

ANALISIS RISIKO DENGAN METODE HAZARD AND OPERABILITY STUDY (HAZOPS) DALAM PENENTUAN SAFETY INTEGRITY LEVEL (SIL) BERBASIS RISK GRAPH DAN QUANTITATIVE METHOD PADA UNIT BOILER PT X

RISK ANALYSIS USING HAZARD OPERABILITY STUDY (HAZOPS) METHOD FOR DETERMINING SAFETY INTEGRITY LEVEL BASED ON RISK GRAPH AND QUANTITATIVE METHOD IN BOILER UNIT OF PT X

Badrun Ahmad¹ dan Katharina Oginawati²

Program Studi Teknik Lingkungan, FTSL, Institut Teknologi Bandung

Jalan Ganesha No. 10 Bandung 40132

Email: badrunahmad@hotmail.com dan katharina.oginawati@gmail.com

Abstrak: Boiler beroperasi pada temperatur dan tekanan tinggi sehingga memiliki risiko ledakan. Untuk itu boiler memiliki sistem kontrol untuk mengendalikan bahaya temperatur dan tekanan tinggi menggunakan *Safety Instrumented Systems (SIS)*. Tujuan penelitian ini untuk mengetahui *Safety Integrity Level (SIL)* yang menunjukkan kinerja dari SIS pada boiler PT X. Penelitian ini dimulai dengan menganalisis risiko menggunakan metode *hazard operability study* (Hazops) untuk mendapatkan skor risiko. Hasil analisis metode Hazops menunjukkan skor risiko tertinggi pada unit boiler final superheater dan reheater sebesar 25, sedangkan skor risiko evaporator, low temperatur superheater, dan platen superheater sebesar 20. Skor tertinggi ini dikategorikan *critical*, sehingga risiko tidak dapat diterima dan pengendalian harus secepatnya dilakukan. Risiko terendah pada economizer dengan skor 10. Penentuan SIL menggunakan dua metode yaitu metode risk graph dan metode kuantitatif. Analisis dengan metode risk graph pada SIS unit boiler economizer menunjukkan kontrol dapat dilakukan secara manual. Sedangkan penentuan SIL pada evaporator dan low temperatur superheater menghasilkan SIL 1. Analisis risk graph pada unit boiler platen superheater, final superheater, dan reheater menghasilkan SIL 2 di semua SIS pada 3 unit ini. Penentuan SIL secara kuantitatif pada platen superheater dan final superheater menghasilkan SIL 1. Unit reheater menghasilkan SIL 2. Ini menunjukkan perlu adanya peningkatan dari SIL 1 menjadi SIL 2 pada platen superheater dan final superheater dengan mengubah desain safety instrumented function dan mengurangi waktu kalibrasi dari 1 tahun menjadi 6 bulan.

Kata kunci: boiler, hazops, sil, risk graph, quantitative method

Abstract: Boiler operated at high temperatures and pressures so it has a risk of explosion. Therefore, the boiler has an automatic control system to minimize the hazard of high temperatures and pressures using *Safety Instrumented Systems (SIS)*. The purpose of this research is to determine *Safety Integrity Level (SIL)* which is the performance of SIS. This research begins to analyze risk using the *hazard operability study method (Hazops)* to get a risk score. The results of the Hazops method analysis showed the highest risk score on the final superheater and reheater boiler units

of 25, while the evaporator score, the superheater low temperature, and the superheater platen were 20 categorized as critical so control must be done as soon as possible. The lowest risk on economizers with a score of 10. SIL determination uses two methods are the risk graph method and the quantitative method. Analysis uses the risk graph method on the SIS boiler economizer unit shows that control can be done manually. While SIL on evaporator and low temperature superheater results SIL 1. Risk graph analysis on the superheater platen boiler unit, final superheater, and reheater produces SIL 2 in all SIS in these 3 units. Quantitative determination of SIL on the platen superheater and final superheater shows SIL 1. The reheater unit shows SIL 2. The results of the analysis indicate that there is an increase from SIL 1 to SIL 2 on the platen superheater and final superheater by changing the safety instrumented function design and reducing calibration time from 1 year to 6 months.

