

EVALUASI PENILAIAN RISIKO PADA *DISTILLATION PROCESS UNIT PA3 PLANT* DENGAN METODE *LAYERS OF PROTECTION ANALYSIS (LOPA)*

Siska Tri Oktasari¹⁾, Galih Anindita²⁾, Aulia Nadia Rachmat³⁾

¹Jurusan Teknik Permesinan Kapal, Prodi Teknik Keselamatan dan Kesehatan Kerja, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya, Jalan Teknik Kimia, Kampus ITS, Surabaya 60111

^{2,3}Jurusan Teknik Permesinan Kapal, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya, Jalan Teknik Kimia, Kampus ITS, Surabaya 60111

E-mail : siskaokta3@gmail.com

Abstract

The producer company of Phthalic Anhydride (PA) in Gresik is a company engaged in chemical industry. The distillation unit got any additions of permanently installed support equipment, so re-hazard identification is needed to determine whether there is a risk change in the process. This research uses Hazard and Operability (HAZOP) method to identify potential hazard, the hazard evaluation result with the consequence undesirable risk then used as a scenario to evaluate the adequacy of existing layers of protection by using Layer Protection Analysis (LOPA) method and followed by determining the SIL value (Safety Integrity Level) obtained from the Probability Failure on Demand (PFD) value. This research produces four scenarios which in scenarios one, two and three have consequence frequency values with action at next opportunity category which means a reduction action is required, while scenario four is in the optional category that is the risk is still acceptable. The reduction action is carried out with the addition of the SIF protection layer that can reduce the risk of 10^{-2} in scenarios one and 10^{-1} in scenarios two and three. The obtained PFD value shows that the required SIL value is 1, 2 and 3. In addition, operator training, regular inspection and routine maintenance and a proper application of distillation process unit operation procedures are required.

Keywords: *Distillation Process Unit, HAZOP, LOPA, PA Manufacturer, SIF, SIL*

Abstrak

Perusahaan produsen *Phthalic Anhydride (PA)* Gresik merupakan perusahaan yang bergerak dibidang industri kimia. *Distillation process unit* mengalami adanya penambahan peralatan pendukung yang dipasang secara permanen sehingga diperlukan adanya identifikasi bahaya ulang untuk mengetahui apakah terdapat perubahan risiko pada proses tersebut. Penelitian ini menggunakan metode *Hazard and Operability (HAZOP)* untuk mengidentifikasi potensi bahaya yang mungkin terjadi, hasil *hazard evaluation* dengan *consequence undesirable risk* (risiko yang tidak diinginkan) kemudian dijadikan sebuah skenario untuk mengevaluasi kecukupan lapisan perlindungan yang sudah ada dengan menggunakan metode *Layer Protection Analysis (LOPA)* dan dilanjutkan dengan penentuan nilai SIL (*Safety Integrity Level*) yang didapatkan dari nilai *Probability Failure on Demand (PFD)*. Penelitian ini menghasilkan 4 skenario yang mana pada skenario satu, dua dan tiga memiliki nilai frekuensi *consequence* dengan kategori *action at next opportunity* yang berarti diperlukan tindakan pengurangan, sedangkan skenario empat berada pada kategori *optional* yaitu risiko masih dapat diterima. Tindakan pengurangan dilakukan dengan penambahan *protection layer* berupa SIF yang dapat menurunkan risiko sebesar 10^{-2} pada skenario satu dan 10^{-1} pada skenario dua dan tiga. Nilai PFD yang didapatkan menunjukkan bahwa nilai SIL yang dibutuhkan adalah 1, 2 dan 3. Selain itu diperlukan pelatihan operator, inspeksi secara berkala dan *maintenance* secara rutin serta penerapan prosedur pengoperasian *distillation process unit* secara benar.

