi secara tiba-tiba atau mungkin menjadi deformasi jangka panjang sehingga menyebabkan tegangan pipa bertahun-tahun. Hal ini bias menyebabkan kegagalan dengan cepat atau tegangan pipa

berlebih dan harus dipertimbangkan secara hati-hati pada analisa risikonya.

Pergerakan tanah merupakan ancaman yang paling tinggi diantara lima indeks kegagalan disusun secara spesifik untuk model kegagalan pergerakan tanah. Pergerakan tanah secara umum dapat digolongkan dengan berbagai cara. Salah satu metode dianjurkan yang berhubungan dengan bahaya alam, dan ditunjukkan pada tabel.

Pergerakan tanah meliputi :

1. Tanah longsor.
2. Tanah (menyusut, berkembang, turun, mengendap)
3. Gempa bumi.
4. Kesalahan gempa bumi.
5. Tsunami.
6. Bencana dan erosi.

2.2.8.4. *Incorrect Operation Index* (Kesalahan indeks operasi)

Menurut laporan bahwa 80% dari semua kecelakaan disebabkan oleh kegagalan manusia. "Dalam struktur", sebagai contoh hanya sekitar 10% dari kegagalan disebabkan karena variasi statistik dalam penempatan beban atau *member resistance*. Sisanya disebabkan oleh *human error*.

Meskipun *human error* adalah aspek resiko yang paling penting, tetapi *human error* adalah aspek yang paling susah untuk dihitung. *Safety professional* menekankan bahwa identifikasi pada perilaku manusia yang tidak benar kemungkinan menjadi kunci untuk memecahkan masalah pencegahan kecelakaan.

Index ini memperhitungkan potensi kegagalan *pipeline* yang disebabkan oleh error karena personel *pipeline* pada saat proses desain, pembangunan, pengopersian atau perawatan *pipeline*.

- 1) **Design**, Desain merupakan aspek perhitungan yang paling rumit pada *pipeline*. Proses design dan perencanaan sering digambarkan dan

dikomunikasikan kurang tepat. Akibatnya hal ini juga rumit pada perhitungan *pipeline*. Beberapa aspek yang dapat dinilai pada saat *assessment* adalah sebagai berikut : identifikasi *hazard*, potensial MAOP, sistem keamanan, pemilihan material, pengecekan.

- 2) **Construction/Konstruksi** , Idealnya, proses pembangunan dapat dipaparkan dengan jelas dan untung dari suatu konstruksi. Variabel yang dapat dinilai pada *assessment* meliputi: inspeksi, material, *joining*, *backfilling*, *handling*, *coating*.
- 3) **Operations/operasi**, Pertimbangan akan design dan konstruksi pada bagian ini, mungkin paling penting dari sudut *human error*. Pada tahap ini kesalahan dapat terjadi dengan cepat saat pengoperasian secara rutin pada katup, pompa, kompresor, dan peralatan yang lainnya. Oleh karena itu lebih ditekankan pada pencegahan kesalahan daripada deteksi kesalahan.
- 4) **Maintenance**, Tidak sepenuhnya benar jika pemeliharaan adalah tipe kesalahan yang dapat terjadi pada beberapa level pekerjaan. Kurangnya perhatian manajemen untuk pemeliharaan, syarat perawatan yang tidak tepat atau prosedur dan kesalahan yang dibuat selama kegiatan perawatan berlangsung merupakan kesalahan yang langsung ataupun tidak langsung pada kegagalan *pipe*.

2.2.9. Pengembangan Rencana Inspeksi

Proses RBI memberikan tiga tingkat kebebasan dalam mengembangkan rencana inspeksi, yaitu :

- Rating kekritisannya, dalam kombinasi dengan indeks keyakinan digunakan untuk menentukan interval mayoritas inspeksi;
- Konsekuensi kegagalan digunakan untuk menurunkan ruang lingkup inspeksi;
- Peluang terjadinya kegagalan mengidentifikasi mekanisme kegagalan yang diharapkan dan dipakai untuk pengujian dengan menggunakan metoda NDT.

Tabel 2.5. Syarat-syarat Minimal Ruang Lingkup Terbatas, Umum, dan Detil Pada Penilaian Internal

Konsekuensi Kegagalan Rendah – Penilaian Terbatas	Konsekuensi Kegagalan Menengah – Penilaian Umum	Konsekuensi Kegagalan Tinggi – Penilaian Detail
Borescope	Borescope dan NDT Eksternal	NDT Eksternal dan pemantauan korosi dan review proses
Atau	Atau	Atau
NDT Eksternal	Entry internal	Entry internal
Atau	Atau	-
Review Proses	Review Proses & NDT eksternal	-

(Sholihin, 2007)

2.2.10. Penentuan Metoda Inspeksi

Pilihan atas metoda inspeksi NDT didasarkan atas peluang kegagalan. Tabel 2.2 disusun sebagai petunjuk. Seleksi terakhir atas metoda yang harus dibuat pada saat inspeksi direncanakan dapat didasarkan atas aspek teknologi yang tersedia dengan aspek pilihan ekonomis.

Tabel 2.6. Metoda Inspeksi NDT

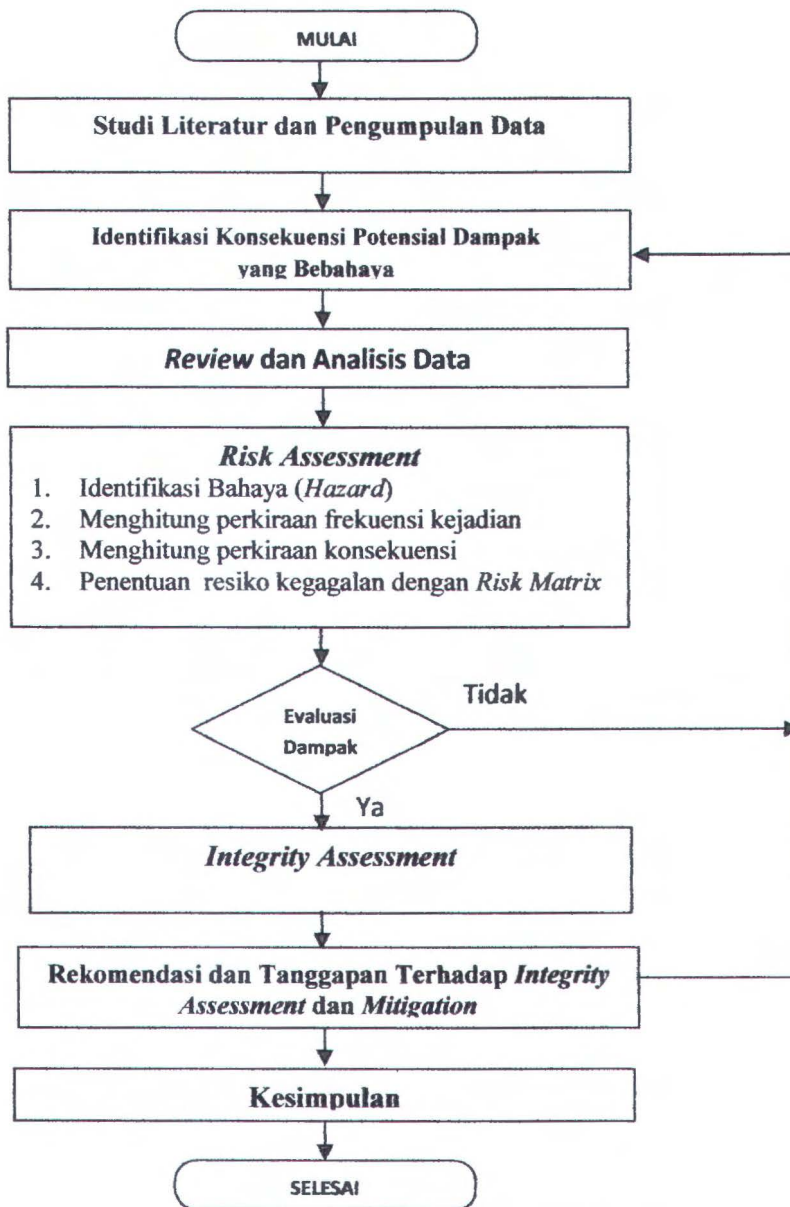
Jenis Kegagalan	Mekanisme	Metoda NDT
Penipisan bagian dinding sebelah dalam	Korosi internal Erosi Kavitasi Korosi pengelasan	<i>Ultrasonic Radiography</i>
Penipisan bagian dinding sebelah luar	Korosi eksternal Korosi di bawah isolasi	<i>Inspeksi visual Radiography Thermography</i>
Retak (<i>cracking</i>)	- Kelelahan (<i>fatigue</i>) - Retak akibat korosi tegangan (SCC) - Retak akibat penggetasan <i>hydrogen (wet hydrogen racking)</i>	<i>Ultrasonic Radiography Magnetic Particle Liquid Penetrant</i>
Yang lain	<i>Creep Hot hydrogen Damage (Penggetasan suhu tinggi)</i>	<i>Ultrasonic Radiography Magnetic Particle</i>

(Sholihin, 2007)

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

3.1. Skema Diagram Alir Metode PIMS

Adapun secara umum sistematika metode yang digunakan dalam penelitian ini dapat dilihat sebagai berikut:



Gambar 3.1. Diagram Alir Metode PIMS

3.2. Keterangan Diagram Alir Metode PIMS

1. Studi literatur dan pengumpulan data.

Studi literatur dan pengumpulan data meliputi mencari serta mempelajari buku, diktat, jurnal, ataupun laporan tugas akhir terdahulu yang membahas pokok permasalahan yang sama atau mirip dengan tugas akhir ini. Literatur tersebut digunakan sebagai acuan ataupun referensi. Selain itu, juga dilakukan pencarian mengenai data-data *Pipeline* yang menjadi obyek tugas akhir.

2. Identifikasi Konsekuensi potensial Dampak yang Berbahaya.

3. *Review* dan Analisis Data.

4. *RBI Assessment*.

Pada tahap ini dilakukan beberapa langkah seperti dibawah ini:

- a) Identifikasi Bahaya (*Hazard*)
- b) Menghitung perkiraan frekuensi
- c) Menghitung perkiraan kosekuensi
- d) Penentuan resiko kegagalan dengan *risk matrix*.

5. Evaluasi Dampak.

6. *Integrity Assessment*.

7. Rekomendasi dan tanggapan terhadap *Integrity Assessment* dan *Mitigation*.

8. Kesimpulan.

BAB IV

ANALISIS DAN PEMBAHASAN

4.1 Identifikasi Permasalahan *Pipeline*

Pipeline yang diamati merupakan salah satu *pipeline* yang berperan penting dalam pendistribusian gas alam dari Sumatera Selatan menuju Jawa Barat. Beragamnya kondisi lingkungan yang dilalui oleh *pipeline* (lingkungan laut) mengakibatkan adanya ketidakpastian keandalan *pipeline* sehingga diperlukan suatu manajemen dan program inspeksi yang berbasis resiko. Salah satu identifikasi permasalahan yang diamati adalah adanya ketidakpastian *Burst Pressure* (bertindak sebagai *Resistance Factor*) yaitu tekanan yang dapat mengakibatkan ledakan pada *pipeline*. Sedangkan *Operating pressure* bertindak sebagai *Load factor* yang masih dapat dikendalikan oleh *operator*. Berdasarkan hal diatas maka moda kegagala dapat dirumuskan, yaitu:

$$MK = [PB - PO] \dots\dots(4.1)$$

Sesuai dengan persamaan itu, maka kegagalan akan terjadi jika tekanan operasi (PO) lebih besar dan sama dengan tekanan yang mengakibatkan ledakan (PB). Diakibatkan oleh adanya ketidakpastian *burst pressure* pada *pipeline* maka *probability of failure* dapat dihitung dengan memberikan skenario pada *operating pressure (load factor)*. Adapun skenario *operating pressure* yang ditinjau, diberikan pada tabel sebagai berikut:

Tabel 4.1. Skenario *Operating Pressure* yang terjadi pada *pipeline*

Skenario	<i>Operating Pressure</i> (MPa)	<i>Operating Pressure</i> (psi)
1	7.24	1050.07
2	7.2	1044.27
3	7.1	1029.76
4	7.0	1015.26
5	6.9	1000.76
6	6.8	986.26
7	6.7	971.75

(lanjutan)

Skenario	Operating Pressure (MPa)	Operating Pressure (psi)
8	6.6	957.25
9	6.5	942.75
10	6.4	928.24
11	6.3	913.74
12	6.2	899.23
13	6.1	884.73
14	6.0	870.23
15	5.9	855.72
16	5.8	841.22
17	5.7	826.72
18	5.6	812.21
19	5.5	797.71
20	5.4	783.20
21	5.3	768.70
22	5.2	754.19
23	5.1	739.69
24	5.0	725.18
25	4.9	710.68
26	4.8	696.18
27	4.7	681.68
28	4.6	667.17
29	4.5	652.67
30	4.4	638.17

4.2. Menghitung Peluang Kegagalan Pipeline

4.2.1. Menghitung Keandalan dengan metode Monte Carlo.

Pada analisa peluang kegagalan *pipeline*, langkah awal yang dilakukan adalah menghitung besarnya tekanan ledakan dengan menggunakan persamaan 2.9. Dalam hal ini terdapat dua variabel acak yaitu: faktor bias (B_{BP}) dan maksimum kedalaman korosi (d) yang dapat dicari dengan simulasi Monte Carlo dengan melakukan *generate* pada variabel acak tersebut menjadi *Random Number Generated* (RNG) sebanyak 10000 sampel.

