

ANALISIS POTENSI DAN DAMPAK KEBOCORAN GAS HIDROGEN PADA *HYDROGEN PLANT* DI INDUSTRI PELUMAS

Adhi Setiawan^{1*}, Dian Nur Hanifah², Agung Nugroho³, dan Denny Dermawan⁴

^{1,4}Program Studi Teknik Pengolahan Limbah, Jurusan Teknik Permesinan Kapal

^{2,3}Program Studi Teknik K3, Jurusan Teknik Permesinan Kapal

Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya (PPNS)

*e-mail: adhistsw23@gmail.com

Abstract

The increasing need of industrial pure hydrogen is growing. One of its roles is petroleum industry purification. High purity hydrogen (99.99%) was obtained from methane using Steam Methane Reforming Method in hydrogen plant unit. Hydrogen is a very dangerous chemical element with its flammable characteristic. This research was conducted especially on purification system. Quantitative analysis was used to determine hydrogen leakage frequency, consequence modeling, and risk estimation that would be risen. The analysis results showed that the highest frequency occurred in unignited release events. Jet fire scenario produced the longest fire length in HPU for about 27 meters. Jet fire scenario impact produced the farthest secure distance in case of a leakage in HPU section of 60 meters. Flash fire produced the farthest distance loss in a leakage case in HPU of 80 meters, and explosion at 200 meters radius would will have a blast overpressure 7.62 psig with 22% fatality estimation of the population.

Keywords: Hydrogen Purification Unit, Hydrogen, Consequence Modeling, Risk.

Abstrak

Peningkatan kebutuhan hidrogen murni di industri semakin berkembang. Salah satu perannya adalah dalam pemurnian produk industri perminyakan. Hidrogen dengan kemurnian tinggi (99,99%) didapatkan dari gas metana menggunakan Metode Steam Methane Reforming di unit hydrogen plant. Hidrogen merupakan unsur kimia yang berbahaya dengan sifatnya yang sangat mudah terbakar. Penelitian ini dilakukan khususnya pada sistem purification. Quantitative analysis digunakan untuk mengetahui frekuensi kebocoran hidrogen, pemodelan konsekuensi, dan estimasi risiko yang akan ditimbulkan. Hasil analisis menunjukkan bahwa frekuensi tertinggi terjadi pada kejadian unignited release. Skenario jet fire menghasilkan panjang api terjauh di bagian HPU yaitu 27 meter. Dampak skenario jet fire menghasilkan jarak aman terjauh dalam kasus kebocoran di bagian HPU 60 meter. Flash fire menghasilkan jarak kerugian terjauh pada kasus kebocoran di HPU yaitu 80 meter, dan explosion pada radius 200 meter akan mengalami blast overpressure 7,62 psig dengan estimasi fatality 22% dari populasi.

Kata kunci: Hydrogen Purification Unit, Hidrogen, Pemodelan Konsekuensi, Risiko.

1. PENDAHULUAN

Secara global kebutuhan hidrogen semakin meningkat dalam beberapa tahun ini karena merupakan salah satu bahan bakar alternatif dari bahan bakar hidrokarbon yang memiliki beberapa keunggulan yaitu ramah lingkungan serta memiliki efisiensi energi yang besar terutama jika diaplikasikan pada bahan bakar kendaraan (Edwards dkk, 2008). Hidrogen di industri umumnya diproduksi dengan menggunakan Metode *Steam Methane Reforming* (SMR) dari natural gas (Ozalp, 2008). Terdapat dua bahan berbahaya yang terlibat pada proses produksi hidrogen dengan Metode SMR yaitu metana dan hidrogen, dimana senyawa ini terdapat dalam jumlah yang besar dan kemurnian tinggi sehingga dapat menimbulkan potensi besar terjadinya kecelakaan yang merugikan manusia, peralatan dan lingkungan sekitar (Jafari dkk, 2014).

Hidrogen merupakan zat kimia berbahaya baik dalam fase *liquid* maupun gas. Hidrogen memiliki sifat mudah terbakar dengan rentang *flammability limits* di udara 4-75%, dan membutuhkan energi ledakan sebesar 0,02 mj sehingga hidrogen dapat mudah terbakar dengan percikan api akibat listrik statis. Bahaya lain dari gas hidrogen yaitu api dari hidrogen tidak memiliki warna dan tidak berbau serta dapat merapuhkan beberapa jenis logam (Barilo dkk, 2017). *U.S Department of Energy* (DOE) mencatat dari tahun 1995-2013 terdapat 208 kasus kecelakaan di dunia berkaitan dengan *hydrogen plant* (Jafari dkk, 2012).

Di dalam dunia industri hidrogen merupakan bahan baku penting dalam industri minyak, gas, petrokimia, serta

industri lainnya. Hidrogen diperkenalkan sebagai bahan bakar modern yang bersih sehingga banyak negara mulai banyak berinvestasi dalam upaya produksi, aplikasi, dan konsumsi. Keamanan dari proses produksi, pencairan, penyimpanan, transportasi, dan aplikasi masih menjadi perhatian utama. Produksi hidrogen di dunia sebagian besar dihasilkan dari bahan baku berbasis bahan bakar fosil. Sekitar 50% dari hidrogen tersebut dihasilkan melalui proses SMR. Sebanyak 99% hidrogen yang dikonsumsi di industri dihasilkan melalui proses SMR berpotensi meningkatkan risiko kebakaran dan ledakan (Jafari dkk, 2012).

Beberapa tindakan pencegahan perlu dilakukan atau ditingkatkan untuk menghindari terjadinya kecelakaan pada proses produksi hidrogen melalui analisis dengan menggunakan teknik yang handal. Tindakan pencegahan dilakukan melalui pendekatan metode kualitatif, semi kuantitatif, dan kuantitatif. Analisis konsekuensi merupakan metode kuantitatif yang dapat digunakan untuk menilai konsekuensi atau dampak bahaya dari kecelakaan yang terjadi di industri proses (Jafari dkk, 2014).