Kata Kunci : *Distillation Process Unit, HAZOP, LOPA, Perusahaan Produsen PA, SIF, SIL*

PENDAHULUAN

Perusahaan kimia yang berlokasi di Kabupaten Gresik merupakan perusahaan perseroan dengan status Penanaman Modal Asing (PMA) yang didirikan pada tahun 1985. Perusahaan yang bergerak dibidang industri kimia dan merupakan satu-satunya industri di Indonesia sebagai penghasil *Phthalic Anhydride* (PA) mulai memproduksi secara komersial sejak bulan Januari 1989. PA merupakan bahan kimia yang digunakan sebagai bahan baku bagi industri plastik, resin dan bahan pembuat cat. Pada tahun awal mulai memproduksi sampai dengan tahun 2004 perusahaan tersebut telah memiliki tiga *plant* PA yang didirikan atas dasar perkembangan teknologi dan permintaan pasar yang cukup tinggi, dan masing-masing *plant* memiliki kapasitas produksi menghasilkan *phthalic anhydride* yang berbeda-beda yaitu *plant* PA1 dengan kapasitas 30.000 MTPY, *plant* PA2 40.000 MTPY, dan PA3 70.000 MTPY. Namun pada tahun 2004 terjadi ledakan yang disebabkan adanya kebocoran *O-xylene* yang bercampur dengan *Maleic Anhydride* (MA) yaitu hasil samping dari produk *plant* PA2 bahan kimia industri otomotif yang biasa digunakan untuk memproduksi *polyester fiberglass*.

Dari kejadian tersebut perusahaan hanya menyisakan satu buah aset berharga yaitu *plant* PA3 yang masih beroperasi dan memproduksi PA hingga saat ini, sehingga banyak sekali tindakan preventif yang dilakukan oleh pihak perusahaan guna melindungi dan menjaga aset perusahaan baik dari segi manusia, peralatan/fasilitas dan lingkungan. Salah satu tindakan yang telah dilakukan oleh perusahaan adalah melakukan rekayasa *engineering* pada bagian proses khususnya di *distillation process unit* dengan melakukan penambahan perangkat pendukung secara permanen yaitu *ageing tank pump* (PU-3310), *topping column bottom tar pump* (PU-3320) dan *topping column vacuum ejector* untuk membantu siklus operasi proses *plant* PA3 agar berjalan dengan baik dan mencegah atau meminimalisir terjadinya kegagalan proses yang dapat menimbulkan bahaya. Perusahaan tersebut memiliki kebijakan untuk menjalankan komitmen dalam bidang *process safety management* (PSM). Dan menurut PSM *Guide Center for Chemical Process Safety* (CCPS, 2008) menyebutkan bahwa, perubahan permanen yang terjadi pada *plant* harus memiliki manajemen risiko yang baru. Adanya perubahan sistem dan fasilitas dari *distillation process unit* ini tentunya akan menimbulkan dampak positif dan negatif. Sehingga perlu adanya peninjauan ulang terhadap *risk assessment* berdasarkan perubahan yang sudah dilakukan.

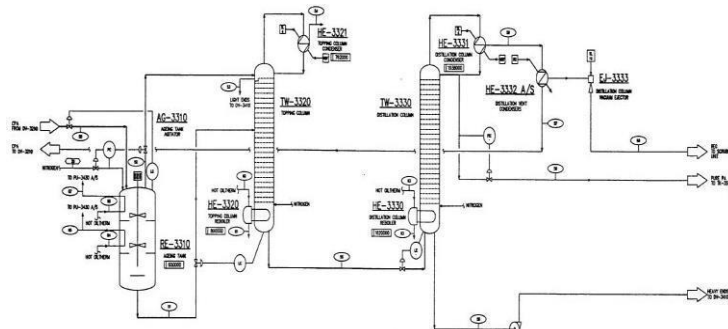
Pada penelitian ini akan dilakukan identifikasi bahaya ulang secara kualitatif dengan menggunakan metode *Hazard and Operability* (HAZOP) untuk meninjau proses atau operasi sistematis untuk menentukan apakah terdapat penyimpangan pada proses yang dapat menyebabkan konsekuensi yang tidak diinginkan. Pemilihan metode HAZOP karena metode ini salah satu metode yang mengidentifikasi potensi bahaya yang mengancam keselamatan maupun lingkungan. Kemudian dilakukan analisis resiko secara semi-kuantitatif menggunakan metode LOPA (*Layer of Protection Analysis*). Metode ini merupakan bentuk sederhana untuk penilaian resiko.

