



UNIVERSITAS INDONESIA

***RISK ASSESMENT* PIPA GAS (*PIPING*) 6", 8", 12",
16", DAN 18" TERHADAP SERANGAN KOROSI DI
ANJUNGAN LEPAS PANTAI PT. X DENGAN
MENGUNAKAN METODE *RISK-BASED*
INSPECTION (RBI)**

TESIS

JOKI R. R.

0706173830

**PROGRAM STUDI TEKNIK METALURGI DAN MATERIAL
PROGRAM PASCA SARJANA BIDANG ILMU TEKNIK
UNIVERSITAS INDONESIA
GANJIL 2010/2011**



UNIVERSITAS INDONESIA

***RISK ASSESMENT* PIPA GAS (*PIPING*) 6", 8", 12",
16", DAN 18" TERHADAP SERANGAN KOROSI DI
ANJUNGAN LEPAS PANTAI PT. X DENGAN
MENGUNAKAN METODE *RISK-BASED*
INSPECTION (RBI)**

TESIS

**Diajukan untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi
Magister Teknik**

JOKI R. R.

0706173830

**PROGRAM STUDI TEKNIK METALURGI DAN MATERIAL
PROGRAM PASCA SARJANA BIDANG ILMU TEKNIK
UNIVERSITAS INDONESIA
GANJIL 2010/2011**

PERNYATAAN KEASLIAN TESIS

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa tesis dengan judul :

***RISK ASSESMENT PIPA GAS (PIPING) 6", 8", 12", 16", DAN
18" TERHADAP SERANGAN KOROSI DI ANJUNGAN LEPAS
PANTAI PT. X DENGAN MENGGUNAKAN METODE
RISK-BASED INSPECTION (RBI)***

yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Magister Teknik pada Kekhususan Korosi dan Proteksi Logam, Program Studi Teknik Metalurgi & Material Program Pascasarjana Universitas Indonesia, sejauh yang saya ketahui bukan merupakan tiruan atau duplikasi dari tesis yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar kesarjanaan di lingkungan Universitas Indonesia maupun di Perguruan Tinggi atau Instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Depok, 7 Januari 2011

Joki R. R.

NPM 0706173830

PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh,

Nama : Joki R. R.

NPM : 0706173830

Program Studi : Teknik Metalurgi dan Material

Judul Tesis : *Risk Assesment* Pipa Gas (*Piping*) 6", 8", 12", 16", dan 18"
Terhadap Serangan Korosi Di Anjungan Lepas Pantai PT. X
Dengan Menggunakan Metode *Risk-Based Inspection* (RBI)

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Magister Teknik pada Program Studi Teknik Metalurgi dan Material, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Johny Wahyuadi Soedarsono, DEA. (.....)

Penguji 1 : Ir. Sutopo Ph. D. (.....)

Penguji 2 : Ir. Rini Riastuti M. Sc. (.....)

Penguji 3 : Ir. Andi Rustandi M. T. (.....)

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 7 Januari 2011

KATA PENGANTAR

Puji syukur yang tulus dari dalam hati, penulis haturkan kepada Tuhan Yesus atas segala bimbingan, kekuatan, dan pembelajaran yang diberikan-Nya kepada penulis selama menyelesaikan tesis ini, secara khusus, dan perkuliahan magister yang penulis ambil, secara umum.

Dalam penulisan tesis ini, penulis telah memperoleh banyak bantuan dari berbagai pihak, baik secara langsung maupun tidak langsung. Oleh karena itu pada kesempatan ini penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih dan penghargaan yang sebesar-besarnya kepada semua pihak yang terhormat :

1. Prof. Dr. Ir. Johny Wahyuadi Soedarsono, DEA. selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi dan bimbingan serta persetujuan sehingga tesis ini dapat selesai dengan baik.
2. Pak Achmad Chudori dan Pak Volmen Hutahaean dari PT. X yang membantu penulis dalam memperoleh data-data dan informasi lainnya yang penulis butuhkan dalam penyelesaian tesis ini.
3. Dr. Ir. Dedi Priadi DEA. selaku pembimbing akademis yang begitu sabar dalam membimbing dan terutama membantu penulis dalam pengurusan akademis, terutama di masa-masa akhir kuliah magister penulis.
4. Ir. Sutopo Ph. D., Ir. Rini Riasuti M. Sc., dan Ir. Andi Rustandi M. T. selaku penguji di seminar dan sidang akhir yang banyak memberikan bantuan, arahan dan masukan untuk memperbaiki tesis ini.
5. Seluruh dosen dan juga karyawan Departemen Metalurgi dan Material, terkhusus Pak Mien dan Mba Dewi yang banyak memberikan bantuan selama menyelesaikan tesis dan perkuliahan saya di Departemen Metalurgi dan Material.
6. Ayah dan Ibu penulis atas segala doa, semangat, dan bantuan finansial yang diberikan dalam penyelesaian kuliah magister penulis.
7. Rotua Manullang atas doa, dukungan dan semangat yang terus diberikan selama penyelesaian tesis ini.

8. Teman-teman KTB: Brain, Victor, Fredy, Olla, Dedy S., David S., Martina, Ruth, Cia, Benny, dan Hanna yang terus memberikan perhatian, semangat, dan doa untuk merampungkan tesis ini.
9. Teman-teman magister program studi Departemen Metalurgi dan Material tahun 2007 yang sudah mendahului saya atas dorongan untuk merampungkan tesis dan perkuliahan.
10. Pribadi-pribadi lainnya yang membantu penulis selama menyelesaikan kuliah dan tesisnya yang tidak dapat disebutkan satu-persatu.

Penulis menyadari masih banyak terdapat kekurangan dan ketidaksempurnaan dalam penyusunan tesis ini yang disebabkan keterbatasan penulis sebagai manusia. Oleh karena itu penulis mengharapkan kritik dan saran yang membangun demi perbaikan di masa yang akan datang.

Depok, Januari 2011

Penulis

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai anggota sivitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Joki R. R.
NPM : 0706173830
Program Studi : Korosi dan Proteksi Logam
Departemen : Metalurgi dan Material
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Tesis

Demi perkembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Non-eksklusif (*Non-exclusive Royalty Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul:

Risk Assesment Pipa Gas (*Piping*) 6", 8", 12", 16", dan 18" Terhadap Serangan Korosi Di Anjungan Lepas Pantai PT. X Dengan Menggunakan Metode *Risk-Based Inspection* (RBI)

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non-eksklusif ini, Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan memublikasikan tugas akhir saya tanpa meminta izin dari saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok
Pada tanggal : 7 Januari 2011
Yang menyatakan

(Joki R. R.)

ABSTRAK

Nama : Joki R. R.
Program Studi : Teknik Metalurgi dan Material
Judul Tesis : *Risk Assesment* Pipa Gas (*Piping*) 6", 8", 12", 16", dan 18"
Terhadap Serangan Korosi Di Anjungan Lepas Pantai PT. X
Dengan Menggunakan Metode *Risk-Based Inspection* (RBI)

Korosi terjadi tanpa mengenal waktu di segala aspek kehidupan manusia dan dapat mengakibatkan banyak kerugian. Di industri minyak dan gas, kerugian yang terjadi akibat korosi berdampak pada penurunan kualitas material yang digunakan. Dan hal ini berarti berhubungan dengan lamanya operasional alat berfungsi atau kemampuan jangka panjang dari suatu alat dan kemungkinan terjadinya kegagalan pada peralatan yang digunakan. Sehingga jika korosi menyerang, maka selain kerugian finansial yang dialami, kerugian berupa dampak terhadap lingkungan sekitar dan juga safety dari pekerja dan masyarakat sekitar juga bisa terjadi. Oleh karena itu inspeksi terhadap peralatan yang ada penting untuk dilakukan. Indonesia yang masih mengacu pada inspeksi berdasarkan jangka waktu (*time-based inspection*) masih memberikan peluang untuk terjadinya kegagalan pada peralatan yang digunakan. Oleh karena itu penting untuk menggunakan acuan lain seperti inspeksi berdasarkan tingkat resiko (*Risk-Based Inspection*)/RBI.

Hasil penelitian menunjukkan bahwa dari 8 pipa yang dianalisa, 5 pipa (6" dan 4 pipa 16") memiliki nilai 2D yang berarti berstatus resiko medium dan mendapatkan respon *corrective maintenance* dan 3 pipa (8", 12", dan 18") memiliki nilai 2E yang berarti berstatus resiko medium-high dan mendapatkan respon *preventive maintenance*. Usulan inspeksi yang dapat dilakukan adalah pemeriksaan visual, *ultrasonic straight beam*, *eddy current*, *flux leakage*, *radiography*, dan pengukuran dimensi. Usulan waktu inspeksi yang dapat dilakukan kembali adalah 7 tahun kemudian untuk pipa-pipa yang memiliki nilai 2D dan 5 tahun kemudian untuk pipa-pipa yang bernilai 2E dari inspeksi terakhir. Nilai rendah yang diperoleh melalui penelitian ini dikarenakan pipa memiliki sistem inspeksi yang baik terhadap *mix point/injection* yang ada dan juga karena sistem pipa yang ada tidak mengenal adanya *deadleg*, sehingga nilai TMSF tidak mengalami penambahan yang signifikan.

Kata kunci:

Korosi, RBI, *Risk-Based Inspection*, *piping*, *offshore*.

ABSTRACT

Nama : Joki R. R.
Major : Metallurgy and Materials Engineering
Title : Risk Assesment of 6", 8", 12", 16", dan 18" Gas Piping From Corrosion Attack at PT. X Offshore Platform Using Risk-Based Inspection (RBI) Methode

Corrosion happen everytime in all human-life aspects and can caused lot of losses. In oil and gas industry, losses caused by corrosion affect directly to material quality that used in the industry. And it means relate to how long an equipment can perform or long-term compability of an equipment and probability of a failure occured in an equipment. So, if corrosion attacks, beside financial loss, another loss that can happen are environtmental loss and also human safety which is include the worker and also community around the industry. Therefore, it is very important to hold an inspection to every equipments in oil and gas industry. Indonesia still hold time based inspection to all equipment in oil and gas industry, and that methode still open for a failure occured. So that, it is very important to use another inspection management methode like Risk-Based inspection (RBI).

Result of this paper are, from 8 pipes that checked, 5 pipes (a 6" pipe and 4 pipes of 16") got 2D rank, which mean have medium status and got corrective maintenance respon. And 3 pipes (8", 12" and 18") got 2E rank which mean have medium-high status and got preventive maintenance response. Inspection methode that proposed are visual examination, ultrasonic straight beam, eddy current, flux leakage, radiography, and dimensional measurement. Inspection time interval from last inspection activity that proposed are 7 years for pipes that got 2D rank and 5 years for pipes that got 2E rank. Low rank that several pipes received because those pipes have good inspection system on mix point/injection area and also the overall piping system do not have the deadleg system, so the TMSF value not multiplied by a value factor.

Keywords :

Corrosion, RBI, Risk-Based Inspection, piping, offshore.

DAFTAR ISI

PERNYATAAN KEASLIAN TESIS	i
PENGESAHAN	ii
KATA PENGANTAR	iii
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI	v
ABSTRAK	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL	xiii
DAFTAR RUMUS	xiv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 PERUMUSAN MASALAH	3
1.3 RUANG LINGKUP PENELITIAN	3
1.4 TUJUAN PENELITIAN	3
1.5 KEGUNAAN PENELITIAN	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	4
2.1 RISK-BASED INSPECTION	5
2.1.1 Jenis-jenis assesment di dalam RBI	6
2.1.2 <i>Consequence of Failure</i>	8
2.1.3 <i>Likelihood/Probability of Failure (PoF)</i>	9
2.2 JENIS-JENIS KOROSI PIPA DI ANJUNGAN LEPAS PANTAI	9
2.1.1 Bentuk-bentuk korosi yang mungkin terjadi di bagian luar pipa	9
2.1.1.1 Korosi merata/ <i>uniform corrosion</i>	9
2.1.1.2 Korosi sumuran/ <i>pitting corrosion</i>	10
2.1.1.3 Korosi celah/ <i>crevice corrosion</i>	11

2.1.1.4	Korosi galvanik/ <i>galvanic corrosion</i>	12
2.1.1.5	Korosi retak tegang/ <i>stress corrosion cracking</i>	12
2.1.2	Bentuk-bentuk korosi yang mungkin terjadi di bagian dalam pipa	14
2.1.2.1	Korosi erosi/ <i>erosion corrosion</i>	14
2.1.2.2	Korosi mikroba/ <i>Microbial Induced Corrosion</i> (MIC)	15
2.1.2.3	<i>Cavitation corrosion</i>	17
2.2	MONITORING LAJU KOROSI	18
2.3.1	Kupon korosi	18
2.3.2	<i>Electrical Resistance</i> (ER)	19
2.3.2	Polarisasi potensiodinamik	19
2.3.3	<i>Acoustic Emission</i> (AE)	19
2.3.4	Potensial korosi	20
2.3.5	Analisa kimia	20
2.4	JENIS-JENIS PERLINDUNGAN KOROSI	29
2.4.1	<i>Coating & lining</i>	21
2.4.2	Seleksi material dan pengembangan desain	22
BAB III METODOLOGI PENELITIAN		24
3.1	DIAGRAM ALIR PENELITIAN	24
3.2	PENGUMPULAN DATA HASIL INSPEKSI	27
3.3	KALKULASI RESIKO	27
3.4	PERENCANAAN INSPEKSI	29
BAB IV DATA & PEMBAHASAN		32
4.1	PERALATAN YANG DIEVALUASI	32
4.2	PENGISIAN BUKU KERJA <i>APPENDIX B</i> DOKUMEN API 581	34
4.2.1	Perhitungan Konsekuensi Kegagalan	34
4.2.1.1	Bagian A: menghitung laju kebocoran	34
4.2.1.2	Bagian C: perhitungan konsekuensi kebakaran dan keracunan	38
4.2.1.3	Bagian D: perhitungan nilai resiko	42
4.2.2	Analisa peluang terjadinya kegagalan	43

4.3 PERINGKAT RESIKO PERALATAN-PERALATAN	46
4.4 ANALISA PERENCANAAN INSPEKSI	49
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN	51
5.1 KESIMPULAN	51
5.2 SARAN	52
DAFTAR ACUAN	53
DAFTAR PUSTAKA	56
LAMPIRAN	59
Lampiran 1. Tabel dan gambar dokumen API 581 yang digunakan	59
Lampiran 2. Kalkulasi resiko pipa 6"-RG-201-A1	68
Lampiran 3. Kalkulasi resiko pipa 8"-RG-212-A1	73
Lampiran 4. Kalkulasi resiko pipa 12"-PG-154-B1	78
Lampiran 5. Kalkulasi resiko pipa 16"-PG-151-B1	83
Lampiran 6. Kalkulasi resiko pipa 16"-PG-152-B1	88
Lampiran 7. Kalkulasi resiko pipa 16"-PG-153-B1	93
Lampiran 8. Kalkulasi resiko pipa 16"-VG-101-B1	98
Lampiran 9. Kalkulasi resiko pipa 18"-VG-102-A1	103

DAFTAR GAMBAR

	Halaman	
Gambar 2.1	Matriks derajat resiko tingkat 1	7
Gambar 2.2	Matriks derajat resiko tingkat 2	7
Gambar 2.3	Korosi merata	10
Gambar 2.4	Korosi sumuran	10
Gambar 2.5	Korosi celah/ <i>crevice corrosion</i>	11
Gambar 2.6	Korosi galvanik	12
Gambar 2.7	Korosi retak tegang	12
Gambar 2.8	Korosi erosi	14
Gambar 2.9	<i>Cavitation corrosion</i>	17
Gambar 3.1	Diagram alir penelitian	24
Gambar 3.2	Alur kerja RBI	25
Gambar 3.3	Diagram alir pengisian buku kerja analisa semi-kuantitatif	26
Gambar 3.4	Matriks resiko analisa semi-kuantitatif	28
Gambar 3.5	Matriks interval waktu inspeksi berdasarkan tingkat resiko	30
Gambar 4.1	Matriks resiko analisa semi-kuantitatif	46
Gambar 4.2	Usulan inspeksi dan mitigasi berdasarkan tingkat resiko	50

DAFTAR TABEL

	Halaman	
Tabel 2.1	Kategori konsekuensi area	8
Tabel 2.2	Konversi <i>Technical Module Subfactor</i>	9
Tabel 3.1	Lima kategori keefektifan inspeksi	29
Tabel 3.2	Keefektifan metode inspeksi untuk berbagai jenis kerusakan	30
Tabel 4.1	Data operasional pipa-pipa	32
Tabel 4.2	Data inspeksi dan pemeliharaan pipa yang dilakukan	33
Tabel 4.3	Data kondisi proses dan lingkungan	34
Tabel 4.4	Data posisi pipa	34
Tabel 4.5	Laju kebocoran tiap-tiap pipa	37
Tabel 4.6	Jenis kebocoran tiap-tiap pipa	38
Tabel 4.7	Laju kebocoran terbaru berdasarkan jenis kebocoran	38
Tabel 4.8	Laju kebocoran terbaru berdasarkan sistem mitigasi	39
Tabel 4.9	Luas area konsekuensi dari kerusakan pipa	40
Tabel 4.10	Luas area konsekuensi potensial	41
Tabel 4.11	Luas baru area konsekuensi dari kerusakan pipa	41
Tabel 4.12	Luas baru area konsekuensi potensial	42
Tabel 4.13	Nilai resiko masing-masing pipa	43
Tabel 4.14	Nilai ar/t tiap-tiap pipa	44
Tabel 4.15	Nilai TMSF <i>thinning</i> tiap-tiap pipa	44
Tabel 4.16	Nilai TMSF <i>thinning</i> terkoreksi	45
Tabel 4.17	Nilai peluang terjadinya kegagalan	45
Tabel 4.18	Nilai resiko tiap-tiap pipa	46

DAFTAR PERSAMAAN

	Halaman
Persamaan 2.1 Nilai resiko	6
Persamaan 4.1 Konstanta kapasitas panas	36
Persamaan 4.2 Tekanan transisi	36
Persamaan 4.3 Laju kecepatan “Sonic”	36
Persamaan 4.4 <i>Continuous area of equipment damage</i>	40
Persamaan 4.5 <i>Continuous area of fatalities</i>	40
Persamaan 4.6 <i>Instantaneous area of equipment damage</i>	40
Persamaan 4.7 <i>Instantaneous area of fatalities</i>	40
Persamaan 4.8 Nilai ar/t	43

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Korosi terjadi terus-menerus—tanpa mengenal waktu—di segala aspek kehidupan manusia, sehingga istilah *corrosion never sleep* terdengar sangat masuk akal. Diperkirakan secara ekonomi, akibat korosi Amerika Serikat mengalami kerugian sebesar USD 8 juta bahkan hingga mencapai USD 126 juta per tahunnya. Penelitian akan dampak ekonomis yang ditimbulkan oleh korosi pernah dilakukan di AS secara komprehensif pada tahun 1976. Perhitungan yang dilakukan pada saat itu mencapai nilai USD 70 juta, sedangkan pada saat yang bersamaan kementerian perdagangan AS memprediksikan bahwa kerugian akibat korosi pada tahun 1982 akan mencapai nilai USD 126 juta^[1]. Di industri penghasil minyak dan gas sendiri menurut *Wall Street Journal* edisi 11 September 1982, kerugian yang diakibatkan oleh korosi mencapai nilai USD 2 juta^[2].

Berdasarkan kerugian besar di atas, maka proteksi material dari serangan korosi sangat gencar dilakukan. Alasan lain—dan masih memiliki hubungan dengan masalah biaya juga—kenapa proteksi terhadap korosi dilakukan diantaranya karena faktor kualitas. Karena disadari atau tidak, maka ada hubungan yang erat antara korosi dengan kualitas. Banyak definisi yang berkembang tentang apa kualitas itu sendiri, salah satu definisinya menyatakan kualitas termasuk di dalamnya adalah lamanya operasional alat berfungsi, atau kemampuan jangka panjang dari suatu alat dimana pastinya akan bergantung pada sifat-sifat dari sistem kelogaman alat tersebut dan juga lingkungannya. Atau dengan kata lain kemampuan operasionalnya bergantung pada korosi, dan oleh karena itu kualitasnya bergantung pada korosi. Semakin agresif lingkungannya, maka akan semakin pendek mampu operasional dari peralatan-peralatan logam yang ada. Pada kondisi ini pengendalian korosi dan pengawasannya menjadi sangatlah penting dan menjadi kunci dari lamanya operasional berlangsung sebagai akibat dari kualitas itu sendiri^[3].

Kemampuan atau lama operasional dari suatu alat yang ada juga mempunyai pengaruh pada masalah keamanan/*safety*. Ketika berbicara masalah keamanan, maka akan memiliki dampak yang lebih besar lagi. Bukan hanya dampak dalam hal ekonomi, tapi juga dampak pada manusia dan juga lingkungan yang ada disekitar alat tersebut. Hal tersebut nyata dalam publikasi terbaru Marsh di tahun 2010, Marsh, salah satu agen asuransi dan jasa penasihat resiko dan bagian dari Marsh & McLennan Companies (MMC), menyebutkan bahwa kecelakaan termahal dalam industri hidrokarbon sepanjang sejarah mengakibatkan kerugian sebesar USD 1,600,000,000 berdasarkan inflasi Desember 2009, dan tercatat juga bahwa 165 orang meninggal dalam kejadian tersebut^[4].