Asumsi persamaan moda kegagalan akibat *burst pressure* adalah variabel dari lognormal. Hasil analisa peluang kegagalan dengan simulasi *Monte Carlo* untuk semua skenario *pipeline*, ditampilkan dalam tabel seperti berikut ini:

Tabel 4.2. Peluang kegagalan dengan simulasi Monte Carlo

Skenario	<i>Operating Pressure</i> (MPa)	PoF
1	7.24	0.299
2	7.2	0.296
3	7.1	0.292
4	7	0.286
5	6.9	0.281
6	6.8	0.275
7	6.7	0.271
8	6.6	0.264
9	6.5	0.259
10	6.4	0.253
11	6.3	0.249
12	6.2	0.243
13	6.1	0.237
14	6	0.233
15	5.9	0.228
16	5.8	0.223
17	5.7	0.217
18	5.6	0.212
19	5.5	0.205
20	5.4	0.199
21	5.3	0.194
22	5.2	0.190
23	5.1	0.185
24	5	0.181
25	4.9	0.175
26	4.8	0.170
27	4.7	0.166
28	4.6	0.159
29	4.5	0.155
30	4.4	0.151

4.2.2. Analisa peluang kegagalan *pipeline* dengan Model Bea

Salah satu contoh perhitungan keandalan pada *pipeline* disajikan sebagai berikut. Diketahui faktor bias = 0.5 dan kedalaman korosi (d) = 0.05 dari ketebalan *pipeline* (t).

❖ Skenario 1.

Berdasarkan pada data yang ada (tabel 1.1) maka P_B dapat dihitung dengan menggunakan persamaan (2.9):

$$P_B = 8.362 \text{ (MPa)}$$

Setelah mendapatkan nilai tekanan ledakan, dengan menggunakan persamaan (2.10) dapat dicari nilai indeks keandalan sebagai berikut:

Asumsi lain:

$$\text{Coefficient of variation burst pressure} = 0.25$$

$$\text{Coefficient of variation operational pressure} = 0.06$$

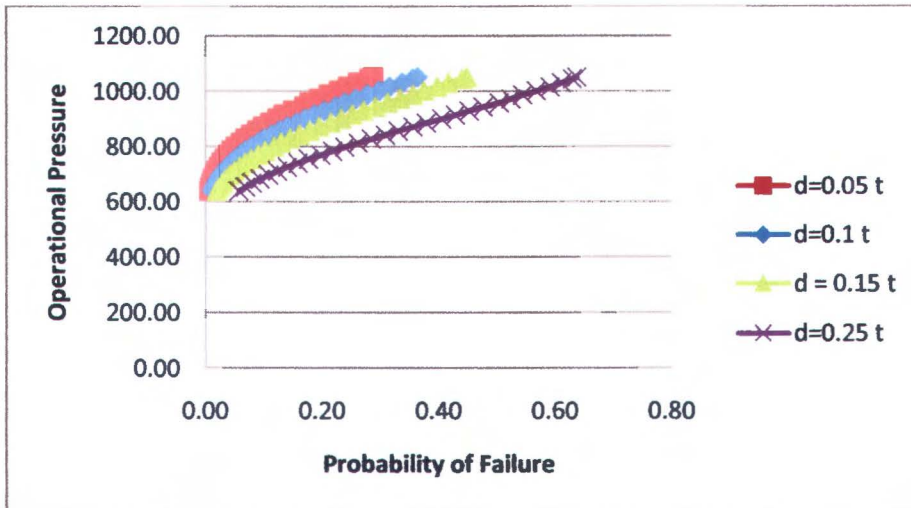
$$\text{Jadi, } \beta = 0.56$$

Dari tabel distribusi normal didapatkan, $\Phi(\beta) = 0.7123$

Maka peluang kegagalan *pipeline* skenario 1 adalah:

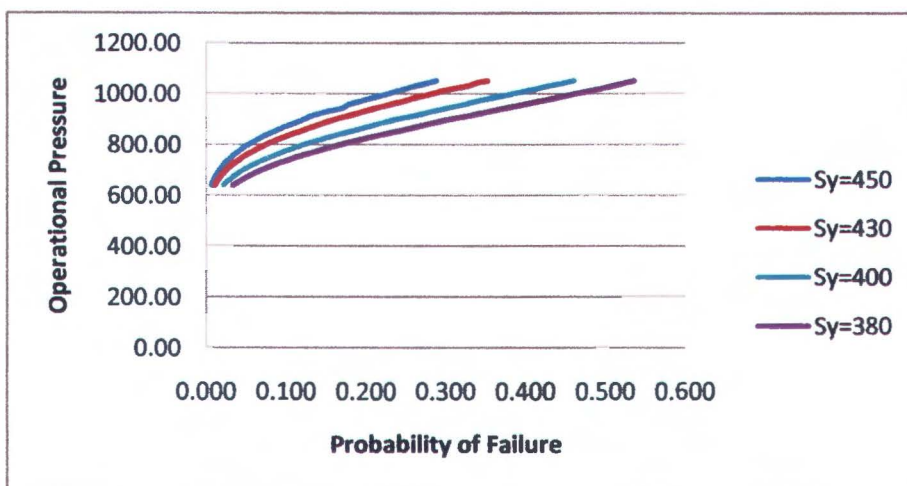
$$PoF = 0.2877$$

Analisa peluang kegagalan tiap skenario *pipeline* dilakukan dengan cara yang sama untuk semua skenario *pipeline*. Pada analisa ini diberikan tiga variasi faktor bias (B_{BP}) yaitu: 0.5, 1.1, dan 1.4, sedangkan untuk kedalaman korosi (d) maksimal diberikan empat variasi yaitu: 0.05t, 0.1t, 0.15t, 0.25t. Perhitungan diberikan pada lampiran dan grafik hasil perhitungan disajikan dalam grafik sebagai berikut:



Gambar 4.1. Grafik peluang kegagalan dengan factor bias 0.5 pada empat kedalaman korosi

Analisa peluang kegagalan juga dilakukan dengan memberikan empat variasi pada nilai S_y , yaitu: S_y pipeline sesuai standar code sebesar 450 MPa, dan nilai S_y yang lebih kecil sebesar 430 MPa, 400 MPa, dan 380 MPa. Perhitungan untuk semua skenario diberikankan pada lampiran dan grafik hasil perhitungan disajikan dibawah ini:



Gambar 4.2. Grafik Peluang kegagalan dengan empat nilai S_y

4.3. Analisa konsekuensi menggunakan Metode Semi-Kuantitatif RBI

Sebelum melakukan analisa konsekuensi, langkah awal yang harus dilakukan adalah menentukan jenis fluida representatif. Jenis fluida yang dianalisa adalah C1-C2 (*Methane dan Ethane*). Berdasarkan tabel 7.2 API RBI 581, maka sifat-sifat dari fluida representatif adalah sebagai berikut:

Jenis fluida	: C1-C2 (<i>Methane dan Ethane</i>)
Berat molekul (gram/mol)	: 23
Berat jenis (lb/ft ³)	: 5,639
Tingkat keadaan	: gas
Temperatur <i>autoignition</i> (°F)	: 1036
Kapasitas panas ideal pada tekanan konstan(C _p)	: 12,3 (Btu/lbmol.°F)
Kapasitas panas ideal pada volume konstan(C _v)	: 10,313 (Btu/lbmol.°F)
R	= 1,987 (Btu/lbmol.°F)

Analisis konsekuensi kegagalan akibat terlepasnya fluida representatif pada metode semi-kuantitatif RBI terdiri atas dua bagian, yaitu: konsekuensi akibat terlepasnya fluida representatif yang mudah terbakar dan konsekuensi akibat terlepasnya fluida representatif yang beracun. Pada kasus analisis tingkat resiko pada peralatan yang diamati, fluida representatif yang dipakai hanya mempunyai sifat mudah terbakar.

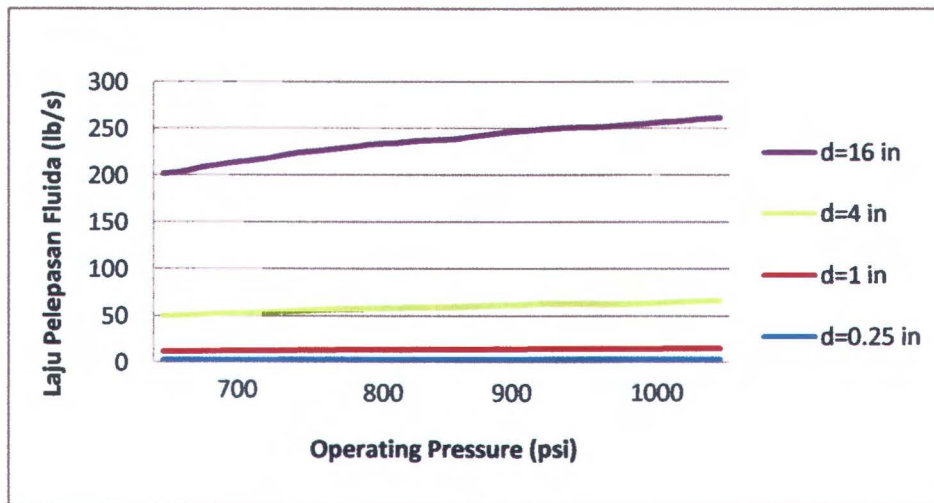
4.3.1. Analisis Laju Kebocoran

Jenis fluida yang dialirkan pada *pipeline* ini adalah gas, sehingga untuk menentukan rumus yang akan digunakan untuk menentukan laju pelepasan fluida gas, maka dilakukan perhitungan dengan menggunakan persamaan 2.14 (API RBI 581).

Dari data yang ada diperoleh nilai $K = 1.193$, sehingga perhitungan dengan menggunakan persamaan 2.14 didapat nilai $P_{trans} = 25,969$ psi. Karena tekanan pada *pipeline* yang diamati lebih besar dari pada tekanan transisi,

maka jenis pelepasan fluida yang terjadi adalah sonic dan perhitungan dilanjutkan menggunakan persamaan 2.15 (API RBI 581).

Perhitungan analisa laju pelepasan fluida untuk setiap lubang kebocoran ditampilkan pada lampiran, dan grafik hasil perhitungan disajikan pada gambar 4.3 seperti dibawah ini:



Gambar 4.3. Grafik Laju Pelepasan Fluida pada Empat Lubang Kebocoran

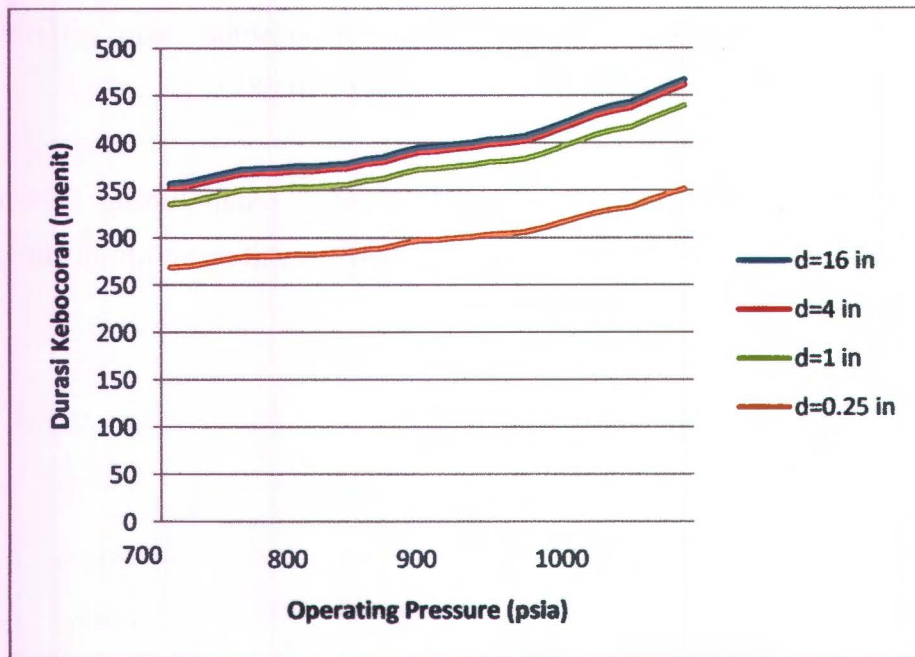
4.3.2. Estimasi durasi kebocoran.