Dengan adanya analisis dan evaluasi risiko terhadap *distillation process unit* diharapkan dapat diketahui tinggi rendahnya level risiko sehingga dapat dilakukan upaya pengendalian pada faktor-faktor penyebab kegagalan pada komponen berdasarkan kecukupan *Independent Protection Layer* (IPLs) dan menentukan nilai SIL (*Safety Integrity Level*) yang dapat menimbulkan bahaya bagi peralatan/fasilitas, pekerja maupun lingkungan yang ada di perusahaan produsen *Phthalic Anhydride* (PA) Gresik.

METODE PENELITIAN

Setelah meninjau dan memaparkan tentang pendahuluan serta tinjauan pustaka maka pada penelitian ini dilakukan tinjauan lapangan untuk mengetahui prinsip kerja, potensi kegagalan yang mungkin terjadi dan kondisi operasi yang ada pada *distillation process unit* yang diangkat sebagai objek pembahasa

1. Deskripsi *Distillation Process Unit*



Gambar 1 PFD *Distillation Process Unit*

Sumber : Perusahaan Produsen PA Gresik, 2017

Secara umum *distillation process unit* merupakan unit pemurnian *Crude Phthalic Acid (CPA)* dari komponen-komponen pengotornya hingga menjadi *Pure Phthalic Anhydride (PPA)*. Proses pemurnian CPA terdiri dari 2 tahap yaitu, *topping coloumndandestilasicoloumn*. Proses tersebut dimulai dari CPA dipompa ke dalam *ageing tank* untuk mengevaporasi CPA menjadi PA dengan cara menghilangkan kandungan airnya dengan pemanas berupa *coil* dan *half pipe* yang media pemanasnya menggunakan *TH oil*. Produk atas *ageing tank* dialirkan menuju kondenser untuk diolah kembali, sedangkan produk bawah berupa PA cair dialirkan ke *topping column* untuk dilakukan pemurnian tahap pertama yaitu menghilangkan LBR (*Low Boiling Residu*) yang akan teruapkan ke bagian atas kolom dengan pemanas boiler. Produk atas dikondensasikan dan dimasukkan ke *waste storage tank* untuk dibakar di dalam *oiltherm TH furnace*. Sedangkan produk bawah dialirkan ke *distillation column* untuk dilakukan pemurnian tahap kedua dengan menghilangkan HBR (*Hight Boiling Residu*).

2. Metode Pelaksanaan HAZOP

Penelitian ini diawali dengan mengidentifikasi potensi bahaya dan risiko berdasarkan adanya penambahan perangkat pendukung secara permanen pada *distillation process unit* dengan menggunakan metode HAZOP. Dimulai dengan penentuan *study nodes*/titik studi, pemilihan *guide word* dan *deviation* untuk mendapatkan data-data mode kegagalan yang terjadi pada sistem terkait. Setelah pembagian *study node* maka selanjutnya melakukan analisis terhadap *likelihood* dan *consequence* untuk menentukan tinggi rendahnya nilai risiko. Terdapat beberapa perbedaan antara hasil identifikasi bahaya yang lama dengan yang baru yaitu terjadinya peningkatan dan penurunan nilai *likelihood* pada *study node 1* dan *2* sehingga mempengaruhi nilai risiko, adanya mode kegagalan baru pada *study node 1* dan *2* berupa *less/no flow* yang disebabkan oleh kegagalan pada pompa, adanya rekomendasi baru yang ditambahkan pada *study node 1, 2* dan *3*, serta adanya *consequence* baru yang ditimbulkan pada *study node 2* dan *5*.