Dampak tidak langsung lainnya—yang bisa dibilang sangat besar secara ekonomis—yang mungkin terjadi sebagai akibat dari korosi adalah *shutdowns* seluruh *plant* yang ada, *loss of production*, *loss of efficiency*, kontaminasi ke lingkungan sekitar, dan *overdesign*.

Oleh karena itu pemerintah Indonesia melalui Peraturan Menteri yang berlaku terkhusus Peraturan Menteri 05/P/M/PERTAMB/1977 tentang Kewajiban Memiliki Sertifikasi Kelayakan Konstruksi Untuk *Platform* Minyak dan Gas Bumi di Daerah Lepas Pantai mengharuskan sertifikasi kelayakan terhadap peralatan/instalasi yang akan dipasang atau didirikan, peralatan/instalasi yang sedang dipasang atau didirikan, dan peralatan/instalasi yang telah dipasang atau didirikan.

Masa berlaku sertifikat di atas hanya 3 tahun saja. Jadi setelah lewat masa berlakunya, maka dilakukan inspeksi ulang untuk mendapatkan perpanjangan sertifikasi. Jadi bisa dikatakan, inspeksi yang berlaku di Indonesia masih berdasarkan time based inspection/inspeksi berdasarkan interval waktu.

Berdasarkan perkembangan yang ada di beberapa negara, maka inspeksi berdasarkan interval waktu masih tergolong berbahaya untuk dijadikan dasar sertifikasi maupun inspeksi. Perkembangan sekarang ini sertifikasi dan inspeksi didasarkan pada tingkat resikonya, karena tiap peralatan memiliki karakteristik masing-masing yang berpengaruh terhadap resiko bahaya yang dimiliki/dapat dihasilkan oleh tiap peralatan.

Jadi sangatlah penting bagi industri hidrokarbon untuk memperhatikan kualitas, keamanan, dan kelaikan dari setiap instrumen pendukung atau yang digunakan di dalamnya. Dan oleh karena itu metode inspeksi berdasarkan tingkat resiko/*Risk-Based Inspection* (RBI) ini menjadi sangatlah penting untuk diketahui dan diterapkan dalam industri hidrokarbon agar setiap peralatan yang digunakan dalam industri ini terkontrol semua kondisinya dan mampu diambil langkah-langkah yang perlu agar pengoperasionalannya berjalan dengan baik dan aman.

1.2 PERUMUSAN MASALAH

Risk-Based Inspection (RBI) adalah suatu bahasan yang bisa bersinggungan juga dengan pembahasan *risk assessment*, manajemen korosi, *asset integrity management*, *pipeline integrity management*, *facility integrity management*, dan banyak lainnya. Akan menjadi suatu pembahasan yang menarik jika bisa melihat hubungan RBI dengan beberapa tema pembahasan di atas, tapi pada penelitian ini fokus RBI akan diarahkan pada pipa 6", 8", 12", 16", dan 18" di anjungan lepas pantai milik PT. X.

1.3 RUANG LINGKUP PENELITIAN

Penelitian ini dibatasi selain hanya fokus pada pipa 6", 8", 12", 16", dan 18" di anjungan lepas pantai milik PT. X, juga hanya pada analisa RBI pada tingkatan analisa semi-kuantitatif.

1.4 TUJUAN PENELITIAN

Tujuan dari penelitian ini adalah memberikan penilaian tingkat resiko dari pipa 6", 8", 12", 16", dan 18" di anjungan lepas pantai milik PT. X dan juga usulan perencanaan inspeksi yang baik dilakukan, baik dari segi waktu maupun metodenya dan jika memang diperlukan, juga berupa usulan tindakan mitigasi yang harus dilakukan.

1.5 KEGUNAAN PENELITIAN

Metode RBI yang diusulkan melalui penelitian ini dapat diterapkan, dan berguna untuk merencanakan metode inspeksi yang tepat dan juga periode

inspeksinya dan berguna juga untuk menurunkan biaya kerugian akibat korosi, meningkatkan keamanan lingkungan kerja, dan kualitas alat dan juga proses produksi yang terjaga dan baik.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 *RISK-BASED INSPECTION (RBI)*

Sesuai dengan namanya, maka metode *Risk-Based Inspection (RBI)* adalah suatu metode yang menggunakan tingkat resiko sebagai dasar dalam memprioritaskan dan mengatur suatu aktifitas inspeksi. Keuntungan potensial dari metode RBI ini adalah dapat meningkatkan waktu operasi dan kerja dari suatu fasilitas proses dimana pada saat yang bersamaan terjadi peningkatan atau setidaknya perawatan pada level resiko yang sama^[5].

Ketika membahas tema RBI ini, maka ada 2 acuan dokumen yang digunakan, yaitu *API Recommended Practice 580 (API RP 580)* dan *API Base Resource Document 581 (API BRD 581)*. Perbedaan kedua dokumen tersebut adalah, API 580 bertujuan untuk pelatihan bagi yang ingin menjadi auditor RBI. Karena itu API 580 biasa disebut dokumen kerja atau juga dokumen pelatihan. Sedangkan dokumen API 581 adalah dokumen penelitian, dimana jika ingin melakukan *assesment* RBI terhadap suatu sistem/unit, maka dokumen API 581 ini menjadi acuannya.

Kalau boleh dijabarkan dalam beberapa poin, maka tujuan dari metode RBI ini adalah:

- a. Untuk melakukan pengklasifikasian terhadap area-area yang ada di *plant* yang tergolong dalam klasifikasi beresiko tinggi.
- b. Menentukan nilai resiko dari suatu peralatan dalam suatu fasilitas/*plant* berdasarkan metodologi yang konsisten.
- c. Pemrioritasan suatu peralatan berdasarkan nilai resiko yang terukur.
- d. Melakukan perencanaan dari suatu kegiatan inspeksi.
- e. Secara sistematis dapat menanggulangi resiko yang muncul jika kegagalan terjadi.

Lebih jauh lagi, metode RBI ini mendefinisikan resiko dari suatu peralatan sebagai kombinasi dari 2 hal, yaitu *Consequence of Failure* (CoF) dan *Likelihood/Probability of Failure* (PoF).

$$\text{Risk} = \text{CoF} \times \text{PoF} \quad (2.1)$$

Keterangan: CoF = *Consequence of Failure*

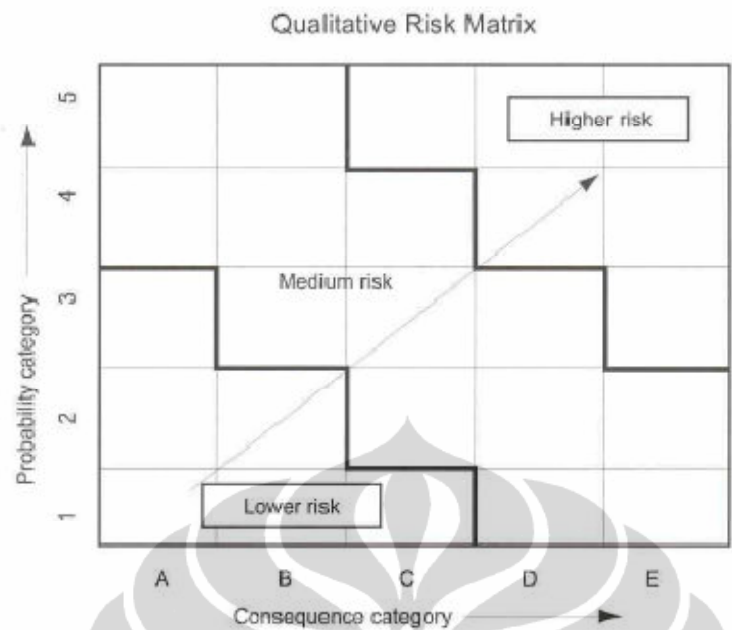
PoF = *Probability of Failure*

2.1.1 Jenis-jenis *assesment* di dalam RBI

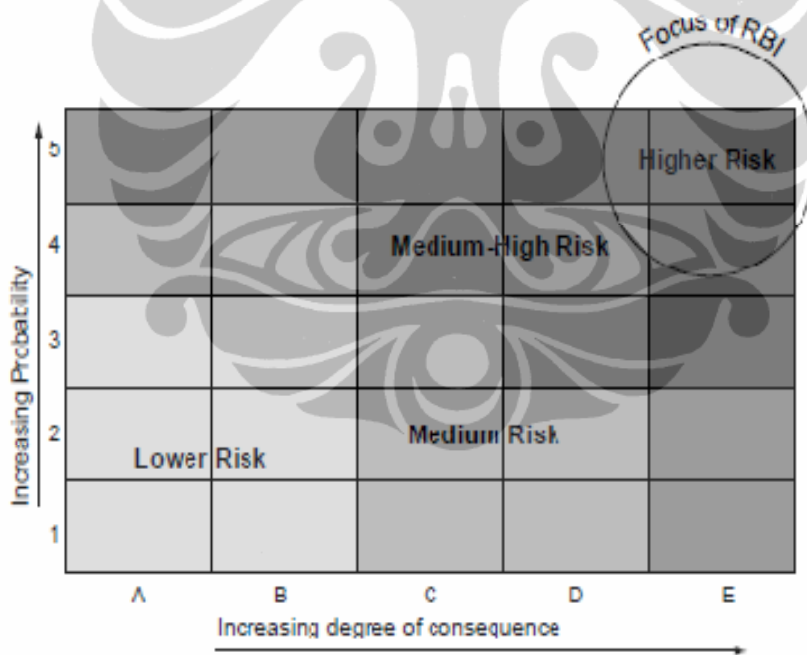
Dalam aplikasinya, RBI ini secara garis besar dapat diterjemahkan dalam skala kualitatif maupun kuantitatif. API dalam perkembangannya membagi metode RBI ini ke dalam 3 tingkatan dengan tujuan untuk memprioritaskan tingkat resiko yang berhubungan dengan unit-unit yang secara individual memiliki tekanan. Tingkat yang pertama dari RBI ini biasanya disebut dengan tingkat kualitatif. Tingkat kedua disebut dengan tingkat semi-kuantitatif, dan tingkat ketiga disebut dengan tingkat kuantitatif.

Pada tingkat 1 metode RBI ini, tingkat resiko yang ada coba dipetakan secara sederhana pada sebuah matriks 5x5. Tingkat 1 RBI ini sangatlah cepat dan mudah, tetapi hasil penilaian resiko dari tingkat 1 ini sangatlah konservatif. Analisa tingkat 1 ini dipandang sebagai titik awal dari pra-penyaringan nilai resiko, dan dipandang sebagai metode yang baik untuk mendemonstrasikan metodologi API RBI.

Analisa tingkat 2 RBI juga menggunakan matriks 5x5 untuk menampilkan hasil analisa resiko yang ada. Metode ini adalah metode pertengahan dari metode tingkat ke-3. Di tingkat ke-2 ini, pertanyaan-pertanyaan yang diajukan lebih banyak dari pertanyaan-pertanyaan di tingkat 1, sehingga memang membutuhkan waktu lebih lama untuk menyelesaikannya dibandingkan tingkat 1, tetapi hasil yang diperoleh lebih akurat dan penentuan resiko yang terlalu konservatif sebagai akibat dari metode yang lebih sederhana terhindari.



Gambar 2.1 Matriks derajat resiko analisa kualitatif.



Gambar 2.2 Matriks derajat resiko analisa semi-kuantitatif^{d6]}.

Untuk tingkat ke-3 analisa RBI yang dikenal dengan sebutan analisa kuantitatif, dihasilkan data yang lebih mendetil dan juga lebih akurat. Tingkat ke-3 ini memperhitungkan penilaian konsekuensi, penilaian kegagalan, dan penilaian suatu resiko dengan lebih spesifik lagi. Di tingkat ke-3 ini diharapkan dapat

menganalisa peralatan-peralatan yang termasuk kategori resiko tinggi yang teranalisa di tingkat ke-2.

2.1.2 Consequence of Failure (CoF)

Consequence of Failure (CoF) berisi tentang perhitungan nilai resiko dari suatu peralatan. Hasil perhitungan dari CoF/nilai resiko ini adalah luas area yang kemungkinan terkena dampak jika kebocoran terjadi pada peralatan yang dianalisa. Luas area yang terkena dampak ini adalah akumulasi dari beberapa luas area yang terkena dampak jika kebocoran terjadi dengan berbagai jenis ukuran kebocoran.

Selanjutnya akumulasi luas area yang terkena dampak ini diklasifikasikan dalam 5 peringkat sesuai dengan tabel B-3 yang ada di bagian *Appendix B* dokumen API 581.

Tabel 2.1 Kategori konsekuensi area^[7]

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

Untuk mendapatkan hasil luas area yang kemungkinan terkena dampak jika terjadi kebocoran pada peralatan maka tahap-tahap yang harus dilakukan adalah:

- Menghitung laju kebocoran yang terjadi, baik kebocoran dalam fasa *liquid* maupun dalam fasa gas.
- Menentukan jenis kebocorannya berdasarkan laju kebocorannya.
- Menentukan fasa fluida setelah mengalami kebocoran.
- Menghitung konsekuensi terjadinya kebakaran jika kebocoran terjadi. Konsekuensinya berupa luas area yang kemungkinan terbakar.

- e. Menghitung konsekuensi terjadinya keracunan jika kebocoran terjadi. Konsekuensinya berupa luas area yang kemungkinan terkena racun.

2.1.3 Likelihood/Probability of Failure (PoF)

Probability of Failure (PoF) berisi tentang perhitungan nilai peluang terjadinya kegagalan dari suatu peralatan. Peluang terjadinya kegagalan ini, pada analisa semi-kuantitatif, didasarkan pada 3 jenis kerusakan, yaitu kerusakan akibat *thinning*/korosi, kerusakan akibat HTHA (*High Temperature Hydrogen Attack*), dan kerusakan akibat *Stress Corrosion Cracking* (SCC).

Nilai kerusakan yang disumbangkan oleh tiap mekanisme kerusakan di atas kemudian diakumulasikan dan nilai akumulasi tersebut dikonversikan ke dalam 5 peringkat yang ada di Tabel B-5, *Appendix B* dokumen API 581.

Tabel 2.2 Konversi Technical Module Subfactor^[8]

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10 – 100
4	100 – 1,000
5	> 1,000

2.2 JENIS-JENIS KOROSI PIPA DI ANJUNGAN LEPAS PANTAI

Jenis-jenis korosi yang dapat menyerang pipa di anjungan lepas pantai adalah sebagai berikut:

2.1.1 Bentuk-bentuk korosi yang mungkin terjadi di bagian luar pipa

2.1.1.1 Korosi merata/*uniform corrosion*



Gambar 2.3 Korosi merata^[9].

Bentuk korosi dimana terjadi secara merata pada seluruh permukaan logam atau pada sebagian besar permukaan logam. Korosi merata dapat dengan mudah ditemukan, diukur dan diprediksi. Secara visual, korosi merata dapat ditemukan karena korosi merata akan memberikan warna yang berbeda dengan logam induknya. Umumnya warna produk korosi merata adalah merah kecoklat-coklatan. Korosi merata jarang mengakibatkan kerusakan/akibat yang fatal pada suatu area kerja/operasi, tetapi bukan berarti kita bisa meremehkan korosi merata ini, karena korosi merata bisa menjadi cikal bakal terjadinya korosi lain yang cukup membahayakan. Penanggulangan korosi merata umumnya dilakukan dengan metode proteksi katodik, *coating/painting*, atau memberlakukan ambang batas korosi (*corrosion allowance*) pada logam yang digunakan⁶.

2.1.1.2 Korosi sumuran/*pitting corrosion*



Gambar 2.4 Korosi sumuran^[10].

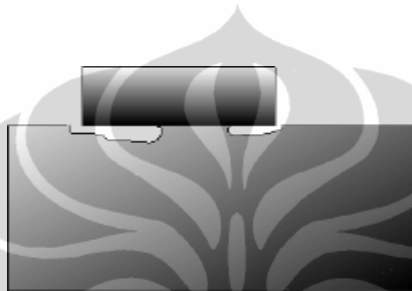
Bentuk korosi lokal dimana ditandai dengan adanya lubang-lubang/sumur-sumur kecil pada permukaan logam. Korosi sumuran sejauh ini diyakini lebih berbahaya dibandingkan dengan korosi merata karena lebih susah untuk dideteksi, diprediksi bahkan ditanggulangi. Jenis korosi sumuran sulit dideteksi karena biasanya produk korosi sumuran sering menutupi permukaan lubang sumurannya. Kegagalan seluruh sistem operasi bisa terjadi hanya karena adanya korosi sumuran berukuran kecil⁶.

Sumuran bisa terjadi karena:

- a. Kerusakan yang terlokalisasi pada lapisan pelindung, atau performa lapisan pelindung yang buruk.
- b. Kehadiran material lain (pengotor non-logam) pada struktur logam dari suatu komponen.

- c. Rusaknya lapisan pasif/pelindung yang bisa diakibatkan oleh kandungan klor yang tinggi seperti pada air laut, kerusakan mekanis, faktor kimiawi air yang bisa bersifat seperti asam, konsentrasi oksigen terlarut yang rendah yang dapat mengakibatkan lapisan oksida pelindung menjadi tidak stabil, atau bisa juga karena senyawa kimi yang terlokalisir pada bagian permukaan.

2.1.1.3 Korosi celah/*crevice corrosion*



Gambar 2.5 Korosi celah^[11].

Bentuk korosi lokal yang biasanya diidentikkan dengan adanya larutan yang diam/stagnan pada daerah tertentu. Larutan yang stagnan ini biasanya ditemukan pada *coating* yang tekelupas, sambungan jenis *lap*, material yang terinsulasi, sambungan mur, baut dan lain-lain.

Korosi jenis ini terjadi karena adanya perbedaan kandungan oksigen yang terlarut. Seperti kita ketahui bahwa difusi oksigen ke dalam celah sangatlah sulit, oleh karena itu terjadilah perbedaan sel aerasi antara permukaan luar dengan di dalam celah. Karena kandungan oksigen terlarut di dalam celah begitu rendah, maka sangatlah tidak mungkin terjadi reaksi katodik berupa reduksi oksigen, sehingga reaksi yang mungkin terjadi di dalam celah adalah reaksi anodik. Untuk mengimbangi reaksi anodik yang terjadi di dalam celah, maka terjadilah kondisi korosi mikro-lingkungan yang sangat kuat yang pada akhirnya mengakibatkan terjadinya korosi di dalam celah.

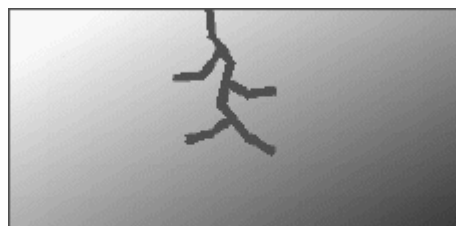
2.1.1.4 Korosi galvanik/galvanic corrosion



Gambar 2.6 Korosi galvanik^[12].

Bentuk korosi yang terjadi ketika 2 jenis logam yang berbeda bersentuhan langsung dalam suatu lingkungan elektrolit. Dengan kondisi tersebut maka terjadi perbedaan potensial antar logam-logam yang bersentuhan yang berarti terjadi perpindahan elektron antara 2 logam tersebut. Mengacu ke potensial korosi dari masing-masing logam, maka kita akan mengetahui tingkat kemuliaan suatu logam. Deret kemuliaan logam yang terkenal adalah deret galvanik. Dari deret atau dari potensial korosinya kita akan mengetahui logam mana yang akan terkorosi jika bersentuhan langsung dengan logam lainnya. Logam yang kurang mulia akan terkorosi lebih dahulu jika bersentuhan secara langsung dengan logam yang lebih mulia. Atau dengan kata lain, logam yang memiliki potensial korosi yang lebih negatif akan lebih mudah terkorosi dibandingkan dengan logam yang memiliki potensial korosi yang lebih positif⁶.

2.1.1.5 Korosi retak tegang/stress corrosion cracking



Gambar 2.7 Korosi retak tegang^[13].

Bentuk korosi dimana retak terjadi karena adanya kombinasi antara pengaruh tegangan tarik dengan lingkungan yang bersifat korosi. Akibat dari korosi retak tegang pada material adalah terjadinya retak kering atau terciptanya

gejala kelelahan material (*fatigue*). Tegangan tarik yang terjadi biasanya muncul dalam wujud tegangan sisa. Permasalahan yang terjadi biasanya cukup rumit. Secara umum akibat yang ditimbulkan akibat korosi ini bersifat bencana/*catastrophic*, walaupun tergolong jarang terjadi.

Deformasi dan pembentukan/*forming* dingin, pengelasan, perlakuan panas, permesinan, dan pengerindaan adalah hal-hal yang dapat mengakibatkan tegangan sisa, tetapi biasanya hal-hal tersebut sangat jarang diperhatikan dengan serius. Tegangan sisa yang timbul akibat pengelasan dapat mengakibatkan tercapainya kekuatan luluh. Terbentuknya produk korosi di lokasi yang terbatas sekalipun dapat mengakibatkan tegangan yang cukup signifikan, dan sepatutnya tidak diabaikan. Korosi retak tegang biasanya terjadi pada kombinasi antara tegangan-lingkungan-dan beberapa paduan khusus.