Analisa estimasi durasi kebocoran, dapat dilakukan dengan menggunakan rumus berikut (berdasarkan API RBI 581) :

Durasi kebocoran (DB):

$$DB = \frac{\text{Inventory Value}}{\text{Laju Pelepasan Fluida} \times 60s}$$

Hasil perhitungan analisa durasi kebocoran ditampilkan pada lampiran dan grafik hasil analisa disajikan pada gambar berikut:



Gambar 4.4. Grafik Analisa Estimasi Durasi Kebocoran

4.3.3. Menentukan Tipe Kebocoran

Menurut metode RBI, untuk menentukan apakah kebocoran yang terjadi termasuk ke dalam jenis kebocoran seketika atau kebocoran kontinyu, dihitung melalui laju aliran massa yang keluar dalam waktu 3 menit. Jika dalam waktu 3 menit massa fluida representatif yang keluar lebih besar daripada 10000 lb, maka aliran tersebut termasuk ke dalam jenis kebocoran seketika, sehingga didapat untuk semua skenario ditampilkan dalam tabel berikut:

Tabel 4.3. Tipe Kebocoran yang Terjadi pada Pipeline

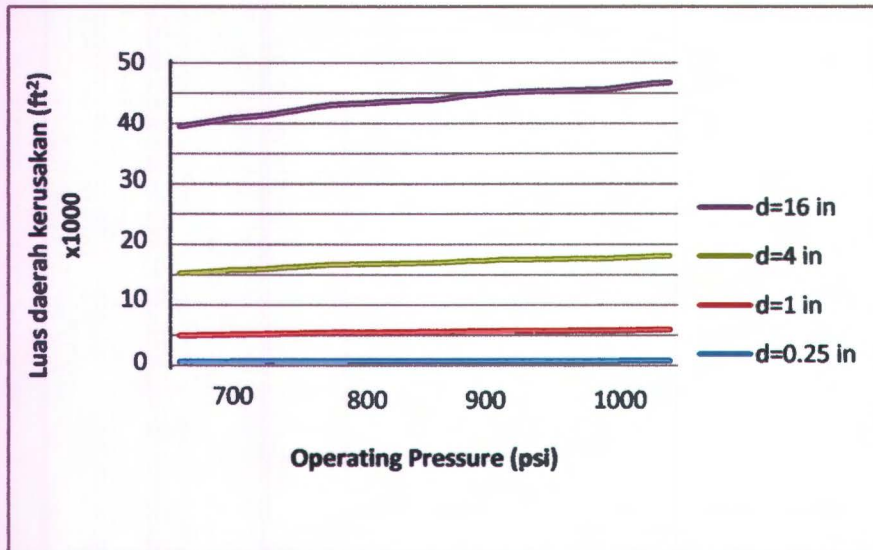
Menentukan Tipe Kebocoran				
Skenario.	Ukuran lubang (in)			
	0.25	1	4	16
1	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
2	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
3	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
4	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
5	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika

(lanjutan)

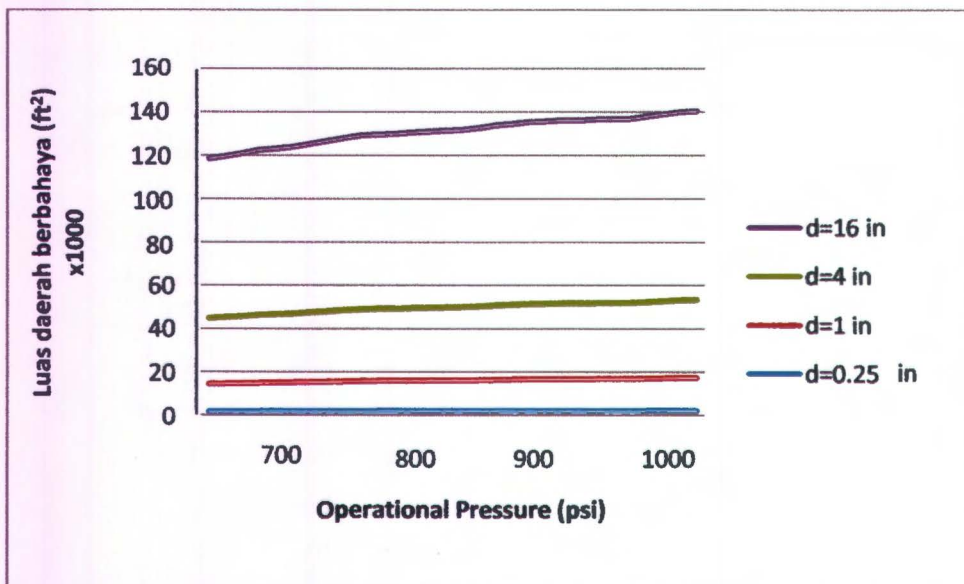
Menentukan Tipe Kebocoran				
Skenario.	Ukuran lubang (in)			
	0.25	0.25	0.25	0.25
6	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
7	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
8	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
9	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
10	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
11	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
12	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
13	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
14	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
15	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
16	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
17	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
18	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
19	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
20	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
21	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
22	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
23	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
24	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
25	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
26	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
27	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
28	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
29	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
30	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika

4.3.4. Menghitung Luas Daerah akibat Kebocoran.

Pada metode RBI digunakan ukuran luas daerah untuk menentukan konsekuensi terlepasnya fluida *representative* yang terdiri atas dua, yaitu: luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya. Hasil analisa perhitungan ini ditampilkan dalam grafik berikut (perhitungan ditampilkan pada lampiran):



Gambar 4.5. Grafik Perhitungan Luas Daerah Kerusakan



Gambar 4.6. Grafik Perhitungan Luas daerah Berbahaya

4.3.5. Menghitung Frekuensi Kerusakan Generik.

Menurut tabel 8.1 API RBI 581 peralatan mempunyai frekuensi kerusakan generik sebagai berikut:

Tabel 4.4 Frekuensi Kerusakan Generik

Frekuensi kerusakan generik per tahun				Jumlah total frek generik	Frekuensi kerusakan generik per tahun			
Ukuran Lubang (in)					Ukuran Lubang (in)			
0.25	1	4	16		0.25	1	4	16
1.0E-07	3.0E-07	3.0E-08	2.0E-08	4.5E-07	2.2E-01	6.7E-01	6.7E-02	4.4E-02

4.3.6. Menghitung Konsekuensi Kegagalan

Konsekuensi kegagalan dihitung berdasarkan luas daerah kerusakan atau bahaya kebakaran yang menjadi dampak suatu kebocoran. Nilai konsekuensi keterbakaran didapatkan dari luas daerah akibat kebocoran yang terdiri dari luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya. Dari kedua jenis luas akibat kebocoran tersebut dipilih nilainya yang paling besar. Nilai konsekuensi keterbakaran kemudian dikalikan dengan fraksi kerusakan generik dan didapatkan luas daerah konsekuensi kegagalan. Hasil perhitungan konsekuensi kegagalan ditampilkan dalam tabel 4.5 sebagai berikut:

Tabel 4.5. Perhitungan konsekuensi kegagalan.

Skenario	Luas Daerah Konsekuensi Kegagalan (ft ²)				Luas total (ft ²)
	Ukuran Lubang (in)				
	0.25	1	4	16	
1	469.0	5538.0	1326.3	2117.7	9451.0
2	466.8	5519.9	1322.0	2110.7	9419.4
3	461.8	5479.3	1312.3	2095.2	9348.5
4	456.5	5435.9	1301.9	2078.6	9272.8
5	451.8	5398.1	1292.8	2064.2	9207.0
6	448.2	5368.4	1285.7	2052.8	9155.1
7	446.0	5350.5	1281.4	2046.0	9123.9
8	450.2	5384.5	1289.6	2059.0	9183.2
9	448.1	5367.3	1285.5	2052.4	9153.2
10	450.7	5388.9	1290.6	2060.6	9190.8
11	444.7	5339.8	1278.9	2041.9	9105.2

(lanjutan)

Skenario	Luas Daerah Konsekuensi Kegagalan (ft ²)				Luas total (ft ²)
	Ukuran Lubang (in)				
	0.25	1	4	16	
12	440.1	5301.9	1269.8	2027.4	9039.2
13	437.8	5283.0	1265.3	2020.2	9006.3
14	431.8	5233.2	1253.3	2001.1	8919.4
15	427.3	5195.3	1244.3	1986.6	8853.5
16	426.1	5185.3	1241.9	1982.8	8836.0
17	423.8	5166.9	1237.4	1975.8	8803.9
18	422.2	5152.9	1234.1	1970.4	8779.6
19	419.1	5126.9	1227.9	1960.5	8734.4
20	417.9	5117.0	1225.5	1956.7	8717.0
21	415.6	5097.9	1220.9	1949.4	8683.7
22	410.4	5053.7	1210.3	1932.5	8606.9
23	403.7	4997.8	1197.0	1911.1	8509.6
24	397.7	4946.1	1184.6	1891.3	8419.6
25	391.6	4894.5	1172.2	1871.6	8329.9
26	387.6	4860.4	1164.1	1858.6	8270.7
27	384.6	4834.0	1157.7	1848.5	8224.7
28	377.9	4776.2	1143.9	1826.3	8124.2
29	371.9	4724.1	1131.4	1806.4	8033.8
30	366.4	4676.1	1119.9	1788.1	7950.4

4.3.7. Technical Modul Subfactor Thinning

Peralatan serta kondisi operasi peralatan yang dianalisis harus melewati TMSF. Untuk mendapatkan nilai TMSF dari peralatan yang diamati, harus diketahui harga konstanta reduksi ketebalan material konstruksi, yaitu:

$$\frac{(a.r)}{t} \dots\dots\dots (4.2)$$

Dengan:

a = Waktu pemakaian peralatan yang diamati (tahun)

r = Laju korosi (mpy)

t = Tebal peralatan (in)

Perhitungan TMSF selengkapnya ditampilkan pada lampiran.

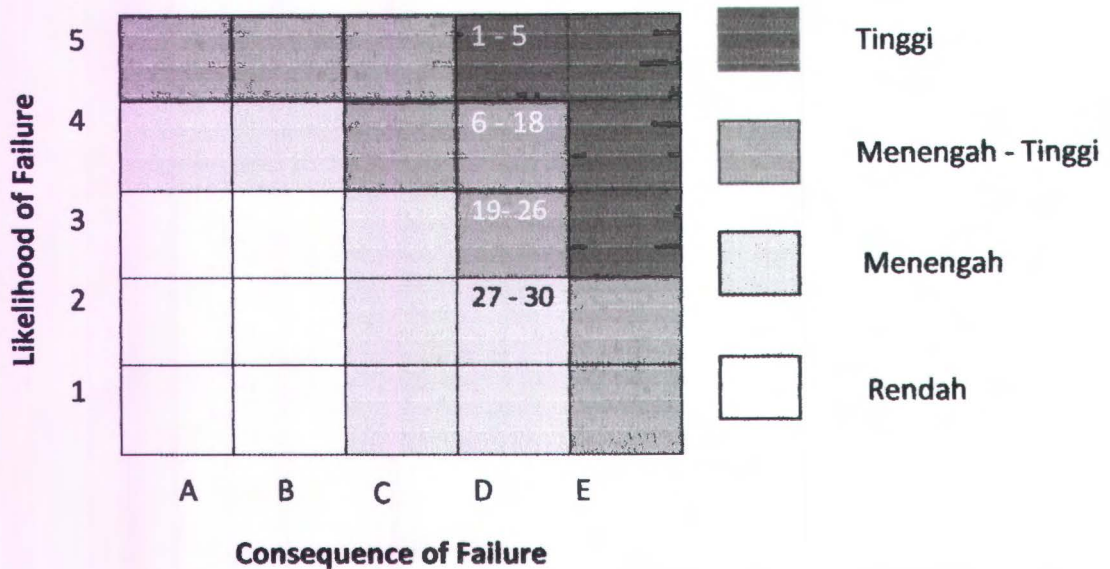
4.3.8. Tingkat Resiko Semi Kuantitatif

Tingkat resiko metode RBI didapatkan dari kombinasi kategori kemungkinan dan konsekuensi kegagalan yang ditunjukkan dalam tabel sebagai berikut :

Tabel 4. 6. Hasil Analisa Tingkat Resiko Semi Kuantitatif

Skenario	PoF	Tipe Kegagalan	Total Luas Daerah (ft ²)	Tipe Konsekuensi
1	0.299	5	9451.0	D
2	0.296	5	9419.4	D
3	0.292	5	9348.5	D
4	0.286	5	9272.8	D
5	0.281	5	9207.0	D
6	0.275	4	9155.1	D
7	0.271	4	9123.9	D
8	0.264	4	9183.2	D
9	0.259	4	9153.2	D
10	0.253	4	9190.8	D
11	0.249	4	9105.2	D
12	0.243	4	9039.2	D
13	0.237	4	9006.3	D
14	0.233	4	8919.4	D
15	0.228	4	8853.5	D
16	0.223	4	8836.0	D
17	0.217	4	8803.9	D
18	0.212	4	8779.6	D
19	0.205	3	8734.4	D
20	0.199	3	8717.0	D
21	0.194	3	8683.7	D
22	0.190	3	8606.9	D
23	0.185	3	8509.6	D
24	0.181	3	8419.6	D
25	0.175	3	8329.9	D
26	0.170	3	8270.7	D
27	0.166	2	8224.7	D
28	0.159	2	8124.2	D
29	0.155	2	8033.8	D
30	0.151	2	7950.4	D

Setelah tipe kegagalan dan tipe konsekuensi telah didapatkan, maka langkah selanjutnya ada menampilkan hasil tersebut dalam matriks resiko sesuai dengan API RBI 581, sebagai berikut:



Gambar 4.7. Distribusi tingkat resiko pipeline pada matriks resiko semi-kuantitatif RBI

4.3.9. Perencanaan Program Inspeksi

Tujuan dari program inspeksi adalah untuk mendefinisikan dan melakukan aktifitas yang diperlukan untuk mendeteksi penurunan kinerja peralatan yang sedang berlangsung sebelum kegagalan terjadi. Suatu program inspeksi dikembangkan dengan identifikasi secara sistematis:

- (a) Tipe kerusakan apa yang dicari dan dimana kerusakan tersebut terjadi. Tipe kerusakan adalah karakter fisik dari kerusakan yang bisa dideteksi oleh tehnik inspeksi. Mekanisme kerusakan adalah korosi atau aksi mekanik yang menghasilkan kerusakan.
- (b) Bagaimana mencari kerusakan tersebut (Teknik Inspeksi). Teknik inspeksi dipilih berdasarkan kemampuannya untuk mencari tipe

kerusakan; bagaimanapun, mekanisme yang disebabkan kerusakan bisa mempengaruhi pemilihan teknik inspeksi.