3. Metode Pelaksanaan LOPA

Setelah itu melakukan analisis kecukupan lapisan perlindungan dengan menggunakan metode LOPA yang dimulai dengan menentukan dan mengembangkan skenario yang didapat dari hasil identifikasi HAZOP berdasarkan adanya perubahan dari hasil *hazard evaluation* dengan *consequence* yang termasuk dalam kategori *undesirable risk* (risiko yang tidak diinginkan). Selanjutnya melakukan identifikasi frekuensi *initiating event* yang didapatkan dari hasil perkalian *failure rate* skenario dengan *time at risk* (CCPS, 2001) dalam satuan per tahun. Nilai *failure rate* dari setiap skenario didapatkan dari banyaknya kegagalan dibagi dengan total waktu operasi pada *distillation process unit* selama jangka waktu operasi 4 tahun (2014-2017). Frekuensi *initiating event* dijelaskan pada Tabel 1.

Tabel 1
 Nilai Frekuensi *Initiating Event* dari Setiap Skenario

Scenario	Study Node	Deviation	Cause	λ	Time at Risk	Frekuensi <i>Initiating Event</i> (tahun)
1.	01	<i>Less/No Flow</i>	Kegagalan pada <i>ageing tank pump</i> (PU-3310).	1,09	1	1,09
2.	01	<i>Wrong Flow</i>	Kesalahan dalam pembukaan <i>block valvesampling</i> (SC-2101) atau katup pembuangan.	1,97	1	1,97
3.	02	<i>Wrong Flow</i>	Kesalahan dalam pembukaan <i>block valvesampling</i> (SC-2102) pada sambungan sampel atau katup pembuangan.	1,53	1	1,53
4.	03	<i>Wrong Flow</i>	Kesalahan dalam pembukaan <i>block valvesampling</i> (SC-2201A/S) pada sambungan sampel atau katup pembuangan.	1,31	1	1,31

Sumber : Pengolahan Data, 2018

Selanjutnya mengidentifikasi IPLs yang merupakan suatu alat, sistem atau tindakan yang mampu mencegah terjadinya konsekuensi yang tidak diinginkan dari suatu skenario yang dapat memicu timbulnya *Initiating Event* itu sendiri. Kemudian menghitung nilai frekuensi terjadinya skenario untuk mengetahui seberapa sering skenario terjadi pada saat operasi normal, sehingga nantinya dapat menetapkan apakah risiko dari setiap skenario masih dapat ditolerir atau harus mengalami pengurangan hingga mencapai tingkat risiko yang “*As Low As Reasonably Practicable*”. Hasil keputusan risiko dijelaskan pada Tabel 2.

Tabel 2
 Rekapitulasi Hasil Keputusan Risiko

Skenario	Keputusan Risiko Sebelum Penambahan IPL		Consequence Category	Keputusan Risiko Setelah Penambahan IPL	
	f_i^c	Risk Matrix LOPA		f_i^c	Risk Matrix LOPA

1	$1,09 \times 10^{-3}$	Action at next opportunity	B	$1,09 \times 10^{-5}$	Optional (evaluate alternative)
2	$9,85 \times 10^{-4}$	Action at next opportunity	A	$9,85 \times 10^{-5}$	Optional (evaluate alternative)
3	$7,65 \times 10^{-4}$	Action at next opportunity	A	$7,65 \times 10^{-5}$	Optional (evaluate alternative)
4	$6,55 \times 10^{-4}$	Optional (evaluate alternative)	B	$6,55 \times 10^{-4}$	Optional (evaluate alternative)

Sumber : Pengolahan Data, 2018

HASIL DAN PEMBAHASAN

Dari hasil evaluasi HAZOP didapatkan empat *hazard evaluation* dengan *consequence* yang termasuk dalam kategori *undesirable risk* (risiko yang tidak diinginkan) dan dijadikan skenario untuk mengetahui kecukupan lapisan perlindungan pada *distillation process unit* dengan menggunakan metode LOPA. Pada Tabel 2 hasil dari analisis LOPA diperoleh tiga skenario yaitu skenario 1, 2 dan 3 yang berada pada kriteria *action at next opportunity*, yang mana risiko tersebut berada pada level yang harus dikurangi dan tindakan pengurangan tersebut dapat dilakukan secara bertahap. Selain itu terdapat satu skenario yaitu skenario 4 yang berada pada kriteria *optional*, yang mana risiko tersebut berada pada level masih dapat diterima namun tindakan alternatif pengurangan terhadap risiko tetap dipertimbangkan.