Analisis konsekuensi merupakan bagian yang tidak terpisahkan dari penilaian risiko karena memberikan perkiraan kerusakan yang mungkin terjadi baik dari segi infrastruktur maupun manusia. Metode tersebut tidak hanya mengembangkan desain yang aman pada fasilitas infrastruktur *hydrogen plant*, tetapi juga menerapkan teknologi hidrogen secara dini sehingga dapat menghilangkan biaya tambahan yang tidak perlu diterapkan dalam *hydrogen plant*. Peningkatan kebutuhan gas

hidrogen yang tinggi menyebabkan berkembangnya unit proses gas hidrogen menjadi lebih besar dan kompleks sehingga diperlukan analisis konsekuensi atau dampak yang diakibatkan oleh kebocoran gas hidrogen (CCPS, 2000).

Pemodelan merupakan bagian yang terpenting dalam analisis konsekuensi. Analisis konsekuensi dapat dikelompokkan menjadi empat tahap. Tahap pertama berupa *source model* untuk menghitung laju alir massa atau kuantitas dari material yang terlepas. Tahap kedua berupa *dispersion model* yang menghitung arah dispersi maupun konsentrasi dari material yang terlepas. Tahap ketiga merupakan prediksi skenario kecelakaan yang dapat berupa *jet fire*, *flash fire*, maupun *vapour cloud explosion*. Tahap terakhir merupakan penerapan model probit untuk mengevaluasi efek dari skenario yang dipelajari terhadap lingkungan dan manusia (Jafari dkk, 2014).

PT X merupakan industri pengolahan minyak pelumas yang menggunakan bahan baku gas hidrogen dalam proses pemurnian produk. Gas hidrogen tersebut dihasilkan dalam skala besar serta dihasilkan melalui proses SMR yang berpotensi menimbulkan bahaya kebakaran dan ledakan. Bahkan lokasi dari *hydrogen plant* PT X berdekatan dengan fasilitas dan unit proses pabrik diantaranya *boiler*, *hydrofinishing unit*, dan *incenerator* sehingga potensi kecelakaan akibat kebakaran dan ledakan semakin besar.

Proses di *hydrogen plant* terdiri dari beberapa unit yaitu: desulfurasi, *steam reforming*, *shift converting*, dan *hydrogen purification system*. Tabel 1 merupakan komposisi material *hydrogen*

plant. Analisis kebocoran gas hidrogen akan dilakukan pada unit *hydrogen purification system* karena pada unit tersebut gas hidrogen sudah terpisah secara sempurna dari uap air melalui *gas separator unit* (SP-401), dihasilkan gas hidrogen dengan komposisi sebesar 99,9%.

Tabel 1. Komposisi Gas pada *Hydrogen Plant* PT X

| Tahap | Komposisi |
|-------------------------------------|------------------------|
| <i>Desulfurisasi</i> | NG : 95% |
| | H ₂ : 5% |
| <i>Steam Reforming</i> | NG : 34% |
| | H ₂ : 35% |
| | H ₂ O : 41% |
| <i>Shift Converting</i> | H ₂ O : 50% |
| | H ₂ : 37% |
| | CO : 7% |
| <i>Hydrogen Purification System</i> | H ₂ : 99,9% |

Gas hidrogen digunakan untuk memurnikan kontaminasi metal pada hidrokarbon yang akan diproduksi. Pada hidrogen *plant* PT X kebocoran hidrogen sulit dideteksi karena tidak adanya alat untuk mendeteksi kebocoran hidrogen secara langsung di area tersebut. Selain itu, gas hidrogen yang terlepas ke lingkungan sulit terdeteksi oleh pengelihat dan penciuman karena tidak berwarna dan berbau.

Penelitian ini akan dilakukan pada tiga *study node* yaitu unit *Hydrogen purification system* yang meliputi *streamline 29* (sistem perpipaan inlet tangki HPU), *hydrogen purification vessel*, dan *purge gas vessel* yang memiliki komposisi gas hidrogen cukup tinggi. Kondisi proses pada masing-masing *node* disajikan pada Tabel 2.

Study node 1 dilakukan pada *streamline 29*. Pada *streamline* tersebut gas hidrogen baru terpisah oleh *separator unit* (SP-401) melalui perpipaan dengan ukuran *inside diameter* 3,18 inch dengan laju alir massa yaitu 563 lb/hr. *Study node 2* ada pada HPU dimana terjadi proses pemurnian akhir hidrogen hingga mencapai 99,99%. Pada *study node 3* dilakukan pada *purge gas buffer*. Pada unit tersebut gas sisa proses dari *hydrogen plant* akan dialirkan kembali ke *furnace*. Pada unit tersebut rentan terjadi kebocoran pada sambungan menuju *furnace*.

Tabel 2. Kondisi Operasi pada Unit HPU

| <i>Study Node</i> | <i>Lokasi</i> | <i>H₂</i> (%) | <i>P</i> (<i>Psia</i>) | <i>T</i> (<i>F</i>) |
|-------------------|-------------------------|-----------------------------|-----------------------------|--------------------------|
| 1 | Str. 29 | 74 | 242,7 | 105 |
| 2 | HPU | 99,99 | 227,7 | 104 |
| 3 | <i>Purge Gas Vessel</i> | 41 | 15 | 104 |

Hasil investigasi penyebab kecelakaan yang terjadi di industri yang melibatkan hidrogen yaitu kerusakan mekanis komponen, reaksi antara fluida dengan kontaminan, kegagalan *safety device*, dan kegagalan operasi (Ordin, 1997). Kemungkinan kecelakaan pada produksi hidrogen dengan Metode SMR (*Steam Methane Reforming*) pada unit *purification system* adalah tekanan yang tinggi pada *purification tower*, keretakan pada *heat exchanger*, dan percikan api pada *purge gas buffer* (Jafari dkk, 2013).

