



TUGAS AKHIR - MO 091336

Manajemen Resiko Korosi pada Pipa Penyalur Minyak

Bagus Indrajaya

NRP. 4309 100 026

Dosen Pembimbing:

Prof. Daniel M. Rosyid, Ph.D., M.RINA

Ir. Hasan Ikhwani, M.Sc.

JURUSAN TEKNIK KELAUTAN

Fakultas Tekonolgi Kelautan

Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Surabaya 2014



FINAL PROJECT - MO 091336

Management of The Riks of Corrosion in Oil Pipelines

Bagus Indrajaya

REG. 4309 100 026

Supervisors:

Prof. Daniel M. Rosyid, Ph.D., M.RINA

Ir. Hasan Ikhwani, M.Sc.

DEPARTMENT OF OCEAN ENGINEERING

Faculty of Marine Technology

Sepuluh Nopember Institute of Technology

Surabaya 2014

Manajemen Resiko Korosi pada Pipa Penyalur Minyak

Nama Mahasiswa : Bagus Indrajaya
NRP : 4309 100 026
Jurusan : Teknik Kelautan
Fakultas Teknologi Kelautan
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Dosen Pembimbing : Prof. Daniel M. Rosyid, Ph.D., M.RINA
Ir. Hasan Ikhwan, M.Sc

ABSTRAK

Korosi merupakan penyebab utama terjadinya kegagalan struktur pada pipeline yang dapat berdampak terhadap manusia dan lingkungan. Agar tercapai suatu integritas pipeline maka perlu kerangka sistem manajemen korosi, meliputi perencanaan dan implementasi melalui rekayasa teknik sebagai dasar untuk memperkecil resiko yang akan terjadi. manajemen resiko pipeline penyalur minyak dengan metode API RBI581 merupakan kombinasi parameter peluang kegagalan dan konsekuensi kegagalan. Tahap perencanaan bertujuan mendapatkan matriks resiko. Tahap implementasi menggunakan *management plan* sebagai kebijakan yang diambil meliputi prosedur inspeksi, sistem deteksi, sistem isolasi dan sistem mitigasi. Analisa semikuantitatif adalah hasil perhitungan peluang kegagalan yang dilakukan dengan menggunakan metode Monte Carlo yaitu dengan nilai sebesar 0,13 dan konsekuensi kegagalan yang terjadi ialah luas area yang mengalami dampak dari terjadinya kebocoran yaitu seluas 1970.62 ft². Sehingga matriks resiko pipeline penyalur minyak berdiameter 8 inch yang terdapat pada PT. JOB Petrochina ialah masuk kategori medium (2D). berdasarkan tingkat resiko yang dimiliki pipeline tersebut, maka prosedur inspeksi yang sesuai ialah dengan melakukan visual inspection dan ultrasonic testing yang dilakukan dua tahun sekali. Sedangkan sistem deteksi dan isolasi dengan instrumentasi deteksi perubahan tekanan dan sistem *shutdown* otomatis tanpa operator. Sistem mitigasi dengan *fire deluge* dan sistem monitor.

Kata kunci : Korosi, Resiko, *Pipeline*, *Management Plan*

Management of The Riks of Corrosion in Oil Pipelines

Name : Bagus Indrajaya
Reg : 4309 100 026
Department : Ocean Engineering
Faculty of Marine Technology
Sepuluh Nopember Institute of Technology
Supervisors : Prof. Daniel M. Rosyid, Ph.D., M.RINA
Ir. Hasan Ikhwani, M.Sc

ABSTRACT

Corrosion is a major cause of structural failure in the pipeline that may have an impact on humans and the environment. In order to achieve a pipeline integrity management system it is necessary to frame corrosion, including planning and implementation through engineering techniques as a basis to minimize the risk will occur. channeling oil pipeline risk management with the API method is a combination of parameters RBI581 probability of failure and the consequences of failure. Planning phase aims to obtain a risk matrix. Use management plan implementation phase as the measures taken include inspection procedures, detection systems, system isolation and mitigation system. Semiquantitative analysis of probability of failure is the result of the calculation is done using the Monte Carlo method with a value of 0.13, and the consequence of failure that occurs is an area that is experiencing the effects of the leakage area of 1970.62 ft². Matrix so that the risk of channeling oil pipeline 8 inch diameter on PT. JOB Petrochina is categorized as medium (2D). based on the level of risk that owned the pipeline, then the appropriate inspection procedure is to perform a visual inspection and ultrasonic testing are conducted every two years. While the detection and isolation system with pressure change detection instrumentation and automatic shutdown systems without operators. Mitigation system with deluge and fire monitoring systems.

Keywords : corrosion, risk, pipe line, management plan

Manajemen Resiko Korosi pada Pipa Penyalur Minyak

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:

Bagus Indrajaya

NRP. 4309 100 026

Disetujui oleh Pembimbing Tugas Akhir :

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

2. Ir. Hasan Ikhwani, M.Sc.....(Pembimbing 2)

SURABAYA, AGUSTUS 2014

KATA PENGANTAR

Assalamu'alaikum Wr. Wb.

Alhamdulillah puji dan syukur kehadiran Allah SWT yang telah melimpahkan rahmat, hidayah dan karunia-Nya kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir ini dengan dengan baik dan lancar. Judul yang diambil pada Tugas Akhir ini adalah **“Manajemen Resiko Korosi pada Pipa Penyalur Minyak”**

Tugas Akhir ini disusun guna memenuhi salah satu persyaratan dalam menyelesaikan Studi Kesarjanaan (S-1) di Jurusan Teknik Kelautan, Fakultas Teknologi Kelautan (FTK), Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya (ITS). Tujuan akhir dalam pengerjaan Tugas Akhir ini yaitu untuk mengetahui tingkat resiko yang biasa terjadi apabila mengalami kegagalan struktur pada pipa penyalur minyak akibat adanya korosi *internal*.

Penulis menyadari dalam penulisan laporan ini masih jauh dari kesempurnaan, oleh karena itu masukan dalam bentuk saran dan kritik dari semua pihak yang bersifat membangun sangat penulis harapkan sebagai penyempurnaan untuk penulisan selanjutnya. Penulis berharap semoga laporan ini bermanfaat bagi perkembangan dalam bidang teknik kelautan, bagi pembaca umumnya dan penulis pada khususnya.

Wassalamualaikum Wr. Wb.

Surabaya, Agustus 2014

Bagus Indrajaya

UCAPAN TERIMA KASIH

Banyak pihak-pihak yang telah membantu penulis dalam pengerjaan Tugas Akhir ini baik itu secara moral maupun material sehingga Tugas Akhir ini dapat dikerjakan dan diselesaikan dengan lancar. Pada kesempatan kali ini penulis mengucapkan terimakasih kepada:

1. ALLAH SWT yang telah memberikan rahmat serta hidayahNya sehingga penulis dapat menyelesaikan Tugas Akhir.
2. Ibu dan Ayah tercinta yang telah membesarkan dan mendidik penulis, terima kasih atas kasih sayang yang diberikan selama ini.
3. Bapak Daniel dan Bapak Hasan, kedua pembimbing penulis yang telah sabar membimbing hingga laporan ini selesai, terimakasih atas ilmu dan waktunya.
4. *PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina East Java (JOB P-PET)*, yang telah membantu dalam pengumpulan data Tugas Akhir ini.
5. Bapak Rudi yang telah menjadi dosen wali penulis selama lebih dari 4 tahun ini, terima kasih atas bimbingan, nasehat serta kesabarannya.
6. Bapak Suntoyo dan Bapak Yoyok selaku Kajur dan Sekjur Teknik Kelautan, semua Bapak dan Ibu dosen serta staf maupun karyawan Jurusan Teknik Kelautan, terimakasih atas bantuannya selama ini.
7. Keluarga besar saudaraku Leviathan L27, terima kasih telah mengisi masa-masa perkuliahan ini dalam suka maupun duka.
8. Kakak-kakak senior, D'Admiral, Octopus, D'Commodore, terima kasih atas bantuannya.
9. Adik-adik junior, Megalodon, terima kasih atas bantuannya selama ini.
10. Penghuni Laboratorium Komputer, dan Laboratorium Operasional Riset dan Perancangan yang tidak bisa disebutkan satu per satu.
11. dan semua pihak yang telah membantu baik secara langsung maupun tidak langsung.

Terima kasih atas semua bantuan yang diberikan, semoga mendapat balasan pahala dari Allah SWT.

DAFTAR ISI

	Halaman
HALAMAN JUDUL	i
LEMBAR PENGESAHAN	iii
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	v
KATA PENGANTAR	vi
UCAPAN TERIMA KASIH	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR GAMBAR	xiii
DAFTAR LAMPIRAN	xiv
DAFTAR NOTASI	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang Masalah.....	1
1.2 Perumusan Masalah	4
1.3 Tujuan	4
1.4 Manfaat	4
1.5 Batasan Masalah	4
1.6 Sistematika Penulisan	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI	7
2.1 TINJAUAN PUSTAKA	7
2.2 DASAR TEORI	8
2.2.1 Definisi Korosi	8
2.2.2 Tipe Korosi Internal yang terjadi pada Pipa	9
2.2.3 Penyebab terjadinya Korosi Internal	11
2.2.4 Pengendalian Korosi Internal	15
2.2.5 Konsep Keandalan Struktur	15
2.2.6 Monte Carlo Simulation	17
2.2.7 Moda Kegagalan Terhadap Keretakan	18

2.2.8 Risk Based Inspection	19
2.2.9 Analisa Konsekuensi Semi-Kuantitatif.	21
2.2.9.1. Menentukan Fluida Representatif sifat-sifatnya	21
2.2.9.2. Memilih Ukuran Lubang Kebocoran	22
2.2.9.3. Estimasi Laju Percepatan Fluida	22
2.2.9.4. Menentukan Jenis Kebocoran	24
2.2.9.5. Menentukan Luas Daerah Terbakar	24
2.3 Manajemen Korosi.....	27
2.4 Manajemen Berbasis Resiko.....	30
2.5 Inspeksi Berbasis Resiko	31
2.5.1 Pengembangan Rencana Inspeksi.....	32
2.5.2 Penentuan Metode Inspeksi	33
BAB III METODOLOGI PENELITIAN	35
3.1 Metode Penelitian	35
3.2 Diagram Perhitungan Peluang Kegagalan terhadap Keretakan	38
3.3 Diagram Perhitungan Konsekuensi Kegagalan terhadap Keretakan.	41
BAB IV ANALISIS DAN PEMBAHASAN	43
4.1 Permasalahan Korosi dan Penyebab Korosi	43
4.2 Perhitungan peluang kegagalan pipa terhadap keretakan	43
4.3 Analisa Konsekuensi kegagalan.....	45
4.3.1 Konsekuensi Lingkungan	47
4.3.1.1. Menentukan Sifat Dan Jenis Fluida	47
4.3.1.2. Analisa Laju Percepatan Fluida	48
4.3.1.3. Analisa Durasi kebocoran	49
4.3.1.4. Analisa Luas Daerah akibat Kebocoran	50
4.3.1.5. Analisa Luas Daerah akibat kebocoran setelah mitigasi ...	51
4.3.1.6. Frekuensi Kerusakan generik	52
4.3.1.7. Analisa Konsekuensi Kegagalan Lingkungan	53
4.3.2 Analisa Konsekuensi Keselamatan.....	53

4.4 Analisa Tingkat Resiko Semi-Kuantitatif.....	55
4.4.1 Analisa Tingkat Resiko Lingkungan.....	55
4.4.2 Analisa Tingkat Resiko Keselamatan	57
4.5 Rekomendasi Program Inspeksi.....	58
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	61
5.1 KESIMPULAN.....	61
5.2 SARAN	62
DAFTAR PUSTAKA	xvi
LAMPIRAN	

DAFTAR TABEL

	Halaman
Tabel 1.1 Data Crude oil pipe line	3
Tabel 1.2 Data Operasi, Desain dan Pemeliharaan	3
Tabel 2.1 Matriks Risiko	20
Tabel 2.2 Ukuran Lubang Kebocoran	22
Tabel 2.3 Kategori Peluang Kegagalan	26
Tabel 2.4 Kategori Konsekuensi	26
Tabel 2.5 Safety consequence ranking (DNV RP F107)	26
Tabel 2.6 Sarat-Syarat Minimal Ruang Lingkup Terbatas, Umum dan Detail pada penilaian internal	33
Tabel 2.7 Metoda Inspeksi NDT	33
Tabel 4.1 Data Inspeksi ketebalan pipa	44
Tabel 4.2 Distribusi statistik ketebalan pada pipa	45
Tabel 4.3 Peluang kegagalan pipa terhadap keretakan	46
Tabel 4.4 Kategori peluang kegagalan	47
Tabel 4.5 Laju pelepasan fluida	49
Tabel 4.6 Durasi kebocoran	50
Tabel 4.7 Luas daerah kerusakan akibat kebocoran	51
Tabel 4.8 Luas daerah berbahaya akibat kebocoran	51
Tabel 4.9 Luas daerah kerusakan akibat kebocoran setelah direduksi	52
Tabel 4.10 Luas daerah berbahaya akibat kebocoran setelah direduksi	52
Tabel 4.11 Frekuensi dan fraksi kerusakan generik	53
Tabel 4.12 Luas daerah konsekuensi kegagalan	53
Tabel 4.13 Hasil inspeksi kadar H ₂ S	54
Tabel 4.14 Dampak H ₂ S terhadap kesehatan	54
Tabel 4.15 Safety consequence ranking	55
Tabel 4.16 Hasil perhitungan analisa resiko lingkungan	55
Tabel 4.17 Hasil perhitungan analisa resiko lingkungan per lokasi	56
Tabel 4.18 Hasil perhitungan analisa resiko Keselamatan	57

Tabel 4.19	Hasil perhitungan analisa resiko keselamatan per lokasi	58
Tabel 4.20	Integritas Inspeksi pada Peralatan Statis RBI	59
Tabel 4.21	Hasil Uji Tingkatan Kekritisian Untuk Level Resiko	59

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1 Fungsi kerapatan peluang(fkp) dari kapasitas X dan tuntutan Y	16
Gambar 2.2 Model Pendekatan dengan RBI	20
Gambar 2.3 Flammable Event Tree (API 581)..	25
Gambar 2.4 Proses Manajemen Dasar Untuk Korosi (UKE HSE OTR No. 40,2001)	27
Gambar 2.5 Skema Perencanaan dan Pelaksanaan Manajemen Korosi (UKE HSE OTR No.40 , 2001)	30
Gambar 3.1 Diagram Alur Metode logi	35
Gambar 3.2 Diagram Alur Monte Carlo	38
Gambar 3.3 Diagram Alur Konsekuensi Kegagalan	41
Gambar 4.1 Grafik peluang kegagalan pipa terhadap keretakan	46

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar belakang

Saat ini sektor minyak dan gas merupakan sumber energi yang paling dominan digunakan untuk pemenuhan kebutuhan. Meski sudah dilakukan pencarian dan penelitian untuk mencari sumber energi alternatif setiap tahunnya, kebutuhan energi tetap meningkat dengan energi minyak dan gas sebagai energi utama dalam pemenuhan kebutuhan. Hal tersebut menjadikan industri migas semakin memegang peranan penting dalam kehidupan saat ini. Dalam industri migas, *pipeline* merupakan komponen utama dalam pendistribusian minyak dan gas baik dari darat (*onshore*) maupun dari lepas pantai (*offshore*). Proses pendistribusian migas biasanya dilakukan melalui pipa yang melewati daerah perkotaan, pemukiman penduduk dan tempat-tempat penting lainnya. Oleh sebab itu, dalam menjalankan tugasnya mendistribusikan migas, sebuah *pipeline* harus beroperasi dengan aman sehingga tidak membahayakan lingkungan sekitarnya. Sistem pipa penyalur adalah rangkaian pipa yang digunakan sebagai sarana transportasi fluida dengan jarak yang cukup panjang. Fluida umumnya memiliki sifat mudah terbakar bahkan mengandung racun. Kondisi ini mengakibatkan resiko apabila peralatan mengalami kegagalan. Besar dampak kegagalan pada sistem pipa penyalur adalah karena kemungkinan kegagalan dan konsekuensi kegagalan. Dampak kegagalan yang terjadi akan berpengaruh pada lingkungan dan kerugian industri karena kehilangan biaya sehingga perlu adanya penghentian peralatan dan penghentian kegiatan operasi (Diptagama, 2008).

Korosi memiliki kontribusi yang besar sebagai penyebab adanya kegagalan pada suatu konstruksi suatu material. Korosi didefinisikan sebagai suatu proses penurunan mutu suatu material logam. Hal ini dapat terjadi oleh lingkungan dengan peristiwa kimia atau elektrokimia sehingga timbul kesetimbangan antara logam dengan lingkungannya (Simposium Nasional IATMI VII:2002). Korosi merupakan masalah yang serius dalam dunia material dan sangat merugikan karena dapat mengurangi kemampuan suatu konstruksi. Akan tetapi, pada industri migas sering terjadi anggapan keliru mengenai manajemen korosi. Karena manajemen korosi terkadang dipandang

sebagai bagian organisasi yang hanya mengelola beberapa aktifitas rutin terkait desain, inspeksi dan pemeliharaan peralatan industri. Padahal sistem manajemen seharusnya dipandang sebagai sebuah metode yang memberikan keuntungan dan manfaat bagi lingkungan, keamanan, produktifitas dan kualitas (Ikhsan, 2008).

Ketika beroperasi, suatu *pipeline* akan mengalami kontak langsung dengan lingkungan yang ada di luar maupun yang ada di dalam *pipeline*. Pada jaringan instalasi JOB P-PEJ yang berasal dari sumur minyak palang yang terletak di Bojonegoro ini, aliran yang mengalir di dalamnya mengandung unsur H_2S yang cukup tinggi. Sedangkan H_2S merupakan salah satu unsur kimia yang sangat reaktif dengan lingkungan yang ada disekitarnya sehingga dapat memunculkan permasalahan internal korosi yang akan mengakibatkan cacat pada dinding pipa. Adapun penelitian tentang analisa resiko pada pipa telah dilakukan oleh lubis(2010) mengenai analisa resiko pada *reducer pipeline* akibat internal resiko yang memberikan kesimpulan bahwa resiko kegagalan pada *reducer pipeline* akibat *internal corrosion* adalah masuk dalam katagori menengah. Penelitian yang hampir sama oleh Hakim(2010) mengenai analisa resiko pada *elbow pipe* akibat *internal corrosion* yang menyimpulkan resiko kegagalan pada *elbow pipe* akibat *internal corrosion* masuk dalam katagori menengah tinggi. Walaupun tidak sebesar yang terjadi pada *elbow pipe*, korosi pada *pipe* lurus juga dapat mempengaruhi kinerja *pipeline* dalam mendistribusikan migas. Kemungkinan kegagalan struktur pipa akibat penipisan diambil berdasarkan pada ASME B31.G tahun 1991, yang menyatakan bahwa batas ketebalan korosi maksimum yang diijinkan pada suatu pipa ialah tidak boleh lebih dari 80% tebal pipa. Oleh sebab itu, jika ketebalan *pipe line* kurang dari 20% tebal awal sebelum proses pengoperasian selesai maka dapat dikatakan *pipeline* tersebut beresiko mengalami keretakan.

Sudah dilakukan berbagai usaha untuk menghadapi permasalahan korosi dan tentunya menghabiskan dana yang tidak sedikit. Usaha yang dilakukan antara lain pemilihan material dan pencegahan korosi. Namun hal tersebut tidak efisien, karena permasalahan korosi yang muncul akan berakibat pada hal lain pada peralatan. Efek lebih besar yang ditimbulkan dapat menyebabkan kehilangan kesempatan untuk kegiatan produksi, sehingga kerugian yang diderita pun akan jauh lebih besar (Zaidun, 2010).

Berdasarkan pertimbangan tersebut maka resiko kegagalan pada *pipeline* perlu dilakukan. Metode yang digunakan dalam menganalisa resiko kegagalan tersebut ialah *Risk Based Inspection* (RBI), yaitu metode yang menggunakan pendekatan matematis tentang metode pengelolaan inspeksi atas peralatan atau unit kerja pada sebuah tingkat resiko yang dimiliki oleh peralatan kerja tersebut. metode RBI secara umum dapat diaplikasikan ke semua jenis industri dan sangat bergantung pada kondisi aktual dari peralatan yang dianalisa.

Sebagai perusahaan migas yang memproduksi minyak hingga 60.00 BOPD, JOB PPEJ sangatlah penting bagi pertumbuhan ekonomi bangsa Indonesia khususnya dari bidang migas. Maka, pada tugas akhir ini akan dilakukan analisa resiko pada pipe lurus akibat *internal corrosion* berbasiskan keandalan dan menggunakan metode RBI (*Risk Based Inspection*). Code yang digunakan sebagai acuan dalam tugas akhir ini adalah ASME B31.G (1991) dan API RBI 581 (2001). Data-data yang digunakan untuk analisa resiko pada *pipeline* adalah data dimensi jaringan pipa milik PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina East Java (JOB P-PET) yang terdapat pada Tabel 1.1 berikut :

Tabel 1.1. Data *Crude oil pipeline* Pertamina-Petrocina East Java, Tuban (Sumber: JOB-PPEJ)

Description	Value	Unit
Lenght of <i>pipeline</i>	37.000	M
Outside Diameter	8.625	Inch
Wall Thickness	0.322	Inch
Buried depth	-1,5	M
<i>Pipeline</i> roughness	0.00180	Inch
Corrosion allowance	0.125	Inch
Coating thickness	0.1875	Inch

Tabel 1.2. Data Operasi, Desain dan Pemeliharaan (Sumber: JOB-PPEJ)

Description	Value	Unit
Temperature operasi	150	°F
Tekanan operasi	290	Psi
Laju aliran	60,000	BOPD
Desain temperature	250	°F
Desain tekanan	665	Psi
Spesifikasi material	API 5L. grade B	-
Yield Strength	35000	Psi
Ultimate Tensile Strength	60000	Psi

1.2 Perumusan Masalah

Pada tugas akhir ini akan membahas tentang permasalahan antara lain sebagai berikut :

1. Bagaimana peluang kegagalan pada pipa penyalur minyak tersebut?
2. Bagaimana resiko kegagalan dan matrik resiko pada pipa penyalur minyak tersebut?
3. Bagaimana Management Plan untuk mengurangi resiko kegagalan pada Pipa penyalur minyak tersebut?

1.3. Tujuan

Berdasarkan perumusan masalah, maka dapat ditentukan tujuan yang ingin dicapai dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mengetahui resiko kegagalan pada pipa penyalur minyak tersebut.
2. Mengetahui matrik resiko pada pipa penyalur minyak tersebut.
3. Mengetahui management plan untuk mengurangi resiko kegagalan pada pipa penyalur minyak tersebut.

1.4. Manfaat

Manfaat dari penelitian ini ialah tercapainya integritas *pipeline* dan antisipasi terhadap resiko kegagalan *pipeline*.

1.5 Batasan Masalah

Pembatasan masalah yang digunakan agar menghindari pembahasan yang melebar dan mempermudah perhitungan sehingga digunakan asumsi-asumsi sebagai berikut :

1. Pipa penyalur minyak JOB Pertamina Petro China East Java dalam penelitian ini adalah pipa onshore dalam kondisi beroperasi.
2. Analisa *Risk Based Inspection* semi kuantitatif hanya diberlakukan pada analisa konsekuensi dan penentuan tingkat resiko pada pipa lurus yang terkorosi.
3. Resiko kegagalan pipa yang terkorosi menggunakan metode kepecahan pipa.

4. Besaran-besaran statistik dan probabilitik yang tidak diketahui diasumsikan sesuai dengan ketentuan yang berlaku.
5. Tidak memperhitungkan korosi eksternal, beban tanah, dan korosi pada sambungan pipa.
6. Fenomena *subsidence* dan *scoring* diabaikan, karena kondisi tanah relative stabil.
7. Perhitungan laju korosi tidak mempertimbangkan luasan korosi yang terjadi dan adanya pengaruh suhu.
8. Manajemen korosi memperhatikan perencanaan dan implementasi.