Rekomendasi yang dapat diterapkan untuk mengurangi tingkat frekuensi terjadinya risiko pada skenario 1 adalah dengan cara menambahkan SIF berupa sistem recovery pompa dengan nilai PFD sebesar 1×10^{-2} (CCPS-AIChE, 2001). Dari hasil perhitungan frekuensi skenario setelah adanya penambahan IPL berupa sistem recovery pompa dapat mereduksi skenario dari $1,09 \times 10^{-3}$ pertahun menjadi $1,09 \times 10^{-5}$ pertahun.

Untuk skenario 2 rekomendasi yang dapat diterapkan untuk mengurangi tingkat frekuensi terjadinya risiko adalah dengan cara menambahkan SIF berupa *magnetic flow meter* dengan nilai PFD sebesar 1×10^{-1} (CCPS-AIChE, 2015). SIF tersebut dipilih dengan alasan *magnetic flow meter* dapat mengukur besar kecilnya suatu aliran fluida dan menjaga kualitas total hasil produk sehingga dapat segera diketahui serta dilakukannya tindakan apabila terjadi adanya *wrong flow* pada *block valvesampling* (SC-2101) atau katup pembuangan *ageing tank*. Dari hasil perhitungan frekuensi skenario setelah adanya penambahan IPL berupa *magnetic flow meter* dapat mereduksi skenario dari $9,85 \times 10^{-4}$ pertahun menjadi $9,85 \times 10^{-5}$ pertahun.

Sedangkan rekomendasi yang dapat diterapkan untuk mengurangi tingkat frekuensi terjadinya risiko pada skenario 3 adalah dengan cara menambahkan SIF berupa *magnetic flow meter* dengan nilai PFD sebesar 1×10^{-1} (CCPS-AIChE, 2015). SIF tersebut dipilih dengan alasan *magnetic flow meter* dapat mengukur besar kecilnya suatu aliran fluida dan menjaga kualitas total hasil produk sehingga dapat segera diketahui serta dilakukannya tindakan apabila terjadi adanya *wrong flow* pada *block valvesampling* (SC-2102) pada sambungan sampel atau katup pembuangan *topping column*. Dari hasil perhitungan frekuensi skenario setelah adanya penambahan IPL berupa *magnetic flow meter* dapat mereduksi skenario dari $7,65 \times 10^{-4}$ pertahun menjadi $7,65 \times 10^{-5}$ pertahun. Sehingga apabila hasil dari tingkat frekuensi terjadinya risiko pada skenario 1, 2 dan 3 apabila dimasukkan pada *risk matrix* LOPA maka skenario tersebut berada pada kriteria *optional*, yang mana risiko tersebut berada pada level masih dapat diterima namun tindakan alternatif pengurangan terhadap risiko tetap dipertimbangkan.

Selain rekomendasi yang diberikan berupa penambahan SIF, memberikan pelatihan kepada operator, inspeksi secara berkala dan *maintenance* secara rutin serta penerapan prosedur pengoperasian *distillation process unit* secara benar juga perlu dipertimbangkan untuk mencegah terjadinya kegagalan yang dapat membahayakan pekerja maupun masyarakat yang berada di sekitar lokasi perusahaan.

Berdasarkan ISA-TR84.00.02 Part 2 (2002) SIL mempresentasikan besarnya probabilitas kegagalan dari komponen *Safety Instrumented System* (SIS) ketika ada kebutuhan yang digolongkan ke dalam empat level yaitu SIL 1, SIL 2, SIL 3 dan SIL 4. Dari hasil perhitungan PFD (*Probability Failure on Demand*) yang telah ada dan juga penambahan PFD pada IPL yang harus diterapkan sebagai rekomendasi pada *distillation process unit* dengan *consequence* yang memiliki nilai risiko tertinggi/terburuk maka nilai SIL yang dibutuhkan skenario 1 sebesar 3, nilai SIL yang dibutuhkan skenario 2 dan 3 sebesar 2, dan nilai SIL yang dibutuhkan skenario 4 sebesar 1. Dimana semakin tinggi tingkatan SIL, maka keamanan dari SIS lebih baik.