(c) Kapan atau seberapa sering untuk mencarinya. Frekuensi inspeksi ditentukan dari kombinasi empat faktor dari resiko yang didasari inspeksi yaitu:

- ❖ Mekanisme kerusakan dan hasil dari tipe kerusakan (seperti *crack*, penipisan dll)
- ❖ Pertumbuhan laju kerusakan
- ❖ Toleransi peralatan pada tipe kerusakan
- ❖ Kemungkinan dari pendeteksi kerusakan dan prediksi kerusakan masa mendatang berhubungan dengan teknik inspeksi

Biaya inspeksi dapat dikelola secara lebih efektif melalui prosedur inspeksi. Inspeksi dapat diarahkan kepada item atau peralatan dengan level resiko yang tinggi. Berdasarkan hasil analisa resiko diatas maka integritas inspeksi dapat dilihat pada tabel di bawah ini :

Tabel 4.7. Integritas Inspeksi Pada Peralatan Statis RBI

No.	Jenis Konsekuensi	Jenis Inspeksi
1	Tinggi	<i>Internal Entry</i>
		<i>External NDT with process dan corrosion monitoring</i>
2	Menengah	<i>Internal Entry</i>
		<i>external NDT with process dan corrosion monitoring</i> atau
		<i>Limited Internal Inspections with process monitoring</i>
3	Rendah	<i>Limited Internal Inspections</i> atau
		<i>External Inspection</i> atau
		<i>Process review</i>

Metode inspeksi yang paling tepat untuk tingkat resiko ini adalah eksternal *Non Destructive Test* (NDT), yaitu :

- 1) *Visual Testing* Pada visual test kita bisa melihat secara langsung bentuk penipisan laminasi yang terjadi.
- 2) *Ultrasonic straight Beam Test* Pada pengujian ini diharapkan ketebalan material bisa terbaca dan terdeteksi dengan baik sehingga mampu menjelaskan kondisi dari material itu sendiri.
- 3) *Radiography Examination*

Pengujian ini dapat mendeteksi adanya diskontinuitas sehingga mampu memberikan jawaban yang lebih baik dari kedua pengujian diatas.

Tabel 4.8. Hasil Uji Tingkat Kekritisian Untuk tipe Kegagalan.

Peluang Kegagalan	Konsekuensi Kegagalan	Metode Inspeksi	Frekuensi Inspeksi	Luas Area Inspeksi
Tinggi	Tinggi	U.T.	12 bulan	Penuh
Tinggi	Menengah	U.T.	12 bulan	Parsial
Tinggi	Rendah	U.T.	12 bulan	Kecil
Menengah	Tinggi	U.T.	24 bulan	Penuh
Menengah	Menengah	U.T.	30 bulan	Parsial
Menengah	Rendah	U.T.	30 bulan	Kecil
Rendah	Tinggi	U.T.	30 bulan	Penuh
Rendah	Menengah	U.T.	36 bulan	Parsial
Rendah	Rendah	U.T.	48 bulan	Kecil

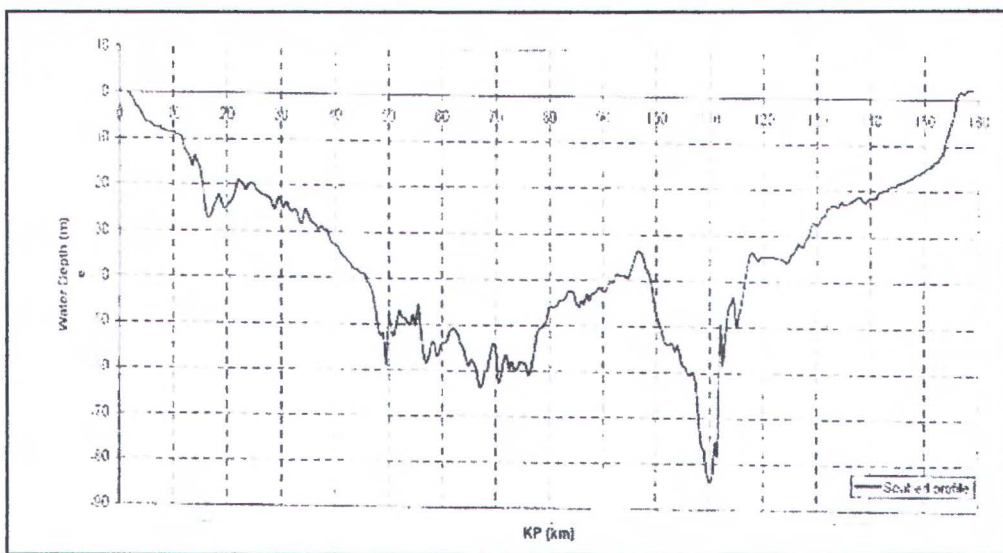
Frekuensi pemeriksaan pada tiap skenario berdasarkan tabel 4.17 diatas adalah sebagai berikut ;

- Skenario 1-5 : 12 bulan (1 tahun sekali)
- Skenario 6-18 : 24 bulan (2 tahun sekali)
- Skenario 19-26 : 24 bulan (2 tahun sekali)
- Skenario 27-30 : 30 bulan (2.5 tahun sekali)

Apabila kombinasi ketiga metode pengujian dan frekuensi pemeriksaan tersebut diaplikasikan maka dapat memberikan hasil yang akan lebih baik.

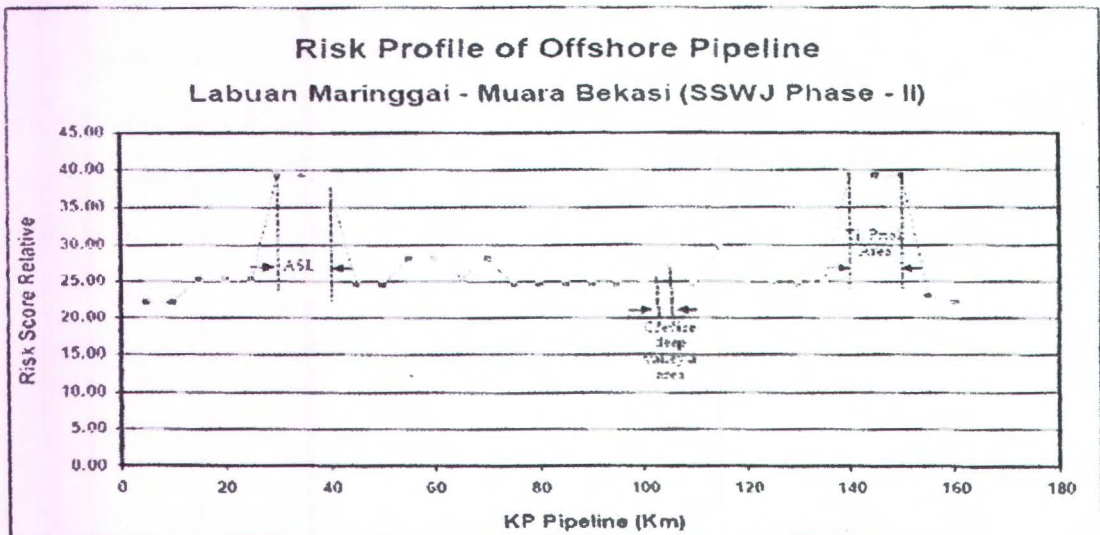
4.4. Integrity assessment.

Data-data integrity assessment sebagian besar didapatkan berdasarkan data lapangan setelah melakukan suatu survey atau inspeksi. Seperti disebutkan sebelumnya, bahwa pipeline yang diamati mengalami kondisi lingkungan yang berbeda-beda. Hal ini berkaitan dengan kedalaman perairan dan profil dasar laut yang beragam dan berdampak pada ketidakpastian tekanan yang dapat mengakibatkan ledakan. Kedalaman perairan dan profil dasar laut disepanjang pipeline dapat dilihat pada gambar berikut.



Gambar 4.8. Kedalaman perairan dan profil dasar laut pada pipeline Labuhan Maringgai – Muara bekasi (*Perusahaan Gas Negara*)

Berdasarkan kondisi lingkungan yang berbeda-beda, maka pipeline juga mengalami resiko yang bervariasi yang dapat berpengaruh pada performa pipeline itu sendiri. Beberapa kondisi lingkungan yang dapat berpengaruh antara lain: kondisi laut yang dalam dan tidak rata, serta kondisi pipeline yang melintasi jalur pelayaran ramai oleh berbagai kapal. Profil resiko ini ditampilkan pada gambar sebagai berikut.



Gambar 4.9 Risk Profil pada pipeline yang diamati (*Perusahaan Gas Negara*)

Dari gambar tersebut terlihat bahwa pada KP 29.146 – 39.557 mempunyai resiko tinggi diakibatkan daerah tersebut merupakan batas kepulauan. Pada KP antara 100 – 105 terjadi resiko tinggi diakibatkan karena perairan yang dalam, sedangkan untuk KP 139.151 – 149.55 beresiko tinggi karena berada disekitar pelabuhan Tanjung Priok.

Berdasarkan hasil inspeksi, juga terdapat segment pipeline yang kritis yang diakibatkan oleh adanya Free Span yang terjadi. Beberapa penyebab terjadinya free span pada pipeline adalah sebagai berikut:

- ❖ Permukaan seabed yang tidak rata.
- ❖ Scouring dan pergeseran seabed.
- ❖ Terdapat crossing section.
- ❖ Terlalu besarnya tension pada saat proses laying pipeline tersebut.

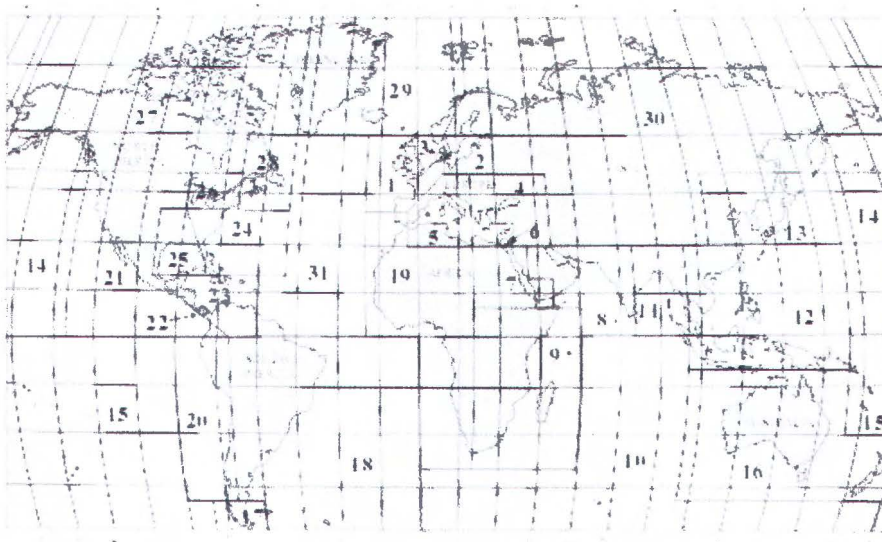
Hasil survey free span pada KP yang kritiis diberikan pada tabel berikut:

Tabel 4.9. Hasil survey free span

KP		Water Depth	Actual Span	Span Gap height	Allowable Span	Screening Result
Start	To					
km	km	m	m	m	m	
50.767	50.812	49	45	2.8	43.6	Not OK
51.145	51.221	53	76.1	0.5	43.6	Not OK
54.421	54.476	50	55.1	0.6	43.6	Not OK
55.406	55.479	48	73.7	1.7	43.6	Not OK
55.831	55.875	52	43.8	0.8	43.6	Not OK
55.940	56.034	52	94.6	1.9	43.6	Not OK
56.068	56.108	52	40	1	43.6	OK
62.355	62.375	52	20.8	0.4	45.5	OK
62.398	62.416	52	18.7	0.4	45.5	OK
64.205	62.245	58	39.5	0.7	45.5	OK
64.544	64.582	59	38	1.5	45.5	OK
65.505	65.611	59	106	0.8	45.5	Not OK
65.841	65.885	60	44.5	0.4	45.5	OK
68.104	68.143	62	38.5	2	45.5	OK

(Perusahaan Gas Negara)

Kepadatan jalur lalu-lintas laut juga sangat memberikan pengaruh besar pada tingkat resiko *pipeline*. Pada *segment pipeline* yang diamati khususnya, mempunyai resiko yang tinggi karena melintas jalur pelayaran laut yang ramai. Berdasarkan Lloyd, didunia terdapat pembagian area laut berdasarkan kepadatan pelayaran, yang ditampilkan pada gambar dibawah ini.



Gambar 4.10. Pembagian area laut menurut Lloyd

Selain hal diatas, juga diberikan data periode 1984 – 1993 mengenai kerugian yang diakibatkan oleh kebakaran atau ledakan yang dihubungkan dengan estimasi luas area seperti pada tabel berikut.