1.6. Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut :

1. Bab I, Pendahuluan, menjelaskan tentang latar belakang penulisan laporan tugas akhir ini, permasalahan yang dibahas dalam penulisan laporan tugas akhir, apa yang akan dilakukan, batasan masalah yang menjadi rujukan penulis untuk lebih menyederhanakan sistem penganalisaan, tujuan dan manfaat penulisan laporan tugas akhir ini.
2. Bab II, Tinjauan Pustaka dan Dasar Teori, menjelaskan tentang dasar teori dan tinjauan pustaka yang menjadi sumber referensi dalam tugas akhir ini dibahas dalam bab dua. Secara rinci bab dua ini berisikan tinjauan pustaka yang menjadi acuan dari penelitian tugas akhir, dasar-dasar teori, rumus-rumus dan code yang digunakan dalam penelitian tugas akhir.
3. Bab III, Metodologi Penelitian, menjelaskan metodologi penelitian yang digunakan untuk mengerjakan tugas akhir. Secara rinci bab tiga ini berisikan langkah-langkah analisa yang dilakukan pada tugas akhir.
4. Bab IV, Analisa Data dan Pembahasan, membahas hasil dari analisa-analisa yang telah dilakukan pada penelitian, meliputi analisa hasil, dan pembahasan hasil analisa.
5. Bab V, Kesimpulan, berisi tentang kesimpulan yang diambil setelah dilakukannya analisa dan dijelaskan pula saran serta rekomendasi dari hasil pengerjaan tugas akhir.

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

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1. Tinjauan Pustaka

Pipeline merupakan salah satu komponen yang penting dalam suatu industri migas. Industri migas menggunakan *pipeline* sebagai sarana untuk mendistribusikan minyak dan gas baik dari darat(*onshore*) maupun dari lepas pantai(*offshore*). Proses pendistribusian migas ada kalanya dilakukan melalui pipa yang melewati daerah perkotaan, pemukiman penduduk dan tempat-tempat penting lainnya. Oleh sebab itu, dalam menjalankan tugasnya mendistribusikan migas sebuah pipa harus beroperasi dengan aman sehingga tidak membahayakan lingkungan sekitarnya. Akan tetapi dengan beroperasinya pipa secara terus-menerus yang mengakibatkan pipa tersebut berpotensi mengalami resiko kegagalan.

Korosi adalah proses perusakan ataupun penurunan kualitas material yang diakibatkan interaksi terhadap lingkungan. Korosi yang terjadi pada industri migas harus dikendalikan karena dapat menyebabkan kegagalan yang akan berdampak pada keamanan manusia dan lingkungan. Pengenalan jenis korosi diperlukan untuk teknik pengendalian korosi yang sesuai (Ikhsan, 2008). Korosi yang sering terjadi pada suatu jaringan pipa adalah jenis korosi erosi, dimana korosi ini terjadi akibat percepatan atau berkurangnya kekuatan material akibat gerakan relatif yang terjadi antara fluida korosif dan permukaan logam. Korosi erosi dapat merusak pelindung permukaan dari logam dan campuran.

Adapun penelitian tentang analisa resiko pada *pipeline* telah dilakukan oleh Lubis (2010) mengenai analisa resiko pada *reducer pipeline* akibat *internal corrosion*, yang memberikan kesimpulan bahwa peluang kegagalan terbesar pada *reducer pipeline* akibat *internal corrosion* adalah 0,05. Penelitian yang hampir sama dilakukan oleh Hakim(2010) mengenai analisa resiko pada *elbow pipe* akibat *internal corrosion*, yang memberikan kesimpulan bahwa peluang kegagalan pada *elbow pipe* dengan sudut 45° sebesar 37,36%, sedangkan peluang kegagalan pada *elbow pipe* dengan sudut 90° sebesar 33,85%. Penipisan yang terjadi pada dinding pipa dapat menyebabkan kegagalan struktur berupa *crack*. Dimana dalam suatu operasi *pipeline* batas kedalaman

maksimum yang diijinkan adalah tidak boleh melebihi dari 80% tebal pipa selama umur pipa beroperasi (ASME B31.G. 1991). Untuk itu perlu dilakukan analisa resiko pada pipe akibat dari timbulnya *internal corrosion* dengan metode *Risk Based Inspection* (RBI). Pada hakekatnya analisa seharusnya dilakukan meliputi seluruh komponen dari sistem jaringan pipa, tetapi pada penelitian ini akan lebih dikhususkan analisa pada pipa lurus.

Pemilihan penggunaan metode *Risk Based Inspection* (RBI) dalam menganalisa resiko pada pipe adalah untuk memperoleh pendekatan seakurat mungkin dari tingkat resiko yang terjadi pada pipe dan secara umum metode *Risk Based Inspection* (RBI) ini dapat diaplikasikan ke semua jenis industri dan sangat bergantung pada kondisi aktual dari peralatan industri yang dianalisis dengan meningkatkan standart acuan API RBI 581.

2.2 Dasar Teori

Di sini akan dijelaskan teori-teori yang menjadi acuan dalam proses pengerjaan Tugas Akhir ini.

2.2.1 Definisi Korosi

Korosi dapat diartikan sebagai kerusakan atau keausan dari material akibat terjadinya reaksi dengan lingkungannya yang didukung oleh faktor-faktor tertentu (Soepomo, 2003). Sedangkan menurut Ikhsan (2008), korosi dapat diartikan proses perusakan atau penurunan kualitas material yang diakibatkan terjadinya interaksi dengan lingkungan. Korosi yang terjadi pada industri migas perlu dikendalikan karena akan menyebabkan kegagalan dengan dampak pada keamanan manusia dan lingkungan.

Secara garis besar korosi terbagi menjadi dua jenis yaitu korosi internal dan korosi eksternal

1. Korosi Internal

yaitu korosi yang terjadi akibat adanya kandungan CO₂ dan H₂S pada minyak bumi, sehingga apabila terjadi kontak dengan air akan membentuk asam yang merupakan penyebab korosi.

2. Korosi Eksternal

yaitu korosi yang terjadi pada bagian permukaan dari sistem perpipaan dan peralatan, baik yang kontak dengan udara bebas dan permukaan tanah, akibat adanya kandungan zat asam pada udara dari tanah.

2.2.2 Tipe Korosi Internal yang terjadi pada pipa

Menurut jenisnya korosi internal dibagi beberapa jenis atau tipe menurut jenis kandungan zat kimia yang terdapat pada minyak bumi yang mengalir di dalamnya. Jenis-jenis korosi internal tersebut ialah sebagai berikut :

- Korosi CO₂

Gas bumi mengandung sejumlah CO₂. Dalam kondisi kering CO₂ tidak korosif, tetapi dengan adanya air maka CO₂ akan larut kedalamnya hingga membentuk asam karbonat (H₂CO₃) yang akan menaikkan keasaman air (pH turun menjadi 4,5) dan menyebabkan korosi internal pada pipa transmisi, dimana pada tempat-tempat yang rendah tersebut sering ditemukan laju korosi yang tinggi. Secara umum reaksinya adalah:



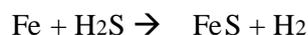
Korosi CO₂ disebut juga "*sweet corrosion*" yang berupa korosi merata area yang dangkal dari korosi terlokalisir.

- Korosi O₂

Kemungkinan lain dari adanya air di dalam pipa, bila gas bumi mengandung O₂ yang kemungkinan besar berasal dari luar sistem akan terbentuk korosi O₂. Korosi O₂ ini berupa korosi lubang yang ekstrim.

- Korosi H₂S

Unsur lain yang berbahaya dalam kandungan gas bumi adalah H₂S yang tidak saja beracun tetapi juga dapat menimbulkan korosi. H₂S larut dalam air untuk membentuk asam yang lebih lemah dari asam karbonat. H₂S yang terdapat pada fluida dari sumur minyak tidak saja beracun tetapi juga menimbulkan reaksi korosi asam:



Korosi H₂S ini dikenal dengan “*sour corrosion*” yang berupa korosi lubang (*pitting*) dan korosi retak pada permukaan internal pipa retak yang terjadi secara cepat dan menyebabkan hilangnya logam yang cukup banyak dan dalam waktu singkat.

Di suatu lingkungan industri minyak terdapat tiga area yang umumnya mengandung bahan yang bersifat korosif, Daerah tersebut menurut Supomo(2003) meliputi:

a) *Production*

Pada area produksi minyak. banyak komponen yang digunakan berasal dari berbagai jenis bahan. Beberapa contoh komponen yang digunakan dalam area produksi, yaitu: pipa baja, tubing, casing, pompa, valves, dan lain-lain. Dalam proses produksinya sangat dimungkinkan terjadinya kebocoran pada peralatari tersebut. Hal ini akan memungkinkan terjadinya kehilangan sebagian minyak dan infiltrasi udara serta air ke dalam sistem, sehingga dapat memperparah kondisi korosi yang ada.

b) *Transportation and storage*

Pada area transportasi dan penyimpanan minyak. permasalahan korosi yang terjadi umumnya terletak pada bagian bawah dari komponen-komponen yang digunakan pada sistem tersebut, seperti : *tanker, tank truck*, dan lain-lain. Hal tersebut dikarenakan endapan lumpur dan bahan-bahan yang bersifat korosif adalah unsur yang menyebabkan permasalahan korosi terjadi.

c) *Refinery operation*

Pada *stasiun refinery*, masalah unsur kimia yang dihasilkan merupakan yang umum dihadapi. Unsur-unsur tersebut diantaranya merupakan unsure yang dapat menyebabkan terjadinya permasalahan korosi pada komponen peralatan yang berada di *stasiun refinery*.

2.2.3 Penyebab terjadinya Korosi Internal :

Menurut Lubis (2013) Secara umum korosi terjadi dikarenakan dua faktor yaitu korosi yang disebabkan faktor kimia dan faktor fisika.

- Faktor Kimia

Yaitu korosi yang disebabkan oleh faktor-faktor kimia diantaranya ialah pH, *Oxidizer*, gas terlarut, kecepatan media, mikroorganisme dan sebagainya.

- a. Konduktifitas dan pH.

Korosi tidak akan terjadi tanpa kehadiran 3 aspek penting yaitu anoda, katoda, dan larutan elektrolit. Semakin konduktif larutan elektrolit yang dipakai atau dialirkan dalam pipa, maka makin cepat laju korosi pipa tersebut. Korosi tidak dapat dicegah, namun dapat diperlambat dengan mengganti elektrolit yang dipakai dengan elektrolit dengan konduktifitas yang lebih rendah, sehingga komposisi antara jumlah metal (pipa) yang terurai dengan jumlah arus yang mengalir antara anoda dan katoda.

- b. pH.

Suatu larutan elektrolit yang berada pada rentang pH tertentu akan menjadi sangat konduktif dan sangat korosif. pH berada pada rentang nilai 0-14, dengan nilai tengah $\text{pH} = 7$ yang berarti bahwa cairan bersifat netral. Larutan dengan nilai pH berada dibawah 7 disebut sebagai larutan asam, dan larutan yang dengan nilai pH diatas 7 disebut sebagai larutan basa. Laju korosi biasanya akan meningkat bila pH larutan makin kecil (makin asam) atau pH larutan sangat besar(makin basa).

- c. Pengaruh *Oxidizer* / Oksigen

Pengaruh dari *oxidizing power* (daya pengoksidasian) terhadap proses korosi telah dibahas bahwa apabila *Oxidizer* ditambah maka akan menyebabkan *corrosion rate* bertambah. Sedangkan pada tingkat perubahan *Oxidizer* tertentu *corrosion rate* akan konstan, Namun apabila penambahan *Oxidizer* tersebut diteruskan maka *corrosion rate* akan kembali bertambah secara dramatik.

d. Pengaruh dari kecepatan media

Pengaruh kecepatan media terhadap *corrosion rate* adalah seperti yang terjadi pada penambahan *Oxidizer* dan sangat tergantung pada karakteristik logam dan lingkungan dimana benda tersebut berada. Terdapat 3 jenis karakteristik logam dalam hubungannya dengan kecepatan media, 3 jenis tersebut menurut Supomo(2003) yaitu:

- Jenis A : Proses korosi dikontrol oleh katodik difusion sehingga kecepatan media akan sangat berpengaruh pada *corrosion rate*.
- Jenis B : Proses korosi dikontrol oleh *activation polarisation* sehingga kecepatan media akan sangat berpengaruh pada *corrosion rate*.
- Jenis C : Beberapa logam mempunyai ketahanan korosi di dalam media tertentu, apabila agitasi diberikan pada larutan media, maka akan terjadi perilaku hubungan kecepatan dengan *corrosion rate*.

e. *Dissolved Gas*

Dissolved CO₂ yang terkandung dalam sistem pipa minyak dan gas alam dapat menyebabkan korosi. CO₂ apabila melarut dalam air akan membentuk suatu asam lemah (asam karbonat) sehingga memiliki sifat korosif.

f. *Microbiological Influenced Corrosion (MIC)*

Korosi ini disebabkan oleh mikroorganisme (*Desulfovibrio desulfuricans*) yang banyak terdapat dalam sumur gas dan minyak bumi. Mikroorganisme ini hidup secara anaerob, namun dapat bertahan hidup dalam air yang bersirkulasi hingga dapat menemukan tempat yang cocok dengan habitat asli mereka. Mikroorganisme ini menghasilkan H₂S yang dapat mempercepat laju korosi. Kemudian H₂S bereaksi dengan Fe membentuk FeS.

- Secara Fisika

Yaitu korosi yang disebabkan oleh faktor-faktor fisika diantaranya ialah kecepatan aliran, temperatur, tekanan, metalurgi dan sebagainya.

- a. Temperatur

Laju korosi bertambah seiring meningkatnya temperatur. Dalam suatu sistem terbuka, laju korosi dapat meningkat pada saat temperatur bertambah dan berkurang ketika temperatur terus dinaikkan. Karena semakin panas larutan, maka dissolved gas akan keluar dari larutan, sehingga laju korosi semakin berkurang. Namun dalam suatu sistem tertutup, tidak berlaku yang demikian. Hal ini dikarenakan tekanan mencegah gas untuk keluar.

- b. Tekanan

Besar tekanan dapat mempengaruhi laju reaksi kimia, begitu juga dengan laju terjadinya korosi. Dalam sistem minyak dan gas, semakin tinggi tekanan, semakin banyak gas yang dapat larut, sehingga laju korosi yang terjadi semakin tinggi.

- c. Kecepatan

Kecepatan aliran fluida kerja yang melewati pipa dapat mempengaruhi laju korosi yang terjadi pada pipa. Suatu aliran yang stagnan atau aliran dengan kecepatan yang rendah akan menurunkan laju korosi namun aliran yang mati total, akan menyebabkan terjadinya deposit dari korosi erosi sebelumnya dan fluida kerja dapat menjadi suatu tempat inkubasi bagi MIC, sedangkan suatu aliran yang berkecepatan tinggi sehingga menyebabkan terjadinya turbulensi atau adanya gelembung gas dapat mengakibatkan terjadinya korosi erosi yang diakibatkan hilangnya lapisan oksida pada logam akibat terkikis oleh aliran fluida kerja.

Menurut Soepomo (2003), Secara garis besar faktor-faktor yang mempengaruhi cepat atau lambatnya suatu proses korosi adalah sebagai berikut:

- Material konstruksi

Material yang dipakai untuk membuat benda konstruksi sangat berpengaruh terhadap laju korosi, dengan demikian material yang akan dipakai harus dipilih sejelek mungkin untuk mengurangi dampak negatif korosi.

- Kondisi lingkungan / media

Lingkungan dimana benda konstruksi akan dibuat dan digunakan juga merupakan salah satu faktor dalam proses, dan kecepatan korosi. Material di lingkungan air laut akan sangat berbeda dengan di lingkungan air tawar. Korosi yang timbul akan dipengaruhi oleh media korosif yang terkandung pada lingkungan tersebut.

- Bentuk konstruksi / susunan

Bentuk konstruksi yang oleh sebagian orang diabaikan efeknya terhadap proses korosi, sebenarnya tidak sedikit dampaknya. Karena bentuk ini sedikit banyak juga akan berpengaruh terhadap kecepatan korosi. Sebagai contoh pipa yang dibengkokkan dengan radius 180° akan sangat berlainan korosinya jika dibandingkan dengan yang pipa lurus.

- Fungsi konstruksi

Konstruksi yang digunakan untuk operasi suhu panas akan berlainan jika dibandingkan dengan suhu operasi rendah. Dengan demikian dapat diambil kesimpulan jika konstruksi tersebut akan dibuat harus dipertimbangkan untuk apa alat tersebut dibuat atau untuk operasi yang bagaimana konstruksi tersebut dipakai. Keempat faktor ini satu sama lain saling berpengaruh dan harus dipertimbangkan secara simultan agar didapatkan bentuk konstruksi yang secara teknis maupun ekonomis dapat menguntungkan. Untuk memilih material agar dampak negatif dari korosi dapat dikurangi.

2.2.4 Pengendalian Korosi Internal

Pengendalian korosi internal dapat dilakukan dengan berbagai metode dan dikelompokkan sebagai berikut:

- Penggunaan material yang tahan korosi
- Pengendalian unsur-unsur korosif
- Penggunaan pelapis internal

Penggunaan pelapisan dengan material tertentu (*coating*) dapat mengurangi interaksi yang kuat antara metal dengan lingkungan. namun, hal ini terkadang tidak selalu dapat mengatasi permasalahan korosi.

- Inhibitor korosi

Untuk memperlambat reaksi korosi digunakan bahan kimia yang disebut *corrosion inhibitor* yang bekerja dengan cara membentuk lapisan pelindung pada permukaan metal. Lapisan molekul pertama yang terbentuk mempunyai ikatan yang sangat kuat yang disebut *chemis option*. *Corrosion inhibitor* umumnya berbentuk fluid atau cairan yang diinjeksikan pada production line. Karena *inhibitor* tersebut merupakan masalah yang penting dalam menangani korosi maka perlu dilakukan pemilihan *inhibitor* yang sesuai dengan kondisinya.

Untuk mengetahui kerusakan atau korosi yang terjadi pada material *pipeline* dapat dilakukan beberapa metode yang diantaranya ialah menggunakan metode NDT yang meliputi *visual inspection*, *penetrant testing*, *magnetic testing*, *ultrasonic testing* dan *radiography testing*.

2.2.5 Konsep Keandalan Struktur

Keandalan sebuah komponen atau sistem adalah peluang komponen atau sistem tersebut untuk memenuhi tugas yang telah ditetapkan tanpa mengalami kegagalan selama kurun waktu tertentu apabila dioperasikan dengan benar dalam lingkungan tertentu (Rosyid, 2007).

Dalam konsep keandalan, perancang dapat menggambarkan suatu sistem dengan segala hal yang mempengaruhi atau mengakibatkan kerusakan pada sistem tersebut misalnya kondisi pembebanan, ketahanan struktur, kondisi lingkungan yang lebih mendekati keadaan yang sebenarnya karena melibatkan aspek ketidakpastian dalam

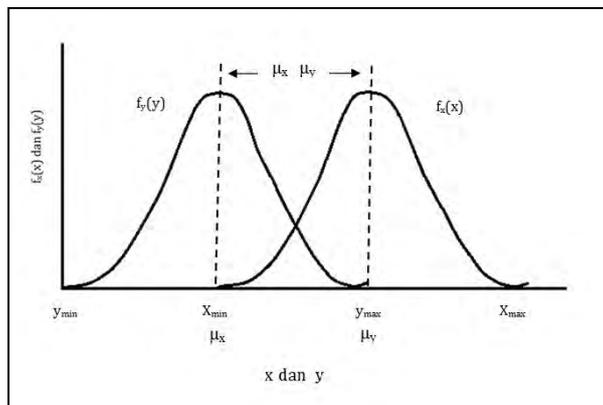
analisisnya. Dalam analisa keandalan sistem struktural maka perlu untuk mendefinisikan ketidakpastian fisik, ketidakpastian statistik, ketidakpastian model yang diterima oleh struktur.

sistem dari keandalan pada dasarnya dapat ditunjukkan sebagai problematika antara *demand* (tuntutan atau beban) dan *capacity* (kapasitas atau kekuatan). Secara tradisional didasarkan atas *safety factor* (angka keamanan) yang diperkenankan.

Ukuran konvensional untuk angka keamanan adalah perbandingan antara asumsi nilai nominal kapasitas, X^* , dan beban, Y^* , yang dirumuskan sebagai berikut:

$$Z^* = \frac{X^*}{Y^*} \dots\dots\dots (2.1)$$

Mengingat nilai nominal dari kapasitas, X^* dan beban, Y^* tidak dapat ditentukan dengan pasti, fungsi-fungsi kapasitas dan beban perlu dinyatakan sebagai peluang sebagaimana ditunjukkan pada Gambar 2.1. dengan demikian, angka keamanan dinyatakan dengan perbandingan $Z=X/Y$ dari dua sistem acak X dan Y.



Gambar 2.1 Fungsi kerapatan peluang(fkp) dari kapasitas X dan tuntutan Y (Rosyid, 2007)

Peluang terjadinya kegagalan suatu rancangan adalah saat penyediaan(ketahanan atau kekuatan sistem) tidak dapat memenuhi permintaan (beban yang bekerja pada sistem) Ang dan tang (1985). Ketika distribusi peluang bersama (joint probability distribution) dari X dan Y diketahui, keandalan sebuah sistem dapat dihitung berdasarkan fungsi distribusi kumulatif dari X/Y. peluang kegagalan nol ($P_f=0$) dan keandalan 100% ($K=1$) hanya terjadi ketika tuntutan maksimum Y_{max} tidak melewati kapasitas maksimum X_{min} , sehingga kedua distribusi tidak saling overlap. Pemakaian

analisa keandalan didasarkan pada metode probabilistik telah berkembang dan semakin penting peranannya untuk memecahkan masalah-masalah dalam perancangan (Bake dan Wayatt, 1979)

2.2.6 Monte Carlo Simulation

Simulasi *Monte Carlo* merupakan salah satu teknik asesmen resiko kuantitatif yang dapat digunakan dalam berbagai proses manajemen resiko. Terutama pada tahapan analisa resiko dan/atau evaluasi resiko yang memiliki variable acak. Unsur pokok yang diperlukan di dalam simulasi *Monte Carlo* adalah sebuah *random number generator* (RNG). Hal ini karena, secara teknis, prinsip dasar metode simulasi *Monte Carlo* sebenarnya adalah sampling sistem dengan bantuan RNG, dimana simulasi dilakukan dengan mengambil beberapa sampel dari perubah acak berdasarkan distribusi peluang perubah acak tersebut. Sehingga pada simulasi *Monte Carlo* mensyaratkan bahwa parameter distribusi dari perubah acak yang terlibat di dalam sistem yang sedang dipelajari dapat diasumsikan atau telah diketahui. Untuk menentukan parameter distribusi dari perubah acak dapat diperoleh dengan *software* bantuan seperti minitab, dengan cara menginputkan peubah acak dari sample yang diperoleh dari data lapangan ke sistem minitab. Kemudian pemilihan distribusi dilakukan dengan menggunakan parameter tingkat kesalahan yang paling kecil, yaitu nilai AD yang paling rendah dari nilai P value antara 0.05 s.d 0.1. Maka jenis distribusi yang sesuai dengan parameter pemilihan di atas adalah distribusi yang mengGambarkan sebaran data pada peubah acak yang diinputkan pada minitab. Selanjutnya dari jenis distribusi tersebut akan diperoleh standar deviasi dan mean dari data sample lapangan, yang nantinya digunakan untuk merandom data sample lapangan menjadi 20000 data acak langkah berikutnya adalah memasukkan data acak 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, $P_g = n/N$. Atau dapat dituliskan seperti persamaan dibawah ini

$$P_{of} = 1 - P_k \dots\dots\dots (2.2)$$

Dengan P_{of} ialah peluang kegagalan dan P_k adalah keandalan sistem. Moda kegagalan yang digunakan untuk simulasi *Monte Carlo* pada penelitian ini adalah mode kegagalan terhadap keretakan.

