

Analisa Dan Penilaian Risiko Reaktor *Diocetyl Phthalate* Dengan Pendekatan Metode *Layer Of Protection Analysis*

(Studi Kasus: PT Petronika, Gresik)

Fajar Dwi Andika Putra¹⁾, Novi Eka Mayangsari²⁾, Aulia Nadia Rachmat³⁾

¹Program Studi Teknik Keselamatan dan Kesehatan Kerja, Jurusan Teknik Permesinan Kapal, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya, Surabaya 60111

^{2,3}Jurusan Teknik Permesinan Kapal, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya, Surabaya 60111

email: fajardwi25@gmail.com

Abstract

PT Petronika didirikan pada tahun 1983 dan merupakan perusahaan patungan (Join Venture) swasta asing (PMA). Saat ini PT Petronika memproduksi *Diocetyl Phthalate* (DOP) yang merupakan salah satu bahan utama dalam pembuatan barang-barang plastik. Sistem utama dalam memproduksi *Diocetyl Phthalate* adalah sistem reaktor. Pada reaktor PT Petronika dilengkapi dengan beberapa safeguard yang harus bekerja sesuai fungsinya. Penelitian ini menggunakan metode Hazard and Operability (HAZOP) untuk mengidentifikasi potensi bahaya yang mungkin terjadi dan level dari bahaya tersebut yang kemudian dilanjutkan dengan metode *Layer of Protection Analysis* (LOPA) untuk mengevaluasi kecukupan lapisan perlindungan yang sudah ada. Hasil HAZOP dengan risiko paling tinggi dilanjutkan dengan penentuan SIL (Safety Integrity Level) yang didapatkan dari nilai Probability Failure Demand (PFD). Hasil HAZOP menunjukkan 5 consequence yang berada pada level Extreme Risk yang selanjutnya dijadikan skenario LOPA. Perhitungan frekuensi skenario didapatkan bahwa pada skenario empat pada kategori optional, skenario satu, dua, tiga dan lima pada kategori immediate action. Rekomendasi yang dapat dilakukan yaitu dengan penambahan protection layer berupa SIF dan alarm dengan total nilai PFD sebesar 10^{-3} . Dari PFD yang telah ditetapkan dapat disimpulkan bahwa nilai SIL adalah 1. Selain itu, inspeksi berkala dapat dipertimbangkan untuk mencegah terjadinya kegagalan yang membahayakan pekerja dan masyarakat disekitar PT Petronika.

Keywords: Reaktor, *Diocetyl Phthalate*, HAZOP, LOPA, SIF, SIL

1. PENDAHULUAN

PT Petronika memproduksi *Diocetyl Phthalate* (DOP) yang merupakan salah satu bahan utama dalam pembuatan barang-barang plastik. PT Petronika menghasilkan 2500 ton *Diocetyl Phthalate* setiap bulannya. Agar permintaan konsumen dapat terpenuhi maka proses produksi harus terus berjalan. Dalam produksinya, PT Petronika memiliki potensi bahaya tinggi terhadap keselamatan kesehatan kerja, lingkungan, serta proses produksi apabila tidak dikelola dengan baik, karena perusahaan ini menggunakan dan menghasilkan bahan-bahan kimia yang berbahaya dan beracun. Fasilitas produksi yang dipilih pada penelitian ini yaitu reaktor karena adanya hubungan yang sangat erat antara kerusakan sistem ini dengan operasional dan keselamatan di PT Petronika. Reaktor sendiri merupakan fasilitas produksi utama pada perusahaan karena dari reaktor *Diocetyl Phthalate* dapat diproduksi. Teknik identifikasi bahaya yang digunakan metode HAZOP (*Hazard and Operiability*) yang kemudian akan dilanjutkan dengan metode LOPA (*Layer of Protection Analysis*).

Dalam penelitian ini juga membahas mengenai seberapa handal tingkat keamanan dari suatu peralatan untuk memastikan proteksi yang ada dapat melindungi sistem dengan menggunakan metode SIL (*Safety Integrity Level*). Nilai dari SIL ini didapat dari hasil analisa semi kuantitatif dengan menggunakan metoda LOPA (*Layer of Protections Analysis*) yang mendapat masukan dari HAZOP (*Hazard and Operiability*) untuk mengetahui penyimpangan-penyimpangan yang mungkin dapat terjadi pada proses produksi *diocetyl phthalate* ini.