Keywords: boiler, hazops, sil, risk graph, quantitative method

PENDAHULUAN

Boiler merupakan ketel uap yang digunakan untuk mengubah air menjadi fasa uap melalui proses pemanasan yang dioperasikan pada tekanan dan temperatur yang tinggi. Uap yang dihasilkan boiler dimanfaatkan untuk berbagai keperluan, salah satunya adalah menggerakkan turbin sehingga menghasilkan listrik pada pembangkit listrik tenaga uap (PLTU). Proses pemanasan pada boiler PLTU saat ini banyak dioperasikan menggunakan teknologi boiler *supercritical* yang dilakukan melebihi tekanan dan temperatur kritis yaitu di atas 221 Bar dan 374 °C. Seperti dilakukan PT X yang merupakan salah satu PLTU di Jawa Barat. PT X mengoperasikan boiler pada tekanan hingga 250 Bar dan temperatur 569 °C. Kondisi operasi ini berpotensi menimbulkan kebocoran bahkan ledakan pada unit boiler.

Seperti yang terjadi pada tahun 2014, boiler pada unit reheater PT X meledak dan mengakibatkan kerusakan di sebagian besar unit *main boiler*, dan berdampak retaknya rumah warga di sekitar PT X bahkan dentuman ledakan dirasakan hingga radius 5 km (Tempo, 2014). Untuk itu, risiko ledakan perlu dikendalikan. Salah satu pengendalian yang dilakukan di boiler PT X yaitu menggunakan sistem keselamatan terinstrumentasi atau *Safety Instrumented Systems* (SIS). SIS terdiri dari tiga instrument yaitu *sensor*, *logic solver*, dan *final element* yang melakukan fungsinya secara terintegrasi untuk mengendalikan risiko dari potensi bahaya temperatur dan tekanan tinggi (Gabriel et al., 2018). Sensor bertujuan untuk mengukur variabel dalam proses operasi boiler berupa temperatur dan tekanan. Hasil pengukuran ini kemudian diterjemahkan *transmitter* menjadi *electric signal* kemudian ditransmisikan atau

dibawa ke *logic solver* sebagai otak untuk diproses dengan cara dibandingkan dengan *setpoint* atau standar variabel yang telah ditentukan sebelumnya, kemudian *logic solver* memerintahkan *actuator* atau *final element* berupa *valve* untuk membuka sampai ukuran variabel temperatur atau tekanan kembali normal atau sesuai dengan *setpoint*. Kinerja dari SIS ini dapat dilihat dari tingkat integrasi keselamatan atau *Safety Integrity Level* (SIL) saat menjalankan fungsinya.

Penelitian ini dilakukan untuk mengetahui SIL. SIL (*Safety Integrity Level*) adalah kinerja dari SIS (Dwi N et al., 2015). Tingkatan SIL terdiri dari SIL 1, SIL 2, SIL 3 dan SIL 4. Semakin tinggi bahaya suatu proses operasi maka tingkatan SIL yang digunakan dalam perancangan *safety system* juga semakin tinggi. Penentuan SIL diawali dengan analisis risiko menggunakan metode *hazard operability study* (Hazops) (Feng et al., 2016). Tujuan metode HAZOPs adalah meninjau suatu proses atau operasi pada suatu sistem secara sistematis, logis dan digunakan untuk mengetahui apakah kemungkinan- kemungkinan adanya penyimpangan dapat mendorong sistem menuju kondisi yang tidak diinginkan seperti kecelakaan dan pengendaliannya. Hazops menggambarkan risiko dan penentuan SIL untuk mengetahui seberapa efektif kerja dari instrumen kontrol untuk mengendalikan risiko tersebut secara otomatis. Penentuan SIL antara lain dilakukan dengan dua cara menggunakan metode risk graph dan metode kuantitatif.