Tabel 4.10. Kepadatan Kapal pada area yang berbeda dan estimasi dari kerugian akibat kebakaran dan ledakan

ID	SEA AREA	FIRES 1984-1993	AREA (1000 nm ²)	DENSITY (ships/nm ²)	FRACTION OF WORLD-WIDE
1	North Sea & NE Atlantic	37	900	6.0E-03	10.7
2	Baltic Sea	4	163	3.6E-03	6.4
4	E Mediterranean & Black Sea	16	528	4.4E-03	7.9
5	W Mediterranean	22	617	5.2E-03	9.3
7	Red Sea	13	169	1.1E-02	20.1
8	Arabian Sea	18	1700	1.5E-03	2.8
9	E Coast of Africa	8	3500	3.3E-04	0.6
10	Central & S Indian Ocean	5	11500	6.3E-05	0.1
11	Bay of Bengal	9	1300	1.0E-03	1.8
12	SE Asia	53	6200	1.2E-03	2.2
13	Around Japan	33	1600	3.0E-03	5.4
14	N Pacific Ocean	9	11800	1.1E-04	0.2
15	S Pacific Ocean	5	18200	4.0E-05	0.1
16	Around Australia	5	6600	1.1E-04	0.2
17	Cape Horn	1	200	7.3E-04	1.3
18	S Atlantic Ocean	10	8700	1.7E-03	0.3
19	W coast of Africa	37	3200	1.7E-03	3.0
20	W coast of S America	14	3200	8.9E-04	16
21	W coast of N America	9	4300	3.1E-04	0.5
22	Panama Canal	2	-	-	-
23	Caribbean Sea	17	750	3.3E-03	5.9
24	Atlantic coast of USA	5	1700	4.3E-04	0.8
25	Gulf of Mexico	10	596	2.4E-04	4.4
26	Great Lake	1	95	1.5E-03	2.8
27	Canadian Arctic & Alaska	12	2400	7.3E-04	1.4
28	Atlantic Coast of Canada	7	700	1.5E-03	2.6
29	Norwegian Sea & Greenland Sea	4	1200	4.9E-04	0.9
30	Russian Arctic	3	1800	2.4E-04	0.4
31	Central N Atlantic Ocean	7	5600	1.8E-04	0.3

Berdasarkan data diatas, maka daerah laut Labuhan Maringgai ke Muara Bekasi masuk area 12, sehingga estimasi kapal di dapatkan sebesar 1.2×10^{-3} vessels per nm²

4.5. Ringkasan Hasil Analisa Permasalahan

4.5.1. *Probability of Failure* yang mungkin terjadi pada *Pipeline*

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan (simulasi Monte Carlo) dengan beberapa skenario, maka didapat *probability of failure* dari *pipeline* tersebut yang ditampilkan dalam tabel sebagai berikut (sesuai dengan tabel 4.3):

Tabel 4.11. *Probability of Failure* pada *pipeline* dengan menggunakan simulasi Monte Carlo

Skenario	Operating Pressure (MPa)	PoF
1	7.24	0.299
2	7.2	0.296
3	7.1	0.292
4	7	0.286
5	6.9	0.281
6	6.8	0.275
7	6.7	0.271
8	6.6	0.264
9	6.5	0.259
10	6.4	0.253
11	6.3	0.249
12	6.2	0.243
13	6.1	0.237
14	6	0.233
15	5.9	0.228
16	5.8	0.223
17	5.7	0.217
18	5.6	0.212
19	5.5	0.205
20	5.4	0.199
21	5.3	0.194
22	5.2	0.190
23	5.1	0.185
24	5	0.181
25	4.9	0.175
26	4.8	0.170
27	4.7	0.166
28	4.6	0.159
29	4.5	0.155
30	4.4	0.151

Dari hasil analisa yang telah dilakukan dapat dilihat bahwa dengan menurunnya *operating pressure* maka *probability of failure* juga mengalami penurunan.

4.5.2. Tingkat Kekritisian Pipeline

Penentuan kekritisian *pipeline* dapat dilakukan setelah *probability of failure* dan *consequence of failure* telah didapatkan. Kekritisian *pipeline* tersebut kemudian ditampilkan dalam *risk matrix* sesuai dengan gambar 4.7. Dari analisa tersebut dapat diketahui kekritisian *pipeline* sebagai berikut:

- Skenario 1-5 : 12 bulan (1 tahun sekali)
- Skenario 6-18 : 24 bulan (2 tahun sekali)
- Skenario 19-26 : 24 bulan (2 tahun sekali)
- Skenario 27-30 : 30 bulan (2.5 tahun sekali)

4.5.3. Metode Inspeksi

Metode inspeksi yang akan dilakukan pada *pipeline* dapat ditentukan setelah mengetahui kondisi tingkat kekritisian *pipeline* tersebut. Setelah mengetahui resiko *pipeline* yang ditampilkan pada *risk matrix* (gambar 4.7), maka pemilihan metode inspeksi dapat dilihat pada tabel 4.16. adapun metode inspeksi yang sesuai adalah sebagai berikut:

- *Visual Testing*
- *Ultrasonic straight Beam Test*
- *Radiography Examination*

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan analisa yang telah dilakukan maka dapat diambil beberapa kesimpulan sebagai berikut:

1. Hasil analisa peluang kegagalan (PoF) dengan menggunakan simulasi Monte Carlo didapatkan bahwa PoF yang tertinggi yaitu sebesar 0.299
2. Dari analisa semi-kuantitatif RBI maka dapat diketahui kekritisitas *pipeline* untuk semua skenario sebagai berikut:
 - Skenario 1-5 : Resiko Tinggi
 - Skenario 6-18 : Resiko Menengah-Tinggi
 - Skenario 19-26 : Resiko Menengah-Tinggi
 - Skenario 27-30 : Resiko Menengah
3. Metode inspeksi yang dapat dilakukan pada *pipeline* dengan kondisi kekritisitas tersebut adalah: *Visual Testing, Ultrasonic straight Beam Test, Radiography Examination*, dengan frekuensi sebagai berikut:
 - Skenario 1-5 : 12 bulan (1 tahun sekali)
 - Skenario 6-18 : 24 bulan (2 tahun sekali)
 - Skenario 19-26 : 24 bulan (2 tahun sekali)
 - Skenario 27-30 : 30 bulan (2.5 tahun sekali)
4. Risk Mitigasi
Beberapa hal yang dapat dilakukan untuk mengurangi tingkat resiko dan untuk melakukan *maintenance* pada *pipeline* adalah sebagai berikut:
 - a) Meningkatkan kesadaran dalam industri kelautan dan para pemegang saham. Jika terjadi pembaruan dalam peraturan

kelautan, maka perlu dipastikan bahwa semua pihak menaati peraturan tersebut.

- b) Memasang *buoy markers* pada *pipeline* sebagai penanda untuk lalu-lintas perkapalan yang melintas pada daerah berbahaya tersebut.
- c) Mengurangi pengrusakan atau pencurian *buoy markers*, yaitu dengan cara:
 - Memberikan penanda yang bertuliskan ancaman hukuman.
 - Pemasangan alarm pada peralatan tersebut.
 - Pemasangan *hidden tracking system* (GPS) dekat dengan lokasi *pipeline*.
- d) Meningkatkan frekuensi patroli laut pada jalur padat lalu-lintas kapal.
- e) Membuat jalur komunikasi yang lebih baik dengan gedung pemantau.
- f) Melakukan inspeksi external secara periodic, contohnya: *side sonar survey* untuk melihat bahaya sepanjang rute *pipeline* seperti; *free span, crossing area, debris*, atau cacat lainnya.
- g) Melakukan inspeksi internal secara periodik menggunakan *intelligent pig*, untuk mendeteksi cacat yang terjadi pada dinding *pipeline*.
- h) Merencanakan prosedur *emergency response*.
- i) Melakukan evaluasi *on bottom stability* khususnya pada lokasi dimana *pipeline* mengalami *free span* yang cukup besar.

5.2. Saran

Beberapa saran yang dapat diberikan adalah:

1. Diperlukan adanya jaminan ketersediaan data-data teknik yang memadai, serta data-data aktual pada *pipeline* yang dapat diperoleh dari hasil inspeksi yang terencana.

2. Maintenance yang cukup perlu dilakukan agar pipeline dapat menjaga performa serta dapat beroperasi dengan umur yang telah didesain.
3. Diperlukan perhatian dan penelitian yang lebih lanjut pada pipeline yang mengalami kondisi kritis pada berbagai KP untuk menjaga keutuhan pipeline.
4. Kajian ulang RBI yang akan datang sebaiknya ditingkatkan pada level III kuantitatif, sehingga didapatkan hasil yang lebih detail terutama dampak yang mengakibatkan kerusakan lingkungan dan kerugian ekonomi yang disebabkan oleh kebocoran.

DAFTAR PUSTAKA

- API 580. 2002. "*Risk-Based Inspection*". Washington DC.
- API 581. 2000. "*Risk-Based Inspection (Base Resource Document)*". Washington DC.
- Azhar, Ahmad Fauzan R. 2007. "*Analisa Resiko Offshore Pipeline Dengan Menggunakan Metode RBI (Risk Based Inspection)*". Tugas Akhir Jurusan Teknik Kelautan FTK-ITS.
- Clausard, C. 2006. "Pipeline Integrity Management Strategy for Aging Offshore Pipelines". *Juornal of Pipeline*. UK.
- Iskandar, Dedy. 2008. "*Permodelan Integrity Management System pada Jaringan Pipa Transmisi Gas Alam di Offshore North West Java*". Tugas Akhir Jurusan Teknik Kimia FT-UI.
- Kristiansen, Svein. 2005. "*Maritime Transportation Safety Management and Risk Analysis*". Oxford, United Kingdom.
- Maslun, M. 2009. "*Risk Assessment pada Unburied Subsea Pipeline Akibat Pengaruh Trawl Gear*". Tugas Akhir Jurusan Teknik Kelautan FTK-ITS.
- Metcalf, A.V. 1994. "*Statistics in Engineering*". Chapman & Hall. London, UK.
- Mousselli, A.H. 1981. "*Offshore Pipeline Design, Analysis, and Methods*". PennWell Publishing Company. Tulsa, Oklahoma.

- Nagoya, Franciscus Ventus. 2008. "*Manajemen Resiko pada Pipa Bawah Laut*". Tugas Akhir Jurusan Teknik Kelautan FTK-ITS.
- Rohmy, Ellya. 2006. "*Evaluasi Studi Desain Pipeline Berbasis Reliability*". Tugas Akhir Jurusan Teknik Perkapalan FTK-ITS.
- Rosyid, D.M. 2007. "*Pengantar Rekayasa Keandalan*". Airlangga University Press. Surabaya.
- Sholihin, M. Yudi M. 2007. "Tingkat Keandalan Pipeline pada Transportasi Minyak dan Gas dengan Menggunakan Metoda Pipeline Integrity Management System (PIMS)". *Proceeding Simposium Nasional IATMI*. Yogyakarta.
- Soegiono. 2004. "*Teknologi Produksi dan Perawatan Bangunan Laut*". Airlangga University Press. Surabaya.
- Soegiono. 2006. "*Pipa Laut*". Airlangga University Press. Surabaya.
- Sudaryanto, Adi. 2007. "*Penggunaan Metode Risk Based Inspection untuk Perencanaan Kegiatan Inspeksi pada Fasilitas Produksi di Anjungan Lepas Pantai (Studi Kasus di PT. XYZ Indonesia)*". Thesis Master Jurusan Teknik Industri FTI-ITS.

LAMPIRAN A

Perhitungan Probability of Failure

Menghitung Peluang Kegagalan (PoF) dengan metode Monte Carlo.

Jenis Moda Kegagalan	: Pressure Based
Variabel random	: Faktor bias dan kedalaman korosi
Lokasi	: Zona 17 (<i>Port Area</i>) KP 139 – 151
Kedalaman	: 18 m
<i>Design Pressure</i>	: 7.92 MPa
MAOP	: 7.24 MPa

Category high risk:

- Konsekuensi tumbukan jangkar kapal (*drop & drag*)
- Kepadatan jumlah orang sekitar lokasi
- Business atau kehilangan produk.

Perhitungan skenario 1 dengan menggunakan MAOP (7.24 MPa).

- Outside Diameter (D) = 0.8128 m
- Wall thickness = 0.0159 m
- SMYS (Sy) = 450 MPa

Moda Kegagalan : $MK = [PB - PO]$

Dimana,

Burst Pressure = *Resistance Factor*
Operational Pressure = *Load Factor*

Burst Pressure dapat dicari dengan persamaan 2.9.