Biasanya, ketika suatu material terserang korosi retak tegang, maka permukaan lain yang nampaknya tidak terserang sebenarnya juga memiliki korosi retak tegang di dalamnya, tetapi dalam skala yang lebih kecil/halus sehingga sangat sulit ditemukan yang dampaknya kerusakan yang mungkin terjadi akan sangat sulit diperkirakan. Secara mikrostruktur akan terlihat dengan jelas jenis retak mikronya, baik berupa jenis *intergranular* atau *transgranular*. Secara makrostruktur, korosi retak tegang memiliki penampakan getas.

Cara yang paling efektif dalam mencegah terjadinya korosi retak tegang adalah dengan cara memilih material yang tepat; mengurangi tegangan-tegangan di dalam material; menghindari ”makhluk-makhluk” lingkungan yang berbahaya seperti hidoksida, klorida, dan oksigen; menghindari daerah-daerah yang menggenang dan bercelah di alat *heat exchanger* karena dapat menyebabkan konsentrat klorida dan hidoksida terbentuk. Baja paduan rendah lebih sulit terpengaruh korosi jenis ini dibandingkan baja paduan tinggi, tetapi baja paduan rendah bisa mudah terserang korosi retak tegang ketika berada di lingkungan air yang mengandung ion klorida.

Salah satu bentuk yang penting dari korosi retak tegang dan menjadi perhatian terutama dari industri nuklir adalah korosi retak tegang klorida. Korosi retak tegang klorida adalah salah satu bentuk korosi *intergranular* dan biasanya terjadi pada material baja tahan karat jenis austenitik yang mengalami tegangan

tarik dan pada saat yang bersamaan hadir oksigen, ion klorida, dan temperatur tinggi. Diperkirakan korosi dimulai ketika terbentuk endapan krom karbida di sepanjang batas butir sehingga akhirnya mulai mengakibatkan korosi. Korosi jenis ini dapat dikendalikan dengan cara menjaga kandungan oksigen dan ion klorida tetap rendah dan juga menggunakan baja karbon rendah.

Jenis lain korosi retak tegang adalah korosi retak tegang jenis *caustic*. Korosi retak tegang jenis *caustic* dapat menyerang material Inconel yang terkenal tahan korosi sehingga sering digunakan untuk aplikasi-aplikasi khusus yang membutuhkan spesifikasi material tinggi. Korosi jenis ini dapat dicegah dengan cara memanaskan material Inconel hingga temperatur 620°C - 705°C, tergantung dari temperatur larutan utama yang dialirkan.

2.1.2 Bentuk-bentuk korosi yang mungkin terjadi di bagian dalam pipa

2.1.2.1 Korosi erosi/*erosion corrosion*



Gambar 2.8 Korosi erosi^[14].

Bentuk korosi yang merupakan sebuah percepatan dalam laju serangan korosi yang terjadi pada logam sebagai akibat dari pergerakan relatif antara permukaan logam dengan fluida yang bersifat korosif. Pada permukaan dalam sebuah pipa, maka turbulensi yang meningkat sebagai akibat dari pengaruh adanya korosi sumuran pada permukaan dalam pipa dapat meningkatkan laju erosi dan berujung pada bocornya pipa tersebut.

Korosi erosi juga bisa diakibatkan oleh manusia, secara khusus sebagai akibat dari pekerjaan manusia. Contohnya adalah sisa pemotongan pipa yang tersisa di dalam pipa atau pengerjaan permukaan dalam pipa yang tidak terlalu

baik dapat mengakibatkan laju air yang semula tenang dapat berubah drastis karena pengaruh turbulensi lokal dan kecepatan laju alir.

Korosi erosi umumnya terjadi pada logam-logam yang halus seperti tembaga, aluminium, dan timah hitam. Fluida penyebab korosinya bisa berupa cairan, gas, satu fasa, atau bahkan multi fasa.

2.1.2.2 Korosi mikroba/*Microbial Induced Corrosion (MIC)*

Salah satu bentuk korosi yang biasa disebut juga dengan *Microbial Induced Corrosion (MIC)*. Sesuai dengan namanya, maka korosi jenis ini melibatkan mikroorganisme mikroba. Mikroba hidup luas di alam dan membentuk koloni-koloni. Biasanya korosi mikroba menyerang sistem pendingin, saluran penyalur air, tangki-tangki penyimpanan, sistem pengolahan air buangan, sistem filtrasi, pipa-pipa, membran *reverse osmosis*, dan jaringan penyalur air.

Ketika mikroorganisme terlibat, maka sebenarnya kondisinya menjadi cukup rumit dari korosi pada umumnya, karena di lingkungan abiotik, mikroorganisme tidak hanya melakukan modifikasi pada kimia lingkungan dekat permukaan logam saja melalui metabolisme mikroba, tetapi juga bisa mempengaruhi dengan proses-proses elektrokimia pada lingkungan antarmuka pada logam yang terkait.

Korosi anaerob pada logam besi pertama kali diketahui pada abad ke-19 dan banyak teori diberikan untuk menjelaskan mekanisme yang ada. Beberapa dekade kemudian banyak penelitian-penelitian yang dilakukan untuk menginvestigasi dan menjelaskan pengaruh yang kompleks dari mikroba-mikroba yang ada dalam menurunkan dan juga menaikkan serangan korosi baik yang ada di air maupun yang ada di daratan. Mekanisme korosi mikroba umumnya terjadi sebagai berikut:

1. Depolarisasi katodik, yaitu suatu tahapan dimana laju pelambatan reaksi katodik mengalami percepatan karena aksi dari mikroba-mikroba yang ada.
2. Tahap selanjutnya adalah pembentukan sel-sel yang menutupi permukaan logam. Dimana mikroba-mikroba yang ada membentuk koloni-koloni. Lapisan polimer yang lengket yang dihasilkan oleh koloni mikroba akan

menarik perhatian makhluk biologi dan non-biologi ke permukaan logam, sehingga menghasilkan celah-celah dan sel-sel konsentrat yang merupakan cikal bakal meningkatnya serangan korosi.

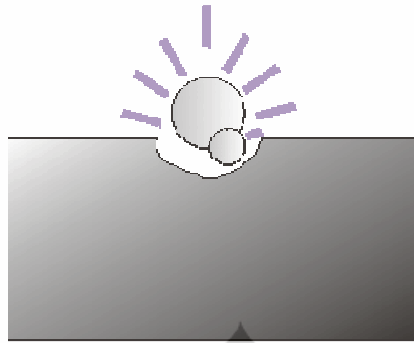
3. Tahapan selanjutnya adalah tahapan memperbaiki reaksi anodik, dimana koloni permukaan mikroba yang ada mengakibatkan pembentukan sumuran-sumuran pada lokasi dimana koloni mikroba berada sebagai akibat dari aktivitas mikroba.
4. Kemudian terjadi serangan asam pada daerah di bawah deposit koloni, dimana serangan korosi semakin meningkat karena adanya produk akhir yang bersifat asam dari metabolisme koloni mikroba yang ada.

Beberapa mikroorganisme berkembang dengan baik di kondisi aerob selain di lingkungan anaerob. Nutrisi yang terkandung dan juga kondisi pH juga bermain penting dalam menentukan tipe mikroorganisme yang tumbuh subur di lingkungan tanah tertentu.

Jenis-jenis mikroba yang biasanya terlibat dalam korosi mikroba antara lain:

1. Bakteri anaerob.
Bakteri yang sangat korosif sebagai bagian dari metabolisme mereka.
2. Bakteri aerob.
Bakteri yang menghasilkan asam yang sangat korosif.
3. Jamur.
Produk hasil metabolismenya sangat korosif karena bersifat asam. Selain dapat menyerang logam dan juga paduannya, jamur juga dapat menyerang kayu dan *organic coating*.
4. Slime.
Menghasilkan sel-sel konsentrat yang bersifat korosif pada permukaan-permukaan logam.

2.1.2.3 Cavitation corrosion



Gambar 2.9 Korosi *cavitation*^[15].

Bentuk korosi yang terjadi ketika tekanan operasional dari fluida yang dialirkan berada di bawah tekanan uapnya, sehingga akan menyebabkan munculnya kantung-kantung gas dan gelembung-gelembung gas, sehingga mengakibatkan kegagalan material yang biasanya muncul dalam bentuk ledakan atau bentuk kegagalan dramatis lainnya. Dalam kenyataannya, korosi jenis ini dapat menghasilkan uap panas pada pompa bagian penyedotan dalam hitungan menit.

Sangatlah tidak bisa diterima ketika fluida yang dialirkan menjadi air pada temperatur 20-35°C. Selain itu, kondisi ini dapat menghasilkan terperangkapnya udara sehingga berdampak pada penghalangan aliran lainnya yang akan datang yang bisa memberikan efek pendinginan, sehingga dampak lebih jauhnya adalah munculnya permasalahan lainnya. Biasanya, korosi *cavitation* ini terjadi di:

1. Pada pompa di daerah penyedotan, khususnya jika beroperasi di dekat daerah *net positive suction head required* (NPSHR).
2. Pada daerah pelepasan dari sebuah *valve* atau *regulator*, khususnya ketika beroperasi di sebuah posisi *near-closed*.
3. Pada daerah yang secara geometri terpengaruh oleh aliran yang ada seperti pada siku/*elbow* pipa dan juga pada daerah pelebaran.
4. Juga pada daerah proses dimana ledakan bisa terjadi secara tiba-tiba, sehingga mengakibatkan turunnya tekanan secara drastis.

Bentuk korosi ini biasanya juga menyerang daerah *volute*, *valve seats*, dan juga *impeller* dari sebuah pompa sentrifugal dengan air sangat murni sebagai

fluida yang dialirkannya. Bahkan bisa juga mengakibatkan munculnya korosi erosi seperti yang ditemukan pada bagian siku maupun *tee*. Korosi jenis ini dapat dicegah dengan cara mengurangi tekanan hidrodinamik secara bertahap dan juga dengan cara mencegah turunnya temperatur secara drastis hingga berada di bawah tekanan uap dari cairan dan juga udara yang ada di dalamnya. Penggunaan *resilient coating* dan proteksi katodik dapat juga dipertimbangkan sebagai tambahan metode kontrol terhadap jenis korosi ini.

2.3. MONITORING LAJU KOROSI

Ketika mengetahui bahwa korosi adalah penyebab utama kegagalan material termasuk di anjungan lepas pantai, maka perlu dilakukan pemantauan terhadap serangan korosi yang ada. Keuntungan yang diperoleh ketika menerapkan suatu sistem *monitoring* yang baik adalah^[16]:

1. Meningkatkan kemanan/keselamatan.
2. Mengurangi *downtime*.
3. Sebagai *early warning* sebelum kegagalan serius dan memakan biaya terjadi.
4. Mengurangi biaya pemeliharaan.
5. Mengurangi resiko polusi dan kontaminasi.
6. Menciptakan interval waktu yang lama antar waktu pemeliharaan.
7. Mengurangi biaya operasi.
8. Memperpanjang hidup/waktu operasi.

Jenis-jenis *monitoring* korosi yang biasanya digunakan di pipa-pipa anjungan lepas pantai adalah:

2.3.1 Kupon korosi

Kelebihan metode ini adalah pemakaiannya mudah, murah dan berbagai jenis korosi dapat dimonitor jika ter-*exposure* dengan baik pada permukaan kupon.

Kekurangan metode ini adalah erosi dan efek transfer panas tidak mudah tersimulasikan melalui kupon, selain itu membutuhkan waktu yang relatif lama untuk memperoleh data hilang berat yang terukur dan berarti. Perlu hati-hati

ketika memindahkan dan membersihkan kupon, karena dapat mempengaruhi kondisi aktual kupon. Jika terdapat retak pada kupon, maka akan sangat sulit mengetahui kapan retak awal terjadi dan penyebabnya.

2.3.1 *Electrical Resistance* (ER)

Kelebihan metode ini adalah hasil bacaannya sangat mudah dianalisa. *Probe* ER lebih sensitif dibandingkan dengan *probe* kupon dan memiliki beberapa pilihan sesuai aplikasi dan data laju korosinya bisa langsung diperoleh tanpa perlu melakukan perhitungan/konversi manual. Pengukuran berkurangnya ketebalan material akibat korosi dan erosi pun juga dapat dilakukan.

Kekurangan metode ini adalah *probe* ER lebih cocok untuk pengukuran korosi merata dibandingkan dengan korosi lokal. Sangat tidak cocok untuk menentukan pengukuran korosi secara *real-time* dikarenakan tidak terdeteksinya durasi singkat dari *transient*. Kerja *probe* tidak akan baik jika hadir produk korosi yang bersifat konduktif.

2.3.2 Polarisasi potensiodinamik

Kelebihan metode ini adalah dibandingkan dengan metode kupon, maka informasi kinetika dan gambaran dari semua sifat korosi material yang terjadi relatif sangat cepat diperoleh.

Kekurangan metode ini adalah biasanya terbatas digunakan untuk skala laboratorium saja dikarenakan membutuhkan keahlian yang khusus dalam menerjemahkan data yang dihasilkan. Pengukuran jenis ini secara umum hanya dapat diterapkan pada *probe* yang seluruhnya terendam dalam larutan yang bersifat konduktif. Tingkatan polarisasi yang diberikan dapat mengubah permukaan sensor secara terbalik dalam putaran anodik, terutama jika digunakan untuk menganalisa korosi sumuran.

2.3.3 *Acoustic Emission* (AE)

Keunggulan metode ini adalah dapat digunakan untuk menganalisa berbagai jenis material termasuk yang tidak memiliki sifat konduktivitas. Bahkan

dapat digunakan untuk menganalisa sebuah *vessel* tanpa harus mengeringkannya terlebih dahulu. Analisa juga dapat dilakukan pada area/struktur yang relatif besar.

Kelemahan metode ini adalah hanya dapat menganalisa cacat yang ada dan juga masih terus terjadi. Untuk cacat yang sudah terjadi dan tidak mengalami pertumbuhan, maka tidak dapat dianalisa. Metode ini memerlukan *operator* yang terlatih untuk menggunakannya dan juga untuk menerjemahkan data yang dihasilkan. Metode ini juga tidak memberikan data ukuran cacat secara kuantitatif.

2.3.4 Potensial korosi

Kelebihan metode ini adalah sangat sederhana, baik secara teknik pengukuran maupun peralatan yang dibutuhkan.

Kekurangan metode ini adalah tidak menyediakan segala macam indikasi dari laju korosi walaupun metode ini memberikan indikasi atas perubahan perilaku korosi terhadap waktu.

2.3.5 Analisa kimia

Keunggulan metode ini adalah secara biaya sangatlah efisien dan merupakan suatu sistem *monitoring* yang sangat efektif. Metode ini menyediakan informasi yang sangat berguna untuk mengukur korosi secara langsung dan juga untuk mengidentifikasi penyebab terjadinya korosi dan juga memberikan solusi.

Kekurangan metode ini adalah tidak menyediakan informasi laju korosi secara langsung. Untuk mendapatkan laju korosi maka diperlukan data kerusakan yang aktual dan juga data korosi lainnya. Metode ini jelas membutuhkan pengukuran skala laboratorium, oleh karena itu hasilnya tidak cepat diperoleh. Hal yang tidak akurat bisa diperoleh jika ada gangguan dari *species* kimia lain, dan juga kesalahan pada permukaan sensor *on-line* nya. Pengukuran kimia pada struktur yang padat tidak akan memberikan informasi tentang mikro lingkungannya.

2.4 JENIS-JENIS PERLINDUNGAN KOROSI

Beberapa jenis perlindungan korosi yang umum diterapkan pada pipa di anjungan lepas pantai adalah:

2.4.1 *Coating dan lining*

Salah satu metode perlindungan yang memberikan lapisan tipis pada permukaan material yang dilindungi. Kegunaan lapisan pelindung ini adalah untuk mencegah elektrolit bersentuhan dengan elektroda/material yang dilindungi, sehingga tidak terjadi reaksi antara anoda dengan katoda. Atau bisa dikatakan juga, *coating* berperan sebagai penghalang/*barrier* antara material yang dilindungi dengan lingkungan di sekitarnya sehingga sel korosi/elektrokimia tidak terbentuk.

Coating umumnya terbagi menjadi 3 jenis, yang pertama disebut dengan *metallic coating*. Sesuai dengan namanya, maka *metallic coating* berarti melindungi material dengan menggunakan suatu logam lain di permukaannya. Contoh yang paling umum untuk *coating* jenis ini adalah proses galvanisasi/*galvanizing*, yaitu proses perlindungan dimana suatu material, yang biasanya berupa baja, dilapisi dengan seng (Zn) pada permukaannya dengan cara dicelupkan/*hot dip* ataupun secara elektrokimia. Zn yang dipilih karena logam Zn lebih reaktif dari pada baja, sehingga jika korosi menyerang, maka Zn yang akan terlebih dahulu diserang yang berarti baja akan terlindungi. Contoh lain dari aplikasi *metallic coating* adalah proses anodisasi/*anodizing*. Proses ini menggunakan prinsip difusi dimana logam yang biasanya digunakan untuk melapisi adalah logam krom (Cr) dan aluminium (Al).

Jenis *coating* yang kedua adalah *coating* anorganik. *Coating* jenis ini contohnya adalah melapisi material yang ingin dilindungi dengan menggunakan semen (*concrete*).

Jenis yang terakhir adalah *coating* organik atau biasanya dalam bahasa yang lebih umum dikenal dengan sebutan *painting*, dimana material pelindungnya menggunakan senyawa polimer yang biasanya komponen penyusunnya terdiri dari *resin*, pigmen dan pelarut. Dalam pengaplikasiannya, metode *painting* dibuat dalam 3 lapis, yaitu lapisan primer, *intermediate* dan *top coat*, dimana tiap lapisnya memiliki fungsi-fungsi tertentu.

Lapisan primer adalah lapisan dasar yang memiliki beberapa fungsi dimana salah satu fungsinya adalah untuk memberikan adhesi permukaan yang baik. Lapisan primer umumnya berasal dari polimer karena memiliki sifat yang sulit ditembus oleh air dan oksigen. Pada lapisan ini biasanya ditambahkan

pigmen yang berfungsi untuk memberikan daya inhibisi dan juga partikel kecil seng (Zn) yang memberikan efek *sacrificial*.

Lapisan *intermediate* atau sering disebut juga dengan lapisan antara, berfungsi untuk memberikan ketahanan kimia dan memfasilitasi adhesi antara lapisan primer dengan lapisan *top coat*.

Lapisan *top coat* sesuai dengan namanya adalah lapisan yang paling atas dan berfungsi untuk memberikan ketahanan *coating* dari serangan cuaca dan zat kimia serta memberikan efek estetika berupa warna dan kilap. Fungsi lainnya adalah mencegah pertumbuhan jamur pada lapisan *coating* yang ada.

Tetapi walaupun berfungsi untuk melindungi material dari lingkungannya, dalam kondisi-kondisi tertentu patut disadari bahwa metode organik *coating* memiliki kelemahan juga, terutama dari serangan lingkungan di sekitarnya. Hal tersebut karena kembali ke sifat polimer yang adalah material dasar dari organik *coating* ini. Polimer dapat terdegradasi karena sinar ultra violet, panas zat kimia, radiasi dan juga mekanik. Oleh karena itu, maka pemeliharaan organik *coating* menjadi hal yang sangat penting.

Coating juga biasanya digunakan bersamaan dengan penerapan proteksi katodik dengan tujuan mengurangi rapat arus proteksi yang dibutuhkan untuk melindungi pipa atau struktur, namun tak bisa dipungkiri dapat terdegradasi juga sebagai akibat dari *over voltage* atau mekanik.

2.4.2 Seleksi material dan pengembangan desain.

Seleksi material dan desain yang tepat kini menjadi salah satu cara dalam menanggulangi serangan korosi. Pemilihan material yang memiliki spesifikasi yang lebih baik dan juga tahan terhadap serangan korosi kini menjadi tuntutan. Untuk seleksi material maka bisa merujuk ke diagram material Ashby dan juga dengan memperhatikan *corrosion allowance* dari sistem/lingkungan yang ingin diproteksi.

Untuk desain, maka diusahakan untuk menghindari desain yang memungkinkan diamnya/tertampungnya kotoran/air/uap air yang dapat menjadi cikal bakal serangan korosi. Selain itu juga hindari desain yang menyebabkan

terjadinya turbulensi yang dapat mengakibatkan terjadinya korosi erosi dan secara tidak langsung juga akan membantu tumbuhnya koloni mikroba.