Beberapa penelitian sebelumnya menjelaskan tentang analisis *accident* dan pemodelan kebocoran gas hidrogen dan gas alam dengan menggunakan Metode *Quantitative Risk Analysis* (QRA) dan skenario dimodelkan dengan *simulator*

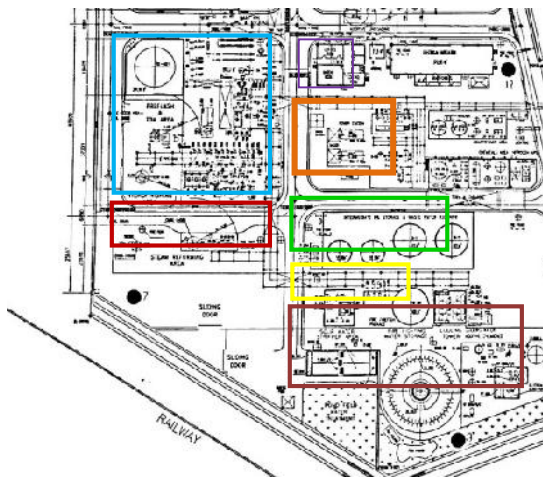
PHAST 6.7. Hasil penelitian menunjukkan bahwa jarak rawan yang disebabkan *vapour cloud explosion* 280 m (0,01 bar) dan *jet fire* sebesar 275 m dengan energi fluks sebesar 4 Kw/m² (Muhammadfam dan Zarei, 2015). Houf dkk (2009) melakukan analisis *jet flame* dan *unignited jet* akibat pelepasan gas hidrogen dengan menggunakan *Computational Fluid Dynamic* (CFD). Hasil simulasi dengan model RNG k- menunjukkan keakuratan sekitar 95% terhadap hasil eksperimen. Jafari dkk (2014) melaporkan bahwa *jet fire* dan *flash fire* merupakan kasus yang sering terjadi pada unit desulfurisasi dan *reformer* pada *hydrogen plant*. Insiden *overpressure* sebesar 0,73 bar pada jarak 45 m dapat membunuh semua orang serta bangunan dan peralatan pada jarak tersebut.

Kebocoran hidrogen yang terus menerus akan menyebabkan beberapa konsekuensi dampak yaitu *unignited release*, *jet fires* (dampak termal), *flash fires* (deflagrasi oleh akumulasi gas dengan dampak termal), dan *explosion* (deflagrasi atau detonasi akumulasi gas dengan dampak *overpressure*) (Groth dkk, 2015). Oleh karena itu, diperlukan pemodelan dampak terjadinya kebocoran agar diketahui konsekuensi yang akan ditimbulkan. Penelitian ini bertujuan untuk mengetahui dampak kebocoran hidrogen, estimasi frekuensi kebocoran, dan pemodelan dampak kebocoran dengan menggunakan Software *Hydrogen Risk Assesment Model* (HyRAM). Identifikasi bahaya dilakukan dengan Metode *Event Sequence Diagram* (ESD) untuk menganalisis penyebab kebocoran gas hidrogen pada *Hydrogen Purification System*.

2. METODE PENELITIAN

Lokasi Penelitian

Lokasi penelitian berada pada industri yang bergerak pada bidang pengolahan ulang pelumas bekas yang membutuhkan hidrogen untuk membantu proses pemurnian dari kontaminasi metal dan senyawa pengotor lainnya. Hidrogen yang digunakan berasal dari natural gas yang di *supply* dari PT PGN dengan tekanan 304,7 psia dan suhu 59 °F dengan kapasitas 1128 Nm³/hari dan produksi hidrogen 360 kg/hari. Gambar 1 merupakan lokasi penelitian pada PT X.

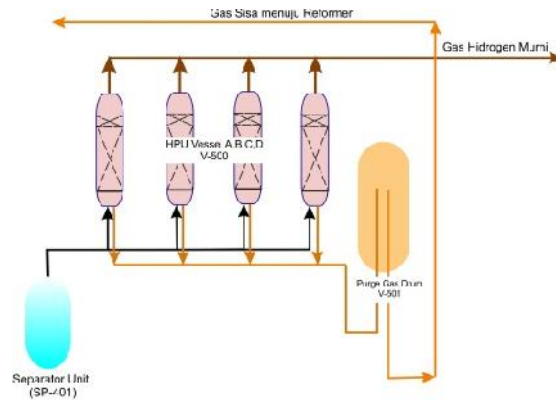


Gambar 1. Lokasi Hydrogent Plant

- : Unit Hydrofinishing
- : Power Station
- : Hydrogen Plant
- : Tangki Storage
- : Water Storage
- : Water Treatment

Penelitian ini dikhususkan untuk kebocoran gas hidrogen dengan konsentrasi tinggi yang terjadi terdapat pada unit *purification system*. Gambar 2 menunjukkan *process flow diagram* (PFD) dari *purification system*. *Purification system* dimulai dari perpipaan setelah *separator unit* (SP-

401), *high purification unit* (V-500 A, B, C, D), dan *waste gas drum* (V-501).



Gambar 2. Process Flow Diagram Hydrogen Purification System

Identifikasi Bahaya

Identifikasi bahaya dilakukan dengan *Event Sequence Diagram* (ESD) untuk menganalisis kombinasi skenario penyebab dasar kemungkinan terjadi kebocoran (Groth dkk, 2015). Skenario kebocoran menggunakan pedoman *realistic case* berdasarkan pendekatan data aktual sehingga hasil yang didapatkan lebih sesuai. Data *study node* pada unit HPU disajikan pada Tabel 3.