KESIMPULAN

Kesimpulan yang dapat diambil dari penelitian ini adalah terjadi perubahan risiko yang tidak signifikan pada *distillation process unit* berdasarkan adanya penambahan perangkat, yaitu terdapat empat jenis perubahan yang meliputi terjadinya peningkatan dan penurunan nilai *likelihood* sehingga mempengaruhi nilai risiko, adanya mode kegagalan baru, adanya rekomendasi baru yang ditambahkan serta adanya *consequence* baru yang ditimbulkan. Skenario kegagalan dikembangkan berdasarkan adanya perubahan dari hasil *hazard evaluation*

dengan *consequence* yang memiliki nilai risiko tertinggi/terburuk. Terdapat empat deviasi yang termasuk dalam kategori *undesirable risk* (risiko yang tidak diinginkan) dan ditetapkan sebagai skenario kegagalan. Dari masing-masing skenario tentunya memiliki nilai frekuensi yang berbeda, frekuensi tersebut didapatkan dari perkalian antara *Initiating Event Frequency* dengan nilai PFD (*Probability of Failure on Demand*) yang dimiliki dari setiap IPL (*Independent Protection Layer*). Sebagai contoh pada skenario satu yang memiliki nilai frekuensi terjadinya risiko sebesar $1,09 \times 10^{-3}$ per tahun dengan konsekuensi *less/no flow* pada pipa aliran keluar dari *ageing tank* menuju ke *topping column* yang disebabkan oleh kegagalan pada *ageing tank pump*, maka terjadi kenaikan level pada *aging tank* dan penurunan level pada bagian bawah *topping column* sehingga terjadi peningkatan temperatur karena pompa tidak dapat mentransfer CPA ke *topping column* dan dapat mempengaruhi proses pemisahan menjadi tidak sempurna. Dan berdasarkan nilai frekuensi dari masing-masing skenario yang dikombinasikan dengan tabel *risk matrix* LOPA, ternyata IPL yang telah ada tidak cukup untuk mereduksi frekuensi konsekuensi kegagalan skenario 1, 2 dan 3 sampai pada level dapat diterima sehingga diperlukan adanya penambahan IPL. Rekomendasi yang dapat diberikan antara lain dengan menambahkan IPL yaitu SIF yang berupa sistem *recovery* pompa dan *magnetic flow meter*. Selain itu memberikan pelatihan kepada operator, inspeksi secara berkala dan *maintenance* secara rutin serta penerapan prosedur pengoperasian *distillation process unit* secara benar juga perlu dipertimbangkan untuk mencegah terjadinya kegagalan yang dapat membahayakan pekerja maupun masyarakat yang berada di sekitar lokasi perusahaan. Dan berdasarkan dari hasil perhitungan PFD (*Probability Failure on Demand*) yang telah ada dan juga penambahan PFD pada IPL yang harus diterapkan sebagai rekomendasi maka dapat diketahui kebutuhan nilai SIL-nya. Terdapat satu skenario yang termasuk dalam SIL 1, dua skenario yang termasuk dalam SIL 2, dan satu skenario yang termasuk dalam SIL 3.

DAFTAR PUSTAKA

- CCPS (2001). *Layer of protection analysis - simplified process risk assessment*. American Institute of Chemical Engineers (AIChE), Centre for Chemical Process Safety (CCPS). 3 Park Avenue, New York.
- CCPS. (2008). *Guidelines for the Management of Change for Process Safety*. American Institute of Chemical Engineers (AIChE), Centre for Chemical Process Safety (CCPS). New York, United States.
- CCPS (2015). *Guideline For Initiating Events And Independent Protection Layers In Layer Protection Analysis*. American Institute of Chemical Engineers (AIChE), Centre for Chemical Process Safety (CCPS). 3 Park Avenue, New York.
- ISA-TR84.00.02 (2002). *Safety Instrumented Functions (SIF) – Safety Integrity Level (SIL) Evaluation Techniques Part 1: Introduction*. Durham : International Society of Automation.

(halaman ini sengaja dikosongkan)