TUGAS AKHIR – TL 184834

IMPLEMENTASI RISK-BASED INSPECTION (RBI) DENGAN METODE API 581 PADA WASTE BOILER AMMONIA PLANT PABRIK-4 PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

ARI PRANATA KUSUMA
NRP. 02511640000128

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA
Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng

DEPARTEMEN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2020

TUGAS AKHIR − TL 184834

IMPLEMENTASI RISK-BASED INSPECTION (RBI) DENGAN METODE API 581 PADA WASTE BOILER AMMONIA PLANT PABRIK-4 PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

ARI PRANATA KUSUMA
NRP. 02511640000128

Dosen Pembimbing
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA
Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng

DEPARTEMEN TEKNIK MATERIAL DAN METALURGI
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2020

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

FINAL PROJECT − TL 184834

IMPLEMENTATION OF RISK-BASED INSPECTION (RBI) BY USING API 581 METHOD IN WASTE BOILER AMMONIA PLANT-4 PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

ARI PRANATA KUSUMA
NRP. 02511640000128

Supervisors
Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA
Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng

MATERIALS AND METALLURGICAL ENGINEERING DEPARTMENT
Faculty of Industrial Technology and System Engineering
Institut Teknologi Sepuluh Nopember
Surabaya 2020

(*This page is intentionally left blank*)

IMPLEMENTASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) DENGAN METODE API 581 PADA WASTE BOILER AMMONIA PLANT PABRIK-4 PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

TUGAS AKHIR

Diajukan untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Program Studi S-1 Departemen Teknik Material dan Metalurgi
Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:
ARI PRANATA KUSUMA
NRP 02511640000128

Disetujui Oleh Tim Penguji Tugas Akhir:

1. Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA .....(Pembimbing I)
2. Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng.....(Pembimbing II)

SURABAYA
Juni 2020

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

LEMBAR PERNYATAAN BEBAS PLAGIAT

Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama	: Ari Pranata Kusuma
NRP	: 02511640000128
Fakultas	: Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem
Departemen	: Teknik Material Dan Metalurgi
Tugas Akhir	:Implementasi *Risk-Based Inspection* (RBI) dengan Metode API 581 pada *Waste Boiler Ammonia Plant* Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur

Saya menyatakan bahwa yang tertulis di dalam skripsi ini benar-benar hasil karya sendiri bukan dari orang lain, baik sebagian ataupun seluruhnya. Standar atau acuan yang terdapat dalam tugas akhir ini di kutip atau dirujuk berdasarkan Kode Etik Ilmiah.

Apabila penulisan tugas akhir ini terbukti merupakan duplikat ataupun plagiasi dari hasil karya penulisan lain atau dengan sengaja mengajukan karya atau pendapat yang merupakan hasil karya penulis lain, maka penulis bersedia menerima sangsi sesuai hukum atau aturan yang berlaku.

Demikian surat pernyataan ini saya buat sebagai pertanggung jawaban ilmiah tanpa ada paksaan maupun tekanan dari pihak manapun juga.

Surabaya, 12 Juni 2020
Penulis,

Ari Pranata Kusuma
02511640000128

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

IMPLEMENTASI *RISK-BASED INSPECTION* (RBI) DENGAN METODE API 581 PADA WASTE BOILER AMMONIA PLANT PABRIK-4 PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

Nama	**: Ari Pranata Kusuma**
NRP	**: 02511640000128**
Departemen	**: Teknik Material dan Metalurgi**
Pembimbing I	**: Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA.**
Pembimbing II	**: Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng**

Abstrak

Strategi pemeliharan berbasiskan risiko seperti *Risk-Based Inspection* (RBI) adalah suatu proses penilaian dan manajemen risiko yang fokus pada pelepasan fluida dari peralatan pada fasilitas pengolahan dikarenakan kerusakan material dengan menganalisis probabilitas dan konsekuensi kegagalan. Sehingga untuk industri petrokimia seperti PT. Pupuk Kalimantan Timur khususnya peralatan *heat exchanger* 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* dilakukan analisis dengan metode semi-kuantitatif dalam menentukan tingkat risiko, interval dan metode inspeksi. Dari hasil yang didapatkan tingkat risiko tertinggi berada pada peralatan 1-E-501 dengan tingkat *medium risk* (1E). Interval inspeksi ditentukan dari MTTF dengan mengunakan distribusi Weibull pada 1-E-501 dan 1-E-502 adalah setiap 2.3 dan 2.6 tahun. Metode inspeksi yang tepat adalah PT, AUBT, VT, dan *Impact Testing.* Sedangkan konsekuensi finansial 1-E-501 WHB dengan spesifikasi yang lebih tinggi dan dimensi yang lebih bebas namun memiliki risiko finansial yang lebih kecil yaitu Rp. 854.474.736 dibandingkan dengan peralatan 1-E-502 SG BFW sebesar Rp. 1.715.575.158.

Kata Kunci : *Inspeksi, Risiko, Probabilitas kegagalan, Konsekuensi kegagalan*

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

IMPLEMENTATION OF RISK-BASED INSPECTION (RBI) BY USING API 581 METHOD IN WASTE BOILER AMMONIA PLANT-4 PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR

Nama	**: Ari Pranata Kusuma**
NRP	**: 02511640000128**
Departemen	**: Teknik Material dan Metalurgi**
Pembimbing I	**: Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA.**
Pembimbing II	**: Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng**

Abstract

Risk-based maintenance strategies such as Risk-Based Inspection (RBI) is assessment processes and risk management that focused on the loss of the fluid in processing facilities due to material damage by analyzing the probability and consequences of failure. So, for the petrochemical industry such as PT. Pupuk Kalimantan Timur especially heat exchanger equipment 1-E-501 SG Waste Heat Boiler and 1-E-502 SG Boiler Feed Water were analyzed by using semi-quantitative methods in determining risk level, intervals, and inspection methods. From the results obtained, the highest risk level is in 1-E-501 equipment with a medium risk level (1E). Inspection intervals determined from MTTF by using Weibull distribution on 1-E-501 and 1-E-502 are every 2.3 and 2.6 years. The appropriate inspection methods are PT, AUBT, VT, and Impact Testing. While the financial consequences on 1-E-501 WHB with the higher specifications and dimensions but also have the smaller financial risk that Rp. 854,474,736 compared to 1-E-502 SG BFW equipment of Rp. 1.715.575.158.

Keywords: Inspection, Risk, Probability of failure, Consequences of failure.

(*This page is intentionally left blank*)

KATA PENGANTAR

Puji Syukur kehadirat Allah SWT yang telah memberikan berkat, rahmat dan hidayah sehingga penulis mampu menyelesaikan laporan Tugas Akhir dengan judul "Implementasi *Risk-Based Inspection* (RBI) dengan Metode API 581 pada *Waste Boiler Ammonia Plant* Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur". Laporan ini dibuat dengan tujuan melengkapi mata kuliah Tugas Akhir yang menjadi salah satu syarat kelulusan di Departemen Teknik Material dan Metalurgi, Fakultas Teknologi Industri dan Rekayasa Sistem, Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Allah S.W.T yang telah banyak memberikan rahmat dan karunia-Nya serta kedua orang tua yang sentiasa mendukung dan mendoakan.
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Sulistijono, DEA dan Bapak Dr. Agung Purniawan, S.T., M.Eng selaku dosen pembimbing pertama Tugas Akhir yang telah memberikan pelajaran dan bimbingan.
3. Bapak Frasta Eka Prasetyawan dan Yudhistira Perdana P selaku karyawan PT. Pupuk Kalimantan Timur yang telah memberikan pelajaran dan bimbingan.
4. Seluruh dosen dan karyawan Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTIRS ITS.
5. Seluruh teman MT18 mahasiswa angakatan 2016 Departemen Teknik Material.
6. Mahesa, Bayu, Imam, Naufal, Nanda, Yusuf, Gary, Aden, Nail dan Addin selaku sahabat yang banyak membantu dalam perkuliahan.
7. Seluruh teman Laboratorium Korosi dan Kegagalan Material yang telah banyak membantu dalam menyelesaikan tugas akhir.

Penulis berharap laporan tugas akhir ini dapat bermanfaat kepada pembaca. Penulis menyadari masih ada kekurangan, sehingga penulis menerima kritik dan saran yang bersifat membangun.

Surabaya, 17 Juli 2020
Penulis

Ari Pranata Kusuma

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL ..... **i**
LEMBAR PENGESAHAN ..... **v**
LEMBAR PERNYATAAN BEBAS PLAGIAT ..... **vii**
ABSTRAK ..... **ix**
KATA PENGANTAR ..... **xv**
DAFTAR ISI ..... **xv**
DAFTAR GAMBAR ..... **xix**
DAFTAR TABEL ..... **xxi**
BAB I PENDAHULUAN
1.1 Latar Belakang 1
1.2 Perumusan Masalah 3
1.3 Batasan Masalah 3
1.4 Tujuan Penelitian 3
1.5 Manfaat Penelitian 4
BAB II TINJAUAN PUSTAKA
2.1 Risiko 5
2.2 Manajemen Risiko dan Mitigasi Risiko 5
2.3 *Risk-Based Inspection* (RBI) 5
2.4 Jenis-jenis Metode RBI 7
2.4.1 Metode Kualitatif RBI 8
2.4.2 Metode Semi-kuantitatif RBI 9
2.4.3 Metode Kuantitatif RBI 9
2.5 *Probability of Failure* 10
2.5.1 Penjelasan Umum Probabilitas Kegagalan…….…. 10
2.5.2 Frekuensi Kegagalan Umum 10
2.5.3 Faktor Manajemen Sistem 11
2.5.4 Faktor Kerusakan 11
2.6 *Consequence of Failure* 12
2.6.1 Penjelasan Umum 12
2.6.2 Analisis Konsekuensi Level 1 13
2.6.3 Analisis Konsekuensi Level 2 15
2.6.4 Analisis Penentuan Risiko 16

2.6.5 Matrik Risiko 18
2.7 Perencanaan Inspeksi Berdasarkan Analisis Risiko……... 19
2.7.1 Penjelasan Umum 19
2.7.2 Target Risiko 20
2.7.3 Efektifitas Inspeksi 20
2.7.4 Perencanaan Inspeksi 22
2.8 *Probability of Failure* 25
2.8.1 HTHA *Damage Factor* 26
2.8.2 *Low Alloy Steel Temper Embrittlement Damage Factor*…….. 29
2.9 *Consequence of Failure* 29
2.10 *Heat exchanger Tube Bundle Risk-Based Analysis*……..... 30
2.11 Penelitian Sebelumnya 31
BAB III METODOLOGI PENELITIAN
3.1 Diagram Alir 35
3.2 Informasi Umum 36
3.3 Evaluasi *Existing Inspection* 40
3.4 Identifikasi *Damage Mechanism* 41
3.5 Perhitungan *Probability of Failure* 42
3.5.1 HTHA *Damage Factor* 42
3.5.2 *Low Alloy Steel Embrittlement Damage Factor*…… 47
3.5.3 Kombinasi *Damage Factor* untuk Berbagai Mekanisme Kerusakan…….. 49
3.6 Perhitungan *Consequence of Failure* 51
3.6.1 Penentuan Pemilihan Ukuran Lubang Rilis…….. 51
3.6.2 Perhitungan Tingkat Pelepasan 51
3.6.3 Perkirakan Persediaan Cairan yang Tersedia untuk Rilis…… 52
3.6.4 Penentuan Jenis Rilis 53
3.6.5 Mentukan Konsekuensi Kebakaran dan Personil Tercidera…….. 53

3.6.6 Menentukan Konsekuensi Ledakan *Steam*…….. 54
3.6.7 Menentukan Konsekuensi Fluida Beracun…….. 55
3.7 Penentuan Tingkat Risiko 56
3.8 Penentuan Interval Inspeksi 57
3.8.1 Perhitungan *Mean Time to Failure*.....59
3.9 Penentuan Metode Inspeksi 63
3.10 Menentukan Mitigasi Risiko dengan Analisis Finansial…… 63
BAB IV ANALISis DATA DAN PEMBAHASAN63
4.1 Analisis *Risk Based Inspection* (RBI) Semi-Kuantitatif…… 63
4.1.1 Bagian A : Perhitungan Laju Kebocoran…….. 63
4.1.2 Bagian B : Analisis Kegagalan.....65
4.1.3 Bagian C : Analisis Konsekuensi Kebakaran…… 68
4.1.4 Bagian C2 : Analisis Konsekuensi Keracunan…….. 69
4.1.5 Bagian D : Perhitungan Risiko 70
4.2 Metode Inspeksi dan Monitoring.....72
4.3 Interval Inspeksi.....72
4.4 Analisis Finansial.....76
4.4.1 Probrabilitas Risiko Finansial 76
4.4.2 Konsekuensi Finansial.....77
4.4.3 Risiko Finansial.....81
BAB V KESIMPULAN DAN SARAN
5.1 Kesimpulan 83
5.2 Saran 83
DAFTAR PUSTAKA 85
NOMENKLATUR.....87
DAFTAR SINGKATAN 91
LAMPIRAN.....93
BIODATA PENULIS 128

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Kontinum dari pendekatan RBI (API 580, 2002)…….. 8
Gambar 2.2 Prinsip superposisi untuk perhitungan risiko dalam (API 581, 2019*)*…….. 17
Gambar 2.3 Matrik Risiko (API 581, 2019)…….. 18
Gambar 2.4 Perencanaan inspeksi ketika target risiko melampaui antara tanggal BRI dan tanggal rencana dan dampak inspeksi di berbagai tingkat efektivitas (API 581, 2019)…… 23
Gambar 2.5 Perencanaan inspeksi ketika target risiko telah dilampaui sebelum tanggal RBI (API 581, 2019)…….. 24
Gambar 2.6 Perencanaan inspeksi ketika sasaran risiko tidak dilampaui sebelum tanggal rencana (API 581, 2019)…… 25
Gambar 2.7 **(**a) Mikro *crack* intergranular (*fissuring*), (b) Perlit yang tidak berubah, (c) Zona yang ter-dekarburisasi, (d) Ferit (API 941, 2019) 27
Gambar 2.8 Spesimen yang terdekarburisasi internal berupa *fissuring* (Eliezer, 1981)…… 28
Gambar 3.1 Diagram Alir…….. 35
Gambar 3.2 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* (*Mechanical Catalogue* Pabrik-4 PT. Pupuk Kaltim)…… 37
Gambar 3.3 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* (*Mechanical Catalogue* Pabrik-4 PT. Pupuk Kaltim)…… 38

Gambar 3.4 Batas pengoperasian baja dalam proses hidrogen untuk menghindari *High Temperatur Hydrogen Attack* (API 941, 2016)…….. 45
Gambar 3.5 Peringkat kecurigaan terhadap HTHA pada baja paduan rendah Cr-Mo (API 581, 2019)…….. 46
Gambar 3.6 Matrik Risiko (API 581, 2019)…….. 57
Gambar 3.7 Plot distribusi Weibull pada Sebuah *Bearing* (Robert B, 2006)…….. 58
Gambar 3.8 Kurva Bathup pada Peralatan dengan Keandalan yang baik (Robert B, 2006). 59
Gambar 3.9 *Software* Minitab 17 (Minitab 17)……. 62
Gambar 4.1 Risk Matrix…….…….. 71

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Nilai angka dengan probabilitas dan konsekuensi berbasis area (API 581, 2019)… 19
Tabel 3.1 Informasi Umum 1-E-501 39
Tabel 3.2 Informasi Umum 1-E-502 39
Tabel 3.3 Metode inspeksi yang dilakukan pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* (*Failure Record Database* Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantar Timur)…….. 40
Tabel 3.4 Penjelasan Umum *damage Mechanism* (API 571, 2013)…….. 41
Tabel 3.5 *Damage factor* HTHA (API 581, 2019) 46
Tabel 3.6 Nilai angka dengan probabilitas dan konsekuensi berbasis area (API 581, 2019)… 57
Tabel 4.1 Fluida Representatif 63
Tabel 4.2 Nilai Laju Bocoran 1-E-501 SG WHB 64
Tabel 4.3 Nilai Laju Bocoran 1-E-502 SG BFW 64
Tabel 4.4 Tipe Bocoran 1-E-501 SG WHB 64
Tabel 4.5 Tipe Bocoran 1-E-502 SG BFW 65
Tabel 4.6 Frekuensi Kegagalan Generik Komponen 69
Tabel 4.7 Frekuensi Kegagalan Generik Komponen 69
Tabel 4.8 Frekuensi Kegagalan Generik Komponen 70
Tabel 4.9 Area Terdapak akibat Kegagalan Peralatan 70
Tabel 4.10 Risiko 1-E-501 dan 1-E-502 71
Tabel 4.11 Data *Time to Failure* peralatan 1-E-501 SG WHB…….. 73
Tabel 4.12 Data *Time to Failure* peralatan 1-E-502 SG BFW…… 74
Tabel 4.13 *Mean Time to Failure* (MTTF) 75
Tabel 4.14 Waktu NDT dan RBI 76
Tabel 4.15 Massa Komponen Peralatan *Heat Exchanger* 78
Tabel 4.16 *Bundle Material Cost Factor* – API 581 79
Tabel 4.17 Konsekuensi Finansial 81

Tabel 4.18 Resiko Finansial 82
Tabel 6.1 Temperatur referensi..... 118
Tabel 6.2 DF *Brittle fracture*, Komponen yang dilakukan PWHT…… ...118
Tabel 6.3 Konstanta Persamaan konsekuensi Kebakaran dan Personil tercidera…….. ...119
Tabel 6.4 Konstanta Persamaan konsekuensi Kebakaran komponen rusak (API 581, 2019)……... ...120
Tabel 6.5 Sifat Fluida Representatif yang Digunakan dalam Analisis Level 1 (API 581, 2019)…… ...121
Tabel 6.6 Frekuensi Kegagalan Generik Komponen yang Disarankan *(gff)* (API 581, 2019)…….... ...122
Tabel 6.7 Konstanta Persamaan Konsekuensi Rilis Gas Beracun untuk Amoniak dan klorin…… ...123

BAB I
PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

PT Pupuk Indonesia (Persero) merupakan salah satu Badan Usaha Milik Negara (BUMN) yang melaksanakan kegiatan usaha utama seperti perdagangan, distribusi, dan produksi di bidang perpupukan, petrokimia, agrokimia, agroindustri dan kimia lainnya. PT Pupuk Indonesia (Persero) merupakan produsen pupuk Urea terbesar di Asia dan 10 besar di dunia dengan total aset pada tahun 2017 sebesar Rp 128,49 triliun dan total kapasitas produksi pupuk mencapai 12,6 juta ton per tahun. Dalam mengemban tugas ketahanan pangan nasional, PT Pupuk Indonesia (Persero) dan 10 (sepuluh) anak perusahaannya merupakan produsen pupuk terbesar di Asia anak perusahaan yang bergerak di bidang pupuk dan kimia, *Engineering Procurement Construction* (EPC), perdagangan, utilitas, logistik, dan pengolaan pangan, yaitu PT. Petrokimia Gresik, PT. Pupuk Kujang Cikampek, PT. Pupuk Kalimantan Timur, PT. Pupuk Iskandar Muda, PT. Pupuk Sriwijaya Palembang, PT. Rekayasa Industri, PT. Mega Eltra, PT. Pupuk Indonesia Logistik, PT. Pupuk Indonesia Energi, dan PT. Pupuk Indonesia Pangan (www.pupuk-indonesia.com). Untuk sebuah perusahaan industri petrokimia, khususnya PT. Pupuk Kalimantan Timur banyak mengunakan peralatan *heat exchanger* yang digunakan untuk mentransfer energi termal internal antara dua atau lebih cairan yang tersedia pada temperatur yang berbeda. Sebagian besar penukar panas, cairan dipisahkan oleh permukaan perpindahan panas, dan idealnya mereka tidak bercampur. *Heat exchanger* banyak digunakan diproses reaksi, pembentukan uap, minyak bumi, pendingin udara, pendinginan, pemulihan panas, bahan bakar alternatif, dan industri lainnya. Contoh umum *heat exchanger* yang kita kenal dipenggunaan sehari-hari adalah radiator mobil, kondensor, *evaporator, preheater* udara, dan pendingin oli (Kuppan, 2013). Dalam setiap kegiatan produksinya kegagalan peralatan dapat disebabkan oleh beberapa hal seperti

kondisi operasi, material dan fluida. Sehingga untuk meminimalkan terjadinya kegagalan pada peralatan diperlukan manajemen perbaikan dan pemeliharaan yang baik. Strategi pemeliharaan terus berkembang mulai dari tahun 1950 hingga 1995 berevolusi dari manajemen pemeliharaan yang berbasiskan peristiwa (*event based*) pada tahun 1950, berbasis waktu (*time based*) pada tahun 1960, berbasiskan kondisi (*condition based*) pada tahun 1980, berbasiskan keandalan (*reliability based*) pada tahun 1990, hingga berbasis risiko (*risk based*) pada tahun 1995 (Ralph, 2005). Strategi pemeliharaan yang berbasiskan risiko menjadi pilihan terbaik untuk saat ini sebab pada dasarnya risiko tidak hanya berada pada *petrochemical industry, petroleum* atau nuklir yang miliki risiko yang tinggi namun dalam kehidupan sehari-hari seperti menggunakan kendaraan bermotor dan bekerja setiap hari memiliki risiko terjadi kecelakan. Namun walaupun risiko sulit untuk dihindari namun sebab dan akibatnya dapat diminimalkan seperti dengan alat keselamatan pada kendaraan dan alat pelindung diri ketika bekerja hingga risiko dapat diterima. Untuk meminimalkan sebab dan akibat pada sebuah kegagalan industri ammonia dan urea perlu dilakukan inspeksi yang berbasiskan risiko (*Risk-Based Inspection*). Inspeksi berbasis risiko (RBI) didefinisikan sebagai proses pengembangan rencana inspeksi berdasarkan pengetahuan tentang risiko kegagalan peralatan (Bertolini, 2009). Dengan menggunakan metode RBI didapat prediksi probabilitas kegagalan yang dapat terjadi sehingga dapat ditentukan metode mitigasi yang sesuai untuk menanggulanginya agar konsenkuensi dari risiko terjadinya kegagalan dapat diminimalkan. Untuk mendapatkan nilai risiko tersebut diperlukan beberapa data dan perhitungan yang menunjukkan konsekuensi kegagalan serta probabilitas kegagalannya. Pada BRI juga dapat menentukan perhitungan interval inspeksi yang efektif dan efisien serta metode inspeksinya. Dalam penelitian kali ini metode RBI yang dipakai adalah pendekatan semi-kuantitatif dengan mengacu pada API 581 *3rd Edition* yang akan diaplikasikan pada peralatan 1-E-501 SG *Waste*

Heat Boiler dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water Ammonia plant* pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur.

1.2 Perumusan Masalah

Rumusan masalah dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Bagaimana menganalisis tingkat risiko pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*.
2. Bagaimana menentukan interval inspeksi pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*.
3. Bagaimana metode inspeksi yang sesuai pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*.

1.3 Batasan Masalah

Asumsi dan Batasan masalah dalam penelitian yang dilakukan di PT. Pupuk Kalimantan Timur adalah:

1. Analisis dianggap konsekuensi pelepasan fluida diterima mengunakan metode pendekatan *Level 1 Consequence Analysis*.
2. Faktor manajemen sistem yang ditentukan berdasarkan hasil audit pada manajemen, operasi, inspeksi, pemeliharaan, teknik, pelatihan, dan personel keselamatan. Sehingga faktor ini diabaikan atau dianggap, $F_{ms} = 1$.
3. Analisis konsekuensi finansial menggunakan pendekatan estimasi berdasarkan tabal 4.16 *Bundle Material Cost Factor* – API 581.

1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Menganalisis tingkat risiko pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*.
2. Menentukan interval inspeksi pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*.
3. Menentukan metode inspeksi yang sesuai pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*.

1.5 Manfaat Penelitian

Dari analisis inspeksi berbasis risiko pada peralatan 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* di *Ammonia plant* pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur ini diharapkan dapat memberikan rekomendasi yang bisa dipertimbangkan dalam memanajemen risiko yang ada dengan dilakukan metode inspeksi yang sesuai sebagai tindakan mitigasi untuk mengetahui jika terjadinya kerusakan atau rekomendasi peningkatan efektifitas dan efisiensi dengan interval dan metode inspeksi yang optimal.

BAB II
TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Risiko

Risiko adalah kombinasi dari kemungkinan suatu peristiwa yang terjadi selama periode waktu tertentu dan konsekuensi (umumnya negatif) yang berkaitan dengan kejadiannya. Industri petrokimia terdapat banyak risiko dalam kegiatan proses produksinya, mulai dari bahan baku dan produk merupakan jenis fuida berbahaya, hingga proses menggunakan temperatur dibawah titik beku hingga 1000 ℃. Sehingga dengan risiko demikan pemilihan material yang sesuai serta alat keselamatan dalam setiap peralatan dapat menganggap kemungkinan pekerja terbunuh atau terluka parah cukup rendah. Sehingga hal ini masuk kedalam risiko yang dapat diterima (API 580, 2009).

2.2 Manajemen Risiko dan Mitigasi Risiko

Manajemen risiko ditentukan setelah risiko dan besarnya risiko diketahui. Pada awalnya, tampak bahwa manajemen risiko dan pengurangan risiko adalah sama. Namun, pengurangan risiko hanya bagian dari manajemen risiko. Pengurangan risiko adalah tindakan mitigasi suatu risiko yang dianggap terlalu tinggi ke yang lebih rendah, tingkat level risiko dapat diterima dengan beberapa bentuk kegiatan pengurangan risiko. Manajemen risiko adalah proses untuk menilai risiko, untuk menentukan apakah pengurangan risiko diperlukan dan mempertahankan risiko pada tingkat yang dapat diterima. Dengan menggunakan manajemen risiko, beberapa risiko dapat diterima sehingga tidak ada pengurangan risiko (mitigasi) yang diperlukan (API 581, 2019).

2.3 *Risk-Based Inspection* (RBI)

Risk-Based Inspection (RBI) adalah suatu proses penilaian dan manajemen risiko yang fokus pada hilangnya fluida dari peralatan bertekanan pada fasilitas pengolahan dikarenakan kerusakan material (API 581,2019). Dengan menjadikan risiko

sebagai dasarannya, melalui metode RBI maka mungkin saja terdapat suatu peralatan yang sama namun memiliki jadwal dan metode inspeksi yang berbeda disebabkan perbedaan kondisi kerja atau hal lainnya yang mempengaruhi penilaian risikonya. Kelebihan dari metode ini adalah tingkat risiko dapat ditekan serta kegiatan inspeksi dapat lebih efisien karena adanya inspeksi diutamakan pada alat yang mempunyai risiko tinggi. Secara umum tujuan dari *Risk-Based Inspection* adalah sebagai berikut:

1. Mengklasifikasikan peralatan yang sedang beroperasi untuk mengidentifikasi area yang memiliki tingkat risiko tinggi.
2. Menentukan nilai risiko pada tiap peralatan berdasarkan metodologi yang konsisten.
3. Adanya prioritas berdasarkan nilai risiko yang terukur.
4. Merancang rencana inspeksi yang sesuai untuk dilakukan.
5. Secara sistematis mengatur risiko pada kegagalan alat dan penanggulangannya jika terjadi kegagalan.

Sebelumnya, fokusan dari pengujian risiko hanya memperhatikan masalah keamanan di dalam pabrik. Sekarang dengan tingkat kesadaran yang telah meningkat, sebuah analisis risiko harus memperhatikan beberapa hal berikut:

1. Risiko di dalam pabrik terhadap pegawai
2. Risiko di luar pabrik terhadap masyarakat
3. Risiko interupsi bisnis
4. Risiko kerusakan lingkungan

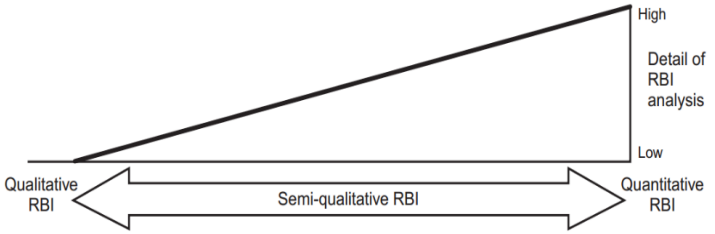
Inspeksi yang lebih efektif dapat mengurangi tingkat risiko dengan mengurangi frekuensi adanya kegagalan di masa yang akan datang, melalui tindakan korektif dan preventif yang dilakukan. Suatu risiko tidak dapat dikurangi atau dihilangkan sepenuhnya. Menurut ASME PCC 3-2007, dalam tipikal pabrik petrokimia, hanya setengah dari penyebab hilangnya fluida (*loss of containment*) yang dapat dipengaruhi kegiatan inspeksi (41% dari kegagalan mekanik serta beberapa persen dari kegagalan yang tidak diketahui). Hal ini disebabkan adanya beberapa faktor yang tidak dapat diinspeksi & dihitung seperti:

1. Kesalahan manusia
2. Bencana alam
3. Kejadian eksternal
4. Efek sekunder dari peralatan lain
5. Tindakan yang disengaja
6. Batasan dasar pada metode inspeksi
7. Kesalahan desain
8. Mekanisme kegagalan yang tidak diketahui

Sebelumnya *American Petroleum Institute* (API) mempublikasikan 2 dokumen yang terkait dengan *Risk-Based Inspection*, yaitu API *Recommended Practice* 580 – *Risk-Based Inspection* (API RP 580) dan API *Recommended Practice* 581 – *Risk-Based Inspection Metodhology* (API RP 581). Kedua dokumen tersebut terdapat perbedaan, API RP 580 adalah dokumen yang berisi prinsip dan garis pedoman umum mengenai RBI sehingga dapat dijadikan acuan untuk menjadi auditor RBI, sedangkan API RP 581 adalah dokumen yang menyediakan kalkulasi kuantitatif RBI untuk menentukan suatu rencana inspeksi. Selain itu terdapat juga beberapa standar lain yang dapat digunakan untuk analisis RBI, antara lain ASME PCC-3 *Inspection Planning Using Risk-Based Methods* yang diterbitkan oleh ASME (*The American Society of Mechanical Engineers*) dan DNV-RP G101 *Risk Based Inspection of Offshore Topsides Static Mechanical Equipment* yang diterbitkan oleh DNV (*Det Norske Veritas*).

2.4 Jenis-jenis Metode RBI

Risk-Based Inspection dilakukan dengan pendekatan kualitatif maupun kuantitatif. API 580 membagi penilaian RBI menjadi 3 jenis pendekatan, yaitu pendekatan kualitatif, semi-kuantitatif, dan kuantitatif. Spektrum analisis risiko harus dianggap sebagai kontinum dengan pendekatan kualitatif dan kuantitatif menjadi dua ekstrem dari kontinum dan segala sesuatu diantaranya menjadi pendekatan semi-kuantitatif seperti ditunjukkan oleh gambar 2.1.



Gambar 2.1 Kontinum dari pendekatan RBI (API 580, 2002)

2.4.1 Metode Kualitatif RBI

Metode RBI kualitatif adalah metode paling simpel dalam RBI, metode ini tidak butuh data yang detail sehingga metode ini sangat cepat dan mudah dalam mendapat hasil akhirnya, namun metode ini juga memiliki tingkat keakuratan penilaian yang paling rendah dibanding metode lainnya. Pendekatan ini diperlukan input data berdasarkan informasi deskriptif menggunakan penilaian teknik dan pengalaman sebagai dasar analisis probabilitas dan konsekuensi. Input data sering diberikan dalam rentang data, bukan nilai diskrit. Hasil analisis ini diberikan dalam bentuk kualitatif seperti tinggi, sedang, dan rendah, meskipun nilai-nilai numerik dapat dikaitkan dengan kategori ini. Nilai dari jenis analisis ini dimungkinkan penyelesaian penilaian risiko dengan tidak adanya data kuantitatif yang rinci. Keakuratan hasil dari analisis kualitatif tergantung pada latar belakang dan keahlian dari para analis risiko dan anggota tim.

Meskipun pendekatan kualitatif kurang presisi dari pendekatan kuantitatif, pendekatan ini efektif dalam menyaring unit dan peralatan dengan risiko rendah. Pendekatan kualitatif dapat digunakan untuk segala aspek perencanaan rencana inspeksi, namun pendekatan yang lebih kualitatif harus dipertimbangkan ketika membuat keputusan mitigasi dan rencana pemeriksaan. Metode ini secara umum dapat menyediakan dasaran dalam prioritas tingkat risiko. Pendekatan kualitatif menggunakan data

berupa pengalaman dan penilaian dari auditor mengenai objek yang akan dinilai (API 580, 2002).

2.4.2 Metode Semi-kuantitatif RBI

Semi-kuantitatif adalah pendekatan yang memiliki aspek yang berasal dari pendekatan kualitatif dan pendekatan kuantitatif. Hal ini ditujukan untuk memperoleh manfaat utama dari dua pendekatan sebelumnya (misalnya kecepatan kualitatif dan ketelitian dari kuantitatif). Sebagian besar data yang digunakan dalam pendekatan kuantitatif diperlukan untuk pendekatan ini, tetapi dalam detail yang tidak begitu rinci. Model ini tidak ketat seperti yang digunakan untuk pendekatan kuantitatif. Hasil biasanya diberikan dalam kategori konsekuensi dan probabilitas atau nilai risiko, tetapi nilai numerik juga dapat dihubungkan dengan masing-masing kategori untuk perhitungan risiko dan penerapan kriteria penerimaan risiko yang tepat (API 580, 2002).

2.4.3 Metode Kuantitatif RBI

Pendekatan analisis risiko secara kuantitatif terintegrasi dalam metodologi yang seragam dengan informasi yang berhubungan tentang desain fasilitas, praktik operasi, sejarah inspeksi, kehandalan komponen, tindakan manusia, peningkatan peralatan keamanan untuk menghindari kecelakaan, dan efek potensial terhadap kesehatan dan lingkungan. Analisis risiko kuantitatif menggunakan model logika yang menggambarkan kombinasi dari kejadian yang dapat menyebabkan kecelakaan yang merugikan, perbaikan peralatan dan perpindahan fluida yang berbahaya terhadap lingkungan. Model dievaluasi untuk memperoleh pandangan secara kualitatif dan kuantitatif dari suatu tingkat risiko. Hasil dari evaluasi tersebut dapat mengidentifikasi karakter kegagalan dan operasional yang paling berpengaruh pada risiko. Pendekatan kuantitatif dibedakan dari kualitatif berdasarkan kedalaman analisis dan integrasi dari penilaian-penilaian.