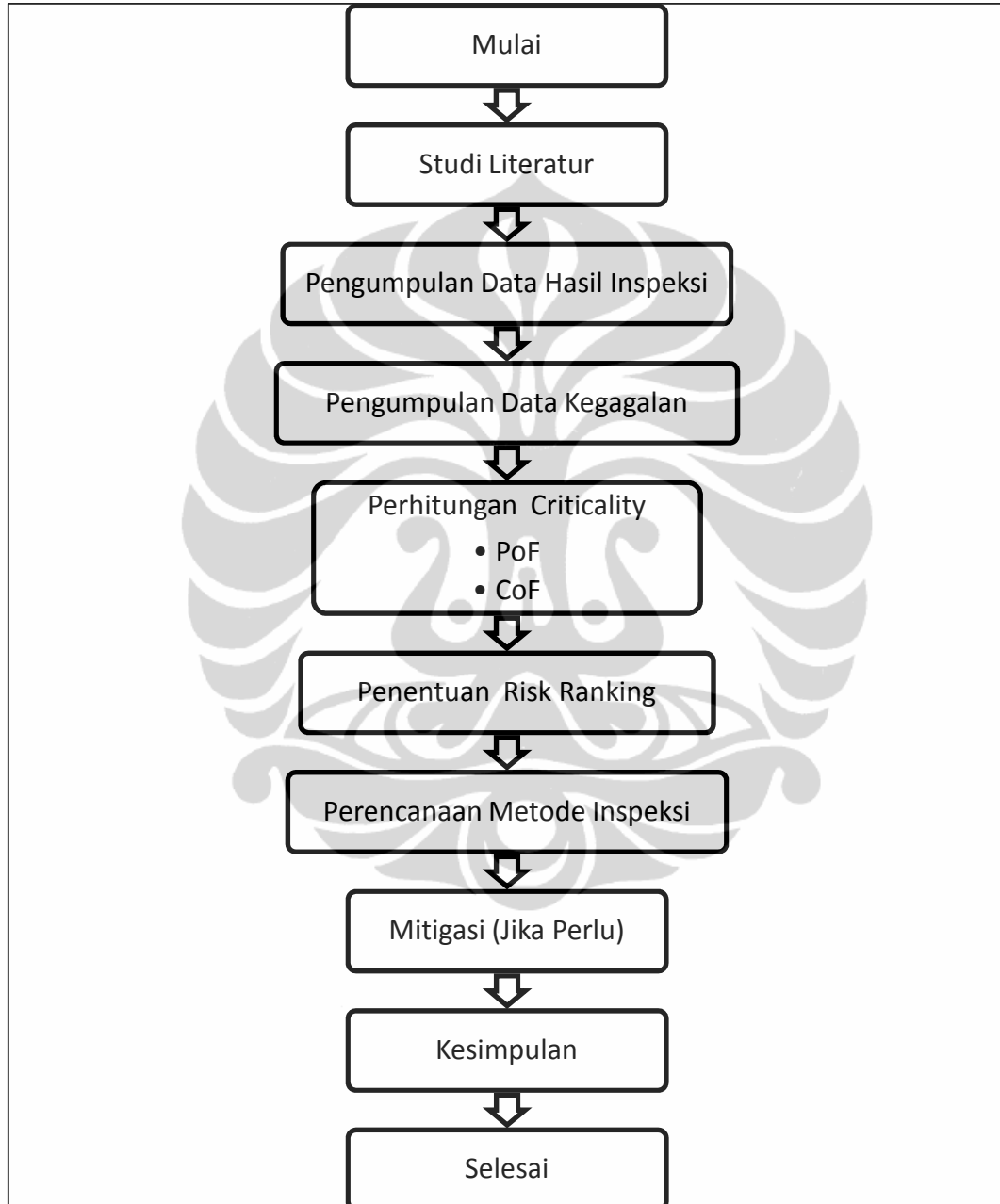
Untuk jalur pipa, maka biasanya dihindari jalur pipa yang memiliki percabangan yang banyak yang dapat mengakibatkan korosi mikroba.



BAB 3

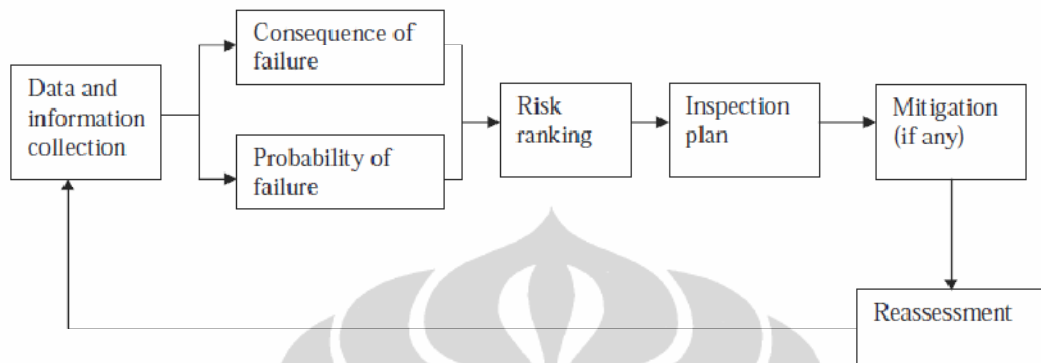
METODOLOGI PENELITIAN

3.1 DIAGRAM ALIR PENELITIAN



Gambar 3.1 Diagram alir penelitian.

Diagram alir penelitian di atas secara prinsip mengacu kepada diagram alir general yang biasa dilakukan dalam melakukan analisa resiko seperti yang ada di bawah ini.



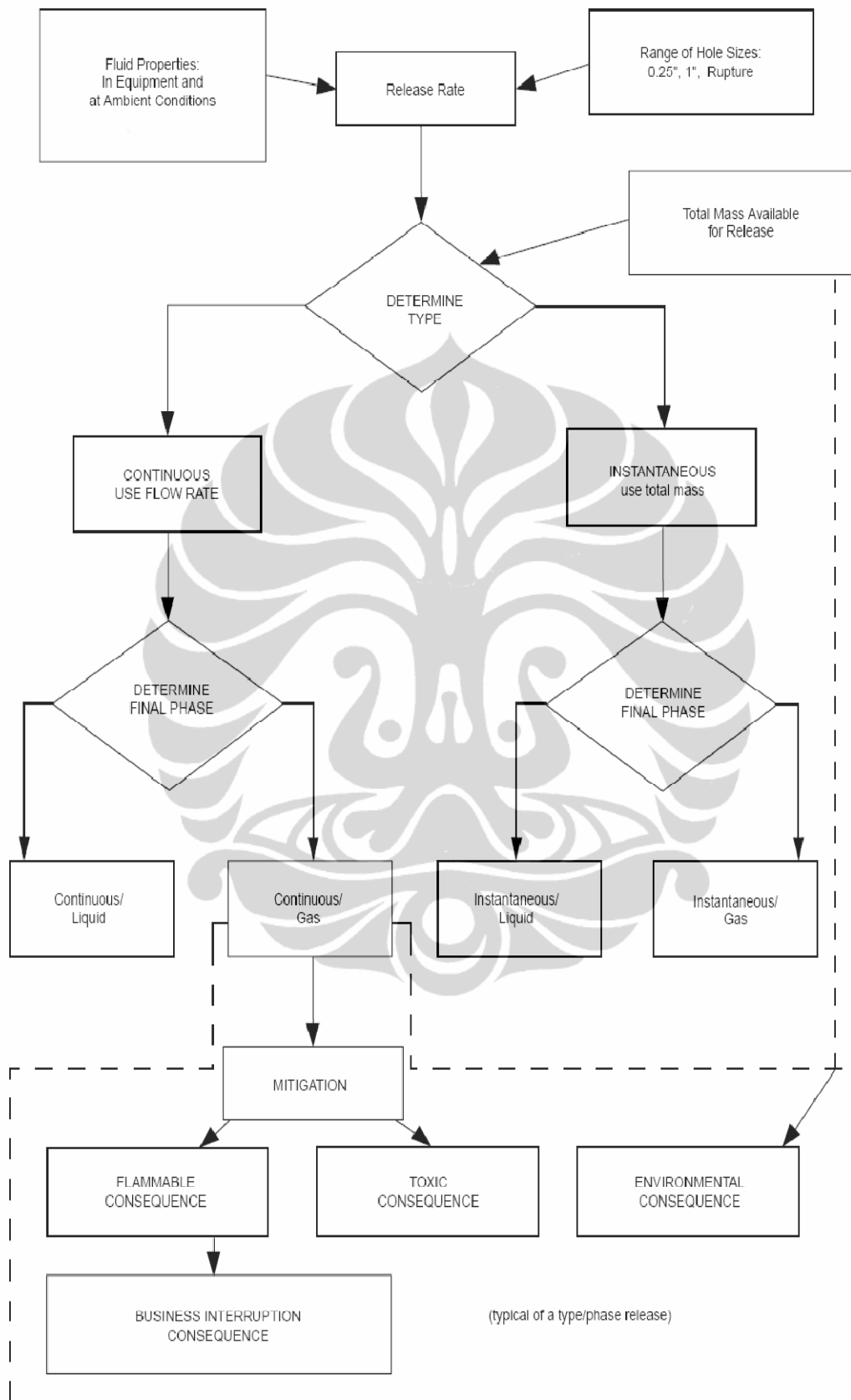
Gambar 3.2 Alur kerja RBI.

Untuk analisa kualitatif, semi-kuantitatif, dan kuantitatif juga memberlakukan alur kerja seperti di atas. Yang membedakan ketiga analisa di atas adalah pada tahap perhitungan nilai *Consequence of Failure* (CoF) dan *Probability of Failure* (PoF) nya.

Workbook atau buku kerja yang digunakan untuk masing-masing analisa berbeda. Kerumitan tertinggi adalah pengisian buku kerja analisa kuantitatif, sedangkan yang termudah adalah pengisian buku kerja analisa kualitatif.

Buku kerja analisa kualitatif ada di *Appendix* bagian A dokumen API 581. Buku kerja analisa semi-kuantitatif ada di *Appendix* bagian B dokumen API 581. Dan buku kerja analisa kuantitatif ada di *Appendix* bagian C dokumen API 581.

Alur kerja yang lebih detil lagi dalam pengisian buku kerja analisa semi-kuantitatif adalah sebagai berikut:



Gambar 3.3 Diagram alir pengisian buku kerja analisa semi-kuantitatif^[17].

3.2 PENGUMPULAN DATA HASIL INSPEKSI

Dari diagram alir pengisian buku kerja analisa semi-kuantitatif di atas dan juga dari buku kerja analisa semi-kuantitatif, maka data yang dibutuhkan untuk melakukan analisa adalah:

Data pipa:

- Tebal awal pipa.
- Tebal aktual pipa ketika dianalisa.
- Diameter pipa.
- Umur pakai pipa.

Data inspeksi dan pemeliharaan yang dilakukan:

- Laju korosi pipa.
- Kondisi proteksi yang dilakukan.
- Sistem deteksi anjungan ketika terjadi kebocoran.
- Sistem isolasi anjungan ketika terjadi kebocoran
- Jenis mekanisme kerusakan pipa yang terjadi.
- Kuantitas inspeksi.
- Kualitas inspeksi
- Laporan hasil inspeksi.
- Laporan kebocoran dan investigasinya jika pernah terjadi.

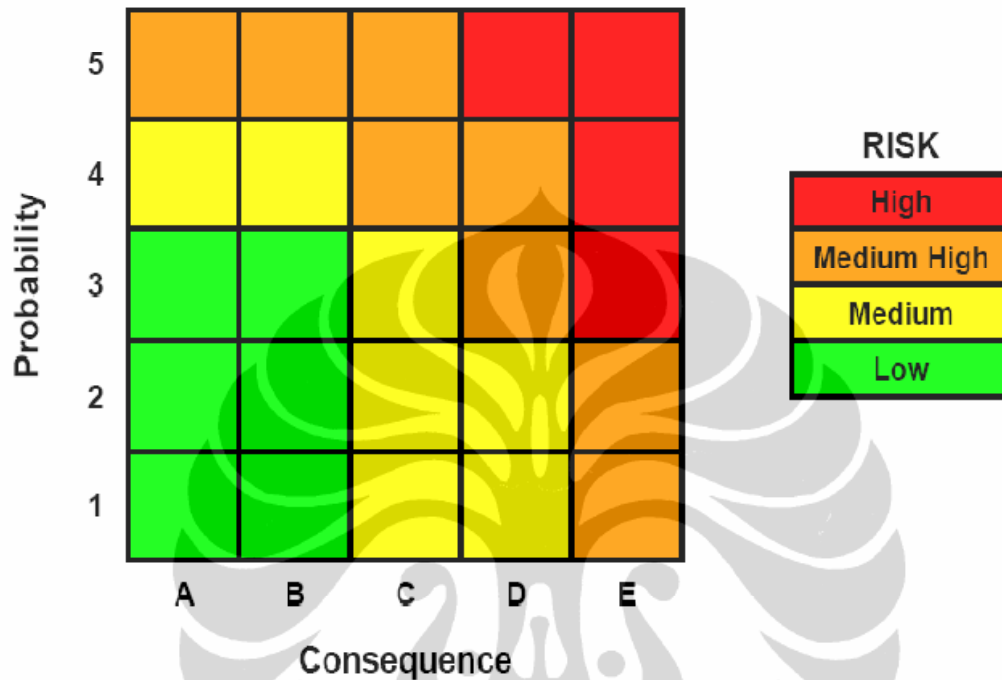
Data kondisi lingkungan:

- Mengetahui *Process Flow Diagram* (PFD) nya
- Jenis fluida yang mengalir di pipa.
- Karakteristik fluida yang mengalir di pipa.
- Tekanan operasi.
- Temperatur operasi.

3.3. KALKULASI RESIKO

Penjelasan perhitungan nilai resiko dari masing-masing pipa berdasarkan buku kerja analisa semi-kuantitatif secara mendetil ada di bab IV di bagian pembahasan.

Ketika nilai resiko dari masing-masing pipa sudah didapatkan, maka kemudian pipa-pipa tersebut dikategorikan dalam posisi-posisi penilaian yang ada di matriks 5x5 analisa semi-kuantitatif.



Gambar 3.4 Matriks resiko analisa semi-kuantitatif.

Dari posisi-posisi pipa di matriks analisa semi-kuantitatif, maka kita dapat mengetahui status resiko dari masing-masing pipa. Dan ketika kita mengetahui status resiko dari masing-masing pipa, maka kita dapat mengetahui perlakuan apa yang dapat kita berikan terhadap pipa-pipa tersebut.

Jika nilai PoF rendah dan CoF rendah, maka tingkat resiko yang diperoleh adalah rendah/*low*, maka pada peralatan dengan tingkat resiko seperti itu akan tepat jika diterapkan *corrective maintenance*.

Jika nilai PoF tinggi dan CoF rendah, maka tingkat resiko yang diperoleh adalah menengah/*medium*, maka pada peralatan dengan tingkat resiko seperti itu akan tepat jika diterapkan *corrective maintenance*.

Jika nilai PoF rendah dan CoF tinggi maka tingkat resiko yang diperoleh adalah menengah-tinggi/*medium-high*, maka pada peralatan dengan tingkat resiko seperti itu akan tepat jika diterapkan *preventive maintenance*.

Jika nilai PoF tinggi dan CoF tinggi, maka tingkat resiko yang diperoleh adalah *tinggi/high*, maka pada peralatan dengan tingkat resiko seperti itu akan tepat jika diterapkan *detailed analysis* untuk menentukan rencana inspeksi atau aksi mitigasi yang dirasa perlu.

Secara normal, analisa RBI dilakukan dimulai dari tingkat 1 (kualitatif), baru dilanjutkan ke analisa tingkat 2 (semi-kuantitatif), dimana analisa tingkat 2 hanya dilakukan pada peralatan-peralatan/sistem yang tergolong beresiko tinggi pada analisa tingkat 1. Sehingga melalui analisa tingkat 2 didapatkan analisa dan pemetaan tingkat resiko yang lebih detil dari pada analisa resiko di tingkat 1.

3.5 PERENCANAAN INSPEKSI

Posisi-posisi pipa yang ada di matriks resiko analisa semi-kuantitatif juga dapat memberikan informasi untuk aktivitas selanjutnya, yaitu perencanaan inspeksi terhadap pipa-pipa tersebut.

Perencanaan inspeksi terhadap pipa-pipa tersebut dapat meliputi jenis inspeksinya, kuantitas inspeksinya, dan interval antar inspeksi yang akan dilakukan.

Tabel 3.1 Lima kategori keefektifan inspeksi^[18]

Qualitative Inspection Effectiveness Category	General Corrosion Examples
<p>Highly Effective</p> <p>Inspection methods correctly identify the anticipated in-service damage in nearly every case. (90%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by complete internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Usually Effective</p> <p>The inspection methods will correctly identify the actual damage state most of the time. (70%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by partial internal visual examination coupled with ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Fairly Effective</p> <p>The inspection methods will correctly identify the true damage state about half of the time. (50%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by external spot ultrasonic thickness measurements.</p>
<p>Poorly Effective</p> <p>The inspection methods will provide little information to correctly identify the true damage state. (40%).</p>	<p>Assessment of general corrosion by hammer testing, telltale holes.</p>
<p>Ineffective</p> <p>The inspection method will provide no or almost no information that will correctly identify the true damage state. (33%).</p>	<p>Assessment of general internal corrosion by external visual examination.</p>

Tabel 3.2 Keefektifan metode inspeksi untuk berbagai jenis kerusakan^[19]

Inspection Technique	Thinning	Surface Connected Cracking	Subsurface Cracking	Microfissuring/ Microvoid Formation	Metallurgical Changes	Dimensional Changes	Blistering
Visual Examination	1-3	2-3	X	X	X	1-3	1-3
Ultrasonic Straight Beam	1-3	3-X	3-X	2-3	X	X	1-2
Ultrasonic Shear Wave	X	1-2	1-2	2-3	X	X	X
Fluorescent Magnetic Particle	X	1-2	3-X	X	X	X	X
Dye Penetrant	X	1-3	X	X	X	X	X
Acoustic Emission	X	1-3	1-3	3-X	X	X	3-X
Eddy Current	1-2	1-2	1-2	3-X	X	X	X
Flux Leakage	1-2	X	X	X	X	X	X
Radiography	1-3	3-X	3-X	X	X	1-2	X
Dimensional Measurements	1-3	X	X	X	X	1-2	X
Metallography	X	2-3	2-3	2-3	1-2	X	X

1 = Highly effective 2 = Moderately effective 3 = Possibly effective X = Not normally used

Dari bagian 9 dokumen API 581, maka kita mendapatkan informasi inspeksi yang dapat dilakukan setelah mengetahui posisi resiko dari masing-masing pipa, baik itu jenis inspeksinya maupun kuantitas inspeksinya. Untuk interval waktu antar inspeksinya, maka dapat mengacu ke standar interval inspeksi DNV.



Gambar 3.5 Matriks interval waktu inspeksi berdasarkan tingkat resiko.

Kemudian rencana inspeksi ditinjau ulang untuk mengetahui apakah semua moda kegagalan sudah teridentifikasi dan sesuai harapan, dan apakah ada moda kegagalan yang tidak dapat diidentifikasi melalui metode inspeksi yang ada. Semua rencana inspeksi harus dilakukan oleh personal yang berkompentensi dan hasilnya terdata dengan baik.



BAB IV

DATA & PEMBAHASAN

4.1 PERALATAN YANG DIEVALUASI

Data korosi dari sebuah perusahaan minyak dan gas tergolong ke dalam data yang rahasia. Oleh karena itu PT. X tidak dapat memberikan seluruh bahkan sebagian alur proses dari data korosi mereka. PT. X hanya memberikan data korosi dari 8 peralatan berupa pipa 6", 8", 12", 16" dan 18" yang ada di sebuah anjungan lepas pantai milik mereka. Karena PT. X memberikan data yang terbatas, maka analisa tingkat 1 atau analisa secara kualitatif tidak perlu dilakukan, analisa bisa dilakukan langsung ke tingkat 2/analisa semi-kuantitatif. Data-data yang diperoleh untuk ke-8 peralatan di atas adalah:

Tabel 4.1 Data pipa-pipa

No.	Jenis pipa	Tebal awal pipa (mm)	Diameter pipa (inchi)	Umur pakai pipa (tahun)
1	6"-RG-201-A1	9,2710	6	5
2	8"-RG-212-A1	8,1790	8	5
3	12"-PG-154-B1	10,3124	12	5
4	16"-PG-151-B1	12,7000	16	5
5	16"-PG-152-B1	12,7000	16	5
6	16"-PG-153-B1	12,7000	16	5
7	16"-VG-101-B1	12,7000	16	5
8	18"-VG-102-A1	9,5250	18	5

Tabel 4.2 Data inspeksi dan pemeliharaan pipa yang dilakukan

No.	Jenis pipa	Laju korosi (mm/year)	Sistem deteksi	Sistem isolasi	Mekanisme kerusakan yang terjadi	Kuantitas inspeksi	Kualitas inspeksi
1	6"-RG-201-A1	436	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
2	8"-RG-212-A1	341,6	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
3	12"-PG-154-B1	379,1	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
4	16"-PG-151-B1	335,7	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
5	16"-PG-152-B1	453,7	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
6	16"-PG-153-B1	739,6	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
7	16"-VG-101-B1	253,8	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective
8	18"-VG-102-A1	359,6	B	B	Thinning/Corrosion	3	Usually effective

Tabel 4.3 Data kondisi proses dan lingkungan

No.	Jenis pipa	Jenis fluida	Tekanan operasi	Temperatur operasi
1	6"-RG-201-A1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	65 °C
2	8"-RG-212-A1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	65 °C
3	12"-PG-154-B1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	65 °C
4	16"-PG-151-B1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	93 °C
5	16"-PG-152-B1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	93 °C
6	16"-PG-153-B1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	65 °C
7	16"-VG-101-B1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	65 °C
8	18"-VG-102-A1	Gas (C1-C2)	1034 KPa	65 °C

Tabel 4.4 Data posisi pipa

No.	Jenis pipa	Posisi pipa
1	6"-RG-201-A1	<i>Relief Gas from Separators Through Relief Gas Header To KO Drum</i>
2	8"-RG-212-A1	<i>Relief Gas From HPVS Through Gas Header To Flare</i>
3	12"-PG-154-B1	<i>By pass lines from HP Vapour Cooler to Gas Inlet of HPVS</i>
4	16"-PG-151-B1	<i>Produce gas from HP Separator to HPVC & HPVS</i>
5	16"-PG-152-B1	<i>Test separator gas off</i>
6	16"-PG-153-B1	<i>From HPVS gas in</i>
7	16"-VG-101-B1	<i>Vent gas from HPVS to KO drum (flare)</i>
8	18"-VG-102-A1	<i>From VX-130X Inlet Pipes</i>

4.2 PENGISIAN BUKU KERJA APPENDIX B DOKUMEN API 581

4.2.1 Perhitungan Konsekuensi Kegagalan

4.2.1.1 Bagian A: menghitung laju kebocoran

Pada bagian A ini, tema besar analisa yang dilakukan adalah menghitung laju kebocoran jika terjadi kebocoran pada pipa gas. Tahapan di dalam form bagian A ini secara berurutan adalah:

1. Perhitungan laju kebocoran jika diumpamakan terjadi, dalam hal ini laju material yang berupa gas,
2. Penentuan jenis kebocoran yang terjadi di tiap asumsi jenis ukuran kebocoran yang terjadi,
3. Penentuan fasa akhir dari material yang dibawa peralatan setelah mengalami kebocoran,
4. Penentuan jumlah massa yang mengalami kebocoran.