Tabel 3. Data Study Node

| Study Node | Lokasi | Size (inch) | Diameter Kebocoran (inch) |
|------------|------------------|-------------|---------------------------|
| 1 | Str. 29 | 1,5 | 1,38 |
| 2 | HPU | 30 | 2,0 |
| 3 | Purge Gas Vessel | 60 | 2,0 |

Kejadian kebocoran di pipa proses *streamline* 29 memiliki diameter kebocoran sama dengan diameter pipa. Tangki HPU dan *purge gas drum* memiliki diameter kebocoran sama

dengan diameter pipa terbesar yang terhubung pada unit tersebut. Asumsi pemilihan diameter kebocoran sesuai panduan pemilihan skenario *Chemical Process Safety* edisi 2 (Crowl dan Louvar, 2002) dan umumnya kebocoran diasumsikan terjadi secara horisontal (Jafari dkk, 2012). Pemodelan skenario *jet fire* dan *gas dispersion plume* menggunakan model *nozzle* yang dikembangkan Yüceil dan Ötügen (2002). Model tersebut cukup akurat karena mendekati hasil eksperimen kebocoran gas hidrogen dari beberapa pemodelan yang ada (Ekoto dkk, 2014).

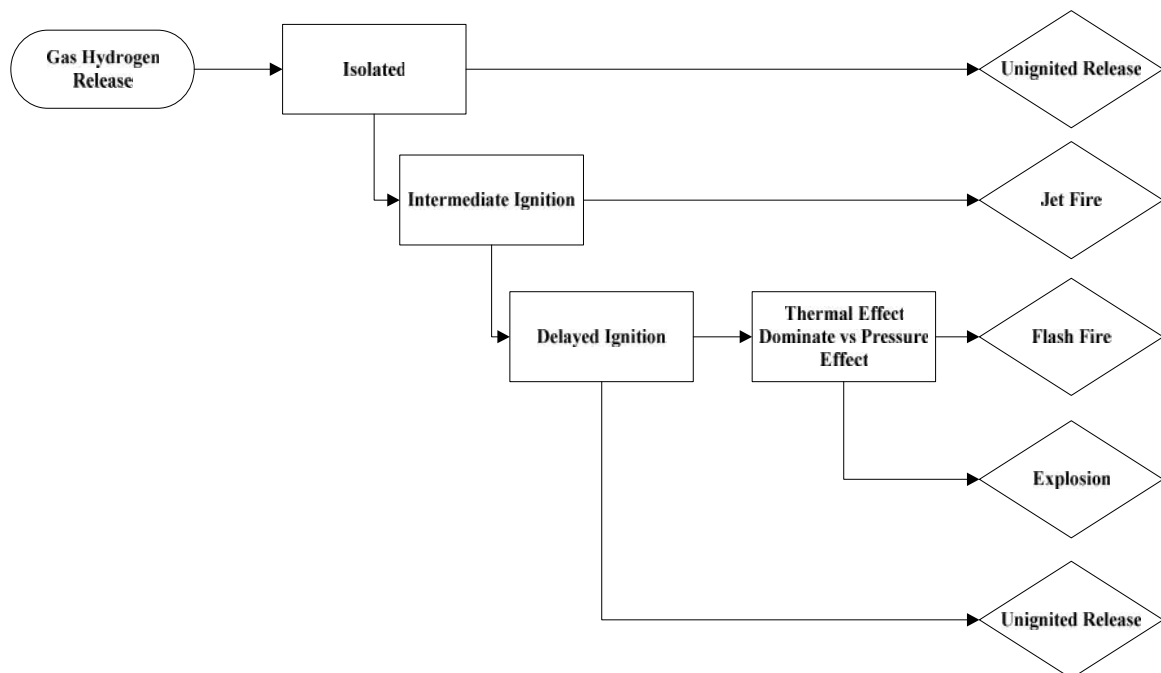
Pemodelan Konsekuensi

Skenario kebocoran dimodelkan menggunakan *Software HyRAM* yang sudah tervalidasi oleh SANDIA National Laboratories baik secara pemodelan maupun eksperimental (Groth dkk, 2015). Estimasi konsekuensi *flash fire* dapat diketahui dari jarak yang setara dengan konsentrasi *Lower Flammability Limit* (LFL) yang dapat menyebabkan kematian

sedangkan pada konsentrasi $\frac{1}{2}$ LFL dapat menyebabkan gangguan pernapasan (Jafari dkk, 2014). Data yang digunakan dalam pemodelan konsekuensi seperti pada Tabel 2. Dengan menggunakan *Software HyRAM* akan membantu menggambarkan konsekuensi dampak dari *jet fire* dan *gas plume dispersion*. Pemodelan satu dimensi *jet fire* digunakan untuk memprediksi lintasan api sehingga dapat digunakan untuk mengetahui perpindahan panas dari sumber (Ekoto dkk, 2014), sedangkan pada *gas plume dispersion* dapat digunakan untuk memodelkan *flash fire* karena dalam pemodelan *gas plume dispersion* diketahui distribusi fraksi mol hidrogen.

Estimasi Frekuensi Kebocoran

Untuk menghitung frekuensi masing-masing skenario menggunakan rumus (1-4) dengan menentukan nilai masing-masing probabilitas kejadian yang digunakan seperti pada Gambar 3.



Gambar 3. Event Sequence Diagram (ESD) Kebocoran Hidrogen

$$f_{United} \quad (1)$$

$$\frac{(fGH_{2\text{ release}})xP(\overline{Isolated}) + (fGH_{2\text{ release}})xP(\overline{Isolated})xP(\overline{Im\ med : Ignite})xP(\overline{Delayed_Ignite})}{P(\overline{Delayed_Ignite})}$$

$$f_{Jetfire} \quad (2)$$

$$(fGH_{2\text{ release}})xP(\overline{Isolated}) + (Im\ med : Ignite)$$

$$f_{Flashfire} \quad (3)$$

$$\frac{(fGH_{2\text{ release}})xP(\overline{Isolated})xP(\overline{Im\ med : Ignite})xP(\overline{Delayed_Ignite})xP(\overline{TvsP})}{P(\overline{TvsP})}$$

$$f_{Explosion} \quad (4)$$

$$\frac{(fGH_{2\text{ release}})xP(\overline{Isolated}) + P(\overline{Im\ med : Ignite})xP(\overline{Delayed_Ignite})xP(\overline{TvsP})}{P(\overline{TvsP})}$$

