



UNIVERSITAS INDONESIA

PERBANDINGAN APLIKASI PENILAIAN RESIKO
KUANTITATIF ATAS RESIKO INDIVIDU PERTAHUN DAN
PENILAIAN RESIKO SEMI KUANTITATIF ATAS FASILITAS
PADA ANJUNGAN KEPALA SUMUR MINYAK DAN GAS
WELL HEAD PLATFORM –X LAPANGAN SCORPIO

TESIS

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik

LUKI CAHYADI
NPM 0906496106

FAKULTAS TEKNIK KIMIA
PROGRAM PASCA SARJANA
MAGISTER MANAJEMEN GAS

DEPOK
2011

HALAMAN PENGESAHAN

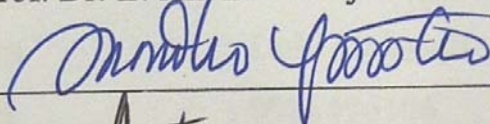
Seminar Tesis ini diajukan oleh :

Nama : Luki Cahyadi
NPM : 0906496106
Program Studi : Magister Manajemen Gas Program Pasca Sarjana
Judul Tesis : Perbandingan Aplikasi Penilaian Resiko Kuantitatif Atas Resiko Individu Pertahun dan Penilaian Resiko Semi Kuantitatif Atas Fasilitas pada Anjungan Kepala Sumur Minyak dan Gas Well Head Platform X Lapangan Scorpio

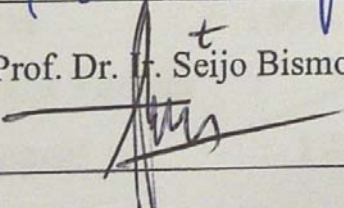
Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Megister Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

Dewan Penguji

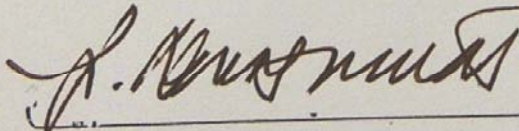
Pembimbing : Prof. Dr. Ir. Anondho Wijanarko M Eng

()

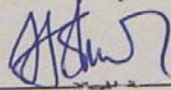
Penguji : Prof. Dr. Ir. Seijo Bismo, DEA

()

Penguji : Dr. Ir. Andy Noorsaman S, DEA

()

Penguji : Dr. Heri Hermansyah, ST, MT

()

Ditetapkan di : Depok

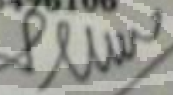
Tanggal : 23 Juni 2011

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

Tesis ini adalah hasil karya saya sendiri,
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar.

Nama : Luki Cahyadi

NPM : 0906496106

Tanda Tangan : 

Tanggal : 1 Juni 2011

KATA PENGANTAR

Segala Puji bagi Allah SWT, Tuhan seluruh alam. Shalawat dan salam semoga tercurahkan kepada penghulu para Nabi dan Rasul, Muhammad dan para keluarganya yang suci, dan para sahabatnya yang mulia. Karena berkat rahmat dan karuniaNya lah Penulis dapat menyelesaikan karya akhir ini. Pun dukungan, bantuan dan doa dari semua pihak tentunya memberikan arti yang dalam bagi Penulis dalam menyelesaikan karya akhir ini jua. Dalam kesempatan ini Penulis hendak mengucapkan terimakasih kepada beberapa pihak yang telah memberikan motivasi, kesabaran dan bantuannya:

1. Prof. Dr. Ir. Anondho Wijanarko M Eng, selaku Dosen Pembimbing yang dengan sabar dan cermat membimbing dan mengarahkan penyusun untuk menyelesaikan penelitian ini.
2. Pimpinan ConocoPhillips Indonesia yang telah memberikan beasiswa dan dukungan moral kepada Penulis untuk mengikuti program pasca sarjana di Universitas Indonesia.
3. Bapak Faisal, Manajer HSE, Mbak Lusi serta staff lain di departemen HSE di ConocoPhillips Indonesia yang telah memberikan banyak bantuan kepada Penulis untuk menyelesaikan Tesis ini.
4. Istri tercinta, Anna Nur Rochmani dan anak kami tersayang Almira Ayu Nadia, Bayu Iman Rachmadi dan Tarisha Nurul Zafira. Terimakasih dengan do'a, kesabaran, pengertian dan dukungan untuk ayahnya yang dalam masa studinya yang menjadi sibuk dan berkurang waktunya untuk menemani kalian belajar dan bermain.

Semoga Allah SWT, senantiasa Melimpahkan Rahmat dan Karunianya serta membalas semua amal kebaikan yang anda berikan semuanya.

Akhirnya, Penulis sadari bahwa karya akhir ini belum sempurna, untuk itu dengan tangan terbuka penulis menerima kritik dan saran membangun guna perbaikan dimasa yang akan datang. Dan semoga penulisan karya akhir ini dapat berguna bagi kita semua, Amin

“Barang siapa yang memberi syafa’at yang baik, niscaya ia akan memperoleh bagian (pahala) dari padanya (QS ANNISAA (4):85)”

Depok, Juni 2011

Penulis

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TESIS UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

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

Nama : Luki Cahyadi
NPM : 0906496106
Program Studi : Pasca Sarjana – Magister Manajemen Gas
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Fakultas Teknik
Jenis Karya : Tesis

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

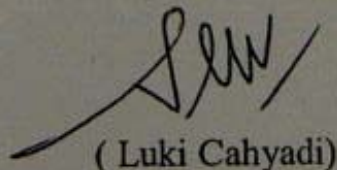
Perbandingan Aplikasi Penilaian Resiko Kualitatif dan Kuantitatif Resiko Individual Pertahun Pada Anjungan Kepala Sumur Minyak dan Gas Well Head Platform-X Lapangan Scorpio

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan hak bebas royalti non eksklusif ini, Universitas Indonesia, berhak menyimpan, mengalihmedia (format) kan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (database), merawat dan mempublikasikan tugas akhir saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta.

Demikian pernyataan saya ini buat sebenarnya.

Dibuat di : Jakarta
Pada Tanggal : 14 Juni 2011

Yang menyatakan



(Luki Cahyadi)

DAFTAR GAMBAR

Nomor Gambar	Keterangan	Halaman
Gambar 2.1	Anjungan kepala sumur X (Wellhead Platform X)	6
Gambar 2.2	Well head Platform X (WHP-X) dengan paket pengeboran di atasnya	7
Gambar 2.3	Pandangan samping WHP-X	8
Gambar 2.4	Pandangan samping WHP-X	8
Gambar 2.5	Pandangan atas drilling deck	9
Gambar 2.6	Pandangan atas main deck	10
Gambar 2.7	Pandangan atas cellar deck	11
Gambar 2.8	Pandangan atas sub cellar deck	11
Gambar 2.9	Diagram Aliran Proses WHP-X	13
Gambar 2.10	Tahapan kegiatan QRA	19
Gambar 2.11	Batas kriteria resiko	20
Gambar 2.12	Probabilitas kebocoran terhadap besar lubang bocoran	25
Gambar 2.13	Kemungkinan akibat dari kebocoran hidrokarbon	27
Gambar 2.14	Estimasi Probabilitas Pengapian/Kebakaran (<i>ignition probability</i>) Gas dan Minyak	29
Gambar 2.15	Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Pengapian/Kebakaran	30
Gambar 2.16	Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Kebocoran	22
Gambar 2.17	Contoh Simulasi PHAST Intensitas Radiasi	33
Gambar 2.18	Contoh Simulasi PHAST Dampak Ledakan	35
Gambar 2.19	Contoh Matriks Risiko	44
Gambar 3.1	Diagram alir metode penelitian resiko kuantitatif	45
Gambar 3.2	Diagram alir metode penelitian kualitatif	52
Gambar 4.1	Alat Deteksi Gas (<i>gas detector</i>)	94
Gambar 4.2	Alat Deteksi Api (<i>flame detector</i>)	94
Gambar 4.3	Fasilitas Alat Padam Kebakaran <i>Deluge</i>	95
Gambar 4.4	Fasilitas Alat Padam Kebakaran <i>Deluge</i>	95
Gambar 4.5	<i>Fusible Loop</i> Tepasang pada Kerangan di <i>Test Separator</i>	96
Gambar 4.6	Peralatan Pemadam Kebakaran	97
Gambar 4.7	Fasilitas <i>Emergency Shutdown dan Blowdown Valve</i>	98
Gambar 4.8	<i>Wellhead Hydrolic Panel</i>	98
Gambar 4.9	Fasilitas HVAC (<i>Heating Ventilating Air Conditioning</i>)	99
Gambar 4.10	Ruang penyimpan battery untuk unit pemasok listrik tanpa jeda (<i>uninterruptible power supply – UPS</i>)	100

Nomor Gambar	Keterangan	Halaman
Gambar 4.11	Fasilitas Pembangkit Tenaga Listrik Darurat	100
Gambar 4.12	Dinding Penahan Api (<i>fire wall</i>)	101
Gambar 4.13	Kapal Penjaga (<i>stand by boat</i>)	102
Gambar 4.14	Tempat Tinggal dan Ruang Kontrol	103
Gambar 4.15	Komponen Perpipaan di <i>Sand Separator Removal</i>	104
Gambar 4.16	Posisi <i>Flange Injection Header</i> Terhadap <i>Sand Separator Removal</i>	104
Gambar 4.17	Prakiraan Resiko Karena Faktor Korosi	109
Gambar 4.18	Prakiraan Resiko Karena Faktor Pengaruh Pihak Ketiga	109
Gambar 4.19	Prakiraan Resiko Karena Faktor Operasi	110
Gambar 4.20	Prakiraan Resiko Karena Faktor Sejarah Kebocoran	111
Gambar 4.21	Prakiraan Resiko Total	111



DAFTAR GAMBAR

Nomor Gambar	Keterangan	Halaman
Gambar 2.1	Anjungan kepala sumur X (Wellhead Platform X)	6
Gambar 2.2	Well head Platform X (WHP-X) dengan paket pengeboran di atasnya	7
Gambar 2.3	Pandangan samping WHP-X	8
Gambar 2.4	Pandangan samping WHP-X	8
Gambar 2.5	Pandangan atas drilling deck	9
Gambar 2.6	Pandangan atas main deck	10
Gambar 2.7	Pandangan atas cellar deck	11
Gambar 2.8	Pandangan atas sub cellar deck	11
Gambar 2.9	Diagram Aliran Proses WHP-X	13
Gambar 2.10	Tahapan kegiatan QRA	19
Gambar 2.11	Batas kriteria resiko	20
Gambar 2.12	Probabilitas kebocoran terhadap besar lubang bocoran	25
Gambar 2.13	Kemungkinan akibat dari kebocoran hidrokarbon	27
Gambar 2.14	Estimasi Probabilitas Pengapian/Kebakaran (<i>ignition probability</i>) Gas dan Minyak	29
Gambar 2.15	Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Pengapian/Kebakaran	30
Gambar 2.16	Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Kebocoran	22
Gambar 2.17	Contoh Simulasi PHAST Intensitas Radiasi	33
Gambar 2.18	Contoh Simulasi PHAST Dampak Ledakan	35
Gambar 2.19	Contoh Matriks Risiko	44
Gambar 3.1	Diagram alir metode penelitian resiko kuantitatif	45
Gambar 3.2	Diagram alir metode penelitian kualitatif	52
Gambar 4.1	Alat Deteksi Gas (<i>gas detector</i>)	94
Gambar 4.2	Alat Deteksi Api (<i>flame detector</i>)	94
Gambar 4.3	Fasilitas Alat Padam Kebakaran <i>Deluge</i>	95
Gambar 4.4	Fasilitas Alat Padam Kebakaran <i>Deluge</i>	95
Gambar 4.5	<i>Fusible Loop</i> Tepasang pada Kerangan di <i>Test Separator</i>	96
Gambar 4.6	Peralatan Pemadam Kebakaran	97
Gambar 4.7	Fasilitas <i>Emergency Shutdown dan Blowdown Valve</i>	98
Gambar 4.8	<i>Wellhead Hydrolic Panel</i>	98
Gambar 4.9	Fasilitas HVAC (<i>Heating Ventilating Air Conditioning</i>)	99
Gambar 4.10	Ruang penyimpan battery untuk unit pemasok listrik tanpa jeda (<i>uninterruptible power supply – UPS</i>)	100

Nomor Gambar	Keterangan	Halaman
Gambar 4.11	Fasilitas Pembangkit Tenaga Listrik Darurat	100
Gambar 4.12	Dinding Penahan Api (<i>fire wall</i>)	101
Gambar 4.13	Kapal Penjaga (<i>stand by boat</i>)	102
Gambar 4.14	Tempat Tinggal dan Ruang Kontrol	103
Gambar 4.15	Komponen Perpipaian di <i>Sand Separator Removal</i>	104
Gambar 4.16	Posisi <i>Flange Injection Header</i> Terhadap <i>Sand Separator Removal</i>	104
Gambar 4.17	Prakiraan Resiko Karena Faktor Korosi	109
Gambar 4.18	Prakiraan Resiko Karena Faktor Pengaruh Pihak Ketiga	109
Gambar 4.19	Prakiraan Resiko Karena Faktor Operasi	110
Gambar 4.20	Prakiraan Resiko Karena Faktor Sejarah Kebocoran	111
Gambar 4.21	Prakiraan Resiko Total	111



DAFTAR LAMPIRAN

Nomor Lampiran	Keterangan	Halaman
Lampiran 1	Diagram Alur Proses WHP-X	119
Lampiran 2	Langkah Penggunaan PHAST	120
Lampiran 3	Batas Bagian Terisolasi	140
Lampiran 4	Hasil Perhitungan Jumlah Komponen	168
Lampiran 5	Hasil Simulasi PHAST - Dispersi	183
Lampiran 6	Hasil Simulasi PHAST – <i>Jet Fire</i>	202
Lampiran 7	Hasil Simulasi PHAST – Ledakan Dini	207
Lampiran 8	Hasil Simulasi PHAST - Grafis	213
Lampiran 9	Alur Perhitungan IRPA Sesuai dengan Persamaan (3.1) dan (3.7)	259
Lampiran 10	Alur Perhitungan Luas Area Terdampak Radiasi Panas	262

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Produksi minyak dan gas bumi di lepas pantai merupakan salah satu bentuk proyek rekayasa ambisius di dunia modern ini, dan merupakan sumber penghasilan utama dari banyak perusahaan dan negara. Kegiatan ini juga mengandung resiko kecelakaan besar seperti ledakan dan kebakaran. Contoh kecelakaan yang pernah terjadi misalnya tragedi Piper Alpha di Laut Utara Inggris, tenggelamnya anjungan akomodasi Alexander Kielland di Norwegia, tenggelamnya rig pengeboran *semi-submersible* Ocean Ranger di Kanada. Salah satu bentuk kecelakaan besar terkini yang disorot dunia adalah ledakan dan kebakaran pada anjungan pengeboran *semi submersible* milik perusahaan minyak dan gas BP di teluk Meksiko yang menyebabkan kerusakan lingkungan hebat di perairan sekitarnya dan menyebabkan kerugian finansial yang sangat besar serta rusaknya reputasi perusahaan.

Kecelakaan dalam skala besar seperti ini, merepresentasikan kerusakan paling parah yang bisa terjadi pada suatu proyek rekayasa, dimana kecelakaan tersebut telah mengakibatkan kematian, kerusakan lingkungan serta terganggunya bisnis perusahaan atau negara.

Paska kecelakaan di anjungan Piper Alpha di tahun 1998 di Laut Utara yang menelan korban 167 orang, merupakan konfirmasi bahwa kecelakaan besar yang mana analisis resiko kecelakaannya bisa diprediksi merupakan suatu realita, sehingga penilaian resiko kuantitatif (*Quantitative Risk Assessment – QRA*) dapat digunakan untuk mengurangi resiko. Hal ini mendorong pemerintah Inggris untuk mewajibkan semua operator minyak dan gas untuk menyiapkan melakukan Operation Safety Case yang dimanifestasikan pada QRA pada tiap instalasinya (Spouge, 1999), yang mempersyaratkan agar tiap instalasi bisa mendemonstrasikan:

- Semua bahaya besar (*major hazard*) teridentifikasi dan ada kontrol terhadap resiko yang bisa ditimbulkannya.

- Semua resiko sudah dievaluasi dan dikurangi ke suatu level yang serendah, serasional serta sepraktis mungkin (*As Low As Reasonably Practicable – ALARP*).

Anjungan kepala sumur (*WellHead Platform X*) WHP-X didisain merupakan anjungan tidak berpenghuni (*Normaly Unitended Installation – NUI*) adalah salah satu anjungan sumur minyak di lapangan minyak dan gas Scorpio di perairan Indonesia yang dioperasikan oleh salah satu perusahaan minyak multi nasional.

Lapangan minyak dan gas Scorpio dioperasikan pada awal tahun 2005 terdiri dari satu Floating Processing Storage and Offload – FPSO, dua anjungan kepala sumur WHP-X dan WHP-Y, Offshore Offloading Buoy serta Floating Storage and Offload –FSO. Lapangan Scorpio ini merupakan hub dari daerah operasi lepas pantai bagian timur.

Operation Safety Case telah dilakukan terhadap semua instalasi di lapangan Scorpio berdasarkan desain awalnya. Penilaian resiko kuantitatif yang dilakukan pada *Safety Case* ditunjukkan dalam bentuk resiko individual (*Individual Risk*), di mana perhitungan resiko dikonsentrasikan pada resiko yang terjadi pada individu yang bekerja dan tinggal di FPSO. Hasil perhitungan resiko individual mempresiksikan resiko individual tiap tahun (*Individual Risk Per Annum – IRPA*) terbesar sebanyak 8.54×10^{-4} , masih lebih rendah daripada angka maksimal resiko individual tiap tahun sebesar 1×10^{-3} yang merupakan angka maksimal yang ditoleransi oleh UK HSE (*United Kingdom Health and Safety Executive*) (Spounge, 2000). Perhitungan resiko individual tidak dilakukan terhadap individu yang bekerja dan tinggal di WHP-X karena sifat WHP-X merupakan NUI yang tidak membutuhkan keberadaan operator atau personel pemeliharaan setiap saat.

Dengan berjalannya waktu yang menyebabkan makin banyak permasalahan sehingga diperlukan lebih banyak intervensi langsung dari personel operasi dan pemeliharaan, pada kuartal ke empat tahun 2010, diputuskan untuk merubah filosofi operasi di WHP-X dari anjungan tidak berpenghuni menjadi anjungan berpenghuni.

1.2 PERUMUSAN MASALAH

Berubahnya filosofi operasi di WHP-X dari anjungan tidak berpenghuni menjadi anjungan berpenghuni membutuhkan penilaian resiko kuantitatif terhadap resiko individu yang secara khusus mengacu kepada potensi bahaya yang terdapat pada instalasi dan peralatan yang terpasang di WHP-X.

Analisis resiko kuantitatif terhadap resiko individu yang bekerja dan tinggal di WHP-X merupakan suatu persyaratan sebelum implementasi perubahan filosofi operasi di WHP-X dilakukan. Perusahaan harus dapat menunjukkan bahwa nilai resiko individual tiap tahun pada personel yang tinggal dan bekerja di WHP-X harus lebih kecil daripada batas maksimal yang dipersyaratkan oleh UK HSE yang juga dianut oleh Perusahaan. Selain penilaian kuantitatif, penilaian semi kuantitatif resiko dengan menggunakan sistim *index scoring* dan disimulasikan menggunakan software Cristal Ball untuk menilai resiko sisa setelah kegiatan mitigasi dilakukan untuk menurunkan resiko ketinggian yang bisa diterima (*acceptable level*) serta untuk mengidentifikasi tiga besar faktor resiko sisa tertinggi.

1.3 TUJUAN PENELITIAN

Penelitian dilakukan untuk memberikan gambaran resiko individual pertahun untuk personel yang tinggal dan bekerja di WHP-X. Serta mengevaluasi kegiatan mitigasi / kontrol yang bertujuan untuk menurunkan resiko pada tingkat yang bisa diterima dengan melakukan analisa semi kuantitatif.

1.4 MANFAAT PENELITIAN

Diharapkan hasil penelitian ini bisa digunakan sebagai masukan kepada pihak manajemen perusahaan atas nilai resiko individual pertahun bagi pekerja di WHP-X, serta memberikan masukan tindakan mitigasi yang perlu dilakukan apabila nilai resiko individu pertahun ternyata diatas nilai resiko yang bisa ditolerir untuk untuk menurunkan tingkat resiko pada tingkat ALARP (*As Low As Reasonably Practicable*) sebelum implementasi perubahan filosofi di WHP-X dilakukan.

1.5 BATASAN PENELITIAN

- Analisis resiko kuantitatif hanya dilakukan terhadap resiko akibat hydrocarbon event khususnya kebocoran proses (*process leak*) yang berakibat kepada potensi kebakaran dan ledakan.
- Analisis resiko dilakukan terhadap fasilitas proses hidrokarbon pada semua tingkat di fasilitas bagian atas (*top side*) yang terdiri dari *drilling deck, main deck, cellar deck dan sub cellar deck* di WHP-X
- Analisis resiko individual dilakukan terhadap grup pekerja reguler yang paling tinggi sering mengunjungi, bekerja atau tinggal di WHP-X.
- Modeling konsekuensi terhadap dispersi gas dan api (*gas dispersion and fire consequence modelling*) dilakukan menggunakan software process hazard analysis : PHAST
- Melakukan analisis semi kuantitatif resiko yang tersisa dari program mitigasi / kontrol yang ada atau yang direncanakan untuk dilakukan dengan menggunakan software Cristal Ball

1.6 SISTEMATIKA PEMBAHASAN

Dalam pembuatan tesis, susunan penulisan dibuat berdasarkan sistematika sebagai berikut :

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini menjelaskan latar belakang, perumusan masalah, tujuan penelitian, manfaat penelitian, batasan penelitian, serta sistematika penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini menjelaskan secara singkat deskripsi fasilitas instalasi WHP-X sebagai tempat studi kasus, teori penilaian resiko kuantitatif, serta deskripsi software yang digunakan untuk melakukan modeling dispersi gas dan api.

BAB III METODE PENELITIAN

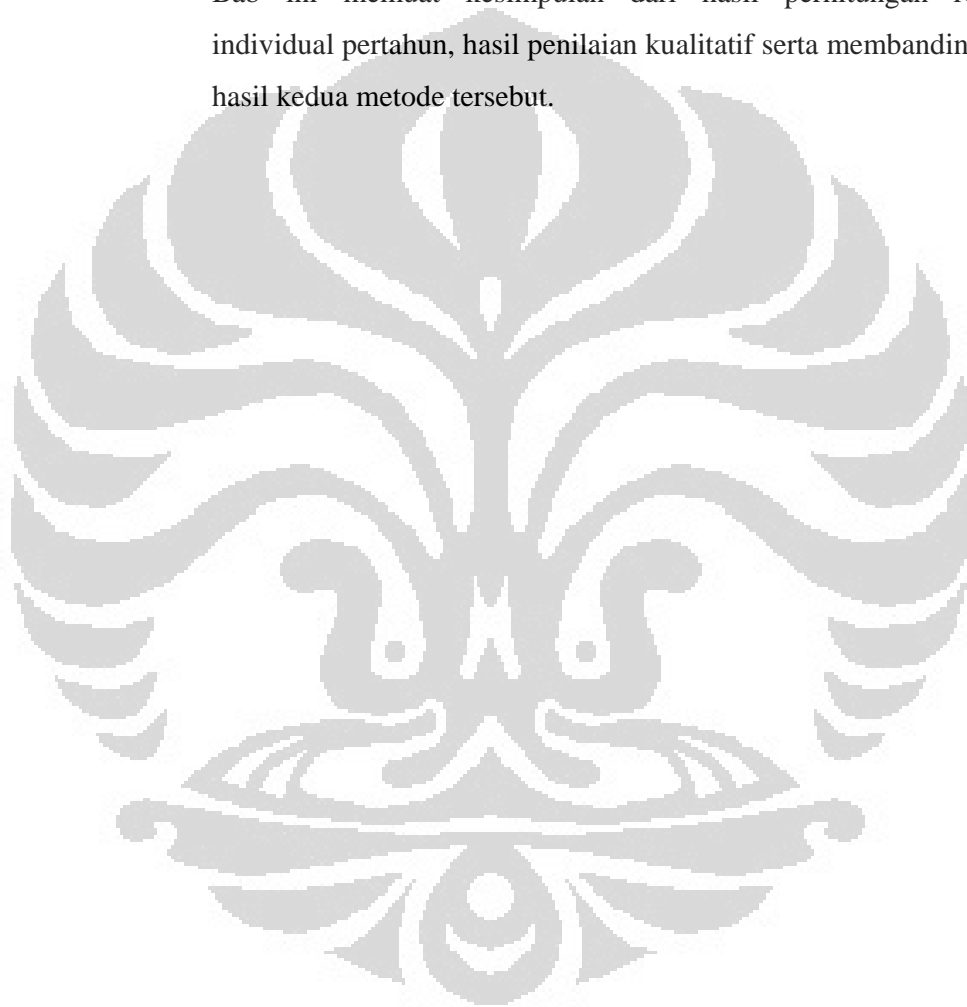
Bab ini menjelaskan alur metode penelitian, hipotesis, tempat dan waktu penelitian.

BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini memuat hasil perhitungan resiko individual pertahun (*Individual Risk Per Annum – IRPA*) di WHP-X berdasarkan situasi (*event*) kebocoran hidrokarbon di daerah proses. Selain itu, pada bab ini juga dimuat hasil penilaian analisis kualitatif.

BAB V KESIMPULAN

Bab ini memuat kesimpulan dari hasil perhitungan resiko individual pertahun, hasil penilaian kualitatif serta membandingkan hasil kedua metode tersebut.



BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1. Penjelasan Umum WHP-X

Anjungan kepala sumur (*Wellhead Platform X*, WHP-X) adalah fasilitas yang normalnya tidak berpenghuni, dengan kapasitas produksi normal 181 mmscf/d gas dan 53.000 barrel minyak perhari. WHP-X berdiri di atas *jacket* berkaki empat dengan struktur bagian atas bertingkat empat yaitu *drilling deck*, *main deck*, *cellar deck* dan *sub cellar deck* seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.1. *Drilling deck* disiapkan untuk mendukung kegiatan pengeboran yang bisa dilakukan oleh fasilitas paket pengeboran seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.2, *jack up drilling rig* dengan *derrick package* yang bisa digeser atau sebuah paket pengebor berupa *tender assist*.



Gambar 2.1. Anjungan kepala sumur X (Wellhead Platform X)

Semua peralatan dan sistem yang mendukung produksi normal telah didesain untuk berfungsi secara otomatis secara penuh, dengan dimonitor oleh

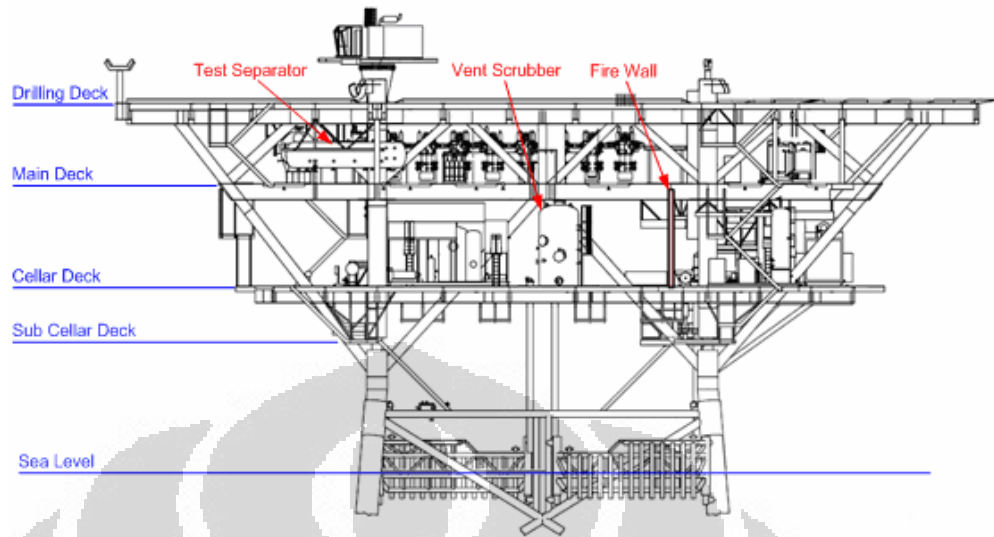
operator dari FPSO (*Floating Processing Storage and Offloading*). Namun demikian, peluncuran *pig*, *well unloading* dan mengoperasikan kembali fasilitas setelah terjadi *Emergency Shutdown (ESD)* dilakukan secara manual..



Gambar 2.2. Well head Platform X (WHP-X) dengan paket pengeboran di atasnya

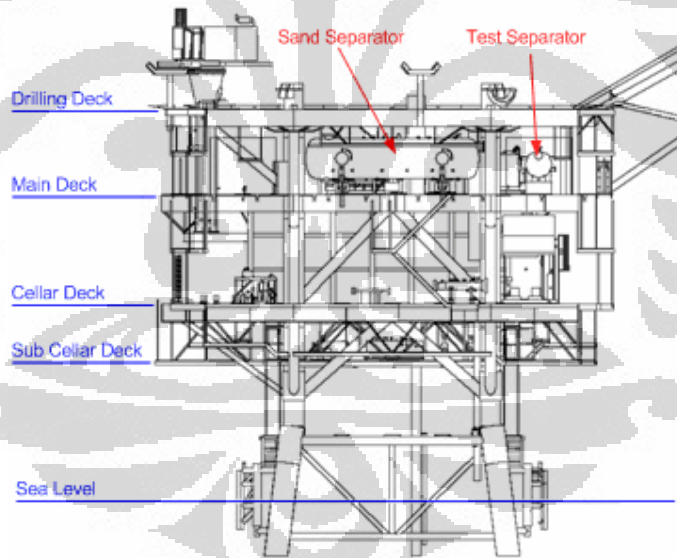
2.2. Layout Struktur Bagian Atas (*Top Side*) WHP-X

Fasilitas produksi tersebar di tiga lantai yaitu : *main deck*, *cellar deck* dan *subcellar deck*. Gambar 2.3 dan 2.4 menunjukkan pandangan samping dari WHP-X.



Sumber : Suatu Perusahaan Multi National

Gambar 2.3 Pandangan samping WHP-X

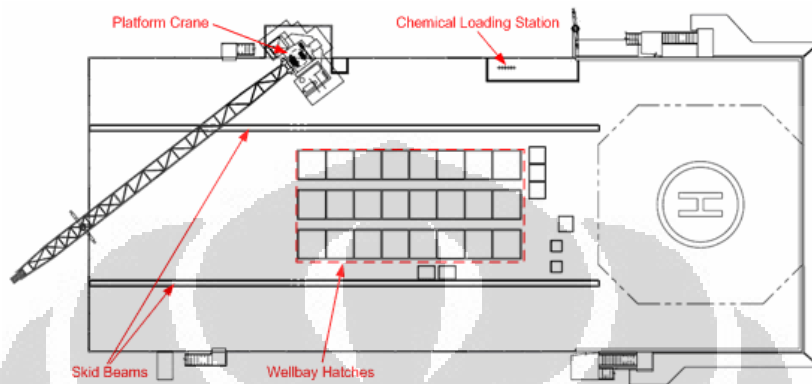


Sumber : Suatu Perusahaan Multi National

Gambar 2.4 Pandangan samping WHP-X

Drilling deck terletak paling atas. Pada operasi normal, *drilling deck* kosong dan salah satu ujungnya digunakan sebagai tempat pendaratan helicopter. Tempat bangunan berlindung sementara (*temporary refuge building*) terletak diantara

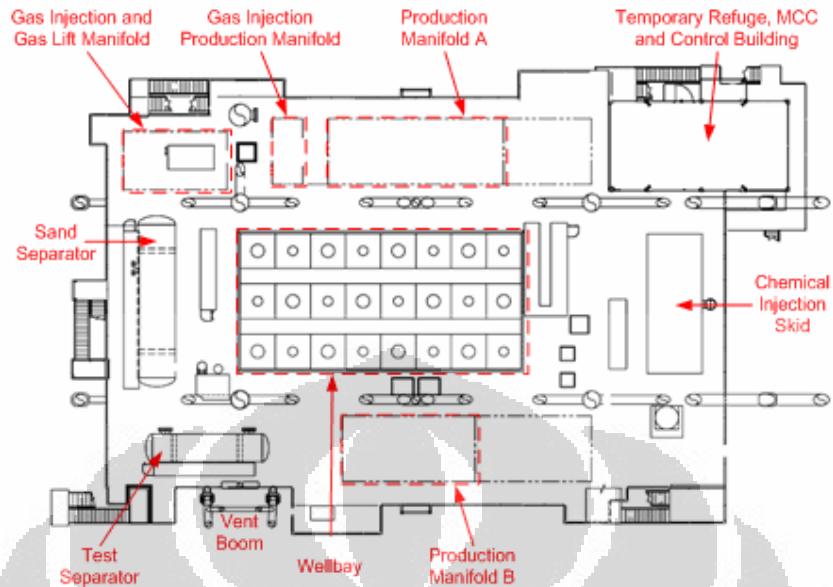
cellar dan *main deck*. Gambar pandangan atas *drilling deck* terlihat pada gambar 2.5.



Sumber : Suatu Perusahaan Multi National

Gambar 2.5 Pandangan atas *drilling deck*

Main Deck terletak di bawah *drilling deck*. *Main deck* bisa dijangkau dari *cellar deck* atau *drilling deck* melalui tangga yang terletak di keempat sudut dari deck. *Wellbay*, lokasi dimana terdapat kepala sumur terletak di bagian tengah *main deck*. *Flowline* dari tiap kepala sumur dihubungkan dengan *manifold* produksi yang terdiri dari dua bagian yaitu *manifold* produksi A yang terletak di bagian utara dan *manifold* produksi B yang terletak di sebelah selatan. Gambar 2.6 menunjukkan pandangan atas *main deck*.