Pendekatan kuantitatif secara umum terdiri dari 5 hal, yaitu:

1. Identifikasi sistem
2. Identifikasi bahaya
3. Penilaian probabilitas
4. Analisis konsekuensi
5. Hasil risiko

Identifikasi sistem, bahaya, dan analisis konsekuensi secara integral saling terkait. Identifikasi bahaya dalam analisis RBI umumnya berfokus pada mekanisme kegagalan yang dapat diidentifikasi dalam peralatan (penyebab yang dapat diinspeksi) tetapi tidak secara eksplisit berurusan dengan skenario potensi kegagalan lain yang dihasilkan dari kejadian-kejadian seperti gangguan listrik atau kesalahan manusia. Pendekatan kuantitatif berkaitan dengan risiko total, tidak hanya risiko yang terkait dengan kerusakan peralatan (API 581, 2019)

2.5 *Probability of Failure*

2.5.1 Penjelasan Umum Probabilitas Kegagalan

Probabilitas kegagalan yang digunakan dalam API RBI dihitung dari persamaan (2.1).

$$P_f(t) = gff \cdot D_f(t) \cdot F_{MS} \quad (2.1)$$

Probabilitas kegagalan, $P_f(t)$, ditentukan sebagai produk dari frekuensi kegagalan generik, gff, faktor kerusakan, $D_f(t)$, dan faktor sistem manajemen, F_{MS}.

2.5.2 Frekuensi Kegagalan Umum

Frekuensi kegagalan generik untuk berbagai jenis komponen ditetapkan pada nilai yang mewakili data kegagalan industri petrokimia. Frekuensi kegagalan generik dimaksudkan sebagai frekuensi kegagalan sebelumnya untuk setiap kerusakan spesifik yang terjadi akibat paparan pada lingkungan operasi, dan disediakan untuk beberapa ukuran lubang untuk berbagai jenis peralatan pemrosesan (mis. proses *vessel*, drum, *tower*, sistem

perpipaan, tangki, dll.). Ukuran lubang dan frekuensi kegagalan yang terkait dimasukkan ke dalam penilaian untuk model skenario pelepasan fluida. API RBI menggunakan empat ukuran lubang untuk memodelkan skenario rilis yang meliputi berbagai peristiwa (mis. kebocoran kecil hingga pecah).

Faktor penyesuaian diterapkan pada frekuensi kegagalan generik untuk mencerminkan data industri serta menjelaskan mekanisme kerusakan komponen pada lingkungan operasi dan untuk memperhitungkan praktik manajemen yang baik dalam pabrik. Faktor kerusakan diterapkan pada komponen dan mekanisme kerusakan spesifik, sedangkan faktor sistem manajemen diterapkan secara merata ke semua peralatan. Faktor kerusakan dengan nilai lebih besar dari 1,0 akan meningkatkan kemungkinan kegagalan, dan faktor-faktor dengan nilai kurang dari 1,0 akan menguranginya. Kedua faktor penyesuaian selalu angka positif.

2.5.3 Faktor Manajemen Sistem

Penyesuaian faktor sistem manajemen, F_{MS}, menjelaskan pengaruh manajemen sistem fasilitas pada integritas mekanik peralatan pabrik. Faktor ini memperhitungkan kemungkinan untuk diakumulasi kerusakan yang mengakibatkan hilangnya konten atau isi dengan kualitas program fasilitas mekanik. Faktor ini berasal dari hasil evaluasi fasilitas atau sistem manajemen unit operasi yang memengaruhi risiko pabrik. Evaluasi terdiri dari wawancara dengan operasi, manajemen pabrik, inspeksi, personel pemeliharaan, pelatihan, teknik, dan keselamatan. Faktor ini bertanggung jawab atas kemungkinan bahwa akumulasi kerusakan yang dapat menyebabkan hilangnya penahanan akan ditemukan sebelum terjadinya kerusakan (API 581, 2019).

2.5.4 Faktor Kerusakan

Faktor kerusakan ditentukan berdasarkan mekanisme kerusakan yang berlaku (korosi lokal, *cracking*, *creep*, dll.) yang relevan dengan bahan konstruksi dan proses, kondisi fisik

komponen, dan teknik inspeksi yang digunakan untuk menghitung kerusakan. Faktor kerusakan memodifikasi frekuensi kegagalan generik industri khusus untuk komponen yang sedang dievaluasi. Faktor kerusakan tidak memberikan penilaian *Fitness-For-Service* yang pasti dari komponen tersebut. Analisis *Fitness-For-Service* untuk komponen bertekanan dicakup oleh API 579-1 / ASME FFS-1. Fungsi dasar dari faktor kerusakan adalah untuk secara statistik mengevaluasi jumlah kerusakan yang mungkin ada sebagai fungsi waktu operasi dan efektivitas kegiatan inspeksi untuk mengukur kerusakan itu. Beberapa contoh faktor kerusakan adalah sebagai berikut:

1. Penipisan (baik umum dan lokal).
2. Kerusakan Lapisan Komponen.
3. Kerusakan Eksternal.
4. *Stress Corrosion Cracking* (internal yang didasarkan pada proses fluida, kondisi operasi dan bahan dari konstruksi).
5. *High Temperature Hydrogen Attack.*
6. Mekanisme *Fatigue.*
7. *Brittle Fracture.*

Jika ada lebih dari satu mekanisme kerusakan, maka prinsip superposisi dapat terjadi, dengan modifikasi khusus untuk penipisan, kerusakan eksternal, dan pelapis komponen, digunakan untuk menentukan faktor kerusakan total.

2.6 *Consequence of Failure*

2.6.1 Penjelasan Umum

Kegagalan peralatan dapat menyebabkan cedera serius pada personil, kerugian produksi, dan dampak lingkungan yang tidak diinginkan lainnya. Dalam API RBI, konsekuensi dari kehilangan kontainmen ditentukan dengan menggunakan konsekuensi yang sudah ditentukan dengan teknik analisis dan dinyatakan sebagai area yang terkena dampak dalam istilah keuangan.

Dampak area dari hasil peristiwa seperti kebakaran, semburan api, dan ledakan dihitung berdasarkan efek radiasi termal dan tekanan berlebih pada peralatan di sekitarnya dan personil. Selain itu, metode analisis digunakan untuk mengukur besarnya tingkatan mudah terbakar dan durasi paparan personil terhadap paparan racun. Gambaran umum metodologi analisis konsekuensi API RBI disediakan dalam dua tingkat analisis konsekuensi. Konsekuensi analisis Level 1 menyediakan metode sederhana untuk memperkirakan area konsekuensi berdasarkan tabel pencarian. Metodologi analisis konsekuensi Level 2 telah ditambahkan ke API 581 yang lebih ketat karena menggabungkan prosedur perhitungan terperinci yang dapat diaplikasikan pada berbagai jenis cairan berbahaya (API 581, 2019).

2.6.2 Analisis Konsekuensi Level 1

Analisis konsekuensi Level 1 adalah metode sederhana untuk mengevaluasi konsekuensi berbahaya untuk sejumlah cairan referensi yang tersedia pada API 581. Area konsekuensi yang mudah terbakar kemudian ditentukan dari perhitungan polinomial sederhana yang merupakan fungsi dari besarnya bocoran. Untuk setiap ukuran lubang, laju pelepasan dihitung berdasarkan fase fluida rilis. Kemudian digunakan persamaan untuk menentukan konsekuensi mudah terbakar. Untuk analisis Level 1, serangkaian analisis konsekuensi dilakukan untuk menghasilkan area konsekuensi sebagai fungsi fluida referensi dan besarnya rilis. Konsekuensi utamanya adalah terkait dengan kebakaran untuk pelepasan cairan dan pelepasan uap. Probabilitas pengapian, probabilitas keterlambatan pengapian, dan kemungkinan lain berdasarkan masing-masing cairan referensi dan jenis pelepasan (mis. kontinu atau instan). Peluang ini konstan dan tidak tergantung pada laju pelepasan atau massa. Berdasarkan analisis ini, persamaan area konsekuensi ditunjukkan dalam Persamaan (2.2) dikembangkan untuk menghitung konsekuensi area.

$$CA = a \cdot X^b \tag{2.2}$$

Variabel a dan b dalam Persamaan (2.2) disediakan cairan referensi API 581 dan X merupakan laju pelepasan atau massa fluida. Area konsekuensi akhir yang mudah terbakar ditentukan sebagai rata-rata perhitungan probabilitas individu konsekuensi area untuk setiap ukuran lubang rilis. Di API RBI, empat ukuran lubang digunakan; lubang ukuran terendah mewakili kebocoran kecil dan ukuran lubang terbesar mewakili pecah atau hilangnya seluruh isi. Pembobotan konsekuensi area menggunakan distribusi ukuran lubang dan frekuensi umum ukuran lubang yang dipilih.

persamaan untuk pembobotan konsekuensi area yang mudah terbakar diberikan oleh Persamaan (2.3).

$$CA^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} ggf_n \cdot CA_n^{flam}}{ggf_{total}}\right) \quad (2.3)$$

Total frekuensi kegagalan generik, ggf_{total}, dalam persamaan di atas ditentukan dengan menggunakan total Persamaan (1.4).

$$ggf_{total} = \sum_{n=1}^{4} ggf_n \quad (2.4)$$

Prosedur analisis konsekuensi Level 1 adalah metode sederhana untuk menentukan area konsekuensi dari rilis fluida berbahaya. Input yang diperlukan hanyalah sifat fluida dasar seperti berat molekul, densitas, gas ideal, rasio panas spesifik, dan kondisi operasi. Setelah istilah-istilah ini diketahui, area konsekuensi yang mudah terbakar ditentukan dari Persamaan (2.2) dan (2.3). Prosedur serupa digunakan untuk menentukan konsekuensi yang terkait dengan pelepasan bahan kimia beracun tersebut seperti H_2S, amonia atau klorin. Area dampak toksik didasarkan pada persamaan probabilitas dan dapat dinilai apakah alirannya murni atau persentase dari aliran hidrokarbon. Salah satu batasan utama dari analisis konsekuensi Level 1 adalah hanya dapat digunakan dalam kasus di mana cairan dalam komponen

dapat direpresentasikan oleh salah satu fluida referensi. Analisis konsekuensi Level 1 telah digunakan dalam industri pemurnian selama 10 tahun terakhir. Namun, seiring dengan meningkatnya minat internasional API RBI di industri pemurnian dan petrokimia, serta di industri kimia, menjadi jelas bahwa jumlah cairan referensi yang tersedia terbatas dalam tabel area konsekuensi. Sebagai hasilnya, analisis Level 2 dikembangkan untuk menghitung area konsekuensi untuk pelepasan cairan berbahaya menggunakan pendekatan yang lebih ketat. Analisis Level 2 juga menyelesaikan ketidakkonsistenan dalam analisis Level 1 terkait dengan jenis rilis dan probabilitas.

2.6.3 Analisis Konsekuensi Level 2

Prosedur perhitungan terperinci disediakan untuk menentukan konsekuensi kehilangan kontainmen cairan berbahaya dari peralatan. Analisis konsekuensi Level 2 dikembangkan sebagai alat untuk mengasumsi analisis konsekuensi Level 1 tidak valid. Contohnya dimana perhitungan Level 2 yang lebih ketat dikutip di bawah ini:

1. Cairan spesifik tidak direpresentasikan secara memadai dalam daftar cairan referensi yang disediakan dalam lampiran API 581.
2. Fluida yang disimpan dekat dengan titik kritisnya, dalam hal ini, asumsi gas ideal untuk persamaan pelepasan uap tidak valid.
3. Efek dari rilis dua fase, termasuk fasa cair serta hujan harus dimasukkan dalam penilaian.
4. Efek dari ledakan peralatan bertekanan yang tidak mudah terbakar, seperti mungkin terjadi (mis. udara atau nitrogen) dilepaskan, harus dimasukkan dalam penilaian.
5. Asumsi meteorologis yang digunakan dalam perhitungan yang membentuk dasar untuk Level 1 pencarian tabel konsekuensi analisis tidak mewakili data.

2.6.4 Analisis Penentuan Risiko

Risk-Based Inspection adalah proses pengembangan strategi inspeksi yang berfokuskan tentang penilaian risiko kegagalan. Proses penting dalam menganalisis risiko adalah menilai kombinasi kemungkinan (probabilitas) kegagalan akibat kerusakan atau degradasi dengan penilaian konsekuensi dari kegagalan tersebut. Sama dengan strategi pembaikan lainnya, RBI menentukan mekanisme kerusakan untuk mengevaluasi dan menentukan peringkat kemungkinan (*likelihood*) dalam bentuk distribusi probabilitas kegagalan untuk menentukan keandalan sebuah peralatan. Perbedaanya, RBI befokus pada konsekuensi risiko bisnis dan kesehatan, keselamatan, dan lingkungan (HSE) yang terjadi.

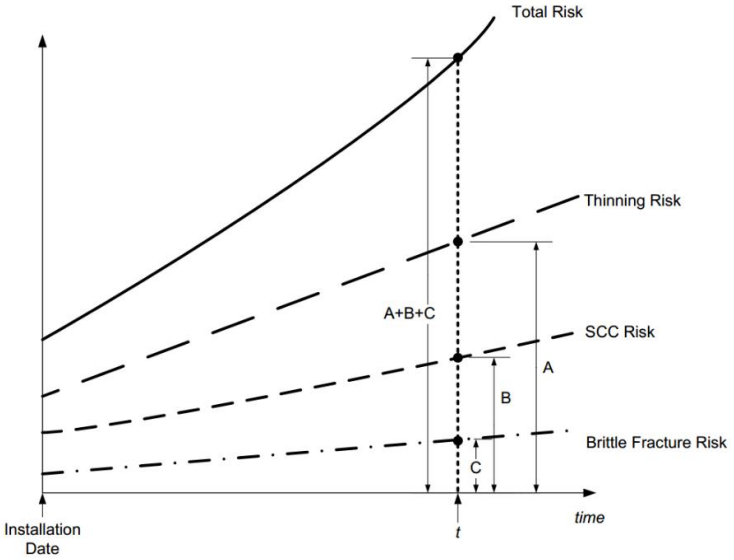
Probabilitas kegagalan dapat ditentukan dengan dua metode yaitu frekuensi kegagalan generik [*generic failure frequency* (gff)] dengan perhitungan statistik kegagalan yang sering terjadi pada peralatan industri petroleum, petrokimia atau konfensional lainnya. Metode lainnya yaitu dengan mungunakan distribusi kegagalan Weibull dua parameter khusus untuk peralatan *tubular heat exchanger bundle.* Sedangkan konsekuensi kegagalan dalam RBI, hanya bersifat peralaman (*forecasting*) atau permodelan dalam penentuan konsekuensi SHE yang tidak terduga (*unexpected*).

Perhitungan risiko ditentukan sebagai fungsi waktu sesuai dengan Persamaan (2.5). Persamaan ini menggabungkan probabilitas kegagalan dan konsekuensi kegagalan seperti dijelaskan sebelumnya.

$$R(t) = P_f(t) \cdot C(t) \tag{2.5}$$

Probabilitas kegagalan, $P_f(t)$, adalah fungsi waktu karena faktor kerusakan seperti yang ditunjukkan pada persamaan (2.1) meningkat karena kerusakan pada penipisan komponen, retak, atau mekanisme kerusakan lainnya terakumulasi dengan waktu. Gambar 2.2 menunjukkan bahwa risiko yang terkait dengan mekanisme kerusakan individual dapat terjadi ditambah bersama

oleh superposisi untuk memberikan risiko keseluruhan sebagai fungsi waktu.



Gambar 2.2 Prinsip superposisi untuk perhitungan risiko dalam (API 581, 2019)

Dalam API RBI, konsekuensi dari kegagalan, $C(t)$, diasumsikan tidak berubah dengan waktu. Oleh karena itu Persamaan (2.5) dapat ditulis ulang seperti yang ditunjukkan dalam Persamaan (2.6) dan (2.7) tergantung pada apakah risiko dinyatakan sebagai bidang dampak area atau dalam hal keuangan.

$$R(t) = P_f(t) \cdot CA \quad (2.6)$$

untuk Risiko Berbasis Area

$$R(t) = P_f(t) \cdot FC \quad (2.7)$$

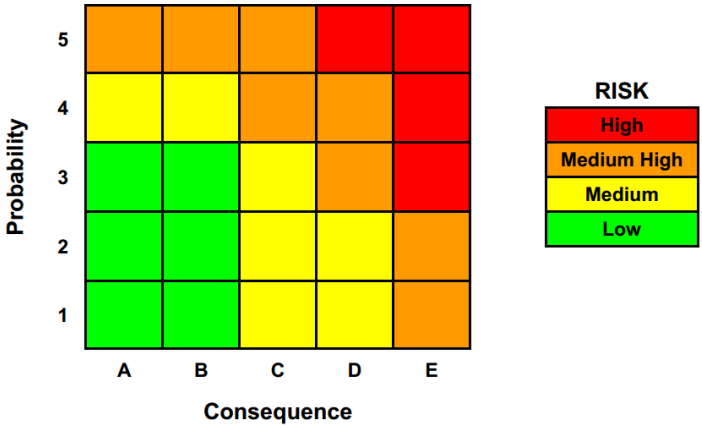
untuk Risiko Berbasis Keuangan

Dalam persamaan ini, CA adalah area dampak konsekuensi yang dinyatakan dalam satuan area dan FC merupakan

konsekuensi keuangan dinyatakan dalam istilah ekonomi. Perhatikan bahwa FC dan CA dalam persamaan (2.6) dan (2.7), risikonya bervariasi waktu hanya karena fakta bahwa probabilitas kegagalan adalah fungsi waktu.

2.6.5 Matrik Risiko

Menyajikan hasil dalam matriks risiko adalah cara yang efektif untuk menunjukkan distribusi risiko yang berbeda komponen dalam unit proses tanpa nilai numerik. Dalam matriks risiko, konsekuensi dan kategori probabilitas diatur sedemikian rupa sehingga komponen risiko tertinggi mengarah ke sudut kanan atas. Risiko matriks yang digunakan dalam API RBI ditunjukkan pada Gambar 2.3 Matriks risiko dapat dinyatakan dalam konsekuensi area atau konsekuensi keuangan. Nilai numerik yang disarankan terkait dengan kategori konsekuensi probabilitas ditunjukkan dalam Tabel 2.1 untuk kategori konsekuensi yang dinyatakan dalam istilah area atau finansial.



Gambar 2.3 Matrik Risiko (API 581, 2019)

Kategori risiko (mis. Tinggi, Sedang Tinggi, Sedang, dan Rendah) diplot ke kotak pada matriks risiko. Dalam API Kategori risiko RBI asimetris untuk menunjukkan bahwa kategori

konsekuensi diberi bobot lebih tinggi dari kategori probabilitas. Peralatan yang berada disudut kanan atas matriks risiko kemungkinan besar akan diprioritaskan dalam perencanaan inspeksi karena peralatan ini memiliki risiko tertinggi. Demikian pula, peralatan yang berada di sudut kiri bawah dari matriks risiko cenderung mengambil prioritas yang lebih rendah karena memiliki risiko terendah. Setelah itu plot telah selesai, matriks risiko kemudian dapat digunakan sebagai alat penentu prioritas proses.

Tabel 2.1 Nilai angka dengan probabilitas dan konsekuensi berbasis area (API 581, 2019)

	Probability Category [1,2,3]		Consequence Category [4]	
Category	Probability Range	DF Range	Category	Range (m^2)
1	$P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-05	$D_{f\text{-}total} \leq 1$	A	$CA_f^{flam} \leq 9.29$
2	3.06E-05 < $P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-04	$1 < D_{f\text{-}total} \leq 10$	B	$9.29 < CA_f^{flam} \leq 92.9$
3	3.06E-04 < $P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-03	$10 < D_{f\text{-}total} \leq 100$	C	$92.9 < CA_f^{flam} \leq 929$
4	3.06E-03 < $P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-02	$100 < D_{f\text{-}total} \leq 1000$	D	$929 < CA_f^{flam} \leq 9290$
5	$P_f(t,I_E) >$ 3.06E-02	$D_{f\text{-}total} > 1000$	E	$CA_f^{flam} > 9290$

2.7 Perencanaan Inspeksi Berdasarkan Analisis Risiko

2.7.1 Penjelasan Umum

Perencanaan inspeksi menggunakan API RBI didasarkan pada suatu waktu, risiko didefinisikan dalam Persamaan (2.8) dan (2.9) akan mencapai target risiko yang ditentukan. Kapan atau sebelum target risiko tercapai, inspeksi peralatan direkomendasikan berdasarkan peringkat mekanisme kerusakan komponen yang memiliki faktor kerusakan terhitung tertinggi. Meskipun inspeksi peralatan tidak tentu mengurangi risiko peralatan itu, inspeksi memberikan pengetahuan dari kondisi kerusakan dan mengurangi ketidakpastian. Kemungkinan kerusakan terjadi berkaitan langsung dengan jumlah informasi yang tersedia dari inspeksi dan perhitungan kerusakan.

Dalam API RBI, pengurangan ketidakpastian adalah fungsi dari efektivitas inspeksi dalam mengidentifikasi dan mengukur jenis dan tingkat kerusakan. Beberapa teknik inspeksi lebih baik,

misalnya dalam mendeteksi kerusakan penipisan dari yang lain. Di sisi lain, teknik inspeksi sesuai untuk korosi umum mungkin tidak terlalu efektif dalam mendeteksi dan menghitung kerusakan akibat penipisan lokal atau retak. Risiko yang diperhitungkan dalam API RBI tidak hanya fungsi waktu tetapi juga fungsi pengetahuan yang diperoleh pada kondisi atau kerusakan komponen yang ditentukan dalam program inspeksi yang efektif. Ketika efektivitas inspeksi dimasukkan ke dalam Persamaan risiko (2.8) dan (2.9), persamaan dapat ditulis ulang sebagai Persamaan (2.8) dan (2.9):

$$R(t, I_E) = P_f((t, I_E) \cdot CA \quad (2.8)$$

untuk Risiko Berbasis Area

$$R(t, I_E) = P_f((t, I_E) \cdot FC \quad (2.9)$$

untuk Risiko Berbasis Keuangan

2.7.2 Target Risiko

Target risiko didefinisikan sebagai tingkat risiko yang diterima dan ditetapkan untuk tujuan perencanaan inspeksi. Target risikonya adalah dalam hal area untuk analisis konsekuensi berbasis area dan dalam hal batasan finansial untuk analisis konsekuensi berbasis finansial. Spesifikasi target risiko adalah tanggung jawab Pemilik-Pengguna. Target risiko dapat dikembangkan berdasarkan Pedoman internal Pemilik-Pengguna untuk toleransi risiko. Banyak perusahaan yang mendefinisikan kriteria risiko perusahaan dalam tingkatan risiko keselamatan, lingkungan, dan keuangan yang dapat diterima dan bijaksana. Kriteria risiko ini harus digunakan ketika membuat keputusan inspeksi berbasis risiko karena setiap perusahaan mungkin berbeda dalam hal yang dapat diterima tingkat risiko dan keputusan manajemen risiko dapat bervariasi di antara perusahaan.

2.7.3 Efektifitas Inspeksi

Estimasi probabilitas kegagalan suatu komponen tergantung pada seberapa baik variabel independen batasnya diketahui. Dalam

model yang digunakan untuk perhitungan probabilitas kegagalan, (mis. Kehilangan logam karena penipisan atau ukuran retak karena lingkungan korosif) mungkin memiliki ketidakpastian yang signifikan terutama ketika parameter ini perlu diproyeksikan ke masa depan. Program inspeksi dapat diterapkan untuk dapatkan perkiraan tingkat kerusakan yang lebih baik dan ukuran cacat terkait.

Program inspeksi adalah kombinasi dari metode NDT (yaitu visual, ultrasonik, radiografi dll.), frekuensi inspeksi, dan serta cakupan lokasi inspeksi. Program inspeksi bervariasi dalam efektivitasnya untuk mencari dan mengukur tingkat kerusakan. Efektivitas program inspeksi dapat dibatasi oleh:

1. Kurangnya cakupan area yang dapat di inspeksi,
2. Keterbatasan dari metode inspeksi untuk mendeteksi dan mengukur jenis kerusakan tertentu,
3. Pemilihan metode dan alat inspeksi yang tidak tepat,
4. Penerapan metode dan alat oleh personel inspeksi yang kurang terlatih,
5. Prosedur inspeksi yang tidak memadai,
6. Tingkat kerusakan dalam beberapa kondisi (mis. *start-up, shut-down*, atau gangguan proses) dapat meningkatkan kemungkinan bahwa kegagalan dapat terjadi dalam waktu yang sangat singkat; bahkan jika kerusakan tidak ditemukan selama inspeksi, kegagalan masih dapat terjadi sebagai akibat dari perubahan atau gangguan dalam kondisi,
7. Analisis hasil yang tidak akurat, dan
8. Probabilitas deteksi teknik NDT yang diterapkan untuk jenis komponen tertentu, metalurgi, temperatur dan geometri.

Pentingnya evaluasi metode inspeksi dan mengenali inspeksi paling baru mungkin dapat mendeskripsikan keadaan aktual komponen dibawah kondisi operasi saat ini. Jika kondisi operasi telah berubah, tingkat kerusakan berdasarkan data inspeksi dari operasi kondisi sebelumnya mungkin tidak valid. Penentuan efektivitas inspeksi harus mempertimbangkan hal berikut:

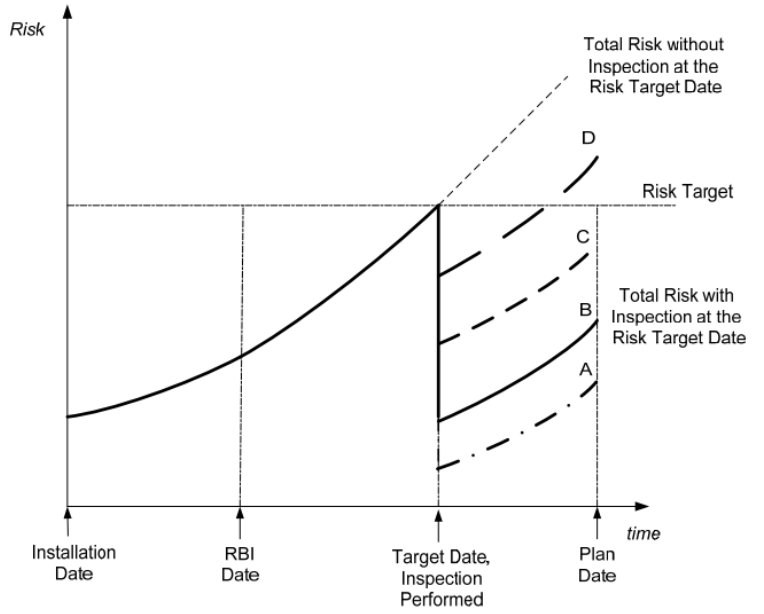
1. Tipe peralatan atau komponen,
2. Mekanisme kerusakan yang aktif dan kredibel,
3. Kerentanan dan tingkat kerusakan,
4. Metode, cakupan dan frekuensi NDE, dan
5. Aksesibilitas ke area kerusakan yang diperkirakan.

Dengan mengidentifikasi mekanisme kerusakan yang kredibel, menentukan tingkat kerusakan, dan memilih kategori efektivitas inspeksi berdasarkan tingkat pemeriksaan yang ditentukan, kemungkinan kegagalan dan risiko yang terkait ditentukan menggunakan Persamaan (2.8) atau (2.9). Probabilitas kegagalan dan risiko dapat ditentukan dengan menggunakan persamaan ini untuk periode waktu atau kondisi masa depan serta kondisi saat ini dengan memproyeksikan tingkat kerusakan dan ukuran cacat ke masa depan.

2.7.4 Perencanaan Inspeksi

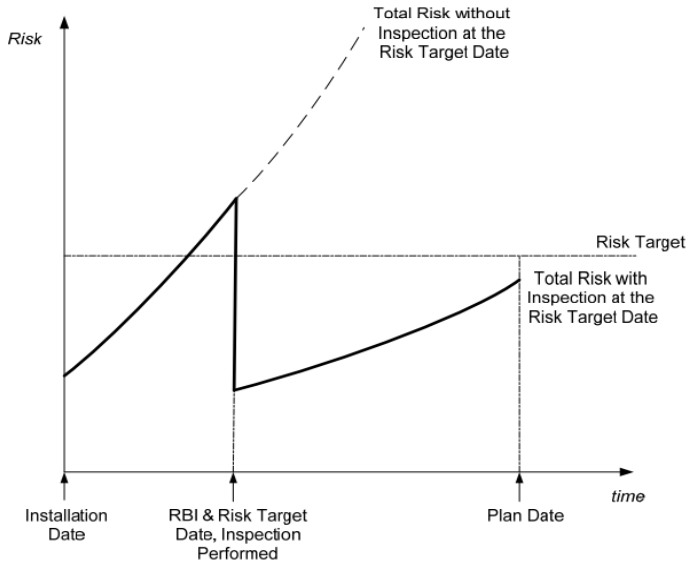
Dalam merencanakan inspeksi menggunakan API RBI, tanggal rencana biasanya dipilih cukup jauh ke depan untuk menyertakan periode waktu perawatan di masa depan. Dalam periode ini, ada tiga kasus mungkin berdasarkan risiko yang diprediksi dan target risiko yang ditentukan.

a. Kasus 1 - Target risiko dilampaui pada suatu titik di masa depan sebelum tanggal rencana inspeksi. Ini adalah kasus klasik dan ditunjukkan pada Gambar 2.4 hasil dari rencana inspeksi akan menjadi jumlah inspeksi yang diperlukan, serta jenis atau efektivitas inspeksi yang diperlukan, untuk mengurangi risiko pada tanggal rencana masa depan turun di bawah target risiko. Tanggal target adalah tanggal di mana target risiko berada diharapkan akan tercapai dan merupakan tanggal inspeksi yang direkomendasikan.



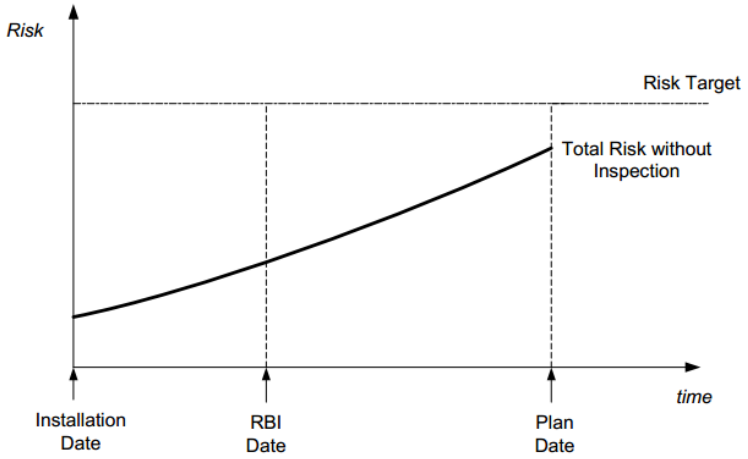
Gambar 2.4 Perencanaan inspeksi ketika target risiko melampaui antara tanggal BRI dan tanggal rencana dan dampak inspeksi di berbagai tingkat efektivitas (API 581, 2019)

b. Kasus 2 - Risiko sudah melebihi target risiko pada saat analisis RBI dilakukan - Kasus ini adalah ditunjukkan pada Gambar 2.5 dan menunjukkan bahwa risiko pada saat analisis RBI melebihi risiko target. Inspeksi segera akan direkomendasikan pada tingkat yang cukup untuk mengurangi risiko di masa depan.



Gambar 2.5 Perencanaan inspeksi ketika target risiko telah dilampaui sebelum tanggal RBI (API 581, 2019)

c. Kasus 3 - Risiko pada tanggal rencana mendatang tidak melebihi target risiko– Kasus ini ditunjukkan pada Gambar 2.6 dan menunjukkan bahwa risiko masa depan yang diprediksi pada tanggal rencana tidak akan melebihi target risiko dan karenanya, inspeksi tidak direkomendasikan selama periode rencana. Dalam hal ini, batas waktu pemeriksaan untuk inspeksi, tujuan penjadwalan harus disesuaikan dengan tanggal rencana yang menunjukkan bahwa evaluasi peralatan untuk inspeksi atau analisis ulang risiko harus dilakukan pada tanggal akhir rencana.



Gambar 2.6 Perencanaan inspeksi ketika sasaran risiko tidak dilampaui sebelum tanggal rencana (API 581, 2019)

Konsep bagaimana teknik inspeksi dengan tingkat efektivitas yang berbeda dapat mengurangi risiko ditunjukkan pada Gambar 2.4. Dalam contoh yang ditunjukkan, inspeksi Level C direkomendasikan pada tanggal target. Ini tingkat inspeksi sudah cukup karena risiko yang diprediksi setelah inspeksi ditentukan di bawah target risiko pada tanggal rencana. Perhatikan bahwa pada Gambar 2.4, inspeksi Level D pada tanggal target tidak akan cukup untuk memenuhi kriteria target risiko. Risiko yang diproyeksikan pada tanggal rencana akan melebihi target risiko.

2.8 *Probability of Failure*

Analisis probabilitas dalam program RBI dilakukan untuk memperkirakan probabilitas konsekuensi buruk tertentu yang dihasilkan dari kegagalan yang terjadi karena mekanisme kerusakan. Probabilitas dari konsekuensi spesifik yang akan terjadi adalah produk dari probabilitas kegagalan (POF) dan skenario probabilitas yang dipertimbangkan dengan asumsi bahwa kegagalan telah terjadi. Analisis probabilitas kegagalan harus

dibahas semua mekanisme kerusakan yang rentan dapat terjadi (mis., penipisan dan *creep*). Analisis harus kredibel, berulang dan didokumentasikan dengan baik. Perlu dicatat bahwa mekanisme kerusakan tidak satu-satunya penyebab pelepasan fuida. Penyebab lain dari kerugian ini tidak terbatas pada:

a. Sebuah aktivitas seismik.
b. Cuaca ekstrem.
c. *Overpressure* karena kegagalan perangkat pelepas tekanan.
d. Kesalahan operator.
e. Kesalahan desain.
f. Sabotase.