3. HASIL DAN DISKUSI

Identifikasi Bahaya

Identifikasi bahaya penyebab kebocoran hidrogen dengan FTA pada unit *purification system* adalah tekanan tinggi pada jaringan perpipaan atau *vessel*, korosi pada komponen, timbulnya percikan api akibat faktor eksternal seperti panas atau sambaran petir. Pada Gambar 3 ESD menggambarkan probabilitas yang digunakan sebelum skenario kejadian. Probabilitas terisolasi menggunakan nilai 0,1 karena jumlah komponen listrik yang sedikit di *hydrogent plant* (Jafari dkk, 2013), probabilitas penyalaan langsung 0,008 dan probabilitas penyalaan tunda 0,004 karena laju hidrogen dalam pipa <0.125 kg/s (Groth dkk, 2015), probabilitas dominasi dampak termal menghasilkan *flash fire* 0,4 dan probabilitas dominasi *overpressure* menghasilkan *explosion* 0,6 (Jafari dkk, 2012).

Laju alir massa kebocoran terjadi secara berkelanjutan dan merupakan


kejadian tunggal. Laju alir kebocoran dari masing-masing *study node* yaitu: pada *streamline* 29 sebesar 0,0074 kg/s, pada HPU 0,033 kg/s, dan *purge gas drum* 0,063 kg/s.


Analisis Frekuensi Terjadi Kebocoran Hidrogen

Tabel 4 merupakan hasil frekuensi skenario pada masing-masing *study node* yang akan menimbulkan kecelakaan berdasarkan ESD pada Gambar 3 dan laju alir kebocoran pada masing-masing *study node*.

Tabel 4. Frekuensi Kejadian (per-tahun)

| Study Node | Unignited | Flash Fire | Jet Fire | Explosion |
|------------|------------------------|-----------------------|------------------------|-----------------------|
| 1 | 7,53x10 ⁻⁴ | 1,09x10 ⁻⁶ | 5,48 x10 ⁻⁶ | 1,45x10 ⁻⁶ |
| 2 | 4,65 x10 ⁻⁴ | 6,71x10 ⁻⁷ | 3,38 x10 ⁻⁶ | 8,95x10 ⁻⁷ |
| 3 | 1,16 x10 ⁻⁴ | 1,68x10 ⁻⁷ | 8,45x10 ⁻⁷ | 2,24x10 ⁻⁷ |

 : Unacceptable Risk

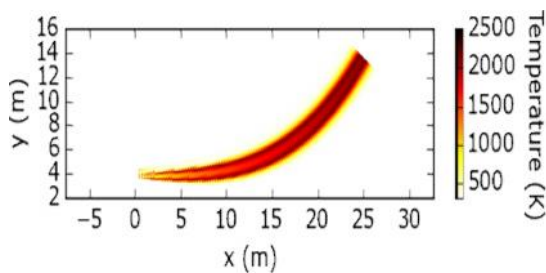
 : Acceptable Risk

Pada Tabel 4 diketahui bahwa kejadian *unignited release* berada pada level *unacceptable risk* berdasarkan kriteria teori *as Low as Reasonably Practicable Risk* (ALARP). Hasil data ESD disimulasikan untuk mengetahui dampak fisik dari masing-masing kejadian yang meliputi *jet fire*, *flash fire*, dan *explosion* akibat skenario kebocoran gas hidrogen. Konsekuensi dampak *jet fire* berupa panjang *jet fire*, temperatur, dan *radiative heat flux*. Dispersi dari gas hidrogen hingga mencapai nilai LFL memungkinkan yang dilanjutkan sumber penyalaan (*delayed ignition*) memicu terbentuknya *flash fire* dan ledakan.

Dampak Konsekuensi

Gambar 4, 5, dan 6 menunjukkan trayektori dan suhu *jet fire* dalam Kelvin. Kebocoran pada *streamline* 29 menghasilkan bentuk *jet fire* yang cenderung melengkung atau *curved flame*, sedangkan kebocoran pada HPU dan *Purge gas* dihasilkan *jet fire* yang cenderung berbentuk lurus atau *straight flame*.

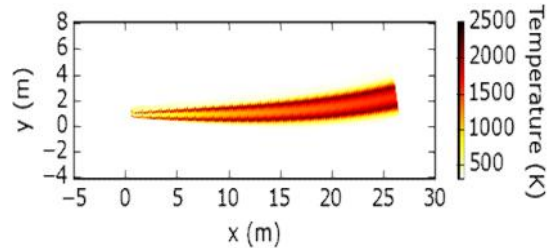
Perbedaan bentuk *jet fire* tersebut disebabkan oleh laju alir massa gas hidrogen yang terlepas berbeda pada setiap unitnya. Semakin besar laju alir massa gas hidrogen yang terlepas, maka menyebabkan trayektori *jet fire* cenderung berbentuk lurus atau *straight flame*. Hal tersebut disebabkan semakin besar laju alir massa gas hidrogen yang terlepas ke lingkungan pada saat kebocoran, maka akan dihasilkan *jet* hidrogen dengan kecepatan awal yang tinggi. Peningkatan kecepatan awal *jet* hidrogen menyebabkan jarak titik transisi ke *buoyancy-controlling regime* menjadi lebih jauh sehingga trayektori *jet fire* cenderung berbentuk lurus (Kim dkk, 2009).