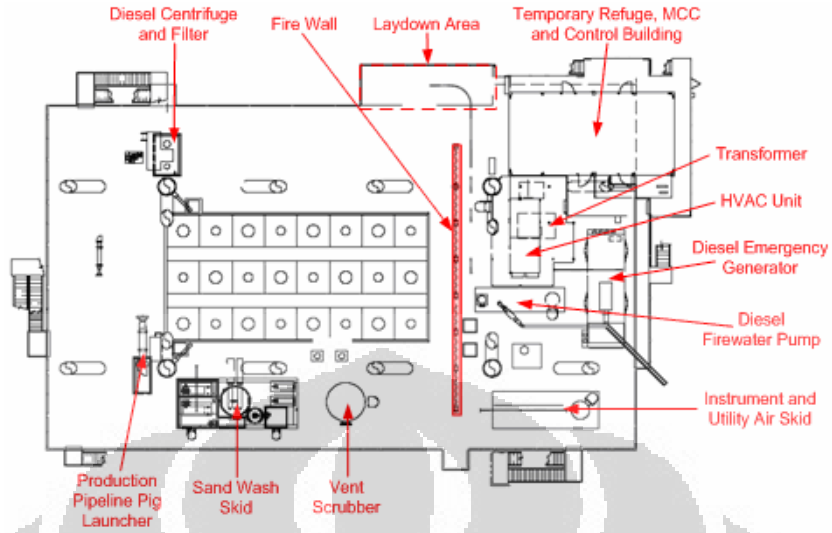
Sumber : Suatu Perusahaan Multi National

Gambar 2.6 Pandangan atas main deck

Peralatan utama yang terletak di *main deck* adalah : *wellbay* slot sebanyak 24 buah, *manifold* produksi A dan B, *manifold* injeksi dan gas angkat, pemisah pasir (*sand separator*), test separator serta peralatan injeksi kimia.

Cellar deck bisa dijangkau dari lantai di bawah ataupun lantai di atasnya melalui tangga yang terdapat di keempat sudut anjungan. *Cellar deck* dilengkapi dengan dinding api (*fire wall*) tingkat (*rate*) A60 yang memisahkan daerah *utility* dengan *well bay* dan sistim hidrokarbon lainnya.

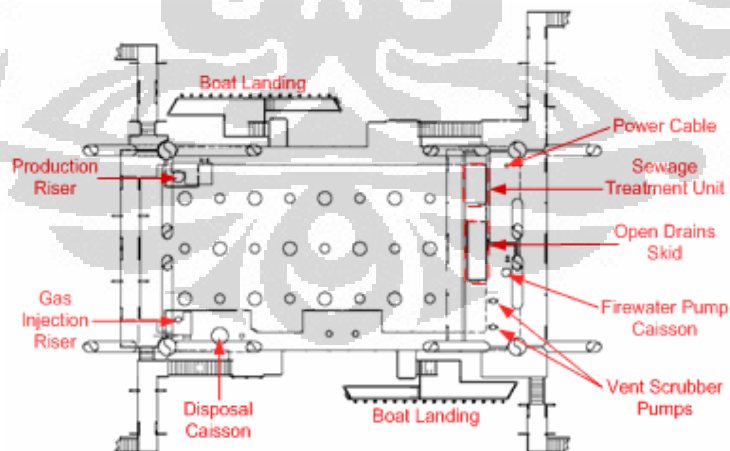
Peralatan utama yang terdapat di *cellar deck* adalah : *Sand Wash Skid*, *Pig Launcher*, *Vent Scrubber*, *Diesel Centrifuge*, pompa pemadam kebakaran, generator diesel darurat, trafo, dan *temporary refuge*, seperti yang terlihat pada gambar 2.7.



Sumber : Suatu Perusahaan Multi National

Gambar 2.7 Pandangan atas cellar deck

Sub Cellar Deck dengan pandangan atas yang terlihat pada gambar 2.8, adalah lantai anjungan yang terletak di bawah cellar deck dan terdapat beberapa peralatan utilitas penunjang seperti *open drain skids*, peralatan pengolah limbah dan pompa *vent scrubber*. *Sub Cellar deck* bisa dijangkau dari keempat sudut melalui tangga.



Sumber : Suatu Perusahaan Multi National

Gambar 2.8 Pandangan atas sub cellar deck

2.3. Overview Sistem Proses

Gambar 2.9 pada halaman selanjutnya menunjukkan diagram aliran process (*Process Flow Diagram – PFD*) keseluruhan dari proses dilapangan Scorpio. Pada Gambar 2.9 tersebut, proses yang terdapat di WHP-X terletak dilembar bagian pojok kiri atas. *As built diagram* aliran dan perpipaan untuk setiap sistem proses dan utilitas di WHP-X tersedia pada Lampiran 1.

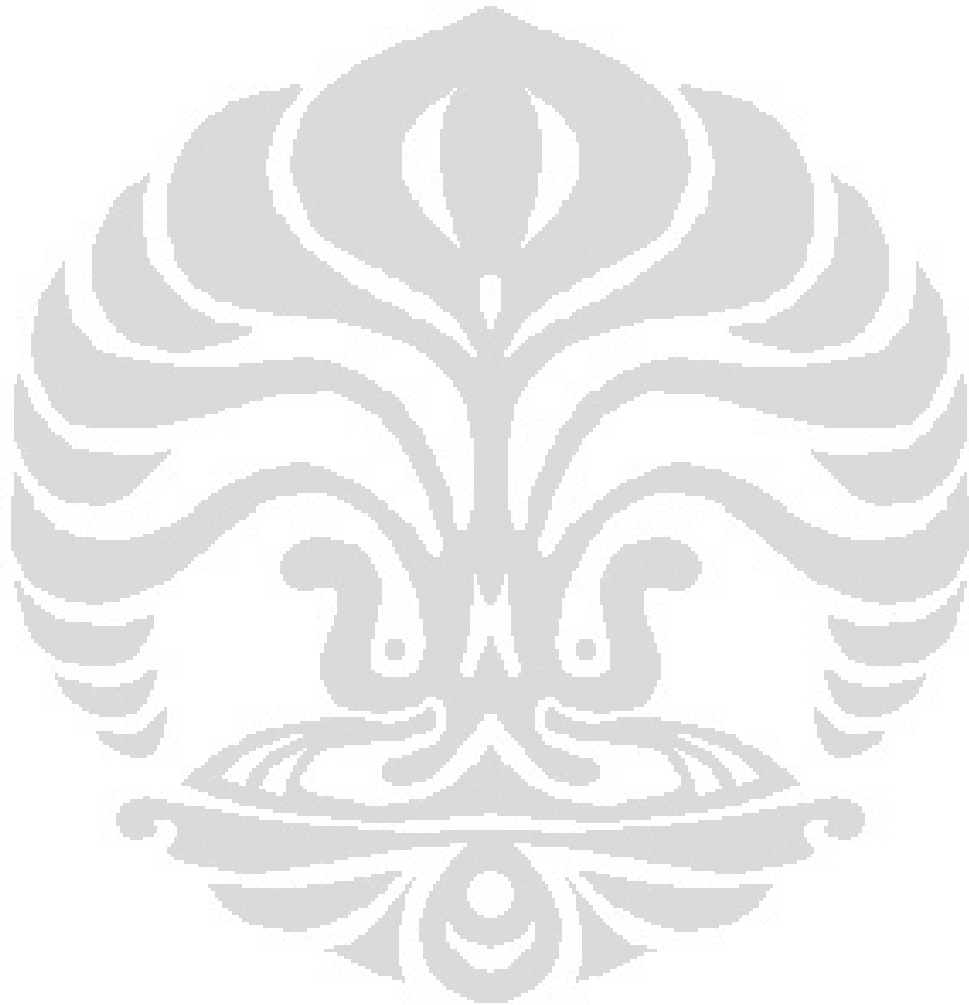
WHP-X mempunyai 12 buah slot konduktor tunggal (*single conductor slot*) serta 12 buah slot share konduktor (*shared conductor slot*) yang mampu mengakomodasi sampai 36 peralatan kepala sumur.

Fluida dari sumur produksi di WHP-X meninggalkan sumur dan mengalir baik melalui *header* produksi atau *header* pengujian (*production / test header*) pada *manifold* A atau B melalui masing-masing *flowline*. Setiap *flowline* dilengkapi dengan *choke valve* yang dioperasikan dari jarak jauh, kerangan-kerangan dan peralatan instrumentasi.

WHP-X dilengkapi dengan dua *manifold* produksi yaitu *manifold* produksi A dan *manifold* produksi B yang menghubungkan *flowline* dengan sistem produksi. Setiap *manifold* mengandung *header* produksi, *header* pengujian (*test header*), *header* penghilang tekanan (*depressurization header*).

Pipa *header* produksi yang berukuran 12 inchi dari *manifold* A dan B bergabung dan bertemu di *header* berukuran 18 inchi sebelum memasuki *Sand Removal Separator*. Dua *High Integrity Pressure Protection System (HIPPS) shutdown valve* dan *Emergency Shutdown Valve (ESD)* terpasang secara seri pada *header* 18 inchi ini di bagian hulu dari *Sand Removal Separator* merupakan kerangan-kerangan yang berkerja secara cepat dan berfungsi sebagai sistem perlindungan terhadap kelebihan tekanan. Pipa 6 inchi yang merupakan pipa keluaran gas dan cairan dari *Test Separator* serta pipa 4 inchi dari pompa *Vent Scrubber* juga dialirkan dibagian hulu valve ESD.

Test Separator yang terdapat di WHP-X merupakan separator tiga fasa horisontal yang digunakan untuk mentes sumur yang sedang berproduksi dan mampu memisahkan minyak, gas dan air dan mengukur volume masing-masing secara independen. Setelah pengukuran, ketiga jenis aliran ini bertemu kembali



Gambar 2.9 Diagram Aliran Proses WHP-X

dan dialirkan kembali ke bagian hulu dari *Sand Removal Separator*. *Test Separator* juga berfungsi untuk kegiatan *well unloading* dan operasi *blowdown*.

Sand Removal Separator adalah separator horisontal dua fasa yang didisain untuk memisahkan 100% partikel pasir berukuran diatas 60 micron dan 98% partikel pasir berukuran lebih besar dari 35 mikron. Dari *Sand Removal Separator*, gas dan cairan yang relatif tidak mengandung pasir bergabung dan menuju ke jalur pipa export. Jalur pipa ekspor ini merupakan pipe berukuran 16 inchi menuju ke *production riser* yang dilengkapi dengan kerangan ESD pada riser dan dihubungkan dengan dengan pipeline bawah laut berukuran 16 inchi yang mengalirkan gas dan cairan menuju FPSO.

Sistim hidrokarbon lain yang terdapat pada WHP-X adalah sistem injeksi gas yang didisain untuk menyuntikan 100 – 100 mmscf gas per hari pada tekanan 3.900 sampai 4.150 Psig (0,286 barg). Sistim ini terdiri dari jalur pipa masukan bawah laut (*incomming*) berukuran 6 inchi, raiser serta ESD valve pada raiser dan perpipaan menuju ke injection header berukuran 8 inchi. Selain sistim injeksi, di WHP-X juga terdapat fasilitas sistem gas angkat (*gas lift*) yang terdiri dari header gas lift dan perpipaanya.

2.4. Penilaian Resiko Kuantitatif (*Quantitative Risk Assesment –QRA*)

2.4.1. Tahapan Proses QRA

Penilaian resiko kuantitatif (*Quantitatif Risk Assesment – QRA*) adalah salah satu cara melakukan analisis resiko secara sistematik terhadap kegiatan yang berbahaya kemudian melakukan evaluasi secara rasional terhadap tingkat bahayanya. Hasil dari kegiatan ini merupakan masukan terhadap proses pembuatan keputusan.

Sebelum melangkah lebih lanjut, berikut ini adalah definisi dari beberapa istilah yang akan banyak digunakan pada proses QRA (Spouge 1999) :

Bahaya (*hazard*) adalah situasi fisik yang dapat berpotensi mencelakakan, seperti luka atau kematian kepada pekerja, kerusakan alat, polusi lingkungan atau terganggunya kelancaran bisnis.

Kecelakaan (*accidents*) adalah realisasi nyata dari bahaya.

Resiko (*risk*) adalah kombinasi dari kemungkinan (*likelihood*) dan konsekuensi (*consequence*) dari suatu kecelakaan.

Ada dua bentuk dasar dari kemungkinan suatu kejadian dapat ditampilkan yaitu :

- Frekuensi (*frequency*) : yaitu jumlah pengulangan yang diharapkan tiap kejadian per satuan waktu, atau dalam bentuk matematis sebagai :

$$\text{Frekuensi} = \frac{\text{Jumlah kejadian}}{\text{Waktu paparan}} = \frac{N}{Y} \quad (2.1)$$

- Probabilitas (*probability*) : yaitu kemungkinan suatu peristiwa terjadi pada waktu tertentu.

Dalam QRA, pemilihan satuan waktu paparan mencirikan besaran frekuensi, beberapa pilihan satuan yang biasa digunakan (Spouge 1999):

- Frekuensi per Tahun Kalender : contohnya apabila telah terjadi sepuluh ledakan gas pada anjungan produksi di suatu negara dalam kurun waktu dua belas tahun, maka frekuensi dapat di tampilkan sebagai :

$$\frac{10 \text{ ledakan}}{12 \text{ tahun}} = 0.83 \text{ ledakan per tahun kalender}$$

- Frekuensi per Tahun Instalasi, merujuk contoh di diatas, bila terdapat sekitar 100 anjungan produksi yang beroperasi maka frekuensi dapat ditampilkan sebagi :

$$\frac{10 \text{ ledakan}}{12 \text{ tahun} \times 100 \text{ anjungan}} = 8.3 \times 10^{-3} \text{ ledakan per tahun instalasi}$$

Resiko yang dialami oleh personel bisa ditampilkan dalam dua bentuk :

- Resiko Individu (*individual risk*), menurut definisi I.Chem.E (1992) adalah nilai resiko perorangan yang terjadi ketika suatu bahaya terealisasi secara

nyata dalam bentuk kecelakaan, biasanya berupa resiko kematian dan diekspresikan dalam resiko per tahun.

Menurut UK Health and Safety Executive (2006) :

IRPA (*Individual Risk Per Annum*) : estimasi resiko seorang individu meninggal dunia karena kecelakaan. IRPA 1×10^{-3} berarti untuk setiap individu, setiap tahun, mempunyai estimasi 1 dalam 1.000 x terlibat pada kecelakaan fatal.

Menurut Spouge (1999), IRPA yang didapat dari data historis mempunyai rumusan :

$$\text{IRPA} = \frac{\text{Jumlah kematian dalam satu tahun}}{\text{Jumlah personel yang terpapar resiko}} \quad (2.2)$$

Jonkmar. et all (2002), menyatakan *individual risk* kematian seseorang karena tenggelam di sebuah kolam tertentu dinyatakan sebagai :

$$\text{IR}(x,y) = \sum_{i=1}^n P_i P_{d|i}(x,y) \quad (2.3)$$

dimana :

IR (x,y) = Resiko Individu disetiap lokasi

n = jumlah skenario banjir

P_i = Probabilitas terjadinya banjir

$P_{d|i}$ = Probabilitas seseorang tenggelam pada setiap lokasi tersebut

- Resiko Kelompok (*group risk*) yaitu resiko yang dihadapi oleh semua orang yang terpapar bahaya.

Dalam QRA untuk anjungan lepas pantai, dikenal juga istilah PLL : *potential loss of life* atau potensi kehilangan jiwa yaitu jumlah dari seluruh IRPA.

Hubungan antara IRPA dan PLL adalah :

IRPA = PLL x fraksi waktu seorang individu bekerja di lepas pantai per tahun / jumlah seluruh penghuni anjungan. (2.4)

Contoh : Suatu anjungan dengan jumlah penghuni sebanyak 50 orang dengan jadwal 2 minggu kerja 2 minggu libur (fraksi waktu bekerja 0.5), dengan IRPA setiap individu 1×10^{-3} , maka :

$$PLL = 10^{-3} \times 50/0.5 = 10^{-1}$$

Yang artinya kematian akibat kecelakaan pada anjungan tersebut diperkirakan satu kali setiap 10 tahun.

Kemungkinan (*likelihood*) diekspresikan dalam bentuk frekuensi misalnya banyaknya suatu kejadian per satuan waktu atau dalam bentuk kemungkinan (*probability*) misalnya kemungkinan satu kejadian terjadi pada waktu tertentu. Konsekuensi adalah tingkat kerusakan yang dikibatkan dari suatu kejadian.

Kegiatan QRA pada umumnya merupakan rentetan tahapan kegiatan. Menurut Spouge (1999), Tahapan pertama dari kegiatan QRA adalah mendefinisikan sistem (*system definition*). Pada tahap ini, ditentukan cakupan instalasi atau kegiatan dimana penilaian resiko akan dianalisis. Batas-batas cakupan kegiatan QRA harus jelas ditentukan, seperti kegiatan apa yang dibahas, kegiatan mana yg tidak dibahas, serta fase mana dari siklus kehidupan suatu instalasi yang akan dianalisis.

Tahapan berikutnya adalah mengidentifikasi bahaya (*hazard identifikasi*) yang mencakup analisis kualitatif terhadap segala kemungkinan kecelakaan yang mungkin terjadi, mengacu kepada pengalaman kecelakaan yang pernah dialami atau berdasarkan suatu pertimbangan jika diperlukan.

Setelah bahaya telah diidentifikasi, tahapan selanjutnya adalah analisis frekuensi (*frekuensi analysis*), dengan memperkirakan seberapa besar perkiraan suatu kecelakaan bisa terjadi. Besaran estimasi frekuensi ini bisa didapatkan dari peristiwa kecelakaan sebelumnya atau melalui model teori.

Bersamaan dengan analisis frekuensi, tahapan pemodelan konsekuensi (*consequence modelling*) dilakukan untuk mengevaluasi akibat yang ditimbulkan jika suatu kecelakaan terjadi dan pengaruhnya pada orang, alat, struktur. Proses ini membutuhkan bantuan komputer untuk melakukan pemodelan, namun bisa

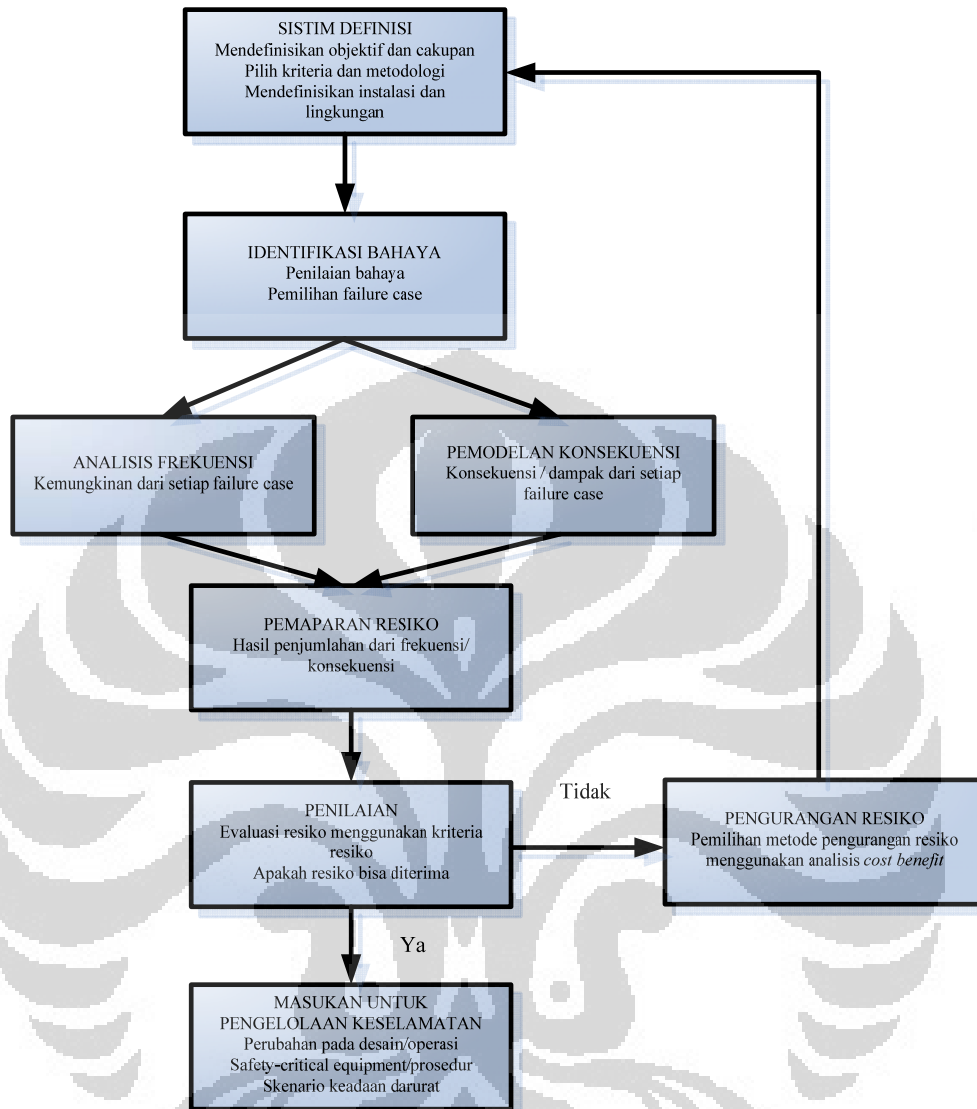
juga berdasarkan data dari kecelakaan sebelumnya atau pertimbangan jika memungkinkan.

Ketika estimasi frekuensi dan konsekuensi dari setiap pemodelan peristiwa sudah bisa diperkirakan, keduanya digabungkan untuk mendapatkan pengukuran dari resiko keseluruhan.

Tahapan berikutnya adalah melakukan proses penilaian resiko (*risk assesment*) dengan memasukan faktor kriteria yang merupakan alat ukur apakah suatu resiko bisa diterima atau tidak.

Untuk membuat suatu resiko pada tingkat yang bisa diterima (*acceptable*), tindakan untuk menurunkan tingkat resiko harus dilakukan. Tingkat keuntungan dari tindakan pengurangan resiko ini harus dibandingkan dengan biaya ekoomi yang dikeluarkan menggunakan analisis keuntungan biaya (*cost benefit analysis*).

Hasil dari QRA digunakan sebagai masukan terhadap disain atau kegiatan pengelolaan keselamatan pada instalasi yang bersangkutan. Tahapan dari proses kegiatan QRA di atas ditampilkan ada gambar 3.10.

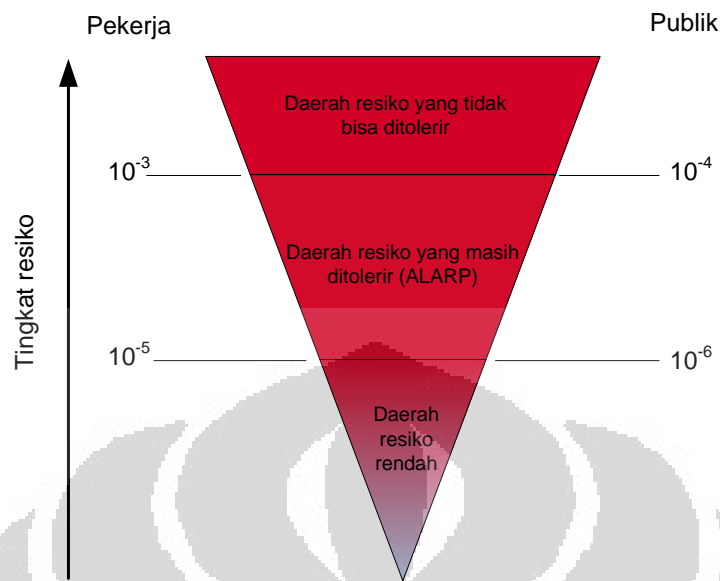


Sumber : Guide to QRA of offshore Installation, Spouge (1999)

Gambar 2.10 Tahapan kegiatan QRA

2.4.2. Batas Kriteria Resiko

Gambar 3.10 menunjukkan segitiga yang merepresentasikan meningkatnya tingkat resiko untuk suatu kegiatan. Diagram ini merupakan kerangka kerja (*framework*) dari UK HSE (UK Health and Safety Executive, 2001) terhadap resiko.



Sumber : Reducing Risks Protecting People, UK Health and Safety Executive, telah diolah kembali

Gambar 2.11. Batas kriteria resiko

Pada gambar 2.11, daerah bagian atas segitiga menunjukkan daerah dimana resiko atas suatu kegiatan tidak bisa ditolerir. Pada daerah ini, bisa atau tidaknya suatu kegiatan dapat dilaksanakan tidak tergantung dari keuntungan yang akan didapatkan, karena resikonya terlalu besar. Nilai resiko individual pada daerah ini di atas 10^{-3} untuk pekerja dan 10^{-4} untuk publik (UK Health Safety Eksekutif, 2001).

Daerah tengah merupakan daerah resiko yang masih ditolerir (*tolerable*). Pada daerah ini, resiko bisa ditoleransi untuk melakukan suatu kegiatan untuk mendapatkan suatu keuntungan. Daerah ini disebut daerah ALARP (*As Low As Reasonably Practicable*), dimana usaha untuk menurunkan tingkat resiko sudah dilakukan dan keuntungan yang didapat dari penurunan resiko sebanding dengan biaya yang dikeluarkan. Individual risk pada daerah ini berkisar antara 10^{-5} sampai 10^{-3} untuk pekerja dan 10^{-6} sampai 10^{-4} untuk publik (UK Health Safety Eksekutif, 2001).

Daerah pada segitiga di daerah terbawah disebut daerah dengan resiko rendah dan tidak diperlukan usaha untuk menurunkan resiko. Resiko individual untuk pekerja di daerah ini dibawah 10^{-5} , dan dibawah 10^{-6} untuk publik.

Untuk memberikan gambaran lebih lanjut terhadap IRPA, Tabel 2.1 menunjukkan angka IRPA pada berbagai sektor industri di Inggris periode tahun 1996 sampai 2001.

Tabel 2.1. IRPA berbagai sektor Industri di Inggris periode tahun 1996 – 2007

<i>Sektor Industri</i>	<i>Resiko Kematian Tahunan</i>	<i>IRPA(*)</i>
Minyak dan Gas (2006-2007)	2 dalam 28.000	7×10^{-5}
Minyak dan Gas (2005-2006)	2 dalam 23.000	9×10^{-5}
Minyak dan Gas (2003-2004)	3 dalam 18.700	2×10^{-4}
Pertambangan dan penggalian bahan energi (<i>Mining and quarrying of energy producing materials</i>)	1 dalam 9.200	109×10^{-6}
Konstruksi	1 dalam 17.000	59×10^{-6}
Supplier material ekstraktif dan utilitas	1 dalam 20.000	50×10^{-6}
Pertanian, perhutanan, perikanan, perburuan	1 dalam 17.200	58×10^{-6}
Manufaktur metal dasar dan produk-produk hasil metal	1 dalam 34.000	29×10^{-6}
Industri manufaktur	1 dalam 77.000	13×10^{-6}
Industri jasa	1 dalam 330.000	3×10^{-6}
Industri manufaktur barang-barang elektrik dan optis	1 dalam 500.000	2×10^{-6}

(*) IRPA dari Resiko Kematian Tahunan : $1 \text{ dalam } 9.200 = 1/9.200 = 109 \times 10^{-6}$

Sumber : Reducing Risk Protecting People (UK Health and Safety Executive, 2001), Offshore Injury, ILL, Health and Incident Statistic 2003-2007 (UK HSE 200302007)

Data di atas menunjukkan angka resiko kematian individu pada sektor industri di Inggris pada kurun waktu 1996 sampai 2001 berada jauh di bawah batas ALARP 10^{-3} untuk para pekerjanya, sehingga menurut batas kriteria resiko yang dikeluarkan oleh UK Health Safety Executive, resiko individu untuk para pekerja pada sektor yang disebutkan termasuk rendah.

Tabel 2.2 menunjukkan nilai IRPA pada kecelakaan besar yang pernah terdai dan mengakibatkan kematian pada pekerjanya di fasilitas minyak dan gas lepas pantai .

Tabel 2.2. Nilai IRPA pada beberapa kecelakaan di anjungan lepas pantai

Anjungan	Waktu Kecelakaan	Jumlah personel di anjungan	Jumlah Kematian	IRPA(**)
Sea Gem, UK ^[1]	Dec 1965	32	13	4.06×10^{-1}
Piper Alpha, UK ^[2]	Juli 1988	229	167	7.29×10^{-1}
West Vanguard, Norway ^[3]	Okt 1986	80	1	1.25×10^{-2}
Cormorant A, UK ^[4]	Maret 83	227	3	1.32×10^{-2}
Bombay High, India ^[5]	Juli 2005	227	12	5.29×10^{-2}
BP Texas City ^[6]	Maret 2005	2600	15	5.77×10^{-3}

(**) IRPA = Jumlah kematian / Jumlah personel di anjungan

Sumber : berbagai sumber, telah diolah kembali

[1] http://en.wikipedia.org/wiki/BP#1965:_Sea_Gem_offshore_oil_rig_disaster

[2], [3], [4] Spouge, John (1999). *A Guide to Quantitative Risk Assessment of Offshore Installation*

[5] <http://www.scribd.com/doc/20419012/Bombay-High-Disaster>

[6] http://www.bp.com/liveassets/bp_internet/us/bp_us_english/STAGING/local_assets/downloads/t/final_report.pdf

2.4.3. Jenis Penelitian QRA untuk fasilitas lepas pantai (*offshore*)

Spouge (1999) mengklasifikasi beberapa jenis penelitian (*study*) terhadap QRA untuk fasilitas lepas pantai (*offshore*). Dua jenis QRA yang banyak digunakan yaitu: Penilaian Resiko Kematian (*fatality risk assessment*), dan Analisis Kebakaran dan Ledakan (*fire and explosion analysis*).

Fatality Risk Assessment merupakan QRA untuk fasilitas lepas pantai yang paling banyak digunakan (Spouge 1999). Pendekatan *Fatality Risk Assessment* paling tepat digunakan pada tahapan desain detail.

Metodologi yang digunakan pada proses QRA tipe ini adalah :

- Identifikasi bahaya dan pemilihan kejadian (*event*) untuk pemodelan.
- Analisis frekuensi berdasarkan data kecelakaan generik.
- Pemodelan konsekuensi kejadian, evakuasi dan dampaknya kepada personel di anjungan.
- Penentuan resiko kematian pada individu atau kelompok
- Penilaian resiko menggunakan kriteria resiko kematian.
- Pemilihan tindakan pengurangan resiko menggunakan pertimbangan atau analisis biaya-keuntungan (*cost benefit analysis*).

Fire and Explosion Analysis, adalah jenis analisis resiko yang diterapkan hanya terhadap kebakaran dan ledakan.

Metodologi yang digunakan pada proses QRA tipe ini adalah :

- Identifikasi kejadian (*event*) yang dapat mengakibatkan kebakaran atau ledakan.
- Analisis frekuensi berdasarkan data generik mengenai kebakaran dan kebocoran hidrokarbon.
- Pemodelan konsekuensi kejadian terhadap ukuran kebakaran, kerusakan akibat ledakan dan ekskalasinya.
- Pemilihan cara untuk mencegah, mendeteksi, mengontrol dan mitigasi dari kejadian kebakaran dan ledakan.

2.4.4. Kebocoran Hidrokarbon pada Proses

Penyebab terjadinya kebakaran dan ledakan adalah kebocoran hidrokarbon pada area proses (*process leaks*). Spouge (1999) menyatakan kebocoran proses merupakan kebocoran hidrokarbon dari suatu anjungan produksi yang terjadi tidak pada peralatan di bawah ini :

- Bagian sebelum kerangan sumur (*well chokes*).
- Bagian setelah *riser ESD valves*.
- Bagian yang terpisah dari alur produksi utama, seperti pembangkit tenaga listrik dan utilitas.

Pada anjungan minyak dan gas, process leak bisa terdapat pada :

- Peralatan kepala sumur (*wellhead*)
- Peralatan pemisah (*separator*) dan peralatan lainnya
- Kompresor dan peralatan treatment gas lainnya.
- Pipa proses, flange, kerangan (*valve*), pompa.
- *Flowline*
- *Pig launcher dan reciver*
- *Flare, vent system*
- Tangki penyimpanan
- *Loading/unloading system*
- *Turret swivel system*

Jenis-jenis kebocoran utama pada sumber kebocoran terdapat pada tabel 2.3.