Untuk perhitungan laju kebocoran, maka berdasarkan tabel 7-2 dokumen API 581 yang dapat dilihat di lampiran 1, data fluida/gas C1-C2 adalah:

Berat molekul	: 23
<i>Ambient state</i>	: Gas
<i>Liquid density</i>	: 5,639 lb/ft ³
Titik didih normal	: 193 °F
Cp Gas Constant A	: 12,3
Cp Gas Constant B	: 0,115
Cp Gas Constant C	: -2,87 x 10 ⁻⁵
Cp Gas Constant D	: -1,3 x 10 ⁻⁹
Temperatur <i>auto ignition</i>	: 1.036 °F

Berdasarkan posisi tiap-tiap pipa yang ada di Tabel 4.4 dan jika merujuk ke Tabel B-2 dari *appendix B* dokumen API 581, maka penilaian kategori penyimpanan dari 8 pipa yang dianalisa masuk dalam kategori “C”, yaitu jika kebocoran terjadi maka selain pipa itu sendiri akan ada 1 hingga 10 peralatan lainnya yang mengalami pengurangan isi gas. Dan berdasarkan kategori tersebut, jika melihat Tabel B-1 dari *appendix B* dokumen API 581, maka kemampuan menyimpan dari ke-8 pipa tersebut diasumsikan sebesar 50.000 lbs.

Dengan data peringkat deteksi dan isolasi dari seluruh sistem dimana pipa berada yang mengacu ke Tabel 7-6 di bagian 7 dokumen API 581, maka seperti tertulis di Tabel 4.2 seluruh pipa mendapatkan penilain “B”. Berdasarkan penilaian “B” ini, maka jika mengacu ke Tabel 7-7 di bagian 7 dokumen API 581 asumsi durasi kebocoran dapat dinilai, yaitu 40 menit untuk kebocoran dengan

diameter ¼ inci, 30 menit untuk kebocoran 1 inci, dan 20 menit untuk kebocoran 4 inci.

Dengan tambahan data-data yang didapatkan di atas dan juga rumus yang ada sebagai berikut:

$$K = \frac{C_p}{C_v} = \frac{C_p}{C_p - R} \quad (4.1)$$

Keterangan: K = Konstanta kapasitas panas
 C_p = kapasitas panas gas ideal pada tekanan konstan (Btu/-lb mol ⁰F).
 C_v = kapasitas panas gas ideal pada volume konstan (Btu/lb mol ⁰F).
 R = konstanta gas ideal (1,987 BTU/lb-mol ⁰F)

$$P_{trans} = P_a \left(\frac{K + 1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (4.2)$$

Keterangan: P_{trans} = tekanan transisi (psia)
 P_a = tekanan atmosfer
 K = C_p/C_v
 C_p = kapasitas panas gas ideal pada tekanan konstan (Btu/-lb mol ⁰F)
 C_v = kapasitas panas gas ideal pada volume konstan (Btu/lb mol ⁰F)

maka didapatkan bahwa nilai tekanan operasi gas (149,969 psia.) masih lebih besar dari pada tekanan transisi (26,199 psia.), sehingga perhitungan laju kecepatan kebocoran menggunakan persamaan “Sonic” di bawah ini:

$$W_g(sonic) = C_d A P \sqrt{\left(\frac{KM}{RT} \right) \frac{g_c}{144} \left(\frac{2}{K + 1} \right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (4.3)$$

Keterangan: W_g (sonic) = laju gas *discharge*, laju *sonic* (lbs/sec)
 C_d = koefisien discharge (untuk gas $C_d = 0,85$ sampai 1)
 A = luas permukaan (in.²)
 P = tekanan *upstream* (psia)
 M = berat molekular (lb/lb-mol)
 R = konstanta gas (10,73 ft³-psia/lb-mol⁰R)
 T = temperatur *upstream* (⁰R)
 g_c = faktor konversi dari lb_f ke lb_m (32,2 lb_m-ft/lb_f-sec²)

Dengan persamaan di atas, maka didapatkan nilai laju kecepatan kebocoran (lb./sec.) untuk masing-masing pipa dengan asumsi ukuran kebocoran yang ada sebagai berikut.

Tabel 4.5 Laju kebocoran tiap-tiap pipa

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	1,089	4,356	69,699	627,29
2	8"-RG-212-A1	1,089	4,356	69,699	1.115,1
3	12"-PG-154-B1	1,089	4,356	69,699	2509,16
4	16"-PG-151-B1	0,942	3,766	60,25	963,997
5	16"-PG-152-B1	0,942	3,766	60,25	963,997
6	16"-PG-153-B1	1,089	4,356	69,699	1.115,18
7	16"-VG-101-B1	1,089	4,356	69,699	1.115,18
8	18"-VG-102-A1	1,089	4,356	69,699	5.645,6

Langkah selanjutnya setelah mendapatkan laju kebocoran yang mungkin terjadi dengan asumsi besar kebocoran yang ada adalah menentukan jenis kebocoran dari masing-masing asumsi besar kebocoran yang ada. Penentuan jenis kebocoran ini adalah dengan menghitung berapa jumlah gas yang ditumpahkan dari masing-masing asumsi lubang kebocoran dalam waktu 3 menit. Jika jumlah gas yang dikeluarkan dalam waktu 3 menit lebih besar dari 10.000 lbs., maka kebocorannya termasuk jenis yang cepat atau masuk kategori “Instantaneous”, tetapi jika jumlah kebocoran gas yang terjadi dalam waktu 3 menit kurang dari

10.000 lbs., maka kebocorannya termasuk jenis yang lambat atau masuk kategori “Continuous”. Jenis kebocoran masing-masing pipa adalah sebagai berikut.

Tabel 4.6 Jenis kebocoran tiap-tiap pipa

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	<i>Rupture</i>
1	6"-RG-201-A1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
2	8"-RG-212-A1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
3	12"-PG-154-B1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
4	16"-PG-151-B1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
5	16"-PG-152-B1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
6	16"-PG-153-B1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
7	16"-VG-101-B1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.
8	18"-VG-102-A1	Cont.	Cont.	Inst.	Inst.

Dan analisa terakhir yang dilakukan pada form A ini adalah menentukan fasa fluida setelah terjadi kebocoran. Dan fasa gas yang mengalami kebocoran pada semua pipa akan tetap dalam bentuk fasa gas setelah mengalami kebocoran, tidak ada perubahan.

4.2.1.2 Bagian C: perhitungan konsekuensi kebakaran dan keracunan

Pada bagian ini melakukan analisa mengenai perhitungan terhadap luas area yang mungkin terkena kebakaran/*flammable* dan atau juga keracunan unsur HF dan H₂S sebagai konsekuensi yang mungkin terjadi jika ada kebocoran gas. Tetapi sebelum menghitung luas area yang mungkin terkena dampak jika terjadi kebocoran gas, maka ada perubahan terhadap laju kebocoran masing-masing lubang pada tiap pipa berdasarkan jenis kebocoran yang sudah ditentukan di Tabel 4.6 di atas. Perubahannya adalah dengan mengasumsikan laju kebocoran pada jenis kebocoran “Instantaneous” sama besarnya dengan jumlah asumsi gas yang termuat, yaitu sebesar 50.000 lbs./min. Sehingga laju kebocoran terbaru yang mungkin terjadi pada masing-masing asumsi lubang kebocoran adalah sebagai berikut.

Tabel 4.7 Laju kebocoran terbaru berdasarkan jenis kebocoran

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	1,089	4,356	50.000	50.000
2	8"-RG-212-A1	1,089	4,356	50.000	50.000
3	12"-PG-154-B1	1,089	4,356	50.000	50.000
4	16"-PG-151-B1	0,942	3,766	50.000	50.000
5	16"-PG-152-B1	0,942	3,766	50.000	50.000
6	16"-PG-153-B1	1,089	4,356	50.000	50.000
7	16"-VG-101-B1	1,089	4,356	50.000	50.000
8	18"-VG-102-A1	1,089	4,356	50.000	50.000

Dari laju kebocoran terbaru di atas, maka kembali dilakukan perubahan terhadap laju kebocoran berdasarkan sistem mitigasi yang dimiliki oleh PT. X yang dapat dirujuk pada Tabel 7-16 yang ada di bagian 7 dokumen API 581. Dengan memiliki sistem deteksi dan isolasi yang bernilai masing-masing “B”, maka PT. X mengalami reduksi konsekuensi sebesar 15%. Sehingga laju kebocoran terbaru dari masing-masing asumsi lubang kebocoran adalah sebagai berikut.

Tabel 4.8 Laju kebocoran terbaru berdasarkan sistem mitigasi

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	0,926	3,703	42.500	42.500
2	8"-RG-212-A1	0,926	3,703	42.500	42.500
3	12"-PG-154-B1	0,926	3,703	42.500	42.500
4	16"-PG-151-B1	0,801	3,201	42.500	42.500
5	16"-PG-152-B1	0,801	3,201	42.500	42.500
6	16"-PG-153-B1	0,926	3,703	42.500	42.500
7	16"-VG-101-B1	0,926	3,703	42.500	42.500
8	18"-VG-102-A1	0,926	3,703	42.500	42.500

Dengan data laju kebocoran terbaru yang ada di Tabel 4.8 di atas, maka kemudian dapat ditentukan besaran luas area yang dapat terkena konsekuensi dari

peralatan itu sendiri maupun dari gas yang ada di dalam pipa jika terjadi kebocoran. Perhitungan luas area konsekuensi ini mengacu ke Tabel 7-8 dan 7-9 saja karena temperatur operasi gas tidak berada pada 80 °F di atas temperature *auto ignition* nya. Sehingga untuk jenis kebocoran “Continuous” persamaan perhitungan luas area yang digunakan adalah:

$$\text{Area of equipment damage (ft}^2\text{)} = 43 x^{0,98} \quad (4.4)$$

$$\text{Area of fatalities (ft}^2\text{)} = 110 x^{0,96} \quad (4.5)$$

sedangkan untuk jenis kebocoran “Instantaneous” persamaan perhitungan luas area yang digunakan adalah:

$$\text{Area of equipment damage (ft}^2\text{)} = 41 x^{0,67} \quad (4.6)$$

$$\text{Area of fatalities (ft}^2\text{)} = 79 x^{0,67} \quad (4.7)$$

sehingga luas area konsekuensi yang terkena akibat kerusakan pipa adalah sebagai berikut.

Tabel 4.9 Luas area konsekuensi dari kerusakan pipa

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
2	8"-RG-212-A1	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
3	12"-PG-154-B1	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
4	16"-PG-151-B1	34,596	134,477	51.737,381	51.737,381
5	16"-PG-152-B1	34,596	134,477	51.737,381	51.737,381
6	16"-PG-153-B1	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
7	16"-VG-101-B1	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
8	18"-VG-102-A1	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381

Sedangkan untuk luas area potensial (ft²) yang mungkin terkena konsekuensi adalah sebagai berikut.

Tabel 4.10 Luas area potensial konsekuensi

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
2	8"-RG-212-A1	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
3	12"-PG-154-B1	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
4	16"-PG-151-B1	66,672	252,074	99.689,100	99.689,100
5	16"-PG-152-B1	66,672	252,074	99.689,100	99.689,100
6	16"-PG-153-B1	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
7	16"-VG-101-B1	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
8	18"-VG-102-A1	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100

Luas area konsekuensi di atas, baik karena yang diakibatkan oleh pipa nya saja maupun luas area potensialnya selanjutnya mengalami pengurangan luas area berdasarkan sistem mitigasi yang dimiliki oleh PT. X. Dengan memiliki “*fire water monitors only*”, maka sesuai dengan Tabel 7-16 di bagian 7 dokumen API 581, maka luas area konsekuensi mengalami pengurangan luas 5%, sehingga luas area terbaru yang terkena dampak karena kerusakan pipa dan luas area potensial kerusakan adalah sebagai berikut.

Tabel 4.11 Luas baru area konsekuensi dari kerusakan pipa

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	37,885	147,34	49150,511	49150,511
2	8"-RG-212-A1	37,885	147,34	49150,511	49150,511
3	12"-PG-154-B1	37,885	147,34	49150,511	49150,511
4	16"-PG-151-B1	32,866	127,75	49150,511	49150,511
5	16"-PG-152-B1	32,866	127,75	49150,511	49150,511
6	16"-PG-153-B1	37,885	147,34	49150,511	49150,511
7	16"-VG-101-B1	37,885	147,34	49150,511	49150,511
8	18"-VG-102-A1	37,885	147,34	49150,511	49150,511

Tabel 4.12 Luas baru area potensial konsekuensi

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture
1	6"-RG-201-A1	97,065	367,221	94704,645	94704,645
2	8"-RG-212-A1	97,065	367,221	94704,645	94704,645
3	12"-PG-154-B1	97,065	367,221	94704,645	94704,645
4	16"-PG-151-B1	63,338	239,470	94704,645	94704,645
5	16"-PG-152-B1	63,338	239,470	94704,645	94704,645
6	16"-PG-153-B1	97,065	367,221	94704,645	94704,645
7	16"-VG-101-B1	97,065	367,221	94704,645	94704,645
8	18"-VG-102-A1	97,065	367,221	94704,645	94704,645

Untuk perhitungan area konsekuensi yang mungkin terkena dampak keracunan jika terjadi kebocoran pipa gas, maka secara umum, semua diasumsikan bernilai "0". Hal tersebut dikarenakan kandungan HF dan H₂S dalam gas PT. X sangat rendah dan HF selalu diasumsikan dalam bentuk *liquid* fasa awalnya, bukan dalam bentuk gas^[20].

4.2.1.3 Bagian D: perhitungan nilai resiko

Dengan data yang di dapat di Tabel 4.11 dan Tabel 4.12, maka data-data tersebut dapat digunakan untuk mengisi bagian D, yaitu bagian penghitungan nilai resiko dari pipa-pipa yang di analisa. Nilai resiko ini didapatkan dari konversi penjumlahan luas dampak area dari masing-masing asumsi lubang kebocoran yang diperoleh. Konversi total area yang terkena dampak ini mengacu ke Tabel B-3 dari *appendix* B dokumen API 581.

Luas dampak area dari masing-masing asumsi lubang kebocoran diperoleh dari pengalihan nilai-nilai yang ada di Tabel 4.11 atau 4.12 (dalam tesis ini tabel yang digunakan adalah Tabel 4.12) dengan nilai fraksi kontribusi dari tiap asumsi lubang kebocoran. Nilai fraksi kontribusi tiap asumsi lubang kebocoran mengacu pada jenis peralatan yang dianalisa berdasarkan Tabel 8-1 dari bagian 8 dokumen API 581. Sehingga akhirnya nilai resiko yang didapat untuk masing-masing pipa dapat dilihat di Tabel 4.13.

Tabel 4.13 Nilai resiko masing-masing pipa

No.	Jenis pipa	¼ inci	1 inci	4 inci	Rupture	Jumlah	Konversi
1	6"-RG-201-A1	43,679	165,249	0	8.618,123	8827,051	D
2	8"-RG-212-A1	41,641	157,538	10.796,330	2.746,435	13.741,943	E
3	12"-PG-154-B1	21,548	244,569	6.250,507	4.167,004	10.683,629	E
4	16"-PG-151-B1	8,551	64,657	2.557,025	2.557,025	5.187,258	D
5	16"-PG-152-B1	8,551	64,657	2.557,025	2.557,025	5.187,258	D
6	16"-PG-153-B1	13,104	99,150	2.557,025	2.557,025	5.226,304	D
7	16"-VG-101-B1	13,104	99,150	2.557,025	2.557,025	5.226,304	D
8	18"-VG-102-A1	19,413	244,569	6.250,507	6.250,507	12.764,995	E

4.2.2 ANALISA PELUANG TERJADINYA KEGAGALAN

Pada tahap ini data yang digunakan untuk dianalisa terdapat di Tabel 4.2. Yang pertama ditentukan adalah mekanisme kerusakan apa yang dialami oleh pipa-pipa. Berdasarkan pengamatan yang dilakukan oleh PT. X, maka mekanisme kerusakan yang terjadi pada pipa-pipa yang dianalisa adalah hanya mekanisme kerusakan akibat serangan korosi/*thinning*. Untuk kerusakan akibat korosi retak tegang/*Stress Corrosion Cracking* (SCC) ataupun karena korosi temperatur tinggi (*High Temperature Hydrogen Attack* (HTHA)) dianggap tidak terjadi.

Setelah menentukan mekanisme kerusakan yang terjadi, maka perhitungan peluang terjadinya kegagalan difokuskan pada satu *Technical Module Subfactor* (TMSF) saja yaitu peristiwa *thinning* tersebut. Untuk mengetahui nilai TMSF dari Tabel G-7 di *appendix G* dokumen API 581 maka perlu diketahui dahulu nilai ar/t nya. Nilai ar/t ini diperoleh melalui rumus berikut ini.

$$\frac{\text{equipment service (years)} \times \text{corrosion rate (inch/years)}}{\text{original thickness (inch)}} \quad (4.8)$$

Sehingga akhirnya untuk masing-masing pipa, nilai ar/t nya adalah sebagai berikut.

Tabel 4.14 Nilai ar/t tiap-tiap pipa

No.	Jenis pipa	Nilai ar/t
1	6"-RG-201-A1	0,23
2	8"-RG-212-A1	0,2
3	12"-PG-154-B1	0,18
4	16"-PG-151-B1	0,13
5	16"-PG-152-B1	0,13
6	16"-PG-153-B1	0,29
7	16"-VG-101-B1	0,01
8	18"-VG-102-A1	0,18

Dengan data nilai ar/t dari tiap-tiap pipa dan juga jumlah inspeksi yang dilakukan beserta kategori penilaian kualitas program inspeksi yang dilakukan oleh PT. X, maka dapat diperoleh nilai TMSF tiap-tiap pipa dari Tabel G-7 di *appendix G* dokumen API 581. Nilai TMSF masing-masing pipa adalah.

Tabel 4.15 Nilai TMSF *thinning* tiap-tiap pipa

No.	Jenis pipa	Nilai TMSF <i>thinning</i>
1	6"-RG-201-A1	5
2	8"-RG-212-A1	5
3	12"-PG-154-B1	3
4	16"-PG-151-B1	1
5	16"-PG-152-B1	3
6	16"-PG-153-B1	9
7	16"-VG-101-B1	1
8	18"-VG-102-A1	3

Dengan nilai TMSF yang sudah diperoleh, maka dengan menggunakan nilai koreksi *overdesign* yang ada di Tabel G-8 *appendix G* dokumen API 581 dan juga nilai koreksi *highly reliable damage rate data* yang ada di Tabel 8-3 bagian 8 dokumen API 581, maka nilai TMSF terkoreksi tiap-tiap pipa yang diperoleh adalah sebagai berikut.

Tabel 4.16 Nilai TMSF *thinning* terkoreksi

No.	Jenis pipa	Nilai TMSF <i>thinning</i>
1	6"-RG-201-A1	4
2	8"-RG-212-A1	4
3	12"-PG-154-B1	2,4
4	16"-PG-151-B1	0,8
5	16"-PG-152-B1	2,4
6	16"-PG-153-B1	7,2
7	16"-VG-101-B1	0,8
8	18"-VG-102-A1	2,4

Untuk mendapatkan nilai peluang terjadinya kegagalan, maka tiap-tiap nilai TMSF dari masing-masing kerusakan yang terjadi dijumlahkan dan kemudian dikonversikan berdasarkan Tabel B-5 *appendix B* dokumen API 581. Nilai TMSF untuk kerusakan yang tidak terjadi, yaitu SCC dan HTHA, diasumsikan bernilai 1. Sehingga nilai peluang terjadinya kegagalan dari tiap-tiap pipa dapat dilihat di Tabel 4.17.