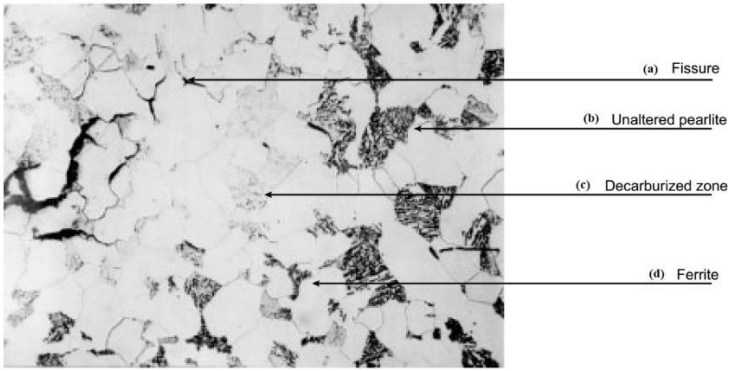
2.8.1 HTHA *Damage Factor*

Sejumlah sistem terkait pengolahan energi, khususnya sistem konversi energi seperti batubara, metana dan pengolah bahan bakar fosil, melibatkan hidrogen pada temperatur tinggi dan tekanan. Temperatur dan tekanan tinggi hidrogen menyebabkan hilangnya kekuatan, pembengkakan dan akhirnya patah dalam baja. Serangan hidrogen terjadi sebagai akibat dari ion hidrogen berdifusi ke dalam baja dan bergabung dengan karbon dalam larutan padat untuk membentuk metana, karena tidak dapat larut dalam baja, tetap terjebak secara internal sebagai gelembung metana, tidak bisa untuk berdifusi keluar melalui baja, terakumulasi dalam cacat sub-mikroskopis yang ada (*void*) dan tekanan internal yang tinggi yang menyebabkan pertumbuhan dan perpaduan kekosongan ini. Kekosongan pada batas butir akhirnya bergabung menjadi celah menghasilkan *fissure* intergranular yang luas menyebabkan kegagalan baja. Kisaran temperatur serangan hidrogen baja karbon sekitar 160 °C hingga 540 °C (D. Eliezer, 1981).

Hidrogen temperatur tinggi dapat menyerang baja dengan dua cara:

a. dekarburisasi pada permukaan, dan
b. dekarburisasi internal dan *fissure*, yang pada akhirnya menyebabkan retak.

Seperti pada gambar 2.7 kombinasi temperatur tinggi dan tekanan parsial hidrogen rendah mendukung dekarburisasi permukaan tanpa dekarburisasi internal dan *fissure* (c). Kombinasi temperatur rendah, tetapi di atas 400 °F (204 °C), dan tinggi tekanan parsial hidrogen, di atas 2200 psia (15,17 MPa), mendukung dekarburisasi internal dan *fissure*, yang dapat akhirnya menyebabkan retak (a), sedangkan (b) dan (c) adalah fasa perlit dan ferit yang tidak berubah. Pada temperatur tinggi dan tekanan parsial hidrogen tinggi, kedua mekanisme aktif. Mekanisme ini dijelaskan secara rinci di bawah ini.



Gambar 2.7 (a) Mikro *crack* intergranular (*fissuring*), (b) Perlit yang tidak berubah, (c) Zona yang ter-dekarburisasi, (d) Ferit (API 941, 2019)

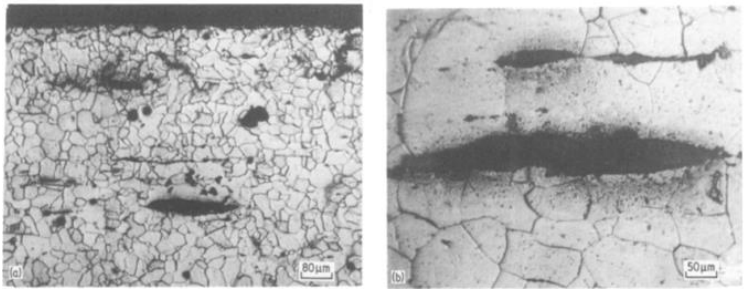
1. Surface Decarburization

Dekarburisasi permukaan berkaitan dengan tekanan dan temperatur parsial hidrogen dengan kondisi yang tidak cukup parah untuk menghasilkan tekanan metana dan membentuk celah. Dekarburisasi permukaan sebagai bentuk HTHA mirip dengan yang dihasilkan dari paparan baja bertemperatur tinggi dengan gas-gas tertentu seperti udara, oksigen, atau karbon dioksida. Efek dekarburisasi permukaan yang biasa adalah sedikit pengurangan kekuatan dan kekerasan secara lokal.

Karena efek ini biasanya kecil, sehingga kurang diperhatian dibandingkan dengan dekarburisasi internal. Sejumlah teori telah diajukan untuk menjelaskan dekarburisasi permukaan, tetapi yang diterima saat ini didasarkan pada migrasi karbon ke permukaan di mana senyawa gas karbon terbentuk, menghasilkan baja kurang kaya karbon. Senyawa gas yang terbentuk adalah CH_4, dimana senyawa karbon dalam larutan terus dipasok dari senyawa karbida dalam baja.

2. Dekarburisasi Internal, *Fissuring*, dan Retak

Dekarburisasi internal dan retak disebabkan oleh ion hidrogen yang berdifusi kedalam baja dan bereaksi dengan karbon membentuk gas metana yang tidak dapat berdifusi keluar dari baja dan biasanya terakumulasi pada batas butir. Ini menghasilkan tekanan lokal yang tinggi yang mengarah pada pembentukan celah, retakan, atau gelembung pada baja. Baja yang rusak karena hidrogen menyebabkan penurunan besar sifat-sifat mekanik. Penambahan penstabil karbida pada baja mengurangi kecenderungan terjadi celah internal. Elemen, seperti kromium, molibdenum, tungsten, vanadium, titanium, dan niobium, membentuk paduan karbida yang lebih stabil yang tahan rusak oleh hidrogen dan dengan demikian mengurangi kecenderungan untuk membentuk metana (API 941, 2016).



Gambar 2.8 Spesimen yang terdekarburisasi internal berupa *fissuring* (Eliezer, 1981)

2.8.2 *Low Alloy Steel Temper Embrittlement Damage Factor*

Low alloy steel temper embrittlement adalah pengurangan ketangguhan karena perubahan metalurgi yang dapat terjadi dibeberapa baja paduan rendah sebagai hasil pemaparan panjang dalam kisaran temperatur sekitar 650 °F hingga 1100 °F (343 °C ke 593 °C). Perubahan ini menyebabkan pergeseran yang diukur dengan Pengujian *Impact Charpy*. Sehingga rentan terhadap patah getas selama paparan temperatur khususnya saat *start up* dan *shutdown* (API 571, 2003).

Baja feritik paduan rendah jenis CrMo banyak digunakan dalam industri tenaga dan petrokimia Sebagai bahan struktural. Secara umum, baja ini Tangguh dan ulet pada temperatur operasi yang lebih rendah dan mempertahankan kekuatan yang baik pada temperatur yang lebih tinggi. Baja ini dapat menjadi lebih getas dengan penurunan ketangguhan dan perubahan dalam transisi *ductile-to-brittle transition temperature* (DBTT) ke temperatur yang lebih tinggi. Ada dua mekanisme utama yang mengarah ke degradasi ketangguhan ini. Penyebab pertama adalah dari perubahan dalam batas butir yang disebut sebagai *temper embrittlement*. Penyebab lainnya adalah dari presipitasi karbida. *Temper embrittlement* berasal dari pemisahan batas butir dengan elemen pengotor seperti P, Sb dan Sn sebagai hasil dari pemaparan berkepanjangan dalam kisaran temperatur dari 350-550 °C. Kedua jenis efek pengetasan ini menghasilkan penurunan ketangguhan dan peningkatan DBTT (S.H. Song, 1999).

2.9 *Consequence of Failure*

Analisis konsekuensi dalam program RBI dilakukan untuk mendeskripsikan antara peralatan pada dasar pentingnya potensial kegagalan. Secara umum, program RBI akan dikelola oleh inspektor pabrik atau insinyur inspeksi, yang biasanya akan mengelola risiko dengan mengelola probabilitas kegagalan dengan inspeksi dan perencanaan pemeliharaan. Mereka biasanya tidak memiliki banyak kemampuan untuk memodifikasi konsekuensi dari kegagalan. Manajemen dan personil keselamatan proses

mungkin berkeinginan untuk mengelola sisi konsekuensi dari persamaan risiko. Analisis konsekuensi adalah penetapan peringkat risiko relatif dari peralatan. Analisis konsekuensi harus dapat diulang, disederhanakan, estimasi yang kredibel pada kemungkinan kegagalan peralatan yang sedang dinilai. Metode analisis konsekuensi yang lebih rumit dan terperinci dapat digunakan, tergantung pada aplikasi yang diinginkan untuk penilaian. Konsekuensi pelepasan fluida umumnya dievaluasi sebagai kehilangan cairan ke lingkungan eksternal. Efek konsekuensi dari pelepasan fluida dapat secara umum dianggap dalam kategori berikut (API 580, 2002):

a. Dampak keselamatan dan kesehatan.
b. Dampak lingkungan.
c. Kerugian produksi.
d. Biaya pemeliharaan dan rekonstruksi.

2.10 *Heat exchanger Tube Bundle Risk-Based Analysis*

Bagian ini menjelaskan metodologi untuk menilai keandalan dan sisa masa pakai *Heat exchanger*. Metodologi untuk melakukan analisis manfaat biaya untuk membantu dalam membuat RBI, keputusan penggantian dan untuk menentukan frekuensi penggantian optimal dari *heat exchanger*. Tujuannya adalah mengoptimalkan inspeksi *heat exchanger tube bundle*, siklus penggantian dan meminimalkan biaya operasi perawatan tahunan. Biaya ini *termasuk tube bundle*, biaya pemasangan dan biaya peluang kehilangan produksi karena unit dan pabrik *shutdown* yang tidak direncanakan. Banyak perusahaan saat ini memprediksi masa pakai dengan menganalisis sejarah setiap *tube bundle heat exchanger* dari tanggal pengoprasian. Pendekatan ini tidak didasarkan pada set data yang signifikan secara statistik untuk membuat prediksi akurat kinerja dimasa depan atau POF *tube bundle heat exchanger*. Filosofi ini juga tidak memungkinkan prediksi untuk *tube bundle* yang baru diinstal atau untuk *bundle* dimana informasi inspeksi tidak tersedia.

Penerapan prinsip risiko pada inspeksi *tube bundle heat exchanger* memungkinkan keputusan dibuat berdasarkan konsekuensi dari kegagalan *tube bundle*, termasuk biaya produksi yang lebih rendah dan dampak lingkungan. Biaya yang terkait dengan sistem kebocoran, biaya penggantian dan pemeliharaan *bundle.*

Prediksi kinerja masa depan dapat lebih akurat dengan data inspeksi gabungan dari *heat exchanger* lainnya dengan desain serupa dan dalam kondisi operasi serupa dapat digabungkan dan dianalisis secara statistik. Hasil dari analisis dapat digunakan untuk menentukan apakah *tube bundle heat exchanger* akan bertahan sampai pemeliharaan terjadwal berikutnya. Keuntungan menggunakan analisis ini adalah keputusan teknis yang tepat dapat dibuat secara signifikan walaupun dengan lebih sedikit data kegagalan seperti yang diperlukan dengan distribusi statistik lainnya. Analisis ini mengunakan pendekatan Weibull karena metode ini digunakan untuk menyelesaikan masalah-masalah keteknikan yang menyangkut lama waktu (umur) suatu objek atau peralatan yang mampu bertahan hingga akhirnya tidak berfungsi sebagaimana mestinya (rusak atau mati) (API 581, 2019).

2.11 Penelitian Sebelumnya

Beberapa penelitian sebelumnya telah dilakukan dalam menganalisis tingkat risiko dengan metode *Risk-Based Inspection*. Pendekatan metode yang digunakan seperti Kualitatif, Kuantitatif dan Semi-kuantitatif digunakan dalam menganalisis beberapa peralatan *pipping, tank, pressure vessel* dan *heat exchanger* seperti berikut:

1. ASSESSMENT RISK-BASED INSPECTION(RBI) PADA STORAGE TANK (31 T 2) DI PERTAMINA RU IV CILACAP. Kesimpulan dari penelitian yang dilakukan ialah tingkat risiko *medium* dan *medium high risk*, konsekuensi yang terjadi apabila mengalami kebocoran ialah kebakaran karena sifat fluida yang mudah terbakar, serta nilai TMSF

pada 14 *tag number* sebesar 1 sementara pada bagian *roof* adalah 15 (Wipri, 2011).

2. ANALISIS RISIKO PRESSURE VESSEL DENGAN RISK-BASED INSPECTION API 581 DAN STUDI EKPERIMENTAL KARAKTERISTIK KOROSI BAHAN SHELL PRESSURE VESSEL PADA MEDIA GAS H2S DI HESS (INDONESIA-PANGKAH) LTD. Kesimpulan dari penelitian ini adalah 1 buah *pressure vessel* pada *low risk* dan 14 buah *pressure vessel* lainnya pada *medium risk*, tidak ada langkah mitigasi karena pada zona aman, serta disimpulkan bahwa semakin tinggi kandungan H_2S semakin tinggi pula laju korosi (James, 2013).
3. STUDI APLIKASI METODE RISK BASED INSPECTION (RBI) SEMI-KUANTITATIF API 581 PADA PRODUCTION SEPARATOR. Metode yang digunakan dalam tugas akhir ini adalah metode *Risk Based Inspection* Semi-Kuantitatif API 581, yang nantinya akan menghasilkan nilai risiko dan *risk level* dari alat. Hasil dari analisis menunjukkan bahwa terdapat 24 bagian memiliki tingkat resiko *medium risk* dan 4 bagian memiliki tingkat risiko *medium high risk*. Dengan mekanisme kerusakan *thinning* maka disarankan untuk melakukan inspeksi selanjutnya tidak melebihi setengah sisa umur pakai. Untuk metode inspeksi yang disarankan adalah *visual examination* dan *ultrasonic test* (Moamar, 2015).
4. STUDI APLIKASI RISK-BASED INSPECTION (RBI) PADA PROCESS PIPING PL-117-A 0,75”, 2”, 3”, DAN 4” DENGAN METODE API 581 BASE RESOURCE DOCUMENT DI INDUSTRI MINYAK DAN GAS. DITENTUKAN TINGKAT RISIKO, METODE, DAN PENJADWALAN INSPEKSI DARI PROCESS PIPING PL-117-A 0,75”, 2”, 3”, DAN 4”. Sehingga hasil yang diperoleh ialah pipa dengan diameter 0,75”, 2”, dan 3” memiliki tingkat risiko yang rendah, serta tidak perlu dilakukan inspeksi selanjutnya, tetapi dilakukan reparasi.

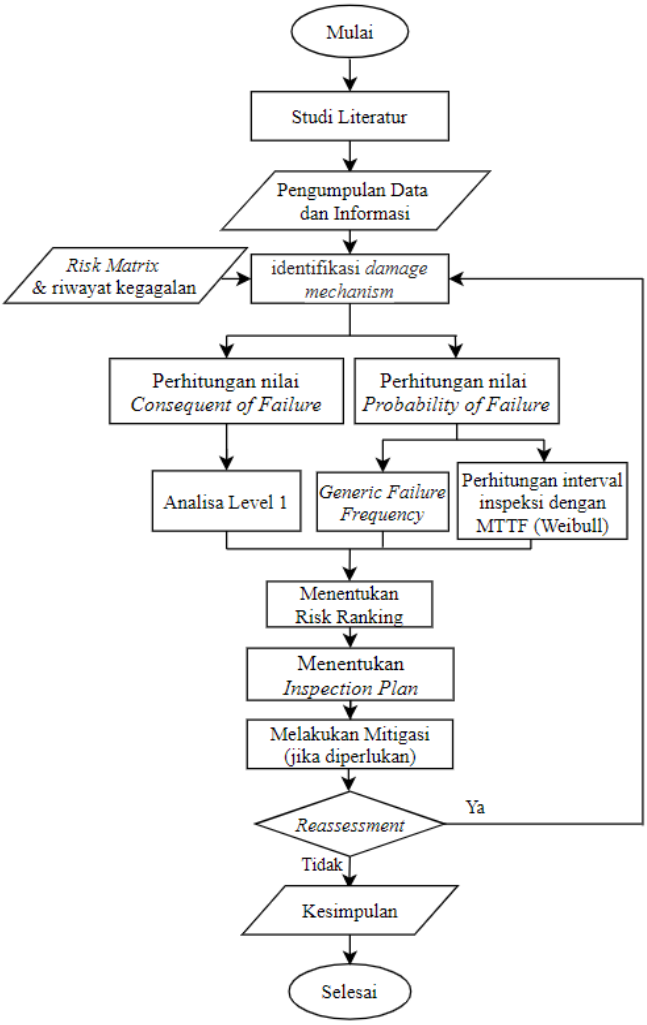
Sementara untuk pipa dengan diamter 4" memiliki tingkat risiko sedang, dan harus segera dilakukan reparasi karena ketebalan aktual pipa lebih rendah dari ketebalan pipa yang diperbolehkan (Erick, 2015).

5. RESEARCH OF APPLICATION RISK BASED INSPECTION (RBI) USING API 581 ON FUEL GAS SCRUBBER. Dari hasil analisis dan perhitungan didapatkan bahwa kemungkinan kegagalan dari alat ini berada pada kategori 1, dan konsekuensi kegagalannya berada pada kategori E. Berdasarkan nilai tersebut didapatkan tingkatan risiko dari alat ini berada pada level *medium-high*. Penyebab alat ini memiliki resiko yang cukup tinggi dikarenakan fluida yang mengalir didalamnya cukup berbahaya serta laju aliran dari fluidanya cukup tinggi. Interval inspeksi untuk alat ini adalah setiap 5 tahun menggunakan *ultrasonic thickness measurement* dan *visual examination*. Hal ini dikarenakan metode inspeksi tersebut sesuai untuk mendapatkan informasi yang dibutuhkan dengan mekanisme kerusakan yang dapat terjadi pada alat ini (Adi, 2015).
6. INSPECTION PLANNING PROGRAM USING RISK BASED INSPECTION API 581 FOR ABOVEGROUND STORAGE TANKS IN PT. X GRESIK. Setelah perhitungan RBI dilakukan maka hasil untuk kemungkinan terjadi kegagalan = 1,43E-04 kesalahan/tahun. Untuk perhitungan konsekuensi ketika kesalahan terjadi didapatkan hasil sekitar = 477,65 m^2. Dari hasil perhitungan tersebut maka risiko pada tiap ruas tangki yang dapat dikategorikan pada tingkat 2C. Perencanaan inspeksi dapat dilakukan dengan memperhitungkan faktor kerusakan yang terjadi pada tangki tersebut. Perencanaan inspeksi selanjutnya dapat dilakukan pada tanggal 17/10/2022 dan 19/10/2022 (Rafli, 2020).

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

BAB III
METODOLOGI PENELITIAN

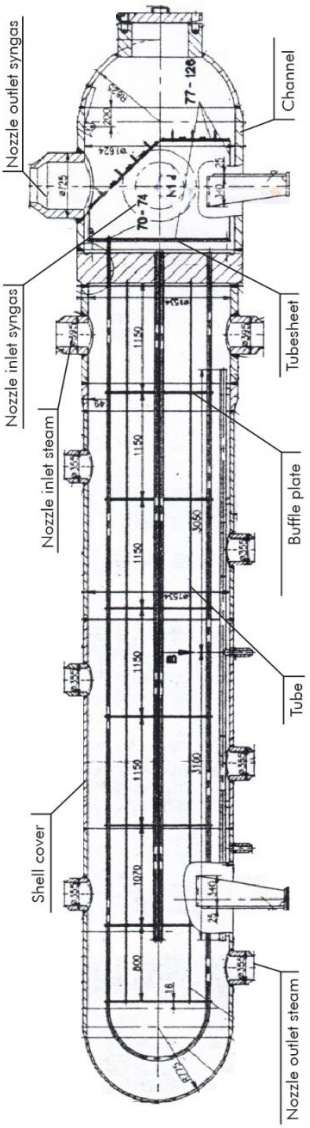
3.1 Diagram Alir



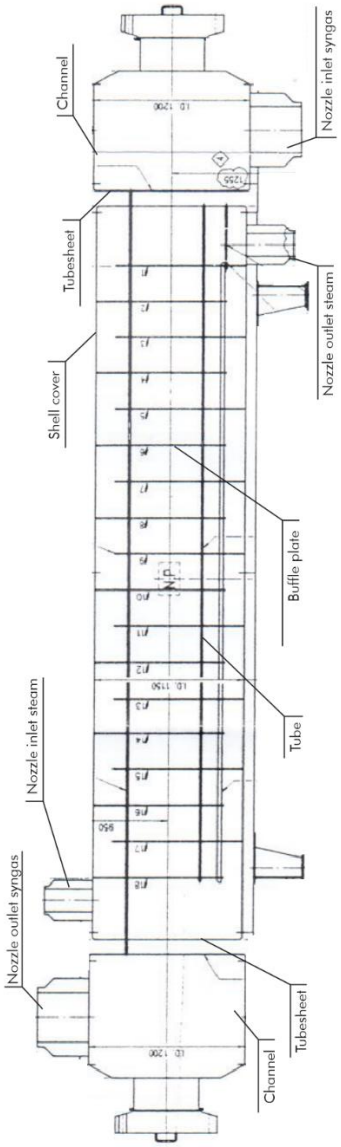
Gambar 3.1 Diagram Alir

3.2 Informasi Umum

Detail peralatan dan kondisi operasi berdasarkan *Mechanical Catalogue* Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur dan standar *Tubular Exchanger Manufacturers Assciation (TEMA)* ditampilkan sebagai berikut.



Gambar 3.2 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* (*Mechanical Catalogue* Pabrik-4 PT. Pupuk Kaltim)



Gambar 3.3 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* (*Mechanical Catalogue* Pabrik-4 PT. Pupuk Kaltim)

Tabel 3.1 Informasi Umum 1-E-501

1-E-501	*Shell Side*	*Tube Side*
Corrosion Allowance	1.7 mm	1.7 mm
Joint Efficiency	100%	100%
PWHT	YES	YES
Radiography	FULL	FULL
Hydrostatic Test Press	175 kg/cm^{3}g	201 kg/cm^{3}g
Design Temp	340 °C	470 °C
Design Press	133 kg/cm^{3}g	155 kg/cm^{3}g
Operating Temp Inlet	310 °C	441 °C
Operating Temp Outlet	324 °C	340 °C
Operating Press	121 kg/cm^{3}g	130 kg/cm^{3}g
Contents	*Water/Steam*	Syngas
Volume	19.8 m^3	7.5 m^3
Material	15NiCuMoNb5	10CrMo910

Tabel 3.2 Informasi Umum 1-E-502

1-E-502	*Shell Side*	*Tube Side*
Corrosion Allowance	1.7 mm	1.7 mm
Joint Efficiency	100%	100%
PWHT	YES	YES
Radiography	FULL	FULL
Hydrostatic Test Press	226 kg/cm^{3}g	207 kg/cm^{3}g
Design Temp	340 °C	370 °C
Design Press	170 kg/cm^{3}g	155 kg/cm^{3}g
Operating Temp Inlet	252 °C	340 °C
Operating Temp Outlet	310 °C	282 °C
Operating Press	130 kg/cm^{3}g	138 kg/cm^{3}g

Pressure drop	0.19 kg/cm^{3}g	0.43 kg/cm^{3}g
Contents	BFW	Syngas
Volume	3.4 m^3	3.1 m^3
Material	A516-70	A213-T22

3.3 Evaluasi *Existing Inspection*

Dengan menggunakan data *inspection record* pada *database* akan digunakan sebagai acuan dalam menganalisis historis kegagalan dalam analisis kualilatif *Risk-Based Inspection.*

Tabel 3.3 Metode inspeksi yang dilakukan pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* (*Failure Record Database* Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantar Timur)

Metode Inspeksi	Pemeriksaan
Penetrant Test	Uji penetran dilakukan terhadap sambungan las *tubesheet* ke *shell*, *tubesheet* ke *channel* dari sisi luar serta dalam, *nozzle* dan *tube* ke *tubesheet* masing-masing pada *inlet* dan *outlet* gas.
Magnetic Test	Uji partikel magnetik dilakukan terhadap semua sambungan las yang ada disisi *channel inlet* dan *outlet* gas.
Ultrasonic Test	Uji ultrasonik dilakukan terhadap semua sambungan las yang ada didaerah *inlet* dan *outlet channel*. Cacat hanya ditentukan pada sambungan las daerah *inlet*.
Hardness Test	Pengukuran kekerasan sambungan las dilakukan untuk setiap *circle weld* sambungan *Channel to Cover manhole weld*, *tubesheet to channel* dan *tubesheet to shell*.
Metallography	Uji metalografi dilakukan pada sambungan las dilakukan untuk setiap *circle weld* sambungan *Channel to Cover*

	manhole weld, tubesheet to channel dan *tubesheet to shell.*
Radiography Test	Uji radiographi dilakukan terhadap sambungan las *tubesheet to channel* sisi *inlet* gas.
Leak test	*Leak test* dengan menggunakan udara tekanan 7 kg/cm^2 pada setiap *tube.*

3.4 Identifikasi *Damage Mechanism*

Analisis *damage mechanism* pada *heat exchanger* yang mungkin terjadi pada penelitian ini berdasarkan spesifikasi material, kondisi operasi dan kondisi lingkungan (fuida) berdasarkan API 571 *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the refining Industry* dapat diketahui *damage mechanism* sebagai berikut.

Tabel 3.4 Penjelasan Umum *damage Mechanism* (API 571, 2013)

Damage Mechanism	Penjelasan Umum
High Temperature Hydrogen Attack	Serangan hidrogen temperatur tinggi dihasilkan dari paparan hidrogen pada temperatur dan tekanan yang tinggi. Hidrogen bereaksi dengan karbida dalam baja untuk membentuk metana (CH_4) yang tidak dapat berdifusi keluar melalui baja. Hilangnya karbida menyebabkan hilangnya kekuatan secara keseluruhan. Tekanan metana menumpuk, membentuk gelembung atau rongga, mikro *crack* dan celah dapat bergabung untuk membentuk retakan.
Low Alloy Steel Embrittlement	*Low Alloy Steel Embrittlement* adalah pengurangan ketangguhan karena

	perubahan metalurgi yang dapat terjadi di beberapa baja paduan rendah sebagai hasil pemaparan jangka panjang dalam kisaran temperatur sekitar 650 °F hingga 1100 °F (343 °C ke 593 °C). Perubahan ini menyebabkan peningkatan kekerasan akibat transisi *ductile to brittle* yang diukur dengan pengujian *Impact Charpy*. Peralatan rentan terhadap patah getas selama *start-up* dan *shutdown*.

3.5 Perhitungan *Probability of Failure*

Dua metode perhitungan *Probability of Failure* (POF) dalam penelitian ini adalah metode GFF dan metode distribusi Weibull dua parameter. Metode GFF digunakan untuk memprediksi POF pelepasan fluida dari peralatan bertekanan berdasarkan faktor kerusakan yang terjadi. Metode distribusi Weibull digunakan untuk memprediksi POF untuk peralatan khusus yaitu *heat exchanger bundle*.

Penentuan POF dilakukan dengan menganalisis *damage factor* yang ditentukan pada tabel 3.6 API 581 *Risk-Based Inspection Methodology*. Bedasarkan riwayat kegagalan pada peralatan *waste heat boiler* dapat ditentukan *damage mechanism* yang dicurigai terjadi sesuai API 571 *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the refining Industry* yaitu sebagai berikut.

3.5.1 HTHA *Damage Factor*

High Temperature Hydrogen Atatck dari baja dapat menghasilkan s*urface decarburization, internal decarburization, fissuring*, dan *cracking*, atau kombinasinya. Pada gambar 3.4 memberikan kondisi operasi (temperatur proses dan tekanan

parsial hidrogen) bila berada diatas kurva dari material-nya jenis kerusakan dapat terjadi. Gambar 3.4 dan tabel 3.5 didasarkan pada pengalaman yang dikumpulkan sejak tahun 1940-an dari data pendukung diperoleh dari berbagai proses komersial industri petroleum atau petrokimia dan eksperimen laboratorium. Sementara data temperatur dan tekanan parsial hidrogen tidak selalu diketahui secara tepat dan akurat, seringkali cukup untuk penggunaan data komersial. Batas kondisi operasi yang telah diplot hanya untuk sampel atau peralatan yang terpapar minimal selama 1 tahun. Komposisi kimia baja pada gambar 3.4 harus sesuai dengan batas yang ditentukan untuk berbagai kelas oleh ASTM/ASME (API 941 2016).

Prosedur berikut dapat digunakan untuk menentukan DF untuk HTHA:

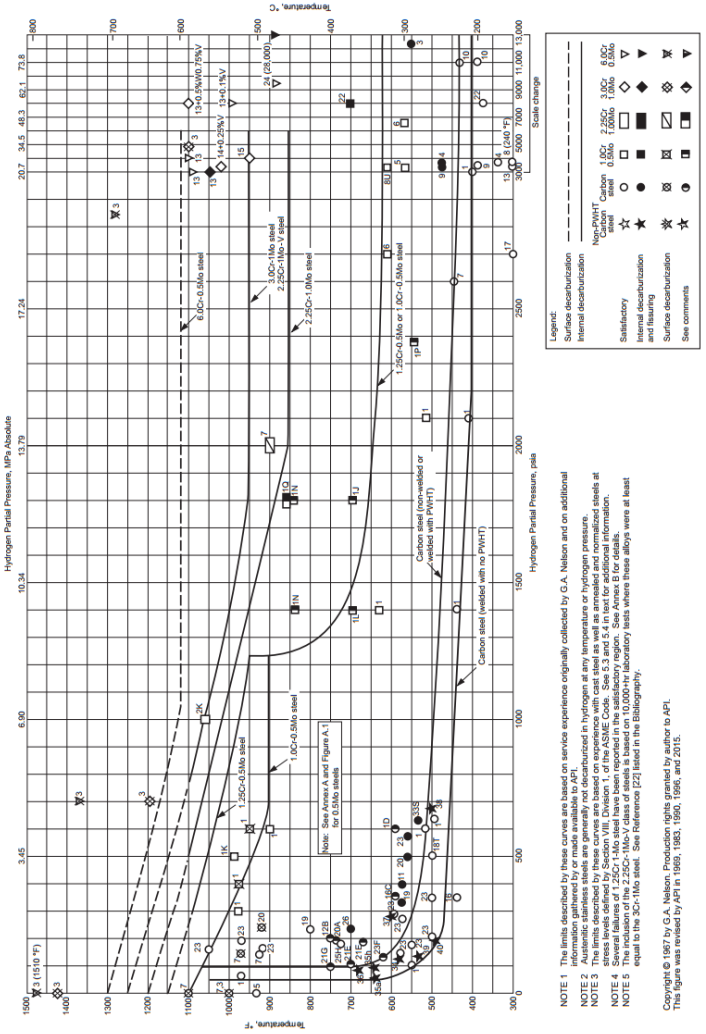
a) LANGKAH 1 — Akan ditentukan bahan material, temperatur paparan, T, dan paparan tekanan parsial hidrogen, P_{H2}.
b) LANGKAH 2 — Akan ditentukan apakah kerusakan HTHA secara historis telah diamati pada komponen?
   - Jika ya dan komponen belum diganti, akan ditetapkan kerentanan terhadap kerusakan yang diamati dan lewati untuk LANGKAH 4.
   - Jika ya dan komponen telah diganti, menetapkan kerentanan tertinggi dan lewati LANGKAH 4.
   - Jika suatu komponen telah diganti pada bahan konstruksi, komponen tersebut harus dievaluasi kembali dalam LANGKAH 1 untuk kerentanan berdasarkan bahan konstruksi baru.
c) LANGKAH 3 — Akan ditetapkan kerentanan komponen terhadap HTHA sebagaimana diuraikan di bawah ini.
   1. Untuk Baja Paduan Karbon dan C½ Mo.
      - Jika temperatur paparan> 177 °C (350 °F) dan tekanan parsial hidrogen paparan adalah 0,345 MPa (50 psia), ditetapkan kerentanan tinggi terhadap HTHA.

- Jika temperatur paparan ≤177 °C (350 °F) dan tekanan parsial hidrogen adalah ≤ 0,345 MPa (50 psia), ditetapkan kerentanan HTHA ke Tidak ada.

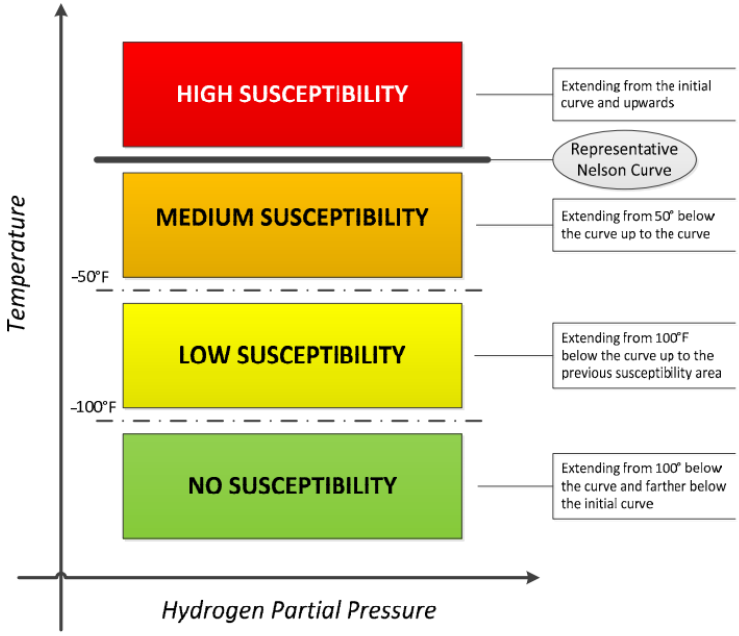
2. Untuk Semua Baja Paduan Rendah Cr-Mo Lainnya.
   - Jika temperatur paparan> 177 °C (> 350 °F) dan tekanan parsial hidrogen paparan adalah 0,345 MPa (> 50 psia), akan dihitung pendekatan dengan gambar 3.4 kurva API 941 menggunakan T dan P_{H2} dari LANGKAH 1. Ditetapkan kerentanan HTHA menggunakan Gambar 3.4.

d) LANGKAH 4 — Akan ditentukan DF untuk HTHA, D_f^{HTHA}, menggunakan gambar 3.5 dan tabel 3.5 berdasarkan kerentanan dari LANGKAH 2 atau LANGKAH 3.