Tabel 2.3. Jenis kebocoran utama pada peralatan

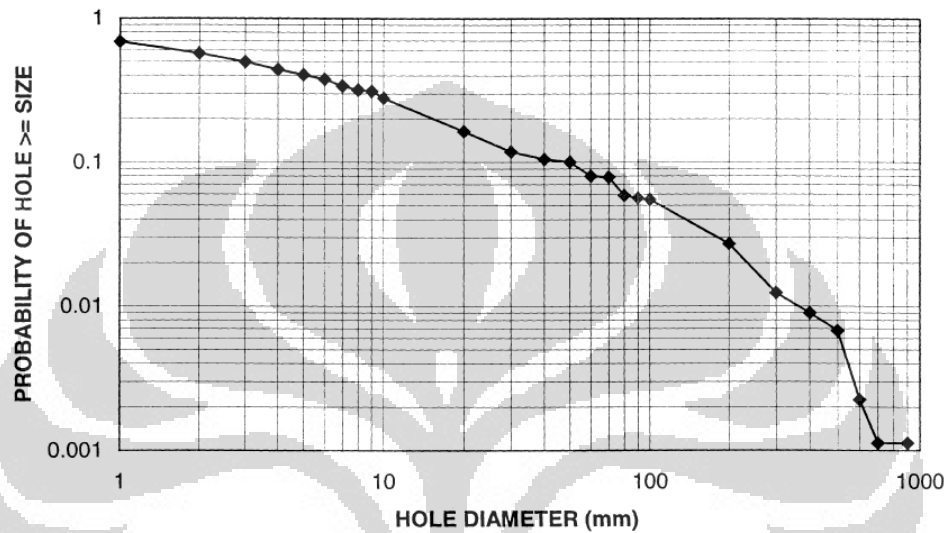
<i>Jenis Peralatan</i>	<i>Jenis Kebocoran</i>
Perpipaan	Pipa terpotong dua (<i>full bore guillotine rapture</i>) Pipa pecah (<i>pipe splits</i>)
Flanges	Kegagalan gasket
Koneksi lubang kecil (<i>small bore connection</i>)	Pecah total (<i>full bore rapture</i>)
Koneksi instrumentasi (<i>intrumentation connection</i>)	Pecah total (<i>full bore rapture</i>)
Selang (<i>hose</i>)	Pecah total (<i>full bore rapture</i>)
Kerangan (<i>valve</i>)	Kerangan pecah (<i>valve rapture</i>) Bocoran dari stem
Pompa	Pompa pecah (<i>pump rapture</i>) Kebocoran perapat (<i>seal</i>)
Kompresor sentrifugal	Kebocoran perapat (<i>seal</i>) Kebocoran perapat (<i>seal</i>)
Kompresor <i>reciprocating</i>	Kebocoran ruang kerangan (<i>valve chamber release</i>)
Saluran pembuangan (<i>drain</i>) / <i>sampling point</i>	Bocoran total (<i>full bore release</i>)
Venting atmosferik (<i>atmospheric vent</i>)	Bocoran total (<i>full bore release</i>)
PSV	Bocoran total (<i>full bore release</i>)

Sumber : Classification of Hazardous Locations (A.W.Cox, F.P. Less and M.L. Ang)

2.4.5. Frekuensi Kebocoran

Frekuensi kebocoran merupakan informasi yang sangat penting dalam kegiatan analisis resiko kuantitatif (*QRA*). Informasi frekuensi kebocoran didapatkan dari database. Sumber data kebocoran hidrokarbon dari database UK Health and Safety Excecutive (UK HSE), merupakan data base yang dipercaya sebagai database yang lengkap (Spounge,1999).

Ukuran kebocoran pada database UK HSE diberikan dalam bentuk diameter lubang dan laju bocoran. Gambar 2.12 menunjukkan probabilitas kebocoran pada besar lubang tertentu.



Sumber : A Guide to Quantitative Risk Assessment for Offshore Installation (Spouge,1999)

Gambar 2.12. Probabilitas kebocoran terhadap besar lubang bocoran

Estimasi frekuensi kebocoran pertahun untuk jenis komponen dan peralatan yang berbeda ditunjukkan oleh Tabel 2.4.

Tabel 2.4. Estimasi Frekuensi Kebocoran pada Setiap Jenis Komponen dan Peralatan

EQUIPMENT TYPE	FREQUENCY (per equipment item year)
Piping, steel, D≤3"	$1.9 \times 10^{-4} *$
Piping, steel, 3<D≤11"	$6.8 \times 10^{-5} *$
Piping, steel, D>11"	$5.1 \times 10^{-5} *$
Piping, flexible, D≤3"	$9.3 \times 10^{-4} *$
Piping, flexible, 3<D≤11"	$1.5 \times 10^{-4} *$
Flanges, D≤3"	4.0×10^{-5}
Flanges, 3<D≤11"	5.5×10^{-5}
Flanges, D>11"	1.2×10^{-4}
Valves, manual, block, D≤3"	7.2×10^{-5}
Valves, manual, block, 3<D≤11"	1.0×10^{-4}
Valves, manual, block, D>11"	4.5×10^{-4}
Pressure vessel, horizontal, separator	2.6×10^{-3}
Compressors, centrifugal	1.2×10^{-2}
Compressors, reciprocating	1.1×10^{-1}
Crude oil storage tanks	2.5×10^{-3}
Expanders	2.1×10^{-2}
Filters	3.6×10^{-3}
Fin fan coolers	5.3×10^{-3}
Heat exchangers, h/c in shell	6.0×10^{-3}
Heat exchangers, h/c in tube	3.7×10^{-3}
Heat exchangers, plate	1.1×10^{-2}
Instruments	6.6×10^{-4}
Pumps, centrifugal, double seal	7.3×10^{-3}
Pumps, centrifugal, single seal	6.3×10^{-3}
Pumps, reciprocating, double seal	1.0×10^{-2}
Pumps, reciprocating, single seal	2.7×10^{-3}

* frekuensi per meter tahun

Sumber : A Guide to Quantitative Risk Assessment for Offshore Installation (Spouge,1999)

2.4.6. Skenario Eskalasi Bocoran Hidrokarbon

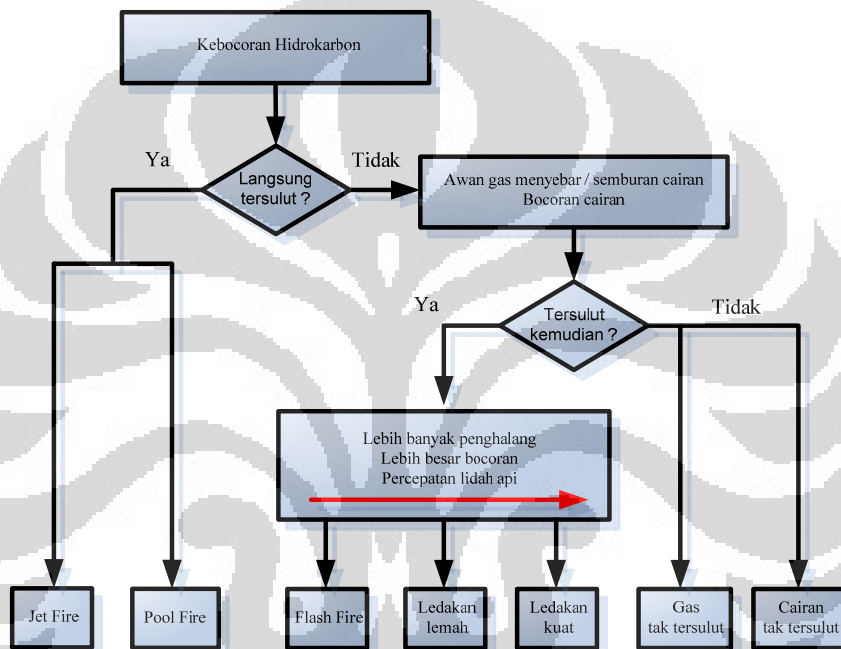
Bocoran hidrokarbon dapat menimbulkan terbakarnya material hidrokarbon.

Ada dua kemungkinan proses terbakarnya (*ignition process*) bocoran hidrokarbon (Spouge 1999) :

- Kebakaran langsung (*immediate ignition*), dimana bocoran hidrokarbon langsung tersulut sumber api.
- Kebakaran tertunda (*delayed ignition*), dimana kebocoran hidrokarbon berupa gas atau minyak bergerak menuju sumber api sebelum terbakar.

Konsekuensi dari bocoran hidrokarbon bisa menimbulkan :

- Semburan api (*jet fire*) biasanya diakibatkan oleh bocoran yang langsung tersulut.
 - Ledakan, akibat bocoran gas yang tidak langsung tersulut
 - Kolam api (*pool fire*) dan asap yang dihasilkan oleh kebakaran minyak
- Skenario yang bisa terjadi akibat dari bocoran hidrokarbon terdapat pada Gambar 2.13.



Sumber : North Belut Operation Safety Case, ConocoPhillips Indonesia

Gambar 2.13. Kemungkinan akibat dari kebocoran hidrokarbon

2.4.7. Probabilitas Pengapian/Kebakaran (Ignition Probability)

Seperti yang disebutkan pada bagian sebelumnya, terdapat dua kemungkinan proses pengapian/kebakaran (*ignition process*), yaitu pengapian/kebakaran langsung (*immediate ignition*) dan pengapian/kebakaran tertunda (*delayed ignition*).

Menurut Spouge, berikut ini adalah faktor-faktor yang mempengaruhi probabilitas pengapian/kebakaran tertunda (*delayed ignition probability*) :

- Jenis material yang dikeluarkan. Pada umumnya kebocoran gas akan lebih besar kemungkinannya untuk terbakar, dibandingkan dengan kebocoran minyak, karena gas akan tersebar ke daerah yang lebih luas, serta gas memiliki komponen dengan *flash point* rendah.
- Ukuran awan (*cloud size*). Awan hydrocarbon yang besar, kemungkinan akan mencapai sumber percikan api. Jumlah masa bocoran sering diasumsikan sebanding dengan ukuran awan yang mudah terbakar (*flammable cloud*).
- Lamanya bocoran (*release duration*). Faktor yang terpenting adalah waktu dimana awan hidrokarbon berada diantara batas atas dan bawah dari batas terbakarnya (*flammable limit*).
- Letak awan bocoran. Bocoran yang terletak di bagian bawah anjungan yang biasanya memiliki sedikit sumber percikan api, akan lebih kecil kemungkinannya dibandingkan dengan awan bocoran yang menuju ke atas.
- Jumlah dan kekuatan sumber percikan api, termasuk mesin diesel, cerobong asap, peralatan listrik yang rusak, kegiatan pengelasan dan kegiatan lain yang dapat menimbulkan api.

Tabel 2.5 merupakan table probabilitas kebakaran (*ignition probability*) yang banyak digunakan (Spouge 1999). Tabel ini merupakan tabel generik yang digunakan untuk menentukan probabilitas kebakaran untuk besar bocoran yang berbeda

Tabel 2.5. Probabilitas Pengapian/Kebakaran Generik

<i>Kategori laju kebocoran</i>	<i>Laju kebocoran (kg/detik)</i>	<i>Kebocoran gas</i>	<i>Kebocoran minyak</i>
Kecil	< 5	0,005	0,03
Sedang	5 – 25	0,04	0,05
Besar	> 25	0,3	0,08

Sumber : DNV Technica Guide to Offshore QRA

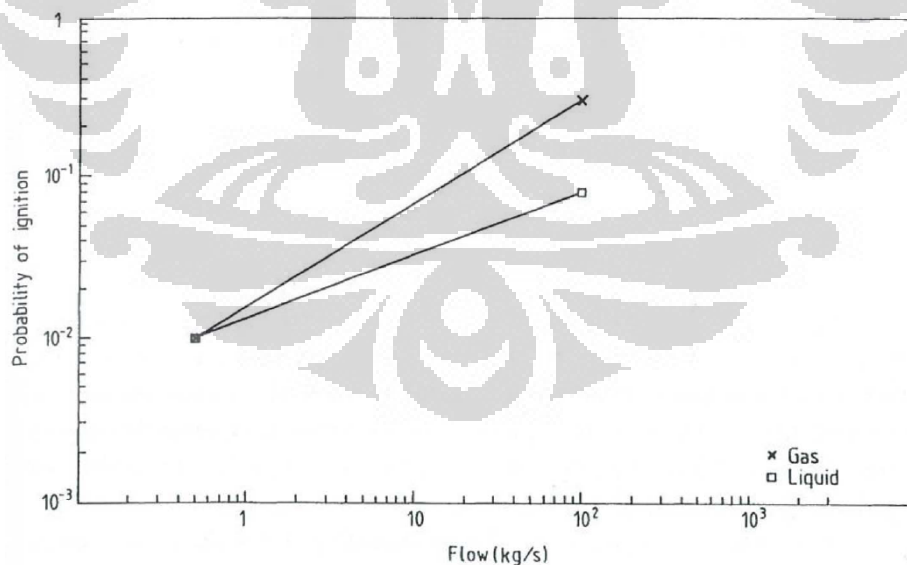
Cox et.al memberikan alternative nilai probabilitas pengapian/kebakaran (*ignition probability*), berdasarkan data yang didapatkannya dari kejadian blowout di SINTEF untuk kategori laju kebocoran besar dan data-data yang didapatkan dari onshore untuk laju kebocoran kecil. Data nilai probabilitas pengapian/kebakaran tersebut terdapat pada table 2.6.

Tabel 2.6. Probabilitas Pengapian/Kebakaran Berdasarkan Cox et al

Kategori laju kebocoran	Laju kebocoran (kg/detik)	Kebocoran gas	Kebocoran minyak
Kecil (<i>minor</i>)	< 1	0,01	0,01
Besar (<i>major</i>)	1 – 50	0,07	0,03
Sangat besar (<i>massive</i>)	> 50	0,3	0,08

Sumber : Classification of Hazardous Location (Cox et al, 2003)

Data-data pada table 2.6 digambarkan, dalam bentuk grafik seperti yang terlihat pada gambar 2.14



Sumber : Classification of Hazardous Location (Cox et al, 2003)

Gambar 2.14. Estimasi Probabilitas Pengapian/Kebakaran (*ignition probability*) Gas dan Minyak

2.4.8. Probabilitas Ledakan (*Explosion Probability*)

Untuk probabilitas ledakan, perlu di pisahkan antara probabilitas ledakan setelah pengapian (*probability of explosion given ignition*) dan probabilitas ledakan setelah bocoran (*probability of explosion given a leak*) (Cox et al). Probabilitas ledakan setelah bocoran merupakan produk dari probabilitas pengapian/kebakaran dan probabilitas ledakan setelah pengapian.

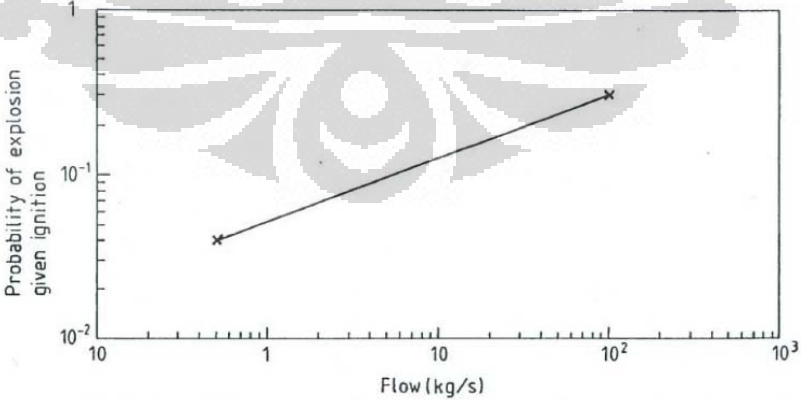
Tabel 2.7 menunjukkan nilai estimasi probabilitas ledakan setelah pengapian.

Tabel 2.7. Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Pengapian (*Probability of Explosion Given Ignition*)

<i>Kategori laju kebocoran</i>	<i>Laju kebocoran (kg/detik)</i>	<i>Probabilitas ledakan setelah pengapian/kebakaran</i>
Kecil (<i>minor</i>)	< 1	0,04
Besar (<i>major</i>)	1 – 50	0,12
Sangat besar (<i>massive</i>)	> 50	0,3

Sumber : Classification of Hazardous Location (Cox et al, 2003)

Data-data pada table 2.6 digambarkan dalam bentuk grafik seperti yang terlihat pada Gambar 2.15



Sumber : Classification of Hazardous Location (Cox et al, 2003)

Gambar 2.15. Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Pengapian/Kebakaran

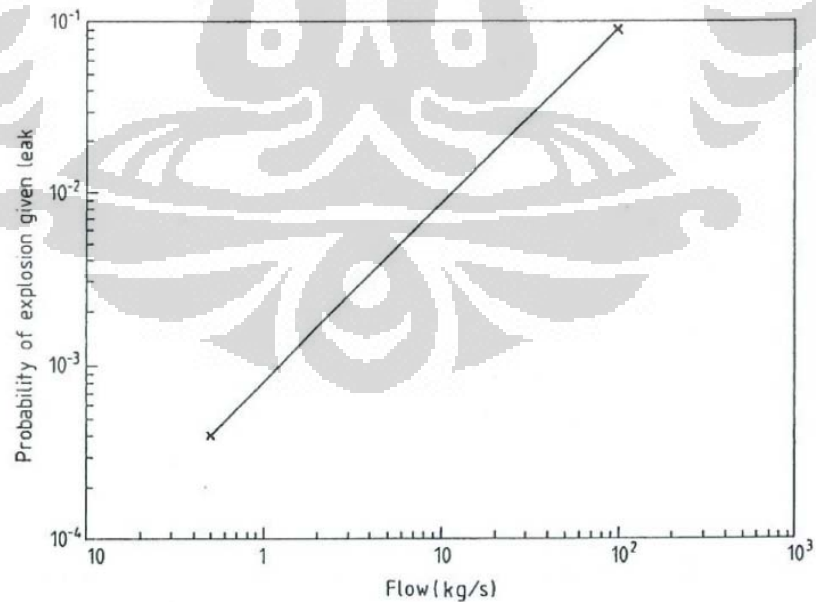
Tabel 2.8 menunjukkan nilai estimasi probabilitas ledakan setelah kebocoran.

Tabel 2.8. Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Pengapian (*Probability of Explosion Given Ignition*)

Kategori laju kebocoran	Laju kebocoran (kg/detik)	Probabilitas pengapian/kebakarn	Probabilitas ledakan setelah pengapian/kebakaran	Probabilitas ledakan setelah kebocoran
Kecil (<i>minor</i>)	< 1	0.01	0.04	0.004
Besar (<i>major</i>)	1 – 50	0.07	0.12	0.008
Sangat besar (<i>massive</i>)	> 50	0.3	0.3	0.09

Sumber : Classification of Hazardous Location (Cox et al, 2003)

Data-data pada table 2.7 digambarkan dalam bentuk grafik seperti yang terlihat pada Gambar 2.16



Sumber : Classification of Hazardous Location (Cox et al, 2003)

Gambar 2.16. Estimasi Probabilitas Ledakan Setelah Kebocoran

2.5. Perangkat Lunak Pemodelan Konsekuensi PHAST

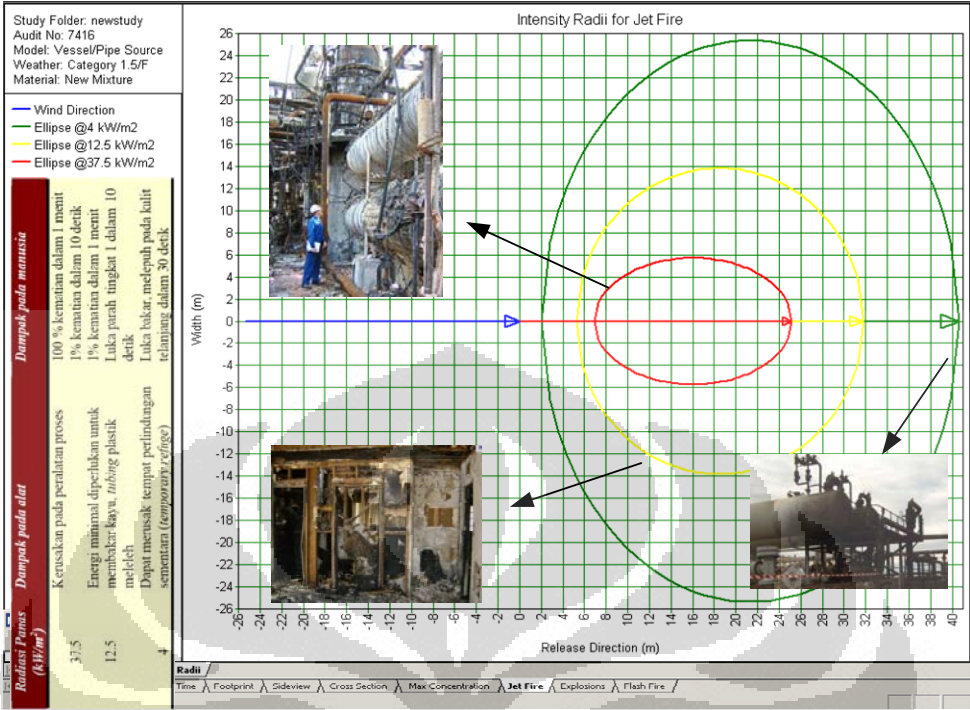
PHAST (*Process Hazard Analysis Software Tools*) adalah perangkat lunak yang dikeluarkan oleh Det Norske Veritas Ltd (DNV) dan digunakan untuk pemodelan dispersi gas dan api pada analisis bahaya pada proses produksi melibatkan pengolahan minyak dan gas bumi.

Menurut keterangan pada website DNV, pemodelan yang tersedia pada aplikasi PHAST diantaranya :

- Pemodelan discharge dan dispersi (*discharge and dispersion models*)
- Pemodelan kebakaran (*flamable models*) termasuk akibat radiasi dari kebakaran jet (*jet fire*), kebakaran kolam (*pool fire*) dan BLEVEs (*Boiling Liquid Expanding Vapour Explosion*)
- Pemodelan ledakan (*explosion models*), untuk menghitung akibat dari kelebihan tekanan (*overpressure*) dan impluls (*impulse*). Model yang tersedia termasuk *Baker Strehlow*, *TNO Multi-Energy* dan model ledakan TNT (*TNT explosion models*)
- Pemodelan bahaya pelepasan racun (*toxic models of release*), termasuk perhitungan dosis racun yang dilepas didalam ruangan.

Perangkat lunak ini merupakan suatu paket yang dapat memodelkan suatu perkembangan potensi kecelakaan kebocoran gas, mulai dari bocoran awal sampai pembentukan awan gas atau kolam sampai kepada dispersi akhirnya. Perangkat lunak ini juga dapat menghitung konsentrasi, radiasi kebakaran, sifat racun (*toxicity*) serta akhir dari kelebihan tekanan (*overpressure*) akibat ledakan. Hasil pemodelan di tampilkan dalam bentuk grafis dan ringkasan tabulasi atas jarak terhadap tingkat konsekuensi, serta konsekuensi pada jarak tertentu, seperti yang ditampilkan pada gambar 2.17 dan 2.18.

Hasil pemodelan konsekuensi dapat ditumpangkan pada peta, layout instalasi untuk mengetahui dampak pemodelan.



Gambar 2.17. Contoh Simulasi PHAST Intensitas Radiasi

Pada gambar 2.17 diperlihatkan hasil simulasi konsekuensi *jet fire*. Parameter yang dimasukkan kedalam simulasi ini sumber asal kebocoran : bejana bertekanan atau pipa, besar tekanan, volume dan suhu, jenis fasa hidrokarbon : gas atau cairan, serta komposisi kimia, arah dan besar kecepatan angin serta parameter lainnya. Salah satu hasil yang didapat dari simulasi ini adalah intensitas radiasi sebagai dampak dari *jet fire* dalam luas, bentuk serta arahnya.

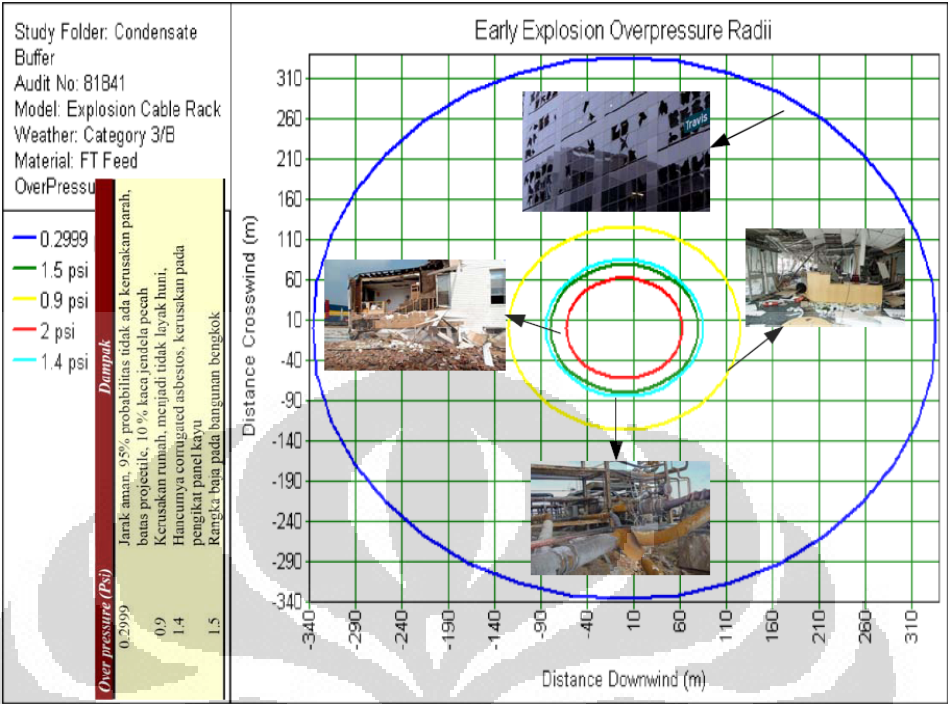
Untuk menggambarkan konsekuensi, nilai radiasi panas tertentu diterapkan. Nilai ini berhubungan dengan dampaknya kepada manusia dan peralatan yang tergantung dari besarnya intensitas radiasi dan lama paparan seperti yang ditampilkan pada tabel 2.9

Tabel 2.9 Dampak radiasi panas

<i>Radiasi Panas (kW/m²)</i>	<i>Dampak pada alat</i>	<i>Dampak pada manusia</i>
37.5	Kerusakan pada peralatan proses	100 % kematian dalam 1 menit 1% kematian dalam 10 detik
12.5	Energi minimal diperlukan untuk membakar kayu, <i>tubing</i> plastik meleleh	1% kematian dalam 1 menit Luka parah tingkat 1 dalam 10 detik
4	Dapat merusak tempat perlindungan sementara (<i>temporary refuge</i>)	Luka bakar, melepuh pada kulit telanjang dalam 30 detik

Sumber : Consequence evaluation in buried natural gas pipelines (Aparicio & Tornelli, 2005) & Fire behaviour (Quintiere, 1998)

Gambar 2.18 memperlihatkan hasil simulasi PHAST atas konsekuensi *overpressure* (tekanan diatas ambient) akibat ledakan. Grafik ini menggambarkan radius *overpressure* pada lima besaran tekanan yaitu 0,3 psi (0,020 bar) ; 0,9 psi (0,062 bar) ; 1,4 psi (0,096 bar) ; 1.5 psi (0,103 bar) dan 2 psi (0,137 bar). Dari hasil simulasi ini, digambarkan, *overpressure* sebesar 0,3 psi (0,020 bar) dicapai pada radius 334 meter dari pusat ledakan, *overpressure* sebesar 0,9 psi (0,062 bar) dicapai pada radius 125 meter dari pusat ledakan, *overpressure* sebesar 1,5 psi (0,103 bar) dicapai pada radius 80 meter dari pusat ledakan, sedangkan *overpressure* sebesar 2 psi (0,137 bar) dicapai pada radius 61 meter dari pusat ledakan. Dampak *overpressure* pada simulasi di atas dijelaskan pada Tabel 2.10.



Sumber : Consequence impact study propane storage and bufer tank (Sasol Technology, 2010)

Gambar 2.18. Contoh Simulasi PHAST Dampak Ledakan

Tabel 2.10 Dampak overpressure akibat ledakan

Over pressure (Psi)	Over pressure (bar)i	Dampak
0.2999	0,02	Jarak aman, 95% probabilitas tidak ada kerusakan parah, batas projectile, 10 % kaca jendela pecah
0.9	0,026	Kerusakan rumah, menjadi tidak layak huni,
1.4	0,096	Hancurnya corrugated asbestos, kerusakan pada pengikat panel kayu
1.5	0,103	Rangka baja pada bangunan bengkok
2	0,137	Runtuhnya sebagian dinding dan atap rumah

Sumber : Consequence impact study propane storage and bufer tank (Sasol Technology, 2010)

Prosedur penggunaan PHAST untuk pemodelan *jet fire* dan ledakan tersedia pada lampiran 2.

2.6. Model Penilaian Resiko Kualitatif

Langkah awal dalam manajemen risiko kualitatif adalah melakukan penilaian risiko dari faktor-faktor dominan yang diasumsikan menjadi penyebab kegagalan pada sistem perpipaan, sehingga dapat dilakukan manajemen risiko secara efektif. Agar penilaian risiko dapat dilaksanakan diperlukan suatu perangkat penilaian yang baku atau yang dapat dipakai sebagai acuan atau standar penilaian. Dalam upaya untuk mendapatkan suatu standar penilaian risiko kualitatif, maka dikembangkan suatu model penilaian risiko.

Model penilaian risiko kualitatif adalah suatu pedoman atau panduan yang dapat dipakai sebagai acuan dalam melaksanakan pendekatan penilaian terhadap pelaksanaan manajemen risiko pada suatu sistem perpipaan gas dan atau minyak. Tujuan dibuatnya model penilaian risiko ini adalah untuk memperkuat presisi manajemen risiko kualitatif dan digunakan sebagai perangkat atau alat dalam melakukan kegiatan monitoring dan evaluasi terhadap program manajemen risiko sistem perpipaan minyak dan gas. Sifat dari model ini adalah ringkas, jelas, dan mudah penggunaannya. Perangkat ini digunakan sebagai alat pengumpul data dalam kegiatan monitoring yang dilakukan oleh operator di lapangan dan sebagai input data untuk evaluasi bagi pembuat keputusan. Perangkat model penilaian risiko kualitatif harus mudah dimengerti dan mudah untuk dimodifikasi. Dengan demikian perangkat model penilaian risiko tersebut juga harus bersifat aplikatif dan mengakomodasi setiap perubahan yang terjadi dalam desain, operasi, maupun pemeliharaan sistem perpipaan.

Dalam pembentukan model dilakukan pendekatan yang sedikit menyimpang dari prosedur ilmiah pada umumnya. Dalam aspek-aspek risiko banyak dilakukan berdasarkan pada intuisi yang tidak selalu mudah dibuktikan. Oleh karena itu, faktor subjektivitas juga berperan dalam pembentukan model risiko.

Dalam mengembangkan perangkat model penilaian risiko kualitatif, beberapa hal yang menjadi pertimbangan antara lain sebagai berikut.

- Alasan atau justifikasi yang mendukung dalam menetapkan komponen-komponen dan parameter-parameter dalam model penilaian risiko.

- Pertimbangan konsep kualitas dan biaya manajemen serta hubungannya terhadap manajemen risiko.
- Asumsi dasar dan struktur proses evaluasi.
- Aktivitas dan karakteristik lingkungan di sekitar anjungan
- Data-data historikal mengenai kegagalan sistem perpipaan.
- Faktor kepadatan penghuni anjungan
- Bahaya produk dan faktor dispersi.
- Teknik penanganan dan evaluasi data, dan lain-lain.

Ada berbagai macam model penilaian untuk mengukur tingkat risiko suatu sistem yang diamati, antara lain:

1. *Hazard analysis*
2. *Facilities hazard analysis*
3. *Operations and support hazard analysis*
4. *HAZOP*
5. *What if checklist*
6. *Fault tree analysis*
7. *Failure modes and effect analysis*
8. *Human factor analysis*
9. *Software safety analysis*
10. *Risk scoring*

Dari model-model penilaian risiko di atas, model penilaian risiko kualitatif dengan menggunakan *risk scoring index* merupakan model yang paling cocok untuk diterapkan dalam menganalisis risiko kualitatif suatu fasilitas minyak dan gas, karena model ini sangat cermat dan sangat baik untuk sistem yang sederhana maupun kompleks, mudah dipelajari, baik untuk analisis keandalan operasi, menguantifikasi setiap potensi risiko, menyediakan model risiko yang sudah baku, dapat dilakukan baik secara kualitatif maupun kuantitatif, model sistem mendekati kenyataan di lapangan, cocok untuk analisis sistem yang mencakup area yang sangat luas, memiliki keluwesan bagi operator dalam menguantifikasi risiko, dan memberi kebebasan bagi evaluator dalam menentukan tingkat risiko.

2.6.1. Risk Scoring Index – Kemungkinan (*Likelihood*)

Menurut model ini, potensi/kemungkinan (*likelihood*) bahaya dalam sistem perpipaan dapat bersumber dari 4 faktor berikut, yaitu:

1. Kerusakan Akibat Pihak Ketiga (*Third Party Damage Index*).
2. Korosi (*Corrosion Index*).
3. Sejarah Kebocoran (*Leak History*).
4. Kerusakan Operasi (*Incorrect Operations Index*).

Semua risiko yang telah disebutkan di atas kemudian dikombinasikan dengan faktor konsekuensi jika terjadi kebocoran pada pipa yang bersumber dari bahan yang dialirkan di dalam pipa dan faktor dispersi jika terjadi kebocoran.

2.6.1.1. Indeks Kerusakan Akibat Pihak Ketiga

Kerusakan akibat pihak ketiga merujuk pada segala kerusakan tanpa disengaja pada pipa atau *vessel* yang disebabkan oleh aktivitas personel yang tidak dipekerjakan oleh operator. Kerusakan dengan disengaja dimasukkan ke dalam modul sabotase. Kerusakan tanpa disengaja oleh personel operator perpipaan biasanya dimasukkan ke dalam indeks kerusakan operasi. Dalam kasus operasi lepas pantai, kerusakan pada permukaan dapat dihubungkan dengan personel yang sedang melakukan aktivitas pada anjungan atau bekerja pada jalur perpipaan lainnya. Terkena jangkar atau benda jatuh lainnya adalah contoh kerusakan yang disebabkan oleh aktivitas pekerjaan yang berada di sekitarnya. Walaupun personel yang bersalah tersebut bisa saja merupakan karyawan dari perusahaan operator sehingga secara teknis bukan merupakan kerusakan akibat pihak ketiga, ancaman kerusakan tersebut akan lebih efisien bila dimasukkan ke dalam indeks ini.

Walaupun bukan merupakan penyebab dari sebagian besar kecelakaan perpipaan lepas pantai, kerusakan akibat pihak ketiga ini muncul sebagai penyebab utama kematian, cedera, kerusakan, dan polusi. Berikut adalah aspek-aspek kritis dari gambaran risiko tersebut.

1. Kerusakan karena pihak ketiga.
2. Sabotase

2.6.1.2. Indeks Korosi

Fasilitas lepas pantai seperti pipa dan *vessel* biasanya diletakkan pada kondisi yang dapat mendorong terjadinya korosi internal dan eksternal. Dalam mempertimbangkan korosi eksternal, baja diletakkan dalam elektrolit yang sangat kuat yaitu air laut, yang merupakan lingkungan korosif yang sangat agresif. Karena harus disadari bahwa tidak ada *coating* yang sempurna, harus diasumsikan juga bahwa bagian dari pipa baja mengalami kontak langsung dengan elektrolit.