2.2.7 Moda Kegagalan Terhadap Keretakan

Resiko kegagalan pipa akibat internal corrosion terhadap kemungkinan terjadinya keretakan juga perlu diperhitungkan, pipe dinyatakan gagal jika kedalaman korosi yang terjadi pada pipe selama umur operasinya lebih dari 80% tebal pipa (ASME B31.G, 1984). jika korosi yang terjadi selama umur lebih besar dari 80%, maka dapat dipastikan kemungkinan pipa tersebut mengalami keretakan sangat besar.

Persamaan moda kegagalan (MK) ditunjukkan sebagai berikut :

$$g(X) = \alpha - CR \cdot Tx \dots\dots\dots (2.3)$$

dengan,

$g(X)$ = fungsi limit

CR = laju korosi (inch/tahun)

α = Batas maksimum keandalan yang diizinkan didasarkan pada ASME B31.G(1991) yaitu 80 % dari ketebalan dinding pipa (*wall thickness*)

T_x = waktu yang akan diprediksi (25 tahun)

laju korosi diperoleh dari informasi ketebalan pipa setelah terkorosi dibagi dengan selisih dari tahun inspeksi dan tahun instalasi. Rumus dibawah ini digunakan untuk menghitung laju korosi.

$$CR = \left(\frac{t_o - t}{T - T_o} \right) \dots\dots\dots (2.4)$$

dengan,

CR = Laju korosi (inch/year)

t_o = Tebal pipa awal (inch)

t = Tebal setelah terkorosi (inch)

T_o = Tahun instalasi

T = Tahun inspeksi

Sistem dikatakan gagal jika $g(X) < 0$, dinyatakan berhasil jika $g(X) > 0$ dan bila $g(X) = 0$, maka Sistem dinyatakan *failure surface*. Variabel acak dasar terdiri dari variabel fisik yang menggambarkan ketidakpastian. Dalam hal ini variabel acak yang digunakan adalah t_0 (tebal pipa awal) dan t (tebal setelah terkorosi) pada perumusan laju korosinya.

2.2.8 Risk Based Inspection

Risk Based Inspection merupakan metode perencanaan atau program inspeksi dan pengujian yang memperhitungkan konsekuensi kegagalan dan kemungkinan kegagalan. Program inspeksi dan pengujian mulai dari bahan(bahan dasar) sampai pada peralatan operasi di lokasi produksi minyak dan gas. Resiko yang didefinisikan sebagai fungsi peluang kegagalan (*probability of failure*) dan fungsi konsekuensi akibat kegagalan (*consequence of failure*) diformulasikan sebagai berikut (API RBI 581, 2001). Risiko pada *pipeline* ini akan digunakan sebagai dasar untuk menjalankan inspeksi selanjutnya. Risiko merupakan hasil perkalian dari konsekuensi kegagalan dan kemungkinan kegagalan.

$$\text{Risk} = P_{of} \cdot C_{of} \dots\dots\dots (2.5)$$

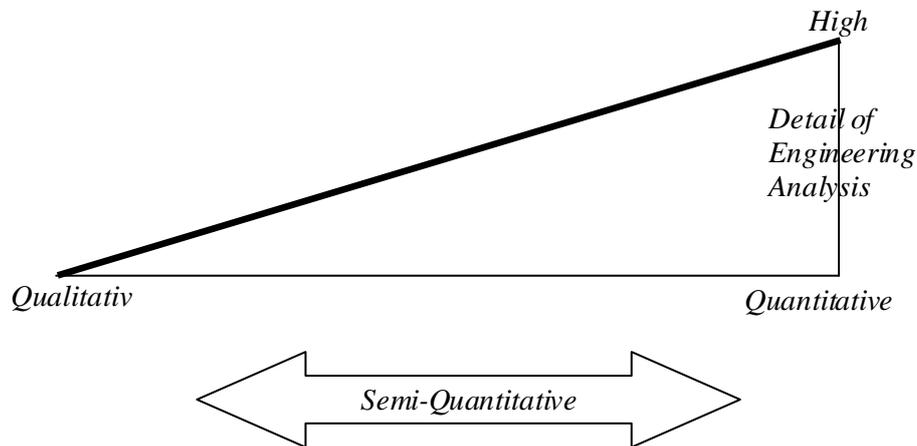
Peluang kegagalan (P_{of}) berupa kemungkinan kegagalan yang terjadi pada peralatan material yang disebabkan kerusakan peralatan dan lain sebagainya. Konsekuensi kegagalan (C_{of}) bisa berupa konsekuensi yang ditimbulkan pada lingkungan. Kedua faktor tersebut akan berpengaruh terhadap resiko yang ditimbulkan. Analisa pada masing-masing faktor memiliki pengaruh dan tingkat resiko yang berbeda, karena perbedaan dalam penanganannya. Resiko bisa dikurangi sesuai prosedur API RBI 581.

Dari kedua fungsi resiko tersebut perlu dilakukan identifikasi terhadap bobot kontribusi dari masing-masing untuk mengetahui batasan-batasan dan penilaiannya. Pada umumnya analisa dengan metode RBI 581 dapat dilakukan dengan menggunakan 3 jenis analisa yaitu:

- Kualitatif
Analisa dengan pengalaman dan saran dari para ahli untuk mengetahui risiko yang ada.
- Semikuantitatif
Analisa yang merujuk pada analisa kualitatif dan kuantitatif untuk menentukan matriks risiko.

- Kuantitatif

Analisa menggunakan data yang ada sebagai potensi kegagalan terhadap manusia dan lingkungan.



Gambar 2.2. Model Pendekatan dengan RBI (API RBI 581, 2001)

Tujuan API RBI 581 antara lain:

Menurunkan resiko peralatan dengan sehingga peralatan bekerja dalam kondisi mengetahui resiko yang bisa ditimbulkan terhadap lingkungan dan kerugian yang ditimbulkan akibat proses produksi berhenti.

Dalam pelaksanaanya, RBI menggunakan langkah-langkah yang meliputi pengumpulan data, kategori resiko dan program inspeksi sebagai metode lanjutan. Dengan analisa resiko tersebut diharapkan adanya pengurangan resiko melalui tahapan prosedur yang ada. Kategori resiko sebuah *pipeline* bisa ditentukan lewat matriks risiko pada tabel 2.1 berikut:

Tabel 2.1. Matriks Risiko (API 581)

Probability	A	B	C	D	E
5	Medium High	Medium High	Medium High	High	High
4	Medium	Medium	Medium High	Medium High	High
3	Low	Low	Medium	Medium High	High
2	Low	Low	Medium	Medium	Medium High
1	Low	Low	Medium	Medium	Medium High

Consequence

Risk

High
Medium High
Medium
Low

Analisa menggunakan metode semikuantitatif merujuk pada analisa kualitatif dan kuantitatif. Perhitungan dengan kategori peluang kegagalan (PoF) melalui analisa penipisan pada pipa. Konsekuensi kegagalan (CoF) diketahui melalui analisa area dampak tumpahan fluida pada ukuran lubang kebocoran yang telah ditentukan. Kemudian akan diketahui matriks resiko seperti pada Tabel 2.1 di atas.

2.2.9 Analisa Konsekuensi Semi-Kuantitatif

Analisa konsekuensi menggunakan pendekatan semi-kuantitatif sebenarnya merupakan bagian dan langkah kedua dari analisa penentuan resiko menggunakan pendekatan *Risk Based Inspection*. Analisa konsekuensi pada program RBI dipakai untuk membantu memperingatkan peralatan yang dianalisa berdasarkan tingkat risikonya. 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 prosentase jumlah total fluida yang dapat terlepas.
4. Estimasi laju terlepasnya fluida yang paling potensial.
5. Mendefinisikan tipe dari kebocoran untuk menentukan metode yang dipakai
6. Dalam pemodelan konsekuensi.
7. Penentuan Fase Fluida Setelah Terlepas
8. Evaluasi respon setelah fluida terlepas.

2.2.9.1 Menentukan fluida representatif yang terlepas dan sifat-sifatnya

Pada suatu proses produksi, sangat sedikit aliran fluida yang merupakan fluida murni atau material murni. Oleh karena itu, dibutuhkan suatu cara untuk menentukan *fluida representative* yang nanti dapat mewakili fluida dalam aliran untuk dipakai ke dalam analisa lebih lanjut. Untuk aliran yang berupa campuran dari beberapa senyawa kimia, material atau fluida representative ditentukan berdasarkan titik didih normal

(NBP) dan berat molekul (MW), jika tidak bisa, maka dapat menggunakan berat jenis fluida tersebut. jika nilai-nilai tersebut tidak diketahui maka sifat campuran dapat diketahui dengan menggunakan Tabel *fluida Representatif* dan Tabel sifat-sifat *fluids representatif* yang terdapat pada API 581.

2.2.9.2 Memilih ukuran lubang kebocoran

Metode RBI memiliki metode yang tetap dalam menentukan ukuran lubang kebocoran. Pendekatan ini dilakukan dengan pertimbangan bahwa jika ukuran lubang sudah didefinisikan terlebih dahulu dan ukurannya tetap, maka dapat mengetahui kemampuan reduksi fluida yang bekerja dalam peralatan yang sedang dianalisa serta dapat menjaga konsistensi untuk dapat dianalisa lebih lanjut. Ukuran lubang kebocoran sesuai dengan metode RBI seperti yang ditunjukkan pada Tabel 2.2 berikut.

Tabel 2.2. Ukuran Lubang Kebocoran (API RBI 581)

Release /hole Number	Ukuran lubang	Range (inch)	Harga Reprersetatif (inch)
1	<i>Small</i>	0-0,25	0,25
2	<i>Medium</i>	> 0,25 – 2	1
3	<i>Large</i>	>2-6	4
4	<i>Rupture</i>	> 6	Sesuai dengan diameter peralatan

Berdasarkan jenis peralatan yang dianalisa. Maka keempat ukuran lubang tersebut tidak semuanya digunakan. Untuk menganalisa peralatan pipa, RBI menggunakan standar keempat ukuran lubang diatas dengan batasan ukuran lubang kebocoran yang terjadi pada kasus sebenarnya dan diameter pipa itu sendiri. Sebagai contoh, untuk pipa dengan diameter 2 inch. Maka dapat digunakan 3 ukuran lubang untuk dianalisa yaitu ¼ inch, 1 inch dan pecah karena ukuran terbesar yang mungkin terjadi ialah 2 inch.

2.2.9.3 Estimasi laju percepatan fluida

Dalam metode RBI digunakan dua tipe kebocoran yang terjadi, yaitu:

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

Kebocoran secara cepat atau seketika merupakan tipe kebocoran yang terjadi dengan sangat cepat sehingga fluida yang terlepas menghasilkan gumpalan “awan” jika

fluida tersebut berupa gas dan akan menghasilkan genangan jika fluida tersebut berupa cairan. Sedangkan kebocoran kontinyu merupakan tipe kebocoran yang memerlukan waktu yang lebih lama untuk melepas fluida daripada kebocoran seketika. Laju kebocoran fluida bergantung pada sifat material atau fluida yang bersangkutan.

Untuk menentukan Laju tumpahan Laju fluida yang mengalir pada lubang dibagi menurut fase liquid atau gas.

- Untuk laju pelepasan liquid menggunakan persamaan berikut:

$$Q_L = C_d A \sqrt{2 \cdot \rho \cdot DP \frac{g_c}{144}} \dots\dots\dots (2.6)$$

Dengan :

- Q_L = Laju pelepasan fluida (lbs/s)
- CD = koefisien pelepasan (0.6-0.64)
- A = luas penampang lubang (in²)
- p = berat jenis fluida (lb/ft³)
- DP = perbedaan tekanan aliran operasi dengan atmosfer (psi)
- g_c = faktor konversi [32.2 (lb_m - ft) / (lb_f-S²)]

- Untuk laju pelepasan gas menggunakan persamaan berikut:

$$W_s = C_d \cdot A \cdot P \sqrt{\left(\frac{KM}{RT}\right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2}{K+1}\right)^{\frac{K+1}{K-1}}} \dots\dots\dots (2.7)$$

Dengan :

- W_s = Laju Pelepasan Fluida gas (lb/s)
- Cd = Koefisien keluaran (0,60-0,64)
- A = Luas Penampang (inch)
- P = Tekanan Operasi (psi)
- M = massa molekul (lb/mol)
- R = Konstanta Gas Universal (10,73 ft³.ps ia/lbmol.°R)
- T^o = temperatur hulu (°R)

Jika tekanan yang dianalisa memiliki bernilai lebih besar daripada P_{trans} maka tipe pelepasan fluida yang terjadi ialah *sonic*. Dan sebaliknya jika tekanan yang diamati bernilai lebih kecil daripada P_{trans} maka tipe pelepasan fluida yang terjadi adalah *sub-sonic*.

2.2.9.4 Menentukan Jenis kebocoran

Untuk mengetahui efek dari terlepasnya fluida dapat dilakukan dengan menggunakan beberapa metode. Keriteria yang digunakan oleh metode RBI mengacu pada catatan kegagalan yang pernah terjadi yang disebabkan oleh kebakaran dan ledakan. Suatu kebocoran dikatakan dalam jenis kebocoran seketika jika fluida yang keluar sekitar 10000 lb atau lebih dalam waktu singkat (3 menit). Jenis tumpahan bisa ditentukan dengan menentukan massa fluida yang tumpah dalam 3 menit.

Secara sistematis penentuan tipe terlepasnya fluida adalah sebagai berikut.

- a. Semua kebocoran dengan katagori kebocoran kecil atau berukuran 0,25 inch. dikelompokan ke dalam kebocoran dengan tipe kebocoran kontinyu.
- b. Kebocoran yang mengakibatkan terlepasnya fluida sejumlah 10000 lb dalam waktu tiga menit dimasukkan ke dalam katagori kebocoran seketika.
- c. Semua terlepasnya fluida kerja yang lambat, dimasukkan kedalam katagori kebocoran kontinyu.

2.2.9.5 Menentukan luas daerah terbakar

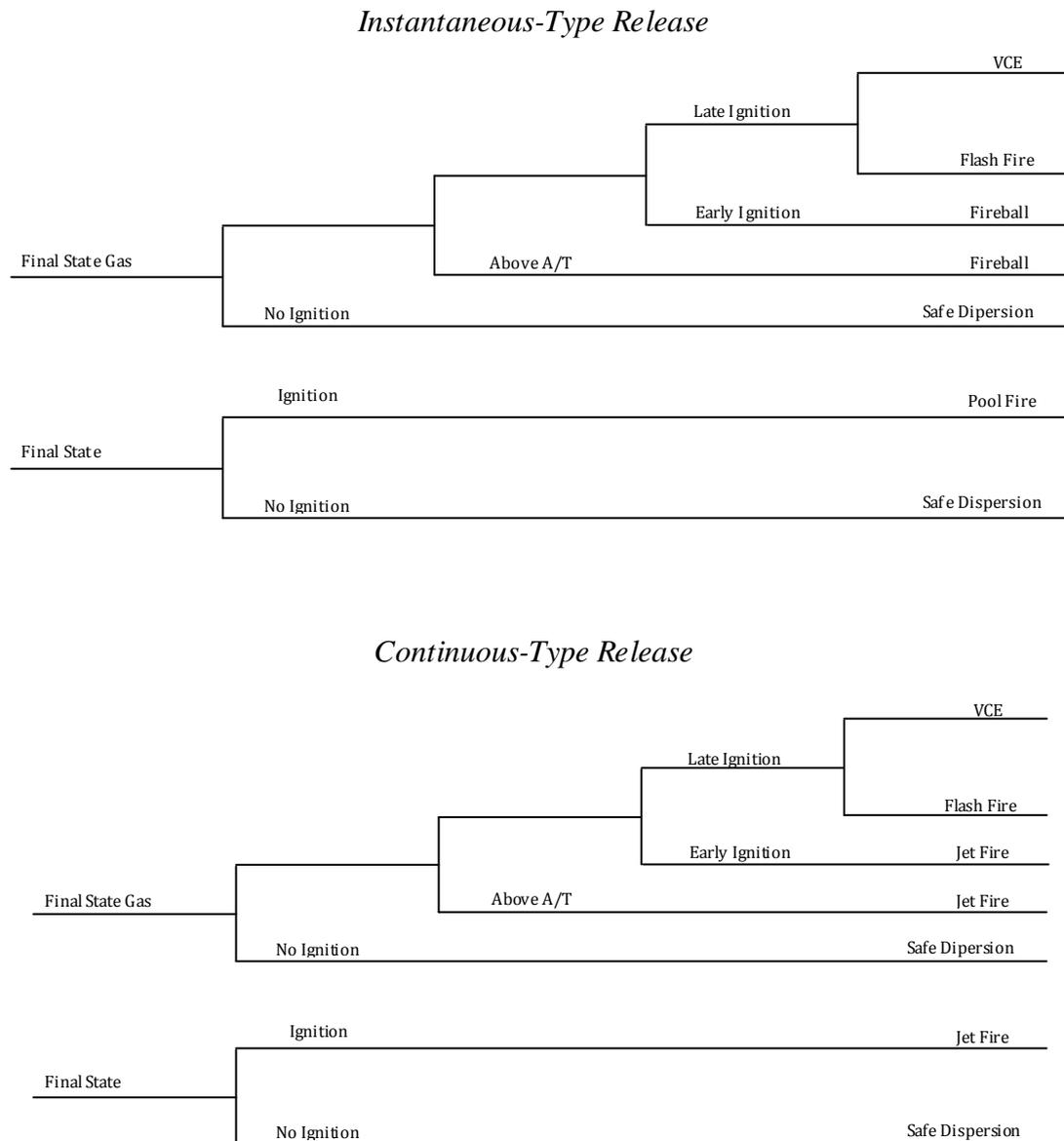
Luas daerah terbakar dapat dihitung menggunakan persamaan berikut.

$$A = ax^b \dots\dots\dots (2.8)$$

Dengan:

- A = Luas daerah terbakar (ft²)
- X = laju aliran fluida (lb/s)
- a^b = konstanta untuk tiap material

Konsekuensi Keterbakaran memperhatikan jenis tumpahan yang sudah diketahui yaitu berupa fluida gas. Kemudian ditentukan kemungkinan terjadinya auto ignition ataupun tidak dengan menggunakan persamaan pada Tabel 7.10 dan 7.11 yang terdapat pada API RBI 581.



Gambar 2.3. *Flammable Event Tree (API 581)*

Pada Gambar 2.3 di atas menunjukkan potensi kejadian di mana kemungkinan terjadi *ignition* ataupun tidak. Apabila terjadi *ignition* pada fasa liquid bisa menimbulkan *pool fire* ataupun *jet fire*. Sedangkan apabila tidak terjadi *ignition* maka efek aman atau *safe dispersion*.

Kategori kegagalan ialah kategori yang diambil dari penyesuaian nilai peluang kegagalan yang dihasilkan dari perhitungan keandalan terhadap keretakan yang dilakukan dengan simulasi *Monte Carlo*. penyesuaian kategori peluang kegagalan dilakukan dengan menggunakan Tabel 2.3 berikut.

Tabel 2.3. Kategori peluang kegagalan (API 581)

Kategori	Peluang kegagalan
1	< 0,07
2	< 0,14
3	< 0,21
4	< 0,28
5	< 0,35

Kategori konsekuensi kegagalan adalah dampak kebocoran fluida, yaitu luas daerah terbakar dan dampak keselamatan akibat terhirupnya gas H₂S ke dalam tubuh. Kategori konsekuensi kegagalan bisa dilihat pada Tabel 2.4 dan Tabel 2.5 berikut.

Tabel 2.4. Kategori Konsekuensi Lingkungan (API 581)

Kategori	Luas daerah (ft ²)
A	<10
B	10-100
C	100— 1000
D	1000— 10000
E	>10000

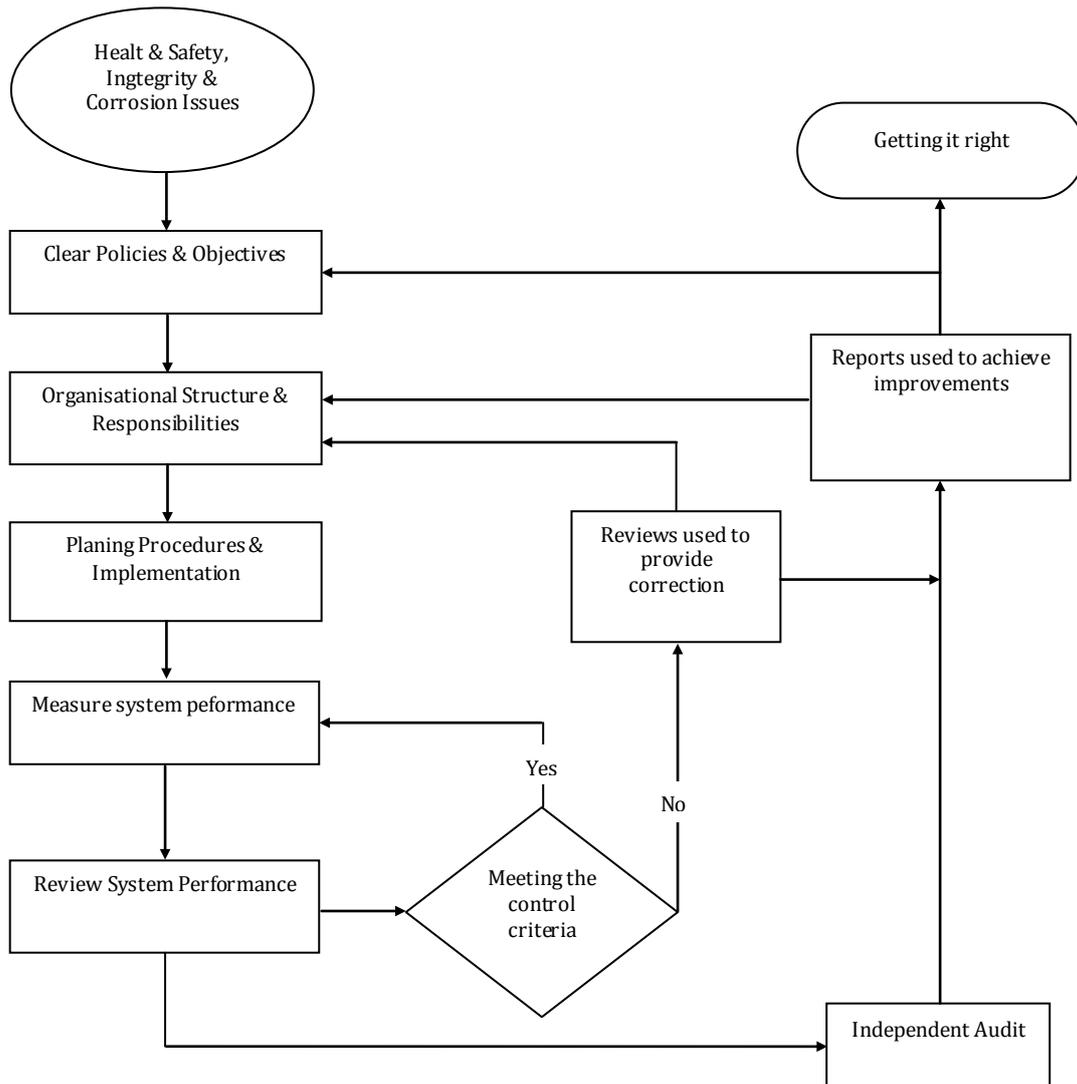
Tabel 2.5. *Safety consequence ranking* (DNV RP F107).

Category	Description
A	No person(s) are injured
B	no fatality
C	Serious injury, one fatality (working accident)
D	(not used)
E	More than one fatality (gas cloud ignition)

Setelah mengetahui potensi resiko yang bisa mengakibatkan kegagalan peralatan, maka prosedur inspeksi berbasis RBI akan diambil langkah yang tepat dalam penjadwalan inspeksi maupun modifikasi peralatan yang akan digunakan. Dalam upaya pencapaian integritas sistem yang optimal maka perlu adanya program terencana dalam operasi maupun pemeliharaan. Evaluasi terhadap permasalahan tersebut mencakup kondisi kegagalan yang terjadi dan disesuaikan dengan sistem penanganan.