Praktik yang direkomendasikan (*Recommended Practice*) ini yang merangkum pada hasil gambar 3.4, gambar 3.5 dan tabel 3.5 merupakan hasil uji eksperimental dan data aktual yang diperoleh dari pabrik yang beroperasi menetapkan batas operasi praktis untuk baja karbon dan paduan rendah dalam pengoperasian fluida hidrogen di temperatur dan tekanan tinggi. RP ini tidak membahas ketahanan baja terhadap hidrogen pada temperatur yang lebih rendah [di bawah sekitar 400 °F (204 °C)], di mana atom hidrogen memasuki baja sebagai hasil dari mekanisme elektrokimia. RP ini berlaku untuk peralatan di kilang minyak, fasilitas petrokimia, dan fasilitas kimia di mana hidrogen atau fluida yang mengandung hidrogen yang diproses pada temperatur dan tekanan tinggi. Pedoman dalam RP ini juga bisa diterapkan pada pabrik hidrogenasi seperti yang memproduksi amonia, metanol, minyak nabati, dan alkohol yang lebih tinggi (API 941, 2016).



Gambar 3.4 Batas pengoperasian baja dalam proses hidrogen untuk menghindari *High Temperatur Hydrogen Attack* (API 941, 2016)



Gambar 3.5 Peringkat kecurigaan terhadap HTHA pada baja paduan rendah Cr-Mo (API 581, 2019).

Tabel 3.5 *Damage factor* HTHA (API 581, 2019)

Susceptibility	DF
Damage Observed	5000
High Susceptibility	5000
Medium Susceptibility	2000
Low Susceptibility	100
No Susceptibility	0

3.5.2 *Low Alloy Steel Embrittlement Damage Factor*

Prosedur berikut digunakan untuk menentukan DF untuk *low alloy steel embrittlement*:

a) LANGKAH 1 — Akan ditentukan apakah ada kontrol administratif atau proses yang akan mencegah komponen bertekanan di bawah temperatur tertentu. Jika demikian, gunakan ini sebagai minimum temperatur tekanan, T_{MPT}, dan lanjutkan ke LANGKAH 3.

b) LANGKAH 2 — Akan ditentukan T_{MPT} yang mungkin menjadi pada komponen selama operasi, menggunakan yang terendah dari berikut ini.
   i. Temperatur desain minimum, T_{MDT}.
   ii. T_{MPT} seperti yang diperkirakan oleh insinyur proses, termasuk gangguan.

c) LANGKAH 3 — Akan ditentukan temperatur referensi, T_{ref} dari lampiran Tabel 6.1 menggunakan *yield strength*, YS, dan spesifikasi material dari API 581.

d) LANGKAH 4 — Akan ditentukan *Fracture appearance transition temperature* yang merupakan temperatur dimana spesimen uji akan menampilkan tekstur patahan setengah getas dan setengah elastik yang menunjukkan temperatur transisi patahan ($\Delta FATT$). Jika $\Delta FATT$ tidak diketahui, maka dapat diperkirakan dengan salah satu metode berikut, terdaftar dalam urutan akurasi yang menurun.
   i. Ditentukan oleh analisis teknik atau pengujian dampak aktual sampel logam.
   ii. Ditentukan dalam uji *step cooling embrittlement* (SCE). SCE merupakan evaluasi pendekatan matematika untuk mengevaluasi *temper embrittlement* dari uji pendinginan bertahap dan dapat terkait dengan temperatur aktual operasi $\Delta FATT$ menggunakan Persamaan (3.1) dimana age adalah waktu operasi dalam jam dan SCE adalah perubahan dalam $\Delta FATT$.

$$\Delta FATT = 0.67 \cdot (\log[age - 0.91] \cdot SCE) \qquad (3.1)$$

iii. Ditentukan oleh korelasi komposisi kimia. Mengunakan komposisi kimia untuk menentukan Faktor J atau faktor X-bar menggunakan Persamaan (3.2) dan Persamaan (3.3). Faktor J dan faktor X-bar dapat dikorelasikan dengan $\Delta FATT$ setelah operasi jangka panjang yang diharapkan. Berdasarkan eksposur jangka panjang, ini secara konservatif berkorelasi dengan faktor J-faktor dan X-bar dalam Persamaan (3.4) dan Persamaan (3.5), masing-masing.

$$J - factor = (\%Si + \%Mn) \cdot (\%P + \%Sn)10^4 \quad (3.2)$$

$$x - bar = (10\%P + 5\%Sb + 4\%Sn + \%As)\ 100 \quad (3.3)$$

$$\Delta FATT = -77.321\ (0.57570 \cdot \text{J-factor}) - (5.5147(10^4)(\text{J-factor}^2)) \quad (3.4)$$

$$\Delta FATT = -87.335\ (11.437\ \text{X-bar})\ (0.1472\ (\text{X-bar}^2)) \quad (3.5)$$

iv. Ditentukan dengan menggunakan asumsi konservatif berdasarkan tahun pembuatan. Nilai yang konservatif dari dapat diasumsikan untuk jangka panjang $\Delta FATT$ tergantung pada tahun fabrikasi sebagai berikut:
- peralatan generasi keempat (setelah tahun 1988): 66 °C (150 °F);
- peralatan generasi ketiga (1981 hingga 1987): 121 °C (250 °F);
- peralatan generasi kedua (1973 hingga 1980): 149 °C (300 °F);
- peralatan generasi pertama (1965 hingga 1972): 177 °C (350 °F).

e) LANGKAH 5 — Akan dihitung, $T_{ref} + \Delta FATT$ menggunakan T_{ref} dari LANGKAH 3 dan $\Delta FATT$ dari LANGKAH 4.

f) LANGKAH 6 — Akan dihitung DF, D_f^{tempe}, menggunakan lampiran Tabel 6.2 berdasarkan

pada kondisi komponen PWHT dan dimana, $T_{ref} + \Delta FATT$ dari LANGKAH 5.

3.5.3 Kombinasi *Damage Factor* untuk Berbagai Mekanisme Kerusakan

a) Total faktor kerusakan, $D_{f-total}$ - Jika lebih dari satu mekanisme kerusakan, aturan berikut ada digunakan untuk menggabungkan faktor kerusakan. Total faktor kerusakan diberikan oleh Persamaan (3.6).

$$D_{f-total} = max\left[D_{f-gov}^{thin}, D_{f-gov}^{extd}\right] + D_{f-gov}^{SCC} + D_{f}^{htha} + D_{f-gov}^{brit} + D_{f}^{mfat} \quad (3.6)$$

Jika kerusakan penipisan adalah lokal, maka total faktor kerusakan diberikan oleh Persamaan (3.7)

$$D_{f-total} = D_{f-gov}^{thin} + D_{f-gov}^{extd} + D_{f-gov}^{SCC} + D_{f}^{htha} + D_{f-gov}^{brit} + D_{f}^{mfat} \quad (3.7)$$

Saat dilakukan penjumlahan faktor kerusakan untuk menentukan total faktor kerusakan menggunakan Persamaan (3.6) atau (3.7), jika faktor kerusakan kurang dari atau sama dengan satu, maka faktor kerusakan ini harus diatur ke nol dalam penjumlahan. Dan jika $D_{f-total}$ dihitung sebagai kurang dari atau sama dengan satu, maka $D_{f-total}$ harus ditetapkan sama dengan satu.

b) Diatur Faktor Kerusakan Penipisan, D_{f-gov}^{thin} - Faktor kerusakan penipisan ditentukan berdasarkan minimum dari faktor korosi penipisan dan korosi internal berdasarkan Persamaan (3.8) dan (3.9).

$$D_{f-gov}^{thin} = min\left[D_{f}^{thin}, D_{f}^{elin}\right] \quad (3.8)$$

ketika penipisan internal ada

$$D_{f-gov}^{thin} = D_f^{thin} \quad (3.9)$$

ketika korosi internal tidak ada

c) Diatur Faktor Kerusakan *stress corrosion cracking*, - D_{f-gov}^{SCC} faktor kerusakan ditentukan dari maksimum kerusakan akibar beberapa senyawa asam seperti amina, klorida, sulfida, atau pun hidrofluorik berdasarkan Persamaan (3.10).

$$D_{f-gov}^{SCC} = \max \begin{bmatrix} D_f^{amine}, & D_f^{SCC}, & D_f^{HIC/SOHIC-H2S}, \\ D_f^{carbonate}, & D_f^{PTA}, & D_f^{CLSCC}, \\ D_f^{HSC-HF}, & D_f^{HIC/SOHIC-HF} & \end{bmatrix} \quad (3.10)$$

d) Diatur Faktor Kerusakan Eksternal, D_{f-gov}^{extd} - Faktor kerusakan eksternal ditentukan dari maksimum faktor kerusakan eksternal, kerusakan eksternal akibat *corrosion under insulation* (CUI), atau pun kerusakan eksternal akibat *stress corrosion cracking* berdasarkan Persamaan (3.11).

$$D_{f-gov}^{extd} = max\left[D_f^{extcor}, D_f^{CUIF}, D_f^{ext-CLSCC}, D_f^{CUI-CLSCC}\right] \quad (3.11)$$

e) Diatur Faktor Kerusakan patah getas, D_{f-gov}^{brit} - Faktor kerusakan patah getas ditentukan dari Persamaan (3.12). Saat dilakukan penjumlahan faktor kerusakan dalam Persamaan (3.12), jika faktor kerusakan kurang dari atau sama dengan satu (yaitu kerusakan tidak aktif), maka faktor kerusakan ini harus ditetapkan ke nol dalam penjumlahan.

$$D_{f-gov}^{brit} = max\left[\left(D_f^{britfract} + D_f^{tempe}\right), D_f^{855}, D_f^{sigma}\right] \quad (3.12)$$

Nilai POF ditentukan berdasarkan total *damage factor* dari HTHA dan *Low Alloy Steel Embrittlement*, $D_{f-total}$, sehingga dapat diketahui kategori dan *range* POF pada tabel 3.6 Nilai angka dengan probabilitas dan konsekuensi berbasis area API 581, 2019.

.

3.6 Perhitungan *Consequence of Failure*

3.6.1 Penentuan Pemilihan Ukuran Lubang Rilis

Satu set peristiwa pelepasan atau ukuran lubang pelepasan yang terpisah digunakan untuk melakukan perhitungan konsekuensi untuk spektrum berkelanjutan ukuran lubang rilis. Empat ukuran lubang yang dihitung dalam analisis Level 1 adalah ¼ inci, 1 inci, 4 inci dan pecah (maksimal 16 inci). prosedur perhitungan.

1) Tentukan ukuran lubang untuk perhitungan:
2) Tentukan frekuensi kegagalan generik, ggf_n, untuk ukuran lubang tiap inci.

3.6.2 Perhitungan Tingkat Pelepasan

1) Dipilih perhitungan laju pelepasan yang sesuai menggunakan fase fluida yang disimpan.
2) Dihitung area ukuran lubang rilis, A_n, menggunakan Persamaan (3.13).

$$A_{n,hole} = \frac{\pi}{4} \cdot d^2 \tag{3.13}$$

3) Diestimasi nilai rasio kapasitas panas spesifik gas ideal dari kapasitas panas spesifik tekanan konstan, C_p, tersedia, menggunakan Persamaan (3.14).

$$k = \frac{C_p}{C_p - R} \tag{3.14}$$

4) Dihitung laju rilis, W_n, untuk area rilis A_n Ditentukan pada Langkah 2 menggunakan Persamaan (3.15).

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right)\left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad (3.15)$$

Dalam Persamaan ini koefisien debit, C_d, untuk aliran gas atau uap sepenuhnya turbulen biasanya berada di kisaran $0.85 \leq C_d \leq 1.0$. Nilai konservatif yang direkomendasikan adalah 0,90.

3.6.3 Perkirakan Persediaan Cairan yang Tersedia untuk Rilis

Di API RBI, massa yang tersedia untuk rilis diperkirakan lebih kecil dari dua jumlah:

a) Massa Persediaan - adalah jumlah dari persediaan yang tersedia untuk semua komponen dalam grup dan digunakan sebagai batas atas massa cairan tersedia untuk rilis.
b) Massa Komponen - Suatu asumsi dibuat bahwa untuk kebocoran besar, operator akan membatasi dan terjadi dalam 3 menit cairan yang dilepaskan. Oleh karena itu jumlah massa tambahan, $mass_{add,n}$, didasarkan pada 3 menit kebocoran dari persediaan komponen untuk lubang.

1) Dihitung massa persediaan yang tersedia
2) Dihitung massa cairan, $massa_{\text{comp}}$, untuk komponen.
   Total volume, dan volume cairan dan uap
   $V_{cyl} = \pi R^2 \cdot L$

   Massa komponen, kg
   $mass_{eqp} = (V_l \cdot P_l) + (V_v \cdot P_v)$

3) Dihitung massa cairan yang ditambahkan, $massa_{add,n}$, sebagai hasil dari 3 menit aliran dari grup inventory menggunakan W_n Dari Langkah 4 bagian 3.6.2 menggunakan Persamaan (3.16).

$$massa_{add,n} = W_n \cdot 180\ s \quad (3.16)$$

3.6.4 Penentuan Jenis Rilis

Tentukan apakah jenis rilisnya instan atau kontinu dengan menghitung jumlah massa komponen dan massa pelepasan selama 3 menit jika lebih besar dari 4.536 kg (10.000 lb), jenis rilisnya instan; jika tidak, tipe rilis kontinu menggunakan Persamaan (3.17).

$$mass_{avail,n} = min\left[\{mass_{comp} + mass_{add,n}\},\ mass_{inv}\right] \quad (3.17)$$

3.6.5 Mentukan Konsekuensi Kebakaran dan Personil Tercidera

Analisis konsekuensi Level 1 menggunakan persamaan untuk menghitung area konsekuensi yang mudah terbakar. Persamaannya adalah diperkirakan dari persamaan menggunakan tingkat rilis (untuk rilis kontinu) dan massa (untuk rilis instan). Persamaan umum untuk perhitungan rilis kontinu dan instan ditunjukkan dalam Persamaan (3.18) dan (3.19).

$$CA_n^{CONT} = a(rate_n)^b \quad (3.18)$$

$$CA_n^{INST} = a(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (3.19)$$

1) Dihitung faktor koreksi efisiensi energi, $eneff_n$, menggunakan Persamaan (3.20)
(Note : ini hanya diterapkan pada rilis instan.)

$$eneff_n = 4 \cdot log_{10}[mass_n] - 15 \quad (3.20)$$

2) Ditentukan AIT dan NBP sesuai dengan fluida representasi pada tabel 3.10 dan tentukan pembakaran terjadi secara otomatis atau tidak.
3) Ditentukan konstanta Area Kerusakan Peralatan yang Mudah Terbakar dan personil tercidera dari lampiran Tabel

6.4 dan Tabel 6.3 untuk fase rilis ditentukan pada Langkah 1 dan menggunakan Persamaan 3.18 dan 3.19.

4) Dihitung area konsekuensi untuk penggunaan peralatan dan personel dari Langkah 1 menggunakan Persamaan (3.21). Area Kerusakan Peralatan Mudah Terbakar dan Cedera Personil

$$CA_{equip,n}^{flam} = CA_{equip,n} \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad (3.21)$$

5) Ditentukan probabilitas akhir konsekuensi mudah terbakar untuk untuk peralatan dan personel. Analisis menentukan bahwa konsekuensi mudah terbakar yang disesuaikan untuk masing-masing area dari empat skenario ukuran lubang adalah sebagai berikut (Persamaan 3.22 dan 3.23):
Area Konsekuensi Final untuk Kerusakan Peralatan:

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}}\right) \quad (3.22)$$

Area Konsekuensi Final untuk Cedera Personil:

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{fatal,n}^{flam}}{gff_{total}}\right) \quad (3.23)$$

3.6.6 Menentukan Konsekuensi Ledakan *Steam*

1) LANGKAH 1 — Untuk setiap ukuran lubang pelepasan, dihitung area konsekuensi *steam*, menggunakan Persamaan 3.24 dan 3.25.

$$CA_{inj,n}^{CONT} = C_9 \cdot rate_n \quad (3.24)$$

$$CA_{inj,n}^{INST} = C_{10} \cdot (mass_n)^{0,6384} \quad (3.25)$$

2) LANGKAH 2 — Untuk setiap ukuran lubang pelepasan, dihitung faktor pencampuran *instantaneous/continuous*, $fact_n^{IC}$, gunakan Persamaan (3.26).

$$fact_n^{IC} = \min\left[\left\{\frac{rate_n}{C_5}\right\}, 1.0\right] \quad (3.26)$$

3) LANGKAH 3 — Tentukan konsekuensi akhir area rilis *steam*, $CA_{inj,n}^{leak}$, dengan mengunakan persamaan 3.27.

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{fatal,n}^{flam}}{gff_{total}}\right) \quad (3.27)$$

3.6.7 Menentukan Konsekuensi Fluida Beracun

1) LANGKAH 1 — Ditentukan persentase *toxic* dari komponen, $mfrac^{tox}$. Jika fluida adalah cairan murni, $mfrac^{tox} = 1.0$.
2) LANGKAH 2 — Untuk setiap ukuran lubang rilis, dihitung laju rilis, $rate_n^{tox}$, dan massa rilis, $mass_n^{tox}$, untuk digunakan dalam analisis menggunakan persamaan 3.28 dan Equation (3.29).

$$rate_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot W_n \quad (3.28)$$

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot mass_n \quad (3.29)$$

3) LANGKAH 3 — Untuk setiap ukuran lubang pelepasan, dihitung area konsekuensi *toxic* untuk setiap lubang pelepasan ukuran. Hitung, $CA_{inj,n}^{tox}$ menggunakan persamaan 3.30 untuk rilis berkelanjutan atau persamaan 3.31 untuk rilis instan. Konstanta e dan f yang digunakan dalam persamaan ini berasal dari lampiran Tabel 6.7 Konstanta persamaan konsekuensi rilis gas beracun untuk amoniak dan klorin.

$$CA_{inj,n}^{tox-CONT} = e\,(rate_n^{tox})^f \quad (3.30)$$

$$CA_{inj,n}^{tox-INST} = e\,(mass_n^{tox})^f \quad (3.31)$$

4) LANGKAH 4 — Jika ada komponen *toxic* tambahan dalam campuran cairan yang dilepaskan, LANGKAH 1 hingga 3 harus diulang untuk setiap komponen beracun.
5) LANGKAH 5 — Akan menentukan area konsekuensi *toxic* akhir untuk cedera personel sesuai dengan persamaan 3.32.

$$CA_{f,inj}^{tox} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{inj,n}^{tox}}{gff_{total}}\right) \quad (3.32)$$

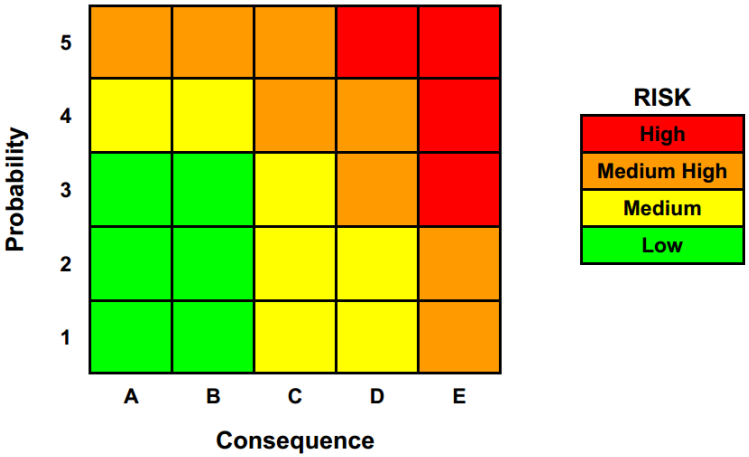
Nilai COF ditentukan berdasarkan konsekuensi area total (dalam satuan meter persegi) dari simulasi konsekuensi kabakaran, personil tercidera, ledakan *steam* dan pelepasan gas beracun. sehingga dapat diketahui kategori dan *range* COF pada tabel 3.6 Nilai angka dengan probabilitas dan konsekuensi berbasis area API 581, 2019.

3.7 Penentuan Tingkat Risiko

Strategi pemeliharaan telah berevolusi dari pemeliharaan berdasarkan kondisi ke strategi yang lebih canggih seperti pemantauan kondisi dan berpusat pada keandalan pemeliharaan pada beberapa dekade terakhir. Pengembangan strategi pemeliharaan berbasis risiko berdasarkan pada sistem keandalan dan risiko konsekuensi dari kegagalan tak terduga menjadi pertimbangan untuk menyediakan program perencanaan inspeksi yang melibatkan pengambilan keputusan tentang jenis dan waktu untuk tindakan pemeliharaan. Strategi pemeliharaan berbasis risiko dapat ditentukan pada tingkatan probabilitas dan konsekuensi kegagalan akhir dari sebuah sistem (Hisyamuddin, 2015).

Berdasarkan PoF dan CoF yang telah ditentukan akan dapat diketahui tingkat risiko apabila terjadi kegagalan pada objek penelitian saat ini, yaitu 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water*. Terdapat empat tingkat risiko pada metode semi-kuantitatif, yaitu:

1. *Low*
2. *Medium*
3. *Medium high*
4. *High*



Gambar 3.6 Matrik Risiko (API 581, 2019)

Tabel 3.6 Nilai angka dengan probabilitas dan konsekuensi berbasis area (API 581, 2019)

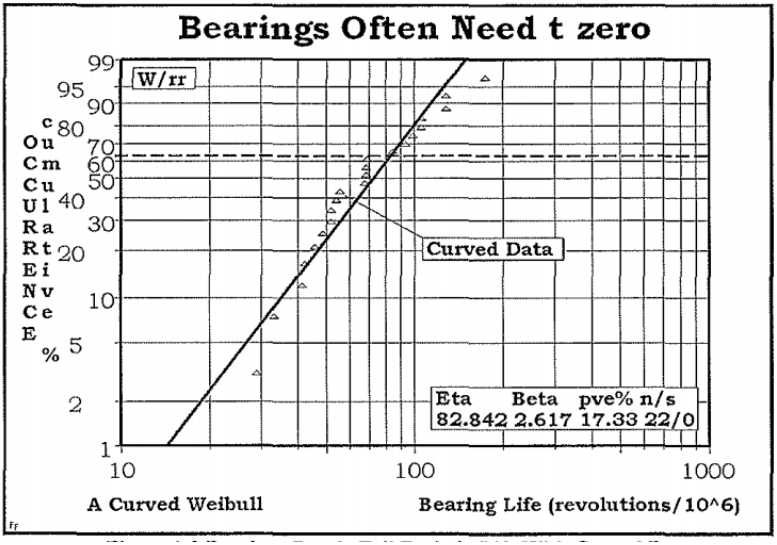
Category	Probability Category [1,2,3]		Consequence Category [4]	
	Probability Range	DF Range	Category	Range (m^2)
1	$P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-05	$D_{f\text{-}total} \leq 1$	A	$CA_f^{flam} \leq 9.29$
2	3.06E-05 < $P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-04	$1 < D_{f\text{-}total} \leq 10$	B	$9.29 < CA_f^{flam} \leq 92.9$
3	3.06E-04 < $P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-03	$10 < D_{f\text{-}total} \leq 100$	C	$92.9 < CA_f^{flam} \leq 929$
4	3.06E-03 < $P_f(t,I_E) \leq$ 3.06E-02	$100 < D_{f\text{-}total} \leq 1000$	D	$929 < CA_f^{flam} \leq 9290$
5	$P_f(t,I_E) >$ 3.06E-02	$D_{f\text{-}total} > 1000$	E	$CA_f^{flam} > 9290$

3.8 Penentuan Interval Inspeksi

Interval inspeksi mengunakan analisis kuantitatif berdasarkan data *inspection record* dengan *software* minitab 17

dengan ditentukan perhitungan *reliability* (keandalan) pada peralatan 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* berdasarkan perhitungan *Mean Time to Failure* (MTTF) mungunakan distribusi Weibull dua parameter.

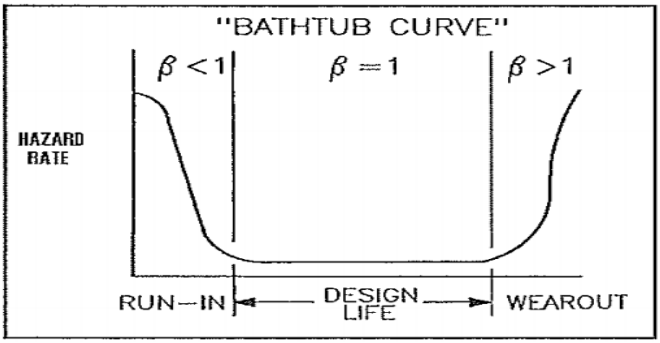
Distribusi Weibull ditemukan pada tahun 1937 oleh Waloddi Weibull dan dipublikasi pada tahun 1951. Keuntungan utama dari analisis Weibull adalah kemampuan untuk memberikan analisis kegagalan dan prakiraan kegagalan yang cukup akurat dengan sampel yang sangat sedikit.



Gambar 3.7 Plot distribusi Weibull pada Sebuah *Bearing* (Robert B, 2006)

Distribusi Weibull mengambarkan analisis risiko dengan *Failure Forecasting*, dimana persentase kegagalan pada sumbu y merupakan Median Rank akan semakin meningkat seiring dengan bertambahnya jumlah *cycle* pada sumbu x yang menandakan umur sebuah bearing pada gambar 3.7. Parameter kemiringan distribusi Weibull juga dapat mendeskripsikan derajat kerusakan sebuat

peralatan sehingga dapat ditentukan jenis kerusakan yang terjadi dalam bentuk kurva *Bathup*.



Gambar 3.8 Kurva Bathup pada Peralatan dengan Keandalan yang baik (Robert B, 2006)

Dalam mendistribusikan kegagalan, kemiringan plot Weibull, s*lope* (β), menentukan distribusi paling cocok dalam menggambarkan data. *Slope* (β), pada gambar 3.8 juga menunjukkan jenis kegagalan yang terjadi:

β < 1,0 mengindikasikan kegagalan awal
β = 1,0 berarti kegagalan yang stabil
β > 1,0 menunjukkan kegagalan aus

Keuntungan lain dari analisis Weibull adalah menyediakan plot grafis sederhana data kegagalan. Skala horizontal adalah ukuran umur atau penuaan. Jarak tempuh, waktu operasi, pendaratan atau siklus adalah contoh parameter penuaan. Skala vertikal adalah persentase kumulatif yang gagal. Itu adalah dua parameter yang menentukan dari garis Weibull yaitu kemiringan/*slope*, beta (β), dan karakteristik umur/*scale*, eta (η) (Robert B, 2010).

3.8.1 Perhitungan *Mean Time to Failure*

Perhitungan untuk risiko dan interval inspeksi dari *tube bundle heat exchanger* dilakukan dengan beberapa langkah yang

terlibat dalam memperkirakan POF dan risiko secara keseluruhan. Langkah-langkah berikut ini menjelaskan metodologi.

1) LANGKAH 1 — Dikumpulkan data dasar *bundle*.
2) LANGKAH 2 — Dikumpulkan data historis inspeksi.
3) LANGKAH 3 — Ditenentukan konsekuensi dari kegagalan *bundle*, C_f^{tube}.
4) LANGKAH 4 — Ditenentukan POF maksimum yang dapat diterima berdasarkan perhitungan C_f^{tube} dan target risiko *user*, $Risk_{tgt}$. POF untuk *tube bundle heat exchanger* dapat dinyatakan menggunakan distribusi Weibull dua-parameter menggunakan Persamaan (3.33).

$$P_f^{tube} = 1 - R(t) = 1 - \exp\left[-\left(\frac{t}{\eta}\right)^{\beta}\right] \quad (3.33)$$

Dalam Persamaan (3.33), P_f^{tube} adalah POF sebagai fungsi waktu atau fraksi bundle yang gagal pada waktu, t. β adalah faktor bentuk Weibull yang tanpa unit, η adalah karakteristik umur Weibull dalam tahun, dan t adalah waktu variabel independen dalam tahun. Waktu untuk mencapai POF yang diinginkan dapat ditentukan dengan mengatur ulang Persamaan (3.33) seperti yang ditunjukkan pada Persamaan (3.34).

$$t = \eta\left(-ln\left[1 - P_f^{tube}\right]\right)^{\frac{1}{\beta}} \quad (3.34)$$

5) LANGKAH 5 — Ditenentukan parameter MTTF atau Weibull untuk kurva tingkat kegagalan *bundle*.
Distribusi Weibull masih dapat digunakan. Jika β parameter (slope) diketahui η parameter (umur karakteristik) dapat dihitung menggunakan fungsi gamma seperti yang ditunjukkan pada Persamaan (3.35).

$$MTTF = \eta \cdot \Gamma\left[1 + \frac{1}{\beta}\right] \quad (3.35)$$

6) LANGKAH 6 — Dihitung POF pada tanggal saat ini menggunakan persamaan 3.33.
7) LANGKAH 7 — Dihitung risiko pada tanggal rencana dengan dan tanpa inspeksi.
8) LANGKAH 8 — Dihasilkan rencana inspeksi.

Sebelum akan ditentukan parameter Weibull perlu dilakukan pengujian data *Time to Failure* (TTF) dengan hipotesis sebagai berikut:

a. H0 : Data TTF tiap komponen berdistribusi Weibull.
b. H1 : Data TTF tiap komponen tidak berdistribusi Weibull.
c. Tolak H0 jika nilai P-value ≤ α.

Dalam statistika terdapat alpha, α, yang dikenal sebagai error, taraf keberartian atau taraf nyata dengan nilai yang sering digunakan adalah 0,05 atau 5%. Namun alpha 0,01 atau 1% juga digunakan dalam skala penelitian laboratorium dengan tingkat ketelitian tinggi seperti pengujian sebuah obat untuk manusia. Namun dalam penelitian ini digunakan alpha dengan tingkat ketelitian tidak terlalu tinggi dikarenakan keterbatasan data walaupun peralatan *heat exchanger* sudah beroperasi dua dekade. Selain itu data kegagalan sebuah peralatan memiliki nilai ketidakpastian yang sifatnya subjektif dari manusia (inspektor). Hal ini menyebabkan analisis kegagalan yang dilakukan setiap inspektor dilapangan dapat berbada satu dengan yang lainya berdasarkan tingkat ketelitian, *human error*, pengalaman kerja dan bahkan hingga kondisi psikologis. Sehingga penggunaan alpha paling sesuai dalam pengujian hipotesis pada penelitian ini adalah sebesar 5% atau 0,05.

Selanjutnya penentuan parameter Weibull dilakukan dengan melakukan regresi linear pada Ranking Median dan turunan dari persamaan Weibull 3.33 berdasarkan *New Weibull Handbook* seperti berikut.

$$F(x) = 1 - e^{-\left(\frac{x}{\lambda}\right)^k}$$

$$1 - F(x) = e^{-\left(\frac{x}{\lambda}\right)^k}$$

$$\ln\left(1 - F(x)\right) = -\left(\frac{x}{\lambda}\right)^k$$

$$\ln\left(\frac{1}{1-F(x)}\right) = \left(\frac{x}{\lambda}\right)^k$$

$$\ln\left[\ln\left(\frac{1}{1-F(x)}\right)\right] = k\ ln\left(\frac{x}{\lambda}\right)$$

$$\ln\left[\ln\left(\frac{1}{1-F(x)}\right)\right] = -k\ ln\,\lambda + k\ ln\,x \qquad (3.36)$$

Berdasarkan turunan persamaan 3.36 tersebut dilakukan regresi linear sederhana y = a + bx, sehingga dapat ditentukan dua parameter Weibull mengunakan persaamaan 3.37 dan 3.38.

$$\beta = \frac{1}{b} \qquad (3.37)$$

$$\eta = e^{-\left(\frac{a}{k}\right)} \qquad (3.38)$$

Selain itu parameter Weibull juga dapat ditentukan secara otomatis menggunakan *software* Minitab 17. *Software* ini merupakan program yang dapat melakukan perhitungan statistik kompleks secara cepat hanya dengan memasukkan data dengan mudah layaknya Microsoft excel.

Gambar 3.9 *Software* Minitab 17 (Minitab 17)

3.9 Penentuan Metode Inspeksi

Setelah ditentukan interval inspeksi pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* selanjutnya ditentukan motode inspeksi beserta tingkat/level pengaplikasian yang sesuai dengan *damage mechanism* sesuai dengan API 571 *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the refining Industry.* Sehingga diketahui metode inspeksi dan tingkatan pengaplikasian yang sesuai untuk kegagalan *High Temperature Hydrogen Attack* dan *Low Alloy Steel Embrittlement.*

3.10 Menentukan Mitigasi Risiko dengan Analisis Finansial

Untuk menentukan kegiatan mitigasi (mis, perbaikan, pengantian atau peningkatan peralatan keselamatan) dapat dilakukan dengan pendekatan konsekuensi finansial *tube*, C_f^{tube}. Pada *Close Out Report Turn Around* ke VIII pabrik-4 tahun 2018 terdapat *Failure Mode and Effect Analysis* (FMEA) untuk mengestimasi biaya perbaikan 1-E-501 dan 1-E-502 berdasarkan biaya pengantian *heat exchanger* 1-E-504 *water cooler*, massa material dan *material cost factor* pada tabel 4.16 *Bundle Material Cost Factor* – API 581. Dengan persamaan (3.36) maka dapat ditentukan tindakan mitigasi yang harus dilakukan PT. Pupuk Kalimantan Timur seperti pengambilan keputusan dilakukan perbaikan, atau pengantian.

$$Risk = P_f^{tube} \cdot C_f^{tube} \tag{3.39}$$

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

BAB IV
ANALISIS DATA DAN PEMBAHASAN

4.1 Analisis *Risk Based Inspection* (RBI) Semi-Kuantitatif

Analisis RBI secara semi kuantitatif mengacu pada API 581 *Risk-Based Inspection Methodology* dan terdapat lima bagian *workbook* yaitu, bagian A perhitungan laju kebocoran, bagian B analisis kegagalan, bagian C1 analisis konsekuensi kebakaran, bagian C2 analisis konsekuensi keracunan, dan bagian D perhitungan risiko. Maka akan dapat ditentukan nilai dari *probability of failure* (PoF) dan *consequence of failure* (CoF) sehingga diketahui tingkat risiko serta tindakan mitigasi yang harus dilakukan.