Variabel random : Faktor bias (B_{BP}) dan kedalaman korosi (d)

- B_{BP} , $\mu = 0.0008063$
 $\sigma = 0.000465$
- d, $\mu = 1.478$
 $\sigma = 0.2552$

Tabel A1. Simulasi Monte Carlo untuk skenario 1. (40 dari 10,000 sampel)

BBP	d	PB	MK	F/S
0.913	0.00075	15.314	8.074	1
0.357	0.00091	5.928	-1.312	0
1.081	0.00068	18.221	10.981	1
1.759	0.00103	28.960	21.720	1
0.669	0.00104	11.005	3.765	1
0.107	0.00067	1.796	-5.444	0
0.117	0.00057	1.983	-5.257	0
0.254	0.00039	4.360	-2.880	0
0.203	0.00026	3.517	-3.723	0
0.179	0.00093	2.969	-4.271	0
0.679	0.00037	11.687	4.447	1
0.836	0.00001	14.715	7.475	1
0.580	0.00127	9.391	2.151	1
0.669	0.00036	11.518	4.278	1
0.245	0.00085	4.076	-3.164	0
0.772	0.00115	12.616	5.376	1
1.430	0.00083	23.868	16.628	1
0.398	0.00035	6.852	-0.388	0
0.070	0.00034	1.206	-6.034	0
0.320	0.00081	5.340	-1.900	0
1.194	0.00027	20.653	13.413	1
0.772	0.00084	12.873	5.633	1
1.610	0.00065	27.193	19.953	1
0.427	0.00078	7.144	-0.096	0
0.710	0.00025	12.298	5.058	1
0.370	0.00032	6.379	-0.861	0
1.548	0.00002	27.207	19.967	1
1.419	0.00008	24.849	17.609	1
0.706	0.00095	11.694	4.454	1
0.079	0.00025	1.374	-5.866	0
0.661	0.00071	11.120	3.880	1
0.704	0.00084	11.742	4.502	1
0.434	0.00021	7.545	0.305	1
1.428	0.00042	24.480	17.240	1
0.391	0.00078	6.553	-0.687	0
0.654	0.00056	11.116	3.876	1
1.529	0.00087	25.438	18.198	1
0.023	0.00078	0.385	-6.855	0
0.344	0.00070	5.798	-1.442	0
1.030	0.00074	17.285	10.045	1

Pada skenario 1 dengan tekanan 7.24 MPa maka didapat peluang kegagalan (Pof) sebesar = 0.299

Analisa Peluang Kegagalan Pipeline dengan menggunakan Model Bea

Model Bea (persamaan 2.8) :

$$P_f = P [P_O \geq P_B]$$

dimana,

P_O = *Operational Pressure (Load)*

P_B = *Burst Pressure (Resistance)*

Burst Pressure dapat dicari dengan persamaan (2.9).

Asumsi variabel dari persamaan 2.8 adalah lognormal, indeks keamanan dapat diformulasikan dalam persamaan 2.10.

Dimana,

$\sigma \ln P_B$ = standar deviasi logaritmik *burst pressure*

$\sigma \ln P_O$ = standar deviasi logaritmik *operational pressure*

Asumsi lain:

Coefficient of variation *burst pressure* = 0.25

Coefficient of variation *operational pressure* = 0.06

$\sigma \ln P_B$ dan $\sigma \ln P_O$ dapat dicari dengan persamaan berikut:

$$V_x = [\exp(\sigma^2 \ln_x) - 1]^{0.5}$$

Karena nilai V_x kurang dari 40% maka $V_x \approx \sigma \ln x$

Sehingga: $\sigma \ln P_B = 0.25$

$\sigma \ln P_O = 0.06$

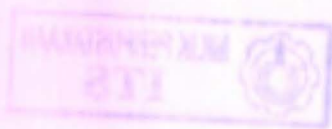
Berdasarkan indeks keandalan, maka dapat dicari keandalan pada tabel distribusi normal. Perhitungan untuk semua variasi dapat dilihat dalam tabel berikut.

Tabel A2. Perhitungan peluang kegagalan untuk faktor bias 0.5 dengan empat kedalaman korosi

Skenario	d = 0.05 t	d = 0.1 t	d = 0.15 t	d = 0.25 t
1	0.2877	0.3637	0.4483	0.6368
2	0.2810	0.3557	0.4404	0.6293
3	0.2620	0.3372	0.4168	0.6103
4	0.2451	0.3156	0.3974	0.5910
5	0.2296	0.2981	0.3745	0.5675
6	0.2119	0.2776	0.3557	0.5438
7	0.1949	0.2578	0.3336	0.5239
8	0.1788	0.2389	0.3121	0.5040
9	0.1635	0.2236	0.2912	0.4761
10	0.1587	0.2033	0.2709	0.4522
11	0.1335	0.1867	0.2514	0.4286
12	0.1230	0.1711	0.2327	0.4052
13	0.1112	0.1562	0.2148	0.3783
14	0.0985	0.1401	0.1949	0.3557
15	0.0885	0.1271	0.1788	0.3300
16	0.0778	0.1131	0.1611	0.3085
17	0.0681	0.1003	0.1446	0.2843
18	0.0606	0.0901	0.1292	0.2620
19	0.0516	0.0793	0.1170	0.2389
20	0.0446	0.0681	0.1020	0.2177
21	0.0384	0.0594	0.0901	0.1977
22	0.0329	0.0516	0.0778	0.1762
23	0.0274	0.0436	0.0681	0.1587
24	0.0227	0.0367	0.0582	0.1401
25	0.0192	0.0314	0.0495	0.1230
26	0.0158	0.0256	0.0418	0.1075
27	0.0125	0.0212	0.0351	0.0934
28	0.0102	0.0174	0.0294	0.0793
29	0.0080	0.0139	0.0239	0.0681
30	0.0064	0.0113	0.0192	0.0571

Tabel A3. Perhitungan peluang kegagalan untuk faktor bias 1.1 dengan empat kedalaman korosi

Skenario	$d = 0.05 t$	$d = 0.1 t$	$d = 0.15 t$	$d = 0.25 t$
1	0.0002	0.00033	0.00071	0.00340
2	0.0002	0.00030	0.00066	0.00320
3	0.0002	0.00024	0.00054	0.00270
4	0.0002	0.00020	0.00045	0.00230
5	0.0001	0.00020	0.00036	0.00190
6	0.0001	0.00020	0.00029	0.00160
7	0.0001	0.00020	0.00024	0.00131
8	0.0001	0.00020	0.00021	0.00107
9	0.000	0.00020	0.00020	0.00087
10	0.000	0.00020	0.00020	0.00074
11	0.000	0.00020	0.00020	0.00058
12	0.000	0.00020	0.00020	0.00047
13	0.000	0.000	0.00020	0.00038
14	0.000	0.000	0.00020	0.00029
15	0.000	0.000	0.00020	0.00023
16	0.000	0.000	0.00020	0.00020
17	0.000	0.000	0.00020	0.00020
18	0.000	0.000	0.000	0.00020
19	0.000	0.000	0.000	0.00020
20	0.000	0.000	0.000	0.00020
21	0.000	0.000	0.000	0.00020
22	0.000	0.000	0.000	0.00020
23	0.000	0.000	0.000	0.00020
24	0.000	0.000	0.000	0.00020
25	0.000	0.000	0.000	0.00020
26	0.000	0.000	0.000	0.00020
27	0.000	0.000	0.000	0.000
28	0.000	0.000	0.000	0.000
29	0.000	0.000	0.000	0.000
30	0.000	0.000	0.000	0.000

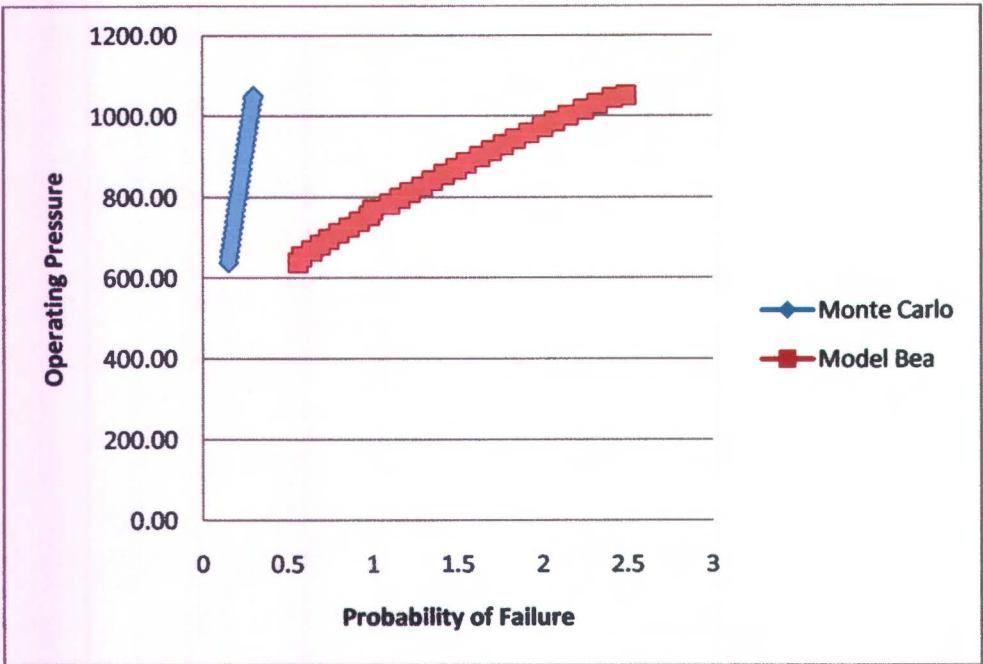


Tabel A4. Perhitungan peluang kegagalan untuk faktor bias 1.4 dengan empat kedalaman korosi

Skenario	$d = 0.05 t$	$d = 0.1 t$	$d = 0.15 t$	$d = 0.25 t$
1	0.000	0.000	0.000	0.00020
2	0.000	0.000	0.000	0.00020
3	0.000	0.000	0.000	0.00020
4	0.000	0.000	0.000	0.00020
5	0.000	0.000	0.000	0.00020
6	0.000	0.000	0.000	0.00020
7	0.000	0.000	0.000	0.00020
8	0.000	0.000	0.000	0.00020
9	0.000	0.000	0.000	0.00020
10	0.000	0.000	0.000	0.00020
11	0.000	0.000	0.000	0.00020
12	0.000	0.000	0.000	0.000
13	0.000	0.000	0.000	0.000
14	0.000	0.000	0.000	0.000
15	0.000	0.000	0.000	0.000
16	0.000	0.000	0.000	0.000
17	0.000	0.000	0.000	0.000
18	0.000	0.000	0.000	0.000
19	0.000	0.000	0.000	0.000
20	0.000	0.000	0.000	0.000
21	0.000	0.000	0.000	0.000
22	0.000	0.000	0.000	0.000
23	0.000	0.000	0.000	0.000
24	0.000	0.000	0.000	0.000
25	0.000	0.000	0.000	0.000
26	0.000	0.000	0.000	0.000
27	0.000	0.000	0.000	0.000
28	0.000	0.000	0.000	0.000
29	0.000	0.000	0.000	0.000
30	0.000	0.000	0.000	0.000

Tabel A5. Perhitungan peluang kegagalan untuk empat nilai S_y

Skenario	$d = 0.05 t$	$d = 0.1 t$	$d = 0.15 t$	$d = 0.25 t$
1	0.29	0.352	0.460	0.536
2	0.28	0.341	0.452	0.528
3	0.26	0.326	0.429	0.508
4	0.25	0.302	0.409	0.488
5	0.23	0.284	0.386	0.464
6	0.21	0.264	0.364	0.442
7	0.19	0.248	0.341	0.421
8	0.18	0.230	0.323	0.397
9	0.17	0.212	0.302	0.375
10	0.15	0.195	0.281	0.352
11	0.13	0.179	0.262	0.330
12	0.12	0.161	0.239	0.305
13	0.11	0.147	0.221	0.284
14	0.10	0.134	0.203	0.264
15	0.09	0.121	0.187	0.245
16	0.08	0.108	0.169	0.224
17	0.07	0.095	0.152	0.203
18	0.06	0.084	0.136	0.184
19	0.05	0.074	0.121	0.166
20	0.04	0.064	0.108	0.149
21	0.04	0.056	0.095	0.134
22	0.03	0.048	0.084	0.117
23	0.03	0.041	0.072	0.104
24	0.02	0.034	0.062	0.090
25	0.02	0.029	0.053	0.078
26	0.02	0.024	0.045	0.067
27	0.01	0.020	0.038	0.057
28	0.01	0.016	0.031	0.049
29	0.01	0.013	0.026	0.040
30	0.01	0.010	0.021	0.033



Gambar A1. Grafik Perbandingan Probability of Failure

LAMPIRAN B

Perhitungan Consequences of Failure

Analisa konsekuensi menggunakan Metode Semi-Kuantitatif RBI

Sifat-sifat dari fluida representatif yang dipakai adalah sebagai berikut:

Jenis fluida	: C1-C2 (<i>Methane dan Ethane</i>)	
Berat molekul (gram/mol)	: 23	
Berat jenis (lb/ft ³)	: 5,639	
Tingkat keadaan	: gas	
Temperatur <i>autoignition</i> (°F)	: 1036	
Kapasitas panas ideal pada tekanan konstan(C _p)		= 12,3 (Btu/lbmol.°F)
Kapasitas panas ideal pada volume konstan(C _v)		= 10,313 (Btu/lbmol.°F)
R = 1,987 (Btu/lbmol.°F)		

Analisis Laju Kebocoran

Jenis fluida yang dialirkan pada pipeline ini adalah gas, sehingga untuk menentukan rumus yang akan digunakan untuk menentukan laju pelepasan fluida gas, maka dilakukan perhitungan sebagai berikut dengan menggunakan persamaan 2.14.