Tabel 4.17 Nilai peluang terjadinya kegagalan

No.	Jenis pipa	TMSF <i>thinning</i>	TMSF SCC	TMSF HTHA	TMSF Total	Nilai peluang
1	6"-RG-201-A1	4	1	1	6	2
2	8"-RG-212-A1	4	1	1	6	2
3	12"-PG-154-B1	2,4	1	1	4,4	2
4	16"-PG-151-B1	0,8	1	1	2,8	2
5	16"-PG-152-B1	2,4	1	1	4,4	2
6	16"-PG-153-B1	7,2	1	1	9,2	2
7	16"-VG-101-B1	0,8	1	1	2,8	2
8	18"-VG-102-A1	2,4	1	1	4,4	2

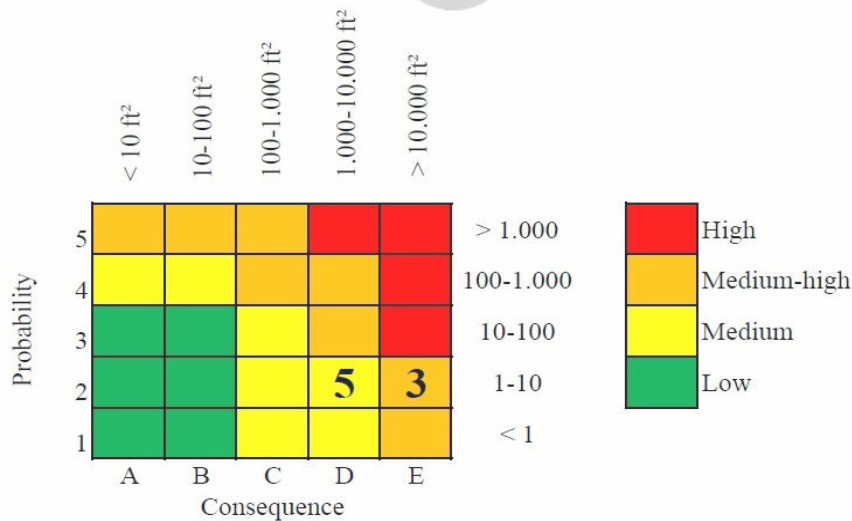
4.3. PERINGKAT RESIKO PERALATAN-PERALATAN

Dari analisa yang dilakukan untuk menentukan nilai konsekuensi akibat kegagalan peralatan dan juga nilai dari peluang terjadinya kegagalan, maka kemudian dapat ditentukan peringkat resiko dari tiap-tiap peralatan yang ada. Perhitungan detail dari tiap-tiap peralatan dapat dilihat di lampiran di bagian akhir tesis ini. Dari perhitungan tersebut, maka penilaian terhadap tiap-tiap peralatan yang dianalisa adalah:

Tabel 4.18 Nilai resiko tiap-tiap pipa

No.	Equipment	Nilai CoF	Nilai PoF	Nilai resiko
1	6"-RG-201-A1	8827,051	6	2D
2	8"-RG-212-A1	13.741,943	6	2E
3	12"-PG-154-B1	10.683,629	4,4	2E
4	16"-PG-151-B1	5.187,258	2,8	2D
5	16"-PG-152-B1	5.187,258	4,4	2D
6	16"-PG-153-B1	5.226,304	9,2	2D
7	16"-VG-101-B1	5.226,304	2,8	2D
8	18"-VG-102-A1	12.764,995	4,4	2E

Jika disusun ke dalam matriks 5x5 analisa semi-kuantitatif, maka posisi peralatan-peralatan tersebut menjadi:



Gambar 4.1 Matriks resiko analisa semi-kuantitatif

Dari matriks di atas dapat dilihat bahwa 5 pipa berada pada peringkat resiko yang *medium* dan 3 pipa berada pada peringkat resiko *medium high*, sehingga akhirnya respon inspeksi/*maintenance* yang perlu dilakukan adalah bersifat *corrective maintenance* untuk 5 pipa yang berstatus *medium*, dan *preventive maintenance* untuk 3 pipa yang berstatus *medium-high*.

Hal yang mengakibatkan 5 pipa tersebut berada dalam posisi yang *medium* dalam matriks di atas adalah karena 5 pipa tersebut memiliki peringkat sistem deteksi dan isolasi yang tergolong baik, yaitu dinilai B, sehingga jika terjadi kegagalan/kebocoran pada pipa, maka bisa dideteksi dan diisolasi lebih cepat. Sedangkan 3 pipa berstatus *medium-high* walau peringkat sistem deteksi dan isolasinya masuk dalam kategori B juga karena kedua pipa tersebut memiliki nilai resiko yang lebih besar dari 10.000. Tingginya nilai resiko dari ketiga pipa tersebut dikarenakan skenario perhitungan resiko yang lebih tinggi dibandingkan pipa-pipa lainnya. Dan hal tersebut terjadi karena pengaruh nilai *generic failure frequency* dari Tabel 8.1 bagian 8 dokumen API 581 yang digunakan sebagai dasar asumsi.

Nilai asumsi fraksi kontribusi kebocoran jika terjadi kebocoran pada pipa 8"-RG-212-A1 sebesar 4 *inch* memiliki nilai yang lebih besar dari pada pipa-pipa lainnya, yaitu sebesar 0,114. Sehingga dengan nilai tersebut, maka prediksi luas area yang terkena resiko kebocoran menjadi besar juga, yaitu sekitar 10.796,330 ft². Dan nilai tersebut sudah tergolong besar untuk asumsi 1 ukuran kebocoran saja, karena pada akhirnya akan diakumulasikan dengan dampak resiko dari 3 asumsi ukuran kebocoran lainnya.

Untuk pipa 12"-PG-154-B1, luas area yang potensial terkena dampak kebocoran untuk asumsi kebocoran 4 *inch* dan *rupture* (12 *inch*) juga sudah memberikan nilai luas area yang potensial terkena dampak lebih di atas 10.000 ft², yaitu sebesar 10.417,511 ft². Asumsi kebocoran 4 *inch* yang memiliki nilai fraksi kontribusi kebocoran sebesar 0,066 memberikan luas area yang terkena dampak sebesar 6.250,507 ft², sedangkan asumsi kebocoran *rupture* (12 *inch*) yang memiliki nilai fraksi kontribusi kebocoran sebesar 0,044 memberikan luas area yang terkena dampak sebesar 4.167,004 ft².

Sedangkan untuk pipa 18"-VG-102-A1, dengan nilai asumsi fraksi kontribusi kebocoran yang sama jika terjadi kebocoran sebesar 4 *inch* dan *rupture* (18 *inch*), yaitu 0,066, memberikan nilai yang sama besar untuk prediksi luas area yang terkena resiko kebocoran, yaitu masing-masing bernilai 6.250,507, dan nilai tersebut sudah memberikan kontribusi yang besar dalam nilai CoF.

Hal-hal lain yang memberikan kontribusi nilai CoF yang rendah pada 5 pipa berstatus 2D adalah karena sistem deteksi dan isolasinya tergolong baik, sehingga berpengaruh juga terhadap penilaian sistem mitigasinya. Dengan penilaian sistem mitigasi yang baik maka berpengaruh terhadap reduksi luas kerusakan area di sekitar pipa jika terjadi kebocoran pipa. Pipa-pipa tersebut mengalami reduksi penilaian sebesar 5% untuk luas area yang mengalami dampak jika terjadi kebocoran pipa.

Untuk tingkat keracunan/*toxicity* pun diasumsikan 0, karena kandungan HF dan H₂S tergolong rendah sehingga bisa diasumsikan bernilai 0.

Peringkat resiko yang *medium* pun diperoleh karena memiliki sistem inspeksi yang baik terhadap *injection/mix point* dari sistem pipa yang ada, sehingga tidak mengalami pengalihan faktor bernilai 3. Selain itu sirkuit di anjungan lepas pantai PT. X ini pun tidak menganut sistem *deadleg*, sehingga tidak mengalami pengalihan faktor bernilai 3 juga.

Untuk pipa 16"-PG-153-B1 memiliki tingkat korosi yang lebih tinggi dibandingkan dengan pipa lainnya, yaitu sekitar 739,6 $\mu\text{m}/\text{year}$, karena itu patut segera dicari cara mengurangi laju korosinya. Karena jikalau tidak, maka di kemudian hari posisinya yang semula di 2D bisa berubah ke posisi 2E atau 3D atau bahkan parahnya 3E di dalam matriks nilai resiko, yang berarti statusnya berubah menjadi *medium-high* atau *high*, dimana dalam posisi ini peralatan akan menerima perlakuan perawatan *preventive maintenance* atau *detailed analysis*.

Di dalam pengamatan, pipa-pipa yang ada sebaiknya dapat dikategorikan dalam posisi 2B, karena peringkat resikonya tergolong rendah. Hal tersebut dapat dicapai jika sistem deteksi dan juga isolasinya dapat dinaikkan peringkatnya ke peringkat A. Hal ini berarti mengubah sistem deteksi dan isolasi yang ada sekarang ke bentuk yang lebih otomatis. Pasti akan membutuhkan biaya lebih,

tapi bisa dikompensasikan dari biaya inspeksi yang diprediksi akan menurun jika menggunakan sistem RBI.

4.4. ANALISA PERENCANAAN INSPEKSI

Inspeksi bertujuan untuk menurunkan kemungkinan terjadinya suatu resiko dimana bermanfaat untuk mengendalikan resiko dan meminimalkan biaya yang dikeluarkan karena konsekuensi resiko yang mungkin terjadi kedepannya. Agar inspeksi efektif dan efisien maka inspeksi sebaiknya disusun berdasarkan tingkat resiko peralatan yang ada.

Berdasarkan peringkat resiko yang ditentukan dan juga hasil perhitungan sisa masa pakai suatu peralatan maka dapat disusun suatu perencanaan inspeksi. Frekuensi suatu inspeksi dilakukan maksimal paling lama tidak boleh melebihi setengah masa sisa pakai dari alat tersebut. Hal ini dikarenakan bila suatu peralatan telah mencapai setengah masa sisa pakainya maka alat tersebut telah membutuhkan perhatian lebih intensif dan analisa lebih jauh untuk memutuskan apakah peralatan tersebut masih dapat digunakan dalam sistem operasi atau tidak.

Jika mengacu ke tabel 9-9 bagian 9 dokumen API 581 maka metode inspeksi yang efektif adalah dengan mengacu ke pemeriksaan secara visual dan ditambah juga analisa dengan menggunakan alat ultrasonik untuk mengukur ketebalan pipa.

Untuk lebih detilnya, maka jika mengacu ke tabel 9-7 bagian 9 dokumen API 581, maka metode inspeksi yang tergolong efektif dengan kondisi pipa yang ada adalah dengan pemeriksaan visual, *ultrasonic straight beam*, *eddy current*, *flux leakage*, *radiography*, dan pengukuran dimensi.

Setelah menentukan metode inspeksinya, maka kemudian menentukan interval inspeksi dilakukan. Jika mengacu ke *DNV Qualitative Interval* yang ada di bawah, maka dengan posisi pipa-pipa ada di 2D, maka pemeriksaan dapat dilakukan dalam 7 tahun kemudian. Sedangkan untuk pipa yang berada di posisi 2E dapat dilakukan inspeksi kembali dalam 5 tahun kedepan.

Qualitative Inspection Planning:
Years Until Next Inspection by Risk

LIKELIHOOD CATEGORY	5	6	4	3	1	1
	4	8	6	4	3	2
	3	9	9	7	5	2
	2	10	10	8	7	5
	1	12	12	11	11	11
		A	B	C	D	E
		CONSEQUENCE CATEGORY				

Gambar 4.2 Usulan inspeksi dan mitigasi berdasarkan tingkat resiko

Tetapi penggunaan matriks interval DNV di atas masih perlu dicermati kembali, atau masih perlu pertimbangan-pertimbangan yang lain. Misal pertimbangan tebal awal pipa, laju korosi pipa, *corrosion allowance*-nya, dll, sehingga dari data ketebalan awal pipa, laju korosi, *corrosion allowance*, *remaining life* pipa, dan tingkat resiko dari peralatan-peralatan yang ada, maka dapat dibuat sebuah jadual pemeriksaan yang efektif dan efisien.

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 KESIMPULAN

1. Berdasarkan analisa RBI terhadap 8 pipa yang dianalisa maka 5 pipa berada pada posisi 2D dan 3 pipa berada dalam posisi 2E dalam matriks 5x5 analisa semi-kuantitatif. Itu berarti 5 pipa memiliki status resiko *medium* dan perlu mendapatkan perhatian dalam skala *corrective maintenance*, dan 3 pipa berstatus *medium-high* dan perlu mendapatkan perhatian dalam skala *corrective maintenance*.
2. Nilai *medium* didapatkan karena pipa memiliki sistem deteksi dan isolasi terhadap kebocoran yang dinilai baik. Sehingga dampak lebih jauhnya lagi adalah memiliki penilaian mitigasi yang baik yang juga berdampak pada pengaruh reduksi luas area yang terkena dampak jika pipa mengalami kegagalan.
3. Dari sisi peluang terjadinya kegagalan, maka nilai rendah didapatkan karena pipa memiliki sistem inspeksi yang baik terhadap *mix point/injection* yang ada dan juga sistem pipa yang ada tidak mengenal adanya *deadleg*, sehingga nilai TMSF tidak mengalami pengalihan/pertambahan yang signifikan.
4. Nilai *medium* juga diperoleh karena pipa hanya mengalami korosi/*thinning* saja, sehingga nilai TMSF yang diberikan tidak tinggi.
5. Metode inspeksi yang dianjurkan berupa pemeriksaan visual, *ultrasonic straight beam*, *eddy current*, *flux leakage*, *radiography*, dan pengukuran dimensi.
6. Interval inspeksi selanjutnya berdasarkan posisi di matriks 5x5 analisa semi-kuantitatif adalah 7 tahun lagi bagi pipa-pipa yang berada di posisi 2D dan 5 tahun kembali bagi pipa-pipa yang berada di posisi 2E.

5.2 SARAN

Jika diijinkan untuk mengakses biaya inspeksi rutin yang dikeluarkan oleh suatu perusahaan, maka bisa dilakukan pembelajaran lebih jauh lagi sejauh mana metode RBI ini dapat mengurangi biaya inspeksi jika dibandingkan dengan metode inpeksi berdasarkan rentang waktu/*time based inspection* yang masih berlaku di Indonesia, walau ada peluang juga biaya inspeksi bertambah jika ternyata dalam analisa RBI yang dilakukan pipa/peralatan yang dianalisa berada di peringkat resiko *high*, sehingga memerlukan interval dan jenis inspeksi yang cukup memakan banyak biaya.



DAFTAR ACUAN

- [1] Denny A. Jones, *Principles and Prevention of Corrosion* (New York: Macmillan, 1992), hal. 3-4
- [2] M. G. Fontana, *Corrosion Engineering* (New York: McGraw Hill, 1986), hal. 1-5
- [3] Alec Groysman, Naphtali Brodsky, *Corrosion and Quality* (Israel: Springer-Verlag, 2005), hal. 537
- [4] Ilya Mamonov, Jonathan Carter, *The 100 Largest Losses 1972-2009: Large Property Damage Losses in the Hydrocarbon Industries* (London: Marsh Global Energy Risk Engineering, 2010), hal. 25
- [5] Ramesh J. Pattel, *Risk Based Inspection* (Doha: 3rd Middle East Non-destructive Testing Conference & Exhibition, 2005), hal. 1-7
- [6] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. B-1
- [7] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. B-2
- [8] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. B-2
- [9] *Forms of Corrosion: Uniform Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.
<http://corrosion-doctors.org/Forms-Uniform/uniform.htm>

[10] *Forms of Corrosion: Pitting Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-pitting/Pitting.htm>

[11] *Forms of Corrosion: Crevice Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-crevice/Crevice.htm>

[12] *Forms of Corrosion: Galvanic Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-galvanic/galvanic-corrosion.htm>

[13] *Forms of Corrosion: Stress Corrosion Cracking (SCC) Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-SCC/scc.htm>

[14] *Forms of Corrosion: Erosion Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-Erosion/erosion.htm>

[15] *Forms of Corrosion: Cavitation Corrosion*. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-cavitation/cavitation.htm>

[16] Pierre R. Roberge, *Handbook of Corrosion Engineering* (New York: McGraw Hill, 2000), hal. 408

[17] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. 7-2

[18] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. 9-6

[19] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. 9-4

[20] API Publication 581, Risk Based inspection, Base Resource Document - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000), hal. 7-18



DAFTAR PUSTAKA

Fontana M. G., *Corrosion Engineering* (New York, McGraw Hill, 1986)

Prayer J. H., W. K. Boyd, D. B. Dipold, W. H. Fisher, *Mater. Perform.*, May-Nov. 1980.

Agarwala V. S., *Control of Corrosion and Service Life*, Paper No. 04257 (NACE Conference CORROSION 2004, New Orleans, USA, 2004)

Uhlig H. H., R. W. Revie, *Corrosion and Corrosion Control* (New York: Wiley, 1985)

Dillon P. C., *Forms of Corrosion: Recognition and Prevention* (Houston: NACE International, 1982)

Byars H. G., *Corrosion Control in Petroleum Production*, Publication 5, 2nd edn (Houston: NACE International, 1999)

Miller J. D. A., A. K. Tiller, *Microbial Aspects of Metallurgy* (New York: American Elsevier, 1970)

West J. M., *Basic Corrosion and Oxidation* (Chichester: Ellis Horwood Publishers, 1986)

API Publication 580, *Recommended Practice for Risk Based inspection* - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2002)

API Publication 581, *Risk Based inspection, Base Resource Document* - 1st edition (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000)

API Publication 510, *Pressure Vessel Inspection Code* (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2000)

API Publication 570, *Piping Inspection Code* (Washington D. C.: American Petroleum Institute, 2001)

Anderson S., *Risk Based Inspection Case Studies*, Annual PSM Symposium, 2001

Peterson R., *Risk Based Inspection as part of an overall Inspection Management Program*

Reynold J. T., *The API Methodology for risk-based inspection analysis for the petroleum and petrochemical industry*, (Texas: API, 1998)

Speck J. B., Abdolreza T. M. Iravani, *Industry survey of risk-based life management practices* (Canada: ASME PVP 2002 Conference, 2002)

Antaki G., *Risk Based Inspection in Refineries, Petrochemical Plants and Oil/Gas Plants*

Forms of Corrosion: Uniform Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-Uniform/uniform.htm>

Forms of Corrosion: Pitting Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-pitting/Pitting.htm>

Forms of Corrosion: Crevice Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-crevice/Crevice.htm>

Forms of Corrosion: Galvanic Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-galvanic/galvanic-corrosion.htm>

Forms of Corrosion: Stress Corrosion Cracking (SCC) Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-SCC/scc.htm>

Forms of Corrosion: Erosion Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

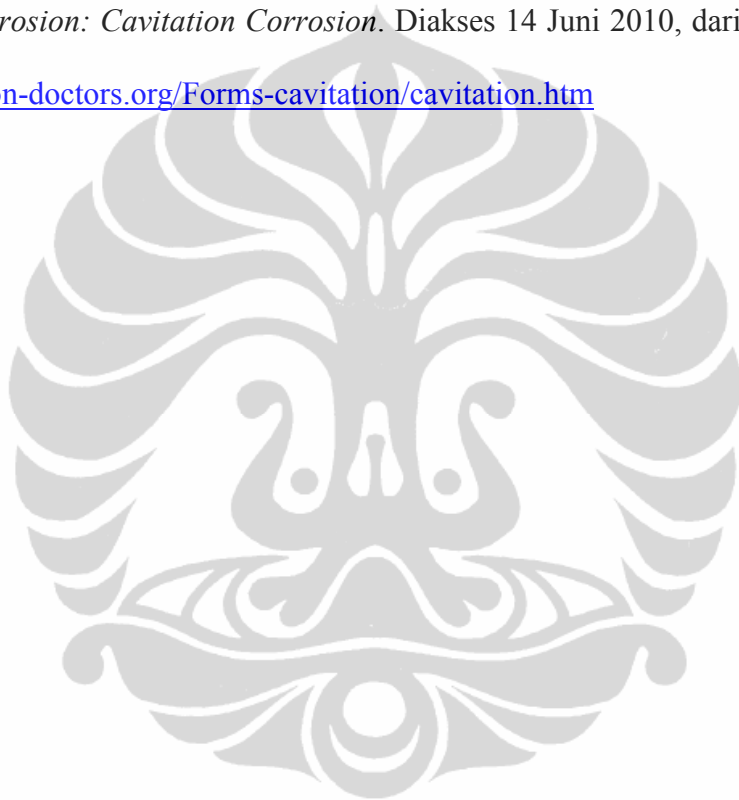
<http://corrosion-doctors.org/Forms-Erosion/erosion.htm>

Forms of Corrosion: Microbial Corrosion Cells. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Corrosion-Factors-Cells/corrosion-cells-microbial.htm>

Forms of Corrosion: Cavitation Corrosion. Diakses 14 Juni 2010, dari Corrosion Doctors.

<http://corrosion-doctors.org/Forms-cavitation/cavitation.htm>



Lampiran 1. Tabel dan gambar dokumen API 581 yang digunakan.