4.1.1 Bagian A : Perhitungan Laju Kebocoran

Laju kebocoran fluida ditentukan dari *properties* fluida tesebut berdasarkan fluida representatif *steam* dan *syngas* pada lampiran Table 6.5—Sifat Fluida Representatif yang Digunakan dalam Analisis Level 1 API 581. Pada analisis ini, fluida tergolong pada *steam, ammonia* dan *hydrogen* yang memiliki sifat pada tabel 4.1 sebagai berikut:

Tabel 4.1 Fluida Representatif

	NH_3	H_2	*Steam*
Molecular wight	17.03	2	18
Density	38.55	4.433	62.3
Normal Boiling Point	-33.3℃	-253℃	100℃
Cp	1.6E+12	29.46	-
Ambient State	Gas	Gas	Gas
Auto Ignition Temperature	400℃	N/A	N/A

Dengan mengunakan volume peralatan pada *drawing* dan *datasheet mechanical catalogue* Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur dan standar *hole* perhitungan pelepasan fluida yaitu lubang dengan ukuran 1⁄4 inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch.

Tahap selanjutnya dapat ditentukan laju kebocoran dari fluida. Analisis ini mengunakan penghitungan laju kebocoran berdasarkan persamaan 3.15 didapat hasil pada Lampiran Perhitungan Bagian 2 dan ditampilkan pada tabel 4.2 dan 4.3 sebagai berikut:

Tabel 4.2 Nilai Laju Bocoran 1-E-501 SG WHB

Ukuran Lubang (kg/s)	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Laju Bocoran H_2	4.57	73.12	1169.89	18718.18
Laju Bocoran *steam*	13.09	209.52	3352.38	53638.03

Tabel 4.3 Nilai Laju Bocoran 1-E-502 SG BFW

Ukuran Lubang (kg/s)	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Laju Bocoran H_2	4.92	78.74	1259.88	20158.04
Laju Bocoran *steam*	16.22	259.54	4152.57	66441.10

Total gas *hydrogen* pada *syngas* sebesar 54.33% Wt dengan *volume tube* yang dapat ditampung pada 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW adalah 7.5m^3 dan 3.1m^3 sehingga didapat massa *hydrogen* maksimal adalah 289.348 kg dan 119.597 kg. Volume *shell* yang dapat ditampung pada 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW adalah 19,8m^3 dan 3.4m^3 sehingga didapat massa *steam* maksimal adalah 19759.36 kg dan 3393.0197 kg. Jumlah massa pelepasan pada API 581 diestimasi selama 3 menit, jika jenis pelepasan melebih massa maksimal, jenis *release* adalah *instantaneous*, dan jika tidak jenis *release* adalah *continuous.* Hasil didapat pada tabel 4.4 dan 4.5 sebagai berikut mengacu pada hasil Lampiran Perhitungan Bagian 2

Tabel 4.4 Tipe Bocoran 1-E-501 SG WHB

Peralatan	Ukuran Lubang	Total Massa Kebocoran dalam 3 menit (kg)	Tipe Bocoran
1-E-501 *Hydrogen*	¼ inch	289.348	*Instantaneous*
	1 inch	289.348	*Instantaneous*
	4 inch	289.348	*Instantaneous*

	16 inch	289.348	*Instantaneous*
	¼ inch	2194,25	*Continuous*
1-E-501	1 inch	19759.36	*Instantaneous*
Steam	4 inch	19759.36	*Instantaneous*
	16 inch	19759.36	*Instantaneous*

Tabel 4.5 Tipe Bocoran 1-E-502 SG BFW

Peralatan	Ukuran Lubang	Total Massa Kebocoran dalam 3 menit (kg)	Tipe Bocoran
	¼ inch	119.597	*Instantaneous*
1-E-502	1 inch	119.597	*Instantaneous*
Hydrogen	4 inch	119.597	*Instantaneous*
	16 inch	119.597	*Instantaneous*
	¼ inch	2479,78	*Continuous*
1-E-502	1 inch	3393,0197	*Instantaneous*
Steam	4 inch	3393,0197	*Instantaneous*
	16 inch	3393,0197	*Instantaneous*

4.1.2 Bagian B : Analisis Kegagalan

Berdasarkan API RBI *Based Resource Document* 581 dan API 571 *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the refining Industry*, beberapa faktor kerusakan yang dapat dicurigai terjadi pada peralatan 1-E-501 dan 1-E-502 yaitu sebagai berikut:

1. *High Temperatur Hydrogen Attack*

HTHA terjadi pada baja karbon, baja paduan Cr-½Mo, dan Cr-Mo yang terpapar pada tekanan parsial hidrogen yang tinggi pada temperatur tinggi. Ini adalah hasil dari ion hidrogen yang berdifusi melalui baja dan bereaksi dengan karbida dalam struktur mikro. Ada dua reaksi yang terkait dengan HTHA. Pertama Molekul hidrogen, H_2, harus berdisosiasi untuk membentuk ion hidrogen, H^+ yang dapat berdifusi melalui baja. Reaksi untuk membentuk ion hidrogen terjadi lebih mudah pada temperatur yang

lebih tinggi dan tekanan parsial hidrogen yang lebih tinggi. Akibatnya, karena temperatur tinggi atom hidrogen terurai menjadi ion hidrogen dan tekanan parsial tinggi membuat ion hidrogen berdifusi ke karbida. Reaksi kedua yang terjadi adalah antara ion hidrogen dan karbida logam bereaksi membentuk gas metana dan terjadi dekarburisasi.

aktualnya material *tube* 1-E-501 dan 1-E-502 berdasarkan temperatur dan tekanan parsial gas hidrogen dari syngas diketahui pada Gambar 6.1 *Operating Limits for Steels in Hydrogen Service to Avoid High Temperature Hydrogen Attack* – API 941 tidak dapat dicurigai terjadi HTHA sehingga didapat perhitungan pada Lampiran Bagian 1 nilai - D_f^{htha}, adalah 0.

2. *Low Alloy Steel Embrittlement*

Ketangguhan dari beberapa paduan rendah atau baja Cr-Mo berkurang dengan fenomena yang disebut *embrittlement*, paparan temperatur pada kisaran 343 °C hingga 577 °C. Khususnya baja Cr-Mo yang digunakan untuk operasi industri penyulingan dan petrokimia dalam kisaran temperatur *embrittlement*. Pengurangan *fracture toughness* hanya mempengaruhi material pada temperatur yang lebih rendah saat selama *start-up* dan *shutdown* peralatan. Secara praktis industri menghindari patah getas dengan mengurangi tekanan operasi hingga seperempat dari tekanan desain saat temperatur bejana kurang dari temperatur minimum proses. Dengan temperatur minimum adalah 149 °C hingga 177 °C [300 °F hingga 350 °F] untuk baja paduan rendah yang lebih lama, atau lebih rendah untuk baja lebih modern. *Temper embrittlement* disebabkan oleh segregasi pada elemen paduan sepanjang batas butir baja. Kandungan fosfor dan timah pada baja sangat penting, dan efeknya diperburuk oleh mangan dan silikon, yang merupakan elemen paduan penting. Faktor-J berdasarkan Komposisi biasanya dispesifikasikan untuk mengontrol kerentanan terhadap *temper embrittlement*. Faktor-J dihitung menggunakan Persamaan 3.2. Laboratorium dan studi lapangan jangka panjang telah mengkonfirmasi korelasi antara *Jfactor* dan jumlah *embrittlement*.

Berdasarkan *datasheet* minimum desain temperatur dapat digunakan untuk menentukan T_{MPT}, dan temperatur referensi, T_{ref} berdasarkan lampiran tabel 6.2 DF, Komponen yang Dilakukan PWHT—*Brittle Fracture*. Nilai $FATT$ diketahui pada perhitungan Lampiran Bagian 1 sehingga dapat diketahui faktor kerusakan *brittle facture*, D_f^{brit} adalah 0. Sehingga total faktor kerusakan $D_{f-total}$ dengan persamaan 3.6 adalah 1.

3. *History of Failure*

SG BFW *Preheater* (1-E-502), mengalami kegagalan setelah dioperasi kurang dari 1 tahun dan kegagalan yang terjadi secara garis besar berada di dua lokasi yaitu sambungan las *tubesheet to channel* serta *tube* bocor karena *tube* retak pada daerah HAZ sambungan las *tube to tubesheet*, kedua jenis kegagalan terjadi pada daerah *inlet* gas.

Bila melihat pada hasil uji kekerasan didaerah sambungan las *tubesheet to channel*, nilai kekerasan secara umum dipermukaan luar dan dalam berada diatas kekerasan maksimum yang diizinkan setelah dilakukan PWHT, yaitu > 225 BHN. Hal ini menunjukan bahwa perlakuan panas setelah pengelasan yang dilakukan pada saat fabrikasi memang kurang sempurna. Ketidaksempurnaan tersebut dapat diakibatkan oleh:

1. PWHT dilakukan secara lokal.
2. Kurangnya jumlah *thermo element* untuk mengontrol keseragaman temperatur.
3. Temperatur dan *holding time* tidak memadai.

Disamping itu, hasil etsa makro pada daerah sambungan las yang retak, terlihat adanya bekas perbaikan dilakukan PWHT kembali, karena nilai kekerasan pada daerah retak tersebut lebih tinggi dibandingkan sekitarnya. Material 2.25Cr-1Mo yang digunakan untuk *channel*, pada waktu dilas akan mempunyai kecenderungan menghasilkan struktur martensit karena bergesernya *nose* diagram CTT akibat kandungan Cr dan Mo yang

tinggi walaupun dengan pendinginan yang lambat sekalipun. Martensit bersifat keras dan getas serta rentan terhadap serangan *hydrogen* pada temperatur tinggi (*High Temperature Hydrogen Attack*). Ini yang menyebabkan pengelasan material harus dilakukan perlakuan panas setelah las (PWHT) harus sangat diperhatikan, tujuannya adalah agar martensit yang terbentuk berubah menjadi lebih lunak atau disebut *tempered marensite*.

Fluida yang mengalir sisi *tube* dari alat ini adalah gas yang keluar dari *ammonia converter*, kaya dengan kandungan *hydrogen* (54% Wt) serta temperatur diatas 300 °C. Karena tidak sempurnanya PWHT dan juga kemungkinan perbaikan yang dilakukan saat fabrikasi tanpa PWHT kembali, mengakibatkan struktur martensit yang terjadi saat pengelasan tidak bertransformasi menjadi martensit yang lebih lunak atau disebut "*tempered martensite*", terlihat dari nilai kekerasan yang masih tinggi, sehingga rentan terhadap serangan *hydrogen* (*Hydrogen Induced Cracking*) tetap tinggi, mengakibatkan terjadinya kegagalan sambungan las (retak).

4.1.3 Bagian C : Analisis Konsekuensi Kebakaran

Dengan diketahui massa bocoran total dan tipe-nya untuk menentukan area dampak kerusakan komponen dapat mengunakan persamaan 3.18 dan 3.19.

Dimana nilai a dan b didapat dari Lampiran Tabel 6.3— Konstanta Persamaan Konsekuensi Kebakaran dan Personel Tercidera dan Lampiran Tabel 6.4— Konstanta Persamaan Konsekuensi Kebakaran dan Komponen Rusak, API 581.

Sedangkan untuk menentukan area dampak akibat bocoran *steam* baik secara *continuous* atau *instantaneous* dapat mengunakan persamaan 3.24 dan 3.25 dengan nilai C_9 dan C_{10} berdasarkan tabel 3.B.2.1—*SI and U.S. Customary Conversion Factors for Equations,* API 581. Hasil nilai konsekunesi didapat pada Lampiran Perhitungan Bagian 2.a dan 2.b ditampilkan tabel 4.6 sebagai berikut.

Tabel 4.6 Konsekuensi Area Kebakaran atau Ledakan

Jenis Konsekuensi	Ukuran Lubang	*Heat Exchanger* 1-E-501	1-E-502
Personil Tercidera	¼ inch	16121,364	312,795
	1 inch	16121,364	312,795
	4 inch	16121,364	312,795
	16 inch	16121,364	312,795
Kerusakan Komponen	¼ inch	5391,095	166,96
	1 inch	5391,095	166,96
	4 inch	5391,095	166,96
	16 inch	5391,095	166,96
Ledakan *Steam*	¼ inch	1,49937	1,695
	1 inch	5384,665	1748,492
	4 inch	5384,665	1748,492
	16 inch	5384,665	1748,492

4.1.4 Bagian C2 : Analisis Konsekuensi Keracunan

Untuk menentukan area dampak akibat pelepasan fluida beracun dapat mengunakan persamaan 3.30 dan 3.31. Dengan fraksi komponen gas beracun ammonia sebesar 16.40% dengan nilai *e* dan *f* berdasarkan lampiran tabel 6.7 Konstanta Persamaan Konsekuensi Rilis Gas Beracun untuk Amoniak dan Klorin – API 581. Hasil nilai konsekunesi pelepasan gas beracun didapat pada Lampiran Perhitungan Bagian 2.b dan ditampilkan tabel 4.7 sebagai berikut.

Tabel 4.7 Konsekunsi Area Toksik

Jenis Konsekuensi	Ukuran Lubang	Heat Exchanger 1-E-501	1-E-502
Pelepasan gas beracun	¼ inch	2,553	1,151
	1 inch	2,553	1,151
	4 inch	2,553	1,151
	16 inch	2,553	1,151

4.1.5 Bagian D : Perhitungan Risiko

Menentukan area dampak akhir mengunakan nilai frekuensi kegagalan umum (gff) peralatan *Heat Exchanger* yang mengacu Lampiran tabel 6.6 ditampiran pada tabel 4.8 sebagai berikut.

Tabel 4.8 Frekuensi Kegagalan Generik Komponen

Tipe Peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small*, ¼ inch	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

GFF dari tipe komponen diperkirakan menggunakan catatan kegagalan dari semua pabrik dalam perusahaan atau dari berbagai pabrik dalam suatu industri, dari sumber literatur, dan dari *database* keandalan komersial. Karena itu, ini nilai generik mewakili industri secara umum daripada frekuensi kegagalan sebenarnya untuk spesifik komponen pada mekanisme kerusakan tertentu seperti kerusakan komponen, kebakaran, ledarakan dan pelepasan gas beracun. GFF sebagai frekuensi kegagalan operasi yang relatif untuk lingkungan operasi tertentu berbagai jenis peralatan pemprosesan.

Didasarkan jenis peralatan yang dianalisis. Nilai dampak area akhir kegagalan didapatkan dengan mengali nilai frekuensi kegagalan (gff) sesuai dengan ukuran masing-masing lubang dan membagi dengan nilai frekuensi kegagalan total ($gff\ total$). Sehingga didapatkan hasil berdasarkan Lapiran Perhitungan Bagian 2.b sebagai berikut pada tabel 4.9.

Tabel 4.9 Area Terdapak akibat Kegagalan Peralatan

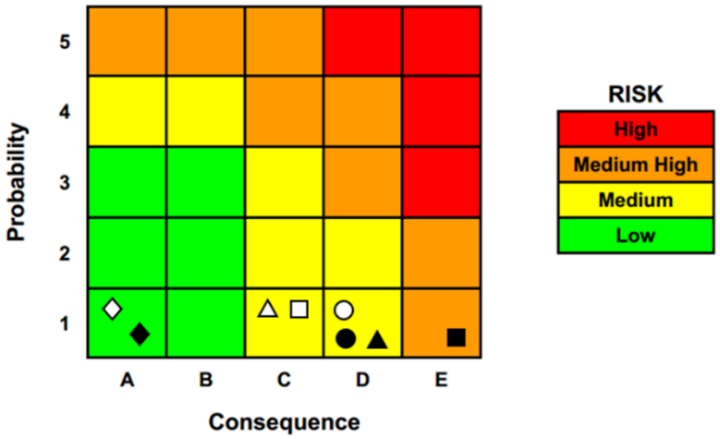
Dampak Kegagalan	Area Terdampak (m^2)	
	1-E-501	1-E-502
Kerusakan komponen	5391.095	116.96
Personil tercidera	16121,364	312,795

Pelepasan gas beracun	2,553	1,151
Bocoran *steam*	3977,099	86,076

Dan berdasarkan tabel 3.6 didapat kategorikan konsekuensi dan probabilitas berdasarkan nilai dari tabel 4.9. Hasil ditampilkan sebagai berikut pada tabel 4.10 dan divisualisasikan berdasarkan gambar 4.1.

Tabel 4.10 Risiko 1-E-501 dan 1-E-502

Peralatan	Risiko	Tingkat Risiko	
		PoF	CoF
1-E-501 SG WHB	Kerusakan komponen	1	D
	Personil tercidera	1	E
	Pelepasan gas beracun	1	A
	Bocoran *steam*	1	D
1-E-502 SG BFW	Kerusakan komponen	1	C
	Personil tercidera	1	C
	Pelepasan gas beracun	1	A
	Bocoran *steam*	1	D



Gambar 4.1 Risk Matrix

■ Personil tercidera
▲ Kerusakan komponen
▬ 1-E-501
▭ 1-E-502

- Bocoran *steam*
- Pelepasan gas beracun

4.2 Metode Inspeksi dan Monitoring

Low Alloy Steel Embrittlement adalah perubahan metalurgi yang tidak mudah terlihat dan dapat dikonfirmasi melalui pengujian *impact*. Kerusakan karena *embrittlement* dapat menyebabkan patah getas katastropik. *Temper Embrittlement* dapat diidentifikasi dengan pergeseran ke atas pada *Ductile to Brittle Transition Temperature* diukur dalam uji *impact* Charpy V-notch, dibandingkan dengan material yang tidak mengalami proses *embrittlement.* Metode pemantauan yang umum adalah pemasangan sampel uji ke blok panas dari bahan baja paduan di dalam reaktor. Sampel ini berkala diuji dampak untuk memantau proses *embrittlement* sampai masalah perbaikan besar muncul.

Sedangkan kerusakan akibat HTHA dapat terjadi secara acak pada lasan atau zona las yang terkena dampak serta logam dasar. Teknik ultrasonik menggunakan kombinasi rasio kecepatan dan *backscatter* yang paling banyak berhasil menemukan celah dan / atau retak serius. Metalografi in-situ hanya dapat mendeteksi *microfissuring, fissuring*, dan dekarburisasi di dekat permukaan. Namun, sebagian besar peralatan memiliki permukaan yang terdekarburasi karena berbagai perlakuan panas yang digunakan selama pembuatan.

Inspeksi visual untuk *blistering* pada permukaan bagian dalam dapat mengindikasikan pembentukan metana dan potensi HTHA. Namun, HTHA mungkin sering terjadi tanpa pembentukan lepuh permukaan. Dan bentuk inspeksi konvensional lainnya, termasuk WFMT dan RT, sangat terbatas kemampuannya untuk mendeteksi apa pun kecuali kerusakan tingkat lanjut di mana retak telah berkembang.

4.3 Interval Inspeksi

Untuk menentukan interval inspeksi dapat mengunakan *Mean Time to Failure* (MTTF). Data *Time to Failure* (TTF)

peralatan 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW didapat pada laporan *Turn Around* pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur dari tahun 2001 hingga 2019. Data terusebut perlu diuji distribusi Weibull, karena Distribusi Weibull digunakan untuk menyelesaikan masalah yang menyangkut lama waktu (umur) suatu objek yang mampu bertahan hingga akhirnya objek tersebut tidak berfungsi sebagaimana mestinya (rusak atau mati).

Terdapat beberapa ketentuan yang perlu dipenuhi dalam uji distribusi Weibull, diantaranya:

1. Dengan menggunakan tingkat kepercayaan 95% diperoleh α sebesar 0.05.
2. Hipotesis:
   a. H0: Data TTF tiap komponen kritis berdistribusi Weibull.
   b. H1: Data TTF tiap komponen kritis tidak berdistribusi Weibull.
   c. Tolak H0 jika nilai P-value ≤ α.

Hasil penentuan distribusi data TTF untuk tiap komponen kritis dapat dilihat pada Tabel 4.11 dan Tabel 4.12.

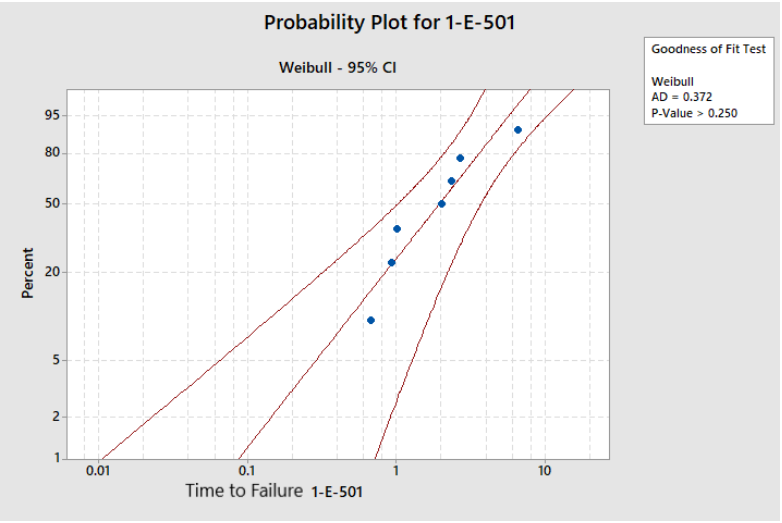
Tabel 4.11 Data *Time to Failure* Peralatan 1-E-501 SG WHB

Mulai Beroperasi	Temuan Kegagalan	*Time to Failure* (tahun)
Sep 2001	Jan 2004	2.33
Feb 2004	Jan 2006	2
Feb 2006	Des 2007	0.92
Jan 2008	Aug 2008	0.67
Sep 2008	Aug 2009	1
Sep 2009	Apr 2012	2.67
May 2012	Nov 2018	6.58

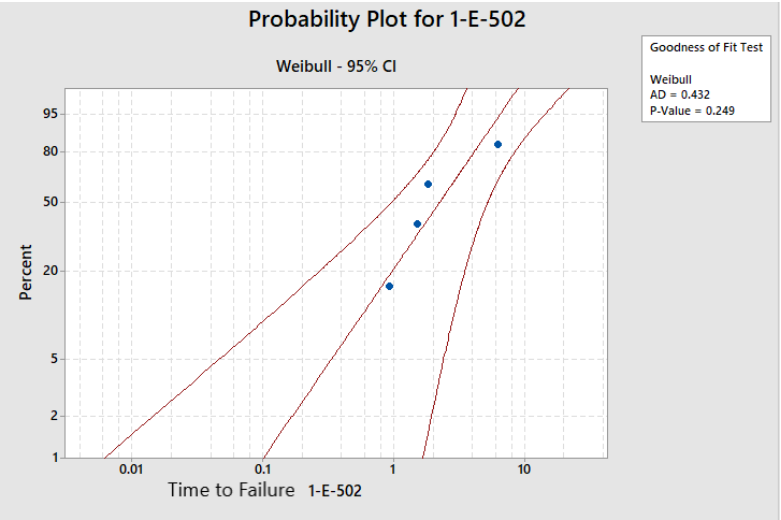
Tabel 4.12 Data *Time to Failure* Peralatan 1-E-502 SG BFW

Mulai Beroperasi	Temuan Kegagalan	*Time to Failure* (tahun)
Sep 2001	Jul 2003	1.83
Aug 2003	Feb 2005	1.5
Mar 2005	Jan 2006	0.92
Feb 2006	Oct 2016	6.2

Data *Time to Failure* ditentukan berdasarkan jarak waktu antara peralatan mulai beroperasi hingga ditemukannya kegagalan dan dilakukan perbaikan (dalam satuan tahun). Dengan mengunakan *software* Minitab 17 dapat diketahui nilai P-*Value* pada data TTF peralatan 1-E-501 dan 1-E-502 berdasarkan gambar 4.2 dan 4.3 adalah sebesar 0.250 dan 0.249, sehingga P-*Value* lebih besar dari pada α yaitu 0,05 dan H0 diterima. Dapat disimpulkan data TTF tiap komponen kritis berdistribusi Weibull.



Gambar 4.2 Uji distribusi Weibull TTF 1-E-501



Gambar 4.3 Uji distribusi Weibull TTF 1-E-502

Pada *software* Minitab 17 juga dapat menentukan nilai *Shape*, β dan *Scale*, η pada distribusi Weibull dengan persamaan 3.35 dimana nilai fungsi gamma, Γ(x) didapat pada tabel A.9 *Gamma function Appendix: Statistical and Numerical Table* pada *handbook An Introduction to Reliability and Maintainability Engineering*.

Tabel 4.13 *Mean Time to Failure* (MTTF)

Komponen	Paramater		1+(1/β)	Γ(x)	MTTF
1-E-501 SG WHB	β	1.3615	1.7345	0.91467	2.3309
	η	2.5483			
1-E-502 SG BFW	β	1.3706	1.7296	0.91467	2.6417
	η	2.8882			

Nilai MTTF ditampilkan pada tabel 4.13 dan dapat diketahui interval inspeksi untuk peralatan 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* adalah 2,3 tahun dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* adalah 2,6 tahun.

4.4 Analisis Finansial

4.4.1 Probrabilitas Risiko Finansial

Nilai *Shape*, β dan *Scale*, η pada distribusi Weibull juga dapat digunakan untuk menentukan *Probability of Failure* (PoF) dengan persamaan 3.33 dimana *t* adalah waktu opereasi (*time of service)* setelah kegagalan/perbaikan terakhir dalam satuan tahun sesuai dengan tabel 4.14 berikut.

Tabel 4.14 Waktu NDT dan RBI

Komponen	NDT *date*	RBI *date*	*t* (*time*)
1-E-501 SG WHB	Nov 2018	Jan 2020	1.3667
1-E-502 SG BFW	Oct 2016	Jan 2020	3.1667

Peralatan 1-E-501 SG WHB (RBI *date*)

$$P_f^{tube} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{1.1667}{2.5483}\right)^{1.3615}\right]$$

$$= 1 - 0.7081$$

$$= 0.2919$$

Peralatan 1-E-502 SG BFW (RBI *date*)

$$P_f^{tube} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{3.1667}{2.8882}\right)^{1.3706}\right]$$

$$= 1 - 0.3216$$

$$= 0.6784$$

Dari persamaan tersebut didapat nilai P_f^{tube} pada peralatan 1-E-501 dan 1-E-502 dengan nilai *t* sebesar 1.1667 dan 3.1667 per Januari 2020 (RBI date) adalah 0.2919 dan 0.6784.

Peralatan 1-E-501 SG WHB (*MTTF*)

$$P_f^{tube} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{2.3309}{2.5483}\right)^{1.3615}\right]$$

$$= 1 - 0.4124$$

$$= 0.5876$$

Peralatan 1-E-502 SG BFW (*MTTF*)

$$P_f^{tube} = 1 - \exp\left[-\left(\frac{2.6417}{2.8882}\right)^{1.3706}\right]$$

$$= 1 - 0.4128$$

$$= 0.5872$$

Bila mengunakan data MTTF sebagai variabel *t* akan didapat nilai *probability of failure* sebagai acuan untuk pelaksanaan perbaikan/*turn around* peralatan 1-E-501 dan 1-E-502 sekitar 0.587

Dari data tersebut dapat diketahui nilai P_f^{tube} pada peralatan 1-E-502 SG BFW saat RBI *date* memiliki nilai lebih tinggi dibandingkan dengan MTTF *date*. Karena inpeksi terakhir yang dilakukan pada peralataan ini adalah oktober 2016 (NDT *date*). Sehingga inspeksi selanjutnya peralatan 1-E-502 SG BFW mimiliki prioritas yang lebih tinggi dibanding peralatan 1-E-501 WHB.

4.4.2 Konsekuensi Finansial

Untuk menganalisis *consequence of failure* dapat memperhitungkan konsekuensi finansial *tube*, C_f^{tube}. Pada *Close Out Report Turn Around* ke VIII pabrik-4 tahun 2018 yang terdapat *Failure Mode and Effect Analysis* (FMEA) untuk mengestimasi biaya perbaikan 1-E-501 dan 1-E-502 berdasarkan biaya

pengantian *heat exchanger* 1-E-504 *water cooler*, massa material dan *material cost factor* pada tabel 4.16 *Bundle Material Cost Factor* – API 581.

Pada tabel 4.15 menunjukan massa setiap komponen utama *Heat Exchanger* berdasarkan *datasheet Mechanical Catalogue Ammonia Plant* Pabrik-4 PT Pupuk Kalimantan Timur. Dengan persaamaan 4.1 dapat ditentukan *Cost Factor* produsen HE tersebut.

$$material\ Cost = Weight\ of\ material\ x\ Cost\ factor \qquad (4.1)$$

Tabel 4.15 Massa Komponen Peralatan *Heat Exchanger*

Peralatan	Weight (kg)	
	Shell and Cover	Tube Bundle
1-E-504	24993,7	15521
1-E-501	34432,2	16124
1-E-502	30443,8	13518,7

Tabel 4.16 *Bundle Material Cost Factor* – API 581

Bundle Generic Material	Tube Material Cost Factor, *Mf*
Carbon Steel	1.0
C-¼ Mo	2.0
1-¼ Cr	2.0
2-¼ Cr	2.8
5 Cr	3.2
9 Cr	3.3
12 Cr	3.4
70/30 CuNi	3.5
90/10 CuNi	3.5
Monel 400	7.0
Nickel 200	8.5
304/309/310 SS	2.6
304L/321/347 SS	2.8
316 SS	3.0
316L SS	3.0
317L SS	4.2
410/439 SS	2.8
444 SS	3.2
904L	7.0
2205 Duplex SS	3.0
2304 Duplex SS	2.8
2507 Duplex SS	4.0
AL6XN/254 SMO	7.0
Seacure/E-Brite	6.0
Admiralty Brass/Aluminum Brass/Red Brass/Muntz	2.5
Aluminum Alloy	3.0
Alloy 20 Cb3	6.5
Alloy 600	9.5
Alloy 625	11.0
Alloy 800	7.0
Alloy 825	8.0
Alloy C276	11.0
Ferralium 255	7.0
Bimetallic	4.5
Ceramic	1.0
Plastic	1.0
Titanium Gr. 2	6.0
Titanium Gr. 12	10.0
Titanium Gr. 16	14.0

Body and accessories material (shell) = *carbon steel*
Tube Bundle material = 2,25Cr-1Mo

Berdasarkan *Failure Mode and Effect Analysis* (FMEA) pada *Close Out Report Turn Around* ke VIII pabrik-4 tahun 2018 diketahui biaya perbaikan 1-E-504 *Water Cooler* adalah sebesar Rp. 2.432.000.000,- sehingga dapat diestimasi nilai konsekuensi finansial peralatan 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW adalah sebagai berikut.

Perhitungan *Cost Factor* pada peralatan 1-E-504

$$Rp\ 2.432.000.000.-- = 24993{,}7\ kg \cdot 1{,}0CF + 15521\ kg \cdot 2{,}8CF$$

$$Rp\ 2.432.000.000.-- = 68452{,}5CF$$

$$CF(matcost) = 35528{,}29$$

Perhitungan harga material pada peralatan 1-E-501

$$material\ Cost = Weight\ of\ material\ x\ Cost\ factor$$

$$= 34432{,}2\ kg \cdot 1{,}0CF + 16124\ kg \cdot 2{,}8CF$$

$$= 79579{,}4CF$$

$$= 79579{,}4\ (35528{,}29)$$

$$= Rp.\ 2.827.320.001,-$$

Perhitungan harga material pada peralatan 1-E-502

$$material\ Cost = Weight\ of\ material\ x\ Cost\ factor$$

$$= 30443{,}8\ kg \cdot 1{,}0CF + 13518{,}7\ kg \cdot 2{,}8CF$$

$$= 68296{,}16CF$$

$= 68296{,}16\ (35528{,}29)$

$= Rp.\ 2.426.445.778,-$

Berdasarkan perhitungan diatas didapat estimasi nilai konsekuensi finansial peralatan 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW ditampilkan pada tabel 4.17 seperti berikut.

Tabel 4.17 Konsekuensi Finansial

Peralatan	Konsekuensi Finansial
1-E-504	Rp. 2.432.000.000,-
1-E-501 (*estimated*)	Rp. 2.827.320.001,-
1-E-502 (*estimated*)	Rp. 2.426.445.778,-

4.4.3 Risiko Finansial

Perhitungan risiko finansial dapat dihitung berdasarkan persamaan 2.7 dengan nilai probabilitas distribusi Weibull dan konsekuensi finansial yang telah diestimasi berdasarkan *Failure Mode and Effects Analysis Closeout Report Turn Arrond* VIII Pabrik-4 PT. Pupuk Kalimantan Timur tahun 2018.

Peralatan 1-E-501 SG WHB

$Financial\ Risk = 0.2919 \cdot Rp.\ 2.827.320.001,-$

$= Rp.\ 825.294.708,-$

Peralatan 1-E-502 SG BFW

$Financial\ Risk = 0.6784 \cdot Rp.\ 2.426.445.778,-$

$= Rp.\ 1.646.100.816,-$

Dari perhitungan diatas dapat diketahui walaupun peralatan 1-E-501 SG WHB memiliki konsekuensi finansial yang lebih

tinggi karena spesifikasi yang lebih tinggi dan dimensi yang lebih bebas namun memiliki risiko finansial yang lebih kecil dibandingkan dengan peralatan 1-E-502 SG BFW seperti yang ditampilkan pada tabel 4.18.

Tabel 4.18 Resiko Finansial

Peralatan	Resiko Finansial
1-E-501 (*estimated*)	Rp. 825.294.708,-
1-E-502 (*estimated*)	Rp. 1.646.100.816,-

BAB V
KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari penelitihan yang telah dilakukan, maka dapat disimpulkan sebagai berikut:

1. Tingkat risiko tertinggi berada pada peralatan 1-E-501 SG WHB yaitu *medium risk* dengan kategori *probability of failure* terendah yaitu 1 dengan nilai *damage factor* kurang atau sama dengan 1 dan kategori *consequence of failure* tertinggi yaitu E dengan konsekuensi area melebihi 9290 m^2.
2. Interval inspeksi yang efektif pada 1-E-501 SG *Waste Heat Boiler* dan 1-E-502 SG *Boiler Feed Water* untuk setiap pelaksanaan *Turn Arround* adalah 2.3 dan 2.6 tahun (28 dan 31 bulan).
3. Metode inspeksi yang tepat untuk mengidentifikasi kerusakan awal adalah *Visual Testing* dan *Dye Penetrant Testing.* Sedangkan untuk menjustifikasi penyebab kerusakan *High Temperature Hydrogen Attack* dan *Low Alloy Steel Embrittlement* adalah *Ultrasonic Testing* dengan metode *Advanced Ultrasonic Backscatter Technique* (AUBT) dan *Impact Testing* dengan metode Charpy V-Notch.