2. METODOLOGI

2.1 HAZOP

HAZOP adalah salah satu teknik identifikasi yang digunakan untuk meninjau bahaya suatu proses atau operasi pada suatu sistem secara sistematis, teliti dan terstruktur untuk mengidentifikasi berbagai permasalahan yang mengganggu jalannya proses dan risiko-risiko yang ada yang dapat menimbulkan risiko merugikan bagi manusia atau fasilitas pada lingkungan atau sistem yang ada. (CCPS, 2008).

2.2 LOPA (Layer of Protection Analysis)

Layer of Protection Analysis (LOPA) merupakan alat semi kuantitatif untuk menganalisa dan menilai risiko (CCPS, 2001). LOPA digunakan dalam mengevaluasi kecukupan lapisan pelindung dan dapat menentukan kinerja langkah alternatif yang diperlukan diluar SIS, dan memberikan dasar yang konsisten untuk menilai apakah lapisan pelindung yang ada sudah memadai untuk mencapai pengurangan risiko (CCPS, 2001).

2.3 Penentuan Nilai SIL

Penentuan nilai SIL dapat dilakukan dengan mengintegrasikan HAZOP dengan LOPA. Dijelaskan keterkaitan antara HAZOP dan *worksheet* pada LOPA. Dalam *worksheet*, LOPA dikerjakan dari kiri ke kanan dan mendapatkan input data dari analisa HAZOP. *Possible causes* dari HAZOP merupakan *initiating causes* didalam LOPA (Dowell, 1998). *Safeguards* diidentifikasi didalam HAZOP yang ditunjukkan didalam PLs (*protection layers*) dalam LOPA. Catatan bahwa semua IPLs adalah *safeguards*, tapi tidak semua *safeguards* adalah IPLs (CCPS, 2001). Semua IPLs yang termasuk didalam kolom didalam *worksheet* LOPA, harus diimplementasikan dan membutuhkan evaluasi. Konsekuensi HAZOP *severity ranking* (S), dan konsekuensi HAZOP *likelihood* (L) dapat ditransformasikan kedalam LOPA, dan *impact events severity level* dan *initiating cause frequency* adalah syarat yang dapat dipakai didalam LOPA dengan kolom yang terkait (C.A.L, 2008).

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

HAZOP (Hazard and Operability)

Proses identifikasi bahaya dengan menggunakan metode HAZOP dapat dimulai dengan menentukan *study nodes* atau titik studi. Penentuan *study nodes* berdasarkan aliran masuk dan keluar dari proses atau operasi ini. Berikut pembagian *study nodes* pada proses distribusi *caustic soda*.

Tabel 1 Penentuan *Study Node*

Node	Keterangan Study Node
1	Pipa masukan gas inert (N2) ke dalam reaktor
2	Pipa hot oil 1
3	Pipa hot oil 2
4	Pipa hot oil 3
5	Pipa hot oil 4
6	Reaktor Dioctyl Phthalate
7	Stripper
8	Kondensor
9	Decanter
10	Pipa keluaran Dioctyl Phthalate ke receive tank dan receive tank

Pada node 1 ditemukan beberapa penyebab yang menyebabkan penyimpangan pada proses termasuk dalam golongan *extreme risk* yaitu:

- a. Ball Valve tidak membuka sehingga menyebabkan kebakaran dalam reaktor

Penyebab ini memiliki *guide word no flow* dan menyebabkan tidak adanya gas inert dalam reaktor sehingga menyebabkan oksigen mudah bereaksi apabila didalam reaktor suhu meningkat dan menyebabkan kebakaran didalam reaktor. *Cause* ini memiliki nilai *severity catastrophic* dan *likelihood unlikely*. Sehingga menghasilkan nilai risiko golongan *extreme risk* yang kemudian menjadi skenario 1 LOPA

Pada node 6 ditemukan beberapa penyebab yang menyebabkan penyimpangan pada proses termasuk dalam golongan *extreme risk*, yaitu:

- a. *Control valve* gagal menutup sehingga menyebabkan suhu meningkat sehingga menyebabkan kebakaran dalam reaktor
 Penyebab ini memiliki *guide word high pressure* akan suhu meningkat sehingga menyebabkan kebakaran dalam reaktor. *Cause* ini memiliki nilai *severity catastrophic* dan *likelihood unlikely* sehingga menghasilkan nilai risiko golongan *extreme risk* yang kemudian menjadi skenario 2 LOPA.
- b. Reaktor mengalami kebocoran menyebabkan *coil* pemanas bocor
 Penyebab ini memiliki *guide word low level* menyebabkan agitator oleng sehingga mengenai *coil* pemanas yang berakibat bocor. *Cause* ini memiliki nilai *severity catastrophic* dan *likelihood unlikely* sehingga menghasilkan nilai risiko golongan *extreme risk* yang kemudian menjadi skenario 3 LOPA.
- c. *Ampere* motor agitator terlalu besar menyebabkan *carry over*
 Penyebab ini memiliki *guide word high speed* menyebabkan putaran agitator meningkat sehingga menyebabkan *carry over*. *Cause* ini memiliki nilai *severity major* dan *likelihood moderate* sehingga menghasilkan nilai risiko golongan *extreme risk* yang kemudian menjadi skenario 4 LOPA.
- d. *Ampere* motor agitator terlalu besar menyebabkan *coil* pemanas bocor
 Penyebab ini memiliki *guide word high speed* menyebabkan putaran agitator meningkat sehingga menyebabkan *coil* pemanas bocor. *Cause* ini memiliki nilai *severity catastrophic* dan *likelihood unlikely* sehingga menghasilkan nilai risiko golongan *extreme risk* yang kemudian menjadi skenario 5 LOPA.

LOPA (Layer of Protection Analysis)

Dari hasil identifikasi HAZOP, kemudian diidentifikasi lebih lanjut dengan metode LOPA untuk mengetahui kecukupan proteksi dan nilai SIL (*Safety Integrity Level*). Skenario 1 dengan *guide words no flow*, penyebab penyimpangan *ball valve* mengalami kegagalan memiliki nilai frekuensi *initiating event* sebesar 0.4 per tahun. Nilai ini didapat dari hasil perkalian antara laju kegagalan dengan *time at risk* (Sumber : CCPS, 2001).

$$\begin{aligned} \text{Frekuensi Initiating Event} &= \text{laju} \\ \text{kegagalan} \times \text{time at risk} &= (4 \times 10^{-1} \text{ per tahun}) \times (1) \\ &= 4 \times 10^{-1} \text{ per tahun.} \end{aligned}$$

Langkah selanjutnya adalah identifikasi *Independent protection layer* (IPL). Skenario kegagalan ini memiliki IPL berupa *Operator 24 hour stand by*. Operator termasuk dalam *Human Response to BPCS indication or alarm with 40 minutes response time* dengan nilai PFD nya yaitu 1×10^{-1} . Sehingga Skenario kegagalan ini memiliki nilai frekuensi sebesar 0.025 yang didapatkan dari hasil perkalian IPL dengan frekuensi *initiating event*.

$$\begin{aligned} F_i^c &= \prod_{j=1}^J PFD_{ij} \\ (\text{Sumber : CCPS, 2001}) & \\ F_i^{\text{fire}} &= f_i^1 \times \\ PFD_{\text{human IPL}} \times P^{\text{ignition}} & \\ &= 4 \times 10^{-1} \times (1 \times 10^{-1}) \times (1) \\ &= 0,04 \end{aligned}$$

Dari nilai frekuensi skenario ini menunjukkan bahwa skenario ini berada pada kriteria *Immediate Action* yang berarti tindakan pengurangan risiko perlu segera dilakukan karena tingkat risiko terlalu tinggi sehingga diperlukan penambahan IPL berupa SIF (*Safety Instrumented System*) dengan nilai PFD sebesar 10^{-2} dan alarm dengan nilai PFD sebesar 10^{-1} . Dengan penambahan SIF dapat menurunkan risiko sebesar 10^{-3} sehingga berada pada kriteria optional yang berarti risiko dapat diterima namun tindakan alternatif tetap dipertimbangkan, sehingga perlu dilakukan inspeksi berkala untuk mencegah terjadinya kegagalan yang membahayakan.