Penilaian untuk korosi pada jalur perpipaan lepas pantai sama dengan penilaian untuk di jalur darat. Walaupun demikian, faktor tambahan terhadap lingkungan lepas pantai juga harus dipertimbangkan. Seperti pada mode kegagalan lainnya, evaluasi terhadap potensi korosi mengikuti langkah-langkah logis. Termasuk di dalam langkah tersebut adalah:

1. Mengidentifikasi tipe korosi yang mungkin terjadi
2. Mengidentifikasi kerentanan dari material pipa
3. Mengevaluasi pencegahan korosi yang digunakan pada seluruh lokasi

Mekanisme korosi adalah termasuk di antara mekanisme kegagalan potensial yang paling rumit. Sehingga, banyak lagi informasi yang digunakan secara efisien dalam menilai ancaman tersebut.

Fokus dari penilaian ini adalah potensi terjadinya korosi aktif, bukan waktu kegagalan. Dalam sebagian besar kasus, identifikasi lokasi di mana mekanisme korosi lebih agresif lebih sering dilakukan daripada memprediksi lama waktu mekanisme harus aktif sebelum terjadinya kegagalan.

Dalam sistem *scoring* yang digunakan, poin biasanya dituliskan untuk menunjukkan ancaman korosi. Sistem ini menambahkan poin untuk kondisi yang lebih aman. *Scoring* ini dimulai dengan penilaian terhadap tingkat ancaman dan mempertimbangkan mitigasi sebagai faktor penyesuaian. Dalam pendekatan ini, evaluator memulai dengan menilai lingkungan seperti tipe korosi, korosivitas produk, atau kondisi di bawah permukaan, kemudian menerapkan faktor pengali untuk menghitung efektivitas dari mitigasi.

Komponen yang termasuk dalam indeks korosi ini dibagi menjadi tiga bagian, yaitu:

1. Korosi atmosferik (*Atmospheric Corrosion*)

2. Korosi internal (*Internal Corrosion*)
3. Korosi pipa yang tercelup (*Submerged Pipe Corrosion*)

2.6.1.3. Indeks Sejarah Kebocoran

Sejarah kebocoran memberikan indikasi besar resiko suatu instalasi. Suatu instalasi yang memiliki sejarah kebocoran akan memiliki resiko yang lebih besar dari pada suatu instalasi yang tidak memiliki sejarah kebocoran.

2.6.1.4. Indeks Kesalahan Operasi

Lebih dari 80% dari kecelakaan dengan konsekuensi tinggi pada anjungan lepas pantai terjadi akibat kesalahan manusia (*human error*) (Simiu, 1992). Walaupun anjungan secara normal memiliki kepadatan akan komponen yang tinggi dan memiliki desain yang lebih rumit daripada jalur perpipaan, statistik ini dapat digunakan sebagai peringatan untuk potensi *human error* pada operasi jalur perpipaan.

Seperti dalam kasus model penilaian risiko dasar, indeks kesalahan operasi biasanya akan diaplikasikan pada keseluruhan sistem perpipaan. Banyak faktor pencegahan kesalahan manusia mewakili pendekatan perusahaan terhadap praktik kerja dan disiplin operasi. Hanya beberapa *item* risiko seperti potensi MOP (*Maximum Operating Pressure*), sistem keselamatan, dan SCADA (*Supervisory Control and Data Acquisition*) yang lebih spesifik terhadap lokasi.

Beberapa hal yang termasuk dalam pengkajian indeks ini adalah sebagai berikut:

1. Desain
2. Konstruksi
3. Operasi
4. Pemeliharaan

2.6.2. Faktor Dampak (*Consequence*) Kebocoran

Tipe produk yang tercecer, jarak menuju area yang sensitif, dan kemampuan untuk mengurangi kerusakan akibat tumpahan biasanya akan mempengaruhi dampak kebocoran terhadap jalur lepas pantai. Ceceran gas atau produk yang mudah menguap harus diskor seperti pada model penilaian risiko di

daratan. Hal ini melibatkan penilaian dan *scaling* numerik terhadap bahaya produk, ukuran tumpahan relatif, potensi terjadinya dispersi, dan kerentanan dari reseptor. Dampak kecil lainnya yang terlihat dalam lingkungan lepas pantai termasuk dampak yang memungkinkan terhadap kehidupan bawah laut dari kebisingan jalur perpipaan ketika beroperasi dan keberadaan jalur perpipaan sebagai penghalang bagi pergerakan kehidupan bawah laut. Hal ini dapat dimasukkan ke dalam evaluasi kerentanan reseptor.

Faktor ini dapat dihitung dengan mempertimbangkan variabel sebagai berikut.

1. Bahaya produk (Product Hazard, PH)
 - a. Bahaya akut
 - b. Bahaya kronis
2. Volume bocoran atau ceceran (Leak Volume, LV)
3. Dispersi (jarak relatif kebocoran, D)
4. Reseptor (semua hal yang dapat rusak, R)
 - a. Kepadatan penduduk (Pop)
 - b. Pertimbangan lingkungan (Env)
 - c. Daerah bernilai tinggi (High-Value Area, HVA)

$$\text{Total Reseptor} = (\text{Pop} + \text{Env} + \text{HVA})$$

Sehingga nilai faktor dampak kebocoran dapat dihitung dengan persamaan berikut

$$LIF = PH \times L \times D \times R \quad (2.5)$$

2.6.3. Asumsi Dasar

Beberapa asumsi umum dibentuk ke dalam model penilaian risiko kualitatif. Pengguna atau *costumizer* harus sadar akan hal ini dan membuat perubahan ketika perlu.

2.6.3.1. Ketidakterikatan (*Independence*)

Bahaya diasumsikan sebagai tambahan namun independen. Setiap *item* yang mempengaruhi gambaran risiko dipertimbangkan secara terpisah dari seluruh *item* lainnya. Penilaian risiko keseluruhan menggabungkan semua faktor independen untuk mendapatkan angka akhir. Angka akhir mencerminkan “*area of opportunity*” mekanisme kegagalan agar aktif karena angka faktor independen dipercaya proporsional secara langsung terhadap risiko.

Sebagai contoh, apabila kejadian B dapat terjadi jika kejadian A terjadi sebelumnya, maka kejadian B diberikan bobot yang lebih ringan untuk menunjukkan bahwa ada kemungkinan yang lebih kecil kedua kejadian terjadi. Walaupun demikian, model risiko tidak dapat menentukan apakah kejadian B tidak dapat terjadi tanpa kejadian A.

2.6.3.2. Kemungkinan Terburuk (*Worse Case*)

Ketika berbagai macam kondisi terjadi dalam segmen pipa yang sama, kondisi terburuk direkomendasikan untuk bagian tersebut dalam penilaian. Sebagai contoh, jika bagian dari jalur perpipaan sepanjang 5 mil memiliki ketebalan pelindung sebesar 3 ft untuk keseluruhan pipa kecuali 200 ft dari panjang pipa tersebut (yang hanya memiliki ketebalan pelindung sebesar 1 ft). Evaluator dapat bekerja di sekitar ini dengan cara membagi menjadi bagian-bagian. Dengan menggunakan strategi segmentasi modern, tidak ada alasan untuk memiliki kondisi risiko berbeda dalam segmen pipa yang sama.

2.6.3.3. Relatif

Nilai poin berarti hanya dalam pemahaman relatif, kecuali sebuah korelasi terhadap nilai risiko absolut sudah dibuat. Skor poin terhadap satu bagian perpipaan hanya menunjukkan bagaimana bagian tersebut dibandingkan dengan skor pada bagian lainnya. Nilai poin yang lebih tinggi menunjukkan naiknya tingkat keamanan atau menurunnya probabilitas kegagalan dalam semua nilai indeks. Nilai risiko absolut dapat dikorelasikan dengan nilai risiko relatif.

2.6.3.4. Dasar Keputusan (*Judgement Based*)

Poin mencerminkan opini para ahli berdasarkan interpretasi mereka pada pengalaman industri perpipaan seperti halnya pengalaman pribadi dalam perpipaan. Kepentingan relatif setiap *item* sama dengan penilaian para ahli. Jika data statistik tersedia, data tersebut dimasukkan dalam penilaian ini. Namun, dalam beberapa kasus, data frekuensi kejadian yang berguna tidak tersedia. Sehingga, ada elemen subjektivitas dalam pendekatan ini.

2.6.3.5. Publik

Ancaman terhadap khalayak umum sangat berkepentingan di sini. Risiko yang spesifik kepada operator dan personel perusahaan dapat dimasukkan sebagai pengembangan dari sistem, namun hanya dengan perhatian yang besar karena penambahan secara ceroboh dapat mengganggu tujuan evaluasi. Dalam sebagian besar kasus, dipercaya bahwa konsekuensi yang memungkinkan lainnya akan proporsional terhadap risiko keselamatan publik, sehingga fokus terhadap keselamatan publik biasanya akan mewakili sebagian besar risiko.

2.6.3.6. Mitigasi

Mitigasi diasumsikan tidak akan secara menyeluruh menghapus ancaman. Hal ini konsisten dengan pemahaman bahwa kondisi tanpa ancaman akan memiliki risiko lebih rendah daripada kondisi ancaman mitigasi, tanpa memperhatikan kesulitan mitigasi. Hal ini juga menunjukkan bahwa walaupun dengan menerapkan banyak pencegahan, bahaya tetap tidak dapat dihapuskan.

2.6.4. Matrik Resiko dan Peringkat Resiko

Matriks risiko adalah pendekatan penilaian risiko semikuantitatif yang terkenal dan ditemukan secara luas penggunaannya di antara operator yang ingin menyiapkan laporan keamanan COMAH (Control of Major Accident Hazards). Dalam menyiapkan matriks, satu set kategori konsekuensi dan kategori probabilitas didefinisikan. Untuk kategori konsekuensi, hal ini bisa berupa angka kematian akibat dari kejadian. Untuk kategori probabilitas, dapat disusun berdasarkan besar kemungkinannya.

		Consequence Category				
		1	2	3	4	5
Likelihood Category	5	II	II	III	IV	IV
	4	I	II	III	III	IV
	3	I	II	II	III	III
	2	I	I	II	II	II
	1	I	I	I	I	II

Gambar 2.19 Contoh Matriks Risiko

(Sumber: ConocoPhillips)

Matriks risiko dibuat dengan mengestimasi konsekuensi dan probabilitas dari suatu kejadian dan mengplot sesuai dengan pasangannya pada matriks.

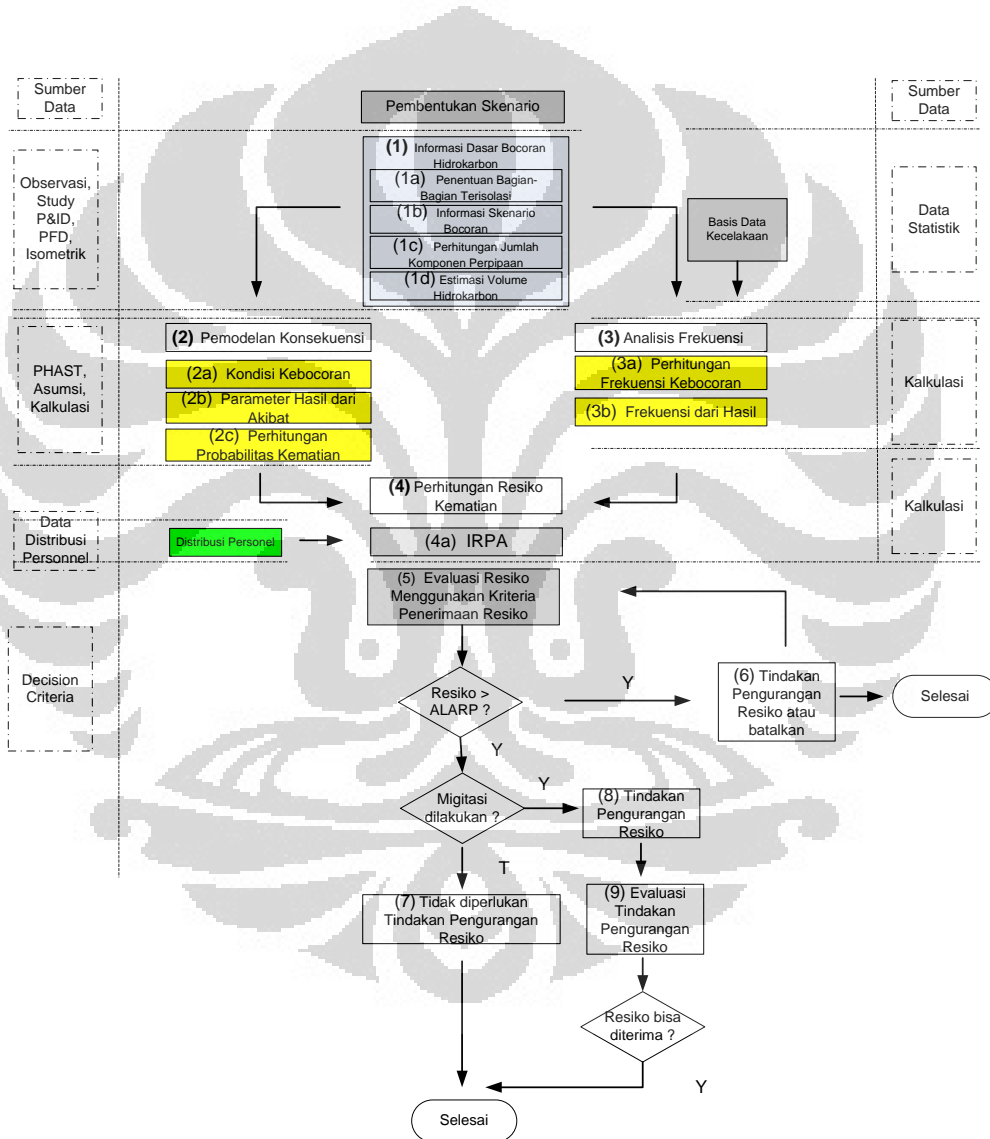
Matriks risiko lengkap menyediakan gambaran risiko sistem dalam bentuk grafik. Risiko yang dihubungkan dengan berbagai macam kejadian dapat diperingkat dan diprioritaskan. Untuk membantu proses ini, daerah berbeda pada matriks dapat disebut dengan istilah seperti “*high risk*” atau “*low risk*” seperti pada gambar 2.19.

Kesulitan muncul ketika upaya untuk membandingkan risiko yang ditampilkan dalam matriks risiko dengan kriteria risiko individu yang dipublikasikan oleh HSE dilakukan. Hal ini karena matriks terdiri atas rangkaian pasangan probabilitas-konsekuensi, sedangkan kriteria HSE diekspresikan dalam bentuk risiko kematian individu.

BAB 3 METODE PENELITIAN

3.1. Alur Metode Penelitian

Alur metode penelitian kuantitatif secara rinci tersaji pada Gambar 3.1, sedangkan alur penelitian kualitatif tersaji pada Gambar 3.2



Gambar 3.1. Diagram alir metode penelitian resiko kuantitatif dan semi kuantitatif

Secara garis besar langkah yang dilakukan sesuai alur metode riset penilaian resiko kuantitatif ini adalah :

- (1) Penelitian dimulai dengan mengumpulkan informasi tentang bocoran hidrokarbon dengan langkah-langkah sebagai berikut :
 - a) Menentukan bagian-bagian terisolasi, yaitu menentukan batas-batas terkumpulnya gas atau cairan hidrokarbon pada pipa, peralatan, serta bejana bertekanan pada alur proses. Batasan terkumpulnya gas atau cairan hidrokarbon adalah SDV (*shutdown valve*) yang secara otomatis menutup bila terjadi keadaan darurat dan kerangan manual yang dalam keadaan normal selalu tertutup. Penentuan batas bagian-bagian terisolasi ini dilakukan pada P&ID (*piping and instrumentation diagram*). Satu rangkaian perpipaan akan mempunyai bagian terisolasi terpisah jika terdapat perubahan tekanan kerja, suhu, lokasi (*deck level*), serta perubahan fasa.
 - b) Menguraikan informasi skenario bocoran dengan mengumpulkan informasi tentang tekanan kerja, suhu kerja, lokasi (*deck level*), fasa (gas atau cair) pada tiap bagian terisolasi pada langkah a) diatas.
 - c) Menghitung jumlah komponen perpipaan dimana kebocoran mungkin terjadi, seperti jalur pipa, *flanges*, komponen instrumentasi, bejana bertekanan, pompa dan peralatan lain yang mempunyai bagian yang memungkinkan untuk mengalami kebocoran.
 - d) Menghitung estimasi volume hidrokarbon yang terdapat pada bagian terisolasi didapat dengan menghitung volume fluida pada pipa dan semua peralatan pada bagian terisolasi tersebut. Volume pipa dicari dengan menghitung total panjang pipa dari gambar *isometric* dan dikalikan dengan luas penampang pipa. Volume peralatan didapat dari data yang terdapat pada P&ID.
- (2) Langkah selanjutnya melakukan pemodelan konsekuensi dari bocoran hidrokarbon dengan langkah-langkah sebagai berikut:
 - a) Mendapatkan skenario kondisi kebocoran dengan melakukan simulasi terhadap berbagai variasi ukuran bocoran. Dalam penelitian ini, penulis menentukan lima ukuran lubang kebocoran mulai dari bocoran kecil sampai kebocoran terbesar yang terjadi dari pecahnya pipa secara keseluruhan. Ukuran bocoran ditentukan sebagai berikut :
 - Bocoran sangat kecil : lubang berdiameter 3 mm

- Bocoran kecil : lubang berdiameter 13 mm
 - Bocoran sedang : lubang berdiameter 25 mm
 - Bocoran besar : lubang berdiameter 75 mm
 - Pipa pecah : lubang berdiameter seukuran pipa.
- b) Mensimulasikan konsekuensi kebocoran dari tiap ukuran lubang kebocoran pada setiap bagian terisolasi dengan menggunakan perangkat lunak PHAST untuk mendapatkan parameter hasil dari akibat kebocoran
- c) Menghitung probabilitas kecelakaan yang menimbulkan kematian akibat dari kebakaran atau ledakan yang mungkin terjadi pada setiap ukuran lubang kebocoran pada setiap bagian terisolasi.
- (3) Langkah selanjutnya adalah langkah analisis frekuensi dengan langkah-langkah sebagai berikut :
- a) Menghitung total frekuensi kebocoran yang mungkin terjadi pada setiap bagian terisolasi dan setiap ukuran kebocoran dari seluruh komponen perpipaan yang didapat dari langkah c). Data frekuensi kebocoran tiap komponen didapat dari referensi basis data kecelakaan (*Offshore Hydrocarbon Release Statistics and Analysis*, UK Health & Safety Executive, 2003)
- b) Dari langkah h) didapatkan frekuensi kebocoran setiap bagian terisolasi untuk tiap ukuran kebocoran.
- (4) Sampai pada titik ini, frekuensi dan konsekuensi sudah diketahui, perhitungan resiko didapat dari langkah i) dan g) untuk mendapatkan angka besaran resiko kematian akibat konsekuensi tertinggi dari kebocoran hidrokarbon, langkah berikutnya adalah :
- a) Menghitung hasil perkalian dari nilai yang didapat dari langkah j) dengan fraksi keberadaan seorang pekerja di lokasi/modul tertentu di anjungan untuk mendapatkan besar estimasi IRPA (*Individual Risk Per Annum*).

Model matematika dari langkah diatas dijabarkan sebagai berikut :

$$IRPA_{\text{KebocoranProses}} = \frac{IRPA_1 + IRPA_2 + IRPA_3 + \dots + IRPA_N}{N} \quad (3.1)$$

$IRPA_N$ = IRPA untuk posisi /kelompok pekerja N, misalnya :

$IRPA_{OIM}$ = IRPA untuk posisi OIM (*Offshore Instalation Manager*)

$IRPA_{OPS}$ = IRPA untuk operator produksi

$IRPA_{MAINT}$ = IRPA untuk teknisi perawatan

$IRPA_{MS}$ = IRPA untuk pekerja dari departemen *marine* dan *service*

$IRPA_{KONTR}$ = IRPA untuk pekerja kontraktor

sementara :

$$IRPA_N = \sum_{i=1}^n IR_{IS\#(i)} \quad (3.2)$$

$IR_{IS\#(i)}$ = *Individual risk* akibat dari konsekuensi bocoran hidrokarbon yang terjadi pada *isolatable section # i*

dan :

$$IR_{IS\#(i)} = \sum_{d=3mm}^{d=\text{full bore}} IR_{IS\#n(d)} \quad (3.3)$$

dimana :

$IR_{IS\#n(d)}$ = *Individual risk* dari konsekuensi bocoran hidrokarbon pada *isolatable section #n* dengan diameter kebocoran tertentu dalam mm.

Sebagai contoh, $IR_{IS\#n(d)}$ untuk diameter kebocoran 3 mm pada *isolatable section* tertentu adalah:

$IR_{IS\#n(3mm)}$ = *Individual risk* karena kejadian bocoran hidrokarbon pada *isolatable section #n* dengan diameter 3 mm.

sedangkan :

$$IR_{IS\#n(d)} = t!_N \times R_{if(d)} \quad (3.4)$$

dengan :

$t!_N$ = Fraksi waktu pekerja/posisi tertentu berada dilokasi tertentu =
Porsi kerja x (jumlah jam berada dilokasi tertentu per 24
jam/jumlah personel)

Misal seorang OIM dengan jadwal kerja 2 minggu bekerja dan 2 minggu libur. Apabila seorang OIM secara rata-rata berada selama 0.5 jam perhari di lokasi *cellar deck*, maka :

Porsi kerja = 2 minggu bekerja – 2 minggu libur = 0.5

Jumlah OIM 1 orang

Maka :

Jumlah jam berada di lokasi *cellar deck* per 24 jam/jumlah personel
= $0.5 / 24 / 1 = 0.0208$ jam/orang

Sehingga :

$t!_N$ untuk seorang OIM berada di *cellar deck* adalah :

$t!_{OIM} = 0.5 \times 0.0208 = 0.010$ jam/orang

$R_{if(d)}$ = Resiko karena *immediate fatality* pada diameter bocoran d (mm)

$R_{if(d)}$, didapatkan dari persamaan :

$$R_{if(d)} = R_{ifFr(d)} + R_{ifEx(d)} \quad (3.5)$$

dimana :

$R_{ifFr(d)}$ = Resiko kematian (*fatality*) tiba-tiba karena kebakaran pada diameter bocoran d (mm)

$R_{ifEx(d)}$ = Resiko kematian (*fatality*) tiba-tiba karena ledakan pada diameter bocoran d (mm)

Dengan menggabungkan persamaan (3.2)(3.3)(3.4)(3.5), maka sebagai contoh, IRPA untuk posisi OIM ($IRPA_{OIM}$) adalah :

$$IRPA_{OIM} = \sum_1^n \left\{ \sum_{d=3mm}^{d=\text{full bore}} (t!_{OIM} \times (R_{ifFr(d)} + R_{ifEx(d)})) \right\} \quad (3.6)$$

Dengan menggunakan persamaan (3.6), IRPA untuk setiap posisi atau kelompok kerja lainnya bisa didapatkan.

Selanjutnya besaran $IRPA_{KebocoranProses}$ secara matematis adalah sebagai berikut :

$$IRPA_{KebocoranProses} = \left\{ \sum_1^n \left(\sum_{d=3mm}^{d=\text{full bore}} (t!_1 \times (R_{ifFr(d)} + R_{ifEx(d)})) \right) + \sum_1^n \left(\sum_{d=3mm}^{d=\text{full bore}} (t!_2 \times (R_{ifFr(d)} + R_{ifEx(d)})) \right) + \sum_1^n \left(\sum_{d=3mm}^{d=\text{full bore}} (t!_3 \times (R_{ifFr(d)} + R_{ifEx(d)})) \right) + \dots + \sum_1^n \left(\sum_{d=3mm}^{d=\text{full bore}} (t!_N \times (R_{ifFr(d)} + R_{ifEx(d)})) \right) \right\} / N \quad (3.7)$$

dengan :

n = Jumlah *isolatable section*

N = Posisi / kelompok pekerja yang berada di anjungan (misalnya OIM, Operator, Maintenance dan lain-lain)

d = besar lubang kebocoran : 3mm, 13mm, 25mm, 75 mm dan full bore.

$t!_N$ = Fraksi waktu pekerja/posisi tertentu berada dilokasi = Porsi kerja x (jumlah jam berada dilokasi tertentu per 24 jam/jumlah personel)

$R_{ifFr(d)}$ = Resiko kematian (*fatality*) tiba-tiba karena kebakaran pada diameter bocoran d (mm)

$$R_{ifFr(d)} = \sum_{IS=\#1}^Z \left[\sum_{i=3mm}^d \left[\sum_{i=1}^n (P_c \times F_{oi}) \right] \times P_{oi} \times \% H_{ez(37.5kW/m^2)} \right] \quad (3.8)$$

$R_{ifEx(d)}$ = Resiko kematian (*fatality*) tiba-tiba karena ledakan pada diameter bocoran d (mm)

$$R_{ifEx(d)} = \sum_{IS=\#1}^z \left[\sum_{i=3mm}^d \left[\sum_{i=1}^n (P_c \times F_{oi}) \right] \times P_{oi} \times P_{oExgl} \right] \quad (3.9)$$

F_{oi} = Frekuensi kebocoran

P_{oi} = kemungkinan percikan/kebakaran

$\% H_{ez(37.5kW/m^2)}$ = % daerah terdampak radiasi panas 37.5 kW/m²

z = jumlah total bagian terisolasi

d = lubang kebocoran terbesar (FB)

n = semua jenis ukuran dari setiap jenis komponen

P_c = Jumlah komponen

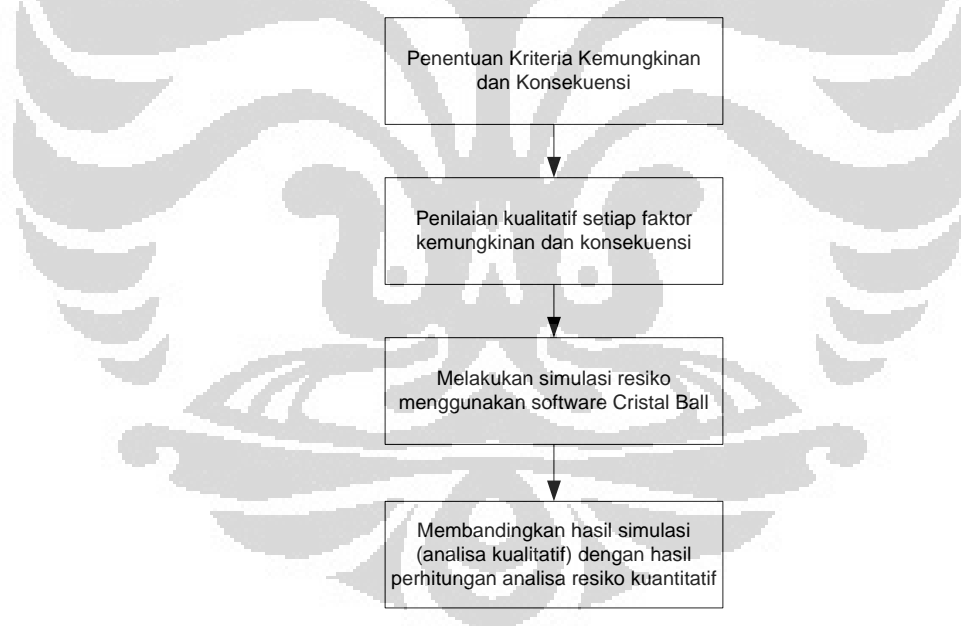
P_{oExgl} = kemungkinan ledakan setelah bocoran

- 5) Membandingkan besaran IRPA -- dalam hal ini $IRPA_{KebocoranProses}$ -- dengan kriteria resiko (*risk criteria*) maksimal 1×10^{-3} yang merupakan batas resiko individu tertinggi yang masih bisa diterima dibidang industri (*Reducing Risk Protecting People*, UK Health and Safety Executive, 2001), (Spouge, 2000).
- 6) Apabila besaran IRPA dalam batas yang tidak bisa diterima (nilai IRPA diatas 1×10^{-3}), maka tindakan pengurangan resiko harus dilakukan, jika tidak, anjungan akan terlalu berbahaya untuk dioperasikan.
- 7) Apabila nilai IRPA dalam kisaran ALARP (1×10^{-5} sampai 1×10^{-3}), maka harus diputuskan apakah tindakan untuk mengurangi resiko harus dilakukan, agar resiko tersisa (*residual risk*) bisa diturunkan pada tingkat yang bisa diterima (*acceptable level*). Sebelum tindakan pengurangan resiko diterapkan, analisis biaya dan keuntungan (*Cost and Benefit Analysis*) dilakukan untuk melihat apakah biaya yang diperlukan untuk menurunkan resiko sesuai dengan keuntungan yang didapatkan.

Besar resiko yang dicoba untuk dikurangi mengacu kepada resiko hilangnya nyawa seseorang dan mengkonversikan biaya hilangnya nyawa ini dalam istilah financial (ConocoPhillips, 2008). Suatu perusahaan harus memiliki besaran biaya faktor resiko terhadap hilangnya nyawa yang bisa diterima (*acceptable risk factored cost for loss of life*). Menurut UK Health and Safety

Executive, nilai *acceptable risk factored cost for loss of life* adalah kurang dari £1.000.000, artinya, jika biaya yang dibutuhkan untuk menghilangkan resiko kehilangan nyawa seseorang pada sebuah anjungan kurang dari £1.000.000, maka hal ini masih bisa diterima (*reasonably practicable*).

- 8) Apabila analisis biaya dan keuntungan merekomendasikan tindakan pengurangan resiko, semua kegiatan yang sudah dilakukan atau rencana program untuk menurunkan resiko seperti tindakan pencegahan dan mitigasi untuk mengurangi kemungkinan timbulnya kebocoran hidrokarbon harus segera dibuat dan dijalankan.
- 9) Untuk mengetahui keefektifitasan kegiatan atau program pengurangan resiko, maka dilakukan evaluasi resiko semi kuantitatif atas kegiatan dan program pengurangan resiko serta faktor luar (*external*) yang bisa mempengaruhi resiko kebocoran. Langkah evaluasi di atas ditampikan pada Gambar 3.2.



Gambar 3.2. Langkah evaluasi kegiatan mitigasi menggunakan metode penilaian resiko semi kuantitatif

- Langkah pertama adalah dengan menentukan masing-masing kriteria yang akan dinilai untuk kemungkinan (*probability*) dan konsekuensi (*consequences*) beserta tingkat penilaian untuk masing-masing kriteria.

- Setelah setiap kriteria untuk kemungkinan dan konsekuensi ditetapkan, langkah selanjutnya adalah menentukan nilai dari masing-masing kriteria. Penilaian ini dilakukan berdasarkan pertimbangan (*judgement*) peneliti terhadap setiap kriteria kemungkinan dan konsekuensi terhadap fasilitas WHP-X.
- Setelah nilai dari setiap kriteria pada kemungkinan dan konsekuensi didapatkan, nilai tersebut digunakan sebagai masukan pada simulasi resiko menggunakan software Cristal Ball.
- Hasil simulasi software Cristal Ball berupa nilai resiko total, kemudian dibandingkan dengan hasil perhitungan penilaian resiko kuantitatif.

Untuk melakukan penilaian resiko sisa (*residual risk*) dengan menggunakan metode semi kuantitatif, penulis menentukan beberapa faktor kemungkinan terjadi kegagalan (*likelihood of failure*), yaitu berupa faktor-faktor penyebab (*causal factors*) dan faktor-faktor pencegah (*prevention factors*). Penilaian kemungkinan tersebut dibagi menjadi empat kemungkinan kategori kegagalan.

Kategori-kategori tersebut, beserta tabel penjelasannya disebutkan di bawah ini :

- Faktor Korosi (Tabel 3.1; Tabel 3.2; Tabel 3.3; Tabel 3.4; Tabel 3.5; Tabel 3.6)
- Faktor Pengaruh Pihak Ketiga (Tabel 3.7 ; Tabel 3.8)
- Faktor Sejarah Kebocoran dan Pencegahan (Tabel 3.9; Tabel 3.10)
- Faktor Operasi (Tabel 3.11; Tabel 3.12, Tabel 3.13)

Perhitungan resiko pada analisis kualitatif menggunakan persamaan berikut :

$$R = \frac{\sum_{i=1}^q d_i \times \left[\frac{\sum_{i=1}^p c_i \times \left(\frac{\sum_{i=1}^n a_i f_i}{\sum_{i=1}^q a_i} \times \frac{\sum_{i=1}^m b_i C_i}{\sum_{i=1}^m b_i} \right)}{\sum_{i=1}^p c_i} \right]}{\sum_{i=1}^q d_i} \quad (3.10)$$

Dengan :

C merupakan nilai faktor konsekuensi, f nilai faktor kemungkinan (likelihood), konstanta a,b,c dan d adalah nilai pembobotan dari tiap parameter C dan f.

Kemudian, i adalah identifikasi tiap parameter C dan f.