2.3 Manajemen Korosi

Menurut UKE HSE kegiatan manajemen korosi harus dilakukan dalam kerangka kerja yang terstruktur, transparan dan dipahami oleh semua pihak yang terlibat. Peran dan tanggung jawab yang jelas meliputi elemen-elemen kunci seperti dalam kerangka pada Gambar berikut.



Gambar 2.4 Proses Manajemen Dasar Untuk Korosi (UKE HSE OTR No. 40,2001)

Independen audit memastikan bahwa struktur keseluruhan operasi dipahami dan diberi perlindungan tambahan untuk perbaikan di masa depan. Pada Gambar juga dijelaskan umpan balik spesifik yang diperlukan untuk tujuan pengendalian, review, audit dan pelaporan. Seperti pendekatan terstruktur, biasanya diadopsi oleh total manajemen mutu dan digunakan untuk mengendalikan resiko. Keberhasilan operasi

prosedur tersebut sering ditunjukkan dengan komitmen sistem manajemen untuk terus memperbaiki kinerjanya. Pendekatan yang diadopsi oleh operator untuk pengelolaan risiko yang terkait dengan korosi atau integritas instalasi umumnya sama dengan yang diadopsi untuk manajemen risiko keselamatan. Perencanaan dan pelaksanaan meliputi pengumpulan data yang berhubungan dengan kondisi dan resiko korosi. Pengoperasian kontrol korosi dan kegiatan rekayasa korosi diperlukan untuk memastikan bahwa kerusakan bisa dihilangkan atau setidaknya diminimalkan. Ini termasuk penilaian resiko dan pemeriksaan sebagai tindakan lanjut. Prosedur berupa pengumpulan data dan analisis tindakan koreksi untuk mengendalikan korosi pada peralatan. Perencanaan meliputi.

- Identifikasi ancaman korosi dan konsekuensi
- Ranking sistem resiko korosi
- Pemilihan kegiatan mitigasi dan manajemen yang tepat
- Penjadwalan tugas

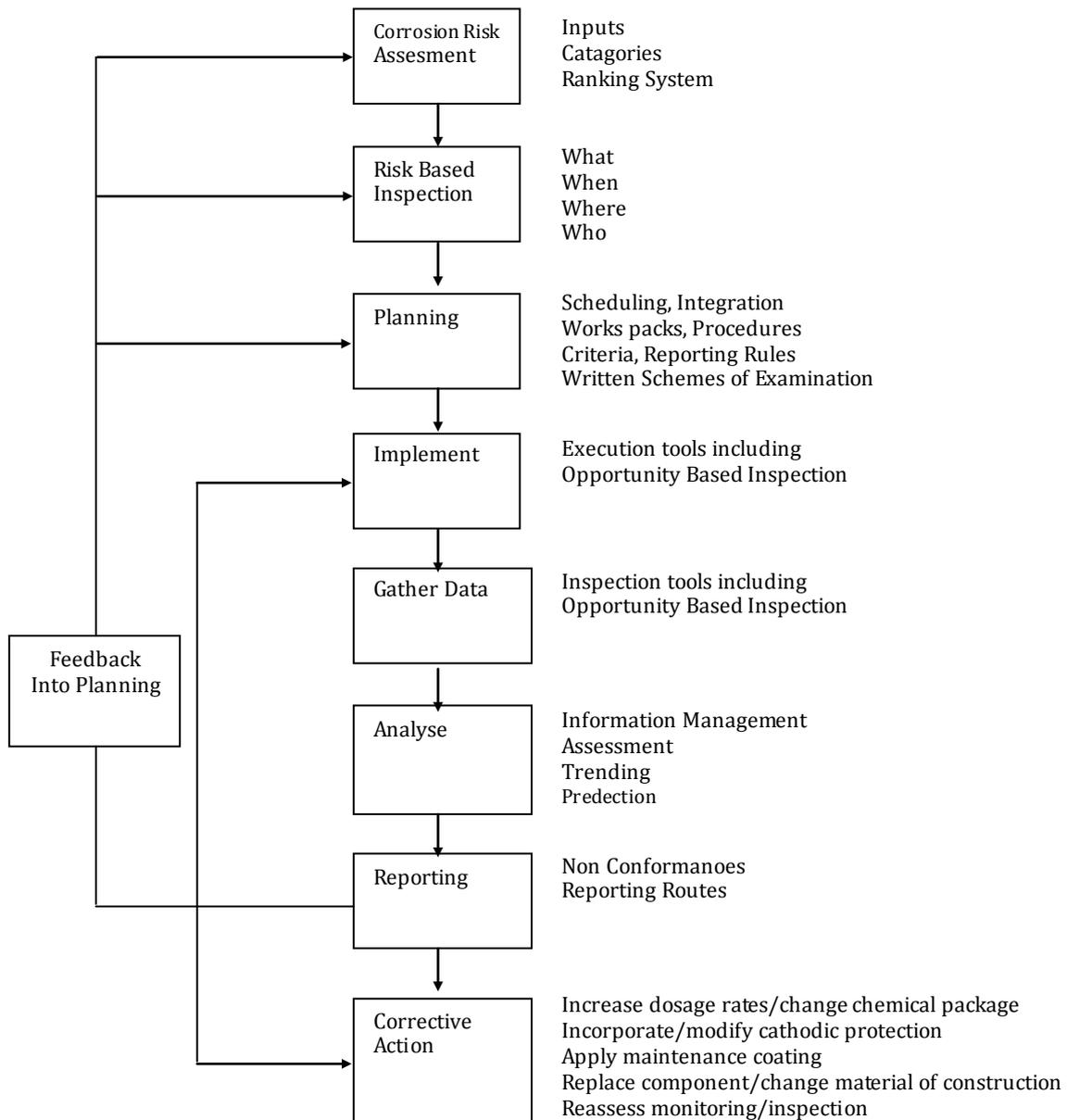
Implementasi memastikan bahwa tindakan yang diidentifikasi dalam tahap perencanaan dilakukan sesuai kebutuhan meliputi.

- Identifikasi lokasi untuk kegiatan pemantauan dan inspeksi
- Prosedur pemantauan pelaksanaan dan kegiatan pemeriksaan
- Pengembangan ukuran kinerja
- Definisi dari rute pelaporan
- Pengumpulan dan pengelolaan data
- Analisis data dan laporan
- Tindakan korektif atau penerapan pengendalian korosi

Identifikasi bahaya, penilaian risiko dan persetujuan atas kegiatan yang direncanakan untuk penanganan korosi merupakan persyaratan mendasar dari proses manajemen. Perencanaan dan pelaksanaan sering menggunakan kode industri dan standar internasional. Pengecekan juga diperlukan untuk menentukan apakah prosedur yang diambil sesuai dan efektif untuk setiap aset tertentu. Tindakan dan tanggung jawab yang berkaitan dengan rencana pengelolaan korosi adalah penting adanya untuk

keberhasilan operasi. Sebagai bagian dari proses ini, pemegang tugas harus memiliki track record sesuai perencanaan dan pelaksanaan untuk transparansi penuh dari proses produksi. Dalam beberapa kasus informasi yang diperoleh, dapat dimasukkan sebagai Gambaran ke dalam fasilitas produksi sebagai bentuk keselamatan untuk kasus relevan dan skema verifikasi, yang biasanya menjadi dasar untuk semua persyaratan manajemen integritas.

Detail untuk pelaksanaan rencana manajemen korosi dapat berbeda secara signifikan antara pergantian peralatan baru dan umur suatu sistem peralatan. Langkah diambil melalui kondisi suatu peralatan sebagai syarat perencanaan dan pelaksanaan. Persyaratan secara sistematis guna merencanakan dan menerapkan sistem manajemen korosi yang tepat sasaran akan memberikan hasil yang optimal. Salah satu faktor utama yang akan berdampak pada perencanaan manajemen korosi dan tahap implementasi yaitu perencanaan melalui riwayat peralatan. Perencanaan manajemen korosi harus didasarkan pada strategi jangka panjang perusahaan yaitu dengan tujuan fasilitas produksi bisa berjalan dengan melampaui usia peralatan. Karena itu resiko korosi perlu dinilai ketika perencanaan dan pelaksanaan, agar kegiatan pengendalian korosi memenuhi usia peralatan yang diperlukan. Karena adanya kemajuan teknologi diharapkan usia peralatan semakin diperpanjang melampaui rencana perancangan awal. Usia peralatan bisa melampaui batas desain dengan diukur status pengendalian korosi secara akurat. Perpanjangan usia peralatan dimungkinkan perlu adanya penilaian resiko korosi ulang dan perubahan sesuai kegiatan yang direncanakan. Sepanjang tahap perencanaan strategi manajemen korosi, semua itu harus sesuai dengan kondisi peralatan yang direncanakan pada saat ini.



Gambar 2.5. Skema Perencanaan dan Pelaksanaan Manajemen Korosi
(UKE HSE OTR No.40 , 2001)

2.4. Manajemen Berbasis Resiko

Manajemen resiko memiliki peranan penting dalam terjadinya sebuah kegagalan karena permasalahan korosi. Tanggung jawab dalam penanganan permasalahan tersebut apabila tidak diperhatikan akan memicu kegagalan seperti adanya kebocoran pada pipa. Sehingga kompetensi pada tiap individu terkait sangat dibutuhkan.

Pengelolaan peralatan serta aspek safety memiliki peranan agar kompetensi tersebut bisa sesuai dengan strategi operasi yang ada.

Sebagai kerangka sistem manajemen korosi berbasis resiko, penelitian ini bertujuan untuk mengintegrasikan manajemen korosi dan inspeksi berbasis resiko. Implementasi mempertimbangkan resiko yang terjadi karena peluang kegagalan dan konsekuensi kegagalan. Peluang kegagalan mencakup adanya korosi karena penipisan yang terjadi secara merata. Sebagai bentuk implementasi pencegahannya dengan menggunakan metode NDT. Kemungkinan kegagalan mencakup adanya area *flammable* karena kebocoran pipa. Implementasi pencegahannya melalui umpan balik API RBI 581, yaitu sesuai dengan sistem deteksi, sistem isolasi dan sistem mitigasi.

2.5. Inspeksi berbasis Resiko

Proyek RBI berdasarkan API mulai diperkenalkan pertama kali pada tahun 1993 dan disponsori oleh kelompok industri minyak dan gas seperti: ARCO, Conoco, Exxon. Phillips, UNOCAL dan lainnya. Pada umumnya di sebuah unit operasi, persentase tingkat resiko yang tinggi terdapat pada sejumlah kecil peralatan atau unit kerja. Dalam hal ini, RBI akan memberikan perhatian yang lebih melalui kegiatan inspeksi yang dilakukan, sehingga diharapkan dapat mereduksi program inspeksi yang dianggap berlebihan pada peralatan atau unit kerja yang memiliki tingkat resiko yang lebih rendah. dengan menggunakan program RBI, sebuah perusahaan akan dapat mengontrol prioritas dan frekuensi program inspeksi yang dilakukannya, sehingga berdampak pada meningkatnya waktu operasi atau dengan kata lain dapat mengurangi waktu tidak pakai dari sebuah peralatan atau unit kerja. Perlu diketahui bahwa metode RBI hanya merupakan salah satu metode pendekatan dari beberapa metode pengelolaan inspeksi berbasis tingkat resiko yang ada.

Metode RBI memberikan perhatian terhadap dampak yang didapatkan dari sebuah kecelakaan atau kegagalan yang terjadi pada empat hal di bawah ini, yaitu:

1. Resiko ke dalam yang berhubungan dengan karyawan dan pelaksana di lapangan.
2. Resiko ke luar yang berhubungan dengan masyarakat di sekitar perusahaan atau pabrik.

3. Resiko interupsi secara ekonomi akibat terjadinya penghentian proses produksi.
4. Resiko kerusakan lingkungan.

RBI mengombinasikan keempat hal di atas dalam mengambil keputusan mengenai kapan, dimana dan bagaimana program inspeksi yang tepat untuk sebuah pabrik. Selain itu, RBI menyediakan metodologi yang dapat digunakan untuk menentukan kombinasi yang optimum antara metode dan frekuensi inspeksi. Akan tetapi metode RBI dan metode inspeksi yang ada masih belum dapat mereduksi resiko sampai nilai nol.

Hal ini disebabkan adanya faktor-faktor yang tidak dapat diinspeksi tetapi berpengaruh pada kegagalan proses produksi suatu perusahaan, yaitu:

1. Kesalahan manusia;
2. Bencana alam;
3. Kejadian tak terduga;
4. Adanya efek sekunder dari unit terdekat yang mengalami kegagalan;
5. Kejadian yang disengaja (misalnya: sabotase);
6. Adanya batasan yang mendasar dalam metode inspeksi yang dilaksanakan;
7. Kesalahan desain peralatan;
8. Mekanisme kerusakan yang tidak diketahui atau terdeteksi sebelumnya.

Sistem pengelolaan program inspeksi berdasarkan tingkat resiko atau RBI merupakan suatu sistem menyeluruh pada program inspeksi yang meliputi kegiatan inspeksi, pengumpulan data hasil inspeksi, kegiatan memperbarui data hasil inspeksi, serta proses perbaikan sistem inspeksi secara kontinyu. Jika proses inspeksi yang dilakukan pada suatu peralatan tidak memberikan hasil yang memuaskan, maka analisa secara teknik dapat dilakukan untuk menentukan tindak lanjut terhadap peralatan yang dimaksud (misalnya: perbaikan, perawatan, atau terus dioperasikan).

2.5.1 Pengembangan Rencana Inspeksi

Menurut Sholihin (2003) Proses RBI memberikan tiga tingkat kebebasan dalam mengembangkan rencana inspeksi, yaitu:

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

Tabel 2.6. Sarat-Syarat Minimal Ruang Lingkup Terbatas, Umum dan Detail pada penilaian internal

Konsekuensi Kegagalan Rendah - Penilaian Terbatas	Konsekuensi Kegagalan Menengah - Penilaian Umum	Konsekuensi Kegagalan Tinggi - Detail
<i>Borescope</i>	<i>Borescope dan NDT eksternal</i>	NDT eksternal, Pemantauan korosi dan <i>review proses</i>
Atau	Atau	Atau
NDT eksternal	<i>Entry internal</i>	Entry internal
Atau	Atau	
<i>Review proses</i>	<i>Review proses dan NDT eksternal</i>	

Sumber: Sholihin (2003)

2.5.2 Penentuan Metode Inspeksi

Pilihan atas metoda inspeksi NDT didasarkan atas peluang kegagalan. Tabel 2.6 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. Macam-macam metode inspeksi dapat dilihat pada Tabel 2.7 berikut.

Tabel 2.7. 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	Inspeksi visual <i>Radiography</i> <i>Thermography</i>
Retak (cracking)	Kelelahan (fatigue) Retak akibat korosi Tegangan (SCC) Retak akibat Hidrogen (<i>wet Hydrogen cracking</i>)	<i>Ultrasonic Radiography</i> <i>Magnetic Particle</i> <i>Liquid Penetrant</i>
Yang lain	<i>Creep</i> <i>Hot hydrogen Damage</i> (pengetasan suhu tinggi)	<i>Ultrasonic Radiography</i> <i>Magnetic Particle</i>

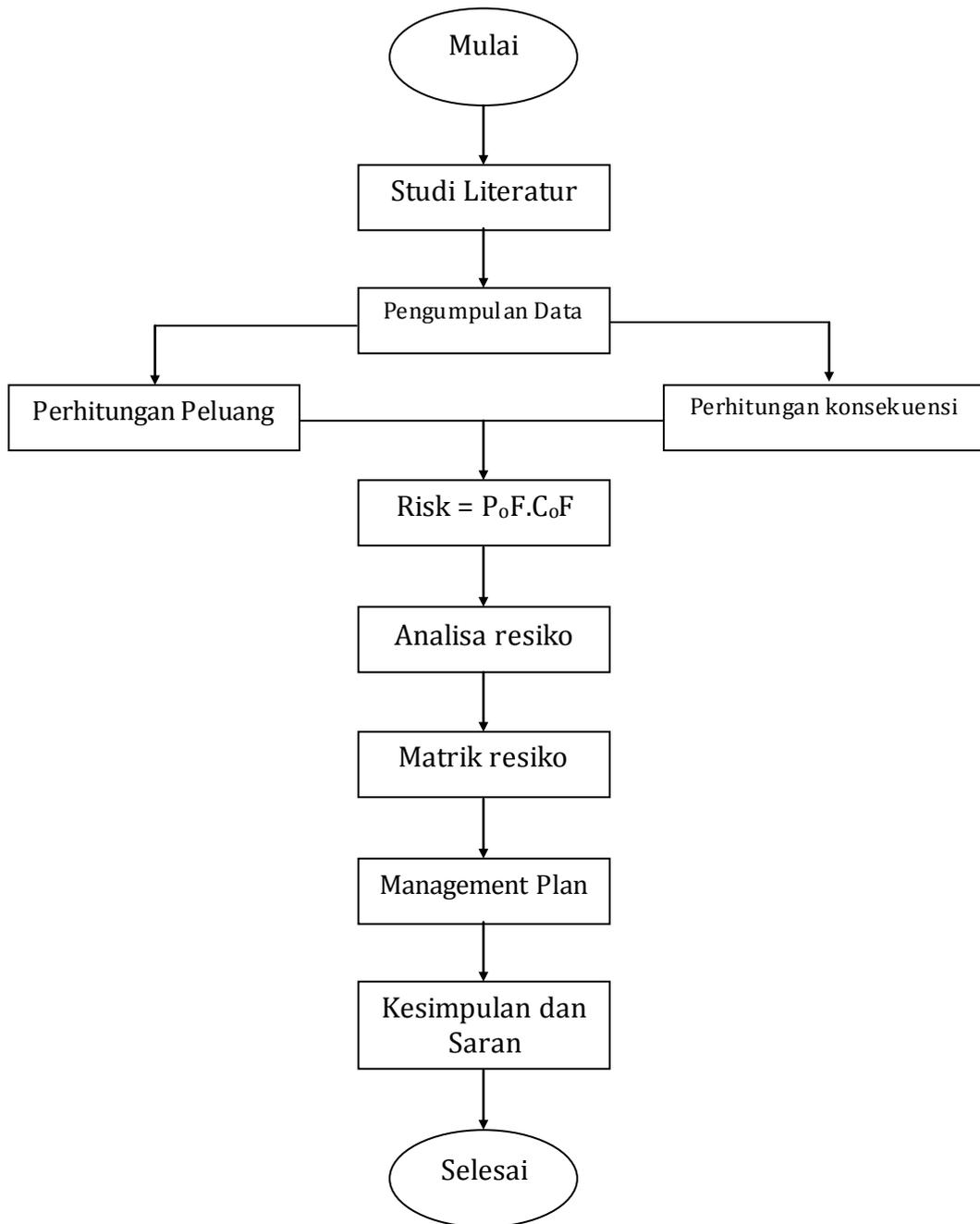
Sumber: Sholihin (2003)

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

BAB III

Metodelogi Penelitian

3.1 Metode Penelitian



Gambar 3.1 Diagram Alur Metodologi

Prosedur Penelitian

Prosedur penelitian tugas akhir ini terdiri dari 8 tahap untuk mengambil kesimpulan dan saran, yaitu:

1. Studi Literatur

Tahap awal pengerjaan tugas akhir ini ialah mengumpulkan bahan-bahan atau materi yang digunakan sebagai literature yang berasal dari tugas Akhir sebelumnya, buku-buku yang berkaitan dengan penelitian, serta code atau standart acuan seperti API 5L, ASME B31.3, ASME B31.4 dan API RBI 581

2. Pengumpulan Data

Pengumpulan data-data yang diperlukan dalam menyelesaikan permasalahan pada tugas akhir ini antara lain berupa: data temperature operasi, laju aliran, fase fluida, ukuran pipa (tebal, panjang, diameter), tebal sekarang, desain temperatur.

3. Perhitungan Peluang

Perhitungan peluang kegagalan akibat penipisan pipa yang disebabkan *internal corrosion* dilakukan dengan menggunakan metode Montecarlo

4. Perhitungan Konsekuensi

Konsekuensi ke gagal di hitung sesuai dengan code API RBI 581 berdasarkan luasan dari daerah yang mengalami kerusakan atau daerah berbahaya akibat kebocoran pipa.

5. Analisa Risiko

Analisa resiko dilakukan untuk menentukan derajat atau level kegagalan dengan menampilkan analisa kemungkinan kegagalan (P_oF) dan konsekuensi kegagalan (C_oF).

6. Matriks Resiko

Setelah menganalisa resiko kegagalan yang terjadi pada pipa penyalur minyak, maka kemudian dibuat matrik resiko pipa tersebut.

7. Management Plan

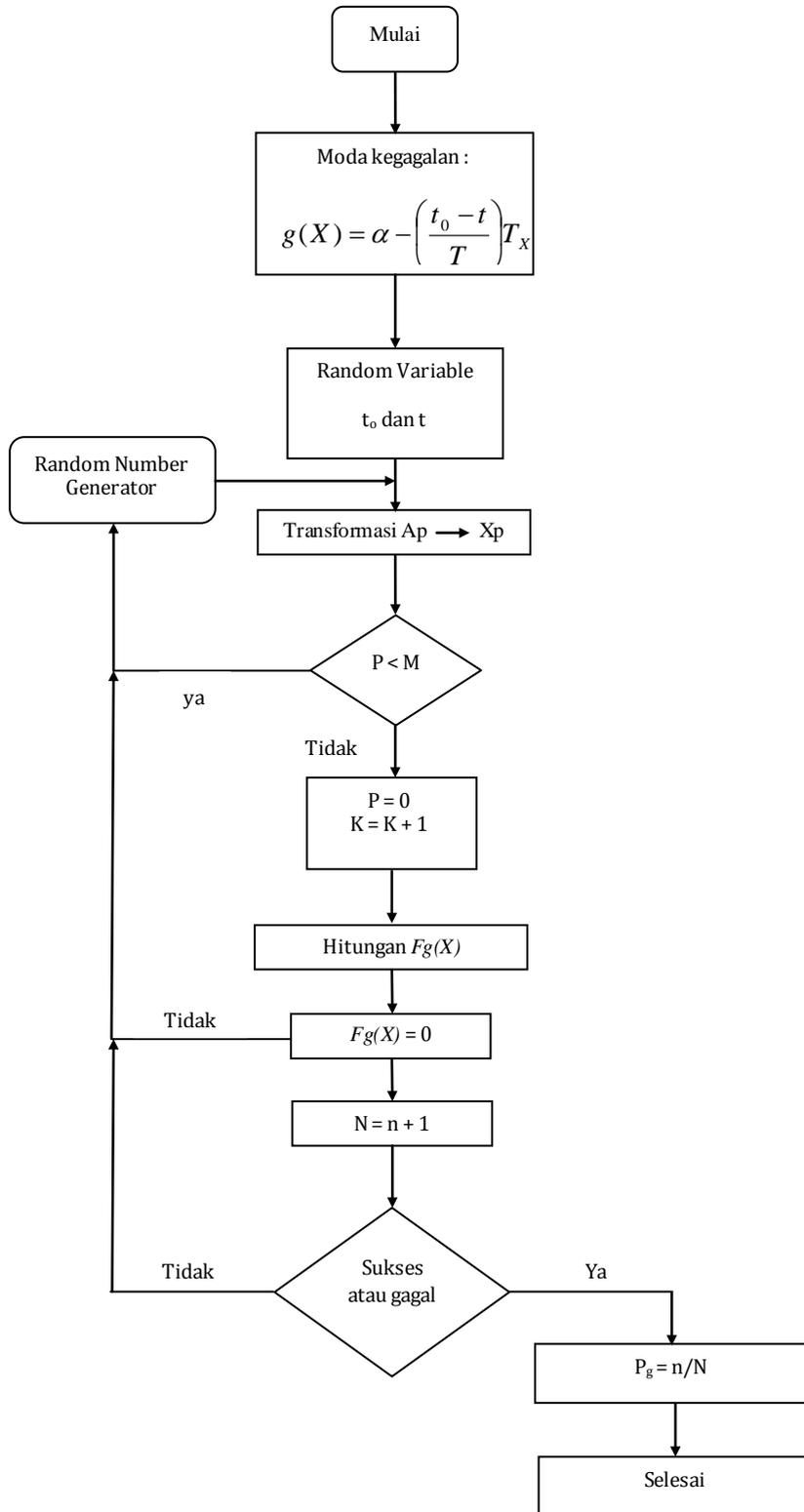
Kebijakan yang diambil dalam menangani permasalahan korosi yang menjadi pemicu sebuah kegagalan struktur adalah bentuk pelaksanaan untuk pencegahan sebuah kegagalan pipeline. Berdasar analisa resiko bisa diterapkan sistem mitigasi lanjutan ataupun respon terhadap adanya kegagalan peralatan.