5.2 Saran

Adapun saran untuk penelitian kali ini ialah sebagai berikut:

1. Melakukan analisis *management systems factor* dengan melakukan audit ke setiap komponen dalam perusahaan.
2. Melakukan analisis *financial consequence* lebih rinci dengan data primer manajemen perusahaan.
3. Menyelesaikan proses digitalisasi seluruh *datasheet, drawing,* dan riwayat inspeksi untuk mempermudah analisa kuantitatif yang lebih mendetail.

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

DAFTAR PUSTAKA

Abernethy, Robert B. 2006. *The New Weibull Handbook.* North Palm Beach, Florida.

Adi N. 2016. *Research Of Application Risk Based Inspection (RBI) Using API 581 On Fuel Gas Scrubber.* Surabaya: Jurusan Teknik Material Dan Metalurgi, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Andi, S. 2020. *Profil Bisnis PT. Pupuk Kalimantan Timur.* Februari. www.pupukkaltim.com/id/perusahaan-profil-bisnis.

Bartolini, M. 2009. "Development of Risk-Based Inspection and Maintenance Procedures for an Oil Refinery." *Journal of Loss Prevention in the Process Industries Volume 22, Issue 2* Halaman 244-253.

Charles, E. Ebeling. 1997. *An Introduction to Reliability and Maintainability Engineering.* United States of America: McGraw.

Damage Mechanims Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry. *API Recommended Practice 571 First Edition.* Washington DC.

Database Failure Record. *Failure on 1-E-502 Kaltim-4 Channel to Tubesheet Joint and Tube to Tubesheet Joint.* PT. Pupuk Kalimantan Timur.

Eliezer, D. 1981. "High-temperature hydrogen attack of carbon." *JOURNAL OF MATERIALS SCIENCE 16* 2962-2966.

Engineering Datasheet *Mechanical Catalogue Ammonia Plant Kaltim-4 Project PT. Pupuk Kalimantan Timur.* jl. James Simanjuntak, No. 1 Bontang, Kalimantan Timur.

Eric P. 2015. *Studi Aplikasi Risk-Based Inspection (RBI) Pada Process Piping Pl-117-A 0,75", 2", 3", Dan 4" Dengan Metode API 581 Base Resource Document Di Industri Minyak Dan Gas.* Surabaya: Jurusan Teknik Material Dan

Metalurgi, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Ernst, ndey Schl. 1983. *Heat Exchanger Design Handbook.* Washington: Hemisphere Publishing Corporation.

Inspection Planning Using Risk-Based Methods. *The American Society of Mechanical Engineers (ASME) PPC-3.* New York: Three Park Avenue.

Kuppan T. 2013. *Heat Exchanger Design Handbook Second Edition.* New York: 6000 Broken Parkway.

Moamar, Q. A. 2015. *Studi Aplikasi Metode Risk Based Inspection (RBI) Semi-Kuantitatif API 581 Pada Production Separator.* Surabaya: Jurusan Teknik Material Dan Metalurgi, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Rafli, A. M. 2019. *Inspection Planning Program Using Risk Based Inspection API 581 for Aboveground Storage Tanks in PT. X Gresik.* Surabaya: Jurusan Teknik Material Dan Metalurgi, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember.

Ralph, P. 2015. *Reliable Maintenance Planning, Estimating and Scheduling.* Gulf Professional Publishing.

Richard C. 2007. *Tubular Exchanger Manufacturers Assciation (TEMA).* New York: 25 North Broadway.

Risk Based Inspection. *API Recommended Practice 580 First Edition.* Washington DC.

Risk-Based Inspection Methodology. *API Recommended Practice 581 Third Edition.* Washington DC.

Steels for Hydrogen Service at Elevated Temperature and Pressure in Petroleum Refineries and Petrochemical Plants. *API Recommended Practice 941 Eighth Edition.* Washington DC.

NOMENKLATUR

Age	adalah waktu operasi dalam layanan, jam
D_f^{tempe}	adalah DF untuk *embrittlement* baja paduan rendah
SCE	adalah perubahan yang ditentukan dalam $\Delta FATT$
T_{MDT}	adalah suhu desain minimum, °C (°F)
T_{MPT}	adalah suhu bertekanan minimum, °C (°F)
T_{ref}	adalah suhu referensi, °C (°F)
YS	adalah kekuatan hasil material
$\Delta FATT$	adalah perubahan temperatur transisi untuk pengetasan, °C
D_f^{HTHA}	adalah DF untuk HTHA
P_{H2}	adalah tekanan parsial hidrogen, MPa (psia)
T	adalah temperatur operasi, °C (°F)
F_{ms}	adalah faktor manajemen sistem
P_f	adalah probabilitas kegagalan
gff	adalah frekuensi kegagalan generik
D_f	adalah faktor kerusakan
CA^{flam}	adalah konsekuensi area kebakaran
, D_f^{HTHA}	adalah faktor kerusakan dari HTHA
T	adalah temperatur operasi °C (°F)
P_{H2}	adalah tekanan parsial gas hidrogen
$J-factor$	adalah faktor nilai pengetasan dalam persen massa
$x-bar$	adalah faktor nilai pengetasan dalam ppm
$D_{f-total}$	adalah faktor kerusakan total
D_{f-gov}^{thin},	adalah faktor kerusakan akibat korosi penipisan
D_{f-gov}^{extd}	adalah faktor kerusakan korosi eksternal
D_{f-gov}^{SCC}	adalah faktor kerusakan *stress corrosion craking*
D_f^{htha}	adalah faktor kerusakan akibat HTHA
D_{f-gov}^{brit}	adalah faktor kerusakan akibat pengetasan

D_f^{mfat}	adalah faktor kerusakan *mechanical fatigue*
D_f^{elin}	adalah faktor kerusakan internal kapal
D_f^{amine}	adalah faktor kerusakan akibat *amine cracking*
D_f^{SCC}	adalah faktor kerusakan *stress corrosion craking*
$D_f^{HIC/SOHIC-H2S}$	adalah faktor kerusakan HIC/SOHIC akibat H_2S
$D_f^{carbonate}$	adalah faktor kerusakan akibat *carbonate*
D_f^{HSC-HF}	adalah faktor kerusakan *hydrogen stress cracking*
$D_f^{HIC/SOHIC-HF}$	adalah faktor kerusakan HIC/SOHIC akibat HF
D_f^{CLSCC}	adalah faktor kerusakan *stress corrosion craking* akibat *cloride*
D_f^{extcor}	adalah faktor kerusakan *external corrosion*
D_f^{CUIF}	adalah faktor kerusakan *corrosion under insulation*
$D_f^{ext-CLSCC}$	adalah faktor kerusakan *external CLSCC*
$D_f^{britfract}$	adalah faktor kerusakan patahan getas
D_f^{855}	adalah faktor kerusakan penggetasan temperatur 855°F
D_f^{sigma}	adalah faktor kerusakan penggetasan fasa sigma
D_f^{tempe}	adalah faktor kerusakan *embrittlement*
W_n	adalah massa fuida rilis pada lubang n
A_n	adalah area lubang n
P_s	adalah tekanan normal operasi, KPa (psia)
k	adalah faktor koreksi viskositas aliran fluida
MW	adalah berat molekul
T_s	adalah temperatur normal operasi, °C (°F)
R	adalah konstanta gas 8.314 J/(kg-mol-K)
g_c	adalah konstanta gravitasi = 1
$mass_{comp}$	adalah massa fluida dalam komponen
$mass_{add,n}$	adalah massa penambahan fuida
$mass_{inv}$	adalah massa fuilda pada inventori peralatan
CA_n^{CONT}	adalah konsekuensi area pelepasan *continuous*

$rate_n$	adalah laju pelepasan fluida
$eneff_n$	adalah faktor koreksi energi efisiensi pelepasan instantaneous
$fact_{mit}$	adalah faktor mitigasi
$mass_n$	adalah massa rilis pada lubang n
$CA_{equip,n}^{flam}$	adalah konsekuensi area untuk kerusakan akibat kebakaran/ledakan
P_f^{tube}	adalah probabilitas kegagalan pada *tube*, kegagalan/tahun
C_f^{tube}	adalah konsekuensi kegagalan pada *tube, Rp*
β	adalah parameter Weibull *shape*
η	adalah parameter Weibull karakteristik umur, tahun
t	adalah waktu operasi peralatan
Γ	adalah fungsi gamma
CA	adalah nilai konsekuensi area
FC	adalah nilai konsekuensi finansial

(*Halaman ini sengaja dikosongkan*)

DAFTAR SINGKATAN

RBI	*Risk-Based Inspection*
HTHA	*High Temperature Hydrogen Attack*
HIC	*Hydrogen Induced Cracking*
DF	*Damage Factor*
HE	*Heat Exchanger*
POF	*Probability of Failure*
COF	*Consequence of Failure*
SG	*Steam Generator*
API	*American Petroleum Institute*
RP	*Recommended Practice*
ASME	*American Society for Mechanical Engineers*
SCC	*Stress Corrosion Cracking*
FFS	*Fitness for Service*
NDT	*Non-Destructive Test*
TEMA	*Tubular Exchanger Manufacturers Association*
WHB	*Waste Heat Boiler*
BFW	*Boiler Feed Water*
PWHT	*Post Weld Heat Treatment*
MTTF	*Mean Time to Failure*
FMEA	*Failure Mode and Effect Analysis*
AUBT	*Advanced Ultrasonic Backscatter Technique*
CF	*Cost Factor*
WFMT	*Wet Fluorescent Magnetic Test*
RT	*Radiography Test*
TTF	*Time to Failure*
HAZ	*Heat Affected Zone*
BHN	*Brinell Hardness Number*
CTT	*Continuous cooling transformation*
SHE	*Safety, Health and Environment*

(Halaman ini sengaja dikosongkan)

LAMPIRAN

Bagian 1 : Perhitungan *Probability of Failure*

Probabilitas kegagalan (PoF) dapat ditentukan dengan menentukan total faktor kerusakan, $D_{f-total}$.

$$D_{f-total} = max\left[D_{f-gov}^{thin}, D_{f-gov}^{extd}\right] + D_{f-gov}^{SCC} + D_{f}^{htha} + D_{f-gov}^{brit} + D_{f}^{mfat}$$

Berdasarkan Analisis kegagalan yang mengacu pada API 571 *Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the refining Industry* dan API 581 *Risk-based Inspection Methodology* dapat ditentukan probabilitas kegagalan (PoF) pada peralatan 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW adalah sebagai berikut :

1. *High Temperature Hydrogen Attack* (HTHA)

Dalam menganalisis kecurigaan kegagalan peralatan terhadap HTHA berdasarkan API 581, maka dibutuhkan data sebagai berikut :

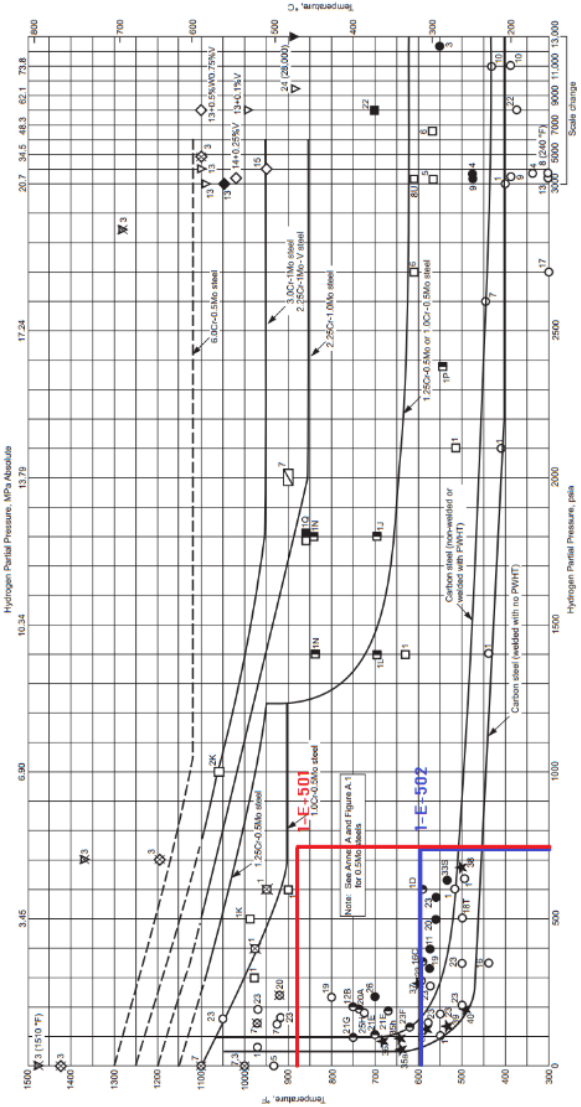
Data 1-E-501 untuk menentukan kecurigaan HTHA

Required Data	Comments
Material of Construction	10CrMo910 (2,25Cr1Mo)
Hydrogen Partial Pressure, psia	7352,575
Temperature, °K (°F)	743,15 (878)

Data 1-E-502 untuk menentukan kecurigaan HTHA

Required Data	Comments
Material of Construction	A213-T22 (2,25Cr1Mo)
Hydrogen Partial Pressure, psia	7352,575
Temperature, °K (°F)	584,15 (591,8)

Dengan mengunakan gambar 6.1 *Operating Limits for Steels in Hydrogen Service to Avoid High Temperature Hydrogen Attack*.- API 941 dapat diplot berdasarkan temperatur operasi dan tekanan parsial hidrogen sebagai berikut:



Gambar 6.1 Batas pengoperasian baja dalam proses hidrogen pada 1-E-501 dan 1-E-502

Berdasarkan gambar tersebut batas operasi peralatan 1-E-501 dan 1-E-502 masih dibawah garis kurva batas operasi material

2,25Cr1Mo dan berdasarkan API 581 temperatur dan tekanan operasi dibawah melebihi dari 100 derajat sehingga peralatan tersebut tidak dapat dicurigai terjadi HTHA atau niali DF adalah 0.

2. *Low Alloy Steel Embrittlement*

Dalam menganalisis kecurigaan kegagalan peralatan terhadap *Low Alloy Steel Embrittlement* berdasarkan API 581, maka dibutuhkan data sebagai berikut :

Required Data	***Comments***
Impact test temperature, °C (°F)	*Impact test were not done*
Administrative controls for upset management (Yes/No)	*Yes*
Minimum operating temperature under normal, start-up/shutdown, or upset conditions, °C (°F)	-
Time in service, years	19
ΔFATT, °C (°F)	61,8 °C (1-E-501) 25,9 °C (1-E-502)
Chemical composition of steel (optional)	0.5%Si, 0.45%Mn, 0.04%P (1-E-501) 0.5%Si, 0.65%Mn, 0.02%P (1-E-502)
Screening of materials (Y/N)	Yes
SCE specified delta temperature, °C (°F)	-

$$Jfactor = 10\text{^}4 \cdot (\%Si + \%Mn) \cdot (\%P + \%Sn)$$
$$\Delta FATT = -77.321 + (0.57570 \cdot J - factor) - (5.5147(10^4)x(J - factor)^2)$$
$$DF = Tmpt - (Tref + \Delta FATT)$$

Required Data	**1-E-501**	**1-E-502**
Material Temperature Exemption Curves	C	C

Minimum Yield Strength, YS	220 MPa	280 MPa
Minimum pressurization temperature, Tmpt	470 °C	370 °C
Reference temperature, Tref	4 °C	-10 °C

Perhitungan DF 1-E-501

$Jfactor = 10^4 \cdot (0{,}5 + 0{,}45) \cdot (0{,}04 + 0)$
$= 380$
$\Delta FATT = -77.321 + (0.5757 \cdot 380) - (5.5147(10^4)\text{x}(380)^2)$
$= 61{,}8\ ℃$
$DF = 470 - (4 + 61{,}8)$
$= 404{,}2\ ℃$

Perhitungan DF 1-E-502

$Jfactor = 10^4 \cdot (0{,}5 + 0{,}65) \cdot (0{,}02 + 0)$
$= 230$
$\Delta FATT = -77.321 + (0.5757 \cdot 230) - (5.5147(10^4)\text{x}(230)^2)$
$= 25{,}9\ ℃$
$DF = 370 - (-10 + 25{,}9)$
$= 354{,}1\ ℃$

Table 20.5M—DF, Component Subject to PWHT—Brittle Fracture

$CET - T_{ref}$ (°C)	DF As a Function of Component Thickness (mm)								
	6.4	12.7	25.4	38.1	50.8	63.5	76.2	88.9	101.6
56	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
44	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2
33	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.5	0.9	1.1	1.3
22	0.0	0.0	0.0	0.5	1.1	1.3	2	3	4
11	0.0	0.0	0.6	1.2	2	4	7	13	23
−0	0.0	0.0	1.1	2	6	14	29	53	88
−11	0.0	0.4	2	5	17	41	83	144	224
−22	0.0	0.9	3	12	38	90	171	281	416
−33	0.0	1.1	5	22	68	153	277	436	623
−44	0.0	1.2	7	34	102	219	382	582	810
−56	0.0	1.3	9	46	133	277	472	704	962

Berdasarkan *datasheet* minimum desain temperatur dapat digunakan untuk menentukan T_{MPT}, temperatur referensi, T_{ref} berdasarkan tabel 20.5M DF, *Component Subject to* PWHT—*Brittle Fracture* dan nilai $FATT$ sehingga dapat diketahui faktor

kerusakan *brittle facture*, D_f^{brit} adalah 0. Total faktor kerusakan $D_{f-total}$ adalah 0.

Bagian 2 : Perhitungan *Consequence of Failure*
a. Perhitungan Laju Bocoran dan Massa Fluida

$$W_n = \frac{C_d}{C_2} \cdot A_n \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{k \cdot MW \cdot g_c}{R \cdot T_s}\right)\left(\frac{2}{k+1}\right)^{\frac{k+1}{k-1}}} \quad \text{dan} \quad k = \frac{C_p}{C_p - R}$$

Dimana,
W_n : Laju pelepasan fluida, kg/s
R : Universal gas konstan, 8.314 J/(kg-mol-K)
T_s : Temperatur operasi normal, °K (°R)
k : Spesifik rasio panas gas ideal
MW: Berat molekul kg/kg-mol
g_c : Gravitasi konstan
P_s : Tekanan operasi normal, KPa (Psia)
A_n : Luas lubang, m^2
C_d : Koefisien lubang pelepasan
C_2 : Faktor konversi
C_p : Tekanan kapasitas panas spesifik

- Perhitungan Laju Bocoran gas Hidrogen 1-E-501 WHB

Luar area lubang (A_n) API 581 *standard* (1/4 in, 1 in, 4 in, dan 16 in)

Standard Hole	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Luas area luang	31,67 mm^2	506,71 mm^2	8107,32 mm^2	129717,11 mm^2

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$
= 27,1 + 9,270E-03(743.15) – 1,38E-05$(743.15)^2$ + 7,650E-09$(743.15)^3$
= 29,5073677 J/(Kg-mol-k)
$k = \frac{29{,}5073677}{29{,}5073677 - 8{,}314}$ = 1,3923

Ukuran ¼ inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 31{,}67 \cdot 13533{,}177 \sqrt{\left(\frac{1{,}3923 \cdot 2 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 743.15}\right)\left(\frac{2}{1{,}3923+1}\right)^{\frac{1{,}3923+1}{1{,}3923-1}}}$$

$W_{1/4} = 4{,}74\ Kg/s$
$Massa\ Fluida\ Bocor = 4{,}74\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida\ Bocor = 853{,}74\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 289{,}348\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 1 inch

$$W_1 = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 506{,}71 \cdot 13533{,}177 \sqrt{\left(\frac{1{,}3923 \cdot 2 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 743.15}\right)\left(\frac{2}{1{,}3923+1}\right)^{\frac{1{,}3923+1}{1{,}3923-1}}}$$

$W_1 = 75{,}89\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 75{,}89\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 13659{,}62\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 289{,}348\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 4 inch

$$W_4 = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 8107{,}32 \cdot 13533{,}177 \sqrt{\left(\frac{1{,}3923 \cdot 2 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 743.15}\right)\left(\frac{2}{1{,}3923+1}\right)^{\frac{1{,}3923+1}{1{,}3923-1}}}$$

$W_4 = 1214{,}18\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 1214{,}18\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 218522{,}82\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 289{,}348\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 16 inch

$$W_{16} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 129717{,}11 \cdot 13533{,}177 \sqrt{\left(\frac{1{,}3923 \cdot 2 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 743.15}\right)\left(\frac{2}{1{,}3923+1}\right)^{\frac{1{,}3923+1}{1{,}3923-1}}}$$

$W_{16} = 19426{,}92\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 19426{,}92\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 3496844{,}79\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 289{,}348\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

- Pehitungan Laju Bocoran *Steam* 1-E-501 WHB

Luar area lubang (A_n) API 581 *standard* (1/4 in, 1 in, 4 in, dan 16 in)

Standard Hole	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Luas area luang, mm^2	31,67	506,71	8107,32	129717,11

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$
= 3,34E+04 + 2,68E+03(613,15) + 2,61E+03(613,15)^2 + 8,90E+03(613,15)^3
= 2,05E+12 J/(Kg-mol-k)

$k = \frac{2{,}05E+12}{(2{,}05E+12)-8{,}314} = 1{,}0001$

Ukuran ¼ inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 31{,}67 \cdot 11866{,}0465 \sqrt{\left(\frac{1{,}0001 \cdot 18 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 613{,}15}\right)\left(\frac{2}{1{,}0001+1}\right)^{\frac{1{,}0001+1}{1{,}0001-1}}}$$

$W_{1/4} = 12{,}19\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 12{,}19\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 2194{,}25\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 19759{,}36\ kg$
$Tipe\ Bocoran : continuous$

Ukuran 1 inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 506{,}71 \cdot 11866{,}0465 \sqrt{\left(\frac{1{,}0001 \cdot 18 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 613{,}15}\right)\left(\frac{2}{1{,}0001+1}\right)^{\frac{1{,}0001+1}{1{,}0001-1}}}$$

$W_1 = 195{,}04\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 195{,}04\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 35107{,}30\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 19759{,}36\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 4 inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 8107{,}32 \cdot 11866{,}0465 \sqrt{\left(\frac{1{,}0001 \cdot 18 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 613{,}15}\right)\left(\frac{2}{1{,}0001+1}\right)^{\frac{1{,}0001+1}{1{,}0001-1}}}$$

$W_4 = 3120{,}63\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 3120{,}63\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 561714{,}06\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 19759{,}36\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 16 inch

$$W_{1/4} = \frac{0,9}{1000} \cdot 129717,11 \cdot 11866,0465 \sqrt{\left(\frac{1,0001 \cdot 18 \cdot 1}{8,314 \cdot 613,15}\right)\left(\frac{2}{1,0001+1}\right)^{\frac{1,0001+1}{1,0001-1}}}$$

$W_{16} = 49930,13\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 49930,13\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 8987424,29\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 19759,36\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneou$

- Perhitungan Laju Bocoran gas Hidrogen 1-E-502 BFW

Luar area lubang (A_n) API 581 *standard* (1/4 in, 1 in, 4 in, dan 16 in)

Standard Hole	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Luas area luang	31,67 mm^2	506,71 mm^2	8107,32 mm^2	129717,11 mm^2

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$
= 27,1 + 9,270E-03(584,15) – 1,38E-05(584,15)^2 + 7,650E-09(584,15)^3
= 29,35919401 J/(Kg-mol-k)

$k = \frac{29,3309558}{29,3309558-8,314}$ = 1,3956

Ukuran ¼ inch

$$W_{1/4} = \frac{0,9}{1000} \cdot 31,67 \cdot 13533,177 \sqrt{\left(\frac{1,3956 \cdot 2 \cdot 1}{8,314 \cdot 584,15}\right)\left(\frac{2}{1,3956+1}\right)^{\frac{1,3956+1}{1,3956-1}}}$$

$W_{1/4} = 5,35\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 5,35\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 963,74\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 119,597\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 1 inch

$$W_1 = \frac{0,9}{1000} \cdot 506,71 \cdot 13533,177 \sqrt{\left(\frac{1,3956 \cdot 2 \cdot 1}{8,314 \cdot 584,15}\right)\left(\frac{2}{1,3956+1}\right)^{\frac{1,3956+1}{1,3956-1}}}$$

$W_1 = 85,66\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 85,66\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 15419,49\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 119,597\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 4 inch

$$W_4 = \frac{0,9}{1000} \cdot 8107,32 \cdot 13533,177 \sqrt{\left(\frac{1,3956 \cdot 2 \cdot 1}{8,314 \cdot 584,15}\right)\left(\frac{2}{1,3956+1}\right)^{\frac{1,3956+1}{1,3956-1}}}$$

$W_4 = 1370,61\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 1370,61\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 246710,65\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 119,597\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 16 inch

$$W_{16} = \frac{0,9}{1000} \cdot 129717,11 \cdot 13533,177 \sqrt{\left(\frac{1,3956 \cdot 2 \cdot 1}{8,314 \cdot 584,15}\right)\left(\frac{2}{1,3956+1}\right)^{\frac{1,3956+1}{1,3956-1}}}$$

$W_{16} = 21929,83\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 21929,83\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 3947370,11\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 119,597\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

- Pehitungan Laju Bocoran *Steam* 1-E-502 BFW

Luar area lubang (A_n) API 581 *standard* (1/4 in, 1 in, 4 in, dan 16 in)

Standard Hole	¼ inch	1 inch	4 inch	16 inch
Luas area luang	31,67 mm^2	506,71 mm^2	8107,32 mm^2	129717,11 mm^2

$C_p = A + BT + CT^2 + DT^3$
= 3,34E+04 + 2,68E+03(554,15) + 2,61E+03(554,15)^2 + 8,90E+03(554,15)^3
= 1,52E+12 J/(Kg-mol-k)

$k = \frac{1,52E+12}{(1,52E+12)-8,314}$ = 1,0001

Ukuran ¼ inch

$$W_{1/4} = \frac{0,9}{1000} \cdot 31,67 \cdot 12748,645 \sqrt{\left(\frac{1,0001 \cdot 18 \cdot 1}{8,314 \cdot 554,15}\right)\left(\frac{2}{1,0001+1}\right)^{\frac{1,0001+1}{1,0001-1}}}$$

$W_{1/4} = 13{,}78\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 13{,}78\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 2479{,}78\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 3393{,}0197\ kg$
$Tipe\ Bocoran : continuous$

Ukuran 1 inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 506{,}71 \cdot 12748{,}645 \sqrt{\left(\frac{1{,}0001 \cdot 18 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 554{,}15}\right)\left(\frac{2}{1{,}0001+1}\right)^{\frac{1{,}0001+1}{1{,}0001-1}}}$$

$W_1 = 220{,}42\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 220{,}42\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 39675{,}75\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 3393{,}0197\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 4 inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 8107{,}32 \cdot 12748{,}645 \sqrt{\left(\frac{1{,}0001 \cdot 18 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 554{,}15}\right)\left(\frac{2}{1{,}0001+1}\right)^{\frac{1{,}0001+1}{1{,}0001-1}}}$$

$W_4 = 3526{,}72\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 3526{,}72\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 634808{,}85\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 3393{,}0197\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

Ukuran 16 inch

$$W_{1/4} = \frac{0{,}9}{1000} \cdot 129717{,}11 \cdot 12748{,}645 \sqrt{\left(\frac{1{,}0001 \cdot 18 \cdot 1}{8{,}314 \cdot 554{,}15}\right)\left(\frac{2}{1{,}0001+1}\right)^{\frac{1{,}0001+1}{1{,}0001-1}}}$$

$W_{16} = 56427{,}45\ Kg/s$
$Massa\ Fluida = 56427{,}45\ x\ 180s$
$Massa\ Fluida = 10156940{,}88\ kg$
$Massa\ Fluida\ Equipment = 3393{,}0197\ kg$
$Tipe\ Bocoran : instantaneous$

b. Perhitungan Konsekuensi Area

- *Component Damage*

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = a\ (mass_n)^b \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right)$$ *Auto ignition likely*

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = a\,(mass_n)^b \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right) \quad \textit{Auto ignition not likely}$$

Dimana nilai a dan b didapat Tabel 4.8—*Component Damage Flammable Consequence Equation Constants*, API 581. Dan faktor mitigasi, $fact_{mit}$, bernilai 0,25 berdasarkan Tabel 4.10—*Adjustments to Flammable Consequence for Mitigation Systems.*

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}}\right)$$

1-E-501 *Waste Heat Boiler*

Ukuran ¼ inch

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 216{,}5\,(289{,}348)^{0{,}618} \cdot (1 - 0{,}25)$$

$$CA_{cmd,n}^{AIL-INST} = 5391{,}095\ m^2$$

Dalam *standard* ukuran *hole* API ¼ inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch memiliki nilai yang sama karena $mass_n$ yang sama dan *release* sacara *instantaneous.*

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}}\right)$$

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (5391{,}095) + 2.00E-05 \cdot (5391{,}095) + 2.00E-06 \cdot (5391{,}095) + 6.00E-07 \cdot (5391{,}095)}{3.06E-05}\right)$$

$CA_{equip}^{flam} = 5391{,}095\ m^2$

1-E-502 *Boiler Feed Water*

Ukuran ¼ inch

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = 9{,}605\ (119{,}597)^{0{,}657} \cdot (1 - 0{,}25)$$

$$CA_{cmd,n}^{AINL-INST} = 166{,}96\ m^2$$

Dalam *standard* ukuran *hole* API ¼ inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch memiliki nilai yang sama karena $mass_n$ yang sama dan *release* sacara *instantaneous.*

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}}\right)$$

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (166{,}96) + 2.00E-05 \cdot (166{,}96) + 2.00E-06 \cdot (166{,}96) + 6.00E-07 \cdot (166{,}96)}{3.06E-05}\right)$$

$$CA_{equip}^{flam} = 166{,}96\ m^2$$

- *Personnel Injury*

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = a\ (mass_n)^b \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right)$$ *Auto ignition likely*

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = a\ (mass_n)^b \cdot \left(\frac{1-fact_{mit}}{eneff_n}\right)$$ *Auto ignition not likely*

Dimana nilai a dan b didapat Tabel 4.9—*Personnel Injury Flammable Consequence Equation Constants*, API 581.

$$CA_{equip}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}} \right)$$

1-E-501 *Waste Heat Boiler*

Ukuran ¼ inch

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = 636{,}5\ (289{,}348)^{0{,}621} \cdot (1 - 0{,}25)$$

$$CA_{inj,n}^{AIL-INST} = 16121{,}364\ m^2$$

Dalam *standard* ukuran *hole* API ¼ inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch memiliki nilai yang sama karena $mass_n$ yang sama dan *release* sacara *instantaneous.*

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}} \right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (16121{,}364) + 2.00E-05 \cdot (16121{,}364) + 2.00E-06 \cdot (16121{,}364) + 6.00E-07 \cdot (16121{,}364)}{3.06E-05} \right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = 16121{,}364\ m^2$$

1-E-502 *Boiler Feed Water*

Ukuran ¼ inch

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = 18.43\ (119{,}597)^{0{,}657} \cdot (1 - 0{,}25)$$

$$CA_{inj,n}^{AINL-INST} = 320{,}37\ m^2$$

Dalam standard ukuran hole API ¼ inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch memiliki nilai yang sama karena $mass_n$ yang sama dan *relese* sacara *instantaneous.*

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{equip,n}^{flam}}{gff_{total}} \right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (320{,}37) + 2.00E-05 \cdot (320{,}37) + 2.00E-06 \cdot (320{,}37) + 6.00E-07 \cdot (320{,}37)}{3.06E-05} \right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = 320{,}37\ m^2$$

- *Steam Leak*

$$CA_{inj,n}^{CONT} = C_9 \cdot rate_n \cdot fact_n^{IC}$$ Continuous

$$CA_{inj,n}^{INST} = C_{10} \cdot (mass_n)^{0.6384} \cdot fact_n^{IC}$$ Instantaneous

$fact_n^{IC} = \min\left[\left\{\frac{rate_n}{C_5}\right\}, 1.0\right]$

Untuk menentukan area dampak akibat bocoran *steam* baik secara *continuous* atau *instantaneous* dapat mengunakan persamaan berikut dengan nilai C_9 dan C_{10} berdasarkan tabel 3.B.2.1—*SI and U.S. Customary Conversion Factors for Equations,* API 581.