Penentuan SIL menggunakan risk graph didasarkan pada skenario risiko kenaikan temperatur dan tekanan melebihi batas aman, sehingga walaupun unit boiler tidak memiliki sistem SIS dapat dievaluasi SIL-nya berdasarkan risiko yang ada. Hasil evaluasi SIL dengan metode risk graph dapat dijadikan rekomendasi untuk pemasangan SIS pada unit boiler. Sedangkan penentuan SIL secara kuantitatif hanya dapat dilakukan pada boiler yang terdapat komponen SIS. Penentuan SIL secara kuantitatif menunjukkan kondisi aktual dari kinerja SIS pada semua unit boiler.

METODOLOGI

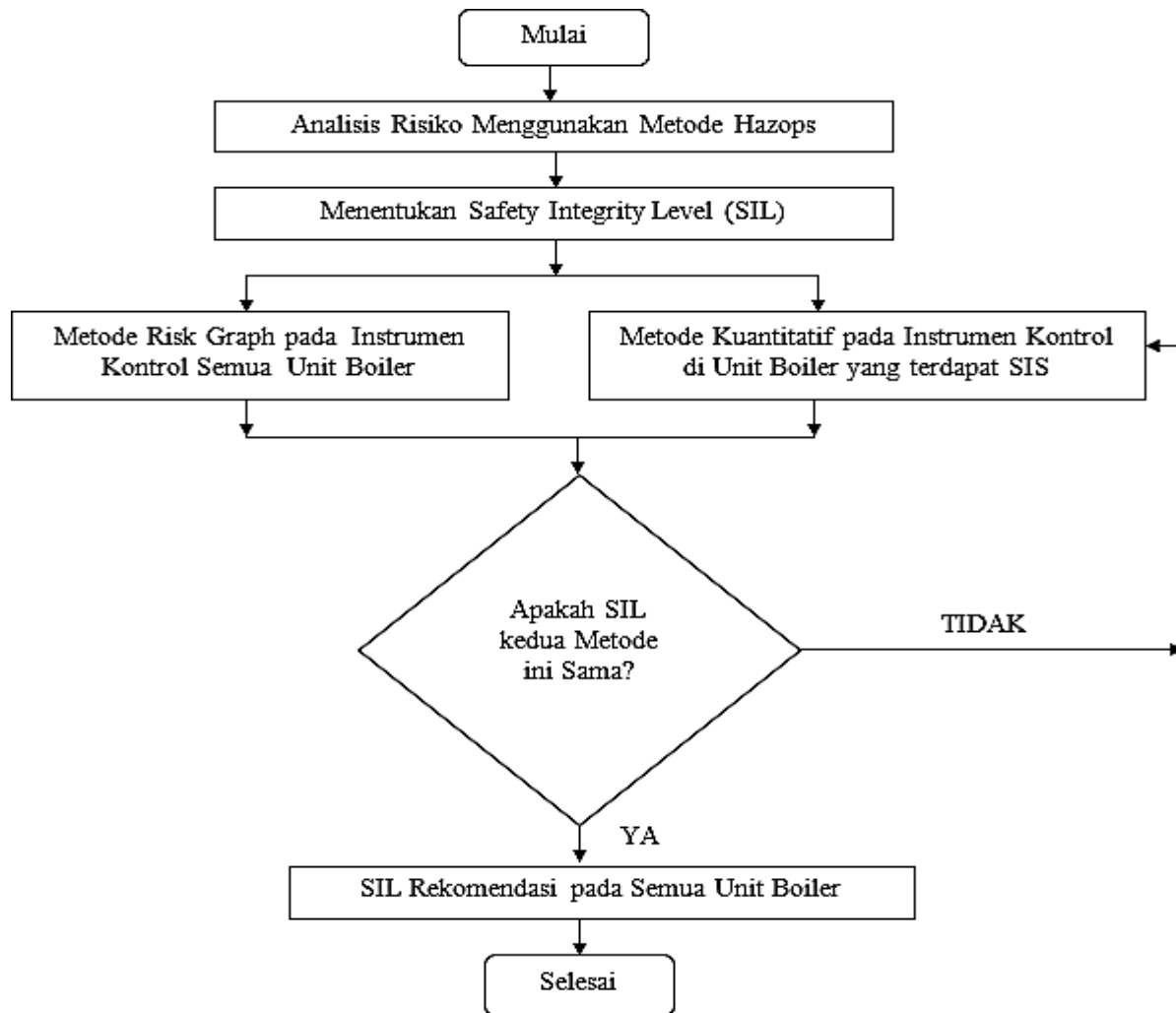
Penelitian ini dilakukan di PT X, yang berada di Cirebon Jawa Barat. Waktu survey di perusahaan selama 3 bulan dari Juli-September 2018. Data yang dikumpulkan terdiri dari data primer dan sekunder. Data primer antara lain data *maintenance instrument*, data *test interval*, waktu pengoperasian instrument boiler didapatkan dari *instrument and control division*, data