8. Kesimpulan dan Saran

Kesimpulan hasil dari penelitian yaitu:

- Matriks Risiko pada pipa penyalur minyak
- Management Plan pada pipa penyalur minyak

3.2 Diagram perhitungan peluang kegagalan terhadap keretakan



Gambar 3.2 Diagram Alur Monte Carlo

Penjelasan langkah-langkah pada diagram diatas adalah sebagai berikut

1. Menentukan moda kegagalan

Pada tahap ini ditentukan persamaan moda kegagalan yang digunakan untuk melakukan perhitungan. Dimana moda kegagalan pada tugas akhir ini adalah

keretakan dengan persamaan yang digunakan ialah $g(X) = \alpha - \left(\frac{t_0 - t}{T}\right) T_x$

2. Variabel Acak

Setelah sudah mengetahui moda kegagalan yang digunakan langkah berikutnya menentukan variabel acak. Variabel acak dari sistem yang ditinjau dalam tugas akhir ini adalah tebal pipa awal (t_0) dan tebal pipa saat dilakukan inspeksi (t).

3. Distribusi Data

Langkah selanjutnya menentukan distribusi data dari masing-masing variabel acak yang telah ditentukan dalam menentukan distribusi data metode distribusi yang digunakan adalah distribusi normal.

4. Fungsi distribusi kumulatif (fdk)

Setelah diketahui jenis distribusi masing-masing data dari setiap variabel acak yang digunakan, langkah berikutnya adalah menentukan persamaan dari Fungsi distribusi kumulatif (fdk) untuk setiap distribusi data dari masing-masing variabel acak.

5. *Random Number Generated* (RNG)

Selanjutnya adalah menentukan *Random Number Generated* (RNG). RNG merupakan unsure pokok yang diperlukan dalam melakukan simulasi Monte Carlo. RNG biasanya ada dalam CPU komputer sebagai built-in computer program dalam bagian ROMnya.

6. Transformasi RNG

Kemudian RNG yang telah didapatkan ditransformasikan ke dalam persamaan fdk yang telah ditentukan sebelumnya.

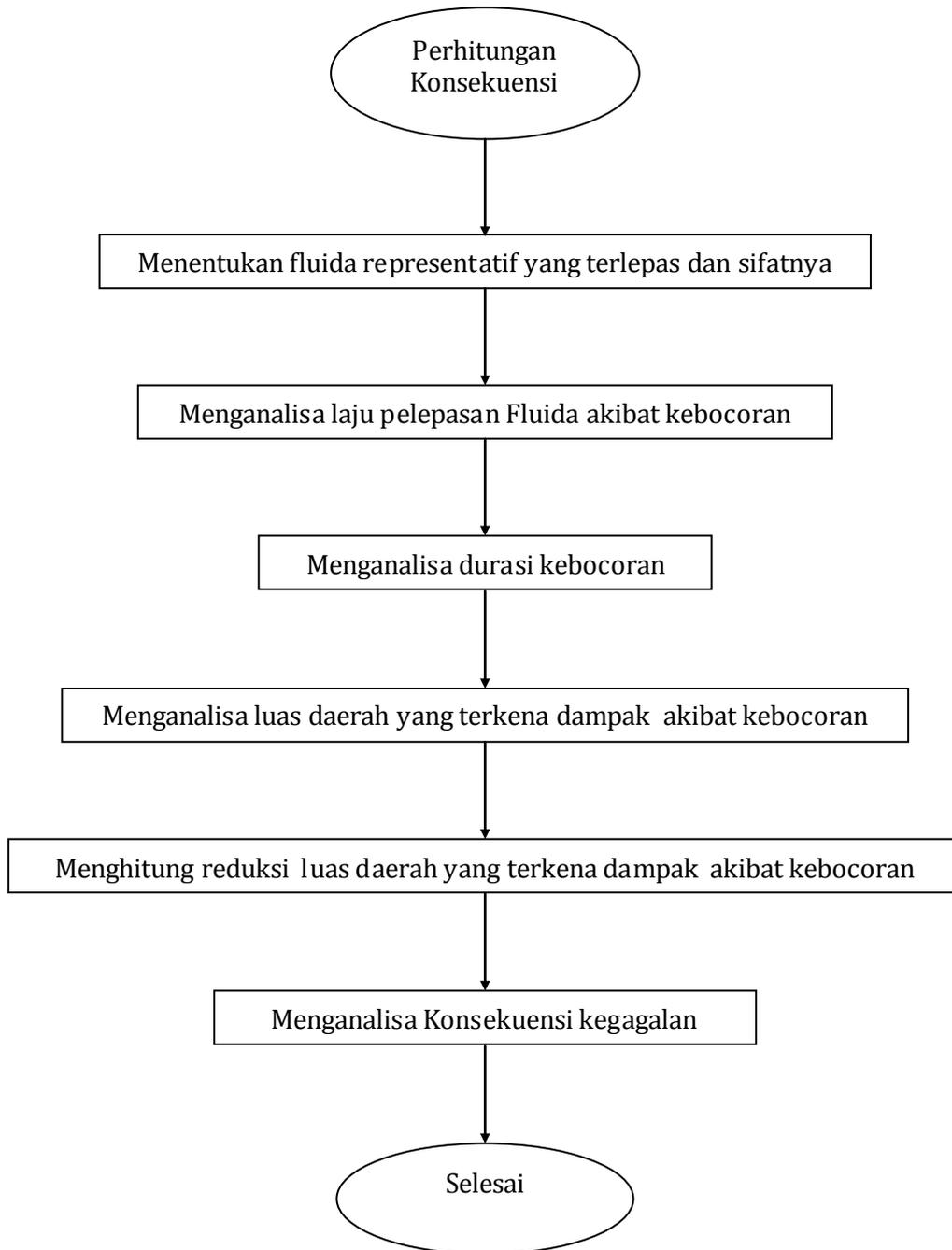
7. Perhitungan Keandalan

Setelah didapatkan harga dari *fdk*-nya, langkah selanjutnya adalah memasukkan harga dari masing-masing variabel acak tersebut ke dalam persamaan mode kegagalan yang telah ditentukan di awal untuk mengetahui nilai keandalan.

8. Tingkat Keandalan

Langkah terakhir adalah menentukan tingkat kegagalan dari sistem yang ditinjau dengan cara mengakumulasikan jumlah kejadian yang gagal pada perhitungan keandalan, sehingga dengan mengetahui tingkat kegagalan maka juga dapat diketahui tingkat keandalannya.

3.3 Diagram perhitungan konsekuensi kegagalan terhadap keretakan



Gambar 3.3 Diagram Alur Konsekuensi Kegagalan

Penjelasan langkah-langkah perhitungan konsekuensi kegagalan pada diagram diatas, adalah

1. Melakukan penentuan fluida representative yang terlepas serta sifat-sifat dari fluida tersebut. hal ini dilakukan untuk menentukan konsekuensi kegagalan yang dapat terjadi.
2. Menganalisa laju pelepasan fluida.
3. Menganalisa jangka waktu kebocoran pipa yang terjadi.
4. Menganalisa luas daerah yang terkena dampak kebocoran pipa tersebut.
5. Menghitung reduksi luas daerah akibat dampak kebocoran.
6. Menentukan frekuensi kerusakan yang terjadi akibat dari kebocoran pipa tersebut.
7. Menganalisa konsekuensi kegagalan.

BAB IV
ANALISA DAN PEMBAHASAN

4.1 Permasalahan korosi dan penyebab korosi

Dari hasil dilakukannya inspeksi dengan mempertimbangkan kerusakan yang terjadi pada pipa dikarenakan terjadinya korosi pada pipa, dapat diketahui permasalahan korosi yang terjadi meliputi *internal corrosion*, *subsurface corrosion* dan *atmospheric corrosion*. Analisa yang dilakukan ialah meliputi pengaruh mekanisme korosi dan pencegahan terhadap nilai Pof. perbedaan mekanisme korosi yang terjadi menyebabkan munculnya berbagai tingkat ancaman terhadap pipa dan begitu pula cara pencegahan yang perlu dilakukan.

Dalam penelitian kali ini akan dilakukan pembahasan mengenai peluang kegagalan pada pipa akibat terjadinya korosi internal yang mempengaruhi produktifitas pipa. Kegagalan yang terjadi berupa kepecahan pada pipa yang berdampak pada kebocoran pipa tersebut.

4.2 Perhitungan peluang kegagalan pipa terhadap keretakan

Nilai peluang kegagalan pada pipa dianalisa dengan cara menghitung tiap-tiap lokasi berdasarkan pada kemungkinan terjadinya keretakan pada pipa. Keretakan yang terjadi pada pipa akibat adanya *internal corrosion* yang terjadi selama pipa beroperasi. dalam melakukan perhitungan peluang kegagalan digunakan persamaan 2.3 yaitu:

$$g(X) = A - CR \cdot Tx \dots\dots\dots (2.3)$$

dengan,

$g(X)$ = Fungsi limit

CR = Laju korosi (inch/tahun)

A = Batas maksimum keandalan yang diizinkan didasarkan pada ASME B31.G(1991) yaitu 80 % dari ketebalan dinding pipa(*wall thickness*)

Tx = Waktu yang akan diprediksi (25 tahun)

Laju korosi diperoleh dari informasi ketebalan pipa setelah mengalami korosi di kurangi dengan selisih dari tahun inspeksi dan tahun instalasi.

Untuk menghitung laju korosi digunakan persamaan 2.4 seperti yang ada dibawah ini.

$$CR = \left(\frac{t_o - t}{T - T_o} \right) \dots\dots\dots (2.4)$$

Dengan:

- to = Tebal pipa awal (inch)
- t = Tebal setelah terkorosi (inch)
- To = Tahun instalasi
- T = Tahun inspeksi

Dalam melakukan perhitungan peluang kegagalan digunakan variable acak yang berupa to (tebal pipa awal) dan t (tebal setelah terkorosi). Berikut ini adalah data inspeksi ketebalan pipa yang terkorosi dalam satuan inch.

Tabel 4.1 Data Inspeksi Ketebalan Pipa (inch)

Lokasi	Average Whallthicknes	Titik 1	Titik 2	Titik 3	Titik 4
Semanding	0.322	0.2766	0.2762	0.2763	0.2764
Palang	0.322	0.2767	0.2763	0.2764	0.2766
Rangel	0.322	0.2764	0.2769	0.2768	0.2767
Sokosari	0.322	0.2768	0.2766	0.2767	0.2769
Pelumpang	0.322	0.2766	0.2764	0.2767	0.2768

Data hasil inspeksi berupa data ketebalan pipa setelah mengalami *internal corrosion* pada tahun 2009 yang ditampilkan pada halaman lampiran. Inspeksi pada CPA-Palang *pipeline* dilakukan setiap 2 tahun sekali dengan menggunakan salah satu metode NDT yaitu *Ultrasonic Test*. Namun data yang digunakan pada analisa perhitungan tugas akhir ini ialah beberapa data inspeksi ketebalan pada masing-masing lokasi yang nilainya maksimal karena dianggap dapat mewakili data-data ketebalan pipa yang telah mengalami *internal corrosion* lainnya yang lebih kecil.

Kemudian untuk masing-masing variable acak tersebut dicari distribusinya, dan diperoleh data sebagai berikut:

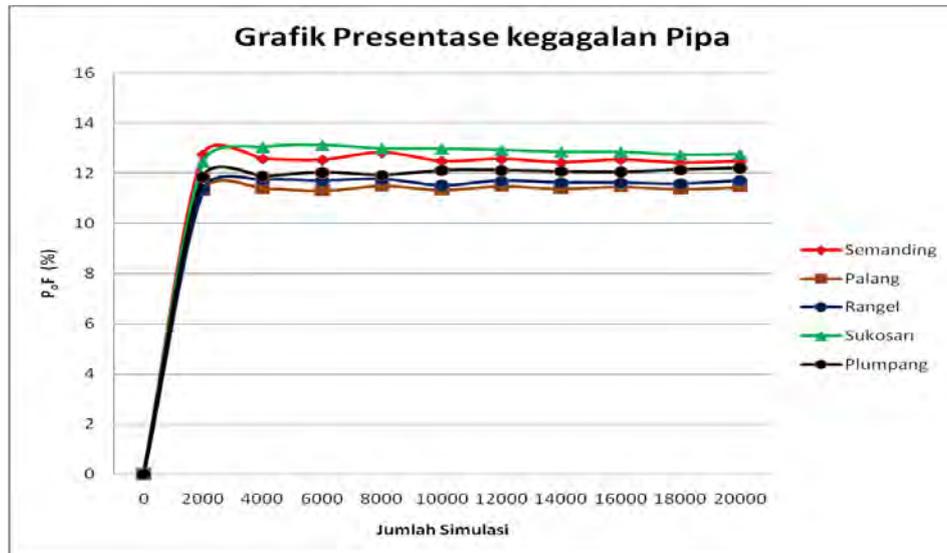
Tabel 4.2 Distribusi statistik ketebalan pada pipa (inch)

Parameter statistik	Distribusi data	μ	σ
Semanding	<i>3-Paramater Loglogistic</i>	0,27669	0,00041
Palang	<i>3-Paramater Loglogistic</i>	0,27680	0,00045
Rangel	<i>3-Paramater Lognormal</i>	0,27687	0,00043
Sokosari	<i>3-Paramater Lognormal</i>	0,27668	0,00031
Pelumpang	<i>3-Paramater Lognormal</i>	0,27674	0,00038

Perhitungan peluang kegagalan pada tugas akhir ini dilakukan dengan menggunakan metode simulasi *Monte Carlo*. Pemilihan metode tersebut didasarkan pada ketepatan dan keakuratan hasil yang akan diperoleh untuk menghasilkan nilai keandalan yang paling akurat dibandingkan dengan metode analisa yang lain. Hal ini disebabkan karena dengan metode simulasi *Monte Carlo* dapat lebih menggambarkan kondisi/keadaan riil yang terjadi di lapangan. Maksudnya adalah simulasi yang dilakukan dalam metode ini dengan menggunakan data acak yang berasal dari *Random Number Generator* (RNG) atau angka acak yang sesuai dengan data sebenarnya di lapangan.

Simulasi *Monte Carlo* yang dilakukan dengan men-generate masing-masing variabel acak menjadi 20000 *Random Number Generator* (RNG) yang berbeda satu sama lain. Setelah didapat 20000 *Random Number Generator* (RNG) kemudian dilakukan transformasi (RNG) ke dalam persamaan *fdk*-nya.

Setelah didapat nilai fungsi distribusi komulatif (*fdk*)-nya, maka hasilnya dimasukkan ke dalam persamaan moda kegagalan seperti pada persamaan 2.3 untuk dilakukan simulasi. Dan dari hasil simulasi sebanyak 20000 simulasi tersebut, kemudian dihitung jumlah gagalnya agar diperoleh peluang gagalnya. Untuk lebih memudahkan dalam melihat kestabilan simulasi dan pembacaannya, maka pencatatan peluang kegagalan dilakukan untuk setiap 20000 simulasi. Hasil simulasi ditampilkan dalam bentuk grafik, sebagai berikut :



Gambar 4.1 Grafik peluang kegagalan pipa terhadap keretakan

Setelah dilakukan simulasi *Monte Carlo* untuk moda kegagalan terhadap keretakan, diperoleh hasil keandalan sebagai berikut:

Tabel 4.3 Presentase kegagalan pipa terhadap keretakan

Lokasi	Keandalan	Gagal
Semanding	87.53%	12.47%
Palang	88.55%	11.45%
Rangel	88.29%	11.71%
Sokosari	87.22%	12.78%
Plumpang	87.78%	12.22%

Berdasarkan hasil perhitungan simulasi *Monte Carlo*, didapat peluang kegagalan (P_g) terbesar terjadi pada pipa sebesar 12,78% dan peluang keandalannya (P_s) ialah sebesar 87,22%. Analisa secara umum dari hasil simulasi *Monte Carlo* untuk setiap lokasi menunjukkan bahwa, peluang kegagalan terbesar terletak pada Lokasi Sokosari.

Sehingga dapat disimpulkan bahwa pipa yang terletak pada lokasi Sokosari memiliki nilai keandalan paling kecil. Hal tersebut dikarenakan terdapat endapan pada dasar pipa yang berasal dari aliran fluida H_2S (fluida yang sangat korosif). Hal tersebut menjadi faktor penyebab terjadinya penipisan terbesar pada dinding pipa yang berada di daerah tersebut. oleh sebab itu, di sekitar daerah tersebut juga akan terjadi permasalahan korosi yang parah. Jenis korosi yang disebabkan oleh H_2S termasuk kategori *sour corrosion*.

Dari hasil perhitungan peluang kegagalan yang menggunakan simulasi *Monte Carlo* diketahui bahwa peluang kegagalan terbesar terjadi di Daerah Sokosari dengan peluang kegagalan sebesar 12.78%, maka katagori peluang kegagalan dapat diketahui dengan cara menyesuaikan hasil perhitungan peluang kegagalan dengan tabel kategori peluang kegagalan yang ada pada tabel berikut.

Tabel 14.4. Kategori peluang kegagalan (API 581)

Kategori	Peluang Kegagalan
1	< 0,07
2	< 0,14
3	< 0,21
4	< 0,28
5	< 0,35

Setelah dilakukan penyesuaian antara perhitungan peluang kegagalan dengan tabel diatas, maka diketahui kategori peluang kegagalan yang terjadi yaitu masuk kedalam kategori 2 yaitu masuk kategori menengah-rendah.

4.3 Analisa Konsekuensi dengan menggunakan metode kuantitatif RBI

4.3.1 Analisa Konsekuensi Lingkungan

4.3.1.1 Menentukan sifat dan jenis fluida representatif

Langkah pertama dalam melakukan analisa konsekuensi dengan menggunakan metode kuantitatif RBI ialah menentukan sifat dan jenis fluida representatif yang disalurkan melalui pipa tersebut. berdasarkan referensi yang didapatkan, maka fluida representatif yang dialirkan adalah H₂S. Dimana sifat-sifat dari fluida jenis H₂S tersebut menurut Tabel 7.2 API RBI 581 adalah sebagai berikut:

- Berat molekul : 34 lb/mol
- Berat jenis : 61,993 lb/ft³
- Temperatura autoignition : 500 °F
- Tingkat keadaan : Gas

Pada pipa milik Petrochina ini, konsekuensi dari fluida representatif yang mungkin terjadi ialah terjadinya kebakaran.

4.3.1.2 Analisa Laju Pelepasan Fluida

Setelah diketahui jenis dan sifat fluida yang mengalir maka kemudian dilakukan analisa untuk mengetahui tipe laju pelepasan fluida yang mengalir tersebut. tipe laju pelepasan fluida dapat diketahui dengan melakukan perhitungan menggunakan persamaan 2.7 (API RBI 581), sebagai berikut :

- Untuk mengetahui tipe laju pelepasan gas digunakan persamaan berikut:

$$P_{trans} = Pa \left(\frac{K + 1}{2} \right)^{\frac{K}{K-1}} \dots\dots\dots (2.7)$$

Dengan :

P_{trans} = Tekanan transisi (psia)

P_a = Tekanan atmosfer (psia)

K = C_p / C_v

C_p = Kapasitas panas ideal pada tekanan konstan (31,9 Btu/lbmol.°F)

C_v = Kapasitas panas ideal pada volume konstan (10,313 Btu/lbmol.°F)

Jika tekanan yang dianalisa memiliki bernilai lebih besar daripada P_{trans} maka tipe pelepasan fluida yang terjadi ialah *sonic*. Dan sebaliknya jika tekanan yang diamati bernilai lebih kecil daripada P_{trans} maka tipe pelepasan fluida yang terjadi adalah *subsonic*

Sesuai dengan standar yang terdapat pada API RBI 581 terdapat dua tipe pelepasan fluida yaitu *Sonic* (fluida yang memiliki *operasional pressure* lebih besar dari P_{trans}) dan *Subsonic* (fluida yang memiliki *operasional pressure* lebih kecil dari P_{trans}). Oleh sebab itu, Agar dapat diketahui tipe pelepasan fluida yang akan terjadi, maka nilai dari P_{trans} perlu dibandingkan dengan nilai rata-rata *operasional pressure pipeline* tersebut yaitu sebesar 290 psi. Setelah dilakukan analisa maka diketahui bahwa tipe laju pelepasan yang terjadi ialah *sonic*. Dimana nilai rata-rata *operasional pressure pipeline* yang terjadi yaitu sebesar 290 psi lebih besar dari nilai P_{trans} yaitu sebesar 42,35 Psi. Setelah diketahui jenis laju pelepasan fluidanya maka langkah berikutnya ialah menentukan ukuran lubang. Penentuan ukuran lubang dilakukan untuk mengetahui kemampuan reduksi fluida yang bekerja pada peralatan yang dianalisa serta dapat menjaga konsistensi untuk analisa selanjutnya. Di dalam standar API RBI terdapat tiga

jenis ukuran lubang yang digunakan dalam melakukan analisa yaitu kecil, sedang, dan besar. Seperti yang terdapat pada Tabel 2.2. maka ukuran lubang yang digunakan ialah 0.25, 1, 4, 7 (inch).

Perhitungan laju pelepasan fluida tipe *Sonic* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan 7.3 API RBI 581, di bawah ini :

$$W_s = C_d \cdot A \cdot P \sqrt{\left(\frac{KM}{RT}\right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2}{K+1}\right)^{\frac{K+1}{K-1}}} \dots\dots\dots (4.4)$$

Dengan :

- W_s = Laju Pelepasan Fluida gas (lb/s)
- C_d = Koefisien keluaran (0,60-0,64)
- A = Luas Penampang (inch)
- P = Tekanan Operasi (psi)
- M = massa molekul (lb/mol)
- R = Konstanta Gas Universal (10,73 ft³psia/lbmol.°R)
- T^o = temperatur hulu (°R)

Dari hasil perhitungan didapat nilai laju pelepasan fluida pada masing-masing lubang kebocoran(0.25, 1, 4, 7 inch) yang ditampilkan pada Tabel 4.6 berikut.

Tabel 4.5 Laju pelepasan fluida

Ukuran lubang	Laju pelepasan Fluida (lb/s)
0.25	4.89
1	19.54
4	78.16
7	136.79

Dari Tabel perhitungan di atas dapat diambil kesimpulan bahwa semakin besar lubang kebocoran maka semakin besar pula nilai laju pelepasan fluidanya. Hal ini disebabkan karena hubungan antara laju pelepasan fluida yang berbanding lurus dengan luas lubang kebocoran sesuai dengan persamaan 7.3 API RBI 581.

4.3.1.3 Analisa durasi kebocoran

Untuk menghitung durasi kebocoran yang terjadi, Menurut API RBI 581 dapat menggunakan persamaan sebagai berikut:

$$\text{Durasi kebocoran} = \frac{\text{inventory value}}{\text{Laju pelepasan fluida} \times 60} \dots\dots\dots (4.5)$$

Sesuai dengan Tabel B-1 API RBI 581, maka dapat diketahui bahwa nilai inventory valuenya ialah sebesar 500. Setelah dilakukan perhitungan maka dapat diketahui nilai durasi kebocorannya sebagai berikut.