Tabel 3.1 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Inspeksi Internal

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1	Korosi	
1.1	Inspeksi Eksternal	
1.1.1	Pemeriksaan eksternal pada setiap pipa dan bejana secara menyeluruh. Pemeriksaan seperti pemeriksaan ketebalan dinding pipa / bejana, pemerikaan visual secara umum dilakukan secara rutin tiap tahun. Hasil pemeriksaan diperiksa, di analisis dan tindakan perbaikan segera dilakukan untuk mencegah kerusakan lebih lanjut	1
1.1.2	Pemeriksaan eksternal pada setiap pipa dan bejana secara menyeluruh. Pemeriksaan seperti pemeriksaan ketebalan dinding pipa / bejana, pemerikaan visual secara umum dilakukan dalam 2 atau 3 tahun terakhir. Hasil pemeriksaan diperiksa, di analisis dan tindakan perbaikan segera dilakukan untuk mencegah kerusakan lebih lanjut	2
1.1.3	Pemeriksaan eksternal pada pipa dan bejana tertentu. Pemeriksaan seperti pemeriksaan ketebalan dinding pipa / bejana, pemerikaan visual secara umum dilakukan dalam 2 atau 3 tahun terakhir. Hasil pemeriksaan diperiksa, di analisis dan tindakan perbaikan segera dilakukan untuk mencegah kerusakan lebih lanjut	3
1.1.4	Tidak dilakukan pemerikaan eksternal dalam 5 tahun terakhir	4
1.1.5	Pemeriksaan eksternal tidak pernah dilakukan	5

Tabel 3.2 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Pengaruh Umur

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1	Korosi	
1.2	Pengaruh umur	
1.2.1	Fasilitas perpipaan dan bejana dipasang menurut standard yang diakui pada tingkat nasional dan internasional yang berlaku, dan terpasang dalam 2 tahun terakhir	1
1.2.2	Fasilitas perpipaan dan bejana dipasang menurut standard yang diakui pada tingkat nasional dan internasional yang berlaku, dan terpasang dalam 5 tahun terakhir	2
1.2.3	Fasilitas perpipaan dan bejana sudah beroperasi selama antara 50% sampai 80% dari umurnya. Apabila umur tidak diketahui, perpipaan dan bejana sudah beroperasi selama kurang dari 10 tahun.	3

Tabel 3.2 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Pengaruh Umur (lanjutan)

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1.2.4	Fasilitas perpipaan dan bejana sudah beroperasi selama lebih dari 80% dari umurnya. Apabila umur tidak diketahui, perpipaan dan bejana sudah beroperasi selama 10-15 tahun.	4
1.2.5	Fasilitas perpipaan dan bejana sudah melewati batas umurnya dan tidak ada usaha untuk meningkatkan umurnya. Apabila umur tidak diketahui, perpipaan dan bejana sudah beroperasi lebih dari 15 tahun.	5

Tabel 3.3 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Proteksi Internal

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1	Korosi	
1.3	Proteksi External	
1.3.1	Perpipaan dan bejana mempunyai perlindungan external terhadap pengaruh korosi sesuai dengan standar yang berlaku, dan inspeksi terhadap efektifitas perlindungan eksternal dilakukan secara rutin 1 tahun sekali	1
1.3.2	Perpipaan dan bejana mempunyai perlindungan external terhadap pengaruh korosi sesuai dengan standar yang berlaku, dan inspeksi terhadap efektifitas perlindungan eksternal dilakukan secara rutin 2 tahun sekali	2
1.3.3	Perpipaan dan bejana mempunyai perlindungan external terhadap pengaruh korosi, dan inspeksi terhadap efektifitas perlindungan eksternal dilakukan satu kali dalam 5 tahun terakhir	3
1.3.4	Perpipaan dan bejana mempunyai perlindungan external terhadap pengaruh korosi, dan tidak pernah pemeriksaan terhadap efektifitas perlindungan eksternal	4
1.3.5	Perpipaan dan bejana tidak mempunyai perlindungan external terhadap pengaruh korosi.	5

Tabel 3.4 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Pengaruh Material

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1	Korosi	
1.4	Pengaruh Material	
1.4.1	Bahan perpipaan dan bejana bertekanan terbuat dari duplex stainless steel yang mempunyai ketahanan yang sangat bagus terhadap pengaruh korosi seperti CO ₂ dan H ₂ S	1

Tabel 3.4 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Pengaruh Material
(lanjutan)

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1.4.2	Bahan perpipaan dan bejana bertekanan terbuat dari stainless steel yang mempunyai ketahanan terbatas terhadap pengaruh korosi seperti CO ₂ dan H ₂ S. Terdapat fasilitas injeksi CO ₂ scavanger dan H ₂ S scavanger untuk menghilangkan efek korosi	2
1.4.3	Bahan perpipaan dan bejana bertekanan terbuat dari carbon steel yang mempunyai ketahanan terbatas terhadap pengaruh korosi seperti CO ₂ dan H ₂ S. Terdapat fasilitas injeksi CO ₂ scavanger dan H ₂ S scavanger untuk menghilangkan efek korosi	3
1.4.4	Bahan perpipaan dan bejana bertekanan terbuat dari stainless steel yang mempunyai ketahanan terbatas terhadap pengaruh korosi seperti CO ₂ dan H ₂ S. Tidak terdapat fasilitas injeksi CO ₂ scavanger dan atau H ₂ S scavanger untuk menghilangkan efek korosi	4
1.4.5	Bahan perpipaan dan bejana bertekanan terbuat dari carbon steel yang mempunyai ketahanan terbatas terhadap pengaruh korosi seperti CO ₂ dan H ₂ S. Tidak terdapat fasilitas injeksi CO ₂ scavanger dan atau H ₂ S scavanger untuk menghilangkan efek korosi	5

Tabel 3.5 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Pengaruh Fluida

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1	Korosi	
1.5	Pengaruh Fluida	
1.5.1	Fluida tidak mengandung CO ₂ dan H ₂ S, dan P dan T operasi tidak memungkinkan CO ₂ dan H ₂ S memberikan efek negatif terhadap korosi	1
1.5.2	Fluida mengandung CO ₂ dan H ₂ S, dan P dan T operasi tidak memungkinkan CO ₂ dan H ₂ S memberikan efek negatif terhadap korosi	2
1.5.3	Fluida mengandung CO ₂ , dan P dan T operasi memungkinkan CO ₂ memberikan efek negatif terhadap korosi	3
1.5.4	Fluida mengandung H ₂ S, dan P dan T operasi memungkinkan H ₂ S memberikan efek negatif terhadap korosi	4
1.5.5	Fluida mengandung CO ₂ dan atau H ₂ S, dan P dan T operasi memungkinkan CO ₂ dan H ₂ S memberikan efek negatif terhadap korosi	5

Tabel 3.6 Kemungkinan Kegagalan Karena Korosi – Pengaruh Air

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
1	Korosi	
1.6	Pengaruh Air	
1.6.1	Beroperasi kering, tidak ada air	1
1.6.2	Beroperasi kering, air mungkin ada namun hanya pada kondisi tidak normal dan secara efektif bisa dihilangkan	2
1.6.3	Terkadang mengandung air, biasanya dalam fasa uap.	3
1.6.4	Terkadang mengandung air, biasanya dalam fasa uap, terkadang dalam bentuk butiran	4
1.6.5	Mengandung air dalam situasi operasi normal	5

Tabel 3.7 Kemungkinan Kegagalan Karena Pengaruh Pihak Ketiga – Kerusakan Karena Pengaruh Pihak Ketiga

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
2	Pengaruh Pihak Ketiga	
2.1	Kerusakan Karena Pengaruh Pihak Ketiga	
2.2.1	Fasilitas terletak jauh ditengah laut, teridentifikasi pada peta maritim dan memiliki pengamanan dan batas teretori atau identifikasi yang jelas	1
2.2.2	Fasilitas terletak jauh ditengah laut, teridentifikasi pada peta maritim dan tidak memiliki pengamanan, memiliki batas teretori atau identifikasi yang jelas	2
2.2.3	Fasilitas terletak jauh ditengah laut, teridentifikasi pada peta maritim dan tidak memiliki pengamanan dan tidak memiliki batas teretori atau identifikasi yang jelas	3
2.2.4	Fasilitas terletak dekat dengan pantai yang tidak berpenghuni, teridentifikasi pada peta maritim dan tidak memiliki pengamanan dan tidak memiliki batas teretori atau identifikasi yang jelas	4
2.2.5	Fasilitas terletak dekat dengan pantai yang berpenghuni, teridentifikasi pada peta maritim dan tidak memiliki pengamanan dan tidak memiliki batas teretori atau identifikasi yang jelas	5

Tabel 3.8 Kemungkinan Kegagalan Karena Pengaruh Pihak Ketiga – Sabotase

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
2	Pengaruh Pihak Ketiga	
2.2	Sabotase	
2.2.1	Situasi stabil, tidak ada sejarah sabotase	1
2.2.2	Situasi stabil, ada sejarah sabotase	2
2.2.3	Daerah tidak aman, terdapat gangguan civil dan militer	3
2.2.4	Daerah tidak aman, terdapat gangguan civil dan militer serta bajak laut	4
2.2.5	Daerah tidak aman, terdapat gangguan bajak laut, sabotase terjadi	5

Tabel 3.9 Kemungkinan Kegagalan Karena Sejarah Kebocoran

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
3	Sejarah Kebocoran dan Pencegahan	
3.1	Sejarah Kebocoran	
3.1.1	Tidak pernah terjadi kebocoran	1
3.1.2	Satu kejadian kebocoran sedang atau besar karena sebab apapun	3
3.1.3	Lebih dari satu kejadian kebocoran sedang atau besar karena sebab apapun	5

Tabel 3.10 Kemungkinan Kegagalan Karena Sejarah Kebocoran

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
3	Sejarah Kebocoran dan Pencegahan	
3.2	Kegiatan Manajemen Flange (<i>Flange Management</i>)	
3.2.1	Perapat flange yang digunakan sesuai dengan standar yang berlaku, manajemen penyambungan flange tingkat tinggi (<i>flange management</i>) dilakukan pada setiap sambungan flange.	1
3.2.2	Perapat flange yang digunakan sesuai dengan standar yang berlaku, manajemen penyambungan flange tingkat tinggi (<i>flange management</i>) dilakukan pada setiap sambungan flange kritis.	2
3.2.3	Perapat flange yang digunakan sesuai dengan standar yang berlaku, tidak dilakukan manajemen penyambungan flange (<i>flange management</i>)	4
3.2.4	Perapat flange yang digunakan tidak sesuai dengan standar yang berlaku, tidak dilakukan manajemen penyambungan flange (<i>flange management</i>)	5

Tabel 3.11 Kemungkinan Kegagalan Karena Faktor Operasi – Kelebihan Tekanan

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
4	Faktor Operasi	
4.1	Kelebihan Tekanan	
4.1.1	Tidak mungkin terjadi kelebihan tekanan pada sistim perpipaan atau bejana bertekanan	1
4.1.2	Kelebihan tekanan pada sistim perpipaan dan bejana mungkin terjadi, namun sistim perpipaan dan bejana dilindungi oleh sistim pencegah kelebihan tekanan secara bertingkat	2
4.1.3	Kelebihan tekanan memungkinkan, namun dilindungi oleh satu sistim pencegah kelebihan tekanan	3
4.1.4	Kelebihan tekanan memungkinkan, dan dilindungi oleh sistim pencegah kelebihan tekanan	5

Tabel 3.12 Kemungkinan Kegagalan Karena Faktor Operasi – Perubahan Tekanan

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
4	Faktor Operasi	
4.2	Perubahan Tekanan (<i>pressure cycling</i>)	
4.2.1	Terjadi kurang dari 10 kali naik turun tekanan (<i>pressure cycling</i>) dalam setahun dengan tekanan melebihi 10% dari MAOP pertahun	1
4.2.2	Terjadi antara 10 s/d 100 kali naik turun tekanan (<i>pressure cycling</i>) dalam setahun dengan tekanan melebihi 10% dari MAOP pertahun	3
4.2.3	Tidak ada data	4
4.2.4	Terjadi antara lebih dari 100 kali naik turun tekanan (<i>pressure cycling</i>) dalam setahun dengan tekanan melebihi 10% dari MAOP pertahun	5

Tabel 3.13 Kemungkinan Kegagalan Karena Faktor Operasi – Perubahan Suhu

Kemungkinan (Likelihood)		Nilai
4	Faktor Operasi	
4.3	Perubahan Suhu (<i>Temperature Cycling</i>)	
4.3.1	Maksimal terjadi 1 kali turun naik suhu dalam setahun lebih dari 50oC	1
4.3.2	Terjadi antara 1 sampai 5 kali turun naik suhu dalam setahun lebih dari 50oC	3
4.3.3	Tidak ada data	4
4.3.4	Terjadi lebih dari 5 kali turun naik suhu dalam setahun lebih dari 50oC	5

Faktor yang menentukan penilaian konsekuensi dibagi didapatkan dari tiga kategori. Kategori-kategori tersebut, beserta tabel penjelasannya disebutkan di bawah ini :

- Faktor Konsekuensi Keselamatan (*safety*) : (Tabel 3.14)
- Faktor Konsekuensi Lingkungan : (Tabel 3.15; ; Tabel 3.16; Tabel 3.17)
- Faktor Konsekuensi Finansial (Tabel 3.18)
- Faktor Faktor Konsekuensi Reputasi (Tabel 3.19)

Tabel 3.14 Konsekuensi Kegagalan Faktor Keselamatan – Besar Bocoran

Konsekuensi		Nilai
1	Keselamatan (Safety)	
1.1	Besar Kebocoran	
1.1.1	Pipa/bejana diameter < 6 inchi	1
1.1.2	Pipa/bejana diameter 6 - 12 inchi	2
1.1.3	Pipa/bejana diameter 12 - 24 inchi	3
1.1.4	Pipa/bejana diameter > 24 inchi	5

Tabel 3.15 Konsekuensi Kegagalan Faktor Lingkungan – Jenis Fluida

Konsekuensi		Nilai
2	Konsekuensi Lingkungan	
2.1	Jenis Fluida	
2.1.1	Air	1
2.1.2	Sweet natural gas	2
2.1.3	Gas beracun dan mudah terbakar selain sweet natural gas	3
2.1.4	Produced water dan cairan beracun dan atau mudah terbakar kecuali minyak mentah dan bahan fraksi berat	4
2.1.5	Minyak mentah dan bahan fraksi berat	5

Tabel 3.16 Konsekuensi Kegagalan Faktor Lingkungan – Densitas Populasi

Konsekuensi		Nilai
2	Konsekuensi Lingkungan	
2.2	Densitas Populasi	
2.2.1	Fasilitas normalnya tidak berpenghuni	1
2.2.2	Fasilitas dihuni oleh 3 orang atau kurang 3 hari dalam seminggu	2
2.2.3	Fasilitas dihuni oleh 3 orang atau kurang 7 hari seminggu	3
2.2.4	Fasilitas dihuni oleh 4 s/d 10 kurang 3 hari dalam seminggu	4
2.2.5	Fasilitas dihuni oleh 4 s/d 10 kurang 7 hari dalam seminggu atau berpenghuni lebih dari 7 orang	5

Tabel 3.17 Konsekuensi Kegagalan Faktor Lingkungan – Kemudahan Terbakar / Kadar Racun

Konsekuensi		Nilai
2	Konsekuensi Lingkungan	
2.3	Kemudahan Terbakar / Kadar Racun	
2.3.1	Tidak mudah terbakar dan cairan tidak beracun	1
2.3.2	Tidak mudah terbakar dan gas tidak beracun	2
2.3.3	Mudah terbakar dan atau cairan beracun	3
2.3.4	Sweet gas alam	4
2.3.5	Mudah terbakar dan atau gas beracun	5

Tabel 3.18 Konsekuensi Kegagalan Faktor Finansial

Konsekuensi		Nilai
3	Konsekuensi Finansial	
3.1	Sangat Tinggi - Shutdown jangka panjang, biaya perbaikan lebih dari 10 juta US \$	5
3.2	Tinggi - Shutdown produksi, biaya perbaikan antara 1 - 10 juta US \$	4
3.3	Medium - Shutdown sebagian, pengurangan jumlah produksi, biaya perbaikan US\$ 100 ribu - US\$ 1 juta	3
3.4	Rendah - Shutdown unit, biaya perbaikan US\$ 10 ribu - 100 ribu	2
3.5	Diabaikan - Tidak shutdown, biaya perbaikan < US\$ 10 ribu	1

Tabel 3.19 Konsekuensi Kegagalan Faktor Reputasi

Konsekuensi		Nilai
4	Konsekuensi Reputasi	
4.1	Diliput secara internasional	5
4.2	Diliput secara nasional	4
4.3	Diliput tingkat provinsi	3
4.4	Diliput tingkat lokal, kerusakan fasilitas penampung	2
4.5	Diliput tingkat lokal, kerusakan fasilitas flowline	1

3.2. Hipotesis

Dengan mengacu kepada fasilitas kontrol proses dan keselamatan yang sudah tersedia berdasarkan desain yang ada (*inherent safety design*) di WHP-X seperti : fasilitas sistim *emergency shutdown*, *high integrity pressure protection system (HIPPS) shutdown valve* dibagian hulu *Sand Separator*, desain keamanan proses yang sudah sesuai dengan *production safety system*, sistim deteksi api dan kebocoran gas, sistim perlindungan api aktif dengan tersedianya *deluge system*, sistim perlindungan api pasif (*pasif fire protection*) seperti tersedianya dinding api (*fire wall*) yang mampu radiasi panas , fasilitas tempat perlindungan sementara (*temporary refuge*) dengan pelindung api, serta fasilitas evakuasi termasuk *stand by field boat*, penulis berhipotesa, total angka $IRPA_{KebocoranProses}$ pada WHP-X berada pada kisaran 10^{-3} dan 10^{-5} .

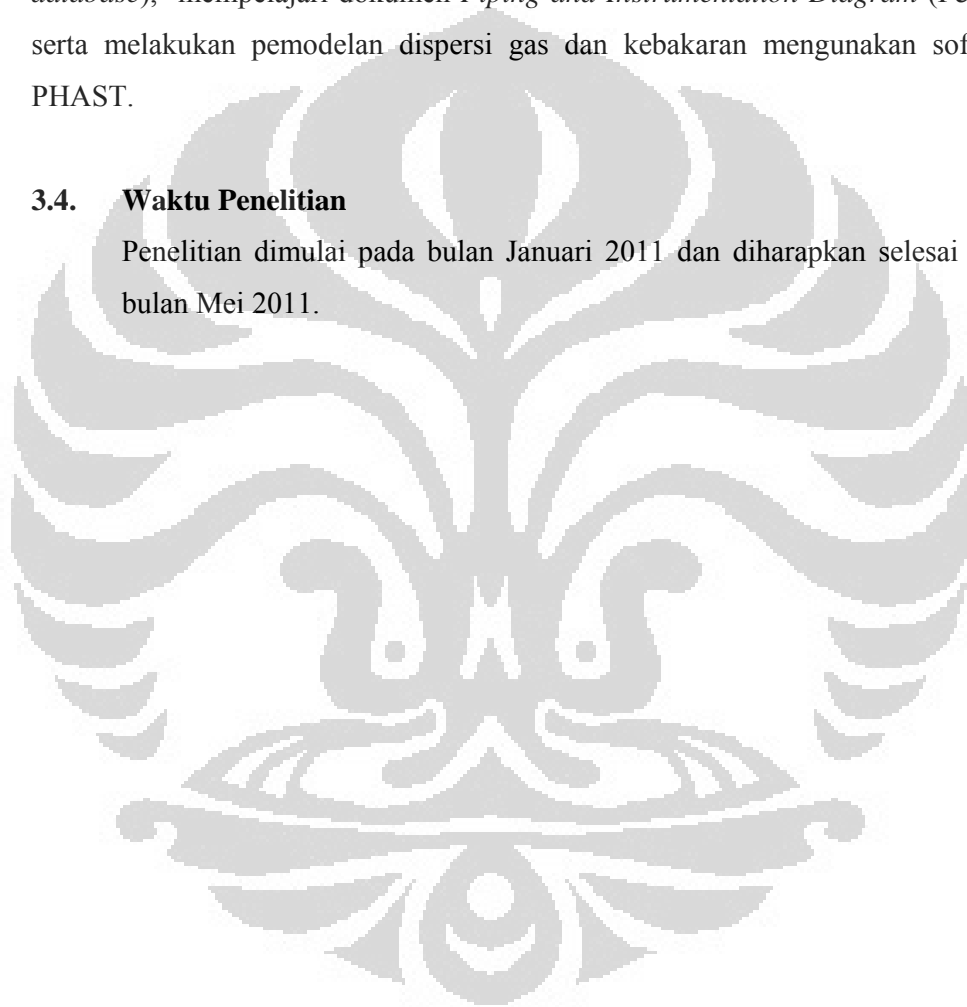
Tentang hasil penilaian resiko semi kuantitatif, berdasarkan penilaian umum yang dilakukan pada setiap kriteria kemungkinan dan konsekuensi, peneliti berhipotesa, nilai total resiko pada fasilitas WHP-X berada pada kisaran rendah (*low*) dengan nilai total resiko antara 3 sampai 5 pada matrik resiko 5 x 5.

3.3. Tempat Penelitian

Penelitian dilakukan terhadap anjungan kepala sumur minyak dan gas lepas pantai WHP-X di lapangan Scorpio, di perairan Indonesia. Penelitian dilakukan di lapangan untuk mendapatkan gambaran langsung tentang alur proses dan keadaan anjungan, dan studi literatur yang dilakukan di kantor pusat perusahaan di Jakarta untuk mempelajari basis data kecelakaan (*incident database*), mempelajari dokumen *Piping and Instrumentation Diagram* (P&ID), serta melakukan pemodelan dispersi gas dan kebakaran menggunakan software PHAST.

3.4. Waktu Penelitian

Penelitian dimulai pada bulan Januari 2011 dan diharapkan selesai pada bulan Mei 2011.



BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

4.1. Komposisi Gas dan Minyak

Informasi komposisi komponen kimia pada gas diperlukan sebagai data masukan (input) pada simulasi PHAST. Selain itu, informasi komposisi komponen kimia pada gas juga diperlukan untuk menentukan masa gas berdasarkan estimasi inventori volume pada tiap bagian terisolasi (*isolatable sections*). Tabel 4.1 menunjukkan komposisi gas yang berasal dari sumur pada WHP-X

Tabel 4.1. Komposisi Kimia Gas WHP-X

<i>Komponen</i>	<i>Penjelasan</i>	<i>% Mole</i>
C1	Metana	72.97
C2	Ethana	8.951
C3	Propana	2.979
iC4	i-Butana	0.839
nC4	n-Butana	1.001
iC5	i-Pentana	0.415
nC5	n-Pentana	0.397
C6	Hexana	0.667
C7	Heptana	0.725
C8	Oktana	0.39
C9	Nanones	0.133
C10	Decanes	0.024
C11	Undecanes	0.006
CO2	Karbon-dioksida	6.741
N2	Nitrogen	0.754

Dari Tabel 4.1, diketahui 5 komponen dengan komposisi tertinggi adalah C1 (72.97 % mole), C2 (8.951 % mole), CO2 (6.741 % mole), C3 (2.979 % mole), dan nC4 (1.001 % mole).

4.2. Penentuan Bagian-Bagian Terisolasi (*Isolatable Sections*)

Langkah pertama dari pembentukan skenario, adalah menentukan bagian-bagian terisolasi (*isolatable sections*). Suatu bagian terisolasi merupakan bagian perpipaan dan tanki yang akan menampung fluida hidrokarbon pada saat terjadi penutupan kerangan-kerangan tertentu pada keadaan darurat (*Emergency Shutdown*). Batasan-batasan suatu bagian terisolasi adalah Shutdown Valve (SDV), kerangan manual yang biasanya tertutup pada kondisi normal (*normally closed*). Pembagian lebih lanjut dari bagian terisolasi ini dilakukan karena terjadinya perbedaan Fasa (gas dan cairan) dan perbedaan parameter operasi (suhu atau tekanan). *Process and Instrumentation Drawings (P&ID)* digunakan pada langkah ini. Lampiran 3 menunjukkan batas-batas bagian terisolasi yang ditentukan berdasarkan kriteria di atas.

Tabel 4.2 menunjukkan hasil penentuan bagian-bagian terisolasi pada WHP-X sesuai dengan kondisi terkini. Beberapa kepala sumur beserta jalur pipanya (*flowline*) tidak termasuk pada bagian terisolasi karena sumur tersebut tidak lagi memproduksi. Terdapat total 25 bagian terisolasi (*isolatable section*) di WHP-X.

Tabel 4.2. Bagian-bagian Terisolasi pada WHP-X

Bagian Terisolasi	Penjelasan	Fluida	Batas Isolasi dari	Batas Isolasi sampai
1	Flowline X-25	Gas	SDV 1504L, ½" Needle valve 20056	XV 1517L, XV 1518L
2	Flowline X-21	Gas	SDV 1504V, ½" Needle valve 20060	XV 1517V, XV 1518V
3	Flowline X-01	Gas	SDV 1504U, ½" Needle valve 20053	XV 1517U, XV 1518U
4	Flowline X-08	Gas	SDV 1504Q, ½" Needle valve 20104	XV 1517Q, XV 1518Q
5	Flowline X-05	Gas	SDV 1504Y, ½" Needle valve 20053, 6"VB266-20130	XV 1517Y, XV 1518Y
6	Flowline X-24	Gas	SDV 1504P, ½" Needle valve 20215	XV 1517P, XV 1518P
7	Flowline X-15	Gas	SDV 1504B, ½" Needle valve 20246	XV 1517E, XV 1518E

Tabel 4.2. Bagian-bagian Terisolasi pada WHP-X (lanjutan)

Bagian Terisolasi	Penjelasan	Fluida	Batas Isolasi dari	Batas Isolasi sampai
8	Flowline X-23	Gas	SDV 1504R, ½" Needle valve 20107	XV 1517R, XV 1518R
9	Flowline X-22	Gas	SDV 1504E, ½" Needle valve 20239	XV 1517F, XV 1518F
10	Flowline X-17	Gas	SDV 1504N, ½" Needle valve 20243	XV 1517N, XV 1518N
11	Flowline X-18	Gas	SDV 1504M, ½" Needle valve 20250	XV 1517M, XV 1518M
12	Flowline X-03 AA	Gas	SDV 1504AA, ½" Needle valve 20347, 6"VB266-20341	XV 1517AA
13	Flowline X-02	Gas	SDV 1504T, ½" Needle valve 20058	XV 1517T, XV 1518T
14	Flowline X-11	Gas	SDV 1504H, ½" Needle valve 20248	XV 1517H, XV 1518H
15	Flowline X-03 AB	Gas	SDV 1504AB, ½" Needle valve 21323, 6"VB266-20338	XV 1517AB
16	Production Header A & B	Gas	SDV 1517 (U/T/L/Y/P/R/Q/K/J/H/G/D/C /E/A/N/M/S/V/F/R/P/L), ½" Needle valve 20448, ½" Needle valve 20450	SDV 1490, SDV 1491
17	Test Header A & B	Gas	SDV 1518 (U/T/L/Y/P/R/Q/K/J/H/G/D/C /E/A/N/M/S/V/F/R/P/L), ½" Needle valve 20376, ½" Needle valve 20374	SDV 1479
18	Gas Injection / Production Manifold	Gas	XV 1517AA, XV 1517AB	SDV 1653
19	Test Separator (Gas)	Gas	SDV 1479, XV 1471, XV 1473	PSV 1460A, 2"VO62N-20369, PSV 1460B, BDV-1461, 4"VB73N-20362, 2"VC66N-20407, SDV 1480, XV 1472
20	Sand Removal Separator (Gas)	Gas	SDV 1494, SDV 1480, 4"VC163N-20772, XV 1493A, XV 1493C, XV 1493 E, 1½"VO254-20541, 1½"VO253-20559	SDV 1680, PSV 1491A, 2"VO62N-20444, PSV 1491B, BDV 1492, 2"VC66N-20496, PSV 1492A, 2"VO62N-20484, PSV 1492B, SDV 1680

Tabel 4.2. Bagian-bagian Terisolasi pada WHP-X (lanjutan)

Bagian Terisolasi	Penjelasan	Fluida	Batas Isolasi dari	Batas Isolasi sampai
21	Injection Line	Gas	SDV 1650	6"VC260-20339, 6"VC260-20342, SDV 1440, 1½"VB266-20543, 1½"VB261-20545
22	Gas Lift Line	Gas	SDV 1440	SDV 1457 (A/B/C/D), XCV1455, 1½"VB266- 20553, 1½"VB261-20560
23	Pig Launcher	Gas	10"VB164N-20580, SDV 1680, SDV 1653, 4"VB164N- 20773	SDV 1661, 8"VB164N- 20584, 2"VB164N-20585, 16"VB172N-20593, SDV 1653
24	Test Separator (Liquid)	Liquid	SDV 1479, XV 1471, XV 1473	SDV 1480, 6"VC66N- 20406, 4"VB79N- 20410/20412/20415
25	Sand Removal Separator (Liquid)	Liquid	SDV 1494, SDV 1480, 4"VC163N-20772, XV 1493A, XV 1493C, XV 1493	16"VC66N20492, SDV 1680, XV 1493B/D/F, 4"VB79N- 20454/20456/20459/20462, 4"VB73N-20467
26	Flowline X-10	Gas (10 metres)	SDV 1504J, ½" Needle valve 20241	XV 1517J, XV 1518J

Di WHP-X, ada beberapa sumur yang sudah tidak berproduksi atau akan dialihfungsikan sebagai sumur injeksi produced water, sehingga diasumsikan pada sumur-sumur dan sistim perpipaan tersebut, jumlah inventori hidrokarbon didalamnya nol, sehingga sumur-sumur dan sistem perpipaan tersebut tidak dimasukkan kedalam bagian-bagian terisolasi.

Piping yg tidak dimasukkan kedalam bagian-bagian terisolasi tersebut tercantum pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3. Sumur dan Sistem Perpipaan yang Tidak Termasuk kedalam Bagian-Bagian Terisolasi

Sistem	Penjelasan	Fluida
Flowline X-09, X-12, X-13, X-14, X-16, X-20	Sumur sudah tidak aktif	Gas/Cairan
Header penurunan tekanan A & B	Tidak digunakan terus-menerus	Gas/Cairan
Hidrolik sistem untuk panel kontrol	Bukan bahan yang mudah terbakar (flamable)	Cairan
Sistem air laut	Bukan bahan yang mudah terbakar (flamable)	Cairan
Sistem pemisah dan pencuci pasir	Bukan bahan yang mudah terbakar (flamable)	Cairan/Solid

4.2. Hasil Perhitungan Volume dan Massa Bagian-Bagian Terisolasi (*Isolatable Sections*)

Estimasi inventori volumetrik (m^3) dari gas atau minyak pada setiap bagian bagian terisolasi dihitung berdasarkan volume tanki, diameter pipa dan panjangnya. Estimasi masa gas dan minyak pada bagian terisolasi didapatkan dari PHAST. Tabel 4.4 menunjukkan jumlah volume (m^3) dan masa (kg) dari gas dan minyak pada setiap bagian terisolasi.

Tabel 4.4. Estimasi Volume dan Massa Tiap Bagian Terisolasi

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Lokasi	Inventori	
			kg	m^3
1	Flowline Well X-25	MD	79.8	3.5
2	Flowline Well X-21	MD	65.8	2.9
3	Flowline Well X-01	MD	56.3	2.5
4	Flowline Well X-08	MD	75.9	3.4
5	Flowline Well X-05	MD	152.3	6.8
6	Flowline Well X-24	MD	90.9	4.0
7	Flowline Well X-15	MD	70.1	3.1
8	Flowline Well X-23	MD	82.5	3.7

Tabel 4.4. Estimasi Volume dan Massa Tiap Bagian Terisolasi (lanjutan)

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Lokasi	Inventori	
			kg	m ³
9	Flowline Well X-22	MD	56.4	2.5
10	Flowline Well X-17	MD	71.3	3.2
11	Flowline Well X-18	MD	74.8	3.3
12	Flowline Well X-03 AA	MD	91.7	4.1
13	Flowline Well X-02	MD	56.3	2.5
14	Flowline Well X-11	MD	70.1	3.1
15	Flowline Well X-03 AB	MD	104.8	4.6
16	Production Header A & B	MD	460.6	20.4
17	Test Header A & B	MD	349.4	15.5
18	Gas Injection/Production Manifold	CD	95.0	4.2
19	Test Separator (gas)	MD	256.4	11.0
20	Sand Removal Separator (gas)	MD/CD	1,089.9	48.7
21	Sistim injeksi gas	MD/CD	3,559.5	14.4
22	Gas Lift Header	MD	82.9	0.5
23	Line from Arang Manifold	CD	250.6	12.0
24	Test Separator (minyak)	MD	414.2	14.7
25	Sand Removal Separator (minyak)	MD	940.6	33.4
26	Flowline Well X-11	MD	70.1	4.2

Dari Tabel di atas, diketahui, lima bagian terisolasi dengan volume inventori hidrokarbon terbesar adalah bagian terisolasi Separator Pemisah Pasir (fasa gas) dengan volume total 48.7 m³, kemudian disusul oleh bagian terisolasi Separator Pemisah Pasir (fasa cair/minyak) dengan volume total 33.4 m³, Production Header A dan B dengan volume total 20.4 m³ dan Test Separator (minyak) dengan volume sebesar 14.7 m³.

Lima bagian terisolasi dengan massa terberat adalah Sistim injeksi gas (3.599 kg), Sand Removal Separator-gas (1.089 kg), Sand Removal Separator – minyak (940 kg), Production header A dan B (460.6 kg) dan Test Separator-minyak (414 kg).

4.3. Penentuan Jumlah Komponen (*Parts Count*)

Jumlah komponen (*part counts*) dari setiap bagian-bagian terisolasi (*isolatable sections*) didapatkan dengan menghitung semua komponen perpipaan yang memiliki kemungkinan sebagai sumber kebocoran. Jenis dari komponen perpipaan dan peralatan yang dihitung jumlahnya pada setiap bagian terisolasi merujuk kepada Table 2.3 Jenis Kebocoran Utama Pada Peralatan.

Perhitungan jumlah komponen dilakukan dengan menghitung jumlah komponen perpipaan dan peralatan yang terdaftar di table 2.3 pada P&ID (*piping and instrumentation diagram*) untuk setiap bagian-bagian terisolasi.

Hasil perhitungan jumlah komponen, terdapat pada lampiran 4.