Perhitungan konsekuensi area dari *steam leak* 1-E-501 WHB

Untuk ¼ inch

$CA_{inj,1/4}^{CONT} = 0{,}123 \cdot 12{,}19\ kg/s \cdot 0{,}484$

$CA_{inj,1/4}^{CONT} = 0{,}7257\ m^2$

Untuk 1 inch

$CA_{inj,1}^{INST} = 9{,}744 \cdot (19759{,}36)^{0.6384} \cdot 1$

$CA_{inj,1}^{INST} = 5384{,}6649\ m^2$

Untuk 4 inch

$CA_{inj,4}^{INST} = 9{,}744 \cdot (19759{,}36)^{0.6384} \cdot 1$

$CA_{inj,4}^{INST} = 5384{,}6649\ m^2$

Untuk 16 inch

$CA_{inj,16}^{INST} = 9{,}744 \cdot (19759{,}36)^{0.6384} \cdot 1$

$CA_{inj,16}^{INST} = 5384{,}6649\ m^2$

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{f,\ inj}^{steam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{f,n}^{leak}}{gff_{total}}\right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (0{,}7257) + 2.00E-05 \cdot (5384{,}6649) + 2.00E-06 \cdot (5384{,}6649) + 6.00E-07 \cdot (5384{,}6649)}{3.06E-05}\right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = 3977{,}0991\ m^2$$

Perhitungan konsekuensi area dari *steam leak* 1-E-502 BFW

Untuk ¼ inch

$$CA_{inj,1/4}^{CONT} = 0{,}123 \cdot 13{,}78\ kg/s \cdot 0{,}547$$

$$CA_{inj,1/4}^{CONT} = 0{,}9271\ m^2$$

Untuk 1 inch

$$CA_{inj,1}^{INST} = 9{,}744 \cdot (3393{,}0197)^{0.6384} \cdot 1$$

$$CA_{inj,1}^{INST} = 1748{,}4919\ m^2$$

Untuk 4 inch

$$CA_{inj,4}^{INST} = 9{,}744 \cdot (3393{,}0197)^{0.6384} \cdot 1$$

$$CA_{inj,4}^{INST} = 1748{,}4919\ m^2$$

Untuk 16 inch

$$CA_{inj,16}^{INST} = 9{,}744 \cdot (3393{,}0197)^{0.6384} \cdot 1$$

$$CA_{inj,16}^{INST} = 1748{,}4919\ m^2$$

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{f,\ inj}^{steam} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{f,n}^{leak}}{gff_{total}}\right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (0{,}9271) + 2.00E-05 \cdot (1748{,}4919) + 2.00E-06 \cdot (1748{,}4919) + 6.00E-07 \cdot (1748{,}4919)}{3.06E-05}\right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = 1286{,}0757\ m^2$$

- *Toxic Consequence*

Untuk *release* secara *instantaneous*

$$mass_n^{tox} = mfrac^{tox} \cdot mass_n$$

$$CA_{tox,n}^{tox-INST} = e\ (mass_n^{tox})^f$$

Untuk menentukan area dampak akibat pelepasan fluida beracun dapat mengunakan persamaan diatas. Dengan fraksi komponen gas beracun ammonia sebesar 16.40% dengan nilai *e* dan *f* berdasarkan tabel 4.12 *Gas Relative Toxic Consequence Equation for Ammonia and Chloride* – API 581.

Perhitungan *Toxic Consequence* 1-E-501 WBH

$mass_n^{tox} = 16{,}40\% \cdot 7{,}5\, m^3 \cdot 0{,}769\ kg/m^3$

$mass_n^{tox} = 0{,}94587\ kg$

$CA_{tox,1/4}^{tox-INST} = 2{,}684\ (0{,}94587)^{0{,}9011}$

$CA_{tox,1/4}^{tox-INST} = 2{,}5527\ m^2$

Dalam *standard* ukuran *hole* API ¼ inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch memiliki nilai yang sama karena $mass_n$ yang sama dan *release* sacara *instantaneous.*

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{f,\ inj}^{tox} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{f,n}^{tox}}{gff_{total}}\right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (2{,}5527) + 2.00E-05 \cdot (2{,}5527) + 2.00E-06 \cdot (2{,}5527) + 6.00E-07 \cdot (2{,}5527)}{3.06E-05}\right)$$

$CA_{fatal}^{flam} = 2{,}5527\ m^2$

Perhitungan *Toxic Consequence* 1-E-502 BFW

$mass_n^{tox} = 16{,}40\% \cdot 3{,}1\, m^3 \cdot 0{,}769\ kg/m^3$

$mass_n^{tox} = 0{,}39096\ kg$

$CA_{tox,1/4}^{tox-INST} = 2{,}684\ (0{,}39096)^{0{,}9011}$

$CA_{tox,1/4}^{tox-INST} = 1{,}15147\ m^2$

Dalam *standard* ukuran *hole* API ¼ inch, 1 inch, 4 inch dan 16 inch memiliki nilai yang sama karena $mass_n$ yang sama dan *release* sacara *instantaneous.*

Tipe peralatan	Ukuran Lubang	GGF
Heat Exchanger	*Small, ¼ inch*	8.00E-06
	Medium, 1 inch	2.00E-05
	Large, 4 inch	2.00E-06
	Rupture, 16 inch	6.00E-07
	$gff\ total$	3.06E-05

$$CA_{f,\ inj}^{tox} = \left(\frac{\sum_{n=1}^{4} gff_n \cdot CA_{f,n}^{tox}}{gff_{total}}\right)$$

$$CA_{fatal}^{flam} = \left(\frac{8.00E-06 \cdot (1{,}15147) + 2.00E-05 \cdot (1{,}15147) + 2.00E-06 \cdot (1{,}15147) + 6.00E-07 \cdot (1{,}15147)}{3.06E-05}\right)$$

$CA_{fatal}^{flam} = 1{,}15147\ m^2$

Bagian 3 : Interval Inspeksi

Perhitungan interval inspeksi dengan *MTTF*

$$MTTF = \eta \cdot \Gamma\left[1 + \frac{1}{\beta}\right]$$

Peralatan 1-E-501 SG WHB

$$MTTF = 2.5483 \cdot \Gamma\left[1 + \frac{1}{1.3615}\right]$$

$= 2.5483 \cdot \Gamma\,[1.7345]$

$= 2.5483 \cdot 0.91467$

$= 2.3309$

Peralatan 1-E-502 SG BFW

$MTTF = 2.8882 \cdot \Gamma\left[1 + \frac{1}{1.3706}\right]$

$= 2.8882 \cdot \Gamma\,[1.7296]$

$= 2.8882 \cdot 0.91467$

$= 2.6417$

Bagian 4 : Perhitungan Manual Distribusi Weibull

Parameter Weibull dapat ditentukan dengan regresi linear metode Median Rank. Pada penelitian ini digunakan Median Rank dengan ukuran sampel 50% sehingga diketahui Rank Order untuk masing-masing jumlah data TTF pada 1-E-501 SG WHB dan 1-E-502 SG BFW pada tabel *Apendix I : Median Ranks New Weibull Handbook* seperti berikut.

Rank Order	Median Ranks (50%) Sample Size									
	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
1	50	29.29	20.63	15.91	12.94	10.91	9.43	8.30	7.41	6.70
2		70.71	50.00	38.57	31.38	26.44	22.85	20.11	17.96	16.23
3			79.37	61.43	50.00	42.14	36.41	32.05	28.62	25.86
4				84.09	68.62	57.86	50.00	44.02	39.31	35.51
5					87.06	73.56	63.59	55.98	50.00	45.17
6						89.09	77.15	67.95	60.69	54.83
7							90.57	79.89	71.38	64.49
8								91.70	82.04	74.14
9									92.59	83.77
10										93.30

Parameter beta, β, dan etha, η, ditentukan dengan persamaan berikut berdasarkan *New Weibull Handbook* sebagai berikut.

Y = ln(Time to Failure)

X = ln(ln(1- Median Rank of Y)))

$A = \bar{Y} - B\bar{X}$

$$B = \frac{\sum_{i=1}^{n} x_i y_i \frac{\sum_{i=1}^{n} x_i \cdot \sum_{i=1}^{n} y_i}{n}}{\sum_{i=1}^{n} x_i^2 - \frac{\left(\sum_{i=1}^{n} x_i\right)^2}{n}}$$

$$\beta = \frac{1}{B}$$

$$\eta = e^{A}$$

Parameter beta, β, dan etha, η, diketahui memiliki sedikit perbedaan nilai dikarenakan pembulan antara perhitungan secara manual dan mengunakan software seperti pada tabel dibawah berikut.

Komponen	Manual		Minitab 17	
	β	η	β	η
1-E-501 SG WHB	1.4630	2.4792	1.3615	2.5483
1-E-502 SG BFW	1.3546	2.8306	1.3706	2.8882

Tabel Perhitungan Parameter Distribusi Weibull 1-E-501 SG WHB

Time to Failure	ranked TTF	Median Rank	Y = ln(TTF)	X = ln(ln (1/(1-Median Rank)))	Xi.Yi	Xi^2
2.33	0.67	0.0943	-0.40048	-2.31216	0.92597	5.34608
2	0.92	0.2285	-0.08338	-1.34931	0.11251	1.82064
0.92	1	0.3641	0.00000	-0.79249	0.00000	0.62805
0.67	2	0.5	0.69315	-0.36651	-0.25405	0.13433
1	2.33	0.6359	0.84587	0.01027	0.00869	0.00011
2.67	2.67	0.7715	0.98208	0.38948	0.38250	0.15170
6.58	6.58	0.9057	1.88403	0.85920	1.61877	0.73823
	Jumlah		3.92127	-3.56152	2.79439	8.81913
	Rata-Rata		0.56018	-0.50879		

$$A = 0.56018 - 0.68352 \cdot (-3.56152) = 0.90795$$

$$B = \frac{2.79439 - \frac{-3.56152 \cdot 3.92127}{7}}{8.81913 - \frac{(-3.56152)^2}{7}} = 0.68352$$

$$\beta = \frac{1}{0.68352} = 1.46301 \qquad \eta = e^{0.90795} = 2.47923$$

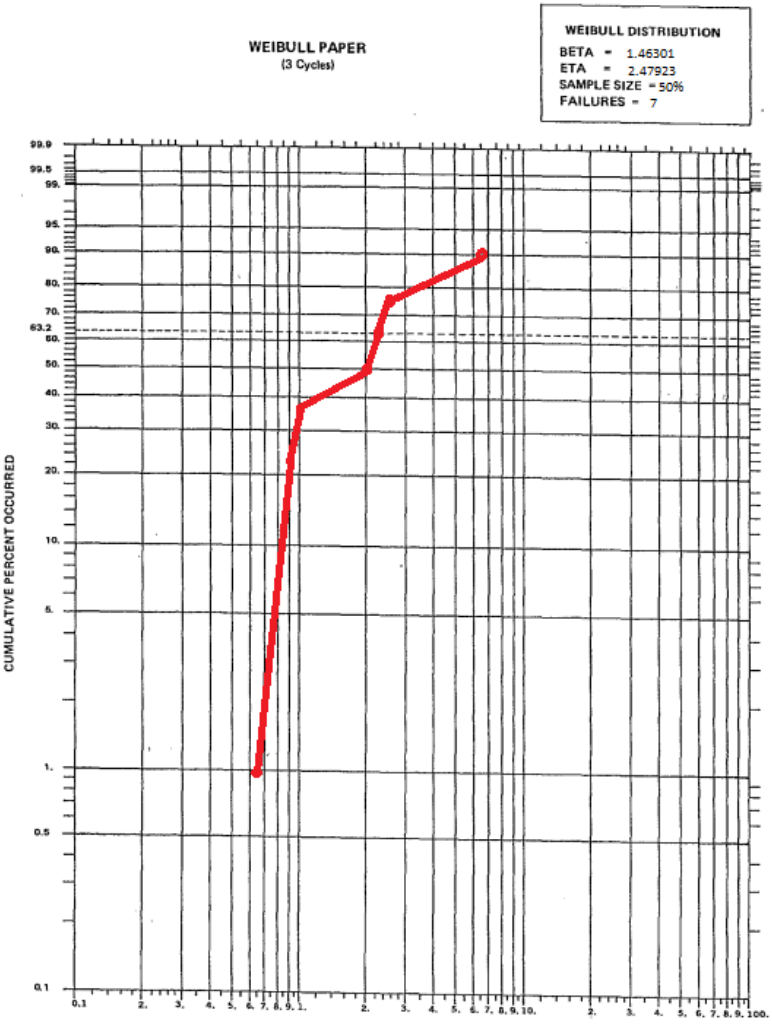
Tabel Perhitungan Parameter Distribusi Weibull 1-E-502 SG BFW

Time to Failure	ranked TTF	Median Rank	Y = ln(TTF)	X = ln(ln (1/(1-Median Rank)))	Xi.Yi	Xi^2
1.83	0.92	0.1591	-0.08338	-1.75283	0.14615	3.07242
1.5	1.5	0.3857	0.40547	-0.71893	-0.29150	0.51686
0.92	1.83	0.6143	0.60432	-0.04846	-0.02929	0.00235
6.2	6.2	0.8409	1.82455	0.60880	1.11078	0.37064
	Jumlah		2.75095	-1.91143	0.93615	3.96227
	Rata-Rata		0.68774	-0.47786		

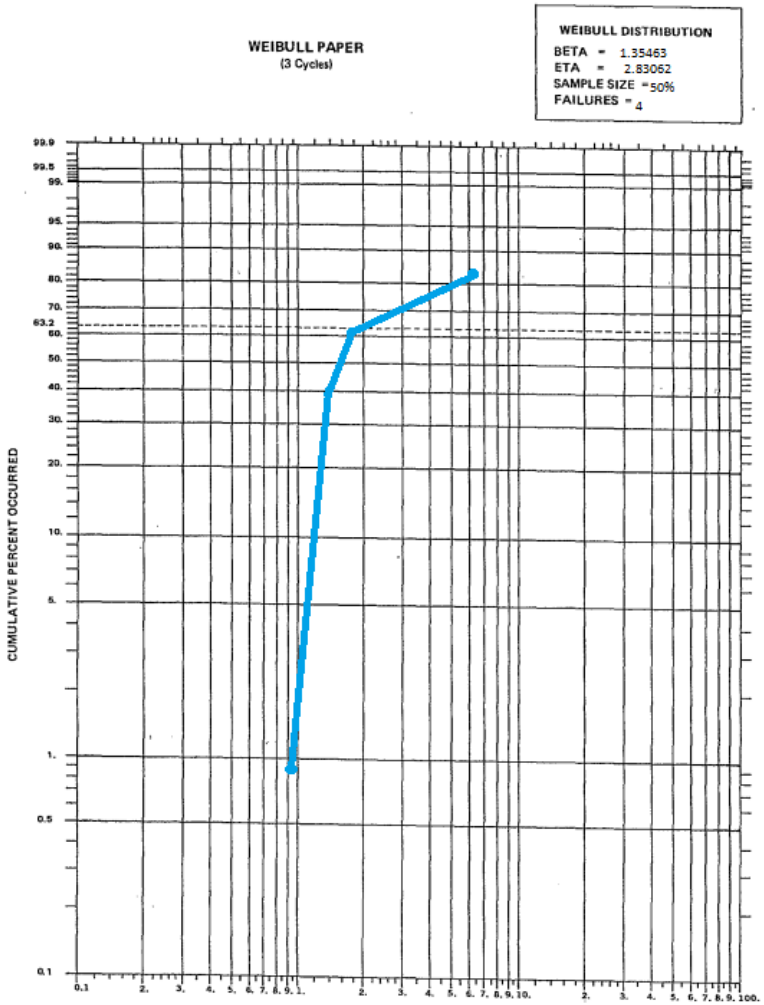
$$A = 0.56018 - 0.68352 \cdot (-1.91143) = 1.04049$$

$$B = \frac{0.93615 \frac{-1.91143 \cdot 2.75095}{4}}{3.96227 - \frac{(-1.91143)^2}{4}} = 0.73821$$

$$\beta = \frac{1}{0.73821} = 1.35463 \qquad \eta = e^{1.04049} = 2.83062$$



Gambar 6.2 Plot Time to Failure 1-E-501 SG WHB pada Weibull Graph Paper



Gambar 6.3 Plot Time to Failure 1-E-502 SG BFW pada Weibull Graph Paper

Tabel 6.1 Temperatur referensi

Low Alloy Steels—27 joule or 20 ft-lb Transition Temperature for Each ASME Exemption Curve				
Minimum Yield Strength (MPa)	ASME Exemption (°C)			
	Curve A	Curve B	Curve C	Curve D
200	55	33	12	−2
210	50	29	8	−7
220	46	25	4	−11
230	43	22	1	−14
240	40	19	−2	−16
250	38	17	−4	−19
260	36	15	−6	−21
270	34	13	08	−23
280	32	11	−10	−24
290	31	10	−11	−26
300	30	8	−13	−27
310	28	7	−14	−28
320	27	6	−15	−30
330	26	5	−16	−31
340	25	4	−17	−32
360	23	2	−19	−34
380	21	0	−21	−36
400	19	−2	−23	−37
420	18	−3	−24	−39
440	16	−5	−26	−40
460	15	−6	−27	−42
480	14	−7	−28	−43
500	13	−8	−29	−44
520	12	−9	−30	−45
540	11	−10	−31	−46
560	10	−11	−32	−47

Tabel 6.2 DF *Brittle fracture*, Komponen yang dilakukan PWHT

$CET - T_{ref}$ (°C)	DF As a Function of Component Thickness (mm)								
	6.4	12.7	25.4	38.1	50.8	63.5	76.2	88.9	101.6
56	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
44	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.2
33	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.5	0.9	1.1	1.3
22	0.0	0.0	0.0	0.5	1.1	1.3	2	3	4
11	0.0	0.0	0.6	1.2	2	4	7	13	23
−0	0.0	0.0	1.1	2	6	14	29	53	88
−11	0.0	0.4	2	5	17	41	83	144	224
−22	0.0	0.9	3	12	38	90	171	281	416
−33	0.0	1.1	5	22	68	153	277	436	623
−44	0.0	1.2	7	34	102	219	382	582	810
−56	0.0	1.3	9	46	133	277	472	704	962

Tabel 6.3 Konstanta Persamaan konsekuensi Kebakaran dan Personil tercidera (API 581, 2019)

Fluid	Continuous Releases Constants								Instantaneous Releases Constants							
	Auto-Ignition Not Likely (CAINL)				Auto-Ignition Likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto-Ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	a	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*
C_1-C_2	21.83	0.96			143.2	0.92			12.46	0.67			473.9	0.63		
C_3-C_4	25.64	1.00			171.4	1.00			9.702	0.75			270.4	0.63		
C_5	12.71	1.00	290.1	0.89	166.1	1.00			4.820	0.76	0.790	0.85	146.7	0.63		
C_6-C_8	13.49	0.96	96.88	0.89	169.7	1.00	252.8	0.92	4.216	0.67	2.186	0.78	147.2	0.63	31.89	0.54
C_9-C_{12}	5.755	0.96	70.03	0.89	188.6	0.92	269.4	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	151.0	0.63	2.847	0.54
C_{13}-C_{16}			34.36	0.89			539.4	0.90			0.242	0.88			4.843	0.88
C_{17}-C_{25}			10.70	0.89			458.0	0.90			0.061	0.91			3.052	0.91
C_{25} +			6.196	0.89			303.6	0.90			0.016	0.99			0.833	0.99
H_2	32.05	0.933			228.8	1.00			18.43	0.652			636.5	0.621		
H_2S	10.65	1.00			73.25	0.94			41.43	0.63			191.5	0.63		
HF																
Aromatics	12.76	0.963	66.01	0.883	261.9	0.937	56.00	0.268	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273	0.935
Styrene	12.76	0.963	66.01	0.883	261.9	0.937	56.00	0.268	2.889	0.686	0.027	0.935	83.68	0.713	0.273	0.935
CO	5.491	0.991							16.91	0.692						
DEE	26.76	1.025	236.7	1.219	241.5	0.997	488.9	0.864	31.71	0.682	8.333	0.814	128.3	0.657	9.258	0.814
Methanol	0	1.008	849.9	0.902					6.035	0.688	1.157	0.871				
PO	8.239	1.047	352.8	0.840					13.33	0.682	2.732	0.834				
EEA	0	0.946	79.66	0.835					1.825	0.687	0.030	0.924				
EE	7.107	0.969	8.142	0.800					25.36	0.660	0.029	0.927				
EG	5.042	0.947	59.96	0.869					1.435	0.687	0.027	0.922				
EO	11.00	1.105							34.70	0.665						
Pyrophoric	5.755	0.96	70.03	0.89	188.6	0.92	269.4	0.92	2.035	0.66	1.609	0.76	151.0	0.63	2.847	0.54

Tabel 6.4 Konstanta Persamaan konsekuensi Kebakaran komponen rusak (API 581, 2019)

Fluid	Continuous Releases Constants								Instantaneous Releases Constants							
	Auto-Ignition Not Likely (CAINL)				Auto-Ignition Likely (CAIL)				Auto-Ignition Not Likely (IAINL)				Auto-Ignition Likely (IAIL)			
	Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid		Gas		Liquid	
	a	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*	*a*	*b*
C_1-C_2	8.669	0.98			55.13	0.95			6.469	0.67			163.7	0.62		
C_3-C_4	10.13	1.00			64.23	1.00			4.590	0.72			79.94	0.63		
C_5	5.115	0.99	100.6	0.89	62.41	1.00			2.214	0.73	0.271	0.85	41.38	0.61		
C_6-C_8	5.846	0.98	34.17	0.89	63.98	1.00	103.4	0.95	2.188	0.66	0.749	0.78	41.49	0.61	8.180	0.55
C_9-C_{12}	2.419	0.98	24.60	0.90	76.98	0.95	110.3	0.95	1.111	0.66	0.559	0.76	42.28	0.61	0.848	0.53
C_{13}-C_{16}			12.11	0.90			196.7	0.92			0.086	0.88			1.714	0.88
C_{17}-C_{25}			3.785	0.90			165.5	0.92			0.021	0.91			1.068	0.91
C_{25} +			2.098	0.91			103.0	0.90			0.006	0.99			0.284	0.99
H_2	13.13	0.992			86.02	1.00			9.605	0.657			216.5	0.618		
H_2S	6.554	1.00			38.11	0.89			22.63	0.63			53.72	0.61		
HF																
Aromatics	3.952	1.097	21.10	1.00	80.11	1.055			1.804	0.667	14.36	1.00	83.68	0.713	143.6	1.00
Styrene	3.952	1.097	21.10	1.00	80.11	1.055			1.804	0.667	14.36	1.00	83.68	0.713	143.6	1.00
CO	0.040	1.752							10.97	0.667						
DEE	9.072	1.134	164.2	1.106	67.42	1.033	976.0	0.649	24.51	0.667	0.981	0.919			1.090	0.919
Methanol	0.005	0.909	340.4	0.934					4.425	0.667	0.363	0.900				
PO	3.277	1.114	257.0	0.960					10.32	0.667	0.629	0.869				
EEA	0	1.035	23.96	1.00					1.261	0.667	14.13	1.00				
EE	2.595	1.005	35.45	1.00					6.119	0.667	14.79	1.00				
EG	1.548	0.973	22.12	1.00					1.027	0.667	14.13	1.00				
EO	6.712	1.069							21.46	0.667						
Pyrophoric	2.419	0.98	24.60	0.90	76.98	0.95	110.3	0.95	1.111	0.66	0.559	0.76	42.28	0.61	0.848	0.53

Tabel 6.5 Sifat Fluida Representatif yang Digunakan dalam Analisis Level 1 (API 581, 2019)

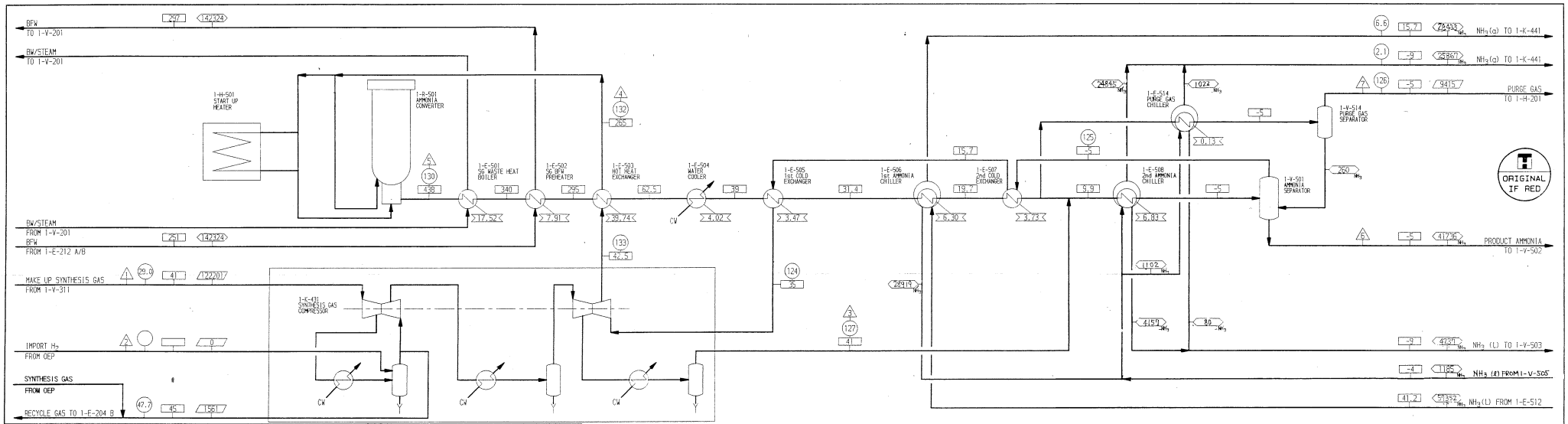
Fluid	MW	Liquid Density (kd/m^2)	NBP (°C)	Ambient State	Ideal Gas Specific Heat Eq.	C_p					Auto Ignition Temp. (°C)
						Ideal Gas Constant *A*	Ideal Gas Constant *B*	Ideal Gas Constant *C*	Ideal Gas Constant *D*	Ideal Gas Constant *E*	
C1-C2	23	250.512	-125	Gas	Note 1	12.3	1.15E-01	-2.87E-05	-1.30E-09	N/A	558
C3-C4	51	538.379	-21	Gas	Note 1	2.632	0.3188	-1.35E+04	1.47E-08	N/A	369
C5	72	625.199	36	Liquid	Note 1	-3.626	0.4873	-2.60E-04	5.30E-08	N/A	284
C6-C8	100	684.018	99	Liquid	Note 1	-5.146	6.76E-01	-3.65E-04	7.66E-08	N/A	223
C9-C12	149	734.012	184	Liquid	Note 1	-8.5	1.01E+00	-5.56E-04	1.18E-07	N/A	208
C13-C16	205	764.527	261	Liquid	Note 1	-11.7	1.39E+00	-7.72E-04	1.67E-07	N/A	202
C17-C25	280	775.019	344	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	202
C25+	422	900.026	527	Liquid	Note 1	-22.4	1.94E+00	-1.12E-03	-2.53E-07	N/A	202
Water	18	997.947	100	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
Steam	18	997.947	100	Gas	Note 3	3.34E+04	2.68E+04	2.61E+03	8.90E+03	1.17E+03	N/A
Acid	18	997.947	100	Liquid	Note 3	2.76E+05	-2.09E+03	8.125	-1.41E-02	9.37E-06	N/A
H_2	2	71.010	-253	Gas	Note 1	27.1	9.27E-03	-1.38E-05	7.65E-09	N/A	400
H_2S	34	993.029	-59	Gas	Note 1	31.9	1.44E-03	2.43E-05	-1.18E-08	N/A	260
HF	20	967.031	20	Gas	Note 1	29.1	6.61E-04	-2.03E-06	2.50E-09	N/A	17760
CO	28	800.920	-191	Gas	Note 2	2.91E+04	8.77E+03	3.09E+03	8.46E+03	1.54E+03	609
DEE	74	720.828	35	Liquid	Note 2	8.62E+04	2.55E+05	1.54E+03	1.44E+05	-6.89E+02	160
HCL	36	1185.362	-85	Gas	---	---	---	---	---	---	N/A
Nitric Acid	63	1521.749	121	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
ALCL3	133.5	2434.798	194	Powder	Note 1	4.34E+04	3.97E+04	4.17E+02	2.40E+04	N/A	558
NO_2	90	929.068	135	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
Phosgene	99	1377.583	83	Liquid	---	---	---	---	---	---	N/A
TDI	174	1217.399	251	Liquid	---	---	---	---	---	---	620
Methanol	32	800.920	65	Liquid	Note 2	3.93E+04	8.79E+04	1.92E+03	5.37E+04	8.97E+02	464

Tabel 6.6 Frekuensi Kegagalan Generik Komponen yang Disarankan *(gff)* (API 581, 2019)

Equipment Type	Component Type	*gff* as a Function of Hole Size (failures/yr)				gff_{total}
		Small	Medium	Large	Rupture	(failures/yr)
Compressor	COMPC	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	0	3.00E-05
Compressor	COMPR	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Heat Exchanger	HEXSS	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Heat Exchanger	HEXTS	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Pipe	PIPE-1	2.80E-05	0	0	2.60E-06	3.06E-05
Pipe	PIPE-2	2.80E-05	0	0	2.60E-06	3.06E-05
Pipe	PIPE-4	8.00E-06	2.00E-05	0	2.60E-06	3.06E-05
Pipe	PIPE-6	8.00E-06	2.00E-05	0	2.60E-06	3.06E-05
Pipe	PIPE-8	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Pipe	PIPE-10	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Pipe	PIPE-12	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Pipe	PIPE-16	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Pipe	PIPEGT16	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Pump	PUMP1S	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Tank650	TANKBOTTOM	7.20E-04	0	0	2.00E-06	7.20E-04
Tank650	COURSE-1	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-2	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-3	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-4	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-5	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-6	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-7	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-8	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-9	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Tank650	COURSE-10	7.00E-05	2.50E-05	5.00E-06	1.00E-07	1.00E-04
Vessel/FinFan	KODRUM	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	COLBTM	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	FINFAN	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	FILTER	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	DRUM	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	REACTOR	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	COLTOP	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05
Vessel/FinFan	COLMID	8.00E-06	2.00E-05	2.00E-06	6.00E-07	3.06E-05

Tabel 6.7 Konstanta Persamaan Konsekuensi Rilis Gas Beracun untuk Amoniak dan klorin

Continuous Releases Duration (minutes)	Ammonia		Chlorine	
	e	f	e	f
5	636.7	1.183	3,350	1.097
10	846.3	1.181	3,518	1.095
15	1,053	1.180	3,798	1.092
20	1,256	1.178	4,191	1.089
25	1,455	1.176	4,694	1.085
30	1,650	1.174	5,312	1.082
35	1,842	1.172	6,032	1.077
40	2,029	1.169	6,860	1.072
45	2,213	1.166	7,788	1.066
50	2,389	1.161	8,798	1.057
55	2,558	1.155	9,890	1.046
60	2,714	1.145	10,994	1.026
Instantaneous Releases	2.684	0.9011	3.528	1.177



POS.	1		2		3		4		5		6		7	
COMP.	Nm³/h	MOL %	Nm³/h	MOL %	Nm³/h	MOL %	Nm³/h	MOL %	Nm³/h	MOL %	Nm³/h	MOL %	Nm³/h	MOL %
H_2	90369	74.15			89034	74.15	342333	64.27	259322	54.33	169	0.31	5854	62.18
N_2	30148	24.74			29702	24.74	114111	21.42	86441	18.11	81	0.15	1951	20.72
Ar	364	0.30			358	0.30	14878	2.79	14877	3.12	23	0.04	335	3.56
CH_4	991	0.81			977	0.81	38388	7.21	38388	8.04	114	0.20	863	9.17
NH_3							22964	4.31	78305	16.40	54929	99.30	412	4.37
H_2O	329													
Σ DRY	121872	100.00			120071	100.00	532674	100.00	477333	100.00	55316	100.00	9415	100.00
TOTAL	122201				120071		532674		477333		55316		9415	
Mole Weight		8.70				8.67		10.30		11.50		17.01		10.70

BASIC FORM NO 1-1990/F REV 0

ESTIMATED GAS LOSS : 242

POSITION
PRESSURE kg/cm² g
TEMPERATURE °C
FLOW Nm³/h (0°C 760 mmHg)
FLOW kg/h
DUTY Gcal/h
POWER kW
FLOW kg/h (as 100% NH3)

CALC. NO. 790209

REV	DESCRIPTION	DATE	DRAWN	CHECK.	APPD.
	GENERAL REVISION	08-DEC-1999	CHM/VE	RVG	
	GENERAL REVISION	25-NOV-1999	CHM/PAD	/	/

THIS DOCUMENT CONTAINS TRADE SECRET AND PROPRIETARY INFORMATION. THE PROPERTY OF HALDOR TOPSØE A/S, AND IS ISSUED ON CONDITION THAT IT IS RECEIVED AND HELD IN CONFIDENCE. NEITHER IT NOR THE INFORMATION HEREIN SHALL BE REPRODUCED, SOLD, LENT, DISCLOSED OR USED FOR ANY PURPOSE OTHER THAN THAT FOR WHICH IT HAS BEEN ISSUED WITHOUT WRITTEN AUTHORITY OF HALDOR TOPSØE A/S.