Dari data yang ada diperoleh nilai:

$$K = 1.193$$

sehingga, $P_{trans} = 25,969$ psi

Karena tekanan pada *pipeline* lebih besar dari pada tekanan transisi, maka jenis pelepasan fluida yang terjadi adalah sonik dengan perhitungan menggunakan persamaan 2.15.

Tabel B1. Perhitungan Laju Pelepasan Fluida pada empat kedalaman korosi

Skenario	Laju pelepasan fluida (lb/s)					
	Suhu (°C)	Operating Pressure (Psia)	Ukuran Lubang (in)			
			0.25	1	4	16
1	28.88	1050.07	3.10	12.40	49.62	198.50
2	28.86	1044.27	3.08	12.34	49.36	197.47
3	28.73	1029.76	3.04	12.19	48.79	195.17
4	28.64	1015.26	3.01	12.04	48.18	192.72
5	28.45	1000.76	2.97	11.91	47.65	190.60
6	28.12	986.26	2.95	11.80	47.23	188.94
7	27.59	971.75	2.93	11.74	46.98	187.94
8	26.24	957.25	2.96	11.86	47.45	189.84
9	25.71	942.75	2.95	11.80	47.21	188.88
10	24.61	928.24	2.97	11.88	47.52	190.08
11	24.55	913.74	2.92	11.70	46.83	187.34
12	24.32	899.23	2.89	11.57	46.30	185.24
13	23.81	884.73	2.87	11.51	46.04	184.19
14	23.74	870.23	2.83	11.33	45.35	181.44
15	23.49	855.72	2.80	11.21	44.84	179.36
16	22.84	841.22	2.79	11.17	44.70	178.81
17	22.31	826.72	2.77	11.11	44.45	177.81
18	21.72	812.21	2.76	11.06	44.26	177.04
19	21.29	797.71	2.74	10.97	43.90	175.63
20	20.65	783.20	2.73	10.94	43.77	175.09
21	20.13	768.70	2.71	10.87	43.51	174.05
22	19.92	754.19	2.68	10.72	42.91	171.66
23	19.85	739.69	2.63	10.54	42.16	168.66
24	19.72	725.18	2.59	10.36	41.47	165.90
25	19.58	710.68	2.54	10.19	40.78	163.16
26	19.21	696.18	2.52	10.08	40.34	161.36
27	18.74	681.68	2.49	9.99	39.99	159.97
28	18.65	667.17	2.45	9.80	39.23	156.94
29	18.48	652.67	2.40	9.63	38.55	154.23
30	18.25	638.17	2.37	9.48	37.93	151.75

Estimasi durasi kebocoran.

Durasi kebocoran (DB) dapat ditentukan dengan persamaan berdasarkan API 581:

$$DB = \frac{\text{Inventory Value}}{\text{Laju Pelepasan Fluida} * 60}$$

Tabel B2. Analisa estimasi durasi kebocoran *pipeline*

Skenario	Durasi kebocoran (menit)			
	Ukuran lubang (in)			
	0.25	1	4	16
1	268.68	67.17	16.79	4.20
2	270.08	67.52	16.88	4.22
3	273.26	68.31	17.07	4.27
4	276.73	69.18	17.29	4.32
5	279.81	69.95	17.48	4.37
6	282.27	70.56	17.64	4.41
7	283.77	70.94	17.73	4.43
8	280.94	70.23	17.55	4.39
9	282.36	70.59	17.64	4.41
10	280.57	70.14	17.53	4.38
11	284.68	71.17	17.79	4.45
12	287.91	71.97	17.99	4.50
13	289.55	72.38	18.09	4.52
14	293.94	73.48	18.37	4.59
15	297.34	74.33	18.58	4.65
16	298.26	74.56	18.64	4.66
17	299.95	74.98	18.74	4.69
18	301.24	75.31	18.82	4.71
19	303.67	75.91	18.97	4.74
20	304.60	76.15	19.03	4.76
21	306.42	76.60	19.15	4.79
22	310.6	77.67	19.41	4.85
23	316.21	79.05	19.76	4.94
24	321.48	80.37	20.09	5.02
25	326.87	81.71	20.42	5.11
26	330.52	82.63	20.65	5.16
27	333.39	83.34	20.83	5.21
28	339.82	84.95	21.23	5.31
29	345.79	86.44	21.61	5.40
30	351.44	87.86	21.96	5.49

Menentukan Tipe Kebocoran

Tabel B3. Massa Fluida Representatif (lb) yang keluar dalam 3 menit

Skenario	Ukuran lubang (in)			
	0.25	1	4	16
1	558.28	2233.13	8932.51	35730.05
2	555.39	2221.56	8886.24	35544.97
3	548.91	2195.66	8782.62	35130.50
4	542.03	2168.13	8672.52	34690.07
5	536.07	2144.28	8577.12	34308.48
6	531.39	2125.57	8502.27	34009.09
7	528.58	2114.33	8457.32	33829.27
8	533.92	2135.68	8542.71	34170.85
9	531.22	2124.89	8499.55	33998.21
10	534.61	2138.44	8553.78	34215.11
11	526.90	2107.60	8430.41	33721.63
12	520.98	2083.93	8335.73	33342.92
13	518.04	2072.16	8288.65	33154.61
14	510.30	2041.20	8164.78	32659.13
15	504.46	2017.83	8071.31	32285.26
16	502.91	2011.66	8046.62	32186.49
17	500.08	2000.32	8001.27	32005.07
18	497.93	1991.74	7966.95	31867.78
19	493.96	1975.83	7903.30	31613.21
20	492.43	1969.73	7878.93	31515.74
21	489.52	1958.07	7832.27	31329.08
22	482.81	1931.22	7724.89	30899.57
23	474.36	1897.42	7589.68	30358.73
24	466.58	1866.34	7465.35	29861.41
25	458.88	1835.54	7342.15	29368.61
26	453.83	1815.31	7261.25	29044.99
27	449.91	1799.64	7198.58	28794.32
28	441.40	1765.60	7062.40	28249.59
29	433.79	1735.14	6940.57	27762.29
30	426.81	1707.24	6828.97	27315.86

Tabel B4. Tipe Kebocoran yang Terjadi pada *Pipeline*

Menentukan Tipe Kebocoran				
skenario	Ukuran lubang (in)			
	0.25	1	4	16
1	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
2	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
3	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
4	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
5	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
6	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
7	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
8	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
9	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
10	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
11	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
12	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
13	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
14	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
15	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
16	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
17	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
18	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
19	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
20	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
21	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
22	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
23	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
24	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
25	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
26	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
27	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
28	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
29	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika
30	Kontinyu	Seketika	Seketika	Seketika

Menghitung Luas Daerah akibat Kebocoran.

Tabel B5. Perhitungan Luas Daerah Kerusakan

Luas Daerah Kerusakan (ft ²)				
Skenario	Ukuran Lubang (in)			
	0.25	1	4	16
1	820.7	5141.4	12143.8	28683.6
2	816.6	5124.8	12104.8	28591.4
3	807.6	5087.7	12017.1	28384.2
4	797.9	5048.1	11923.5	28163.1
5	789.6	5013.6	11842.0	27970.6
6	783.1	4986.4	11777.8	27819.0
7	779.1	4970.0	11739.2	27727.7
8	786.6	5001.1	11812.5	27901.0
9	782.8	4985.4	11775.5	27813.5
10	787.6	5005.1	11822.0	27923.4
11	776.8	4960.2	11716.0	27673.0
12	768.5	4925.6	11634.2	27479.9
13	764.4	4908.3	11593.4	27383.5
14	753.5	4862.7	11485.7	27129.1
15	745.3	4828.1	11404.0	26936.1
16	743.1	4819.0	11382.4	26885.0
17	739.2	4802.1	11342.6	26791.0
18	736.1	4789.3	11312.4	26719.6
19	730.6	4765.6	11256.3	26587.1
20	728.4	4756.5	11234.7	26536.2
21	724.3	4739.0	11193.4	26438.7
22	714.9	4698.6	11098.0	26213.4
23	703.0	4647.4	10977.2	25928.0
24	692.0	4600.1	10865.3	25663.8
25	681.2	4552.9	10753.8	25400.4
26	674.1	4521.7	10680.2	25226.5
27	668.5	4497.5	10623.0	25091.3
28	656.5	4444.5	10497.9	24795.9
29	645.7	4396.8	10385.3	24529.8
30	635.9	4352.9	10281.4	24284.5

Tabel B6. Perhitungan Luas Daerah Berbahaya

Luas Daerah Berbahaya (ft ²)				
Skenario	Ukuran Lubang (in)			
	0.25	1	4	16
1	2110.6	8307.0	19894.8	47647.3
2	2100.6	8279.8	19829.9	47491.7
3	2078.0	8218.9	19683.9	47142.0
4	2054.0	8153.8	19528.0	46768.8
5	2033.2	8097.2	19392.4	46444.1
6	2016.9	8052.6	19285.6	46188.3
7	2007.1	8025.8	19221.3	46034.3
8	2025.7	8076.7	19343.4	46326.6
9	2016.3	8051.0	19281.8	46179.0
10	2028.2	8083.3	19359.2	46364.4
11	2001.2	8009.7	19182.8	45942.0
12	1980.5	7952.9	19046.8	45616.2
13	1970.2	7924.5	18978.9	45453.8
14	1943.1	7849.7	18799.8	45024.6
15	1922.7	7793.0	18663.9	44699.2
16	1917.3	7778.0	18627.9	44613.0
17	1907.3	7750.3	18561.7	44454.4
18	1899.8	7729.4	18511.5	44334.2
19	1885.8	7690.4	18418.2	44110.8
20	1880.5	7675.5	18382.4	44025.0
21	1870.2	7646.8	18313.7	43860.6
22	1846.6	7580.6	18155.1	43480.8
23	1816.9	7496.7	17954.3	42999.8
24	1789.5	7419.1	17768.4	42554.6
25	1762.3	7341.7	17583.1	42110.8
26	1744.4	7290.7	17460.8	41817.9
27	1730.5	7251.0	17365.7	41590.2
28	1700.4	7164.2	17158.0	41092.7
29	1673.4	7086.1	16971.0	40644.7
30	1648.6	7014.1	16798.5	40231.7

Menghitung Frekuensi Kerusakan Generik.

Menurut tabel 8.1 API RBI 581 peralatan mempunyai frekuensi kerusakan generik sebagai berikut:

Tabel B7. Frekuensi Kerusakan Generik

Frekuensi kerusakan generik per tahun				Jumlah total frek generik	Frekuensi kerusakan generik per tahun			
Ukuran Lubang (in)					Ukuran Lubang (in)			
0.25	1	4	16		0.25	1	4	16
1.0E-07	3.0E-07	3.0E-08	2.0E-08	4.5E-07	2.2E-01	6.7E-01	6.7E-02	4.4E-02

Menghitung Konsekuensi Kegagalan

Tabel B8. Perhitungan konsekuensi kegagalan.

Skenario	Luas Daerah Konsekuensi Kegagalan (ft ²)				Luas total (ft ²)
	Ukuran Lubang (in)				
	0.25	1	4	16	
1	469.0	5538.0	1326.3	2117.7	9451.0
2	466.8	5519.9	1322.0	2110.7	9419.4
3	461.8	5479.3	1312.3	2095.2	9348.5
4	456.5	5435.9	1301.9	2078.6	9272.8
5	451.8	5398.1	1292.8	2064.2	9207.0
6	448.2	5368.4	1285.7	2052.8	9155.1
7	446.0	5350.5	1281.4	2046.0	9123.9
8	450.2	5384.5	1289.6	2059.0	9183.2
9	448.1	5367.3	1285.5	2052.4	9153.2
10	450.7	5388.9	1290.6	2060.6	9190.8
11	444.7	5339.8	1278.9	2041.9	9105.2
12	440.1	5301.9	1269.8	2027.4	9039.2
13	437.8	5283.0	1265.3	2020.2	9006.3
14	431.8	5233.2	1253.3	2001.1	8919.4
15	427.3	5195.3	1244.3	1986.6	8853.5
16	426.1	5185.3	1241.9	1982.8	8836.0
17	423.8	5166.9	1237.4	1975.8	8803.9
18	422.2	5152.9	1234.1	1970.4	8779.6
19	419.1	5126.9	1227.9	1960.5	8734.4
20	417.9	5117.0	1225.5	1956.7	8717.0

(lanjutan)

Skenario	Luas Daerah Konsekuensi Kegagalan (ft ²)				Luas total (ft ²)
	Ukuran Lubang (in)				
	0.25	1	4	16	
21	415.6	5097.9	1220.9	1949.4	8683.7
22	410.4	5053.7	1210.3	1932.5	8606.9
23	403.7	4997.8	1197.0	1911.1	8509.6
24	397.7	4946.1	1184.6	1891.3	8419.6
25	391.6	4894.5	1172.2	1871.6	8329.9
26	387.6	4860.4	1164.1	1858.6	8270.7
27	384.6	4834.0	1157.7	1848.5	8224.7
28	377.9	4776.2	1143.9	1826.3	8124.2
29	371.9	4724.1	1131.4	1806.4	8033.8
30	366.4	4676.1	1119.9	1788.1	7950.4