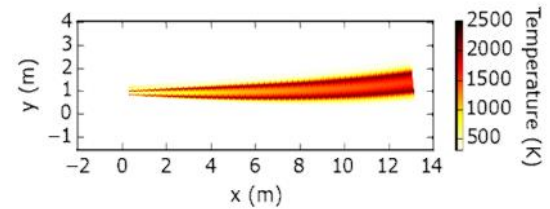
Gambar 4. Trayektori dan Suhu *Jet Fire* pada *Streamline* 29

Pada Gambar 4, 5, dan 6 menunjukkan bahwa panjang *jet fire* untuk *streamline* 29, HPU, dan *purge gas vessel* masing-masing sebesar 25 m, 27 m, dan 13 m dari titik kebocoran. *Streamline*

29 memiliki panjang *jet fire* lebih besar dibandingkan dengan *jet fire* yang dihasilkan dari unit HPU dan *purge gas vessel* karena *streamline* 29 memiliki tekanan operasi lebih besar dibandingkan dengan unit HPU dan *purge gas vessel*.



Gambar 5. Trayektori dan Suhu *Jet Fire* pada HPU



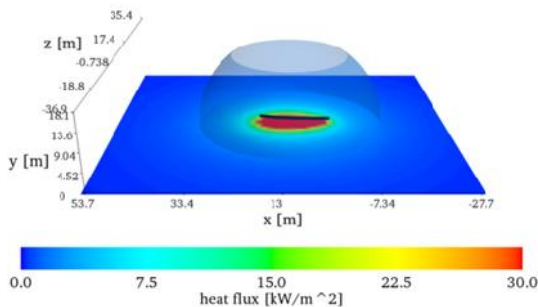
Gambar 6. Trayektori dan Suhu *Jet Fire* pada *Purge Gas Vessel*

Pembentukan *jet fire* dikendalikan oleh dua faktor yaitu momentum gas hidrogen dan gaya *buoyancy*. Pembentukan *jet fire* pada awalnya dikendalikan oleh gaya momentum, namun ketika gaya momentum berangsur-angsur menghilang seiring dengan meningkatnya jarak dari lubang kebocoran, maka pengaruh gaya *buoyancy* semakin dominan sehingga menyebabkan api yang keluar terangkat naik atau terjadi kecenderungan kelengkungan api. Hal ini dikarenakan sifat hidrogen yang sangat ringan (Kim dkk, 2009).

Dampak yang ditimbulkan oleh temperatur *jet fire* 700-1003 K adalah perubahan *grain structure*, sifat dan ketahanan korosi pada besi dan *stainless*

steel. Pada suhu lebih dari 1003 K mengalami distorsi struktur besi dalam jumlah besar karena *thermal stress* (API, 2007). Dalam *Radiative Heat Flux Mode* pemodelan yang akan digambarkan berupa gradasi warna yang menunjukkan perbedaan *heat flux* dalam kW/m².

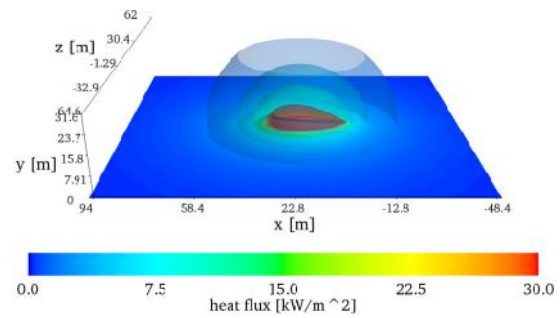
Berdasarkan *International Fire Code* (IFC) besarnya nilai ambang batas *radiative heat flux* untuk saluran distribusi sebesar 1,577 kW/m², pekerja sebesar 4,732 kW/m², dan peralatan *non-combustible* 25,237 kW/m² (Ekoto, 2014). Berdasarkan simulasi pada Gambar 7, 8, dan 9 menunjukkan bahwa jarak aman untuk pekerja akibat *jet fire* akibat kebocoran gas hidrogen masing-masing sejauh 31 m (*streamline 29*), 60 m (*vessel HPU*), dan 28 (*purge gas vessel*). Jarak aman pada *vessel HPU* lebih besar dibandingkan dua unit yang lainnya. Hal ini disebabkan konsentrasi gas hidrogen pada HPU mencapai 99,99%.



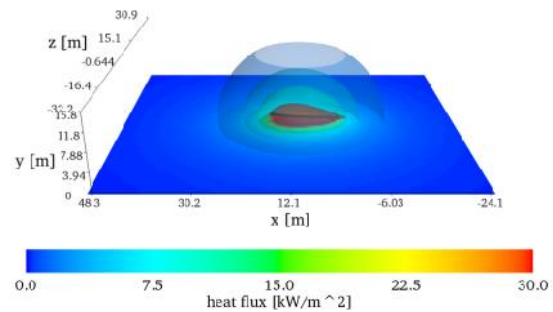
Gambar 7. Radiative Heat Flux Jet Fire pada *Streamline 29*

Pemodelan distribusi konsentrasi gas hidrogen *Gas Plume Dispersion* (GPD) didasarkan pada perbedaan gradasi warna yang mewakili fraksi mol hidrogen. Parameter yang digunakan dalam *unignited release* yaitu LFL. Hasil simulasi dispersi gas hidrogen pada Gambar 10, 11, dan 12 menunjukkan bahwa konsentrasi gas hidrogen tertinggi

di dekat titik kebocoran. Gas hidrogen selanjutnya mengalami penurunan seiring dengan meningkatnya jarak dari titik kebocoran. Penurunan konsentrasi tersebut disebabkan difusi hidrogen dengan udara di sekitarnya.