HALDOR TOPSØE A/S
COPENHAGEN
DENMARK

KALTIM-4 PROJECT
MHI/PT.PUPUK KALIMANTAN TIMUR
1000 MTPD AMMONIA PLANT
AMMONIA SYNTHESIS LOOP
1000 MTPD, DESIGN BASE
CASE 1A

DATE	DRAWN	CHECK.	APPD.
18-OCT-1999	CHM/UCJ	DER	CS

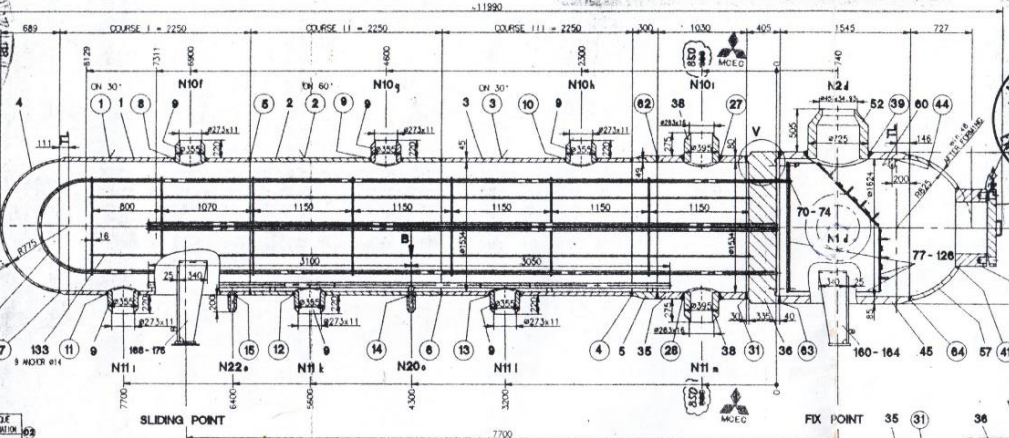
T.S. NO. 1210793	DOC. NO. 41
JOB NO. 24656	DRAWING PFD
DWG. NO. 1210803	REV. 2

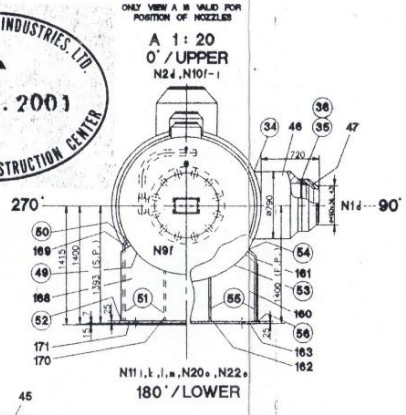
FOR CONSTRUCTION

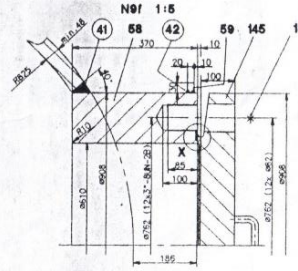
REVIEWED

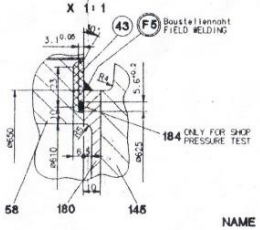
RECEIVED 03 DEC 2001 REKAYASA TECHNICAL SUPPORT

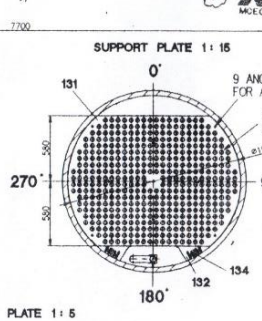
MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. 145-154 NOV.-27.2001 ENGINEERING & CONSTRUCTION CENTER

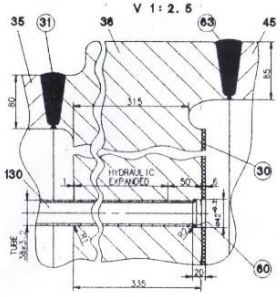


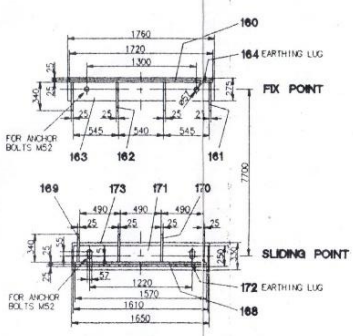




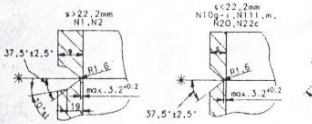


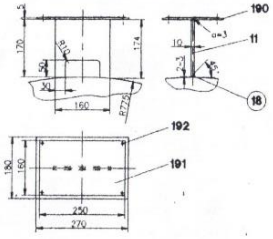


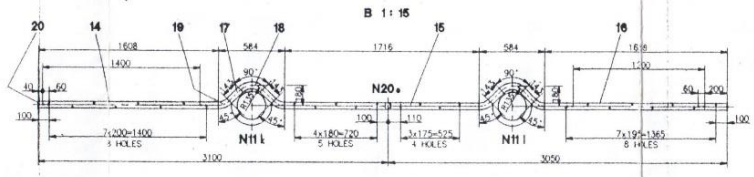




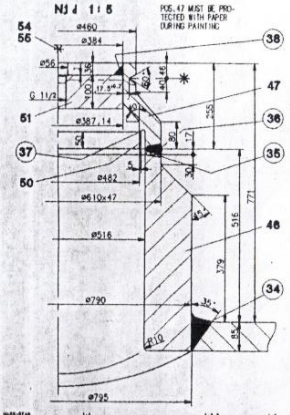
TYPICAL

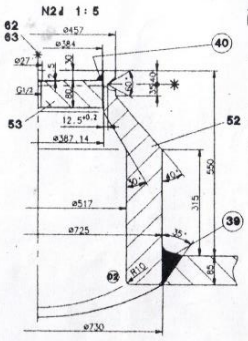


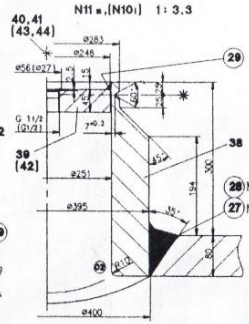


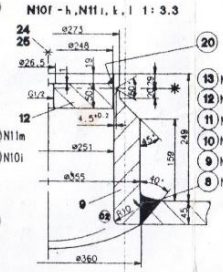


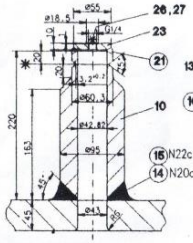
OUTSIDE INSULATION OF GAS INLET NOZZLE N1d INADMISSIBLE

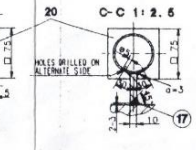












Manometer mit Absperrhahn G 1/2 A (nur für Transport vorgesehen) (provided for Transport only)

185
186,188
187

Betriebs- und Berechnungsangaben
OPERATING- AND DESIGN DATA

		rohrseite TUBE SIDE	mantelseite SHELL SIDE
Gas-Temperatur GAS TEMPERATURE	Eintritt 441 °C INLET		Austritt 340 °C OUTLET
Dampf-Temperatur STEAM TEMPERATURE	324 °C		
Berechnungstemperatur DESIGN TEMPERATURE			
Mantel	SHELL		340 °C
U-Rohre	U-TUBES	470 °C	
Rohrboden	TUBE SHEET	413 °C	
Verteilkammer	GAS CHAMBER	413 °C	
Gaseintrittsstutzen	GAS INLET NOZZLES	470 °C	
Berechnungsdruck	DESIGN PRESSURE	139,0 kg/cm² g	133,6 kg/cm² g
Probedruck	TEST PRESSURE	201,5 kg/cm² g	173,55 kg/cm² g
Betriebsdruck	OPERATING PRESSURE	130 kg/cm² g	121 kg/cm² g
Korrosionszuschlag	CORROSION ALLOWANCE (U-TUBES)	1,7 mm	1,7 mm
Schweißfaktor	WELDING FACTOR	v=1	v=1
Isolierdicke außen	INSULATION THICKNESS OUTSIDE	15 mm(BY OTHERS)	90 mm(BY OTHERS)
Medium	MEDIUM	GAS	WATER/STEAM
Inhalt	VOLUME	7,5 m³	18 m³
MPT/MWP			
		155,0 kg/cm² g	133,6 kg/cm² g
Kerbschlagprobe IMPACT TESTS			0°C
Berechnungs- und Prüfvorschrift DESIGN AND INSPECTION CODE			AD-Merkblatt
Austauschfläche EXCHANGE SURFACE	405 m²	U-Rohranzahl NUMBER OF U-TUBES	220
Abnahme durch INSPECTION BY	LLOYD'S / CLIENT		
Fabrik Nr. SERIAL N°	12-8530		
Baujahr YEAR BUILT	2001		
Schweißverfahren WELDING PROCEDURE		Daten siehe Schweißplan DATA SEE WELDING PLAN	
Zerstörungsfreie Prüfungen NON-DESTRUCTIVE-EXAMINATION		12351-12055-599	
Wärmebehandlung HEAT TREATMENT			
Leergewicht EMPTY WEIGHT	50 t	Betriebsgewicht OPERATING WEIGHT	69 t
Gewicht voll mit Wasser WEIGHT FULL OF WATER		70 t	

SURFACE PREPARATION: BLASTED GRADE Sa 2,5 ACC. TO DIN 55928
PAINTING: 1 LAYER INORGANIC ZINC PRIMER DFT 75 µ 1 LAYER EPOXY 2 x 35 µ (ONLY C.S. STEEL)

Werkstoffe MATERIALS

Teil Nr. PART N°	Benennung DESIGNATION	Werkstoff MATERIAL	Abn. INSP.
45	Verkammer GAS CHAMBER	SA336F22Cl.3	3.1B
57	Heißgasboden HEAD	SA387Gr.22Cl.2	3.1B
47	Reduzierung REDUCER	SA387Gr.22Cl.2	3.1B
46,52	Stutzen NOZZLES	SA336F22Cl.3	3.1B
58	Mannloch MANHOLE	SA336F22Cl.3	3.1B
145	Deckel COVER	15MoCuNbN5	3.1B
180	Dichtung GASKET	X10NiCrAlTi3220	3.1B
181	Bolzen STUD BOLTS	SA193B16	3.1B
182	Mu.-Muttern HEX NUTS	SA194Gr.7	3.1B
160-163	Pendelstahl SUPPORT	10CrMo910	3.2
164	Erdungslasche EARTHING LUG	S0CrNiTi1810	—
77-126	Einbauten INTERNALS	X10NiCrAlTi32	—
70-74	Teller FERRULES	X10NiCrAlTi3220	—
50	Ring RING	X10NiCrAlTi3220	—
59	Schneckenwälzer DEVIT	13CrMo44	—
60	Hebeöse LIFTING LUG	10CrMo910	—
90	Auflagenaufbau WELD OVERLAY	INCONEL 686	—
1-3	Mantel SHELL	15MoCuNbN5	3.1B
5	Übergangsstück TRANSITION PIECE	15MoCuNbN5	3.1B
35	Schmiedering FORGED RING	SA336F12	3.1B
36	Rohrboden TUBE SHEET	SA336F22Cl.3	3.1B
4	Heißgasboden HEAD	15MoCuNbN5	3.1B
130	U-Rohre U-TUBES	10CrMo910	3.1B
38	Stutzen NOZZLES	SA336F12	3.1B
9,10	Stutzen NOZZLES	15MoCuNbN5	3.1B
14-20	Verschleißschutz CONT. BLOB BOSS	C.S.	—
131,132	Stützblech BAFFLE PLATE	C.S.	—
133	Anker ANCHOR	C.S.	—
168-171,173,174	Pendelstahl SUPPORT	13CrMo44-S	3.2
172	Erdungslasche EARTHING LUG	S0CrNiTi1810	—
175	Teflonplatte PTFE-PLATE	PTFE	—
22,23,39,42,51,53	Prüfpropfen PRESSURE TEST COVER	C.S. / S.S.	—

Stutzentabelle NOZZLE DATA

Stutzen NOZZLE	Benennung DESIGNATION	Anz. N°	DN ND	Rohranschluss PIPE CONN.	best. PED	Bemerkungen / Prüfungen / NZ-Kennung
N1d	Gas-Eintritt GAS INLET	1	18	460x36,43	BW	
N24	Gas-Austritt GAS OUTLET	1	18	457x34,93	BW	
N9f	Mannloch MANHOLE	1		I.D. 610		
N10f-k	Abgang vom U-Rohr LEAD FROM U-TUBE	3	10"	273x11	BW	
N10i	Abgang vom U-Rohr LEAD FROM U-TUBE	1	10"	283x16	BW	
N11i,k,l	Anschluss Schwenkarm SWINGARM FROM U-TUBE	3	10"	273x11	BW	
N11m	Anschluss Schwenkarm SWINGARM FROM U-TUBE	1	10"	283x16	BW	
N20e	Abgang Entwässerung DRAINAGE FLOW DOWN	1	2"	60,3x8,74	BW	
N22e	Abgang Entlüftung VENT	1	2"	60,3x8,74	BW	

Lage der Schraubenlöcher in den Flanschen nach ANSI B 16.5 (DIN 2501)
POSITION OF FLANGE HOLES ACCORDING TO ANSI B 16.5 (DIN 2501)

Nach der Druckprobe Schweißnahtenbearbeitung entsprechend Detail Y,Z bei Borsig durchführen.
Auf der Baustelle Deckel entfernen und vorgedrehte Schweißkante anarbeiten.
* AFTER PRESSURE TEST PREPARE WELD BEVEL ACC. TO DETAIL Y,Z AT BORSIG WORKSHOP. THEN REMOVE COVER AND PREPARE THE WELD BEVEL EDGE AT JOB SITE.
62 SPARE PARTS FOR E/C ACC.TO DOC.No.: 12352-12339-4

OLD

PT PUPUK KALIMANTAN TIMUR BONTANG-KALIMANTAN

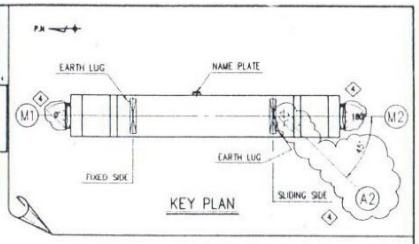
S.G. W/H ASSEMBLY

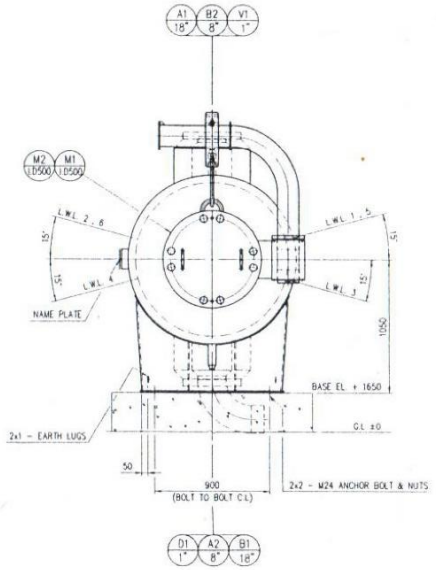
V277-15101

DRAWING MODIFIED			
OPERATING MODIFIED			
1:20	150531-10-01-01	BORSIG	
	S.G. WASTE HEAT BOILER 1-E-501	12351-12055-0	
		SHT. 1 OF 1	A0

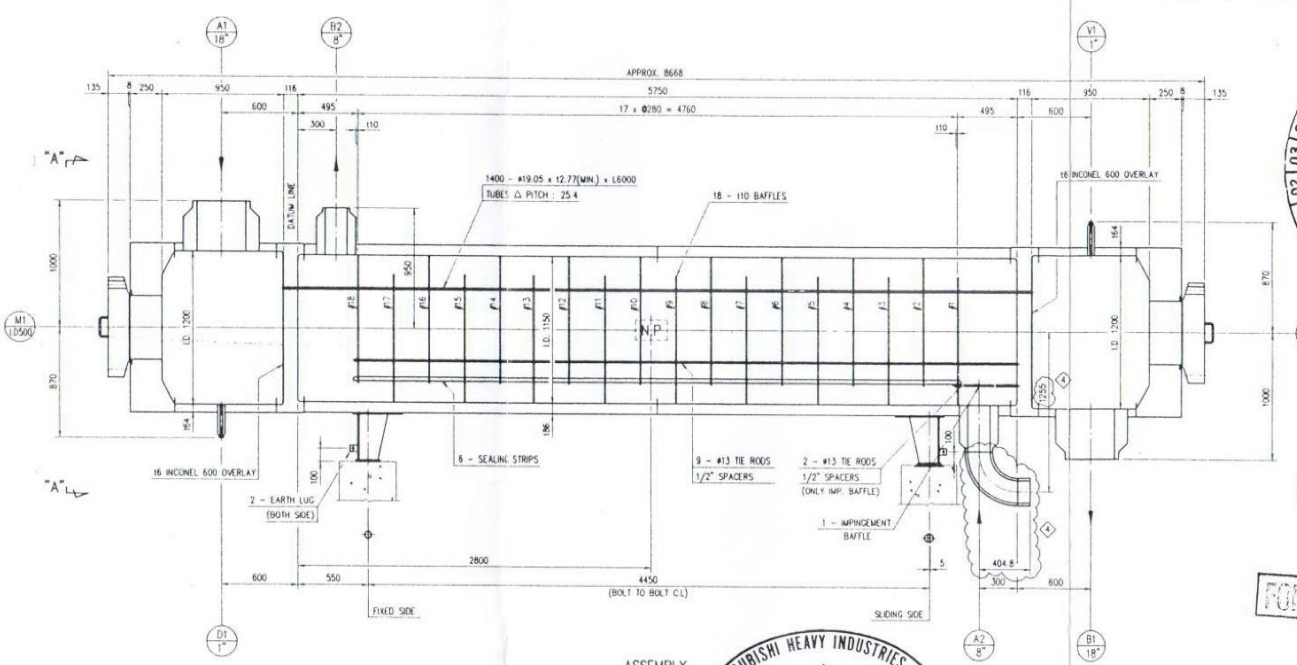
FOR CONSTRUCTION

REVIEWED





VIEW "A" - "A"
S : 1/20



ASSEMBLY
S : 1/20

RECEIVED
16 JUL 2001
REKAYASA TECHNICAL SUPPORT

HANJUNG DCM CO., LTD
ISSUED
2001. 6. 26

FOR CONSTRUCTION

MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD.
JUL. - 9. 2001
ENGINEERING & CONSTRUCTION CENTER

NO.	NAME OF PART / PART CODE	MATERIAL	NO REQ'D	SPARE	UNIT	REMARK

6348 V321-13291 MHCO58-NP2	NAME PLATE (2/2)
6348 V322-15201 71199-05	MANHOLE
6348 V322-15201 71199-04	NOZZLE
6348 V322-15203 71199-03	TUBE BUNDLE
6348 V322-15201 71199-02	SHELL DETAIL
DWG. NO.	TITLE

REFERENCE DWG.

ORDER NO.	563290
PROJECT TEAM	K-4 PROJECT
APPROVED	
	–
SECTION	EQUIP. ENG'G GR
APPROVED	
DATE	July 4, 2001

CLIENT: PT. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
BONTANG-KALIMANTAN
INDONESIA

CONSORTIUM MHI & REK
MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. MCEC | PT. REKAYASA INDUSTRI

ORIGINATOR: MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. MCEC

MCEC DWG. TITLE: 1-E-502 GENERAL ASSEMBLY

PROJECT DWG. NO: K4-01-H1-DW-50201-VM REV. 4

MCEC DWG. NO: 6348 V322-15201 REV. 4

CODE	ASME SEC.VIII DIV.2 1998 EDITION WITH 1999 ADDENDA					
CORR. ALLOW (mm)	1.7	1.7	TEMA CLASS "R" (8TH EDITION)			
JOINT EFF. (%)	100	100	CODE STAMP		NO	
P. W. H. T	YES	YES	BUNDLE WEIGHT (kg)		–	
RADIOGRAPH	FULL	FULL	FULL W. WEIGHT (kg)		52100	
PNEUM. TEST PRESS. (Kg/Cm²G)	–	–	OPER. WEIGHT (kg)		46800	
HYDRO TEST PRESS. (Kg/Cm²G)	226	207	EMPTY WEIGHT (kg)		44000	
M. A. W. P. (Kg/Cm²G)	–	–	FIRE PROOF (mm)		–	
DESIGN TEMP. (℃)	340	370	INSULATION (HOT) (mm)		90	90
M. D. M. T. (℃)	–	–	PAINT		SYSTEM-7F	
DESIGN PRESS. (Kg/Cm²G)	170	155	TEMA TYPE		H-DED	
OPER. TEMP. (IN/OUT) (℃)	252/310	340/282	CONTENT LETHAL		–	
OPER. PRESS. (Kg/Cm²G)	130	138	Sp. Gr.		–	–
FLUID	BFW	SYNTHESIS GAS	NO. OF PASS		1	1
WIND LOAD	ASCE 7-93 (UP. "L" 40kg/m² (0.39 m/s))		SURFACE AREA (M²)		503	
SEISMIC LOAD	UBC-94 (ZONE 2A)		VOLUME (M³)		3.4	3.1
	SHELL SIDE	TUBE SIDE			SHELL SIDE	TUBE SIDE

DESIGN DATA

NOZZLE MARK	NO. REQ'D	NOM. SIZE	SCH. NO.	FLANGE RATING	SERVICE	REMARKS	TO & PROJECTION	SEE DWG.
M1,2	2	ID500	–	SPECIAL	MANHOLE	W/BLIND		870
V1	1	1"	10 20.7	B.W	VENT			870
D1	1	1"	10 20.7	B.W	DRAIN			870
B2	1	8"	10 17.8	B.W	BFW OUTLET			950
B1	1	18"	10 30.9	B.W	GAS OUTLET			1000
A2	1	8"	10 17.8	B.W	BFW INLET			950
A1	1	18"	10 30.9	B.W	GAS INLET			1000

NOZZLE LIST

NOTE

1. ALL BOLT HOLES SHALL STRADDLE THE NATURAL HORIZONTAL AND VERTICAL CENTERLINE OF THE H/EX.
2. BUTT WELDING ENDS ACCORDANCE WITH ANSI B 16.25
3. HARDNESS OF HEAT AFFECTED ZONE IN THE TUBES, SHALL BE MAX. 250 Hv AFTER P.W.H.T
4. FILLER MATERIAL FOR TUBE TO TUBE SHEET WELDS SHALL BE INCONEL-TYPE.

REV. NO.	DESCRIPTION	PREPARED	CHECKED	REVIEWED	APPROVED
⑥					
⑤					
④	FOR APPORVAL	K.I ENG 6/25	S.W HUR 6/26	S.K LEE 6/26	B.T AHN 6/26
③	FOR APPORVAL	K.I ENG 5/4	S.W HUR 5/6	S.K LEE 5/6	B.T AHN 5/6
②	FOR APPORVAL	K.I ENG 3/28	S.W HUR 3/30	S.K LEE 3/30	B.T AHN 3/30
①	FOR APPORVAL	K.I ENG 2/15	S.W HUR 2/23	S.K LEE 2/26	B.T AHN 2/26

ENGINEERING DEPARTMENT

P.T. PUPUK KALIMANTAN TIMUR
BONTANG-KALIMANTAN
INDONESIA

PROJECT TITLE: KALTIM-4 PROJECT

TITLE: 1-E-502 SG BFW PREHEATER GENERAL ASSEMBLY

REQ'D NO. 1 SET

APPROVED	REVIEWED	CHECKED	PREPARED	CLIENT
B.T AHN	S.K LEE	S.W HUR	K.I ENG	MITSUBISHI HEAVY IND. LTD

SCALE	DR'N DATE	ORDER NO.	CLIENT P.O NO.
SEE DWG.	2000 12 20	MHO-CO58	–

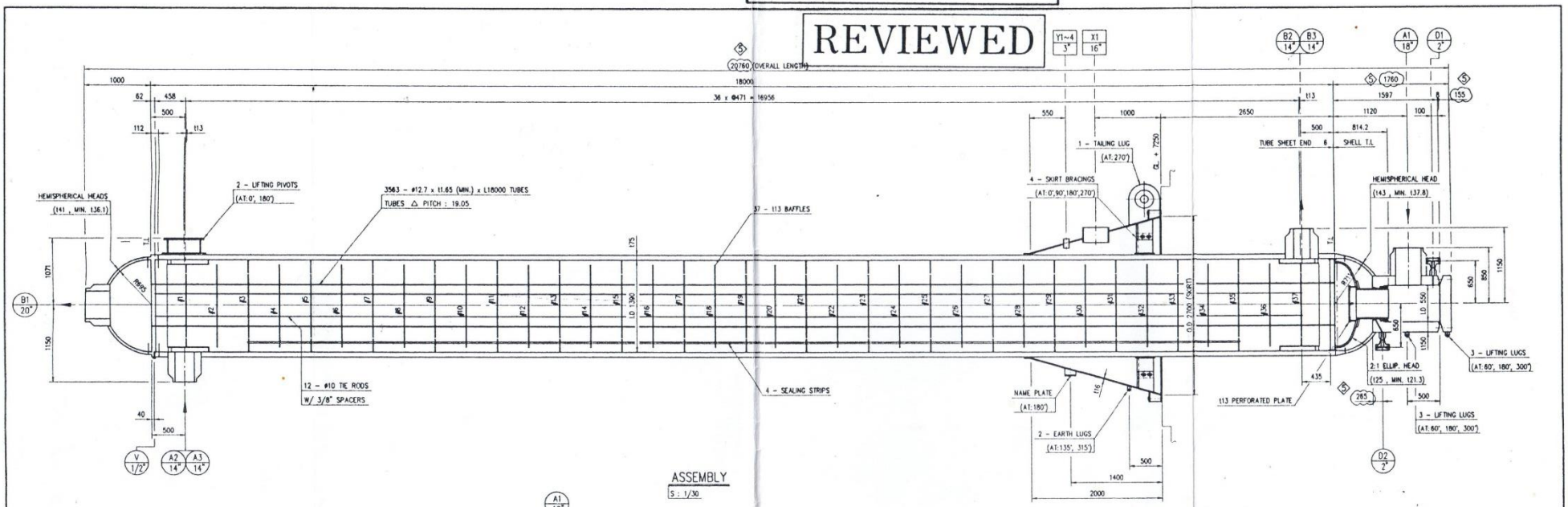
HANJUNG (주)한중DCM HANJUNG DCM CO., LTD.

DWG. NO. 71199 – 01 REV. NO. 4

V322-15201C4 KJ2256

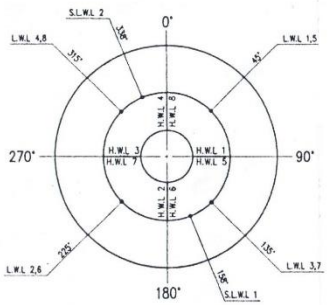
FOR CONSTRUCTION

REVIEWED



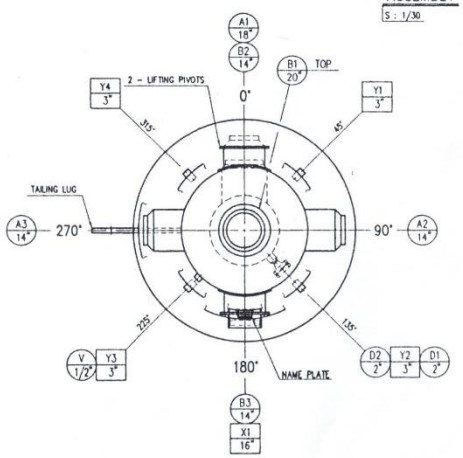
ASSEMBLY

S : 1/30



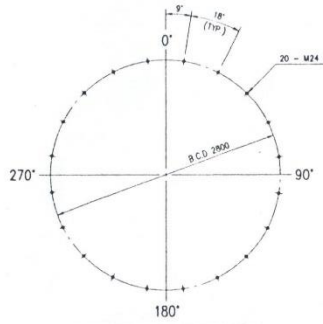
SEAM ORIENTATION

S : 1/30



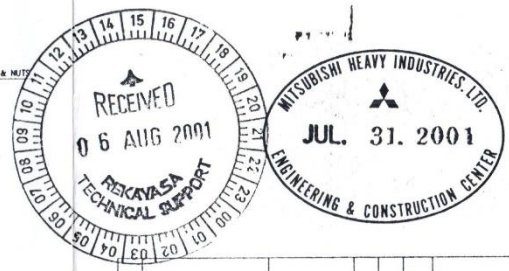
NOZZLE ORIENTATION

S : 1/30



ANCHOR BOLT ORIENTATION

S : 1/30



NO.	NAME OF PART / PART CODE	MATERIAL	NO. REQ'D	EREC. SPARE	UNIT	REMARK

6348 Y322-13298	NAME PLATE (2/2)	
MHI-0058-HP2		
6348 Y322-15307	INSULATION SUPPORT RING	
71200-07		
6348 Y322-15306	TEMPLATE & GAUGE PLATE	
71200-06		
6348 Y322-15305	NOZZLE	
71200-05		
6348 Y322-15304	TUBE BUNDLE (2/2)	
71200-04		
6348 Y322-15303	TUBE BUNDLE (1/2)	
71200-03		
6348 Y322-15302	SHELL DETAIL	
71200-02		
DWG. NO.	TITLE	

REFERENCE DWG.

CODE	ASME SEC.VIII DIV.2 1998 EDITION WITH 1999 ADDENDA				
CORR. ALLOW. (mm)	1.7	1.7	TEMA CLASS "R"		
JOINT EFF. (%)	100	100	CODE STAMP	NO	
P. W. H. T	YES	YES	BUNDLE WEIGHT (kg)	-	
RADIOGRAPH	FULL	FULL	FULL W. WEIGHT (kg)	132000	
PNEUM. TEST PRESS. (Kg/Cm²G)	-	-	OPER. WEIGHT (kg)	111000	
HYDRO. TEST PRESS. (Kg/Cm²G)	SEE NOTE 4	SEE NOTE 4	EMPTY WEIGHT (kg)	107000	
M. A. W. P. (Kg/Cm²G)	-	-	FIRE PROOF. (mm)	-	
DESIGN TEMP. (°C)	300	330	INSULATION (HOT) (mm)	75	75
M. D. M. T. (°C)	0	0	PAINT (BODY)	SYSTEM-7F	
DESIGN PRESS. (Kg/Cm²G)	155	155	TEMA TYPE	SPECIAL	
OPER. TEMP. (IN/OUT) (°C)	42/252	282/62	CONTENT LETHAL	-	
OPER. PRESS. (Kg/Cm²G)	141	137	Sp. Gr.	-	-
FLUID	CONVERTER FEED GAS	CONVERTER EFFLUENT GAS	NO. OF PASS	1	1
WIND LOAD	ASCE 7-93 (EXP. 'C', V100YR : 120 MPH)		SURFACE AREA (M²)	2559	
SEISMIC LOAD	UBC-94 (ZONE 2A)		VOLUME (M³)	19.7	5.6
	SHELL SIDE	TUBE SIDE		SHELL SIDE	TUBE SIDE

DESIGN DATA

NOZZLE MARK	NO. REQ'D	NOM SIZE	SCH NO.	FLANGE RATING	SERVICE	REMARKS	I.D. & PROJECTION
Y1~4	1	3"	40	-	VENT OPENING		-
X1	1	16"	t16	-	ACCESS OPENING		-
V	1	1/2"	-	ANSI 6000# COUPLING	VENT	W/PLUG	-
D1,2	2	2"	160	ANSI 1500# W.N.R.J.	DRAIN	W/BLIND	SEE DWG.
B2,3	2	14"	t9.2812	B.W	OUTLET GAS		SEE DWG.
B1	1	20"	t9.1451	B.W	OUTLET GAS		SEE DWG.
A2,3	2	14"	t9.2812	B.W	INLET GAS		SEE DWG.
A1	1	18"	t9.3174	B.W	INLET GAS		SEE DWG.

NOZZLE LIST

N O T E

1. ALL BOLT HOLES SHALL STRADDLE THE NATURAL HORIZONTAL AND VERTICAL CENTERLINE OF THE H/EX.
2. BUTT WELDING ENDS ACCORDANCE WITH ANSI B 16.25
3. DIFFERENTIAL PRESSURE SHELL/TUBE DESIGN 20Kg/Cm²G
4. HYDRO. TEST PRESSURE

	SHELL SIDE	TUBE SIDE
SHELL & HEAD (Kg/Cm²G)	207	210
TUBE & TUBE SHEET (Kg/Cm²G)	26	26

5. MAX. HYDROGEN PARTIAL PRESS. : 10.3Kg/Cm²abs

REV. NO.	DESCRIPTION	PREPARED	CHECKED	REVIEWED	APPROVED
⑥					
⑤	FOR APPORVAL	7/10 K.I ENG	7/15 S.W HUR	7/17 S.K LEE	4pc B.T AHN
④	FOR APPORVAL	6/15 K.I ENG	6/19 S.W HUR	6/21 S.K LEE	B.T AHN
③	FOR APPORVAL	5/10 K.I ENG	5/11 S.W HUR	5/12 S.K LEE	B.T AHN
②	FOR APPORVAL	3/26 K.I ENG	3/30 S.W HUR	3/30 S.K LEE	B.T AHN
①	FOR APPORVAL	3/15 K.I ENG	3/29 S.W HUR	3/28 S.K LEE	B.T AHN

ENGINEERING DEPARTMENT

ORDER NO.	563290
PROJECT TEAM	K-4 PROJECT
APPROVED	
SECTION	EQUIP. ENG'G GR
APPROVED	
DATE	JULY 26, 2001

CLIENT : PT PUPUK KALIMANTAN TIMUR, BONTANG-KALIMANTAN, INDONESIA

CONSORTIUM MHI & REK

MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. | PT. REKAYASA INDUSTRI

ORIGINATOR: MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. MCEC

MCEC DWG. TITLE: 1-E-503 GENERAL ASSEMBLY

PROJECT DWG. NO: K4-01-H1-DW-50301-VW REV. ⑤

MCEC DWG. NO: 6348 Y322-15301 REV. ⑤

FOR : P.T. PUPUK KALIMANTAN TIMUR, BONTANG-KALIMANTAN, INDONESIA

CONSORTIUM MHI & REK

MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. MCEC | PT. REKAYASA INDUSTRI

ORIGINATOR: MITSUBISHI HEAVY INDUSTRIES, LTD. MCEC

PROJECT TITLE: KALTIM-4 PROJECT

TITLE: 1-E-503 HOT HEAT EXCHANGER GENERAL ASSEMBLY

REQ'D NO. 1 SET

APPROVED	REVIEWED	CHECKED	PREPARED	CLIENT
B.T AHN	S.K LEE	S.W HUR	K.I ENG	MITSUBISHI HEAVY IND. LTD.

SCALE	DW'N DATE	ORDER NO.	CLIENT P.O NO.
SEE DWG	2000. 12. 20	MHO-C058	-

HANJUNG (주)한중DCM HANJUNG DCM CO., LTD.

DWG. NO. 71200 - 01 REV. NO. ⑤

KJ 2356

BIODATA PENULIS

Penulis bernama lengkap Ari Pranata Kusuma. Lahir dari pasangan Slamet dengan Sri Mulyani di Rimbo Bujang pada tanggal 22 September 1997. Penulis merupakan anak ke terakhir dari dua bersaudara. Penulis menempuh Pendidikan formal di Sekolah Dasar Negeri 30 Wirotho Agung, Sekolah Menengah Pertama Negeri 3 Tebo, Sekolah Menengah Atas Negeri Titian Teras H. Abdurahman Soyoeti. Kemudian penulis melanjutkan Pendidikan di Perguruan Tinggi Negeri tepatnya di Departemen Teknik Material dan Metalurgi FTIRS-ITS pada tahun 2016. Selama menjadi mahasiswa, penulis sempat menjadi Staff Departemen Pengembangan Sumber Daya Mahasiswa (PSDM) HMMT FTI-ITS 2017/2018. Penulis juga menjadi Kepala Devisi Internal dan Sumber Daya BK MWA WM pada tahun 2018. Penulis juga mengikut Program Magang Mahasiswa Bersertifikat (PMMB) pada batch 2 tahun 2019 selama 6 bulan penuh di Departemen Inspeksi Teknik PT. Pupuk Kalimantar Timur. Selain melakukan pekerjaan sebagai inspektor penulis juga melakukan penelitian tugas akhir bertemakan *Risk-Based Inspection* (RBI). Penulis mengakhiri studi S1-nya dengan mengambil bidang Korosi dan Kegagalan dengan tema yang sama yaitu Implementasi RBI dengan Metode API 581 pada *Waste Boiler* Pabrik-4 *Ammonia Plant*. Penulis dapat dihubungi melalui alamat *e-mail* dan nomor telepon: aripranatak@gmail.com dan 082133986962.