aktual pada proses operasi boiler berupa tekanan dan temperatur diperoleh dari *central control room (CCR)*. Sedangkan data sekunder berupa *process and flow diagram (PFD)* dari bagian *operation division*. Data *pipe and instrument diagram (P&ID)* dari *instrument division* serta peraturan perundang-undangan, referensi ilmiah terbaru, dan beberapa acuan pendukung lainnya.

Teknik Pengumpulan Dan Pengolahan Data

Teknik pengumpulan data lewat wawancara, dokumentasi, dan observasi, kemudian data tersebut dianalisis dan diolah. Titik studi pada penelitian ini semua instrumen kontrol di unit boiler yaitu *economizer*, *evaporator*, *low temprature superheater*, *platen superheater (div panel superheater)*, *final superheater* dan *reheater*. Pengolahan data dimulai dari identifikasi bahaya pada temperatur dan tekanan yang tinggi. Selanjutnya dilakukan analisis risiko dengan metode *hazard operability study (Hazops)* (Purba et al. 2016). kemudian ditentukan *safety integrity level (SIL)* dengan membandingkan kedua metode yakni metode *risk graph* dan metode kuantitatif. Metode *risk graph* digunakan untuk menganalisis SIL pada instrumen kontrol semua unit boiler dan hasil dari metode ini dijadikan sebagai rekomendasi SIL karena sesuai dengan potensi bahaya dan risiko pada unit boiler.

Sedangkan metode kuantitatif digunakan untuk menentukan SIL pada kondisi aktual di instrumen kontrol boiler yang menggunakan SIS sebagai instrumen pengendali risikonya. SIL hasil penentuan secara kuantitatif di-*trial* agar sama seperti SIL pada metode *risk graph*. *Trial* ini didasarkan pada periode *test interval* instrumen SIS dan desain konfigurasi *safety instrumented function (SIF)*. SIF adalah fungsi dari desain SIS untuk mengontrol penyimpangan tekanan dan temperatur. Hasil koreksi SIL pada metode kuantitatif menjadi masukan dan rekomendasi kepada perusahaan untuk peningkatan SIL berdasarkan pada *test interval* dan konfigurasi desain SIF yang sesuai risiko pada proses boiler. Hal ini digambarkan secara umum pada Gambar 1 berikut.



Gambar 1. Diagram Alir Pengolahan Data

Identifikasi Bahaya Dan Analisis Risiko Menggunakan Metode Hazops

Analisis risiko menggunakan metode *Hazard Operability Study (Hazops)*. Langkah-langkah untuk melakukan kajian HAZOPs dari suatu komponen instrumentasi dimulai dari pemilihan *node* (titik studi seperti pada peralatan). Setelah itu menentukan fungsi dari *node* yang dipilih lalu menggambarkan bahaya utama pada *node* tersebut. Selanjutnya membuat skenario penyimpangan berdasarkan *guide word*, kemudian dikaji penyebab dan akibat yang ditimbulkan dari penyimpangan serta usaha yang perlu dilakukan untuk mengatasi akibat yang terjadi. Selanjutnya ditentukan skor risiko dan rekomendasi pengendaliannya (MacGregor, 2017). Studi tentang HAZOPs terangkum dalam suatu tabel yang dikenal dengan nama *Hazops Worksheet*, seperti ditampilkan pada Tabel 1.