Tabel 4.6 Durasi kebocoran

Ukuran lubang kebocoran (inch)	Durasi pelepasan Fluida (menit)
0.25	1.70
1	0.43
4	0.1
7	0.061

Dari Tabel 4.7 diatas dapat diketahui bahwa semakin besar lubang kebocoran yang terjadi maka semakin cepat durasi dari pelepasan fluida yang terjadi. Hal ini terjadi karena adanya hubungan antara durasi pelepasan fluida yang berbanding terbalik dengan luas lubang kebocoran.

Untuk menentukan jenis kebocoran yang terjadi, API RBI memiliki dua klasifikasi mengenai tipe kebocoran tersebut. Dua tipe kebocoran itu yaitu tipe kebocoran kontinyu dan tipe kebocoran seketika. Suatu kebocoran dikatakan dalam jenis kebocoran seketika jika total massa fluida yang keluar sekitar 10000 lb atau lebih dalam waktu singkat (3 menit). Sedangkan untuk tipe kebocoran kontinyu adalah jika total massa fluida yang keluar kurang dari 10000 lb dalam waktu 3 menit. Pada kasus yang dianalisa ini diketahui bahwa total massa yang keluar dari lubang dengan ukuran kebocoran 0.25 dan 1 inch dalam selang waktu 3 menit ialah kurang dari 10000 lb, maka dapat disimpulkan bahwa tipe kebocoran yang terjadi pada lubang 0.25 dan 1 inch ialah termasuk kategori tipe kebocoran kontinyu. Sedangkan pada lubang dengan ukuran kebocoran 4 dan 7 inch termasuk kategori tipe kebocoran seketika karena total massa yang keluar dalam selang waktu 3 menit ialah lebih dari 10000 lb.

4.3.1.4 Analisa luas daerah akibat kebocoran

Dalam metode RBI, konsekuensi terlepasnya fluida representatif ditentukan dengan menggunakan ukuran luas daerah. Terdapat dua jenis luas daerah akibat kebocoran fluida yaitu luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya. Menurut API RBI 581 Persamaan yang digunakan untuk menghitung luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya ialah sebagai berikut yang terdapat pada Tabel 7.10 dan 7.11 yang terdapat pada API RBI 581.

Persamaan untuk luas daerah kerusakan

$$A = 230 X^{0,83} \dots\dots\dots (4.6)$$

$$A = 357 X^{0,61} \dots\dots\dots (4.7)$$

Persamaan untuk luas daerah berbahaya

$$A = 375 X^{0,94} \dots\dots\dots (4.8)$$

$$A = 1253 X^{0,63} \dots\dots\dots (4.9)$$

Setelah dilakukan perhitungan maka dapat diketahui luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.8 dan 4.9 berikut.

Tabel 4.7 Luas daerah ke rusaka n akibat kebocoran

Ukuran lubang	Luas daerah kerusaka n (ft ²)
0.25	832.92
1	2860.47
4	5098.02
7	7172.23

Tabel 4.8 Luas daerah berbahaya akibat kebocoran

Ukuran lubang	Luas daerah berbahaya (ft ²)
0.25	1665.65
1	6130.83
4	19522.89
7	27775.26

Dari tabel yang ada di atas menunjukkan bahwa semakin besar lubang kebocoran maka semakin besar pula luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya akibat pelepasan fluida tersebut.

4.3.1.5 Analisa luas daerah akibat kebocoran setelah dilakukan mitigasi

Pengaturan dan reduksi laju kebocoran dapat ditentukan dengan mengkombinasikan kondisi sistem deteksi dan sistem isolasi yang dipakai pada peralatan yang sedang diamati. Berdasarkan Tabel 7.7 pada API RBI 581 sistem deteksi dan isolasi yang digunakan ialah katagori tipe A. sistem deteksi yang digunakan ialah sistem pendeteksi dengan memasang alat untuk mendeteksi perubahan yang terjadi pada kondisi operasi. Sedangkan sistem pengisolasinya ialah dengan cara mematikan

secara langsung sistem yang sedang beroperasi. besar presentase yang digunakan untuk reduksi luas daerah akibat kebocoran ditentukan sesuai dengan Tabel 7.16 yang terdapat pada API RBI 581 ditentukan oleh tipe sistem deteksi dan isolasi yang digunakan, yaitu kategori tipe A. sehingga diperoleh besar presentase reduksi luas akibat kebocoran sebesar 25%. Hasil luasan daerah akibat kebocoran yang diperoleh setelah direduksi sebesar 25% ditampilkan pada Tabel 4.11 dan Tabel 4.12 berikut.

Tabel 4.9 Luas daerah kerusakan akibat kebocoran setelah direduksi 25%

Ukuran lubang	Luas daerah kerusakan (ft^2) setelah direduksi
0.25	624.69
1	2145.35
4	3823.51
7	5379.17

Tabel 4.10 Luas daerah berbahaya akibat kebocoran setelah direduksi 25%

Ukuran lubang	Luas daerah berbahaya (ft^2) setelah direduksi
0.25	1249.24
1	4598.12
4	14642.17
7	20831.44

Dari hasil perhitungan peluang dan konsekuensi kegagalan setelah direduksi 25% seperti yang ditampilkan pada Tabel 4.14 di atas, maka dapat diketahui matriks resiko pipa setelah direduksi 25% seperti dalam bentuk matriks sebagai berikut.

4.3.1.6 Frekuensi kerusakan generik.

Langkah berikutnya ialah dengan menentukan nilai kerusakan generik peralatan yang dianalisa yang nilainya dipengaruhi oleh dimensi dan jenis peralatan yang mengalami kebocoran. Nilai frekuensi kerusakan generik dari suatu peralatan diperoleh dengan menyesuaikan konsekuensi kebocoran dengan frekuensi kebocoran yang terdapat pada Tabel 8.1 API RBI dimana hasil penjumlahan dari frekuensi kebocoran dijadikan penyebut dan frekuensi kebocoran masing-masing pipa dijadikan pembilang sehingga diperoleh nilai frekuensi dan fraksi kerusakan generik sebagai berikut:

Tabel 4.11 Frekuensi dan fraksi kerusakan generik (sumber : Tabel 8.1 API RBI 581)

Frekuensi kerusakan Generik				Jumlah total frekuensi generik	Fraksi kerusakan Generik			
Ukuran lubang					Ukuran lubang			
0.25	1	4	6		0.25	1	4	6
3×10^{-7}	3×10^{-7}	8×10^{-8}	2×10^{-8}	7×10^{-8}	0,43	0,43	0,12	0.029

4.3.1.7 Analisa Konsekuensi Kegagalan Lingkungan.

Konsekuensi kegagalan dihitung berdasarkan luas daerah yang mengalami dampak kebakaran akibat suatu kebocoran. Nilai konsekuensi kebakaran didapat dari luas daerah akibat kebocoran yang terdiri dari luas daerah kerusakan dan luas daerah berbahaya. Dari kedua jenis luas akibat kebocoran tersebut kemudian dipilih nilainya yang paling besar. Nilai konsekuensi kebakaran kemudian dikalikan dengan fraksi kerusakan generik sehingga didapat nilai luas daerah konsekuensi kegagalan seperti yang ditampilkan pada tabel 4.15 berikut.

Tabel 4.12 luas daerah konsekuensi kegagalan

Ukuran lubang	Luas daerah konsekuensi kegagalan (ft ²)
0.25	535.39
1	1970.62
4	1673.39
7	595.18

Dari Tabel 4.12 di atas maka dapat diketahui bahwa luas daerah konsekuensi kebocoran terbesar terjadi pada lubang kebocoran dengan diameter satu inch yang memiliki luas daerah konsekuensi kebocoran dengan luas 1970.62 ft². Menurut Tabel B-3 pada API RBI 581, Luas daerah konsekuensi kebocoran tersebut masuk pada kategori tipe konsekuensi D dimana tipe ini termasuk pada kategori medium. Artinya peralatan yang dianalisa memiliki tingkat konsekuensi kegagalan yang menengah jika terjadi kebocoran.

4.3.2 Analisa Konsekuensi Keselamatan

Keselamatan kerja merupakan salah satu hal yang perlu diperhatikan dalam industri minyak dan gas. Salah satu ancaman terhadap keselamatan kerja ialah terhirupnya gas H₂S yang sangat beracun. Dalam melakukan analisa resiko keselamatan ini data utama yang digunakan ialah berupa data kadar gas H₂S yang terdapat pada udara di sekitar pipa penyalur minyak PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina

East Java (JOB P-PET). Data kadar H₂S diperoleh dengan menggunakan alat *toxic gas detector* yang dilakukan dengan cara pencatatan kadar H₂S secara berkala. Pencatatan dilakukan tiap dua kali selama 24 jam. Data kadar H₂S diamati adalah rangkuman data kadar H₂S yang diambil nilai maksimumnya untuk tiap bulan. Berikut ini adalah hasil inspeksi kadar H₂S yang terkandung dalam minyak dalam satuan ppm.

Tabel 4.13 hasil inspeksi kadar H₂S(ppm)

Time	nov' 08	Dec' 08	Jan' 09	feb' 09	Mar' 09	Apr' 09	Mey' 09	Jun' 09	Jul' 09	Aug' 09	Sep' 09	Oct' 09
Kadar H ₂ S	30	33	32	30	29	30	33	31	32	30	28	30

Perhitungan konsekuensi keselamatan dilakukan dengan menganalisa rata-rata nilai kadar H₂S yang terdapat pada udara di sekitar pipa penyalur minyak PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina East Java (JOB P-PET). Dari hasil perhitungan rata-rata kadar H₂S yang terkandung di dalam minyak maka dapat diketahui bahwa kadar H₂S yang terkandung yaitu sebesar 30.66 ppm. Setelah nilai kadar H₂S yang terdapat pada udara di sekitar pipa penyalur minyak PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina East Java (JOB P-PET) sudah diketahui, kemudian nilai tersebut disesuaikan kategorinya dengan menggunakan Tabel 4.14 Standar American National Standards Institute mengenai dampak H₂S berikut.

Tabel 4.14 Dampak H₂S terhadap kesehatan (American National Standards Institute)

Concentration (ppm)	Symptoms/Effects
10 ppm	Beginning eye irritation
>27 ppm	Eye irritation
50-100 ppm	Slight conjunctivitis and respiratory tract irritation after 1 hour exposure
100 ppm	Coughing, eye irritation, loss of sense of smell after 2-15 minutes. Altered respiration, pain in the eyes and drowsiness after 15-30 minutes followed by throat irritation after 1 hour. Several hours exposure results in gradual increase in severity of these symptoms and death may occur within the next 48 hours.
200-300 ppm	Marked conjunctivitis and respiratory tract irritation after 1 hour of exposure
500-700 ppm	Loss of consciousness and possibly death in 30 minutes to 1 hour.
700-1000 ppm	Rapid unconsciousness, cessation of respiration and death.
1000-2000 ppm	Unconsciousness at once, with early cessation of respiration and death in a few minutes. Death may occur even if individual is removed to fresh air at once.

Dengan melihat tabel 4.14 maka dapat diketahui jika terjadi kebocoran pada pipa penyalur minyak, maka dapat berdampak terhadap keselamatan atau kesehatan yaitu terjadinya iritasi pada indera penglihatan.

Setelah mengetahui dampak yang dapat terjadi pada saat terjadinya kebocoran yaitu terjadinya iritasi pada indera penglihatan. Maka katagori konsekuensi keselamatan dapat diketahui dengan cara mencocokkan dampak yang terjadi dengan Tabel 4.15 *Safety consequence ranking* (DNV RP F107) berikut.

Tabel 4.15 *Safety consequence ranking* (DNV RP F107).

Category	Description
A	No person(s) are injured.
B	no fatality
C	Serious injury, one fatality (working accident)
D	(not used)
E	More than one fatality (gas cloud ignition)

Dengan melihat Tabel 4.17 di atas maka dapat diketahui jika terjadi kebocoran pada pipa penyalur minyak, maka dapat berdampak terhadap keselamatan yaitu terjadinya iritasi pada indera penglihatan. Menurut Tabel 4.17 di atas, konsekuensi yang terjadi masuk pada kategori B dimana kategori ini masuk kategori low karena tidak menyebabkan korban jiwa jika terjadi kebocoran pipa penyalur minyak.

4.4 Analisa Tingkat Resiko Semi-Kuantitatif

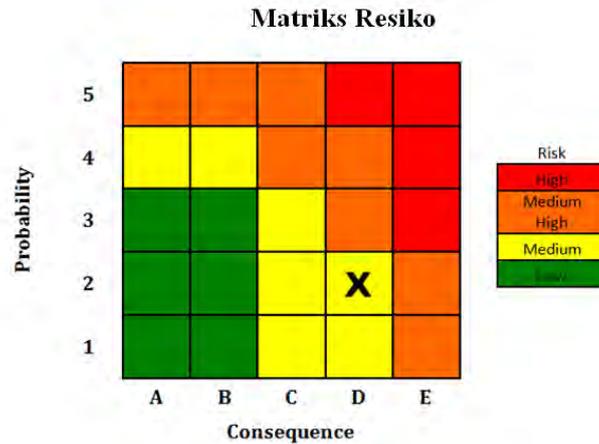
4.4.1 Analisa Tingkat Resiko Lingkungan

Penentuan tingkat resiko semi-kuantitatif dilakukan dengan mengkombinasikan kategori peluang kegagalan (*likelihood of failure*) kategori konsekuensi kegagalan (*consequency of failure*). Dari hasil analisa peluang kegagalan dan konsekuensi kegagalan yang telah dilakukan maka didapat nilai sebagai berikut :

Tabel 4.16 Hasil perhitungan analisa resiko lingkungan

Peralatan yang dianalisa	Pipa 8" CPA-Palang
Peluang kegagalan tertinggi	0,13
Katagori kemungkinan kegagalan	2
Konsekuensi Kegagalan	1970.62 ft ²
kategori Konsekuensi	D
Risk=PoF.CoF	2D

Dari hasil perhitungan peluang dan konsekuensi kegagalan seperti yang ditampilkan pada Tabel 4.16 di atas, maka dapat diketahui matriks resiko pipa seperti dalam bentuk matriks sebagai berikut.



Dari gambar matriks resiko diatas maka dapat disimpulkan bahwa tingkat resiko pipa penyalur minyak 8'' yang ada di PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina East Java (JOB P-PET) setelah dilakukan mitigasi masuk kedalam katagori 2D yang termasuk dalam tingkat katagori menengah. Secara keseluruhan tingkat resiko lingkungan akibat kebocoran pipa penyalur minyak dapat dilihat pada Tabel 4.17 berikut.

Tabel 4.17. Hasil perhitungan analisa resiko lingkungan per lokasi

lok asi	likelihood of failure	consequence of failure
Semanding	2	D
Palang	2	D
Rangel	2	D
Sokosari	2	D
Plumpang	2	D

Kategori resiko yang berada pada kategori menengah merupakan hasil yang baik hanya saja tetap perlu dilakukan perawatan yang sesuai untuk mengurangi resiko yang terjadi. Hal tersebut dilakukan untuk menjaga agar keamanan dan keselamatan pekerja dalam penggunaan peralatan tetap terjamin.

Inspeksi khusus dapat dilakukan terhadap peralatan dengan level resiko menengah. Hal ini bertujuan untuk mengurangi resiko yang akan terjadi. Akan tetapi, optimasi terhadap integrasi peralatan dan biaya inspeksi tetap menjadi fokus yang perlu dipertimbangkan. Sehingga untuk pembiayaan kegiatan inspeksi dapat dikelola secara lebih efektif melalui prosedur yang tersedia.

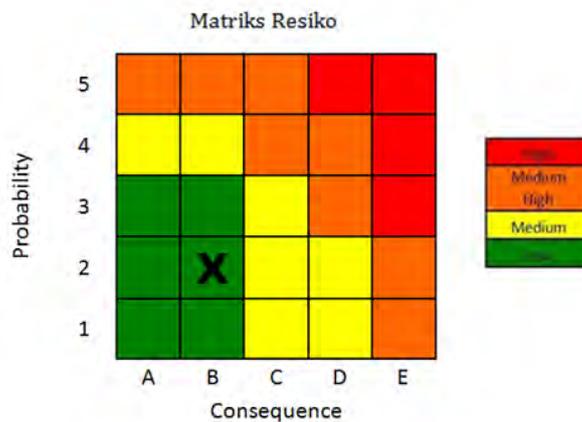
4.4.2 Analisa Tingkat Resiko Keselamatan

Analisa tingkat resiko keselamatan semi-kuantitatif dilakukan dengan cara mengkombinasikan kategori peluang kegagalan (*likelihood of failure*) yang telah dilakukan pada perhitungan sebelumnya dengan kategori konsekuensi kegagalan (*consequency of failure*). Dari hasil analisa peluang kegagalan yang telah dilakukan pada perhitungan sebelumnya dan perhitungan konsekuensi keselamatan yang telah dilakukan maka didapat nilai resiko sebagai berikut :

Tabel 4.18 Hasil perhitungan analisa resiko keselamatan

Peralatan pada penelitian	Pipa 8" CPA-Palang
Peluang kegagalan tertinggi	0,13
Kategori kemungkinan kegagalan	2
Konsekuensi Kegagalan	no fatality
Kategori Konsekuensi	B
Risk=PoF.CoF	2B

Dari hasil perhitungan peluang dan konsekuensi kegagalan seperti yang ditampilkan pada Tabel 4.18 di atas, maka dapat diketahui matriks resiko pipa seperti dalam bentuk matriks sebagai berikut.



Dari gambar matriks resiko diatas maka dapat disimpulkan bahwa tingkat resiko keselamatan pada pipa penyalur minyak 8'' yang ada di PT. Joint Operating Body Pertamina-Petrochina East Java (JOB P-PET) ke dalam katagori 2B yang termasuk dalam tingkat katagori rendah. Secara keseluruhan tingkat resiko lingkungan akibat kebocoran pipa penyalur minyak dapat dilihat pada Tebel 4.19 berikut.

Tabel 4.19. Hasil perhitungan analisa resiko keselamatan per lokasi

lok asi	likelihood of failure	consequence of failure
Semanding	2	B
Palang	2	B
Rangel	2	B
Sokosari	2	B
Plumpang	2	B

Kategori resiko yang berada pada kategori rendah merupakan hasil yang baik karena resiko terjadinya masalah keselamatan sangat kecil. Tetapi tetap diperlukan pemeriksaan dan pengawasan secara rutin sehingga keamanan dan keselamatan pekerja dalam penggunaan peralatan tetap terjamin.

Dari Tabel 4.19 di atas maka dapat diketahui bahwa kategori konsekuensi keselamatan yang dapat terjadi pada pipa penyalur minyak yaitu masuk kategori 2 dimana kategori tipe ini termasuk pada kategori low. Artinya peralatan yang dianalisa memiliki tingkat konsekuensi keselamatan yang *low* jika terjadi kebocoran.

4.5 Rekomendasi Program Inspeksi

Merujuk pada hasil penilaian resiko dengan menggunakan metode semi-kuantitatif API 581, maka diperlukan suatu rekomendasi yang diharapkan dapat memberikan masukan untuk perusahaan tersebut agar dapat meningkatkan perawatan terhadap peralatan yang digunakan. Rekomendasi tersebut dapat diantaranya :

- a. Desain peralatan yang relatif besar menyebabkan jumlah fluida yang terlepas pada saat terjadinya kebocoran jenis seketika semakin besar. Sehingga konsekuensi yang terjadi juga semakin tinggi. diperlukan perawatan dan inspeksi berkala dengan jarak waktu yang tepat yaitu, dilakukan dalam jangka waktu 36 bulan sekali. Selama ini inspeksi dilakukan dalam jangka waktu 24 bulan sekali.
- b. Hasil analisa resiko pada *pipeline* di atas menunjukkan bahwa *pipeline* tersebut masuk dalam kategori resiko menengah. Hal tersebut dipengaruhi oleh operasi

peralatan, bahan dasar material peralatan, dan sistem mitigasi yang dilakukan. Oleh sebab itu agar dapat menurunkan ke level resiko yang lebih rendah maka diperlukan evaluasi kembali terhadap kondisi operasi, kondisi material peralatan, sistem mitigasi, dan lain-lain. Hal tersebut dapat dilakukan dengan cara melaksanakan inspeksi dan perawatan terhadap peralatan dalam jangka waktu yang tepat dengan mempertimbangkan faktor keekonomisannya.

- c. Selanjutnya, untuk menunjang penilaian resiko diperlukan kegiatan inspeksi yang lebih efektif dengan menggunakan pendekatan resiko berdasarkan peralatan yang dianalisa. Hal yang perlu dilakukan adalah bagaimana cara mengoptimalkan program inspeksi pada peralatan tersebut. Untuk itu, integritas inspeksi dan pemeriksaan pada peralatan dapat dilihat pada tabel berikut ini :

Tabel 4.20 Integritas Inspeksi pada Peralatan Statis RBI

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

Tabel 4.21 Hasil Uji Tingkatan Kekritisian Untuk Level Resiko

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	18 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

Maka metode inspeksi yang tepat untuk kategori peralatan dengan tingkat resiko menengah ialah dengan menggunakan metode inspeksi NDT(*Non Destructive Test*) sebagai berikut :

a. *Ultrasonic Testing*

Pengujian dengan metode menggunakan ini diharapkan dapat mengetahui ketebalan dan mendeteksi dengan baik cacat yang terdapat pada material pipa. Sehingga dari hasil pengujian ini dapat menjelaskan kondisi dari material tersebut. Namun, biaya yang dikeluarkan untuk melakukan pengujian dengan menggunakan metode ini cukup mahal.

b. *Radiography Examination*

Pengujian dengan menggunakan metode ini dapat menampilkan hasil yang lebih baik daripada dengan menggunakan metode *Ultrasonic Testing*, karena pada pengujian ini dapat mendeteksi adanya diskontinuitas. Tetapi biaya yang harus dikeluarkan untuk melakukan metode ini lebih mahal daripada metode *Ultrasonic Testing*. Akan tetapi untuk memperoleh hasil pengujian yang memuaskan, suatu perusahaan besar tentunya akan rela untuk mengeluarkan dana yang besar untuk perawatan terhadap peralatan yang dimilikinya. Hal ini dilakukan untuk menunjang proses produksi sehari-hari yang dapat menjaga kualitas dan mutu dari produksi yang dihasilkannya.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Setelah analisa resiko pada pipa penyalur minyak tersebut dilakukan, maka dapat diambil kesimpulan bahwa:

1. Setelah dilakukan analisa keandalan terhadap moda kegagalan keretakan menunjukkan bahwa angka peluang kegagalan pada masing-masing wilayah ialah sebagai berikut.

Tabel. Peluang Kegagalan Pipa terhadap Keretakan

lok asi	keandalan	gagal
Semanding	87.53%	12.47%
Palang	88.55%	11.45%
Rangel	88.29%	11.71%
Sukosari	87.22%	12.78%
Plumpang	87.78%	12.22%

Dimana peluang kegagalan terbesar terletak pada Lokasi Sokosari yaitu sebesar 12,78%. Maka untuk program inspeksi selajutnya, area pada Lokasi Sokosari perlu lebih diperhatikan mengenai perawatannya.

2. Hasil analisa tingkat resiko menggunakan metode semi-kuantitatif RBI untuk resiko lingkungan dan resiko keselamatan pada pipa yang diamati adalah sebagai berikut:

- Resiko lingkungan : resiko menengah
- Resiko keselamatan : resiko kecil

Kategori resiko pada pipa lurus ini memiliki level yang lebih rendah dibandingkan dengan kategori resiko pada bagian *elbow pipe*. Hal tersebut dapat terjadi karena perbedaan bentuk kontruksi serta level permasalahan korosi yang lebih rendah daripada yang terjadi pada bagian *elbow pipe*. Maka dari itu tingkat resiko yang terjadi pada pipa lurus lebih renda daripada *elbow pipe* yaitu kategori menengah untuk resiko lingkungan. Dan kategori resiko kecil untuk resiko keselamatan.