$$\begin{aligned} F_i^c &= \prod_{j=1}^J PFD_{ij} \\ (\text{Sumber : CCPS, 2001}) & \end{aligned}$$

$$\begin{aligned}
 F_{\text{fire}} &= f_i^1 \times \\
 PFD_{\text{human IPL}} \times PFD_{\text{SIF}} \times PFD_{\text{alarm}} & \\
 &= 4 \times 10^{-1} \times (1 \times 10^{-1}) \times (1 \times 10^{-2}) \times (1 \times 10^{-1}) \\
 &= 0,00004
 \end{aligned}$$

SIL (Safety Integrity Level)

Berdasarkan perhitungan PFD (*Probability Failure on Demand*) yang ada dan juga penambahan PFD dari IPL yang harus diterapkan pada proses produksi *Diocetyl Phthalate* yang memiliki risiko bahaya tinggi, maka nilai SIL (*Safety Integrity Level*) pada kelima skenario harus di kalikan dan dicocokkan dengan tabel SIL berikut:

Tabel

2 SIL

SIL	PFD SIF
NR-tidak dibutuhkan	$1 \leq PFD$
SIL 0	$10^{-1} \leq PFD < 1$
SIL 1	$10^{-2} \leq PFD < 10^{-1}$
SIL 2	$10^{-3} \leq PFD < 10^{-2}$
SIL 3	$10^{-4} \leq PFD < 10^{-3}$
SIL 4	$10^{-5} \leq PFD < 10^{-4}$

Sumber:

ISA TR 84.00.02-2002

1. Skenario 1

$$\begin{aligned}
 &= PFD_{\text{SIF}} \\
 &= 10^{-2}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan pada skenario 2 maka dapat diketahui bahwa pada reaktor *diocetyl phthalate* dengan mode kegagalan berupa *ball valve* gagal membuka maka dibutuhkan nilai SIL sebesar 1.

2. Skenario 2

$$\begin{aligned}
 &= PFD_{\text{sif}} \\
 &= 10^{-2}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan pada skenario 2 maka dapat diketahui bahwa pada reaktor *diocetyl phthalate* dengan mode kegagalan berupa *control valve* gagal menutup maka dibutuhkan nilai SIL sebesar 1.

3. Skenario 3

$$\begin{aligned}
 &= PFD_{\text{sif}} \\
 &= 10^{-2}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan pada skenario 3 maka dapat diketahui bahwa pada reaktor *diocetyl phthalate* dengan mode kegagalan berupa reaktor bocor maka dibutuhkan nilai SIL sebesar 1.

4. Skenario 4

$$\begin{aligned}
 &= PFD_{\text{SIF}} \\
 &= 10^{-2}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan pada skenario 4 maka dapat diketahui bahwa pada reaktor *diocetyl phthalate* dengan mode kegagalan berupa *overcurrent* pada motor agitator maka dibutuhkan nilai SIL sebesar 1.

5. Skenario 5

$$\begin{aligned}
 &= PFD_{\text{SIF}} \\
 &= 10^{-2}
 \end{aligned}$$

Berdasarkan perhitungan pada skenario 5 maka dapat diketahui bahwa pada reaktor *diocetyl phthalate* dengan mode kegagalan berupa *overcurrent* pada motor agitator maka dibutuhkan nilai SIL sebesar 1.

4. KESIMPULAN

Berdasarkan penelitian yang telah dilakukan pada proses produksi *diocetyl phthalate* pada PT Petronika, dapat disimpulkan bahwa:

1. Tahap identifikasi bahaya dengan metode *Hazard and Operability* (HAZOP) pada reaktor *diocetyl phthalate* PT Petronika memiliki 10 *study nodes* terdapat 5 *consequence* yang memiliki risiko *extreme risk* pada *ball valve* BV02, *control valve* DOCV1, reaktor dan motor agitator.
2. Pada hasil rekapan HAZOP, terdapat 5 *consequence* yang memiliki nilai risiko paling tinggi dan ditetapkan sebagai skenario dan terdapat beberapa IPL yang terpasang pada setiap skenario, yaitu :
 - a. Skenario pertama adalah *Ball valve* pada pipa gas inert gagal membuka dengan frekuensi *inititating events* 4×10^{-1} dan terdapat IPL berupa *flow indicator* dengan nilai PFD 1×10^{-1} .
 - b. Skenario kedua adalah *Control valve* pada pipa *hot oil* gagal menutup dengan frekuensi *inititating events* 4×10^{-1} dan terdapat IPL berupa *temperature indicator* dengan nilai PFD 1×10^{-1} .
 - c. Skenario ketiga adalah reaktor mengalami kebocoran dengan frekuensi *inititating events* 4×10^{-1} dan terdapat IPL berupa *level indicator* dengan nilai PFD 1×10^{-1} .
 - d. Motor agitator mengalami *overcurrent* dengan frekuensi *inititating events* 6×10^{-1} dan terdapat IPL berupa *speed agitator* dengan nilai PFD 1×10^{-1} dan *bundwall* dengan nilai PFD 1×10^{-2} .
 - e. Motor agitator mengalami *overcurrent* dengan frekuensi *inititating events* 6×10^{-1} dan terdapat IPL berupa *speed agitator* dengan nilai PFD 1×10^{-1} .
3. Pada skenario pertama, kedua, ketiga dan kelima didapatkan hasil keputusan risiko belum dapat diterima sehingga dibutuhkan penambahan IPL berupa SIF dan *alarm*, dengan penambahan IPL ini maka dapat menurunkan risiko sebesar 10^{-3} . Sedangkan skenario keempat meskipun risiko dapat diterima namun perlu tindakan pengurangan agar risiko menjadi sangat kecil sehingga ditambahkan juga IPL berupa SIF dan *alarm*. Pada skenario pertama, kedua, ketiga, keempat dan kelima memiliki nilai PFD sebesar 1×10^{-2} sehingga berdasarkan tabel 2.4 maka SIL yang dibutuhkan sebesar 1.
4. Rekomendasi yang diberikan yaitu menambah lapisan pelindung berupa SIF (*interlock*) dengan nilai PFD sebesar 1×10^{-2} dan *alarm* dengan nilai PFD sebesar 1×10^{-1} . Dengan menambahkan SIF dan *alarm* maka nilai risiko dari skenario pertama, kedua, ketiga menjadi 4×10^{-5} lalu skenario keempat menjadi 6×10^{-7} dan skenario kelima nilai risikonya menjadi 6×10^{-5} . Dari hasil tersebut dapat dilihat bahwa penambahan SIF mengurangi nilai frekuensi kegagalan yang juga dapat mengubah kriteria risiko yang awalnya pada kriteria *Immediate Action* menjadi *Optional* dan kriteria *Optional* menjadi *No Further Action*. Selain penambahan SIF dan *alarm* maka dapat dilakukan pelatihan kepada operator, inspeksi berkala dan *maintenance* sehingga dapat menurunkan risiko.

5. DAFTAR PUSTAKA

- ANSI/ISA-84.00.01-2004. *Functional Safety : Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector - Part 1: Framework, Definitions, System, Hardware and Software Requirements*.
- Centre for Chemical Process Safety. (1992). *Guideline for Hazard Evaluation Procedures - Second Edition with Worked Example*. 345 East 47th Street, New York, NY 10017: American Institute of Chemical Engineers (AIChE), Centre for Chemical Process Safety (CCPS).
- Centre for Chemical Process Safety. (2001). *Layer of protection analysis - simplified process risk assessment*. 3 Park Avenue, New York: American Institute of Chemical Engineers (AIChE), Centre for Chemical Process Safety (CCPS).
- Lassen, C. A. (2008). *Layer of Protection Analysis (LOPA) for Determination of Safety Integrity Level (SIL)*. Snarøya, Norway: Departement of Production and Quality Engineering. The Norwegian University of Science of Technology.
- Undang-undang No. 13 Tahun 2003 tentang Ketenagakerjaan Pasal 86
- Wang, F., Yang, O., Zang, R., & Shi, L. (2016). *Method for Assingning Safety Integrity Level (SIL) During of Safety Insterumented Systems (SIS) From Database*. Beijing, China: National Foundation Research Laboratory of Fault Prevention and Hazardous Chemicals Production System. Beijing University of Chemical Technology.
- Willey, R. J. (2014). *Layer of Protection Analysis*. Boston, Mass., 02115, USA: Department of Chemical Engineering, Northeastern University.