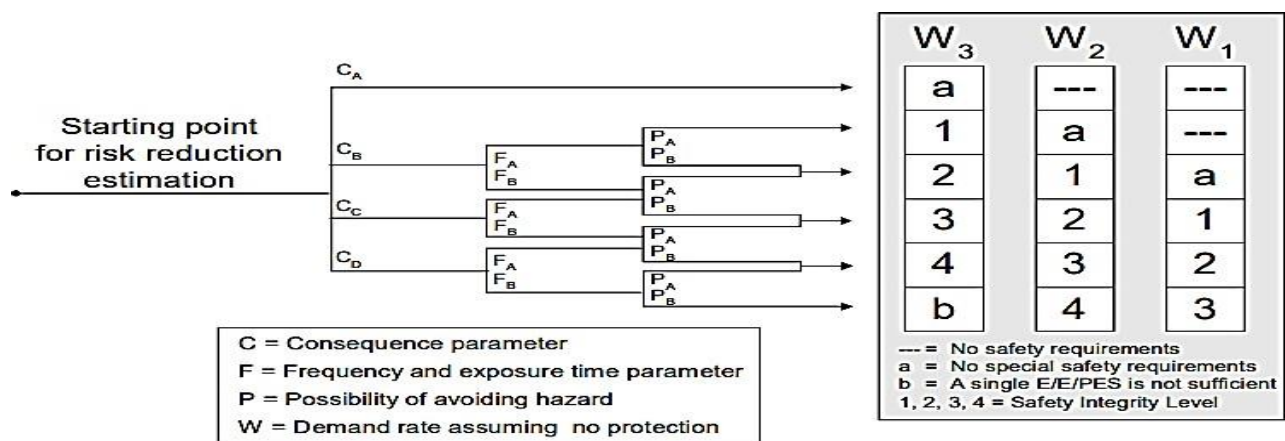
Tabel 1. Analisis risiko dengan metode hazops (Dwi NR et al., 2015)

Komponen	Fungsi	Guide Word	Deviasi	Sebab	Akibat	Antisipasi	Likelihood (L)	Conseq. (C)	Skor (R)	Rekom.
Objek penelitian yaitu instrumen kontrol antara lain transmitter temperatur, tekanan serta logic solver dan final element	Fungsi dari objek penelitian	Kata kunci seperti tinggi, rendah, terbuka, dan tertutup.	Berupa penyimpangan misalnya temperatur dan tekanan melebihi standar. Deviasi merupakan skenario dari kondisi tidak normal berupa potensi bahaya tertentu.	Penyebab terjadinya penyimpangan atau deviasi	Akibat yang ditimbulkan dari penyimpangan	Antisipasi yang dapat dilakukan apabila penyimpangan terjadi sehingga tidak menimbulkan keparahan	Merupakan angka kemungkinan terjadinya deviasi	Merupakan angka akibat yang ditimbulkan dari deviasi	Risiko yang dapat ditimbulkan dari deviasi. Didapatkan dari hasil kali L dan C	Saran untuk melakukan Tindakan preventif untuk mencegah terjadinya deviasi

Penentuan Safety Integrity Level

(SIL) Metode Risk Graph

Setelah dilakukan analisis Hazops, selanjutnya adalah menentukan *safety integrity level* (SIL) dari instrumen menggunakan dua metode yaitu *risk graph* dan *quantitative method* untuk mengetahui seberapa efektif instrumen kontrol atau *Safety Instrumented Systems (SIS)* dapat mengendalikan risiko yang didapatkan dari analisis Hazops. Penentuan *Safety Integrity Level (SIL)* menggunakan metode *risk graph* dilakukan dengan melihat parameter *consequence (C)* terlebih dahulu selanjutnya melihat *occupancy (F)*, *probability avoiding hazard (P)* dan SIL dapat ditentukan setelah melihat *demand rate (W)* (Alejandro and Torres, 2016). Skema penentuan SIL menggunakan *risk graph method* ditampilkan pada Gambar 2.