4.5. Perhitungan Frekuensi Kebocoran (*Leak Frequency*)

Frekuensi kebocoran untuk setiap komponen pada bagian-bagian terisolasi (*isolatable sections*) didapatkan dengan merujuk kepada data frekuensi kebocoran komponen, Tabel 2.4

Probabilitas frekuensi kebocoran setiap komponen untuk diameter lubang bocoran yang berbeda (3mm, 13mm, 25mm, 75mm dan 250mm atau full bore) didapatkan dengan merujuk pada Diagram Probabilitas Kebocoran Terhadap Besar Lubang Bocoran, Gambar 2.12. Probabilitas kebocoran setiap komponen untuk diameter lubang bocoran yang berbeda ditunjukkan oleh Tabel 4.5 berikut ini.

Tabel 4.5. Estimasi Frekuensi Kebocoran pada Diameter Kebocoran

Diameter Kebocoran					Total	
3mm	13mm	25mm	75mm	250mm(FB)		
0.500	0.230	0.150	0.068	0.018	0.966	Total
0.518	0.238	0.155	0.070	0.019	1.000	Normal

Dari Tabel 4.5 didapat bahwa semakin kecil diameter lubang kebocoran, semakin besar estimasi frekuensi kebocoran yang terjadi.

Hasil perhitungan frekuensi kebocoran pertahun yang mungkin terjadi pada setiap bagian bagian terisolasi pada diameter kebocoran yang berbeda ditampilkan pada Tabel 4.6.

Tabel 4.6. Frekuensi Kebocoran Pertahun pada Setiap Bagian Terisolasi

Bagian Terisolasi	3mm	13mm	25mm	75mm	250mm(FB)	Total
1	7.E-03	3.E-03	2.E-03	9.E-04	2.E-04	1.E-02
2	4.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	2.E-04	8.E-03
3	4.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	1.E-04	8.E-03
4	5.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	2.E-04	9.E-03
5	5.E-03	2.E-03	1.E-03	7.E-04	2.E-04	9.E-03
6	4.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	2.E-04	9.E-03
7	4.E-03	2.E-03	1.E-03	5.E-04	1.E-04	8.E-03
8	5.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	2.E-04	9.E-03
9	4.E-03	2.E-03	1.E-03	5.E-04	1.E-04	7.E-03
10	5.E-03	2.E-03	1.E-03	7.E-04	2.E-04	9.E-03
11	5.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	2.E-04	9.E-03
12	5.E-03	2.E-03	1.E-03	7.E-04	2.E-04	9.E-03
13	5.E-03	2.E-03	1.E-03	6.E-04	2.E-04	9.E-03
14	5.E-03	2.E-03	1.E-03	7.E-04	2.E-04	9.E-03
15	5.E-03	2.E-03	2.E-03	7.E-04	2.E-04	1.E-02
16	9.E-03	4.E-03	3.E-03	1.E-03	3.E-04	2.E-02
17	6.E-03	3.E-03	2.E-03	8.E-04	2.E-04	1.E-02
18	3.E-03	1.E-03	9.E-04	4.E-04	1.E-04	6.E-03
19	1.E-02	4.E-03	3.E-03	1.E-03	3.E-04	2.E-02
20	3.E-02	1.E-02	9.E-03	4.E-03	1.E-03	6.E-02
21	1.E-02	5.E-03	3.E-03	1.E-03	4.E-04	2.E-02
22	9.E-03	4.E-03	3.E-03	1.E-03	3.E-04	2.E-02
23	1.E-02	7.E-03	4.E-03	2.E-03	5.E-04	3.E-02
24	8.E-03	4.E-03	2.E-03	1.E-03	3.E-04	2.E-02
25	1.E-02	5.E-03	3.E-03	1.E-03	4.E-04	2.E-02
26	7.E-03	3.E-03	2.E-03	9.E-04	2.E-04	1.E-02

Dari data yang terdapat pada Tabel 4.5, diketahui, frekuensi kebocoran pertahun terbanyak diprediksi akan dialami oleh bagian terisolasi nomor 20, yaitu sistem pemisah pasir (*Sand Removal Separator*) hal ini

disebabkan, pada bagian terisolasi pada sistim pemisah pasir, terdapat banyak komponen perpipaan dan terdapat satu bejana separator horizontal. Nilai total frekuensi kebocoran pertahun pada sistim pemisah pasir adalah 6×10^{-2} .

Nilai total frekuensi kebocoran pada WHP-X adalah 4×10^{-1} , atau 0.4 kali kebocoran hidrokarbon pertahun atau terjadi 1 kali kebocoran hidrokarbon setiap dua setengah tahun.

4.6. Perhitungan Fraksi Keberadaan Kelompok Kerja pada Lokasi di Anjungan

Prosentasi keberadaan kelompok kerja pada lokasi tertentu yang akan mempengaruhi angka IRPA, didapatkan dengan mengumpulkan data kunjungan rutin kelompok kerja tertentu ke anjungan WHP-X. Data kunjungan rutin kelompok kerja ke WHP-X tersebut ditampilkan pada Tabel 4.7. Dari data ini diketahui bahwa WHP operator yang tinggal selama 24 jam perhari di WHP-X mempunyai total kunjungan pertahun terbanyak, yaitu 8.760 jam, disusul oleh kontraktor dan teknisi pemeliharaan.

Tabel 4.7. Data Kunjungan Rutin Kelompok Kerja ke WHP-X

	Jumlah Personil	Jam per hari	Jumlah kunjungan (hari/tahun)	Total jam kunjungan pertahun
WHP Operator	4	24	365	8760
OIM	1	2	12	24
Operation Superintendent	1	2	12	24
Maintenance Superintendent	1	2	12	24
Marine Superintendent	1	2	12	24
Teknisi Pemeliharaan	4	9	104	936
Teknisi Pemelihara Sumur	3	24	18	432
Engineer	1	9	24	216
Kontraktor	4	24	104	2496

Tabel 4.8 menampilkan data rata okupansi (jam) perhari sepanjang tahun kelompok kerja berada di lokasi tertentu di WHPA. Dari data pada Tabel 4.7,

diketahui bahwa kelompok kerja yang tinggal selama 24 jam sehari, yaitu WHP operator, sebagian besar waktunya tinggal di *Living Quarter*. Pada *Living Quarter* terdapat tempat tidur, tempat makan dan kamar mandi, yaitu selama 14 jam sehari. Waktu dimana WHP operator berada di *Living Quarter* adalah waktu diluar jam kerja seperti istirahat dan makan.

Lokasi yang paling sering dikunjungi oleh WHP operator pada jam kerja adalah main deck yaitu sekitar 6 jam sehari.

Selanjutnya, peneliti tidak membahas okupansi untuk kelompok kerja yang lain, namun hanya membahas okupansi dan fraksi keberadaan kelompok kerja WHP operator yang merupakan penghuni tetap WHP-X.

Tabel 4.9 menunjukkan data demografi, yang merupakan porsi keberadaan kelompok kerja pada lokasi tertentu di WHP-X dalam sehari (24 jam). Data ini didapatkan dengan membagi jumlah jam kerja dari Tabel 4.7 dengan 24.

Tabel 4.10 menampilkan data distribusi total dan data % fraksi keberadaan kelompok kerja tertentu di WHP-X. Data distribusi total didapat dari hasil perkalian antara data demografi dan jumlah personel pada kelompok kerja tertentu. Data % fraksi keberadaan kelompok kerja tertentu di WHP-X didapat dengan mengalikan distribusi total dan fraksi waktu kerja setahun kemudian membaginya dengan jumlah personel pada kelompok kerja

$$\% \text{ fraksi keberadaan kelompok kerja} = \frac{\text{distribusi total} \times \text{fraksi waktu kerja setahun}}{\text{jumlah personel dalam kelompok kerja}}$$

Tabel 4.8. Data Lama Okupansi Kelompok Kerja Berada pada Lokasi diWHP-X

	Rata-Rata Lama Okupansi di Lokasi (Jam per Hari Sepanjang Tahun)								
	<i>WHP Operator</i>	<i>OIM</i>	<i>Operation Superintendent</i>	<i>Maintenance Superintendent</i>	<i>Marine Superintendent</i>	<i>Teknisi Pemeliharaan</i>	<i>Teknisi Pemelihara Sumur</i>	<i>Engineer</i>	Kontraktor
Living Quarter (Cellar Fire Wall)	14.40	0.02	0.02	0.02	0.02	0.77	0.71	0.06	0.71
Drilling Deck	1.20	0.01	0.02	0.02	0.02	0.26	0.18	0.00	0.59
Main Deck	6.00	0.01	0.02	0.02	0.02	0.77	0.30	0.44	0.36
Cellar Deck (Process)	1.20	0.00	0.02	0.02	0.02	0.38	0.00	0.06	0.06
Sub Cellar Deck	1.20	0.00	0.02	0.02	0.02	0.38	0.00	0.03	0.00
Total Jam	24	0.1	0.1	0.1	0.1	2.6	1.2	0.6	1.7
Jumlah Personil	4	1	1	1	1	4	3	1	4

Tabel 4.9. Data Demografi Kelompok Kerja di WHP-X

	Demografi								
	WHP Operator	OIM	Operation Superintendent	Maintenance Superintendent	Marine Superintendent	Maintenance Technician	Well Maintenance Tech	Engineer	Kontraktor
Living Quarter (Cellar Fire Wall)	0.6000	0.3750	0.2000	0.2000	0.2000	0.3000	0.6000	0.1000	0.4138
Drilling Deck	0.0500	0.2500	0.2000	0.2000	0.2000	0.1000	0.1500	0.0000	0.3448
Main Deck	0.2500	0.2500	0.2000	0.2000	0.2000	0.3000	0.2500	0.7500	0.2069
Cellar Deck (Process)	0.0500	0.0625	0.2000	0.2000	0.2000	0.1500	0.0000	0.1000	0.0345
Sub Cellar Deck	0.0500	0.0625	0.2000	0.2000	0.2000	0.1500	0.0000	0.0500	0.0000
Total	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0

Tabel 4.10. Data % Fraksi Keberadaan WHP Operator di Lokasi Tertentu di WHP-X

Lokasi	Distribusi Total	% Fraksi Waktu Bekerja di Lokasi Tertentu
Living Quarter (Cellar Fire Wall)	2.4	0.300
Drilling Deck	0.2	0.025
Main Deck	1	0.125
Cellar Deck (Process)	0.2	0.025
Sub Cellar Deck	0.2	0.025
Total	4	0.500

4.7. Pemodelan Konsekuensi

4.7.1. Data Masukan (*input*)

Pemodelan konsekuensi yang dilakukan dengan menggunakan software pemodelan PHAST membutuhkan data-data sebagai berikut :

- Komposisi material : sesuai Tabel 4.1
- Kondisi Operasi : Suhu, Tekanan, sesuai Tabel 4.11
- Kondisi Cuaca :
 - Arah angin : searah dengan arah bocoran
 - Kecepatan angin : 10 knot
 - Suhu ambient : 25° C
 - Pasquil Category : F (cuaca dan kecepatan angin stabil)
- Skenario :
 - Jenis Skenario : bocoran (*leak*)
 - Letak bocoran : diluar gedung (*outdoor release*)
 - Jenis fasa bocoran : gas atau cairan

- Diameter bocoran : 3mm, 13mm, 25mm, 75mm dan terbesar 250mm atau diameter terbesar pipa pada setiap bagian terisolasi (*full bore*)
- Letak kebocoran (*location*) :
 - Letak ketinggian kebocoran : 2 m untuk kebocoran di *main deck* dan *sub cellar deck*, 6 m untuk kebocoran di *cellar deck*.
 - Arah bocoran : horizontal
 - Ketinggian pengamatan kebocoran 2 m, kecuali untuk bagian terisolasi no 21, pengamatan kebocoran dilakukan pada ketinggian 2 m dan 6 m.

Tabel 4.11 Kondisi Operasi Bagian Terisolasi

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Lokasi	Inventori		Kondisi Operasi			
			kg	m ³	P (psi)	P (bar)	T (F)	T (C)
1	Flowline Well X-25	MD	79.76	3.53	650.00	44.82	650.00	300.00
2	Flowline Well X-21	MD	65.78	2.91	650.00	44.82	650.00	300.00
3	Flowline Well X-01	MD	56.26	2.49	650.00	44.82	650.00	300.00
4	Flowline Well X-08	MD	75.86	3.36	650.00	44.82	650.00	343.33
5	Flowline Well X-05	MD	152.28	6.75	650.00	44.82	650.00	343.33
6	Flowline Well X-24	MD	90.87	4.03	650.00	44.82	650.00	343.33
7	Flowline Well X-15	MD	70.13	3.11	650.00	44.82	650.00	343.33
8	Flowline Well X-23	MD	82.52	3.66	650.00	44.82	650.00	343.33
9	Flowline Well X-22	MD	56.39	2.50	650.00	44.82	650.00	343.33
10	Flowline Well X-17	MD	71.26	3.16	650.00	44.82	650.00	343.33
11	Flowline Well X-18	MD	74.75	3.31	650.00	44.82	650.00	343.33
12	Flowline Well X-03 AA	MD	91.70	4.06	650.00	44.82	650.00	343.33
13	Flowline Well X-02	MD	56.26	2.49	650.00	44.82	650.00	343.33
14	Flowline Well X-11	MD	70.13	3.11	650.00	44.82	650.00	343.33
15	Flowline Well X-03 AB	MD	104.83	4.64	650.00	44.82	650.00	343.33
16	Production Header A & B	MD	460.63	20.40	650.00	44.82	650.00	343.33
17	Test Header A & B	MD	349.41	15.48	670.00	46.20	670.00	354.44
18	Gas Injection/Production Manifold	CD	94.98	4.21	650.00	44.82	650.00	343.33
19	Test Separator	MD	256.36	11.02	670.00	46.20	670.00	354.44
20	Sand Removal Separator	MD/CD	1,089.92	48.65	645.00	44.47	645.00	340.56
21	Gas Injection System	MD/CD	3,559.46	14.35	4,150.00	286.15	4,150.00	2,287.78
22	Gas Lift Header	MD	82.86	0.52	2,500.00	172.38	2,500.00	1,371.11
23	Line from Arang Manifold	CD	250.57	12.02	600.00	41.37	600.00	315.56
24	Test Separator	MD	414.18	14.69	670.00	46.20	670.00	354.44
25	Sand Removal Separator	MD	940.58	33.37	670.00	46.20	670.00	354.44
26	Flowline Well X-11	MD	70.13	4.21	650.00	44.82	650.00	343.33

4.7.2. Hasil Simulasi PHAST

Lampiran 5, 6, dan 7 berturut-turut menunjukkan hasil laporan simulasi PHAST dispersi gas, *jet fire*, ledakan dini (*early explosion*) yang dirangkum pada Tabel 4.12 dan Tabel 4.13 yang menunjukkan hasil simulasi yang dilakukan untuk setiap skenario kebocoran (diameter lubang kebocoran) pada setiap bagian terisolasi.

Data-data hasil yang diambil oleh peneliti dalam tulisan ini adalah :

- Laju kebocoran (kg/detik).
- Luas daerah terdampak oleh tingkat radiasi 37.5 Kw/m^2 , yang merupakan tingkat radiasi yang menimbulkan kemungkinan 100% kematian bagi manusia yang terpapar radiasi sebesar 37.5 Kw/m^2 selama 1 menit.
- Jangkauan dispersi plum dan awal hidrokarbon pada konsentrasi gas tertentu dalam meter.
- Radius jangkauan kelebihan tekanan (*overpressure*) akibat ledakan dini (*early explosion*) dalam meter.
- Radius jangkauan panas akibat jet fire pada tingkat radiasi mematikan 37.5 kW/m^2 dalam meter.

Sedangkan data-data yang diambil untuk keperluan perhitungan resiko individu pertahun (*Individual Risk Per Annum – IRPA*) dari hasil simulasi PHAST adalah :

- Laju kebocoran (kg/detik).
- Luas daerah terdampak oleh tingkat radiasi 37.5 Kw/m^2 , yang merupakan tingkat radiasi yang menimbulkan kemungkinan 100% kematian bagi manusia yang terpapar radiasi sebesar 37.5 Kw/m^2 selama 1 menit.

Contoh hasil simulasi grafis yang dikeluarkan oleh software PHAST bisa dilihat pada lampiran 8 yang memperlihatkan konsekuensi dari kebocoran gas dan minyak dalam bentuk luas dan arah dispersi, dampak dari *jet fire* yang diperlihatkan oleh kontur radiasi panas dan dampak dari ledakan dini (*early explosion*) yang diperlihatkan dari kontur kelebihan tekanan (*overpressure*).

Tabel 4.12. Data Hasil Simulasi PHAST

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Lokasi	Inventori		Kondisi Operasi		Laju Kebocoran (kg/s)					Jangkauan Dispersi Plume dan Awan Hidrokarbon Max (m) Pada Kisaran Konsentrasi 18000 s/d 22000 ppm				
			kg	m ³	P (psi)	T (F)	Diameter Lubang Bocoran					Diameter Lubang Bocoran				
							3	13	25	75	250	3	13	25	75	FB
1	Flowline Well A-25	MD	79.757	3.53	650	300	0.04	0.72	2.01	26.79	297.65	2.64	10.55	18.45	98.43	148
2	Flowline Well A-21	MD	65.785	2.91	650	300	0.03	0.7	1.88	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	143
3	Flowline Well A-01	MD	56.264	2.49	650	300	0.03	0.68	1.75	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	141
4	Flowline Well A-08	MD	75.863	3.36	650	300	0.04	0.72	1.98	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	150
5	Flowline Well A-05	MD	152.276	6.75	650	300	0.04	0.76	2.39	26.79	196.25	2.64	10.55	18.45	98.43	194
6	Flowline Well A-24	MD	90.873	4.03	650	300	0.04	0.72	2.11	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	152
7	Flowline Well A-15	MD	70.132	3.11	650	300	0.03	0.71	1.92	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	144
8	Flowline Well A-23	MD	82.515	3.66	650	300	0.04	0.72	2.04	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	153.81
9	Flowline Well A-22	MD	56.395	2.50	650	300	0.03	0.68	1.75	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	141.36
10	Flowline Well A-17	MD	71.261	3.16	650	300	0.03	0.71	1.94	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	148.67
11	Flowline Well A-18	MD	74.750	3.31	650	300	0.04	0.71	1.97	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	160.31
12	Flowline Well A-03 AA	MD	91.695	4.06	650	300	0.04	0.72	2.11	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	152.89
13	Flowline Well A-02	MD	56.264	2.49	650	300	0.03	0.68	1.75	26.79	249.64	2.64	10.55	18.45	98.43	141.33
14	Flowline Well A-11	MD	70.132	3.11	650	300	0.03	0.71	1.92	26.79	249.64	2.64	10.55	20.9	98.43	144.49
15	Flowline Well A-03 AB	MD	104.829	4.64	650	300	0.04	0.73	2.19	26.79	110.03	2.64	10.55	18.45	98.43	189.48
16	Production Header A & B	MD	460.626	20.40	650	300	0.04	0.64	2.34	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	249.49
17	Test Header A & B	MD	349.405	15.48	670	300	0.04	0.78	2.76	27.61	202.24	2.64	10.55	18.45	98.43	221.81
18	Gas Injection/Production Manifold	CD	94.984	4.21	650	300	0.04	0.73	2.13	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	185.98
19	Test Separator	MD	256.355	11.02	670	300	0.04	0.78	2.73	27.61	306.73	0.48	10.55	18.45	98.43	212.44
20	Sand Removal Separator	MD/CD	1089.923	48.65	645	300	0.04	0.76	2.79	26.58	194.75	2.64	10.55	18.45	98.43	239.74
21	Gas Injection System	MD/CD	3559.460	14.35	4150	100	0.35	6.33	22.33	232	1699.66	10.31	42.23	97.27	439	736
22	Gas Lift Header	MD	82.857	0.52	2500	100	0.08	2.32	3.73	137.32	1525.81	5.23	24.31	69.11	216	261.42
23	Line from Arang Manifold	CD	250.575	12.02	600	300	0.04	0.7	2.43	24.75	274.96	2.64	10.55	21.75	72.93	207.83
24	Test Separator	MD	414.178	14.69	670	300	0.04	0.78	2.79	27.61	306.73	6.15	31.28	66.18	140	25.98
25	Sand Removal Separator	MD	940.580	33.37	670	300	0.04	0.79	2.9	27.61	202.24	2.64	10.55	18.45	98.43	227
26	Flowline Well A-11	MD	70.132	4.21	650	300	0.03	0.71	1.92	26.79	297.64	2.64	10.55	18.45	98.43	164

Tabel 4.13. Data Hasil Simulasi PHAST

No Bagian Tersolasi	Penjelasan	Lokasi	Radius Jangkauan Kelebihan Tekanan				Radius Jangkauan Radiasi Panas Akibat Jet Fire (m)										Daerah Terdampak (m2) oleh Tingkat Radiasi 37.5 Kw/m2				
			Akibat Ledakan Dini (m)				pada tingkat radiasi 37.5 kW/m2 (tingkat kematian 98.74%)										Diameter Lubang Bocoran				
			Diameter Lubang Bocoran				Diameter Lubang Bocoran										Diameter Lubang Bocoran				
			75		FB		3		13		25		75		FB		3	13	25	75	FB
1.5 psi	7.5 psi	1.5 psi	7.5 psi	DW	CW	DW	CW	DW	CW	DW	CW	DW	CW	DW	CW	3	13	25	75	FB	
1	Flowline Well A-25	MD	42.74	16.13	42.74	16.13	n/a	n/a	n/a	n/a	7.13	2.51	32.79	11.05	36.52	30.85	0	0	46.17	952.67	10,197.87
2	Flowline Well A-21	MD	40.08	15.13	40.08	15.13	n/a	n/a	n/a	n/a	6.68	2.37	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	41.27	952.67	10,197.87
3	Flowline Well A-01	MD	38.05	14.36	38.05	14.36	n/a	n/a	n/a	n/a	6.25	2.23	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	37.38	952.67	10,197.87
4	Flowline Well A-08	MD	42.03	15.87	42.03	15.87	n/a	n/a	n/a	n/a	7.02	2.48	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	45.08	952.67	10,197.87
5	Flowline Well A-05	MD	53.02	20.01	53.02	20.01	n/a	n/a	n/a	n/a	7.4	2.61	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	49.10	952.67	10,197.87
6	Flowline Well A-24	MD	44.64	16.85	44.64	16.85	n/a	n/a	n/a	n/a	7.4	2.61	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	49.10	952.67	10,197.87
7	Flowline Well A-15	MD	40.95	15.46	40.95	15.46	n/a	n/a	n/a	n/a	6.85	2.42	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	42.96	952.67	10,197.87
8	Flowline Well A-23	MD	43.23	16.32	43.23	16.32	n/a	n/a	n/a	n/a	7.2	2.54	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	46.91	952.67	10,197.87
9	Flowline Well A-22	MD	38.08	14.37	38.08	14.37	n/a	n/a	n/a	n/a	6.26	2.23	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	37.44	952.67	10,197.87
10	Flowline Well A-17	MD	41.17	15.54	41.17	15.54	n/a	n/a	n/a	n/a	6.88	2.43	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	43.43	952.67	10,197.87
11	Flowline Well A-18	MD	41.83	15.79	41.83	15.79	n/a	n/a	n/a	n/a	6.99	2.47	32.79	11.05	66.53	22.04	0	0	44.77	952.67	10,197.87
12	Flowline Well A-03 AA	MD	44.78	16.9	44.78	16.9	n/a	n/a	n/a	n/a	7.41	2.61	20.61	13.25	66.53	22.04	0	0	49.33	952.67	10,197.87
13	Flowline Well A-02	MD	38.05	14.36	38.05	14.36	n/a	n/a	n/a	n/a	6.25	2.23	32.74	11.05	66.3	22.04	0	0	37.38	952.67	10,197.87
14	Flowline Well A-11	MD	40.95	15.46	40.95	15.46	n/a	n/a	n/a	n/a	9.05	3.33	20.6	13.25	66.3	22.04	0	0	42.96	952.67	10,197.87
15	Flowline Well A-03 AB	MD	46.82	17.67	45.95	17.34	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	32.79	11.05	31.3	10.57	0	0	52.79	952.67	10,197.87
16	Production Header A & B	MD	78	29.44	76.68	28.95	n/a	n/a	n/a	n/a	8.98	3.15	32.79	11.05	55.12	52.69	0	0	70.94	952.67	10,197.87
17	Test Header A & B	MD	69.94	26.4	69.94	26.4	n/a	n/a	0.84	0.31	9.01	3.16	20.87	13.51	89.63	29.54	0	0	71.15	981.94	10,494.09
18	Gas Injection/Production Manifold	CD	45.3	17.1	45.3	17.1	n/a	n/a	n/a	n/a	7.47	2.63	32.79	11.05	88.33	29.12	0	0	50.37	952.67	10,197.87
19	Test Separator	MD	66.14	24.97	66.14	24.97	n/a	n/a	0.84	0.31	8.95	3.14	33.3	11.21	89.63	29.54	0	0	69.87	981.94	10,494.09
20	Sand Removal Separator	MD/CD			103.95	39.24	n/a	n/a	n/a	n/a	9.09	3.19	32.66	11	88	29.02	0	0	71.00	945.39	10,123.80
21	Gas Injection System	MD/CD	151.6	57.22	137.68	51.97	n/a	n/a	15.13	5.23	29.77	10.1	95.53	31.6	249.73	81.31	0	230.03	829.99	8,811.29	88,064.47
22	Gas Lift Header	MD	43.29	16.34	43.29	16.34	n/a	n/a	7.96	2.8	11.01	3.84	73.97	24.56	237.16	77.27	0	69.83	132.33	5,661.47	57,113.70
23	Line from Arang Manifold	CD	62.6	23.63	62.6	23.63	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	25.54	9.13	100.22	33.88	0	0	0.00	568.09	8,958.29
24	Test Separator	MD	29.41	11.1	23.81	8.99	n/a	n/a	6.35	3.45	12.64	6.92	3.04	18.88	57.69	21	0	0	72.68	981.94	10,494.09
25	Sand Removal Separator	MD	n/a	n/a	97.29	36.72	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	33.3	11.21	89.63	29.54	0	0	74.98	981.94	10,494.09
26	Flowline Well A-11	MD	40.95	15.46	40.95	15.46	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	32.79	11.05	108.12	35.55	0	0	42.96	952.67	10,197.87

Catatan :
 DW = Jangkauan radiasi panas searah arah angin dan arah bocoran
 CW = Jangkauan radiasi panas tegak lurus arah angin dan arah bocoran

4.7.2.1. Hasil Simulasi PHAST Dispersi

Data pada Lampiran 5 dan Tabel 4.12 memberikan informasi sebagai berikut :

- Untuk besar lubang kebocoran 3 mm, pada semua bagian terisolasi (*isolatable section*) kecuali 21, 22, 24 jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm sejauh 2.64 m dari titik bocoran.
- Untuk lubang kebocoran 3 mm, jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm terjauh adalah 10.31 m . Hal ini terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).
- Untuk besar lubang kebocoran 13 mm, pada semua bagian terisolasi (*isolatable section*) kecuali 21, 22, 24 jangkauan dispersi *plum* dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm sejauh 10.55 m dari titik bocoran.
- Untuk lubang kebocoran 13 mm, jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm terjauh adalah 42.23 m . Hal ini terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).
- Untuk besar lubang kebocoran 25 mm, pada semua bagian terisolasi (*isolatable section*) kecuali 14, 21, 22, 24 jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm sejauh 18.45 m dari titik bocoran.
- Untuk lubang kebocoran 25 mm, jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm terjauh adalah 97.27 m . Hal ini terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).
- Untuk besar lubang kebocoran 75 mm, pada semua bagian terisolasi (*isolatable section*) kecuali 21, 22, 24 jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm sejauh 98.43 m dari titik bocoran.
- Untuk lubang kebocoran 75 mm, jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm terjauh adalah 439 m . Hal ini terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).

- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm terdekat adalah 141 m yang berasal dari bagian terisolasi flowline sumur X-01 (IS no 3).
- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), jangkauan dispersi plum dan awan hidrokarbon pada kisaran 18.000 sampai dengan 22.000 ppm terjauh adalah 736 m yang berasal dari bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).

4.7.2.2. Hasil Simulasi PHAST *Jet fire*

Data pada Lampiran 6 dan Tabel 4.13 memberikan informasi sebagai berikut :

- Untuk besar lubang kebocoran 3 mm, dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² yang merupakan intensitas panas mematikan tidak terjadi pada semua bagian terisolasi.
- Untuk besar lubang kebocoran 13 mm, dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² yang merupakan intensitas panas mematikan hanya terjadi pada bagian terisolasi 17,21 dan 24. Dengan radius terjauh pada bagian terisolasi 21 yaitu 15.13 m.
- Untuk besar lubang kebocoran 25 mm, dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² terjauh, terjadi pada bagian terisolasi 21 yaitu 29.77 m.
- Untuk besar lubang kebocoran 75 mm, dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² terdekat, terjadi pada bagian terisolasi *test header* (IS no 17) yaitu 20.87 m.
- Untuk besar lubang kebocoran 75 mm, dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² terjauh, terjadi pada bagian terisolasi 21 yaitu 95.53 m.
- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² terdekat, terjadi pada bagian terisolasi header produksi (IS no 15) yaitu 55.12 m.
- Untuk besar lubang kebocoran 75 mm, dampak radiasi *jet fire* pada intensitas panas 37.5 Kw/m² terjauh, terjadi pada bagian terisolasi 21 yaitu 249.73 m.

4.7.2.3. Hasil Simulasi PHAST Ledakan Dini (*Early Explosion*)

Pembahasan hasil dari data pada Lampiran 7 dan Tabel 4.13 untuk setiap besar lubang kebocoran dilakukan pada besar kelebihan tekanan (*overpressure*) 1,5 (0,103 bar) psi dan 7.5 psi (0.517 bar). Data-data tersebut memberikan informasi sebagai berikut :

- Dari simulasi yang dilakukan pada kebocoran hidrokarbon di bagian proses di WHP-X, ledakan dini (*early explosion*), tidak terjadi pada kebocoran yang berasal dari lubang kebocoran 3 mm, 13 mm dan 25 mm.
- Untuk besar lubang kebocoran 75mm, jangkauan terdekat kelebihan tekanan sebesar 1,5 psi (0,103 bar) adalah 29.41 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi *Test Separator* (IS no 24).
- Untuk besar lubang kebocoran 75mm, jangkauan terdekat kelebihan tekanan sebesar 7,5 psi (0,517 bar) adalah 11,11 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi *Test Separator* (IS no 24).
- Untuk besar lubang kebocoran 75mm, jangkauan terjauh kelebihan tekanan sebesar 1,5 psi (0,103 bar) adalah 151.56 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).
- Untuk besar lubang kebocoran 75mm, jangkauan terjauh kelebihan tekanan sebesar 7,5 psi (0,517 bar) adalah 57.22 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).
- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), jangkauan terdekat kelebihan tekanan sebesar 1,5 psi (0.103 bar) adalah 23.81 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi *Test Separator* (IS no 24).
- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), jangkauan terdekat kelebihan tekanan sebesar 7,5 psi (0,517 bar) adalah 8.99 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi *Test Separator* (IS no 24).
- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), jangkauan terjauh kelebihan tekanan sebesar 1,5 psi (0,103 bar) adalah 137.68 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).
- Untuk besar lubang kebocoran maksimal (*full bore*), jangkauan terjauh kelebihan tekanan sebesar 7,5 psi (0,517 bar) adalah 51.97 m yang mungkin terjadi pada bagian terisolasi injeksi gas (IS no 21).

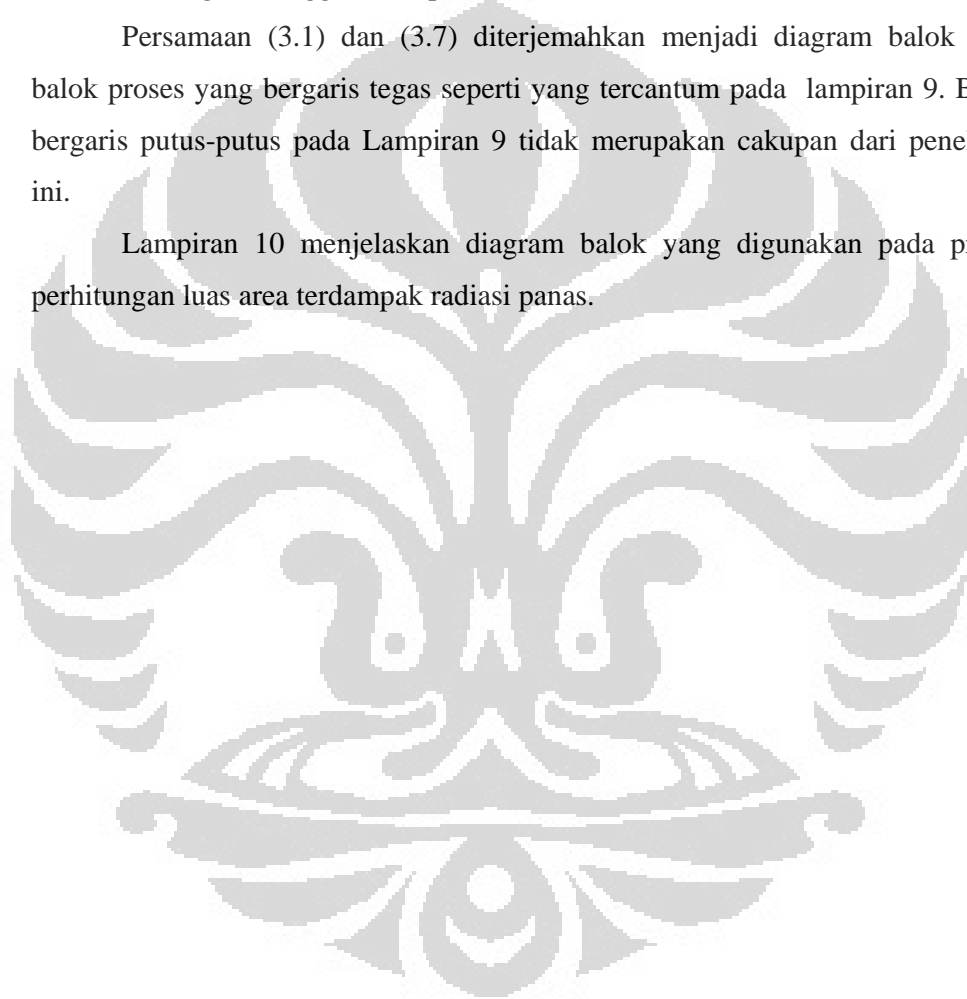
4.8. Perhitungan Resiko Individu per Tahun (*Individual Risk Per Annum IRPA*)

4.8.1. Alur Langkah Perhitungan

Perhitungan Resiko Individu per Tahun (*Individual Risk per Annum IRPA*) dilakukan dengan menggunakan persamaan (3.1) dan (3.7).