Table 7-2—Properties of the BRD Representative Fluids

Fluid	Molecular Weight	Density lb/ft ³	Normal Boiling Point °F	Ambient State	Cp Gas Constant A	Cp Gas Constant B	Cp Gas Constant C	Cp Gas Constant D	Auto Ignition Temperature °F
C1-C2	23	5.639	193	Gas	12.3	1.150E-01	-2.870E-05	-1.300E-09	1,036
C3-C4	51	3.610	6.3	Gas	2.632	0.3188	1.347E+04	1.466E-08	696
C6-C8	100	42.702	210	Liquid	-5.146	6.762E-01	-3.651E-04	7.658E-08	433
C9-C12	149	45.823	364	Liquid	-8.5	1.010E+00	-5.560E-04	1.180E-07	406
C13-C16	205	47.728	502	Liquid	-11.7	1.390E+00	-7.720E-04	1.670E-07	396
C17-C25	280	48.383	651	Liquid	-22.4	1.940E+00	-1.120E-03	-2.530E-07	396
C25+	422	56.187	981	Liquid	-22.4	1.940E+00	-1.120E-03	-2.530E-07	396
H ₂	2	4.433	-423	Gas	27.1	9.270E-03	-1.380E-05	7.650E-09	752
H ₂ S	34	61.993	-75	Gas	31.9	1.440E-03	2.430E-05	-1.180E-08	500
HF	20	60.370	68	Gas	29.1	6.610E-04	-2.030E-06	2.500E-09	32,000
Water	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-07	n/a
Steam	18	62.3	212	Gas	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-07	n/a
Acid (low)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Acid (med.)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Acid (high)	18	62.3	212	Liquid	32.4	0.001924	1.05E-05	-3.6E-09	n/a
Aromatics	104	42.7314	293.3	Liquid	-28.25	0.6159	-4.02E-04	9.94E-08	914
Styrene	104	42.7314	293.3	Liquid	-28.25	0.6159	-4.02E-04	9.94E-08	914

Note: Reid, Robert C, et. al., *The Properties of Gases and Liquids*, 4th Edition, McGraw-Hill, New York, 1987.

Table B-2—Description of Inventory Categories

Category	Qualitative Description
A	The release will result in less than total deinventory of the equipment item being evaluated.
B	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated.
C	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated, plus one to ten other equipment items.
D	The release will result in total deinventory of the equipment item being evaluated, plus ten or more other equipment items.
E	The release will result in total deinventory of the unit.

Table B-1—Inventory Category Ranges

Category	Range	Value Used In Calculations
A	100 to 1,000 lbs.	500
B	1,000 to 10,000 lbs.	5,000
C	10,000 to 100,000 lbs.	50,000
D	100,000 to 1,000,000 lbs.	500,000
E	1,000,000 to 10,000,000 lbs.	5,000,000

Table 7-6—Detection and Isolation System Rating Guide

Type of Detection System	Detection Classification
Instrumentation designed specifically to detect material losses by changes in operating conditions (i.e., loss of pressure or flow) in the system.	A
Suitably located detectors to determine when the material is present outside the pressure-containing envelope.	B
Visual detection, cameras, or detectors with marginal coverage	C

Type of Isolation System	Isolation Classification
Isolation or shutdown systems activated directly from process instrumentation or detectors, with no operator intervention.	A
Isolation or shutdown systems activated by operators in the control room or other suitable locations remote from the leak.	B
Isolation dependent on manually-operated valves	C

Table 7-7—Leak Durations Based on Detection and Isolation Systems

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

Table 7-3 —Hole Sizes Used in Quantitative RBI Analysis

Hole Size	Range	Representative Value
Small	0 – 1/4 inch	1/4 inch
Medium	1/4 – 2 inches	1 inch
Large	2 – 6 inches	4 inches
Rupture	> 6 inches	entire diameter of item, up to a maximum of 16 inches

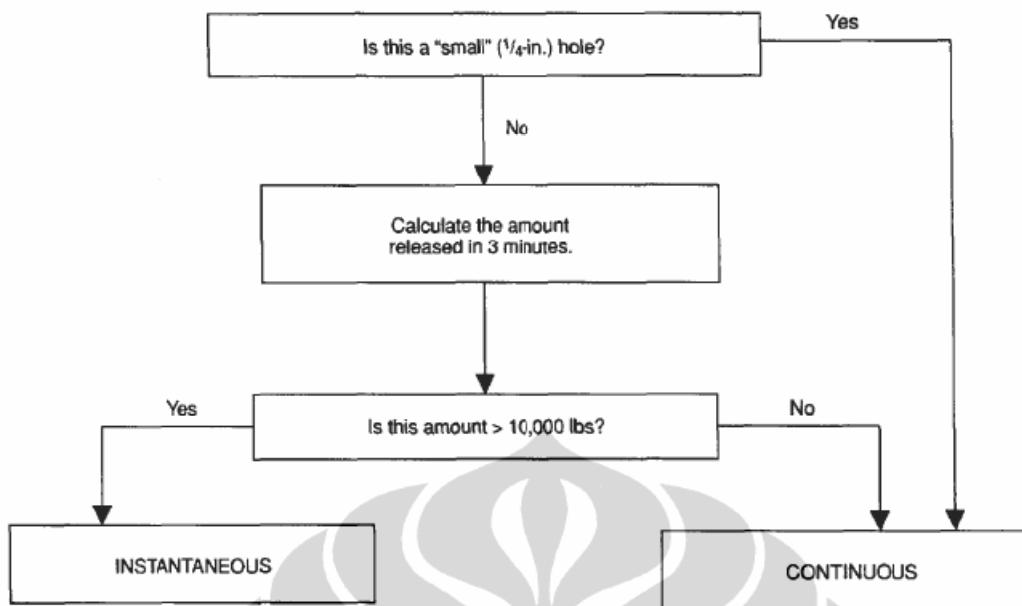


Table 7-8—Continuous Release Consequence Equations—Auto Ignition Not Likely^a

Material	Final Phase Gas		Final Phase Liquid	
	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)
C ₁ -C ₂	$A = 43 x^{0.98}$	$A = 110 x^{0.96}$		
C ₃ -C ₄	$A = 49 x^{0.98}$	$A = 125 x^{0.96}$		
C ₅	$A = 25.2 x^{0.98}$	$A = 62.1 x^{1.00}$	$A = 536 x^{0.90}$	$A = 1544 x^{0.90}$
C ₆ -C ₈	$A = 29 x^{0.98}$	$A = 68 x^{0.96}$	$A = 182 x^{0.89}$	$A = 516 x^{0.89}$
C ₉ -C ₁₂	$A = 12 x^{0.98}$	$A = 29 x^{0.96}$	$A = 130 x^{0.90}$	$A = 373 x^{0.89}$
C ₁₃ -C ₁₆			$A = 64 x^{0.90}$	$A = 183 x^{0.89}$
C ₁₇ -C ₂₅			$A = 20 x^{0.90}$	$A = 57 x^{0.89}$
C ₂₅ +			$A = 11 x^{0.91}$	$A = 33 x^{0.89}$
H ₂	$A = 198 x^{0.992}$	$A = 614 x^{0.933}$		
H ₂ S	$A = 32 x^{1.00}$	$A = 52 x^{1.00}$		
HF				
Aromatics	$A = 121.39 x^{0.8911}$	$A = 359 x^{0.8821}$		
Styrene	$A = 121.39 x^{0.8911}$	$A = 359 x^{0.8821}$		

Note: Shaded area represents cases in which equations are nonapplicable.

x = total release rate, lb/sec.

A = area, ft².

^aNot likely if process temperature is less than auto ignition temperature plus 80°F.

Table 7-9—Instantaneous Release Consequence Equations—Auto Ignition Not Likely^a

Material	Final Phase Gas		Final Phase Liquid	
	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)	Area of Equipment Damage (ft ²)	Area of Fatalities (ft ²)
C ₁ –C ₂	$A = 41 x^{0.67}$	$A = 79 x^{0.67}$		
C ₃ –C ₄	$A = 28 x^{0.72}$	$A = 57.7 x^{0.75}$		
C ₅	$A = 13.4 x^{0.73}$	$A = 20.4 x^{0.76}$	$A = 1.49 x^{0.85}$	$A = 4.34 x^{0.85}$
C ₆ –C ₈	$A = 14 x^{0.67}$	$A = 26 x^{0.67}$	$A = 4.35 x^{0.78}$	$A = 12.7 x^{0.78}$
C ₉ –C ₁₂	$A = 7.1 x^{0.66}$	$A = 13 x^{0.66}$	$A = 3.3 x^{0.76}$	$A = 9.5 x^{0.76}$
C ₁₃ –C ₁₆			$A = 0.46 x^{0.88}$	$A = 1.3 x^{0.88}$
C ₁₇ –C ₂₅			$A = 0.11 x^{0.91}$	$A = 0.32 x^{0.91}$
C ₂₅ +			$A = 0.03 x^{0.99}$	$A = 0.081 x^{0.99}$
H ₂	$A = 545 x^{0.657}$	$A = 982 x^{0.652}$		
H ₂ S	$A = 148 x^{0.63}$	$A = 271 x^{0.63}$		
HF				
Aromatics	$A = 2.26 x^{0.8227}$	$A = 10.5 x^{0.7583}$		
Styrene	$A = 2.26 x^{0.8227}$	$A = 10.5 x^{0.7583}$		

Note: Shaded area represents cases in which equations are nonapplicable.

x = total release mass, lb.

A = area, ft².

^aNot likely if process temperature is less than auto ignition temperature plus 80°F.

Table 7-16—Adjustments to Flammable Consequences for Mitigation Systems

Response System Ratings		
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 rated B or higher		Reduce release rate or mass by 25%
Fire water deluge system and monitors		Reduce consequence area by 20%
Fire water monitors only		Reduce consequence area by 5%
Foam spray system		Reduce consequence area by 15%

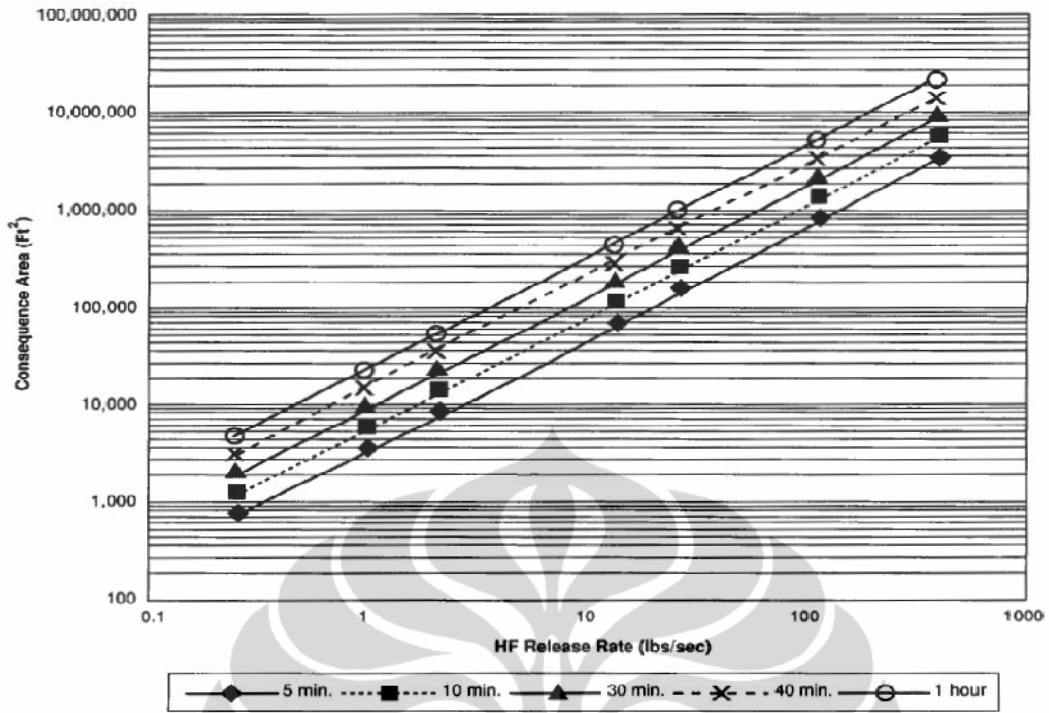


Figure 7-5—Consequence Area for Continuous HF Releases

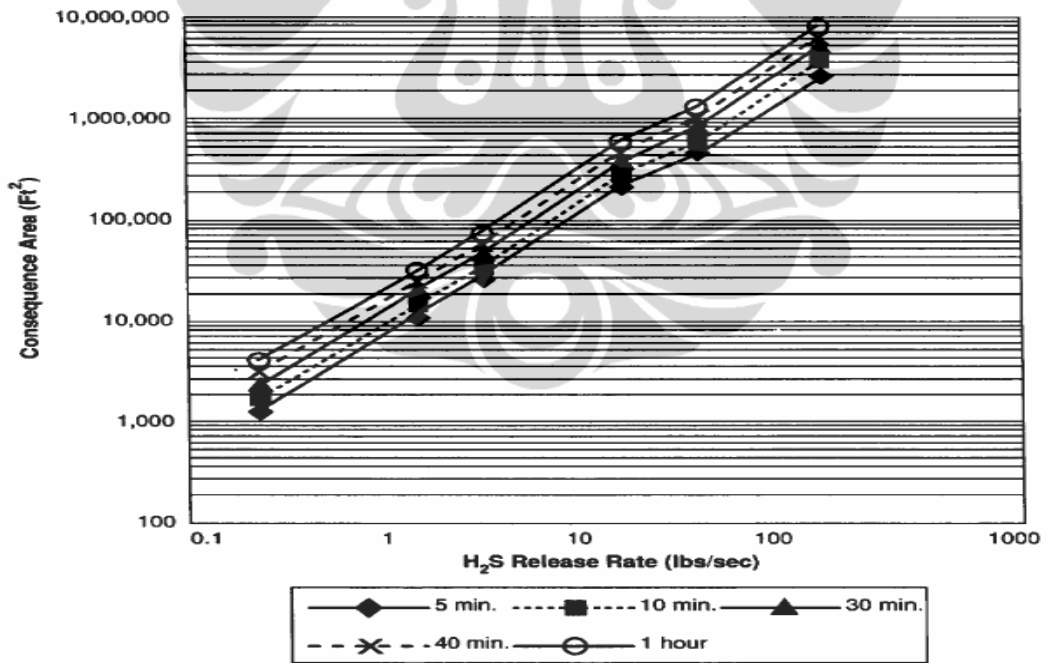


Figure 7-6—Consequence Area for Continuous H₂S Releases

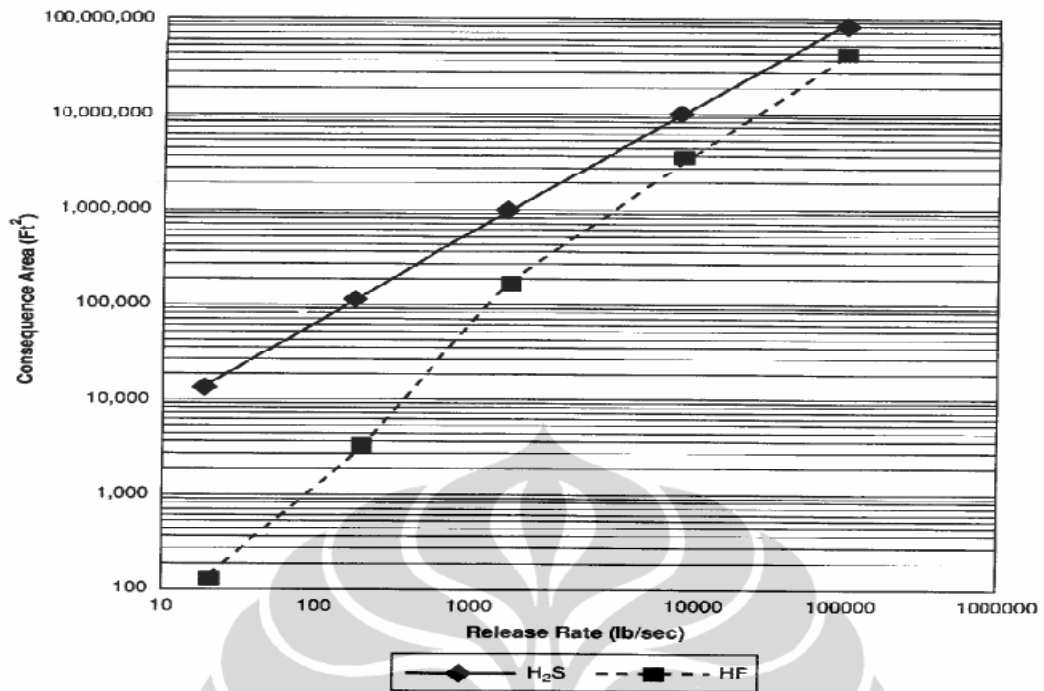


Figure 7-8—Consequence Area for Instantaneous HF and H₂S Releases

Table 8-1—Suggested Generic Equipment Failure Frequencies

Equipment Type	Data Source (References)	Leak Frequency (per year for four hole sizes)			
		1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
Centrifugal Pump, single seal	1	6x10 ⁻²	5x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁴	
Centrifugal Pump, double seal	1	6x10 ⁻³	5x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁴	
Column	2	8x10 ⁻⁵	2x10 ⁻⁴	2x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Compressor, Centrifugal	1		1x10 ⁻³	1x10 ⁻⁴	
Compressor, Reciprocating	6		6x10 ⁻³	6x10 ⁻⁴	
Filter	1	9x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁴	5x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁵
Fin/Fan Coolers	3	2x10 ⁻³	3x10 ⁻⁴	5x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Heat Exchanger, Shell	1	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Heat Exchanger, Tube Side	1	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Piping, 0.75 in. diameter, per ft	3	1x10 ⁻⁵			3x10 ⁻⁷
Piping, 1 in. diameter, per ft	3	5x10 ⁻⁶			5x10 ⁻⁷
Piping, 2 in. diameter, per ft	3	3x10 ⁻⁶			6x10 ⁻⁷
Piping, 4 in. diameter, per ft	3	9x10 ⁻⁷	6x10 ⁻⁷		7x10 ⁻⁸
Piping, 6 in. diameter, per ft	3	4x10 ⁻⁷	4x10 ⁻⁷		8x10 ⁻⁸
Piping, 8 in. diameter, per ft	3	3x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁷	8x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, 10 in. diameter, per ft	3	2x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁷	8x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, 12 in. diameter, per ft	3	1x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁷	3x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, 16 in. diameter, per ft	3	1x10 ⁻⁷	2x10 ⁻⁷	2x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁸
Piping, > 16 in. diameter, per ft	3	6x10 ⁻⁸	2x10 ⁻⁷	2x10 ⁻⁸	1x10 ⁻⁸
Pressure Vessels	2	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	6x10 ⁻⁶
Reactor	2	1x10 ⁻⁴	3x10 ⁻⁴	3x10 ⁻⁵	2x10 ⁻⁵
Reciprocating Pumps	7	0.7	.01	.001	.001
Atmospheric Storage Tank	5	4x10 ⁻⁵	1x10 ⁻⁴	1x10 ⁻⁵	2x10 ⁻⁵

Table B-3—Consequence Area Categories

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

Table G-7—Thinning Technical Module Subfactors

ar/t	No Inspect.	1				2				3				4				5				6					
		Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness				Inspection Effectiveness					
		Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly	Usually	Highly	Poorly	Fairly
0.02	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.04	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.06	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.08	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.10	2	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.12	6	5	3	2	1	4	2	1	1	3	1	1	1	2	1	1	1	2	1	1	1	1	1	1	1	1	1
0.14	20	17	10	6	1	13	6	1	1	10	3	1	1	7	2	1	1	5	1	1	1	4	1	1	1	1	1
0.16	90	70	50	20	3	50	20	4	1	40	10	1	1	30	5	1	1	20	2	1	1	14	1	1	1	1	1
0.18	250	200	130	70	7	170	70	10	1	130	35	3	1	100	15	1	1	70	7	1	1	50	3	1	1	1	1
0.20	400	300	210	110	15	290	120	20	1	260	60	5	1	180	20	2	1	120	10	1	1	100	6	1	1	1	1
0.25	520	450	290	150	20	350	170	30	2	240	80	6	1	200	30	2	1	150	15	2	1	120	7	1	1	1	1
0.30	650	550	400	200	30	400	200	40	4	320	110	9	2	240	50	4	2	180	25	3	2	150	10	2	2	2	2
0.35	750	650	550	300	80	600	300	80	10	540	150	20	5	440	90	10	4	350	70	6	4	280	40	5	4	4	4
0.40	900	800	700	400	130	700	400	120	30	600	200	50	10	500	140	20	8	400	110	10	8	350	90	9	8	8	8
0.45	1050	900	810	500	200	800	500	160	40	700	270	60	20	600	200	30	15	500	160	20	15	400	130	20	15	15	15
0.50	1200	1100	970	600	270	1000	600	200	60	900	360	80	40	800	270	50	40	700	210	40	40	600	180	40	40	40	40
0.55	1350	1200	1130	700	350	1100	750	300	100	1000	500	130	90	900	350	100	90	800	260	90	90	700	240	90	90	90	90
0.60	1500	1400	1250	850	500	1300	900	400	230	1200	620	250	210	1000	450	220	210	900	360	210	210	800	300	210	210	210	210
0.65	1900	1700	1400	1000	700	1600	1105	670	530	1300	880	550	500	1200	700	530	500	1100	640	500	500	1000	600	500	500	500	500

Instructions:

1. Find the row with the calculated ar/t value or the next higher value, or interpolation may be used between rows.
2. Determine subfactor under appropriate column for number of inspections of the highest inspection effectiveness.