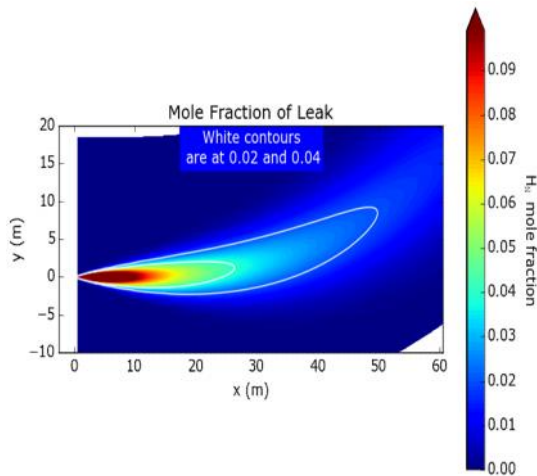
Gambar 8. Radiative Heat Flux Jet Fire pada HPU



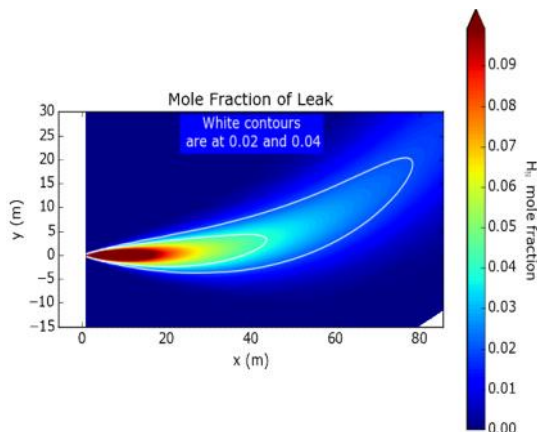
Gambar 9. Radiative Heat Flux Jet Fire pada *Purge Gas Vessel*

Simulasi GPD dapat digunakan untuk memprediksi panjang *flash fire* yang terjadi berdasarkan profil konsentrasi gas hidrogen. Hasil simulasi tersebut menunjukkan bahwa panjang area *flash fire* pada unit HPU lebih besar dibandingkan dengan *streamline 29* dan *purge gas vessel*. Hal ini disebabkan oleh konsentrasi tertinggi gas hidrogen pada unit HPU yang mencapai 99,99% serta diameter kebocoran yang relatif besar dibandingkan dengan *streamline 29*. Kebocoran dengan konsentrasi gas hidrogen yang tinggi dan diameter kebocoran yang besar mengarah pada

terbentuknya *flammability zone* yang lebar serta jarak *flash fire* yang tinggi.



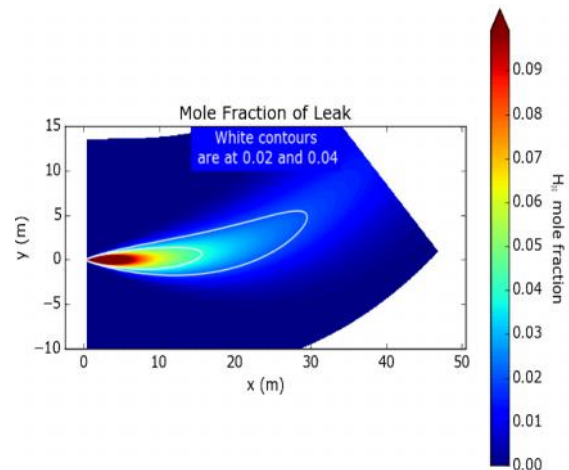
Gambar 10. Gas Plume Dispersion pada Streamline 29



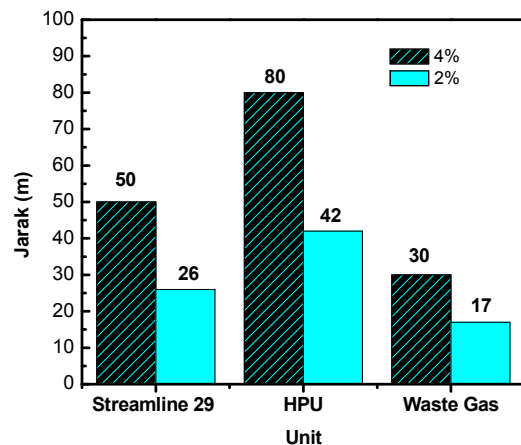
Gambar 11. Gas Plume Dispersion pada HPU

Konsekuensi *flash fire* dapat diketahui berdasarkan jarak yang setara dengan konsentrasi LFL sehingga berpotensi menyebabkan kematian. Pada konsentrasi $\frac{1}{2}$ LFL dapat menyebabkan gangguan pernapasan (Jafari dkk, 2014). Gambar 13 merupakan estimasi jarak kerugian dengan risiko gangguan pernafasan ($\frac{1}{2}$ LFL) akibat pelepasan hidrogen pada *streamline 29*, HPU, dan *purge vessel gas* masing-masing sebesar 26 m, 42 m, dan 17 m. Estimasi jarak

kerugian dengan risiko kematian (LFL) *streamline 29*, HPU, dan *waste gas* masing-masing sebesar 50 m, 80 m, dan 30 m. Pada unit HPU diperoleh jarak kerugian yang terbesar. Hal ini disebabkan oleh konsentrasi gas hidrogen pada HPU tertinggi dibandingkan *streamline 29* dan *purge gas vessel* yakni mencapai komposisi 99,9% hidrogen.



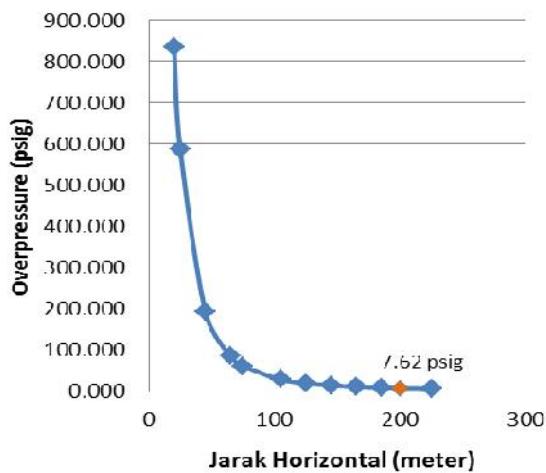
Gambar 12. Gas Plume Dispersion pada Purge Gas Vessel



Gambar 13. Grafik Jarak Kerugian pada Mol Fraksi 2% ($\frac{1}{2}$ LFL) dan 4% (LFL)

Gambar 14 merupakan grafik yang menunjukkan hubungan nilai *overpressure* yang terjadi dalam psig pada beberapa titik dari pusat ledakan. Jika ledakan diperkirakan terjadi pada *hydrogen purification system*, maka efek

ledakan dapat berdampak pada ruang kantor utama yang berjarak sekitar 200 meter dari lokasi *Hydrogen Plant*. Efek ledakan berupa *overpressure* yang terjadi sebesar 7,62 psig.