Persamaan (3.1) dan (3.7) diterjemahkan menjadi diagram balok pada balok proses yang bergaris tegas seperti yang tercantum pada lampiran 9. Balok bergaris putus-putus pada Lampiran 9 tidak merupakan cakupan dari penelitian ini.

Lampiran 10 menjelaskan diagram balok yang digunakan pada proses perhitungan luas area terdampak radiasi panas.



4.8.2. Probabilitas Percikan/Kebakaran.

Probabilitas percikan/kebakaran Tabel 4.14 didapat dari Gambar 2.14 dengan memasukan besar laju kebocoran.

Tabel 4.14. Probabilitas Percikan/Kebakaran

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Probabilitas Percikan / Kebakaran				
		3	13	25	75	250 (FB)
1	Flowline Well X-25	0	0.003	0.025	0.13	0.3
2	Flowline Well X-21	0	0.003	0.01	0.13	0.3
3	Flowline Well X-01	0	0.003	0.01	0.13	0.3
4	Flowline Well X-08	0	0.003	0.01	0.13	0.3
5	Flowline Well X-05	0	0.003	0.03	0.13	0.3
6	Flowline Well X-24	0	0.003	0.03	0.13	0.3
7	Flowline Well X-15	0	0.003	0.024	0.13	0.3
8	Flowline Well X-23	0	0.003	0.024	0.13	0.3
9	Flowline Well X-22	0	0.003	0.01	0.13	0.3
10	Flowline Well X-17	0	0.003	0.024	0.13	0.3
11	Flowline Well X-18	0	0.003	0.024	0.13	0.3
12	Flowline Well X-03 AA	0	0.003	0.03	0.13	0.3
13	Flowline Well X-02	0	0.003	0.01	0.13	0.3
14	Flowline Well X-11	0	0.003	0.024	0.13	0.3
15	Flowline Well X-03 AB	0	0.003	0.025	0.13	0.3
16	Production Header A & B	0	0.003	0.028	0.13	0.3
17	Test Header A & B	0	0.003	0.028	0.12	0.3
18	Gas Injection/Production Manifold	0	0.003	0.03	0.12	0.3
19	Test Separator	0	0.003	0.028	0.12	0.3
20	Sand Removal Separator	0	0.003	0.028	0.12	0.3
21	Gas Injection System	0	0.042	0.12	0.3	0.3
22	Gas Lift Header	0	0.025	0.035	0.3	0.3
23	Line from Arang Manifold	0	0.003	0.03	0.12	0.3
24	Test Separator	0	0.003	0.028	0.12	0.3
25	Sand Removal Separator	0	0.003	0.28	0.12	0.3
26	Flowline Well X-11	0	0.003	0.023	0.12	0.3

Dari Tabel 4.14 didapat probabilitas percikan/kebakaran terkecil adalah 0, dan probabilitas percikan/kebakaran terbesar adalah 0.3. Probabilitas percikan/kebakaran 0 terjadi pada kebocoran dengan diameter bocoran 3mm. Probabilitas percikan/kebakaran 0.3 terjadi pada kebocoran dengan diameter kebocoran 250mm atau full bore, ini merupakan nilai probabilitas tertinggi sesuai dengan grafik laju kebocoran dan probabilitas percikan/kebakaran pada gambar 3.13.

4.8.3. Probabilitas Ledakan Setelah Percikan/Kebakaran.

Probabilitas percikan/kebakaran Tabel 4.15 didapat dari Gambar 2.15 dengan memasukan besar laju kebocoran.

Tabel 4.15. Probabilitas Ledakan Setelah Percikan/Kebakaran

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Probabilitas Ledakan Setelah Percikan				
		3	13	25	75	250 (FB)
1	Flowline Well X-25	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
2	Flowline Well X-21	0.00	0.04	0.06	0.19	0.30
3	Flowline Well X-01	0.00	0.04	0.05	0.19	0.30
4	Flowline Well X-08	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
5	Flowline Well X-05	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
6	Flowline Well X-24	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
7	Flowline Well X-15	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
8	Flowline Well X-23	0.00	0.04	0.06	0.19	0.30
9	Flowline Well X-22	0.00	0.04	0.05	0.19	0.30
10	Flowline Well X-17	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
11	Flowline Well X-18	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
12	Flowline Well X-03 AA	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
13	Flowline Well X-02	0.00	0.04	0.05	0.19	0.30
14	Flowline Well X-11	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
15	Flowline Well X-03 AB	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
16	Production Header A & B	0.00	0.04	0.07	0.19	0.30
17	Test Header A & B	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
18	Gas Injection/Production Manifold	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
19	Test Separator	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
20	Sand Removal Separator	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
21	Gas Injection System	0.00	0.10	0.18	0.30	0.30
22	Gas Lift Header	0.00	0.07	0.09	0.30	0.30
23	Line from Arang Manifold	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
24	Test Separator	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
25	Sand Removal Separator	0.00	0.04	0.07	0.17	0.30
26	Flowline Well X-11	0.00	0.04	0.06	0.17	0.30

Dari Tabel 4.15 didapat probabilitas ledakan setelah percikan/kebakaran terkecil adalah 0, dan probabilitas ledakan setelah percikan/kebakaran terbesar adalah 0.3. Probabilitas percikan/kebakaran 0 terjadi pada kebocoran dengan diameter bocoran 3mm.

Probabilitas ledakan setelah percikan/kebakaran 0.3 terjadi pada kebocoran dengan diamter kebocoran 250mm atau full bore, ini merupakan nilai probabilitas

tertinggi sesuai dengan grafik laju kebocoran dan probabilitas ledakan setelah percikan/kebakaran pada gambar 3.14

4.8.4. Probabilitas Ledakan Setelah Bocoran.

Probabilitas percikan/kebakaran Tabel 4.16 didapat dari Gambar 2.16 dengan memasukan besar laju kebocoran untuk besar lubang bocoran pada tiap bagian terisolasi.

Tabel 4.16. Probabilitas Ledakan Setelah Bocoran

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Probabilitas Ledakan Setelah Bocoran				
		3	13	25	75	250 (FB)
1	Flowline Well X-25	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
2	Flowline Well X-21	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
3	Flowline Well X-01	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
4	Flowline Well X-08	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
5	Flowline Well X-05	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
6	Flowline Well X-24	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
7	Flowline Well X-15	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
8	Flowline Well X-23	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
9	Flowline Well X-22	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
10	Flowline Well X-17	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
11	Flowline Well X-18	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
12	Flowline Well X-03 AA	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
13	Flowline Well X-02	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
14	Flowline Well X-11	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
15	Flowline Well X-03 AB	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
16	Production Header A & B	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
17	Test Header A & B	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
18	Gas Injection/Production Manifold	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
19	Test Separator	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
20	Sand Removal Separator	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
21	Gas Injection System	0.00	0.00	0.02	0.09	0.09
22	Gas Lift Header	0.00	0.00	0.00	0.09	0.09
23	Line from Arang Manifold	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
24	Test Separator	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09
25	Sand Removal Separator	0.00	0.00	0.02	0.02	0.09
26	Flowline Well X-11	0.00	0.00	0.00	0.02	0.09

Dari Tabel 4.16 didapat probabilitas ledakan setelah kebocoran terkecil adalah 0, dan probabilitas ledakan setelah kebocoran terbesar adalah 0.09 Probabilitas percikan/kebakaran 0 terjadi pada kebocoran dengan diameter

bocoran 3mm. Probabilitas percikan/kebakaran 0.09 terjadi pada kebocoran dengan diameter kebocoran 250mm atau full bore.

4.8.5. Hasil Perhitungan Frekuensi Kematian Akibat Kebakaran.

Hasil perhitungan frekuensi kematian akibat kebakaran terdapat pada Tabel 4.17

Tabel 4.17. Frekuensi Kematian Akibat Kebakaran

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Frekuensi Kematian Akibat Kebakaran				
		3	13	25	75	250 (FB)
1	Flowline Well X-25	0.0E+00	0.0E+00	2.0E-06	9.8E-05	7.1E-05
2	Flowline Well X-21	0.0E+00	0.0E+00	4.8E-07	6.5E-05	4.7E-05
3	Flowline Well X-01	0.0E+00	0.0E+00	4.1E-07	6.2E-05	4.5E-05
4	Flowline Well X-08	0.0E+00	0.0E+00	5.4E-07	6.8E-05	4.9E-05
5	Flowline Well X-05	0.0E+00	0.0E+00	2.3E-06	7.2E-05	5.2E-05
6	Flowline Well X-24	0.0E+00	0.0E+00	1.7E-06	6.7E-05	4.8E-05
7	Flowline Well X-15	0.0E+00	0.0E+00	1.1E-06	6.1E-05	4.4E-05
8	Flowline Well X-23	0.0E+00	0.0E+00	1.4E-06	7.0E-05	5.0E-05
9	Flowline Well X-22	0.0E+00	0.0E+00	3.8E-07	5.7E-05	4.1E-05
10	Flowline Well X-17	0.0E+00	0.0E+00	1.3E-06	7.2E-05	5.2E-05
11	Flowline Well X-18	0.0E+00	0.0E+00	1.3E-06	6.8E-05	4.9E-05
12	Flowline Well X-03 AA	0.0E+00	0.0E+00	1.9E-06	7.4E-05	5.3E-05
13	Flowline Well X-02	0.0E+00	0.0E+00	4.5E-07	6.8E-05	4.9E-05
14	Flowline Well X-11	0.0E+00	0.0E+00	1.3E-06	7.2E-05	5.2E-05
15	Flowline Well X-03 AB	0.0E+00	0.0E+00	1.8E-06	7.8E-05	5.6E-05
16	Production Header A & B	0.0E+00	0.0E+00	4.7E-06	1.3E-04	9.6E-05
17	Test Header A & B	0.0E+00	0.0E+00	3.3E-06	8.9E-05	6.7E-05
18	Gas Injection/Production Manifold	0.0E+00	0.0E+00	2.1E-06	4.9E-05	3.2E-05
19	Test Separator	0.0E+00	0.0E+00	5.0E-06	1.4E-04	1.0E-04
20	Sand Removal Separator	0.0E+00	0.0E+00	1.7E-05	4.3E-04	3.4E-04
21	Gas Injection System	0.0E+00	4.3E-05	2.9E-04	4.4E-04	1.2E-04
22	Gas Lift Header	0.0E+00	6.5E-06	1.1E-05	3.7E-04	9.8E-05
23	Line from Arang Manifold	0.0E+00	0.0E+00	0.0E+00	2.1E-04	1.5E-04
24	Test Separator	0.0E+00	0.0E+00	4.3E-06	1.1E-04	8.5E-05
25	Sand Removal Separator	0.0E+00	0.0E+00	5.6E-05	1.4E-04	1.1E-04
26	Flowline Well X-11	0.0E+00	0.0E+00	1.8E-06	9.4E-05	7.3E-05

Dari Tabel 4.17 didapat frekuensi kematian akibat kebakaran akibat kebocoran hidrokarbon dengan lubang kebocoran 3mm adalah 0. Frekuensi kematian akibat kebakaran akibat kebocoran hidrokarbon dengan lubang

kebocoran 13 mm adalah 0, kecuali pada bagian terisolasi Sistem Injeksi Gas (4.3×10^{-5}), dan bagian terisolasi Gas Lift Header (6.5×10^{-6}).

Frekuensi kematian akibat kebakaran tertinggi terjadi pada bagian terisolasi 20, Sand Removal Separator (3.4×10^{-4}). Hal ini berhubungan dengan frekuensi kebocoran di sistem 20 yang memiliki frekuensi kebocoran tertinggi karena jumlah komponen perpipaan terbanyak.

4.8.6. Hasil Perhitungan Frekuensi Kematian Akibat Ledakan

Hasil perhitungan frekuensi kematian akibat ledakan terdapat pada Tabel 4.18

Tabel 4.18. Frekuensi Kematian Akibat Ledakan

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Frekuensi Kematian Akibat Ledakan				
		3	13	25	75	250 (FB)
1	Flowline Well X-25	0.0E+00	1.2E-09	8.1E-08	2.9E-06	6.4E-06
2	Flowline Well X-21	0.0E+00	7.7E-10	7.1E-09	1.9E-06	4.2E-06
3	Flowline Well X-01	0.0E+00	7.2E-10	6.2E-09	1.8E-06	4.0E-06
4	Flowline Well X-08	0.0E+00	8.2E-10	8.9E-09	2.0E-06	4.4E-06
5	Flowline Well X-05	0.0E+00	8.7E-10	9.1E-08	2.1E-06	4.7E-06
6	Flowline Well X-24	0.0E+00	8.1E-10	8.1E-08	1.9E-06	4.3E-06
7	Flowline Well X-15	0.0E+00	7.2E-10	4.6E-08	1.8E-06	3.9E-06
8	Flowline Well X-23	0.0E+00	8.4E-10	4.5E-08	2.0E-06	4.5E-06
9	Flowline Well X-22	0.0E+00	6.6E-10	5.7E-09	1.6E-06	3.7E-06
10	Flowline Well X-17	0.0E+00	8.6E-10	5.5E-08	2.1E-06	4.7E-06
11	Flowline Well X-18	0.0E+00	8.1E-10	5.2E-08	2.0E-06	4.4E-06
12	Flowline Well X-03 AA	0.0E+00	8.9E-10	8.9E-08	2.1E-06	4.8E-06
13	Flowline Well X-02	0.0E+00	7.9E-10	6.8E-09	2.0E-06	4.4E-06
14	Flowline Well X-11	0.0E+00	8.5E-10	5.5E-08	2.1E-06	4.7E-06
15	Flowline Well X-03 AB	0.0E+00	9.4E-10	6.7E-08	2.3E-06	5.0E-06
16	Production Header A & B	0.0E+00	1.6E-09	1.5E-07	3.9E-06	8.6E-06
17	Test Header A & B	0.0E+00	1.1E-09	1.0E-07	2.1E-06	6.0E-06
18	Gas Injection/Production Manifold	0.0E+00	5.5E-10	5.5E-08	1.0E-06	2.9E-06
19	Test Separator	0.0E+00	1.8E-09	1.6E-07	3.2E-06	9.4E-06
20	Sand Removal Separator	0.0E+00	5.7E-09	5.2E-07	1.0E-05	3.0E-05
21	Gas Injection System	0.0E+00	8.8E-07	8.4E-06	4.0E-05	1.1E-05
22	Gas Lift Header	0.0E+00	1.8E-07	2.9E-07	3.3E-05	8.8E-06
23	Line from Arang Manifold	0.0E+00	2.5E-09	2.7E-07	4.8E-06	1.4E-05
24	Test Separator	0.0E+00	1.4E-09	1.3E-07	2.6E-06	7.6E-06
25	Sand Removal Separator	0.0E+00	1.8E-09	1.7E-05	3.3E-06	9.7E-06
26	Flowline Well X-11	0.0E+00	1.2E-09	6.6E-08	2.3E-06	6.6E-06

Dari Tabel 4.18 didapat frekuensi kematian akibat ledakan akibat kebocoran hidrokarbon dengan lubang kebocoran 3mm adalah 0. Frekuensi kematian akibat ledakan tertinggi terjadi pada bagian terisolasi 20, *Sand Removal Separator* (3.0×10^{-5}), hal ini berkaitan dengan jumlah inventory hidrokarbon yang terdapat pada bagian terisolasi *Sand Removal Separator*.

4.8.7. Hasil Perhitungan Frekuensi Kematian Total

Hasil perhitungan frekuensi kematian total terdapat pada Tabel 4.19

Tabel 4.19. Frekuensi Kematian Total

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Frekuensi Kematian Total				
		3	13	25	75	250 (FB)
1	Flowline Well X-25	0.0E+00	1.2E-09	2.1E-06	1.0E-04	7.7E-05
2	Flowline Well X-21	0.0E+00	7.7E-10	4.8E-07	6.7E-05	5.1E-05
3	Flowline Well X-01	0.0E+00	7.2E-10	4.2E-07	6.4E-05	4.9E-05
4	Flowline Well X-08	0.0E+00	8.2E-10	5.5E-07	7.0E-05	5.3E-05
5	Flowline Well X-05	0.0E+00	8.7E-10	2.4E-06	7.4E-05	5.7E-05
6	Flowline Well X-24	0.0E+00	8.1E-10	1.8E-06	6.9E-05	5.2E-05
7	Flowline Well X-15	0.0E+00	7.2E-10	1.2E-06	6.2E-05	4.7E-05
8	Flowline Well X-23	0.0E+00	8.4E-10	1.4E-06	7.2E-05	5.4E-05
9	Flowline Well X-22	0.0E+00	6.6E-10	3.8E-07	5.8E-05	4.4E-05
10	Flowline Well X-17	0.0E+00	8.6E-10	1.4E-06	7.5E-05	5.7E-05
11	Flowline Well X-18	0.0E+00	8.1E-10	1.4E-06	7.0E-05	5.3E-05
12	Flowline Well X-03 AA	0.0E+00	8.9E-10	2.0E-06	7.6E-05	5.8E-05
13	Flowline Well X-02	0.0E+00	7.9E-10	4.6E-07	7.0E-05	5.3E-05
14	Flowline Well X-11	0.0E+00	8.5E-10	1.4E-06	7.4E-05	5.6E-05
15	Flowline Well X-03 AB	0.0E+00	9.4E-10	1.9E-06	8.0E-05	6.1E-05
16	Production Header A & B	0.0E+00	1.6E-09	4.9E-06	1.4E-04	1.0E-04
17	Test Header A & B	0.0E+00	1.1E-09	3.4E-06	9.1E-05	7.3E-05
18	Gas Injection/Production Manifold	0.0E+00	5.5E-10	2.2E-06	5.0E-05	3.5E-05
19	Test Separator	0.0E+00	1.8E-09	5.2E-06	1.4E-04	1.1E-04
20	Sand Removal Separator	0.0E+00	5.7E-09	1.7E-05	4.4E-04	3.7E-04
21	Gas Injection System	0.0E+00	4.4E-05	3.0E-04	4.8E-04	1.3E-04
22	Gas Lift Header	0.0E+00	6.7E-06	1.2E-05	4.0E-04	1.1E-04
23	Line from Arang Manifold	0.0E+00	2.5E-09	2.7E-07	2.1E-04	1.7E-04
24	Test Separator	0.0E+00	1.4E-09	4.4E-06	1.1E-04	9.2E-05
25	Sand Removal Separator	0.0E+00	1.8E-09	7.4E-05	1.5E-04	1.2E-04
26	Flowline Well X-11	0.0E+00	1.2E-09	1.9E-06	9.6E-05	8.0E-05

Frekuensi kematian total merupakan penjumlahan dari frekuensi kematian akibat kebakaran dan frekuensi kematian akibat ledakan. Nilai frekuensi terkecil terdapat pada kasus kebocoran hidrokarbon pada lubang kebocoran 3mm.

Frekuensi kematian total terbesar disebabkan karena kebakaran dan ledakan akibat kebocoran yang terjadi pada sistim terisolasi *Sand Removal Separator* pada lubang kebocoran 250mm atau full bore dengan nilai frekuensi 3.7×10^{-4} .

4.8.8. Hasil Perhitungan Resiko Individu Per Tahun - IRPA.

Hasil perhitungan Resiko Individu Per Tahun (*Individual Risk Per Annum* – IRPA) terdapat pada Tabel 4.20

Tabel 4.20. Resiko Individu Per Tahun

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Resiko Individu Per Tahun					Total
		3	13	25	75	250 (FB)	
1	Flowline Well X-25	0.0E+00	1.5E-10	2.6E-07	1.3E-05	9.6E-06	2.3E-05
2	Flowline Well X-21	0.0E+00	9.6E-11	6.0E-08	8.3E-06	6.3E-06	1.5E-05
3	Flowline Well X-01	0.0E+00	9.0E-11	5.2E-08	8.0E-06	6.1E-06	1.4E-05
4	Flowline Well X-08	0.0E+00	1.0E-10	6.9E-08	8.7E-06	6.6E-06	1.5E-05
5	Flowline Well X-05	0.0E+00	1.1E-10	3.0E-07	9.3E-06	7.1E-06	1.7E-05
6	Flowline Well X-24	0.0E+00	1.0E-10	2.3E-07	8.6E-06	6.5E-06	1.5E-05
7	Flowline Well X-15	0.0E+00	9.0E-11	1.4E-07	7.8E-06	5.9E-06	1.4E-05
8	Flowline Well X-23	0.0E+00	1.1E-10	1.8E-07	9.0E-06	6.8E-06	1.6E-05
9	Flowline Well X-22	0.0E+00	8.2E-11	4.8E-08	7.3E-06	5.6E-06	1.3E-05
10	Flowline Well X-17	0.0E+00	1.1E-10	1.7E-07	9.3E-06	7.1E-06	1.7E-05
11	Flowline Well X-18	0.0E+00	1.0E-10	1.7E-07	8.8E-06	6.7E-06	1.6E-05
12	Flowline Well X-03 AA	0.0E+00	1.1E-10	2.5E-07	9.5E-06	7.2E-06	1.7E-05
13	Flowline Well X-02	0.0E+00	9.8E-11	5.8E-08	8.8E-06	6.7E-06	1.5E-05
14	Flowline Well X-11	0.0E+00	1.1E-10	1.7E-07	9.3E-06	7.1E-06	1.7E-05
15	Flowline Well X-03 AB	0.0E+00	1.2E-10	2.4E-07	1.0E-05	7.6E-06	1.8E-05
16	Production Header A & B	0.0E+00	2.0E-10	6.1E-07	1.7E-05	1.3E-05	3.1E-05
17	Test Header A & B	0.0E+00	1.4E-10	4.3E-07	1.1E-05	9.2E-06	2.1E-05
18	Gas Injection/Production Manifold	0.0E+00	1.4E-11	5.5E-08	1.2E-06	8.8E-07	2.2E-06
19	Test Separator	0.0E+00	2.2E-10	6.5E-07	1.8E-05	1.4E-05	3.2E-05
20	Sand Removal Separator	0.0E+00	4.3E-10	1.3E-06	3.3E-05	2.8E-05	6.2E-05
21	Gas Injection System	0.0E+00	3.3E-06	2.2E-05	3.6E-05	9.6E-06	7.1E-05
22	Gas Lift Header	0.0E+00	8.3E-07	1.4E-06	5.0E-05	1.3E-05	6.6E-05
23	Line from Arang Manifold	0.0E+00	6.2E-11	6.8E-09	5.4E-06	4.2E-06	9.6E-06
24	Test Separator	0.0E+00	1.8E-10	5.5E-07	1.4E-05	1.2E-05	2.6E-05
25	Sand Removal Separator	0.0E+00	2.3E-10	9.2E-06	1.8E-05	1.5E-05	4.2E-05

Tabel 4.20. Resiko Individu Per Tahun (lanjutan)

No Bagian Terisolasi	Penjelasan	Resiko Individu Per Tahun					
		3	13	25	75	250 (FB)	Total
26	Flowline Well X-11	0.0E+00	1.5E-10	2.3E-07	1.2E-05	1.0E-05	2.2E-05
IRPA KEBOCORAN HIDROKARBON DI DAERAH PROSES							6.3E-04

Dari pada Tabel 4.20 diatas, didapatkan hasil perhitungan IRPA total karena kebocoran hidrokarbon pada proses di WHP-X sebesar 6.3×10^{-4} .

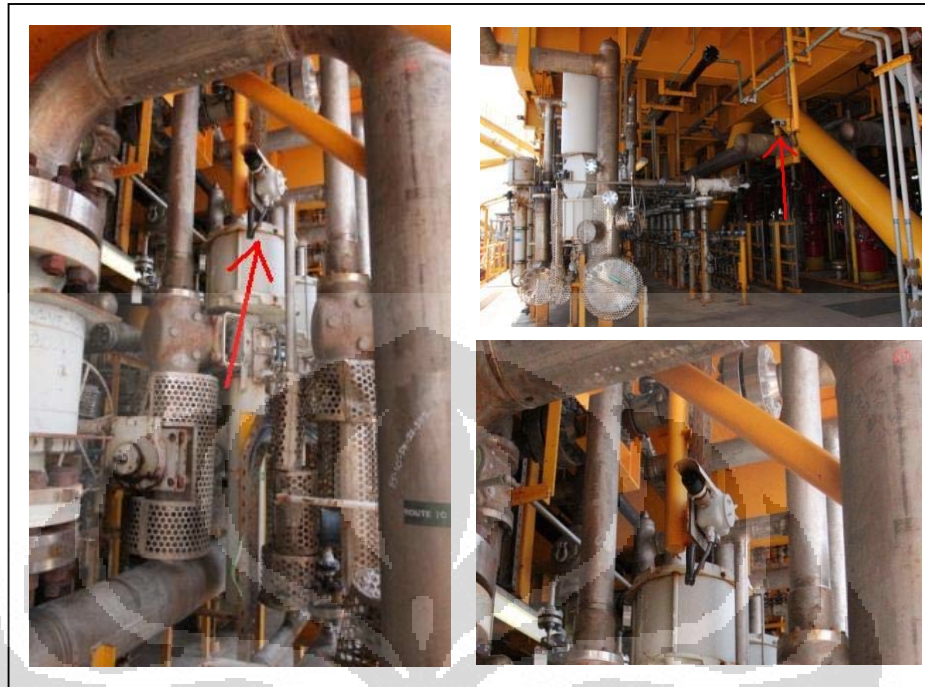
Bagian terisolasi sistim injeksi gas (IS no 21), merupakan bagian terisolasi dengan IRPA terbesar yaitu 7.1×10^{-5} . Hal ini dikarenakan tekanan operasi pada sistim tersebut yang cukup besar, sebesar 4.150 Psig (0,286 barg).

4.9. Hasil Observasi Lapangan

Observasi lapangan dilakukan oleh peneliti untuk melihat kondisi aktual WHP-X. Hal-hal yang menjadi perhatian peneliti adalah tata letak peralatan, dan sistim perpipaan, peralatan deteksi kebocoran hidrokarbon, deteksi api, fasilitas peralatan pemadam kebakaran, serta unsur pendukung lainnya yang bisa mempengaruhi tingkat kesiapan fasilitas untuk pencegah, mendeteksi dan memitigasi terjadinya kejadian kebakaran dan atau ledakan.

Alat deteksi kebocoran gas hidrokarbon (*gas detector*) ditunjukkan oleh Gambar 4.1. Peralatan deteksi gas ditempatkan pada beberapa tempat strategis dimana terdapat inventori gas hidrokarbon, seperti bejana bertekanan, tempat-tempat dimana terdapat gas hidrokarbon bertekanan tinggi seperti sambungan pipa disekitar sistim injeksi gas, di daerah kepala sumur (*wellbay*), serta daerah dimana banyak terdapat sambungan pipa (*flange*) seperti di *production header* serta *test header*.

Alat deteksi api (*flame detector*) ditunjukkan oleh Gambar 4.2. Peralatan deteksi api ditempatkan pada beberapa tempat strategis dimana terdapat inventori gas hidrokarbon, seperti bejana bertekanan, tempat-tempat dimana terdapat gas hidrokarbon bertekanan tinggi seperti sambungan pipa disekitar sistim injeksi gas, di daerah kepala sumur (*wellbay*), serta daerah dimana banyak terdapat sambungan pipa (*flange*) seperti di *production header* serta *test header*.

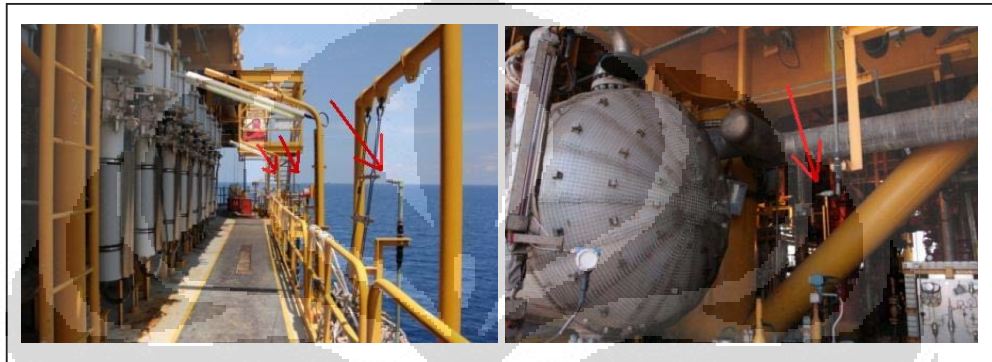


Gambar 4.1. Alat Deteksi Gas (*gas detector*)

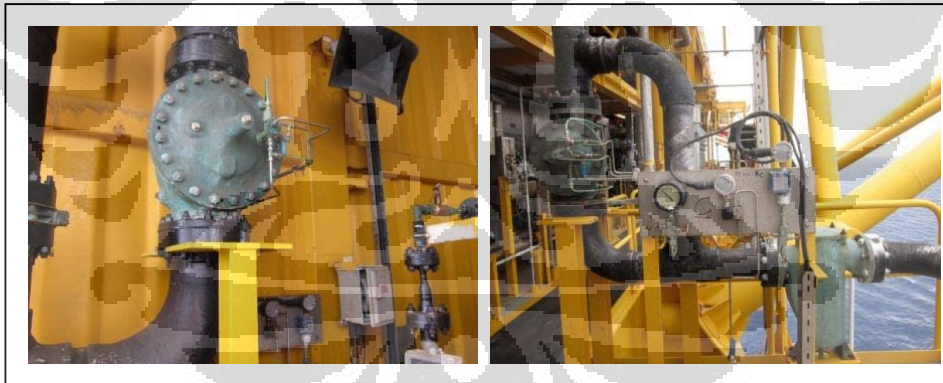


Gambar 4.2. Alat Deteksi Api (*flame detector*)

Fasilitas mitigasi terhadap WHP-X berupa sistim perlindungan api pasif dan sistim perlindungan api aktif. Fasilitas perlindungan api aktif yang terdapat di WHP-X berupa peralatan pemadaman tetap yang akan berfungsi secara otomatis ketika terjadi kejadian kebakaran seperti sistim deluge seperti yang ditunjukkan pada Gambar 4.3 dan 4.4, peralatan pemadaman tetap yang dioperasikan oleh manusia, seperti fire monitor dan fire hidran.



Gambar 4.3. Fasilitas Alat Padam Kebakaran *Deluge*



Gambar 4.4. Fasilitas Alat Padam Kebakaran *Deluge*

Gambar 4.5 memperlihatkan fasilitas deteksi api dengan menggunakan *fusible loop*, yaitu rangkaian tube fleksibel yang terbuat dari bahan yang mudah terbakar dan diberi tekanan udara tertentu. Penurunan tekanan pada rangkaian tube akan mengaktifkan fasilitas pemadam kebakaran deluge. Fasilitas deteksi *fusible loop* dipasang pada lokasi yang berpeluang terjadi kebakaran seperti bejana bertekanan Separator Pemisah Pasir (*Sand Removal Separator*), *Test*

Separator, Vent Scrubber, Utility Gas Scrubber, Production Manifold, Kepala Sumur dan Pig Launcher. Apabila terjadi kebakaran pada tempat-tempat di atas, api akan melelehkan tube, sehingga tekanan udara pada tube tersebut hilang. Peristiwa ini akan mengaktifkan sisteim deluge pada daerah terdampak, sehingga api bisa segera dipadamkan.



Gambar 4.5. *Fusible Loop* Tepasang pada Kerangan di *Test Separator*



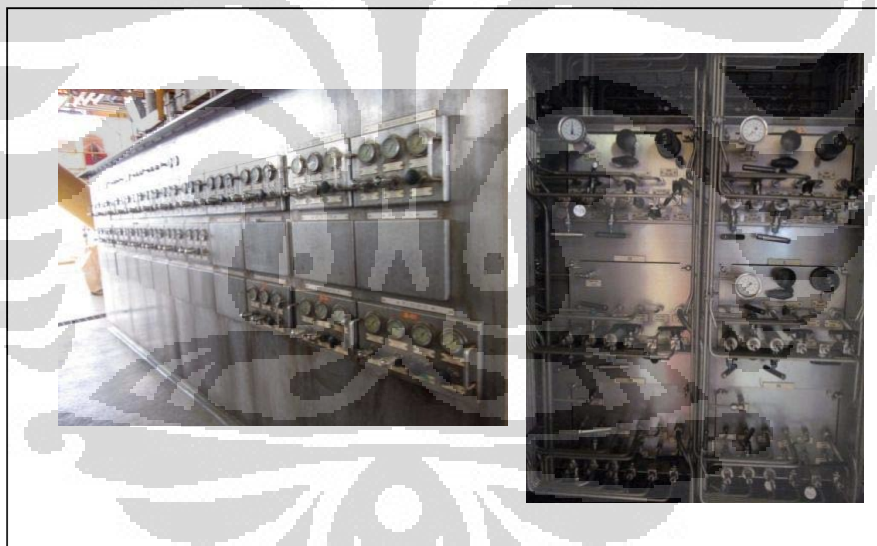
Gambar 4.6. Peralatan Pemadam Kebakaran

Gambar 4.6 memperlihatkan bagian dari sistem perlindungan api aktif yaitu satu unit pompa pemadam kebakaran, peralatan pemadam kebakaran tetap (*fixed fire extinguisher*) dan *fire hidran*. Unit pompa pemadam kebakaran memiliki penggerak mesin diesel akan berfungsi secara otomatis atau dioperasikan secara manual ketika terjadi deteksi kebocoran gas atau deteksi api.