Tabel B9. Technical Modul Subfactor Thinning

(a) Age of Equipment in current service (year)	6
Nominal Thickness (inch)	0.625
(t) Prediction Actual Thickness next inspection (inch)	0.049662006
Ph	6.6
Temperature (°F)	100
Design pressure (MPa)	7.92
Operating pressure (Mpa)	7.24
Material of equipment	API 5L X65
(r) Corrosion Rate (inch / year)	0.002
Calculate ar/t	0.0192
Corrosion/Thinning Type	
Thinning Mechanism (table G-4)	Hydrochloric Acid (HCl) Corr
Type of Thinning (table G-5)	LOCALIZED
DETERMINE TECHNICAL MODUL SUBFACTOR (TMSF)	
Inspection effectiveness category (table G-6A,B)	Highly Effective
Number Inspection	3
TMSF (table G-7)	1
Determine over design factor (table G-8)	1
Determine online monitoring factor (table G-9)	2
Adjustment for injection / mix point (G-5.9-only piping)	1
Adjustment for deadlegs (G-5.10-only piping)	1
Determine TMSF adjustment (final)	1
LIKELIHOOD CATEGORY	
Likelihood Category (App B-table B-5)	1

Tingkat Resiko Semi Kuantitatif

Tabel B10. Hasil Analisa Tingkat Resiko Semi Kuantitatif

Skenario	PoF	Tipe Kegagalan	Total Luas Daerah (ft ²)	Tipe Konsekuensi
1	0.299	5	16847.9	D
2	0.296	5	16792.2	D
3	0.292	5	16667.0	D
4	0.286	5	16533.3	D
5	0.281	5	16417.1	D
6	0.275	4	16325.5	D
7	0.271	4	16270.4	D
8	0.264	4	16375.0	D
9	0.259	4	16322.2	D
10	0.253	4	16388.6	D
11	0.249	4	16237.4	D
12	0.243	4	16120.8	D
13	0.237	4	16062.7	D
14	0.233	4	15909.1	D
15	0.228	4	15792.7	D
16	0.223	4	15761.9	D
17	0.217	4	15705.2	D
18	0.212	4	15662.2	D
19	0.205	3	15582.2	D
20	0.199	3	15551.6	D
21	0.194	3	15492.8	D
22	0.190	3	15357.0	D
23	0.185	3	15185.0	D
24	0.181	3	15025.9	D
25	0.175	3	14867.3	D
26	0.170	3	14762.6	D
27	0.166	2	14681.3	D
28	0.159	2	14503.6	D
29	0.155	2	14343.6	D
30	0.151	2	14196.1	D

LAMPIRAN C
ANALISIS RBI

Tabel C1. *Generic Failure Frequency* Tiap Peralatan

Equipment Type	Data Source (Reference)	Leak Frequency (per year for four hole sizes)			
		¼ in	1 in	4 in	Rupture
Centrifugal Pump, single seal	1	6×10^{-2}	5×10^{-4}	1×10^{-4}	
Centrifugal Pump, double seal	1	6×10^{-3}	5×10^{-4}	1×10^{-4}	
Column	2	8×10^{-5}	2×10^{-4}	2×10^{-4}	6×10^{-6}
Compressor, Centrifugal	1		1×10^{-3}	1×10^{-4}	
Compressor, Reciprocating	6		6×10^{-3}	6×10^{-4}	
Filter	1	9×10^{-4}	1×10^{-4}	5×10^{-5}	1×10^{-5}
Fin/Fan Coolers	3	2×10^{-3}	3×10^{-4}	5×10^{-8}	2×10^{-8}
Heat Exchanger, Shell	1	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
Heat Exchanger, Tube Side	1	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
Piping 0.75 in Diameter, per ft	3	1×10^{-5}			3×10^{-7}
Piping 1 in Diameter, per ft	3	5×10^{-6}			5×10^{-7}
Piping 2 in Diameter, per ft	3	3×10^{-6}			6×10^{-7}
Piping 4 in Diameter, per ft	3	9×10^{-7}	6×10^{-7}		7×10^{-8}
Piping 6 in Diameter, per ft	3	4×10^{-7}	4×10^{-7}		8×10^{-8}
Piping 8 in Diameter, per ft	3	3×10^{-7}	3×10^{-7}	8×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping 10 in Diameter, per ft	3	2×10^{-7}	3×10^{-7}	8×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping 12 in Diameter, per ft	3	1×10^{-7}	3×10^{-7}	3×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping 16 in Diameter, per ft	3	1×10^{-7}	2×10^{-7}	2×10^{-8}	2×10^{-8}
Piping > 16 in Diameter, per ft	3	6×10^{-8}	2×10^{-7}	2×10^{-8}	1×10^{-8}
Pressure Vessels	2	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	6×10^{-6}
Reactor	2	1×10^{-4}	3×10^{-4}	3×10^{-5}	2×10^{-5}
Reciprocating Pumps	7	0.7	0.01	0.001	0.001
Atmospheric Storage Tank	5	4×10^{-5}	1×10^{-4}	1×10^{-5}	2×10^{-5}

Tabel C2. Jenis Material Untuk Tiap Material Representatif

Representative Material	Examples of Applicable Materials
C ₁ – C ₂	Methane, ethane, ethylene, LNG
C ₃ – C ₅	Propane, butane, isobutene, LPG
C ₅	Pentane
C ₆ – C ₈	Gasoline, naphtha, light straight run, heptanes
C ₉ – C ₁₂	Diesel, kerosene
C ₁₃ – C ₁₆	Jet fuel, kerosene, atmospheric gas or
C ₁₇ – C ₂₅	Gas oil, typical crude
C ₂₅ +	Residuum, heavy crude
H ₂	Hydrogen only
H ₂ S	Hydrogen sulfide only
HF	Hydrogen fluoride
Water	Water
Steam	Steam
Acid (low)	Low-pressure acid with caustic
Acid (medium)	Low-pressure acid with caustic
Acid (high)	Low-pressure acid with caustic
Aromatics	Benzene, toluene, zylene
Styrene	Styrene

Tabel C3. *Fluid Leak Properties*

Fluid	Molecular weight	Density	NBP	% Evaporating In 24 hours*
H ₂	2	4.433	-423	100
C ₁ – C ₂	23	15.639	-193	100
H ₂ S	34	61.993	-75	100
C ₃ – C ₅	58	36.209	31	100
HF	20	60.37	68	100
C ₆ – C ₈	100	42.702	210	90
C ₉ – C ₁₂	149	45.823	364	50
C ₁₃ – C ₁₆	205	47.728	502	10
C ₁₇ – C ₂₅	280	48.383	651	5
C ₂₅ +	422	56.187	981	2

*Estimated Values

Tabel C4. Durasi Kebocoran Berdasarkan Sistem Deteksi dan Isolasi

Detection System Rating	Isolation System Rating	Leak Duration
A	A	20 minutes for ¼ - inch leaks 10 minutes for 1 - inch leaks 5 minutes for 4 - inch leaks
A	B	30 minutes for ¼ - inch leaks 20 minutes for 1 - inch leaks 10 minutes for 4 - inch leaks
A	C	40 minutes for ¼ - inch leaks 30 minutes for 1 - inch leaks 20 minutes for 4 - inch leaks
B	A or B	40 minutes for ¼ - inch leaks 30 minutes for 1 - inch leaks 20 minutes for 4 - inch leaks
B	C	1 hour for ¼ - inch leaks 30 minutes for 1 - inch leaks 20 minutes for 4 - inch leaks
C	A, B, or C	1 hour for ¼ - inch leaks 40 minutes for 1 - inch leaks 20 minutes for 4 - inch leaks

Tabel C5. Inventory Category Ranges

Category	Range	Value Used In Calculation
A	100 - 1000 lbs	500
B	1000 - 10000 lbs	5000
C	10000 - 100000 lbs	50000
D	100000 - 1000000 lbs	500000
E	1000000 - 10000000 lbs	5000000

Tabel C6. Konsekuensi Area Untuk Pelepasan Kontinyu Dengan Kemungkinan yang kecil Untuk Penyalaan Sendiri

Materials	Final Phase Gas		Final Phase Liquid	
	Area of equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)	Area of equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)
C ₁ - C ₂	$A = 280 X^{0.95}$	$A = 745 X^{0.92}$		
C ₃ - C ₅	$A = 315 X^{1.00}$	$A = 837 X^{0.92}$		
C ₅	$A = 304 X^{1.00}$	$A = 811 X^{1.00}$		
C ₆ - C ₈	$A = 313 X^{1.00}$	$A = 828 X^{1.00}$	$A = 525 X^{0.95}$	$A = 1315 X^{0.92}$
C ₉ - C ₁₂	$A = 391 X^{0.95}$	$A = 981 X^{0.92}$	$A = 560 X^{0.95}$	$A = 1401 X^{0.92}$
C ₁₃ - C ₁₆			$A = 1023 X^{0.92}$	$A = 2850 X^{0.90}$
C ₁₇ - C ₂₅			$A = 861 X^{0.92}$	$A = 2420 X^{0.90}$
C ₂₅ +			$A = 544 X^{0.90}$	$A = 1604 X^{0.90}$
H ₂	$A = 1146 X^{1.00}$	$A = 3072 X^{1.00}$		
H ₂ S	$A = 203 X^{0.89}$	$A = 375 X^{0.94}$		
HF				
Aromatics				
Styrene				
Shaded area represents cases in which equations are nonapplicable				
X = total release rate, lb/sec				
A = area, ft ²				
^a Must be processed at least 80°F above auto ignition temperature				

Tabel C7. Konsekuensi Area Untuk Pelepasan Seketika Dengan Kemungkinan yang Kecil Untuk Penyalaan Sendiri

Materials	Final Phase Gas		Final Phase Liquid	
	Area of equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)	Area of equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)
C ₁ - C ₂	$A = 1079 X^{0.62}$	$A = 3100 X^{0.63}$		
C ₃ - C ₅	$A = 523 X^{0.63}$	$A = 1768 X^{0.63}$		
C ₅	$A = 275 X^{0.61}$	$A = 959 X^{0.63}$		
C ₆ - C ₈	$A = 76 X^{0.61}$	$A = 962 X^{0.63}$		
C ₉ - C ₁₂	$A = 281 X^{0.61}$	$A = 988 X^{0.63}$	$A = 6.0 X^{0.53}$	$A = 20 X^{0.54}$
C ₁₃ - C ₁₆			$A = 9.2 X^{0.88}$	$A = 26 X^{0.88}$
C ₁₇ - C ₂₅			$A = 5.6 X^{0.91}$	$A = 16 X^{0.91}$
C ₂₅ +			$A = 1.4 X^{0.99}$	$A = 4.1 X^{0.99}$
H ₂	$A = 1430 X^{0.618}$	$A = 4193 X^{0.621}$		
H ₂ S	$A = 357 X^{0.61}$	$A = 1253 X^{0.63}$		
HF				
Aromatics				
Styrene				
Shaded area represents cases in which equations are nonapplicable				
X = total release rate, lb/sec				
A = area, ft ²				
^a Must be processed at least 80°F above auto ignition temperature				

Tabel C8. Kategori Konsekuensi Area

Consequence Category	Likelihood Weighted Average Area
A	< 10 ft ²
B	10 - 100 ft ²
C	100 - 1,000 ft ²
D	1,000- 10,000 ft ²
E	> 10,000 ft ²

Tabel C9. Corrosion Rates untuk Baja Carbon (mpy)

pH	Temperature (°F)			
	100	100 - 150	151 - 200	> 200
≤ 0.5	999	999	999	999
0.6 - 1.0	900	999	999	999
1.1 - 1.5	400	999	999	999
1.6 - 2.0	200	700	999	999
2.1 - 2.5	100	300	400	560
2.6 - 3.0	60	130	200	280
3.1 - 3.5	40	70	100	140
3.6 - 4.0	30	50	90	125
4.1 - 4.5	20	40	70	100
4.6 - 5.0	10	30	50	70
5.1 - 5.5	7	20	30	40
5.6 - 6.0	4	1	20	30
6.1 - 6.5	3	10	15	20
6.6 - 7.0	2	5	7	10

Note: These rates are 10 times the general corrosion rates to account for localized pitting corrosion

BIODATA PENULIS



Maxi Yoel Renda di lahirkan di Wasuponda (Luwu Timur, Sulawesi Selatan) pada tanggal 31 Maret 1988. Putra kelima dari enam bersaudara dari pasangan Bapak M.L. Renda dan Ibu Dundee B. Menempuh pendidikan formal dimulai dari jenjang taman kanak-kanak di TK Darma Wanita. Kemudian melanjutkan ke jenjang sekolah dasar di SDN 522 Sinongko lulus tahun 2000, SLTPN I Nuha lulus tahun 2003, dan SMAN I Nuha lulus tahun 2006 (semuanya di Wasuponda). Setelah

lulus SMA, mengikuti program PMDK-Kemitraan oleh Pemerintah Kabupaten Luwu Timur dan diterima masuk kuliah di perguruan tinggi negeri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya di Jurusan Teknik Kelautan, Fakultas Teknologi Kelautan. Terdaftar dengan Nrp. 4306 100 019, dengan bidang keahlian: Perancangan dan Produksi Bangunan Lepas Pantai.

Selama menjalani masa perkuliahan di kampus ITS, saya tidak hanya aktif berkuliah saja, namun juga aktif di beberapa kegiatan seminar maupun pelatihan. Selain itu saya pernah aktif dalam beberapa organisasi dalam ITS maupun non-ITS. Saya juga pernah aktif dalam kegiatan ekstra pada UKM Paduan Suara Mahasiswa ITS.

email:

maxi.yoel@gmail.com