Table 8-3—Confidence in Predicted Damage Rate

Actual Damage Rate Range	Low Reliability Data	Moderate Reliability Data	High Reliability Data
Predicted rate or less	0.5	0.7	0.8
Predicted rate to two times rate	0.3	0.2	0.15
Two to four times predicted rate	0.2	0.1	0.05

Table G-8—Guidelines for Determining the Overdesign Factor

$\frac{MAWP/OP}{T_{act} / (T_{act} - CA)}$	Overdesign Factor
1.0 to 1.5	1.0
> 1.5	0.5

Table B-5—Technical Module Subfactor Conversion

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10 – 100
4	100 – 1,000
5	> 1,000

Lampiran 2. Kalkulasi resiko pipa 6"-RG-201-A1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 6"-RG-201-A1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION				
Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each the hole sizes.				
Step I CALCULATE RELEASE RATE				
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2		
		MW	Ambient State	Liquid Density
		23	Gas	5,639
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C		
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50,000	lbs.	
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.
		40	30	20
		min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.	
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas		
GAS RELEASE RATE				
8	Enter the process temperature.	149	°F	
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C
		12,3	0,115	-0,000028
		11,086	BTU/lb-mol °F	
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218		
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.	
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic		
HOLE SIZES				
		1/4 in.	1 in.	4 in.
				Rupture 6 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	1,089	4,356	69,699
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE				
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	765,228	191,307	11,956	1,328
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	TG	TG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 6 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	1,089	4,356	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,926	3,703	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	37,885	147,34	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 6 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	1,089	4,356	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 6 in.
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	4,0E-07	4,0E-07	0	8,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	8,8E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,45	0,45	0	0,091
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3	43,679	165,249	0	8.618,123
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value	8827,051	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	D			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 6"-RG-201-A1.

Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearsy).	0,017	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,23	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	5	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	4	1 1
9	Combined technical module subfactor.	6	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

TMSF Final = TMSF Thinning + TMSF SCC + TMSF External Damage = 4 + 1 + 1 = 6.

Lampiran 3. Kalkulasi resiko pipa 8"-RG-212-A1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 8"-RG-212-A1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION					
Estimation of release rates for diferent hole sizes and release types and durations for each the hole sizes					
Step I CALCULATE RELEASE RATE					
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2			
		MW	Ambient State	Liquid Density	
		23	Gas	5,639	
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C			
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50.000	lbs.		
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min.	min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.		
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 13.	Gas			
GAS RELEASE RATE					
8	Enter the process temperature.	149	°F		
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C	D
		12,3	0,115	-0.000028	-1.3E-09
		11.086	BTU/lb-mol °F		
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1.987 BTU/lb-mol °F).	1,218			
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	76,199	psia.		
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					8 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	1,089	4,356	69,699	1115,1
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE					
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	765,228	191,307	11,956	0,785
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 8 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	1,089	4,356	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,926	3,703	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	37,885	147,34	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 8 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	1,089	4,356	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
		8 in.			
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	3,0E-07	3,0E-07	8,0E-08	2,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	7,0E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,429	0,429	0,114	0,029
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	97,065	367,221	94,704,645	94,704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	41,641	157,538	10,796,330	2,746,435
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	13,741,943	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	E			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 8"-RG-212-A1.

<p>Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.</p> <p>If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).</p>			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
<p>Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.</p>		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearly).	0.013	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0.2	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	5	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0.8	
8	Corrected technical module subfactor.	4	1 1
9	Combined technical module subfactor.	6	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

TMSF Final = TMSF Thinning + TMSF SCC + TMSF External Damage = 4 + 1 + 1 = 6.

Lampiran 4. Kalkulasi resiko pipa 12"-PG-154-B1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 12"-PG-154-B1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION					
Estimation of release rates for diferent hole sizes and release types and durations for each the hole sizes					
Step I CALCULATE RELEASE RATE					
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2			
		MW	Ambient State	Liquid Density	
		23	Gas	5,639	
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C			
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50.000	lbs.		
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min.	min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.		
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas			
GAS RELEASE RATE					
8	Enter the process temperature.	149	°F		
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C	D
		12,3	0,115	-0,000028	-1,3E-09
		11,086	BTU/lb-mol °F		
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218			
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.		
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 12 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	1,089	4,356	69,699	2509,16
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE					
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	765,228	191,307	11,956	0,332
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 12 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	1,089	4,356	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,926	3,703	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	37,885	147,34	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction

Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.				
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2		
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.
				Rupture 12 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	1,089	4,356	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0
		min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50,000	50,000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					12 in.
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	1,0E-07	3,0E-07	3,0E-08	2,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	4,5E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,222	0,666	0,066	0,044
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.)	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	21,548	244,569	6.250,507	4.167,004
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	10.683,629	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	E			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 12"-PG-154-B1.

Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearly).	0.015	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,18	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, D).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	3	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	2,4	1 1
9	Combined technical module subfactor.	4,4	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

$TMSF_{Final} = TMSF_{Thinning} + TMSF_{SCC} + TMSF_{External\ Damage} = 2,4 + 1 + 1 = 4,4.$

Lampiran 5. Kalkulasi resiko pipa 16"-PG-151-B1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 16"-PG-151-B1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION					
Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each the hole sizes					
Step I CALCULATE RELEASE RATE					
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2			
		MW	Ambient State	Liquid Density	
		23	Gas	5,639	
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C			
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50,000	lbs.		
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min.	min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.		
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas			
GAS RELEASE RATE					
8	Enter the process temperature.	199,4	°F		
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C	D
		12,3	0,115	-0,000028	-1,3E-09
		11,086	BTU/lb-mol °F		
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218			
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.		
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					16 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0,942	3,766	60,25	963,997
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE					
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	884,643	221,278	13,831	0,864
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	0,942	3,766	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,801	3,201	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	34.596	134,477	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	88,896	336,099	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	32,866	127,75	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	63,338	239,47	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	0,942	3,766	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
		1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table B.1.	1,0E-07	2,0E-07
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	7,4E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,135	0,27	0,027	0,027
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	63,338	239,47	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	8,551	64,657	2.557,025	2.557,025
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	5.187,258	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	D			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 16"-PG-151-B1.

Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.			
If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearly).	0.013	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,13	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	0,8	1 1
9	Combined technical module subfactor.	2,8	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

$$\text{TMSF Final} = \text{TMSF Thinning} + \text{TMSF SCC} + \text{TMSF External Damage} = 0,8 + 1 + 1 = 2,8.$$

Lampiran 6. Kalkulasi resiko pipa 16"-PG-152-B1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 16"-PG-152-B1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION				
Estimation of release rates for diferent hole sizes and release types and durations for each the hole sizes				
Step I CALCULATE RELEASE RATE				
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2		
		MW	Ambient State	Liquid Density
		23	Gas	5,639
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C		
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50,000	lbs.	
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.
		40	30	20
		min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.	
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas		
GAS RELEASE RATE				
8	Enter the process temperature.	199,4	°F	
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C
		12,3	0,115	-0,000028
		11,086	BTU/lb-mol °F	
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218		
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.	
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic		
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.
				Rupture 16 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0,942	3,766	60,25
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE				
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	884,643	221,278	13,831	0,864
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	0,942	3,766	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,801	3,201	42,500	42,500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	34,596	134,477	51,737,381	51,737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	88,896	336,099	99,689,100	99,689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	32,866	127,75	49,150,511	49,150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	63,338	239,47	94,704,645	94,704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction

Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS				
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.				
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2		
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.
				Rupture 16 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG
				IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	0,942	3,766	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0
		min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50,000	50,000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					16 in.
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	1,0E-07	2,0E-07	2,0E-08	2,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	7,4E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,135	0,27	0,027	0,027
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	63,338	239,47	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	8,551	64,657	2.557,025	2.557,025
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	5.187,258	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	D			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 16"-PG-151-B1.

<p>Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.</p> <p>If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).</p>			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
<p>Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.</p>		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearly).	0.018	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,13	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	3	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	2,4	1 1
9	Combined technical module subfactor.	4,4	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

TMSF Final = TMSF Thinning + TMSF SCC + TMSF External Damage = 2,4 + 1 + 1 = 4,4.

Lampiran 7. Kalkulasi resiko pipa 16"-PG-153-B1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 16"-PG-153-B1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION				
Estimation of release rates for diferent hole sizes and release types and durations for each the hole sizes				
Step I CALCULATE RELEASE RATE				
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2		
		MW	Ambient State	Liquid Density
		23	Gas	5,639
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C		
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50.000	lbs.	
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.
		40	30	20
		min.	min.	min.
		Rupture		
		0		
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.	
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas		
GAS RELEASE RATE				
8	Enter the process temperature.	149	°F	
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C
		12,3	0,115	-0,000028
		11,086	BTU/lb-mol °F	
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218		
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.	
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic		
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.
				Rupture
				16 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	1,089	4,356	69,699
		1115,18		
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0
		0		
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE				
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0
		0		
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	765,228	191,307	11,956	0,747
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0 (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	1,089	4,356	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	D	D	D	D

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,926	3,703	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	37,885	147,34	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction

Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	1,089	4,356	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					16 in.
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	1,0E-07	2,0E-07	2,0E-08	2,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	7,4E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,135	0,27	0,027	0,027
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	13,104	99,150	2.557,025	2.557,025
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	5.226,304	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	D			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 16"-PG-153-B1.

<p>Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.</p> <p>If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).</p>			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
<p>Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.</p>		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearsy).	0.029	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,29	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	9	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	7,2	1 1
9	Combined technical module subfactor.	9,2	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

$TMSF\ Final = TMSF\ Thinning + TMSF\ SCC + TMSF\ External\ Damage = 7,2 + 1 + 1 = 9,2.$

Lampiran 8. Kalkulasi resiko pipa 16"-VG-101-B1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 16"-VG-101-B1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION				
Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each the hole sizes				
Step I CALCULATE RELEASE RATE				
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2		
		MW	Ambient State	Liquid Density
		23	Gas	5,639
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C		
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50,000	lbs.	
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B		
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.
		40	30	20
		min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.	
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas		
GAS RELEASE RATE				
8	Enter the process temperature.	149	°F	
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C
		12,3	0,115	-0,000028
		11,086	BTU/lb-mol °F	
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218		
11	Calculate and enter transition pressure (Ptrans), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.	
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic		
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.
				Rupture
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	1,089	4,356	69,699
		1115,18		
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0
		0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE				
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0
		0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	765,228	191,307	11,956	0,747
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e., IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	1,089	4,356	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,926	3,703	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	39,879	155,104	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	102,174	386,549	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	37,885	147,34	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H₂S.					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	1,089	4,356	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					16 in.
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	1,0E-07	2,0E-07	2,0E-08	2,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	7,4E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,135	0,27	0,027	0,027
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	13,104	99,150	2.557,025	2.557,025
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	5.226,304	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	D			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 16"-VG-101-B1.

<p>Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.</p> <p>If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).</p>			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
<p>Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.</p>		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/years).	0,01	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,01	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	1	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	0,8	1 1
9	Combined technical module subfactor.	2,8	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

$TMSF\ Final = TMSF\ Thinning + TMSF\ SCC + TMSF\ External\ Damage = 0,8 + 1 + 1 = 2,8.$

Lampiran 9. Kalkulasi resiko pipa 18"-VG-102-A1.

A.1. Calculation Consequence Of Failure (CoF) for 18"-VG-102-A1.

Part A RELEASE RATE CALCULATION					
Estimation of release rates for different hole sizes and release types and durations for each the hole sizes					
Step I CALCULATE RELEASE RATE					
1	Enter representative material contained in equipment being evaluated. (Table 7.2 in Section 7). Write Gas or Liquid under Ambient State Column.	C1-C2			
		MW	Ambient State	Liquid Density	
		23	Gas	5,639	
2	Enter the inventory category for the equipment using the guidelines in Table B-2 of Appendix B.	C			
2a	Enter the inventory value as the midpoint of the range, or as a calculated value. (See Appendix B, Table B-1).	50,000	lbs.		
3	Use Table 7.6 in Section 7 to enter detection rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
4	Use Table 7.6 in Section 7 to enter isolating rating applicable to the detection systems present in the area.	B			
5	Use Table 7.7 in Section 7 to estimate leak duration based on detection and isolation systems.	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
		40	30	20	0
		min.	min.	min.	min.
6	Enter operating pressure.	149,969	psia.		
7	Write gas or liquid, depending on the phase of the fluid in the equipment. If liquid, skip to Line 15.	Gas			
GAS RELEASE RATE					
8	Enter the process temperature.	149	°F		
9	From standard tables of fluid properties, enter the heat capacity (Cp) of the gas at temperature given in Line 8.	A	B	C	D
		12,3	0,115	-0,000028	-1,3E-09
		11,086	BTU/lb-mol °F		
10	Calculate and enter K ($K = C_p / (C_p - R)$) where R is ideal gas constant (1,987 BTU/lb-mol °F).	1,218			
11	Calculate and enter transition pressure (P _{trans}), using Equation 7.2 in Section 7.4.	26,199	psia.		
12	Is fluid pressure inside the equipment greater than transition pressure (Line 6 > Line 11)? If "YES", write "Sonic" and go to Line 13. If "NO", write "Subsonic" and skip to Line 14.	Sonic			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 16 in.
13	Use Sonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	1,089	4,356	69,699	5,645,6
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
14	Use Subsonic Equation 7.3 in Section 7.4 to calculate release rate for each of the listed hole sizes and enter rate. Skip to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
LIQUID RELEASE RATE					
15	Use liquid release Equation 7.1 in Section 7.4 to calculate release rate. Enter rate. Go to Line 16.	0	0	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.

Step II DETERMINE RELEASE TYPE FOR EACH HOLE SIZE					
16	Divide maximum permissible released inventory by the appropriate release rate = Line 2 / (Line 13, 14, or 15). Divide by 60 to get minutes. Enter value. This is the time required to deinventory, based on initial flow rates.	765,228	191,307	11,956	0,148
		min.	min.	min.	min.
17	Is flow rate (Line 13, 14, or 15) times three minutes > 10,000 lbs.? If the answer is "YES", circle "Inst" for Instantaneous. Otherwise, circle "Cont" for Continuous. Note that 1/4 in. hole size is always "Cont".	Cont	Cont	Inst	Inst
DETERMINATION OF PHASE AFTER RELEASE					
18	Enter the boiling point of the fluid at atmospheric pressure, TNBP	193	°F		
19	Use Table 7.5 to determine the phase of the fluid after the release. Enter the phase.	Gas	Gas	Gas	Gas
20	Enter the initials of the circled terms in Line 17 and Line 19. This is the release type (i.e. IL for Instantaneous Liquid, etc.).	CG	CG	IG	IG
21	Look at Line 5 and Line 16. For each hole size, enter the lesser of the two. This is the release duration. For instantaneous, the duration is assumed to be 0. (Release duration at Line 5 is based on detection/isolation and at Line 16 is based on inventory/release rate).	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
DETERMINATION OF INSTANTANEOUS RELEASE MASS					
22	Enter the inventory of the equipment being evaluated from Line 2a. This is the instantaneous release mass.	50,000	lbs.		

Part C.1. FLAMMABLE CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the flammable consequences area for equipment and personnel due to an ignited release of hydrocarbon.					
REPRESENTATIVE MATERIAL					
1	Copy representative material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 18 in.
RELEASE TYPE					
2	Copy release type (Line 23 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	Cont	Cont	Inst	Inst
RELEASE RATE OR MASS					
3	Copy the release rate or mass (Line 13 or 14 or 15 or 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A), depending on the type of release.	1,089	4,356	50,000	50,000
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
DETECTION RATING					
4	Copy Line 3 from Release Rate Worksheet (detection rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B
ISOLATION RATING					
5	Copy Line 4 from Release Rate Worksheet (isolation rating applicable to the detection systems present in the area).	B	B	B	B

ADJUSTMENTS FOR FLAMMABLE EVENT MITIGATION					
6	Look at Table 7.16 in Section 7 to adjust release rates or mass based on Line 4 and 5 above. Enter adjusted release rate or mass. For mitigation systems that reduce consequence area (firewater deluge system, monitors, or foam spray system), make adjustment on Line 9.	0,926	3,703	42.500	42.500
		lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.	lb. or lb./min.
EQUIPMENT DAMAGE AREA					
7	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	39.879	155.104	51.737,381	51.737,381
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
POTENTIAL FATALITIES AREAS					
8	Look at Equipment Damage equations in Consequence Equation Table 7.8 to 7.11 and replace "x" by adjusted release rate or mass (Line 6) in appropriate equations. (Use the information in Line 1, 2, and 3 to select the correct equation). Use Table 7.10 or 7.11 if the fluid is at 80 °F above its auto ignition temperature, otherwise use Table 7.8 or 7.9.	102.174	386,549	99.689,100	99.689,100
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
CONSEQUENCE REDUCTION					
9	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease Equipment Damage Area (Line 7) by recommended percentage. This is the Equipment Damage Area.	37.885	147,34	49.150,511	49.150,511
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction
10	If consequence can be reduced due to any of the mitigation systems in Table 7.16, Section 7.8, decrease the unadjusted Area of Potential Fatalities (Line 8) by recommended percentage. This is the Area of Fatalities.	97.065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
		0,05	0,05	0,05	0,05
		% reduction	% reduction	% reduction	% reduction

Part C.2. TOXIC CONSEQUENCE CALCULATIONS					
Estimation of the toxic consequence area for a release of HF and H ₂ S.					
1	Copy material (Line 1 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). Note: Look-up tables have only been developed for HF and H ₂ S.	C1-C2			
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture 18 in.
2	Copy release type (Line 20 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	CG	CG	IG	IG
3	Copy the release rate (Line 13 or 14 or 15 from Release Rate Calculation Workbook, Part A). For "Instantaneous" skip to Line 6.	1,089	4,356	0	0
		lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.	lb./sec.
4	Copy release duration from Line 21 on Release Rate Worksheet.	40	30	0	0
		min.	min.	min.	min.
5	For "Continuous", see Figure 7.5 (HF) or Figure 7.6 (H ₂ S). Select the curve with a release duration that matches or exceeds the duration shown in Line 4 above, up to 1 hour. Use the selected curve to find the consequence area corresponding to release rate given in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

6	For "Instantaneous" enter total inventory released (Line 22 from Release Rate Calculation Workbook, Part A).	0	0	50.000	50.000
		lb.	lb.	lb.	lb.
7	For "Instantaneous" see Figure 7.8. Locate curve applicable to material selected. Enter consequence area	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Enter the result of either Line 5 or Line 7 in this line. This is the toxic consequence area.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²

Part D RISK CALCULATIONS					
Risk values for release scenario from a single piece of equipment.					
	HOLE SIZES	1/4 in.	1 in.	4 in.	Rupture
					18 in.
1	Enter the generic failure frequency by hole size from Table 8.1.	6,0E-08	2,0E-07	2,0E-08	2,0E-08
2	Calculate Sum of Failure Frequencies	3,0E-07	/year		
3	Calculate fraction contribution of each hole size by dividing the hole size generic frequency by the sum of the generic frequencies.	0,2	0,666	0,066	0,066
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
4	Copy flammable consequence result (Line 9 - Equipment Damage or Line 10 - Area of Fatalities from Flammable Consequence Workbook, Part C.1.).	97,065	367,221	94.704,645	94.704,645
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
5	Multiply each value in Line 4 by the corresponding fraction in Line 3.	19,413	244,569	6.250,507	6.250,507
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
6	Copy toxic consequence results (Line 8 from Toxic Consequence Workbook, Part C.2.).	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
7	Multiply each value in Line 6 by the corresponding fraction in Line 3.	0	0	0	0
		ft ²	ft ²	ft ²	ft ²
8	Sum the values from Line 5. This is the Flammable Consequence Area value.	12.764,995	ft ²		
9	Sum the values from Line 7. This is the Toxic Consequence Area value.	0	ft ²		
10	Convert the value from either Line 7 or Line 8 to a category according to Appendix VIII, Table B-3. This is the Consequence Category.	E			

A.2. Calculation Probability Of Failure (PoF) for 18"-VG-102-A1.

<p>Screen to identify damage mechanism. Use appropriate damage mechanism technical module (see Appendix B) to determine individual factors.</p> <p>If no damage mechanism are identified, then enter-2 as Technical Module Subfactor (Line 11).</p>			
1	Identified damage mechanism		
	1.a. Thinning/Corrosion (Y/N).	Y	
	1.b. HTHA (Y/N).	N	
	1.c. SCC (Y/N).	N	
<p>Note: Item 2 through 7 are recording certain basic information applicable to the Technical Modules. Not all items are required by each module, and not all data required by each Technical Module are presented below.</p>		1a	1b 1c
2	Age of equipment in current service (years).	5	
	2.a. Estimated/measured corrosion rate (inchi/yearly).	0,014	
	2.b. Nelson Curve Temperature.	-	
	2.c. SCC Crack Size or Susceptibility.	-	
3	Calculate left column of Technical Module Table	0,18	
4	Determine inspections equivalents (H, U, F, P, I).	U	
	4.a. Number of Inspections.	3	
5	Technical module subfactor from table (Table G-7).	3	
6	Correction for overdesign (Table G-8).	1	
7	Correction for highly reliable damage rate data (Table 8.3).	0,8	
8	Corrected technical module subfactor.	2,4	1 1
9	Combined technical module subfactor.	4,4	
10	Likelihood category from Table B-6 of Appendix B.	2	

$$\text{TMSF Final} = \text{TMSF Thinning} + \text{TMSF SCC} + \text{TMSF External Damage} = 2,4 + 1 + 1 = 4,4.$$