Gambar 14. Grafik *Overpressure* Saat Terjadi Ledakan pada HPU

Ledakan yang dihasilkan dapat mengakibatkan dampak yang setara dengan rusaknya panel baja dengan ketebalan 8-12 inch yang tidak diperkuat sehingga mengalami kerusakan akibat pergeseran. Salah satu probit yang sering digunakan pada kasus kematian manusia di luar ruangan dari *blast overpressure* adalah Probit Model Hurst, Nussey, dan Pape. *Overpressure* sebesar 7,62 psig bila dikonversikan menggunakan tabel *transformation from percentage to probits-Probit Analysis* akan diperoleh nilai persentase *probability death* pada jarak ledakan 200 m sebesar 22% dari jumlah populasi (Crowl dan Louvar, 2002).

4. KESIMPULAN

Kebocoran gas hidrogen yang terjadi pada unit *purification system hydrogen plant* industri pelumas berpotensi

menimbulkan kejadian *unignited release*, *jet fire*, *flash fire*, dan *explosion*. Frekuensi kejadian pada pelepasan hidrogen berada pada level *unacceptable risk* berdasarkan ALARP yaitu berupa skenario *unignited release* pada *streamline 29*, HPU, dan *purge gas vessel* masing-masing yaitu sebesar $7,53 \times 10^{-4}$, $1,65 \times 10^{-4}$, dan $1,16 \times 10^{-4}$ kejadian per tahun. Hasil simulasi HyRAM menunjukkan bahwa panjang *jet fire* pada HPU merupakan yang terbesar yaitu mencapai 27 m dari titik kebocoran. Hasil simulasi menunjukkan bahwa jarak aman pada skenario *jet fire* didasarkan ambang batas *radiative heat flux* pada unit HPU yaitu sebesar 60 m. Pada kejadian *flash fire* menghasilkan jarak kerugian terjauh yang berpotensi kematian di HPU yaitu 80 meter dan *explosion* pada radius 200 meter akan mengalami *blast overpressure* 7,62 psig dengan estimasi *fatality* 22% dari populasi.

DAFTAR PUSTAKA

- American Petroleum Institute. (2007). *API-579 Fitness-for-Service. American Society of Mechanical Engineers.*
- Barilo, N. F., Hamilton, J. J., dan Weiner, S. C. (2017). Energy and material flow models of hydrogen production in the U.S. chemical industry. *International journal of hydrogen energy*, 42, pp. 7536-7541.
- Center for Chemical Process Safety (CCPS). (2000). *Guidelines for Chemical Process Quantitative Risk Analysis Second Edition*. New York, USA: American Institute of Chemical Engineers (AIChE).
- Crowl, D. A., dan Louvar, J. F. (2002). *Chemical Process Safety*

- Fundamentals with Applications Second Edition.* United States of America: Prentice Hall, Inc.
- Edwards, P. P., Kuznetsov, V. L., David, W.I.F., dan Brandon, N. P. (2008). Hydrogen and fuel cells: Towards a sustainable energy future, *Journal of energy policy*, 36, pp. 4356–4362.
- Ekoto, I. W., Ruggles, A. J., Creitz, L. W., dan Li, J. X. (2014). Updated jet flame radiation modeling with buoyancy corrections, *International journal of hydrogen energy*, 39, pp. 20570-20577.
- Groth, K. M., Hecht, E. S., dan Reynolds, J. T. (2015). Methodology for assessing the safety of Hydrogen Systems: HyRAM 1.0 technical reference manual. SANDIA report, (November).
- Houf, W. G., Evans, G. H., dan Schefer, R. W. (2009). Analysis of jet flames and unignited jets from unintended releases of hydrogen. *International Journal of Hydrogen Energy*, 34, pp. 5961–5969.
- Jafari, M. J., Lajevardi, S. S., dan Fam, I. M. (2013). Semi quantitative risk assessment of a hydrogen production unit. *International journal of occupational hygiene* 5(3), 101–108.
- Jafari, M. J., Mohammadfam, I., dan Zarei, E. (2014). Analysis and simulation of severe accidents in a steam methane reforming plant. *International journal of occupational hygiene*, 6, pp. 120–130.
- Jafari, M. J., Zarei, E., dan Badri, N. (2012). The quantitative risk assessment of a hydrogen generation unit. *International journal of hydrogen energy*, 37, pp. 19241–19249.
- Kim, J. S., Yang, W., Kim, Y., dan Won, S. H. (2009). Behavior of buoyancy and momentum controlled hydrogen jets and flames emitted into the quiescent atmosphere. *Journal of loss prevention in the process industries*, 22, pp. 943-949.
- Mohammadfam, I., dan Zarei E. (2015). Safety risk modeling and major accidents analysis of hydrogen and natural gas releases: A comprehensive risk analysis framework. *International journal of hydrogen energy*, 40, pp. 13653-13663.
- Ordin, P. M. (1997). Safety Standard for Hydrogen and Hydrogen Systems: Guidelines for Hydrogen System Design, Materials Selection, Operation, Storage, and Transportation. Washington DC: Office of Safety and Mission Assurance, National Aeronautics and Space Administration (NASA).
- Ozalp, N., (2008). Energy and material flow models of hydrogen production in the U.S. chemical industry. *International journal of hydrogen energy*, 33, pp. 5020-5034.
- Yüceil, K.B. dan Ötügen M.V. (2002). Scaling parameters for underexpanded supersonic jets, *Physics of fluids*, 14, pp. 4206-4215.