Gambar 4.7 memperlihatkan contoh dari fasilitas *emergency blowdown* dan *shutdown valve*. *Emergency shutdown valve*, merupakan kerangan (*valve*) yang akan secara otomatis menutup secara cepat pada kondisi-kondisi darurat, misalnya untuk mencegah terjadinya kelebihan tekanan, untuk menghentikan suplai aliran. *Blowdown valve* merupakan kerangan (*valve*) yang akan secara otomatis membuka secara cepat pada kondisi-kondisi darurat, dengan tujuan untuk membuang sisa tekanan pada suatu sistem ke tempat aman.



Gambar 4.7. Fasilitas *Emergency Shutdown dan Blowdown Valve*



Gambar 4.8. *Wellhead Hydraulic Panel*

Gambar 4.8 menunjukkan panel hidrolik wellhead , yaitu suatu panel yang berfungsi untuk mengatur fungsi dari setiap sumur dengan menggunakan pengaturan otomatis dengan media penggerak hirdolik. *Wellhead control panel* memungkinkan setiap sumur dioperasikan secara jarak jauh, dari ruang pengendali di FPSO. Wellhead control panel ini juga terintegrasi dengan

sistim shutdown (*shutdodwn system*) yang memungkinkan setiap sumur akan menutup secara aman dalam keadaan darurat.



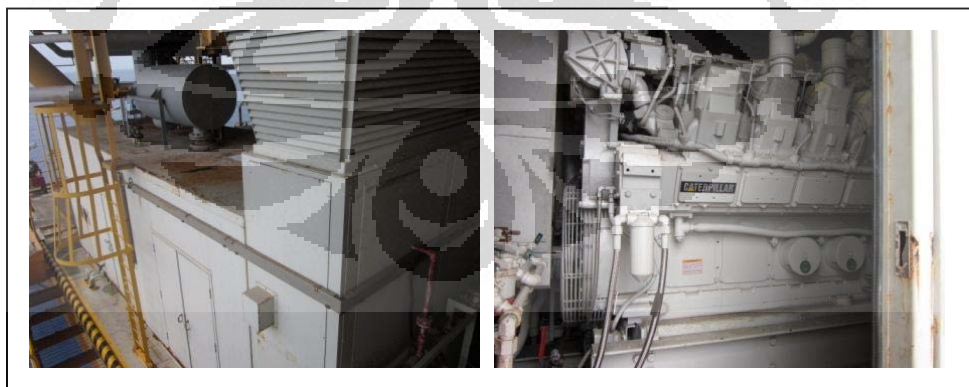
Gambar 4.9. Fasilitas HVAC (*Heating Ventilating Air Conditioning*)

Gambar 4.9 memperlihatkan unit HVAC yang berada di WHP-X. Unit HVAC merupakan unit pengatur tekanan, pertukaran udara (*ventilating*) dan suhu udara di semua bangunan yang berada di WHP-X. Suhu udara pada setiap bangunan perlu dijaga untuk kenyamanan penghuni, serta untuk menjaga agar peralatan elektronik yang berada diruangan tidak mengalami kelebihan panas (*overheat*). Tekanan disemua ruangan perlu dijaga lebih besar dari tekanan udara luar, untuk mencegah bocoran gas atau asap kebakaran yang terjadi daerah proses tidak masuk kedalam ruangan. Pertukaran udara di dalam setiap ruangan diperlukan agar kondisi udara di dalam ruangan tetap segar. Sistim HVAC di WHP-X juga diintegrasikan dengan sistim shutdown (*shutdown system*), yang memungkinkan lubang masuknya suplai udara ke setiap gedung akan tertutup otomatis saat terdeteksi gas berbahaya terhisap kedalam ruangan.



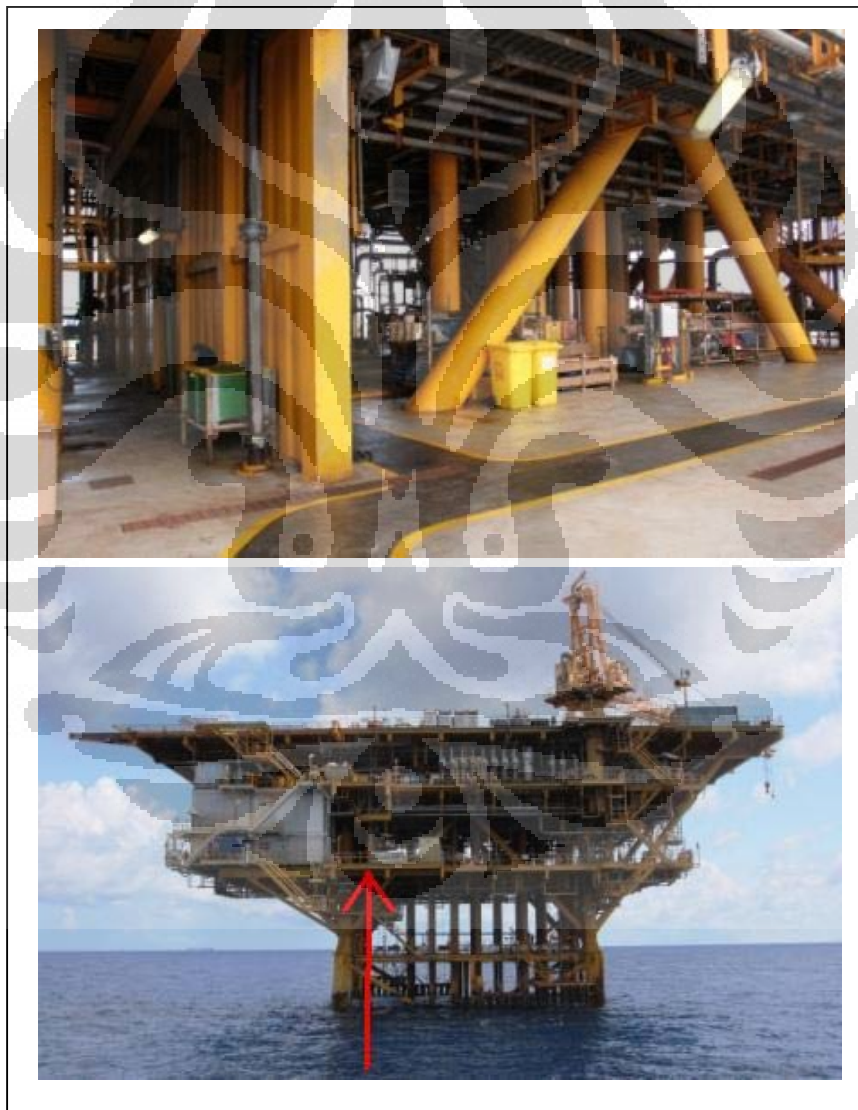
Gambar 4.10. Ruang penyimpanan battery untuk unit pemasok listrik tanpa jeda (*uninterruptible power supply – UPS*)

Dalam keadaan normal, pasokan tenaga listrik ke WHP-X dipasok dari FPSO melalui kabel bawah laut. Gambar 4.10 memperlihatkan ruang penyimpanan battery yang akan menjadi sumber tenaga untuk pemasok listrik tanpa jeda (*uninterruptible power supply – UPS*). Unit memasok tenaga listrik kepada unit pengendali secara otomatis dan tanpa jeda, sehingga tidak akan terjadi gangguan terhadap fungsi kontrol sumur dan proses di WHP-X jika terjadi gangguan pasokan tenaga listrik dari FPSO.



Gambar 4.11. Fasilitas Pembangkit Tenaga Listrik Darurat

Pada saat terjadi gangguan pasokan tenaga listrik, satu unit pembangkit tenaga listrik darurat bertenaga mesin diesel (*emergency diesel generator*) secara otomatis akan mengambil alih fungsi pemasok tenaga listrik ke WHP-K. Unit pembangkit tenaga listrik darurat bertenaga mesin diesel (*emergency diesel generator*) diperlihatkan oleh Gambar 4.11. Mesin diesel ini memiliki dua sistem penggerak mula (*dual starting sistem*) yaitu sistem penggerak mula motor listrik, dan sistem penggerak mula motor angin (*pneumatic motor*).



Gambar 4.12. Dinding Penahan Api (*fire wall*)

Gambar 4.12 pada halaman sebelumnya memperlihatkan sistim perlindungan api pasif, berupa dinding perlindungan terhadap api (*fire wall*) yang berfungsi melindungi tempat tinggal (*living quarter*) dari api dan suhu tinggi. Dinding perlindungan terhadap api (*fire wall*) yang terpasang di WHP-X memiliki spesifikasi A60 *cellulosic fire*, yang mampu bertahan selama 60 menit terhadap lidah api dan gelombang panas dan 60 menit mampu bertahan terhadap temperature panas sehingga bagian dinding yang tidak terkena dampak panas akan mengalami kenaikan suhu tidak lebih dari 180oC diatas suhu awalnya (P. Dennis , 1996).



Gambar 4.13. Kapal Penjaga (*stand by boat*)

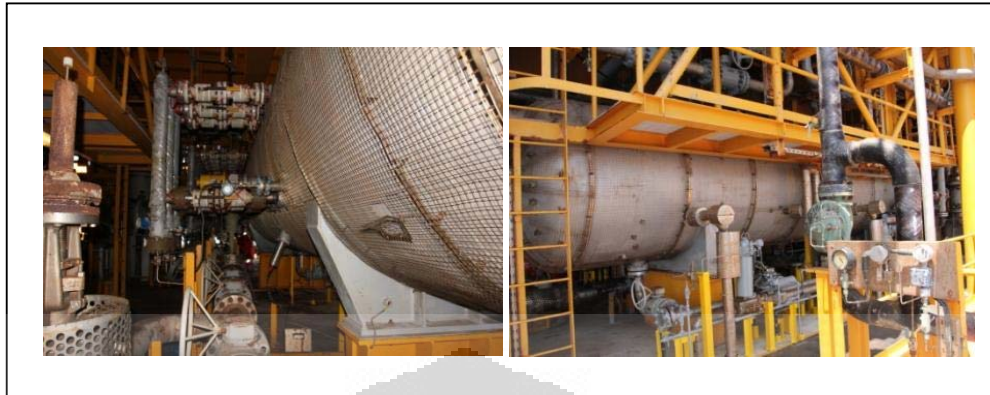
Gambar 4.13 menunjukkan salah satu dari dua kapal penjaga (*stand by boat*) yang beroperasi di lapangan Scorpio. Fungsi dari kapal penjaga ini adalah untuk mencegah lalu lintas kapal secara ilegal kedalam daerah lapangan Scorpio, untuk melayani perpindahan barang dan orang dari dan fasilitas dilapangan Scorpio, sebagai fasilitas pembantu dalam keadaan darurat seperti mendukung kegiatan evakuasi serta membantu proses pemadaman api, karena kapal penjaga tersebut dilengkapi dengan fasilitas hidran pemadam kebakaran api.



Gambar 4.14. Tempat Tinggal dan Ruang Kontrol

Tempat tinggal dan ruang kontrol merupakan bangunan berwarna putih diperlihatkan pada gambar 4.14. Tempat tinggal dan ruang kontrol memiliki dinding dengan spesifikasi A60 untuk memberikan tingkat keamanan kepada para penghuni saat terjadi kebakaran dan ledakan.

Gambar 4.15 menunjukkan kondisi disekitar bejana pemisah pasir (*Sand Separator Removal*). Dari gambar tersebut, terlihat banyak sambungan flange terpasang diluar bejana tersebut. Hal ini meningkatkan frekuensi kebocoran.



Gambar 4.15. Komponen Perpipaan di *Sand Separator Removal*

Gambar 4.16 menunjukan posisi header injection (*injection header*) terhadap bejana pemisah pasir (*Sand Removal Separator*). Gambar 4.13 memperlihatkan sambungan flange (*flange joints*) pada header injeksi terletak cukup dekat dengan posisi bejana pemisah pasir.



Gambar 4.16. Posisi *Flange Injection Header* Terhadap *Sand Separator Removal*

Jika terjadi kebocoran gas hidrokarbon dari sambungan flange dan semburan gas mengarah ke bejana pemisah pasir dan terjadi kebakaran, fire jet yang ditimbulkan akan memanaskan suhu permukaan baja bejana pemisah pasir sehingga berpotensi akan menimbulkan kerusakan pada bejana pemisah pasir dan menimbulkan kebocoran pada bejana tersebut yang bisa menimbulkan kebakaran yang lebih besar.

4.10. Hasil Penilaian Resiko Kualitatif

Penulis melakukan penilaian resiko semi kuantitatif dengan menggunakan sistim *index scoring* dan disimulasikan menggunakan software Cristal Ball (Sommeng.AN et al) untuk menilai resiko sisa setelah program kegiatan mitigasi diprogramkan dan sisa resiko yang didapat berdasarkan pengaruh luar. Dalam penilaian resiko semi kuantitatif ini, penulis menggunakan persamaan (3.10).p Penilaian semi kuantitatif atas program mitigasi dan pengaruh luar pada fasilitas dilakukan oleh penulis dengan hasil yang ditampilkan pada Tabel 4.21 dan Tabel 4.22.



Tabel 4.21. Penentuan Nilai Kemungkinan (*probability*)

A	PENILAIAN KUANTITATIF DARI KEMUNGKINAN		Probabilitas			NILAI	
	JENIS	KISARAN NILAI	KETERANGAN	JENIS DISTRIBUSI	JENIS		
1	Faktor Korosi						
	1.1	Inspeksi Eksternal	1-2	Pada mayoritas pipa dan bejana kritis, pemeriksaan eksternal pada setiap pipa dan bejana secara menyeluruh. Pemeriksaan seperti pemeriksaan ketebalan dinding pipa / bejana, pemeriksaan visual secara umum dilakukan secara rutin tiap tahun. Hasil pemeriksaan diperiksa, di analisa dan tindakan perbaikan segera dilakukan untuk mencegah kerusakan lebih lanjut	Segitiga Siku pada 1	Inspeksi Eksternal	1
	1.2	Pengaruh umur	1-2	Fasilitas perpipaan dan bejana dipasang menurut standard yang diakui pada tingkat nasional dan internasional yang berlaku, dan terpasang ditahun 2006	Segitiga Siku pada 2	Pengaruh umur	2
	1.3	Proteksi Eksternal	1-2	Semua perpipaan dan bejana kritis mempunyai perlindungan eksternal terhadap pengaruh korosi sesuai dengan standar yang berlaku, dan inspeksi terhadap efektifitas perlindungan eksternal dilakukan secara rutin 1 tahun sekali, bahkan beberapa dilakukan 2 kali setahun	Normal	Proteksi Eksternal	1
	1.4	Pengaruh Material	1-2	Semua perpipaan hidrokarbon terbuat dari bahan perpipaan dan bejana bertekanan terbuat dari duplex stainless steel yang mempunyai ketahanan yang sangat bagus terhadap pengaruh korosi seperti CO2 dan H2S. Bejana bertekanan terbuat dari stainless steel	Normal	Pengaruh Material	1
	1.5	Pengaruh Fluida	3-4	Fluida mengandung CO2 dan H2S. Porsi CO2 lebih besar dari H2S, dan P dan T operasi memungkinkan CO2 dan H2S memberikan efek negatif terhadap korosi	Normal	Pengaruh Fluida	4
	1.6	Pengaruh Air	4-5	Terkadang mengandung air, biasanya dalam fasa uap, terkadang dalam bentuk butiran terkadang mengandung air bebas (<i>free water</i>)	Normal	Pengaruh Air	5
2	Faktor Pengaruh Pihak Ketiga						
	2.1	Kerusakan Karena Pengaruh Pihak Ketiga	1	Fasilitas terletak jauh ditengah laut, teridentifikasi pada peta maritim dan memiliki pengamanan dan batas teritori atau identifikasi yang jelas	Segitiga Siku pada 1	Kerusakan Karena Pengaruh Pihak Ketiga	1
	2.2	Sabotase	1	Situasi stabil, tidak ada sejarah sabotase, di apit oleh dua pangkalan angkatan laut dengan jarak kurang dari 40 mil laut	Segitiga Siku pada 1	Sabotase	1
3	Faktor Operasi						
	3.1	Kelebihan Tekanan	1-2	Kelebihan tekanan pada sistim perpipaan dan bejana mungkin terjadi, namun sistim perpipaan dan bejana dilindungi oleh sistim pencegah kelebihan tekanan secara bertingkat (<i>Process Safety System</i>)	Segitiga Siku pada 2	Kelebihan Tekanan	2
	3.2	Perubahan Tekanan (<i>pressure cycling</i>)	1-3	Terjadi antara 1 s/d 100 kali naik turun tekanan (<i>pressure cycling</i>) dalam setahun dengan tekanan melebihi 10% dari MAOP pertahun	Segitiga Siku pada 1	Perubahan Tekanan (<i>pressure cycling</i>)	1
	3.3	Perubahan Suhu (<i>Temperature Cycling</i>)	1-3	Terjadi antara 0 sampai 5 kali turun naik suhu dalam setahun lebih dari 50oC	Segitiga Siku pada 1	Perubahan Suhu (<i>Temperature Cycling</i>)	1
4	Sejarah Kebocoran dan Pencegahan						
	4.1	Sejarah Kebocoran	3-5	Satu kejadian kebocoran tingkat menengah	Segitiga Siku pada 3	Sejarah Kebocoran	3
	4.2	Kegiatan manajemen flange (<i>flange management</i>)	1-2	Manajemen flange dilakukan dengan baik	Normal	Kegiatan manajemen flang (<i>flange management</i>)	1

Tabel 4.22. Penentuan Nilai Konsekuensi (*consequences*)

B	PENILAIAN KUANTITATIF DARI KONSEKUENSI		Probabilitas			NILAI	
	JENIS	NILAI	KETERANGAN	JENIS DISTRIBUSI	JENIS		
1		Faktor Keselamatan			Faktor Keselamatan		
	1.1	Besar Kebocoran	3	Pipa/bejana diameter bervariasi dari 1 sampai 24 inchi dengan mayoritas pipa berdiameter 6 dan 8 inchi	Continuous	Besar Kebocoran	2
2		Konsekuensi Lingkungan			Konsekuensi Lingkungan		
	2.1	Jenis Fluida	2	Sweet natural gas	Continuous	Jenis Fluida	2
	2.2	Densitas Populasi	4	Dihuni oleh 4 orang operator sepanjang tahun	Continuous	Densitas Populasi	4
	2.3	Kemudahan Terbakar / Kadar Racun	4	Sweet gas alam	Continuous	Kemudahan Terbakar atau Kadar Racun	4
3	3.1	Konsekuensi Finansial	4	Jika terjadi kebakaran, konsekuensi tinggi - Shutdown produksi, biaya perbaikan antara 1 - 10 juta US \$	Continuous	Konsekuensi Finansial	4
4	4.1	Konsekuensi Reputasi	4	Kebakaran besar mungkin akan diliput secara nasional	Continuous	Konsekuensi Reputasi	4

Penulis menentukan persamaan resiko dari setiap kemungkinan dan konsekuensi dengan hasil simulasi forecast pada software Cristal Ball sebagai berikut :

Forecast Faktor Korosi R1

$$\begin{aligned}
 R1S &= (2P1.1+P1.2+ \dots+ P1.6)/7 \cdot (Cbk)/1 &= 4.28571 \\
 R1E &= (2P1.1+P1.2+ \dots+ P1.6)/7 \cdot (Cjf+Cdp+Ckt)/3 &= 7.14286 \\
 R1F &= (2P1.1+P1.2+ \dots+ P1.6)/7 \cdot (Cf)/1 &= 8.57143 \\
 R1R &= (2P1.1+P1.2+ \dots+ P1.6)/7 \cdot (Cr)/1 &= 8.57143 \\
 R1 &= (2R1s+2R1E+R1F+2R1R)/7 &= 6.93878
 \end{aligned}$$

Forecast Faktor Pengaruh Pihak Ketiga R2

$$\begin{aligned}
 R2S &= (P2.1+P2.2)/2 \cdot (Cbk)/1 &= 2 \\
 R2E &= (P2.1+P2.2)/2 \cdot (Cjf+Cdp+Ckt)/3 &= 3.33333 \\
 R2F &= (P2.1+P2.2)/2 \cdot (Cf)/1 &= 4 \\
 R2R &= (P2.1+P2.2)/2 \cdot (Cr)/1 &= 4 \\
 R2 &= (2R2s+2R2E+R2F+2R2R)/7 &= 3.2381
 \end{aligned}$$

Forecast Faktor Operasi R3

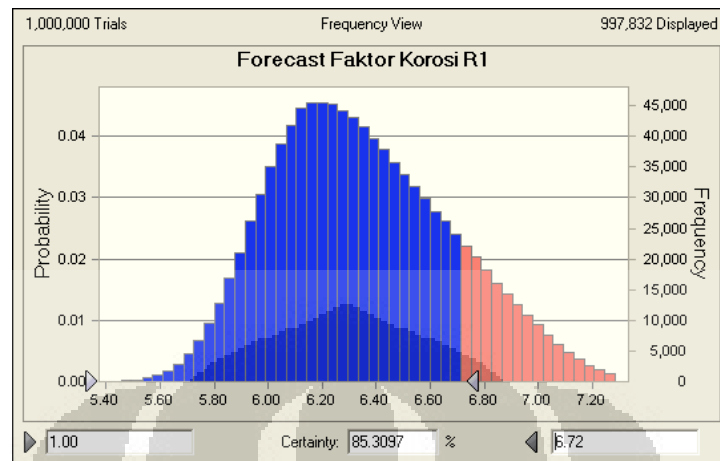
$$\begin{aligned}
 R3S &= (2P3.1+P3.2+ P3.3)/4 \cdot (Cbk)/1 &= 3 \\
 R3E &= (2P3.1+P3.2+ P3.3)/4 \cdot (Cjf+Cdp+Ckt)/3 &= 5 \\
 R3F &= (2P3.1+P3.2+ P3.3)/4 \cdot (Cf)/1 &= 6 \\
 R3R &= (2P3.1+P3.2+ P3.3)/4 \cdot (Cr)/1 &= 6 \\
 R3 &= (2R3s+2R3E+R3F+2R3R)/7 &= 4.85714
 \end{aligned}$$

Forecast Faktor Sejarah Kebocoran R4

$$\begin{aligned}
 R4S &= (P4.1+3P4.2)/4 \cdot (Cbk)/1 &= 3 \\
 R4E &= (P4.1+3P4.2)/4 \cdot (Cjf+Cdp+Ckt)/3 &= 5 \\
 R4F &= (P4.1+3P4.2)/4 \cdot (Cf)/1 &= 6 \\
 R4R &= (P4.1+3P4.2)/4 \cdot (Cr)/1 &= 6 \\
 R4 &= (2R4s+2R4E+R4F+2R4R)/7 &= 4.85714
 \end{aligned}$$

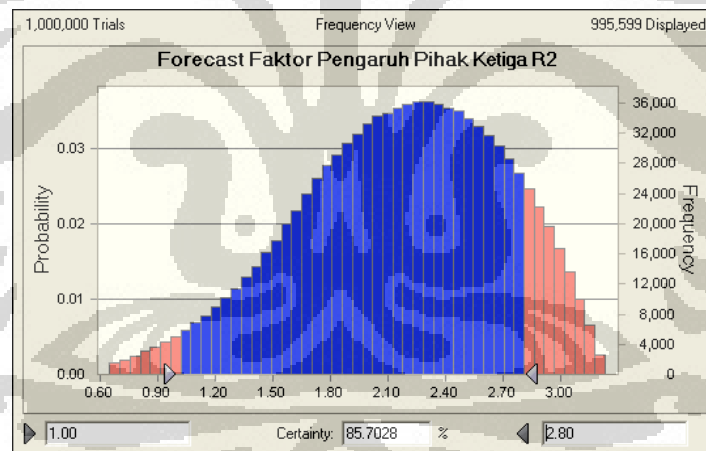
$$\text{Risk Tersisa To} = (2R1+R2+R3+R4)/5 = 5.36599$$

Hasil simulasi penilaian resiko dengan menggunakan persamaan resiko di atas pada software Cristall Ball memberikan prakiraan resiko berdasarkan faktor kemungkinan korosi, pengaruh pihak ketiga, faktor operasi dan sejarah kebocoran dengan seperti yang diperlihatkan berturut-turut pada Gambar 4.17 sampai Gambar 4.21 berikut ini :



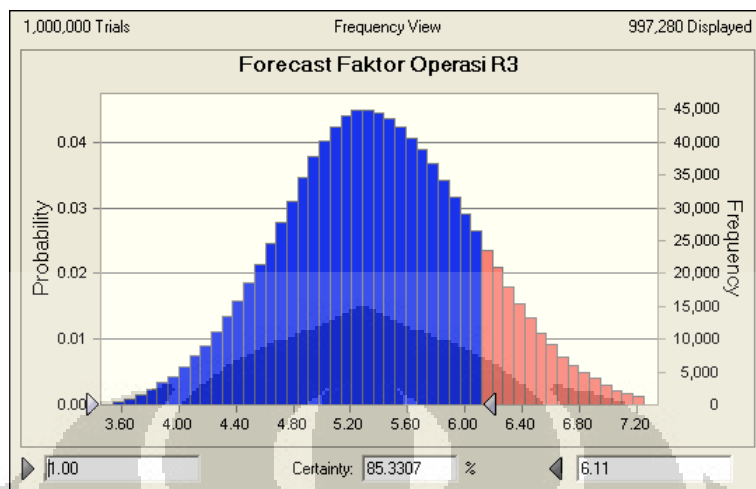
Gambar 4.17. Prakiraan Resiko Karena Faktor Korosi

Dari gambar di atas, diketahui, prakiraan resiko karena faktor korosi adalah 6,72 yang berarti resiko pada tingkat medium pada matrik resiko, dengan tingkat ketidakpastian 15 %.



Gambar 4.18. Prakiraan Resiko Karena Faktor Pengaruh Pihak Ketiga

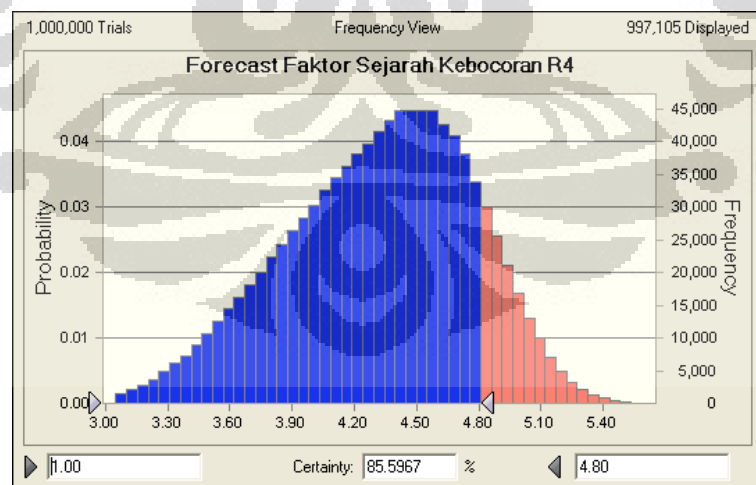
Dari Gambar 4.18, diketahui, prakiraan resiko karena faktor pengaruh pihak ketiga sebesar 2,80 yang berarti resiko tingkat medium pada matrik resiko, dengan tingkat ketidakpastian 15 %.



Gambar 4.19. Prakiraan Resiko Karena Faktor Operasi

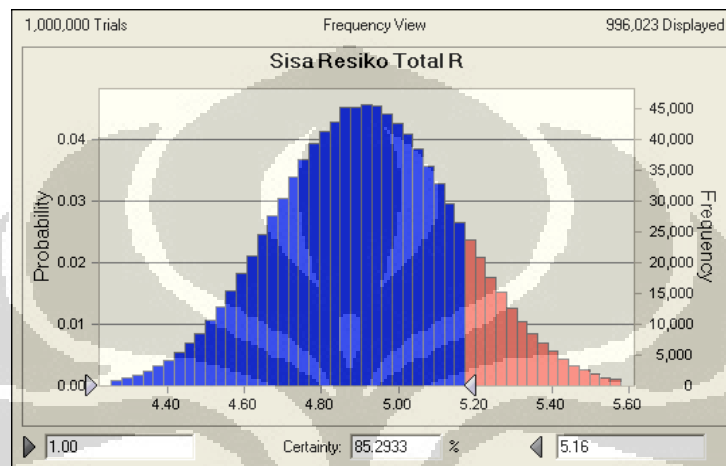
Dari Gambar 4.19, diketahui, prakiraan resiko karena faktor operasi sebesar 6,65 yang berarti resiko tingkat medium pada matrik resiko, dengan tingkat ketidakpastian 15 %.

Dari Gambar 4.20, diketahui, prakiraan resiko karena faktor sejarah kebocoran sebesar 4,80 yang berarti resiko tingkat tinggi pada matrik resiko, dengan tingkat ketidakpastian 15 %.

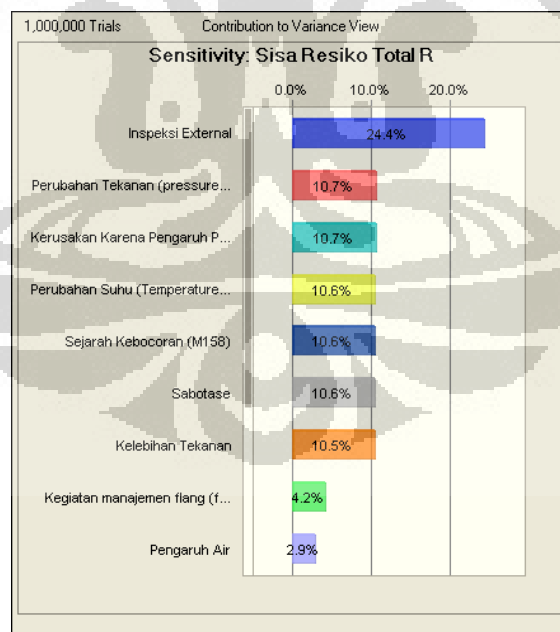


Gambar 4.20. Prakiraan Resiko Karena Faktor Sejarah Kebocoran

Secara keseluruhan, prakiraan resiko total pada fasilitas anjungan WHP-X berdasarkan kriteria kemungkinan (probability) dan konsekuensi (consequence) yang sudah ditetapkan, memiliki nilai resiko total 5.16, yang masuk kepada kriteria resiko rendah, seperti yang ditampilkan pada gambar 4.21.



Gambar 4.21. Prakiraan Resiko Total



Gambar 4.22. Sensivity Resiko Total

Dari gambar 4.22 diketahui faktor kemungkinan (*likelihood*) inspeksi internal, perubahan tekanan dan kerusakan karena pihak ketiga merupakan faktor dominan.

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1. Kesimpulan

Kelompok kerja yang memiliki resiko individu paling tinggi di WHP-X adalah kelompok kerja Operator WHP. Mereka menghuni WHP-X 24 jam sehari selama 14 hari dalam satu bulan.

Besar resiko individu pertahun (*Individual Risk Per Annum – IRPA*) akibat resiko kebocoran di fasilitas proses untuk kelompok kerja Operator WHP adalah $6,3 \times 10^{-4}$. Nilai IRPA ini berada pada daerah resiko ALARP (*As Low As Reasonably Practicable – ALARP*) 1×10^{-3} sampai dengan 1×10^{-5} .

Fasilitas deteksi kebocoran gas dan deteksi api, fasilitas pemadam kebakaran pasif dan aktif, fasilitas sistim shutdown dan blowdown, fasilitas kontrol operasi jarak jauh, fasilitas perlindungan di tempat tinggal dengan udara bertekanan, fasilitas dinding api dan bangunan yang mampu menahan panas dan api selama 60 menit, fasilitas evakuasi serta keberadaan kapal penjaga (*stand by boat*), memberikan tingkat keselamatan yang lebih tinggi.

Kelebihan tekanan (*overpressure*) terbesar akibat ledakan sebesar 14.5 psi, dengan radius sekitar 30 m dari pusat ledakan. Kelebihan tekanan sebesar itu memungkinkan untuk terjadi akibat kebocoran di bagian terisolasi sistim injeksi gas (IS No 21). Kelebihan tekanan sebesar itu tidak mampu ditahan oleh dinding api dengan spesifikasi A60, sehingga, objek yang berada dibelakang dinding api atau bangunan, bisa terdampak oleh ledakan.

Hasil penilaian resiko sisa dengan menggunakan metode penilaian resiko semi kuantitatif atas program mitigasi, kontrol dan pengaruh luar memberikan nilai resiko sisa total (*total residual risk*) sebesar 5.16. Nilai ini berada pada kisaran resiko rendah pada matrik resiko 5 x 5, sehingga anjungan WHP-X aman untuk dihuni, selama program mitigasi dan kontrol dijalankan sesuai dengan rencana.

Tiga faktor dominan yang bisa menimbulkan kegagalan (*failure*) pada fasilitas adalah jika kegiatan inspeksi external tidak berjalan dengan baik,

perubahan tekanan (*pressure cyclic*) yang tidak terkontrol dan kerusakan akibat tindakan pihak ketiga.

5.2. Saran

Walaupun besaran IRPA masih berada pada daerah yang bisa ditolerir, peneliti menyarankan penguatan spesifikasi dinding api (*fire wall*) A60 menjadi kombinasi dinding api (*fire wall*) dan dinding penahan ledakan (*blast wall*) yang mampu menahan kelebihan tekanan akibat ledakan sebesar 1 bar untuk memberikan tambahan fitur keselamatan bagi personel yang tinggal dan bekerja di WHP-X.

Penulis juga menyarankan kepada personel di WHP-X untuk membatasi keberadaannya di daerah proses main deck untuk hal-hal yang penting.

Penelitian lanjutan agar dilakukan agar perhitungan IRPA dari kebocoran proses tidak tergantung pada perangkat lunak PHAST, tetapi dengan menggunakan persamaan empiris untuk mendapatkan laju kebocoran dan luas daerah terdampak radiasi panas 37,5 Kw/m².