Gambar 2. Penentuan SIL menggunakan risk graph (Alejandro and Torres, 2016)

Consequence (C) pada risk graph menunjukkan dampak terhadap lingkungan berdasarkan tingkat kerusakan komponen yang berpotensi menimbulkan pelepasan fluida proses. *Frequency* menunjukkan lama area tersebut dikunjungi pada keadaan normal dan frekuensi kunjungan. *Probability of avoidance (P)* merupakan kemungkinan manusia atau pekerja menghindari dampak bahaya yang timbul akibat kerusakan pada unit boiler. *Demand rate (W)* adalah tingkat keseringan terjadinya kerusakan atau kegagalan pada komponen *instrument/equipment* setiap tahun.

Metode Kuantitatif

Penentuan SIL menggunakan metode kuantitatif mengacu pada angka *probability of failure on demand* (PFD) atau angka kemungkinan kegagalan pada fungsi instrument atau *Safety Instrumented Function* (SIF) dari komponen SIS (Erwana et al. 2016). Angka PFD disajikan pada Tabel 2.

Tabel 2. Safety integrity level berdasar PFD (Paris S. and Kumar B, 2000)

SIL	PFD rata-rata instrument
4	$10^{-5} \leq \text{PFD} < 10^{-4}$
3	$10^{-4} \leq \text{PFD} < 10^{-3}$
2	$10^{-3} \leq \text{PFD} < 10^{-2}$
1	$10^{-2} \leq \text{PFD} < 10^{-1}$

Cara mencari nilai PFD pada suatu *safety instrumented function* (SIF) menggunakan persamaan 1 sebagai berikut.

$$PFD_{\text{Rata-rata}} = PFD_{\text{Transmitter}} + PFD_{\text{Logic Solver}} + PFD_{\text{Final Control Element}} \quad (1)$$

Dimana PFD dari instrument masing-masing dihitung berdasarkan persamaan konfigurasi dari *safety instrumented function* (SIF) sebagaimana ditunjukkan pada Tabel 3 berikut.

Tabel 3. Persamaan konfigurasi safety instrumented function (Dwi NR et al., 2015)

Konfigurasi Safety Instrumented Function	Rumus PFD Instrumen Kontrol
1001	$PFD_{Avg} = \frac{\lambda \times T_i}{2}$
1002	$PFD_{Avg} = \frac{\lambda^2 \times T_i^2}{3}$
1003	$PFD_{Avg} = \frac{\lambda^3 \times T_i^3}{4}$
2002	$PFD_{Avg} = \lambda \times T_i$
2003	$PFD_{Avg} = \lambda^2 \times T_i^2$
2004	$PFD_{Avg} = \lambda^3 \times T_i^3$

Probability of failure on demand (PFD) membutuhkan data laju kegagalan (λ) dan test interval (T_i) pada instrumen kontrol *Safety Instrumented Systems* (SIS). Penentuan PFD ini didasarkan pada desain SIS untuk melakukan fungsinya yang disebut *Safety Instrumented Function* (SIF). Konfigurasi SIF sebagaimana ditunjukkan oleh tabel antara lain 1001 artinya *one out of one*, terdapat 1 keluaran dari 1 SIF dan desain konfigurasi 1002 artinya *one out of two*, terdapat 1 keluaran dari 2 SIF. SIF dapat berupa fungsi dari *transmitter* atau *sensor*, *logic solver* dan *final element* atau *actuator*.