3. Program inspeksi yang direkomendasikan untuk perusahaan yang bersangkutan dengan melihat resiko pada peralayan yang dianalisa adalah *ultrasonic test* dan *radiograph* dengan frekuensi perawatan dan inspeksi berkala yang dilakukan dalam jangka waktu 36 bulan sekali. Selama ini inspeksi dilakukan dalam jangka waktu 24 bulan sekali.

5.2 Saran

Beberapa saran yang dapat diajukan sehubungan dengan penelitian ini diantaranya adalah sebagai berikut:

1. Sangat diperlukan variasi moda kegagalan yang lain dalam analisa keandalan pada struktur pipa penyalur minyak.
2. Perlunya dilakukan suatu pengkajian efektifitas mengenai penentuan frekuensi program inspeksi dengan metode ini.
3. Perlunya dilakukan penelitian lebih lanjut mengenai tahapan atau cara untuk menurunkan resiko kegagalan tinggi menuju resiko kegagalan yang lebih rendah.

DAFTAR PUSTAKA

- American National Standards Institute. 2006. **Hydrogen Sulfide, Oil and Gas, and People's Health**. New York.
- American Society of Mechanical Engineers. 2002. **ASME B31.3: Process Piping**. New York.
- American Society of Mechanical Engineers. 2006. **ASME B31.4: Pipeline Transportation System for Liquid Hydrocarbons and Other Liquids**. New York.
- American Petroleum Institute. 2000. **API 5L: Specification for Line Pipe**. Washington.
- American Petroleum Institute. 2008. **API Recommended Practice 581 Second Edition**. Washington.
- Ang, H. S. dan Tang, W. H. 1985. **Probability Concepts In Engineering Planning and Design**. New York.
- Diptagama, I. W. 2008. **Analisa Kegagalan secara kuantitatif Onshore Pipeline Berdasarkan API 581 BRD**. Tugas Akhir Program Studi Teknik Mesin ITB.
- Ikhsan, I. 2008. **Sistem Manajemen Korosi dan Studi Aplikasinya untuk Pipa Penyalur Gas Lepas Pantai yang Beresiko TLC**. Tesis Program Studi Teknik Mesin ITB.
- Joint Operating Body Pertamina-Petro China East Java. 2007. **Pipeline Integrity and Risk Assessment from CPA Mudi-Palang**. Tuban.
- Joint Operating Body Pertamina-Petro China East Java. 2009. **CPA Mudi - Palang Pipeline Project**. Tuban.

- Hakim, A. R. 2010. **Analisa Resiko Pada Elbow Pipe Akibat Internal Corrosion dengan Metode RBI**. Tugas Akhir Program Studi Teknik Kelautan ITS.
- Harinaldi. 2005. **Prinsip-Prinsip Statistik untuk Teknik dan Sains**. Erlangga. Jakarta.
- Ikhwani, H. 2008. **Metodologi Penelitian dan Seminar**. *Kumpulan Materi Kuliah*. Surabaya: Fakultas Teknologi Kelautan. ITS.
- Lubis, Z. A. H. **Analisa Resiko pada Reducer Pipeline Akibat Internal Corrosion dengan Metode RBI**. Tugas Akhir Program Studi Teknik Kelautan ITS.
- Rosyid, D. M. 2007. **Pengantar Rekayasa Keandalan**. Surabaya: Airlangga University Press.
- Simposium Nasional IATMI VII. 2002. **Manajemen Korosi pada Jaringan Pipa Produksi Migas Menggunakan Analisa Manajemen Resiko**. Jakarta.
- Sholihin, M. Y. M. 2003. **Aplikasi atas Inspeksi Berdasarkan Resiko (RBI) Terhadap suatu Plat**. Makalah Seminar Temu Ilmiah Dirjen Migas. Bandung.
- Supomo, H. 2003. **Korosi**. Diktat Kuliah. Surabaya: Jurusan Teknik Perkapalan. Fakultas Teknologi Kelautan, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- UK HSE OTR No.044. 2001. **Review of Corrosion Oil and Gas Processing**. Offshore Technology Report.
- Zaidun, Y. 2010. **Analisa Perbandingan Metode Assessment Berbasis Resiko dengan Metode Assessment Berbasis Waktu pada Stasiun Pengolahan Gas**. Tesis Program Studi Metalurgi dan Material UI.

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Sidoarjo, 06 Mei 1991, merupakan anak keempat dari empat bersaudara. Penulis telah menempuh pendidikan formal yaitu di SD Negeri 2 Kalitengah-Sidoarjo, SLTP Negeri 5 Sidoarjo dan SMA Negeri 1 Sidoarjo. Setelah lulus dari SMUN tahun 2004, penulis mengikuti seleksi penerimaan mahasiswa baru ITS melalui jalur kemitraan dan diterima di Jurusan Teknik Kelautan FTK ITS pada tahun 2009 dan terdaftar dengan NRP 4309 100 026. Selama menempuh masa kuliah penulis sempat aktif di beberapa organisasi kemahasiswaan intra kampus. Penulis juga aktif di berbagai kegiatan sebagai panitia maupun peserta. Berbagai pelatihan dan seminar pernah diikutinya dalam rangka untuk pengembangan dirinya. Penulis memiliki minat di bidang produksi sehingga tugas akhir yang diambil berhubungan dengan manajemen produksi terutama pada bidang manajemen korosi.

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2007 (inch)																	
LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST	
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
BW# 1 SEMANDING																	
A	28/02/2007	0.322	3	0.2860												0.2860	
		0.322	6	0.2865													0.2865
		0.322	9	0.2854													0.2854
		0.322	12	0.2866													0.2866
B	28/02/2007	0.322	3	0.2859	0.2868	0.2867	0.2868										0.2859
		0.322	6	0.2867	0.2859	0.2860	0.2860										0.2859
		0.322	9	0.2860	0.2862	0.2862	0.2863										0.2860
		0.322	12	0.2862	0.2858	0.2859	0.2859										0.2858
C	28/02/2007	0.322	3	0.2858	0.2859	0.2859	0.2858	0.2859	0.2861								0.2858
		0.322	6	0.2858	0.2859	0.2860	0.2858	0.2859	0.2867								0.2858
		0.322	9	0.2858	0.2859	0.2859	0.2858	0.2858	0.2854								0.2854
		0.322	12	0.2868	0.2867	0.2868	0.2868	0.2870	0.2868								0.2867
D	28/02/2007	0.322	3	0.2854												0.2854	
		0.322	6	0.2871												0.2871	
		0.322	9	0.2860												0.2860	
		0.322	12	0.2859												0.2859	

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2007 (inch)																
LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
BW# 1 Palang																
A	10/3/07	0.322	3	0.2858	0.2859	0.2858	0.2858								0.2858	
		0.322	6	0.2860	0.2860	0.2859	0.2860								0.2859	
		0.322	9	0.2863	0.2863	0.2862	0.2864								0.2862	
		0.322	12	0.2867	0.2868	0.2867	0.2869								0.2867	
B	07/03/07	0.322	3	0.2861	0.2862	0.2861	0.2862	0.2862							0.2861	
		0.322	6	0.2859	0.2859	0.2858	0.2859	0.2858							0.2858	
		0.322	9	0.2856	0.2857	0.2855	0.2856	0.2868							0.2855	
		0.322	12	0.2857	0.2857	0.2856	0.2857	0.2861							0.2856	

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2007 (inch)																
LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
BW# 1 Kendal Rejo																
A	04/03/07	0.322	3	0.2868	0.2868	0.2869	0.2868	0.2868							0.2868	
		0.322	6	0.2862	0.2862	0.2863	0.2862	0.2863							0.2862	
		0.322	9	0.2875	0.2873	0.2875	0.2875	0.2862							0.2862	
		0.322	12	0.2860	0.2860	0.2861	0.2860	0.2857							0.2857	
B	04/03/07	0.322	3	0.2865	0.2865	0.2865	0.2865	0.2858							0.2858	
		0.322	6	0.2861	0.2861	0.2862	0.2861	0.2854							0.2854	
		0.322	9	0.2858	0.2859	0.2859	0.2858	0.2860							0.2858	
		0.322	12	0.2855	0.2856	0.2857	0.2855	0.2860							0.2855	

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2007 (inch)																
LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
BW# 4 Sokosari																
A	08/03/07	0.322	3	0.2860	0.2860	0.2859	0.2855	0.2855							0.2855	
		0.322	6	0.2860	0.2860	0.2859	0.2856	0.2856							0.2856	
		0.322	9	0.2864	0.2865	0.2864	0.2860	0.2860							0.2860	
		0.322	12	0.2866	0.2867	0.2866	0.2861	0.2861							0.2861	
B	08/03/07	0.322	3	0.2859	0.2860	0.2860	0.2858	0.2858							0.2858	
		0.322	6	0.2863	0.2864	0.2864	0.2858	0.2859							0.2858	
		0.322	9	0.2862	0.2863	0.2863	0.2860	0.2860							0.2860	
		0.322	12	0.2864	0.2864	0.2865	0.2861	0.2862							0.2861	

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2007 (inch)

LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST		
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12			
BW# 3 Plumpang																		
A	04/03/07	0.322	3.00	0.2856	0.2858	0.2857	0.2865	0.2865									0.2856	
		0.322	6.00	0.2869	0.2861	0.2860	0.2858	0.2859										0.2858
		0.322	9.00	0.2863	0.2860	0.2859	0.2862	0.2862										0.2859
		0.322	12.00	0.2875	0.2875	0.2878	0.2861	0.2861										0.2861
B	04/03/07	0.322	3	0.2865	0.2865	0.2859	0.2858	0.2859									0.2858	
		0.322	6	0.2862	0.2861	0.2866	0.2865	0.2865									0.2861	
		0.322	9	0.2859	0.2858	0.2859	0.2861	0.2861									0.2858	
		0.322	12	0.2862	0.2862	0.2863	0.2858	0.2859									0.2858	
A	13/12/2007	0.322	3	0.2859	0.2857	0.2862	0.2856										0.2856	
		0.322	6	0.2865	0.2858	0.2873	0.2857										0.2857	
		0.322	9	0.2867	0.2859	0.2860	0.2858										0.2858	
		0.322	12	0.2858	0.2856	0.2859	0.2855										0.2855	
B	13/12/2007	0.322	3	0.2864	0.2857	0.2856	0.2857	0.2858									0.2856	
		0.322	6	0.2856	0.2858	0.2857	0.2860	0.2860									0.2856	
		0.322	9	0.2868	0.2859	0.2858	0.2859	0.2860									0.2858	
		0.322	12	0.2862	0.2856	0.2855	0.2859	0.2860									0.2855	

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2009 (inch)																
LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	
BW# Semanding																
A	18/09/2009	0.322	3	0.2764	0.2765	0.2765	0.2764								0.2764	
		0.322	6	0.2765	0.2766	0.2766	0.2765								0.2765	
		0.322	9	0.2765	0.2766	0.2766	0.2765								0.2765	
		0.322	12	0.2762	0.2763	0.2763	0.2762								0.2762	
BW# Semanding																
B	18/09/2009	0.322	3	0.2766	0.2767	0.2767	0.2766								0.2766	
		0.322	6	0.2771	0.2771	0.2772	0.2771							0.2771		
		0.322	9	0.2770	0.2770	0.2771	0.2770							0.2770		
		0.322	12	0.2772	0.2772	0.2772	0.2772							0.2772		
BW# Semanding																
C	18/09/2009	0.322	3	0.2768	0.2768	0.2767	0.2768								0.2767	
		0.322	6	0.2767	0.2768	0.2767	0.2768							0.2767		
		0.322	9	0.2764	0.2764	0.2763	0.2763							0.2763		
		0.322	12	0.2766	0.2766	0.2765	0.2766							0.2765		
BW# Semanding																
D	18/09/2009	0.322	3	0.2769	0.2770	0.2770	0.2769								0.2769	
		0.322	6	0.2765	0.2766	0.2766	0.2765							0.2765		
		0.322	9	0.2770	0.2770	0.2771	0.2770							0.2770		
		0.322	12	0.2765	0.2766	0.2766	0.2765							0.2765		

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2009 (inch)

LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST	
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
BW# Palang																	
A	17/09/2009	0.322	3	0.2765	0.2765	0.2764	0.2765									0.2764	
		0.322	6	0.2771	0.2771	0.2770	0.2772										0.2770
		0.322	9	0.2772	0.2773	0.2772	0.2774										0.2772
		0.322	12	0.2763	0.2763	0.2762	0.2762										0.2762
B	17/09/2009	0.322	3	0.2765	0.2766	0.2766	0.2765										0.2765
		0.322	6	0.2767	0.2768	0.2768	0.2767										0.2767
		0.322	9	0.2780	0.2779	0.2780	0.2780										0.2779
		0.322	12	0.2766	0.2767	0.2767	0.2766										0.2766
C	18/09/2009	0.322	3	0.2763	0.2764	0.2762	0.2763										0.2762
		0.322	6	0.2766	0.2766	0.2765	0.2766										0.2765
		0.322	9	0.2768	0.2768	0.2767	0.2768										0.2767
		0.322	12	0.2767	0.2768	0.2767	0.2767										0.2767
D	18/09/2009	0.322	3	0.2739	0.2759	0.2751	0.2771	0.2781									0.2739
		0.322	6	0.2775	0.2744	0.2752	0.2769	0.2768									0.2744
		0.322	9	0.2760	0.2750	0.2771	0.2782	0.2745									0.2745
		0.322	12	0.2769	0.2780	0.2760	0.2737	0.2754									0.2737

TABEL DATA INSPEKSI SUKOWATI-CPA PIPELINE TAHUN 2009 (inch)

LOCATION	DATE	AVERAGE NPS WT	DIRECTION	POINT												LEAST	
				1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12		
BV# Rangel																	
A	22/09/2009	0.322	3	0.2670	0.2671	0.2671	0.2670									0.2670	
		0.322	6	0.2677	0.2677	0.2678	0.2677										0.2677
		0.322	9	0.2679	0.2679	0.2680	0.2679										0.2679
		0.322	12	0.2674	0.2674	0.2675	0.2674										0.2674
bv# 4 Sokosari																	
B	22/09/2009	0.322	3	0.2679	0.2680	0.2679	0.2681									0.2679	
		0.322	6	0.2671	0.2671	0.2670	0.2670									0.2670	
		0.322	9	0.2675	0.2676	0.2675	0.2676									0.2675	
		0.322	12	0.2670	0.2670	0.2669	0.2669									0.2669	
10/9/2009																	
	10/9/2009	0.322	3		0.2677	0.2677	0.2678	0.2677	0.2678	0.2673	0.2674	0.2674				0.2673	
		0.322	6					0.2678								0.2678	
		0.322	9		0.2671	0.2672	0.2672	0.2671	0.2671	0.2674	0.2674	0.2675				0.2671	
		0.322	12	0.2672	0.2673	0.2673	0.2672	0.2672	0.2678	0.2678	0.2679	0.2678	0.2679			0.2672	

Semanding							
no.	average wall thicknes	to	t	tahun	CR	g(x)	
1	0.3223235	0.320712	0.277256	10	0.004345624	0.009359392	1
2	0.3223235	0.323925	0.276345	10	0.004757984	-0.000949602	0
3	0.3223235	0.323134	0.27685	10	0.004628403	0.002289927	1
4	0.3223235	0.324299	0.276817	10	0.004748189	-0.000704726	0
5	0.3223235	0.319401	0.276419	10	0.004298193	0.010545167	1
6	0.3223235	0.31999	0.276174	10	0.004381693	0.008457675	1
7	0.3223235	0.323044	0.276468	10	0.004657684	0.001557905	1
8	0.3223235	0.318916	0.276476	10	0.004243987	0.01190033	1
9	0.3223235	0.321533	0.276389	10	0.004514373	0.005140675	1
10	0.3223235	0.32428	0.277062	10	0.004721794	-4.48458E-05	0
11	0.3223235	0.320966	0.276558	10	0.004440782	0.006980445	1
12	0.3223235	0.321265	0.277257	10	0.004400759	0.007981019	1
13	0.3223235	0.320509	0.276348	10	0.004416089	0.00759778	1
14	0.3223235	0.323761	0.276425	10	0.00473361	-0.000340242	0
15	0.3223235	0.323946	0.276874	10	0.004707198	0.000320042	1
16	0.3223235	0.320828	0.277102	10	0.00437262	0.008684502	1
17	0.3223235	0.324569	0.276764	10	0.00478053	-0.001513253	0
18	0.3223235	0.321413	0.276232	10	0.004518048	0.005048791	1
19	0.3223235	0.320015	0.276687	10	0.004332808	0.009679808	1
20	0.3223235	0.321154	0.276505	10	0.004464965	0.006375867	1
21	0.3223235	0.321968	0.276795	10	0.004517319	0.005067028	1
22	0.3223235	0.319299	0.276962	10	0.004233729	0.012156775	1
23	0.3223235	0.320564	0.276801	10	0.004376298	0.008592545	1
24	0.3223235	0.318626	0.276445	10	0.004218116	0.012547104	1
25	0.3223235	0.321451	0.276932	10	0.004451933	0.006701664	1

jumlah data	20000	
sukses	17506	87.53%
gagal	2494	12.47%

data	sukses	gagal
2000	87.25%	12.75%
4000	87.43%	12.58%
6000	87.47%	12.53%
8000	87.18%	12.83%
10000	87.52%	12.48%
12000	87.43%	12.57%
14000	87.57%	12.43%
16000	87.46%	12.54%
18000	87.59%	12.41%
20000	87.53%	12.47%
Average		12.56%

19976	0.3223235	0.321823	0.276397	10	0.004542538	0.004436538	1
19977	0.3223235	0.318293	0.276005	10	0.004228797	0.012280066	1
19978	0.3223235	0.320581	0.276663	10	0.004391787	0.008205323	1
19979	0.3223235	0.321332	0.275545	10	0.004578726	0.003531854	1
19980	0.3223235	0.321931	0.276531	10	0.004539979	0.004500516	1
19981	0.3223235	0.324426	0.277563	10	0.004686286	0.000842852	1
19982	0.3223235	0.323299	0.276471	10	0.004682776	0.000930602	1
19983	0.3223235	0.319232	0.276952	10	0.004228038	0.01229905	1
19984	0.3223235	0.323089	0.276978	10	0.00461106	0.002723503	1
19985	0.3223235	0.325171	0.27616	10	0.00490108	-0.004527007	0
19986	0.3223235	0.324314	0.276403	10	0.004791099	-0.001777463	0
19987	0.3223235	0.321928	0.276786	10	0.004514123	0.005146921	1
19988	0.3223235	0.321386	0.27672	10	0.004466606	0.006334853	1
19989	0.3223235	0.322282	0.276899	10	0.004538236	0.004544101	1
19990	0.3223235	0.323059	0.276534	10	0.00465248	0.001688006	1
19991	0.3223235	0.322188	0.276229	10	0.004595864	0.003103394	1
19992	0.3223235	0.323153	0.276233	10	0.004691994	0.000700148	1
19993	0.3223235	0.322626	0.276765	10	0.004586013	0.003349668	1
19994	0.3223235	0.320101	0.277437	10	0.004266464	0.011338409	1
19995	0.3223235	0.320323	0.277409	10	0.004291369	0.010715785	1
19996	0.3223235	0.32261	0.276038	10	0.004657161	0.001570987	1
19997	0.3223235	0.320876	0.275239	10	0.004563683	0.003907917	1
19998	0.3223235	0.320894	0.276482	10	0.004441169	0.006970776	1
19999	0.3223235	0.322253	0.2762	10	0.004605342	0.002866441	1
20000	0.3223235	0.320158	0.276905	10	0.004325312	0.009867188	1

Palang							
no.	average wall thicknes	to	t	tahun	CR	g(x)	
1	0.3223235	0.320712	0.277094	10	0.004361847	0.008953826	1
2	0.3223235	0.323925	0.276389	10	0.004753653	-0.000841336	0
3	0.3223235	0.323134	0.277051	10	0.0046083	0.002792497	1
4	0.3223235	0.324299	0.276411	10	0.004788734	-0.001718349	0
5	0.3223235	0.319401	0.277199	10	0.004220188	0.012495296	1
6	0.3223235	0.31999	0.277047	10	0.004294379	0.010640522	1
7	0.3223235	0.323044	0.276446	10	0.00465981	0.00150474	1
8	0.3223235	0.318916	0.27803	10	0.004088579	0.015785529	1
9	0.3223235	0.321533	0.277369	10	0.004416423	0.007589413	1
10	0.3223235	0.32428	0.27551	10	0.004877029	-0.003925729	0
11	0.3223235	0.320966	0.276388	10	0.004457766	0.006555854	1
12	0.3223235	0.321265	0.275221	10	0.004604353	0.002891174	1
13	0.3223235	0.320509	0.276525	10	0.004398328	0.008041811	1
14	0.3223235	0.323761	0.276474	10	0.004728698	-0.00021745	0
15	0.3223235	0.323946	0.276801	10	0.004714481	0.000137978	1
16	0.3223235	0.320828	0.277007	10	0.004382055	0.008448632	1
17	0.3223235	0.324569	0.276645	10	0.004792425	-0.001810613	0
18	0.3223235	0.321413	0.277624	10	0.004378851	0.008528724	1
19	0.3223235	0.320015	0.276963	10	0.004305144	0.010371392	1
20	0.3223235	0.321154	0.277004	10	0.004415053	0.007623673	1
21	0.3223235	0.321968	0.276904	10	0.004506348	0.005341311	1
22	0.3223235	0.319299	0.276245	10	0.004305484	0.010362912	1
23	0.3223235	0.320564	0.276852	10	0.004371155	0.008721126	1
24	0.3223235	0.318626	0.2765	10	0.004212669	0.012683284	1
25	0.3223235	0.321451	0.2764	10	0.004505144	0.00537139	1

jumlah data	20000	
sukses	17711	88.56%
gagal	2289	11.45%

data	sukses	gagal
2000	88.70%	11.30%
4000	88.60%	11.40%
6000	88.70%	11.30%
8000	88.50%	11.50%
10000	88.66%	11.34%
12000	88.52%	11.48%
14000	88.61%	11.39%
16000	88.54%	11.46%
18000	88.63%	11.37%
20000	88.56%	11.45%
Average		11.40%

19976	0.3223235	0.321823	0.277377	10	0.00444461	0.006884745	1
19977	0.3223235	0.318293	0.276407	10	0.00418859	0.013285254	1
19978	0.3223235	0.320581	0.276352	10	0.004422912	0.007427197	1
19979	0.3223235	0.321332	0.276623	10	0.004470885	0.006227881	1
19980	0.3223235	0.321931	0.277051	10	0.004487976	0.005800611	1
19981	0.3223235	0.324426	0.277224	10	0.004720181	-4.51901E-06	0
19982	0.3223235	0.323299	0.2765	10	0.004679871	0.001003227	1
19983	0.3223235	0.319232	0.277212	10	0.00420208	0.012948007	1
19984	0.3223235	0.323089	0.276358	10	0.004673084	0.001172894	1
19985	0.3223235	0.325171	0.276039	10	0.004913143	-0.004828585	0
19986	0.3223235	0.324314	0.277202	10	0.004711192	0.000220194	1
19987	0.3223235	0.321928	0.276808	10	0.004511963	0.005200921	1
19988	0.3223235	0.321386	0.276415	10	0.004497142	0.005571456	1
19989	0.3223235	0.322282	0.276334	10	0.004594818	0.003129562	1
19990	0.3223235	0.323059	0.276801	10	0.004625782	0.002355448	1
19991	0.3223235	0.322188	0.277007	10	0.004518032	0.005049202	1
19992	0.3223235	0.323153	0.276516	10	0.004663727	0.001406816	1
19993	0.3223235	0.322626	0.276741	10	0.004588498	0.003287552	1
19994	0.3223235	0.320101	0.276992	10	0.004310879	0.010228013	1
19995	0.3223235	0.320323	0.276756	10	0.004356691	0.009082727	1
19996	0.3223235	0.32261	0.276154	10	0.004645549	0.001861287	1
19997	0.3223235	0.320876	0.2775	10	0.004337569	0.009560787	1
19998	0.3223235	0.320894	0.276839	10	0.00440549	0.007862758	1
19999	0.3223235	0.322253	0.276963	10	0.004529007	0.004774831	1
20000	0.3223235	0.320158	0.276284	10	0.004387344	0.008316392	1

Rangel							
no.	average wall thicknes	to	t	tahun	CR	g(x)	
1	0.3223235	0.320712	0.277215	10	0.00435	0.009256858	1
2	0.3223235	0.323925	0.276889	10	0.004704	0.000410347	1
3	0.3223235	0.323134	0.276933	10	0.00462	0.00249711	1
4	0.3223235	0.324299	0.276806	10	0.004749	-0.00073211	0
5	0.3223235	0.319401	0.276704	10	0.00427	0.011258147	1
6	0.3223235	0.31999	0.277163	10	0.004283	0.010930406	1
7	0.3223235	0.323044	0.277595	10	0.004545	0.004376128	1
8	0.3223235	0.318916	0.276643	10	0.004227	0.012318469	1
9	0.3223235	0.321533	0.276117	10	0.004542	0.004459076	1
10	0.3223235	0.32428	0.276173	10	0.004811	-0.002267188	0
11	0.3223235	0.320966	0.277375	10	0.004359	0.009022574	1
12	0.3223235	0.321265	0.276879	10	0.004439	0.007034632	1
13	0.3223235	0.320509	0.276279	10	0.004423	0.007425073	1
14	0.3223235	0.323761	0.276613	10	0.004715	0.000130011	1
15	0.3223235	0.323946	0.276831	10	0.004712	0.000211623	1
16	0.3223235	0.320828	0.276471	10	0.004436	0.007109199	1
17	0.3223235	0.324569	0.276843	10	0.004773	-0.001315707	0
18	0.3223235	0.321413	0.276646	10	0.004477	0.006083756	1
19	0.3223235	0.320015	0.277175	10	0.004284	0.010900988	1
20	0.3223235	0.321154	0.27666	10	0.004449	0.006763268	1
21	0.3223235	0.321968	0.276841	10	0.004513	0.005181911	1
22	0.3223235	0.319299	0.277356	10	0.004194	0.013141435	1
23	0.3223235	0.320564	0.276306	10	0.004426	0.007355853	1
24	0.3223235	0.318626	0.276788	10	0.004184	0.013404848	1
25	0.3223235	0.321451	0.277371	10	0.004408	0.007799127	1

jumlah data	20000	
sukses	17659	88.30%
gagal	2341	11.71%

data	sukses	gagal
2000	88.65%	11.35%
4000	88.28%	11.73%
6000	88.30%	11.70%
8000	88.24%	11.76%
10000	88.49%	11.51%
12000	88.30%	11.70%
14000	88.38%	11.62%
16000	88.39%	11.61%
18000	88.43%	11.57%
20000	88.30%	11.71%
Average		11.626%

19976	0.3223235	0.321823	0.276544	10	0.004528	0.00480248	1
19977	0.3223235	0.318293	0.276241	10	0.004205	0.012870227	1
19978	0.3223235	0.320581	0.277319	10	0.004326	0.009845746	1
19979	0.3223235	0.321332	0.277424	10	0.004391	0.00822836	1
19980	0.3223235	0.321931	0.276413	10	0.004552	0.004205628	1
19981	0.3223235	0.324426	0.276651	10	0.004777	-0.00143599	0
19982	0.3223235	0.323299	0.276249	10	0.004705	0.000374079	1
19983	0.3223235	0.319232	0.276725	10	0.004251	0.011731608	1
19984	0.3223235	0.323089	0.275964	10	0.004712	0.000187665	1
19985	0.3223235	0.325171	0.277434	10	0.004774	-0.001342216	0
19986	0.3223235	0.324314	0.276344	10	0.004797	-0.001924866	0
19987	0.3223235	0.321928	0.2769	10	0.004503	0.005431336	1
19988	0.3223235	0.321386	0.277369	10	0.004402	0.007955607	1
19989	0.3223235	0.322282	0.276213	10	0.004607	0.002829031	1
19990	0.3223235	0.323059	0.278067	10	0.004499	0.005520792	1
19991	0.3223235	0.322188	0.276674	10	0.004551	0.004216261	1
19992	0.3223235	0.323153	0.276917	10	0.004624	0.002409517	1
19993	0.3223235	0.322626	0.277013	10	0.004561	0.00396853	1
19994	0.3223235	0.320101	0.276624	10	0.004348	0.009308082	1
19995	0.3223235	0.320323	0.276707	10	0.004362	0.008960823	1
19996	0.3223235	0.32261	0.276502	10	0.004611	0.002729592	1
19997	0.3223235	0.320876	0.27648	10	0.00444	0.007010138	1
19998	0.3223235	0.320894	0.276848	10	0.004405	0.00788544	1
19999	0.3223235	0.322253	0.276518	10	0.004573	0.00366289	1
20000	0.3223235	0.320158	0.276617	10	0.004354	0.009148067	1

Sokosari							
no.	average wall thicknes	to	t	tahun	CR	g(x)	
1	0.3223235	0.321351	0.276483	10	0.004486808	0.005829797	1
2	0.3223235	0.322095	0.276701	10	0.004539385	0.004515378	1
3	0.3223235	0.322293	0.276706	10	0.004622441	0.002438981	1
4	0.3223235	0.324282	0.276669	10	0.00476126	-0.001031507	0
5	0.3223235	0.322296	0.276358	10	0.00466023	0.00149426	1
6	0.3223235	0.322624	0.276464	10	0.004615906	0.00260236	1
7	0.3223235	0.321993	0.276533	10	0.004546042	0.004348949	1
8	0.3223235	0.323777	0.276464	10	0.004731325	-0.000283115	0
9	0.3223235	0.319143	0.276946	10	0.004219719	0.012507024	1
10	0.3223235	0.325604	0.277116	10	0.004848817	-0.003220424	0
11	0.3223235	0.32181	0.27648	10	0.004533029	0.004674271	1
12	0.3223235	0.321272	0.277051	10	0.004422051	0.007448717	1
13	0.3223235	0.323466	0.276764	10	0.004670201	0.001244982	1
14	0.3223235	0.322107	0.276883	10	0.004522437	0.004939085	1
15	0.3223235	0.320005	0.276142	10	0.004386368	0.0083408	1
16	0.3223235	0.323449	0.276676	10	0.004677309	0.001067267	1
17	0.3223235	0.320719	0.276691	10	0.004402792	0.007930207	1
18	0.3223235	0.320781	0.276528	10	0.004425357	0.007366085	1
19	0.3223235	0.319979	0.276212	10	0.004376662	0.008583457	1
20	0.3223235	0.324163	0.276207	10	0.004795601	-0.001890031	0
21	0.3223235	0.320774	0.276831	10	0.004394379	0.008140513	1
22	0.3223235	0.321564	0.276452	10	0.004511258	0.005218556	1
23	0.3223235	0.320239	0.27691	10	0.004332851	0.009678723	1
24	0.3223235	0.320759	0.276869	10	0.004388988	0.008275304	1
25	0.3223235	0.318978	0.276885	10	0.004209348	0.012766309	1

jumlah data	20000	
sukses	17445	87.23%
gagal	2555	12.78%

data	sukses	gagal
2000	87.55%	12.45%
4000	86.95%	13.05%
6000	86.87%	13.13%
8000	87.00%	13.00%
10000	87.01%	12.99%
12000	87.06%	12.94%
14000	87.14%	12.86%
16000	87.14%	12.86%
18000	87.25%	12.75%
20000	87.23%	12.78%
Average		12.88%

19976	0.3223235	0.322656	0.27653	10	0.004612608	0.002684801	1
19977	0.3223235	0.323766	0.276282	10	0.004748376	-0.000709407	0
19978	0.3223235	0.32039	0.276483	10	0.004390714	0.00823216	1
19979	0.3223235	0.322558	0.276151	10	0.004640674	0.001983143	1
19980	0.3223235	0.321344	0.276608	10	0.004473578	0.006160548	1
19981	0.3223235	0.322571	0.276652	10	0.00459193	0.003201758	1
19982	0.3223235	0.322707	0.276804	10	0.004590312	0.003242197	1
19983	0.3223235	0.321369	0.276569	10	0.004479957	0.006001083	1
19984	0.3223235	0.32139	0.276833	10	0.004455768	0.006605811	1
19985	0.3223235	0.322555	0.27695	10	0.00456049	0.003987754	1
19986	0.3223235	0.322988	0.27624	10	0.004674794	0.001130141	1
19987	0.3223235	0.322017	0.276643	10	0.004537437	0.004564084	1
19988	0.3223235	0.324975	0.27642	10	0.004855457	-0.003386434	0
19989	0.3223235	0.320213	0.276533	10	0.004368019	0.008799534	1
19990	0.3223235	0.322346	0.276716	10	0.004562985	0.00392538	1
19991	0.3223235	0.32255	0.276966	10	0.004558384	0.004040398	1
19992	0.3223235	0.324146	0.277308	10	0.004683803	0.00090493	1
19993	0.3223235	0.32437	0.276807	10	0.004756372	-0.000909296	0
19994	0.3223235	0.321639	0.276562	10	0.004507689	0.00530778	1
19995	0.3223235	0.323962	0.276675	10	0.004728675	-0.000216864	0
19996	0.3223235	0.32235	0.276999	10	0.004535104	0.004622389	1
19997	0.3223235	0.322135	0.2764	10	0.004573533	0.003661683	1
19998	0.3223235	0.325443	0.277163	10	0.004827998	-0.002699938	0
19999	0.3223235	0.323111	0.276082	10	0.004702919	0.000427026	1
20000	0.3223235	0.321051	0.276602	10	0.004444877	0.006878087	1

Plumpang							
no.	average wall thicknes	to	T	tahun	CR	g(x)	
1	0.3223235	0.323191	0.279991	10	0.00432	0.010000186	1
2	0.3223235	0.323183	0.28	10	0.004318	0.010042697	1
3	0.3223235	0.32193	0.279255	10	0.004268	0.011312296	1
4	0.3223235	0.320953	0.278713	10	0.004224	0.012400428	1
5	0.3223235	0.320882	0.279398	10	0.004148	0.014291088	1
6	0.3223235	0.321176	0.278876	10	0.00423	0.012250753	1
7	0.3223235	0.318581	0.278682	10	0.00399	0.018252408	1
8	0.3223235	0.322136	0.278904	10	0.004323	0.009920576	1
9	0.3223235	0.321227	0.275987	10	0.004524	0.004899174	1
10	0.3223235	0.322575	0.281399	10	0.004118	0.015059015	1
11	0.3223235	0.321434	0.277518	10	0.004392	0.008210557	1
12	0.3223235	0.321033	0.277309	10	0.004372	0.00868997	1
13	0.3223235	0.322008	0.283761	10	0.003825	0.022382758	1
14	0.3223235	0.321168	0.282861	10	0.003831	0.022231304	1
15	0.3223235	0.324475	0.280444	10	0.004403	0.007922055	1
16	0.3223235	0.320589	0.279426	10	0.004116	0.015093113	1
17	0.3223235	0.322859	0.274293	10	0.004857	-0.003413582	0
18	0.3223235	0.323991	0.281773	10	0.004222	0.012454516	1
19	0.3223235	0.319273	0.282885	10	0.003639	0.027029272	1
20	0.3223235	0.324322	0.277996	10	0.004633	0.002183971	1
21	0.3223235	0.323329	0.281635	10	0.004169	0.013765822	1
22	0.3223235	0.321792	0.276791	10	0.0045	0.005497523	1
23	0.3223235	0.319239	0.279843	10	0.00394	0.019508024	1
24	0.3223235	0.323659	0.275009	10	0.004865	-0.003626588	0
25	0.3223235	0.319762	0.277674	10	0.004209	0.012781553	1

jumlah data	20000	
sukses	17557	87.79%
gagal	2443	12.22%

data	sukses	gagal
2000	88.15%	11.85%
4000	88.13%	11.88%
6000	87.97%	12.03%
8000	88.08%	11.93%
10000	87.89%	12.11%
12000	87.88%	12.12%
14000	87.93%	12.07%
16000	87.94%	12.06%
18000	87.86%	12.14%
20000	87.79%	12.22%
Average		12.04%

19976	0.3223235	0.321413	0.281959	10	0.003945	0.019364252	1
19977	0.3223235	0.320893	0.27669	10	0.00442	0.007492278	1
19978	0.3223235	0.323168	0.279413	10	0.004376	0.008612034	1
19979	0.3223235	0.317364	0.277158	10	0.004021	0.017484391	1
19980	0.3223235	0.319734	0.276842	10	0.004289	0.010768137	1
19981	0.3223235	0.323178	0.281824	10	0.004135	0.014614463	1
19982	0.3223235	0.3242	0.275763	10	0.004844	-0.003090124	0
19983	0.3223235	0.321265	0.279986	10	0.004128	0.01480301	1
19984	0.3223235	0.323135	0.281836	10	0.00413	0.014753882	1
19985	0.3223235	0.32253	0.280537	10	0.004199	0.013019862	1
19986	0.3223235	0.321113	0.276125	10	0.004499	0.005529283	1
19987	0.3223235	0.320709	0.278856	10	0.004185	0.013367599	1
19988	0.3223235	0.325475	0.278983	10	0.004649	0.00176853	1
19989	0.3223235	0.321357	0.280758	10	0.00406	0.016501102	1
19990	0.3223235	0.321141	0.275672	10	0.004547	0.00432686	1
19991	0.3223235	0.319835	0.276428	10	0.004341	0.009482901	1
19992	0.3223235	0.321858	0.275824	10	0.004603	0.002913441	1
19993	0.3223235	0.321027	0.274274	10	0.004675	0.001116507	1
19994	0.3223235	0.32255	0.279605	10	0.004294	0.010637881	1
19995	0.3223235	0.323194	0.281698	10	0.00415	0.014260293	1
19996	0.3223235	0.322681	0.281521	10	0.004116	0.015100455	1
19997	0.3223235	0.319561	0.276571	10	0.004299	0.010523816	1
19998	0.3223235	0.322257	0.27648	10	0.004578	0.003555712	1
19999	0.3223235	0.320756	0.277364	10	0.004339	0.009521677	1
20000	0.3223235	0.323209	0.276995	10	0.004621	0.002463707	1

Tabel 7.1 List of materials modeled in RBI based resource document (API 581)

Representative Fluid	Fluid TYPE (see 5.1.5)	Example of Applicable Materials
C ₁ -C ₂	TYPE 0	methane. ethane, ethylene. LNG. fuel gas
C ₃ -C ₄	TYPE 0	propane, butane, isobutane, LPG
C ₅	TYPE 0	pentane
C ₆ -C ₈	TYPE 0	gasoline, naptha. Light straight run, heptane
C ₉ -C ₁₂	TYPE 0	diesel kerosene
C ₁₃ -C ₁₆	TYPE 0	jet fuel, kerosene, atmospheric gas oil
C ₁₇ -C ₂₅	TYPE 0	gas oil. typical crude
C ₂₅ +	TYPE 0	residuum, heavy crude, lube oil. seal oil
H ₂	TYPE 0	hydrogen only
H ₂ S	TYPE 0	hydrogen sulfide only
HF	TYPE 0	hydrogen fluoride
Water	TYPE 0	Water
Steam	TYPE 0	Steam
Acid(low)	TYPE 0	Acid. Caustic
Aromatics	TYPE 1	Benzene, Toluene. Xylene. Cumene
AlCl ₃	TYPE 0	Aluminum Chloride
Pyrophoric	TYPE 0	Pyrophoric Materials
Ammonia	TYPE 0	Ammonia
Chlorine	TYPE 0	Chlorine
CO	TYPE 1	Carbon Monoxide
DEE	TYPE 1 (see Note 2)	Diethyl Ether
HCL	TYPE 0 (see Note 1)	Hydrogen Chloride
Nitric Acid	TYPE 0 (see Note 1)	Nitric Acid
NO ₂	TYPE 0 (see Note 1)	Nitrogen Dioxide
Phosgene	TYPE 0	Phosgene
TDI	TYPE 0 (see Note 1)	Toluene Diisocyanate
Methanol	TYPE 1	Methanol
PO	TYPE 1	Propylene Oxide
Styrene	TYPE 1	Styrene

Table 7.2 Properties of the BRD representative fluid (API 581)

Fluid	MW	Liquid Density (lb/ft ³)	NBP (°F)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	C _p					Auto - Ignition Temp. (°F)
						Ideal Gas Constant A	Ideal Gas Constant B	Ideal Gas Constant C	Ideal Gas Constant D	Ideal Gas Constant E	
C ₁₃ -C ₁₆	205	47.728	502	Liquid	Note 1	-11.7	1.39E+00	-7.72E-04	1.67E-07	N/A	396
C ₁₇ -C ₂₅	280	48.383	651	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	396
C ₂₅₊	422	56.187	981	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	396
Water	18	62.3	212	Liquid	Note 3	2.76E+07	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
Steam	18	62.3	212	Gas	Note 3	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03	N/A
Acid	18	62.3	212	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
N ₂	2	4.433	-423	Gas	Note 1	27.1	9.27E-03	-1.38E-05	7.65E-09	N/A	752
H ₂ S	34	61.993	-75	Gas	Note 1	31.9	1.44E-03	2.43E-05	-1.18E-08	N/A	500
HF	20	60.37	68	Gas	Note 1	29.1	6.61E-04	-2.03E-06	2.500E-09	N/A	32000
CO	28	50	-312	Gas	Note 2	2.91E+04	8.77E+03	3.09E+03	8.46E+03	1.54E+03	11'8
DEE	74	45	95	Liquid	Note 2	8.62E+04	2.55E+05	1.54E+03	1.44E+05	-6.49E+02	320
HCL	36	74	-121	Gas	--	--	---	---	--	--	N/A
Nitric Acid	63	95	250	Liquid	---	--	-	--	---	-	N/A

Tabel 7.3. Ukuran Lubang Kebocoran (API RBI 581)

Release /hole Number	Ukuran lubang	Range (in)	Harga Reprersetatif (in)
1	<i>Small</i>	0-0,25	0,25
2	<i>Medium</i>	> 0,25 – 2	1
3	<i>Large</i>	>2-6	4
4	<i>Rupture</i>	> 6	Sesuai dengan diameter peralatan

Table 7.7 Leak duration based on detection and isolation systems (API 581)

Detection System Rating	Isolation System Rating	Leak Duration
A	A	20 minutes for 0,25 inch leak 10 minutes for 1 inch leak 5 minutes for 4 inch leak
A	B	30 minutes for 0,25 inch leak 20 minutes for 1 inch leak 10 minutes for 4 inch leak
A	C	40 minutes for 0,25 inch leak 30 minutes for 1 inch leak 20 minutes for 4 inch leak
B	A or B	40 minutes for 0,25 inch leak 30 minutes for 1 inch leak 20 minutes for 4 inch leak
B	C	1 hour for 0,25 inch leak 30 minutes for 1 inch leak 20 minutes for 4 inch leak
C	A,B,or C	1 hour for 0,25 inch leak 40 minutes for 1 inch leak 20 minutes for 4 inch leak

Tabel 7.10. Persamaan Pelepasan Terus Menerus dengan kemungkinan terjadi *Auto Ignition* dengan T operasi > AIT+80°F (API 581)

Material	Fasa Akhir Gas		Fasa Akhir Liquid	
	Area Kerusakan ft ²	Area Kematian ft ²	Area Kerusakan ft ²	Area Kematian ft ²
C ₁ -C ₂	A=280 X ^{0,95}	A=745 X ^{0,92}		
C ₃ -C ₄	A=313,6 X ^{1,00}	A=836,7 X ^{1,00}		
C ₅	A=304,7 X ^{1,00}	A=811 X ^{1,00}		
C ₆ -C ₈	A=313,4 X ^{1,00}	A=828,7 X ^{1,00}	A=525 X ^{0,55}	A=1315 X ^{0,52}
C ₉ -C ₁₂	A=391 X ^{0,95}	A=981 X ^{0,92}	A=560 X ^{0,55}	A=1401 X ^{0,52}
C ₁₃ -C ₁₆			A=1023 X ^{0,92}	A=183 X ^{0,90}
C ₁₇ -C ₂₅			A=861 X ^{0,92}	A=2420 X ^{0,90}
H ₂	A=1146 X ^{1,00}	A=3072 X ^{1,00}		
H ₂ S	A=203 X ^{0,83}	A=375 X ^{0,83}		

X= laju aliran fluida

Tabel 7.11. Persamaan Pelepasan Seketika dengan kemungkinan terjadi *Auto Ignition* dengan T operasi > AIT+80°F (API 581)

Material	Fasa Akhir Gas		Fasa Akhir Liquid	
	Area Kerusakan ft ²	Area Kematian ft ²	Area Kerusakan ft ²	Area Kematian ft ²
C ₁ -C ₂	A=1079 X ^{0,62}	A=3100 X ^{0,63}		
C ₃ -C ₄	A=522,9 X ^{0,63}	A=1769 X ^{0,63}		
C ₅	A=275 X ^{0,61}	A=959,6 X ^{0,63}		
C ₆ -C ₈	A=275,7 X ^{0,61}	A=962,8 X ^{0,63}	A=57 X ^{0,56}	A=224 X ^{0,54}
C ₉ -C ₁₂	A=281 X ^{0,61}	A=988 X ^{0,63}	A=6 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}
H ₂	A=1430 X ^{0,681}	A=4193 X ^{0,621}		
H ₂ S	A=357 X ^{0,61}	A=1253 X ^{0,63}		

X= laju aliran fluida

Tabel 7.16 adjustment to flambé consequences for mitigation system (API 581)

Response System Rating		
Detection	Isolation	Consequence Adjustment
A	A	Reduce release rate or mass by 25%
A	B	Reduce release rate or mass by 20%
A or B	C	Reduce release rate or mass by 10%
B	B	Reduce release rate or mass by 15%
C	C	No adjustment to consequences

Mitigation System	Consequence Adjustment
Inventory blowdown, coupled with isolation system rate B or higher	Reduce release rate or mass by 25%
Fire water deluge system and monitor	Reduce release rate or mass by 20%
Fire water monitor only	Reduce release rate or mass by 5%
Foam spray system	Reduce release rate or mass by 15%

Tabel 8.1 suggested generic equipment failure frequencies

Equipment Type	Data Source (References)	Leak Frequency (per year for four hole size)			
		0,25 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^{-5}	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^{-5}	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}

Table 1. Health effects Associated with hydrogen sulfide (American National Standards Institute)

Concentration (ppm)	Symptoms/Effects
10 ppm	Beginning eye irritation
>27 ppm	Eye irritation
50-100 ppm	Slight conjunctivitis and respiratory tract irritation after 1 hour exposure
100 ppm	Coughing, eye irritation, loss of sense of smell after 2-15 minutes. Altered respiration, pain in the eyes and drowsiness after 15-30 minutes followed by throat irritation after 1 hour. Several hours exposure results in gradual increase in severity of these symptoms and death may occur within the next 48 hours.
200-300 ppm	Marked conjunctivitis and respiratory tract irritation after 1 hour of exposure
500-700 ppm	Loss of consciousness and possibly death in 30 minutes to 1 hour.
700-1000 ppm	Rapid unconsciousness, cessation of respiration and death.
1000-2000 ppm	Unconsciousness at once, with early cessation of respiration and death in a few minutes. Death may occur even if individual is removed to fresh air at once.

Table 15. Safety consequence ranking (DNV RP F107).

Category	Description
A	No person(s) are injured.
B	No fatality
C	Serious injury, one fatality (working accident)
D	(not used)
E	More than one fatality (gas cloud ignition)

Tabel 8.2 Kategori peluang kegagalan (API 581)

Kategori	Peluang kegagalan
1	< 0,07
2	< 0,14
3	< 0,21
4	< 0,28
5	< 0,35

Tabel 8.3 Kategori Konsekuensi (API 581)

Kategori	Luas daerah (ft ²)
A	<10
B	10-100
C	100— 1000
D	1000— 10000
E	>10000

Tabel. Integritas Inspeksi pada Peralatan Statis RBI

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

Tabel 4.15 Hasil Uji Tingkatan Kekritisian Untuk Level Resiko

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	18 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