HASIL DAN PEMBAHASAN

Identifikasi Bahaya

Potensi bahaya pada PT X yaitu temperatur dan tekanan yang tinggi. Ini kemungkinan dapat menyebabkan ledakan pada unit boiler jika tidak dikendalikan. Tana Peng et al (2018) dan Kim, Eui Soo (2017) dalam penelitiannya menemukan bahwa tekanan dan temperatur tinggi adalah penyebab dasar terjadinya ledakan pada boiler. Ini terjadi karena temperatur dan tekanan tinggi dapat menyebabkan *creep void* (lepasnya ikatan molekul dalam material steel menyebabkan terjadi kekosongan di dalam material pipa boiler) mengakibatkan terjadi *crack* sehingga pada tekanan tinggi rentan terjadi ledakan. *Creep void* dapat terjadi pada material tube atau pipa pada semua unit boiler. Temperatur dan tekanan pada unit boiler dapat dikatakan berbahaya jika melebihi batas aman yang menjadi standar yang ditentukan oleh PT X. Tabel 4

berikut menunjukkan standar batas aman temperatur dan tekanan pada setiap unit boiler yang beroperasi di PT X.

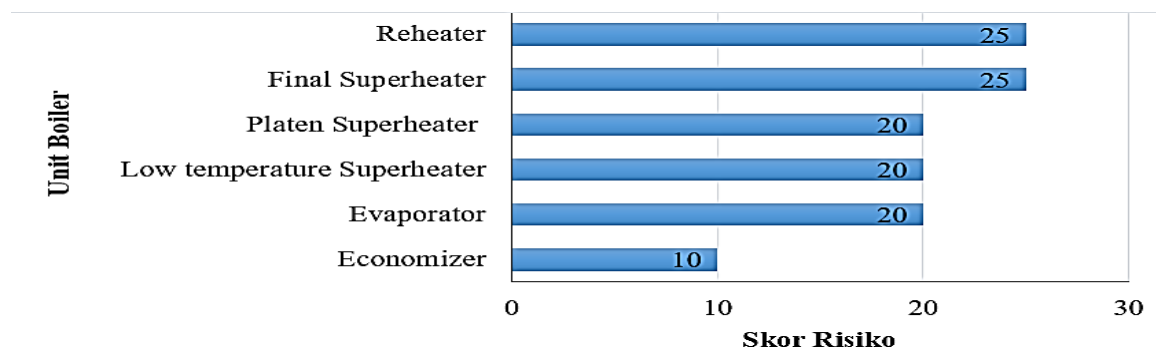
Tabel 4. Standar batas aman temperatur dan tekanan pada PT X (Dokumen PT X, 2015)

Unit Boiler	Temperatur Standar ($^{\circ}\text{C}$)		Tekanan Maksimum ($\text{kg}/\text{cm}^2\text{g}$)	Laju Alir (ton/jam)
	Input	Output		
Economizer	278,5 – 279,0	368,1 - 372,7	$\pm 324,8$	$\pm 2.104,7$
Evaporator	368,1 - 372,7	423,6 – 460,1	$\pm 324,8$	$\pm 2.104,7$
Low Temperature Superheater (Left)	431,6 – 432,5	491,1 - 508,5	$\pm 291,1$	$\pm 1.040,3$
Low Temperature Superheater (Right)	430,6 – 430,7	491,6 - 495,1	$\pm 291,1$	$\pm 1.040,3$
Platen Superheater (Left)	491,4 – 492,2	520,1 - 528,6	$\pm 285,1$	$\pm 1.040,3$
Platen Superheater (Right)	491,7 – 493,2	522,5 - 530,8	$\pm 285,1$	$\pm 1.040,3$
Final Superheater (Left)	519,0 – 519,6	566,4 - 568,8	$\pm 276,3$	$\pm 1.040,3$
Final Superheater (Right)	522,8 – 523,9	563,6 – 566,8	$\pm 276,3$	$\pm 1.040,3$
Reheater (Left)	323,2 – 323,4	560,0 – 565,0	$\pm 58,2$	$\pm 923,0$
Reheater (Right)	335,3 – 336,0	560,7 – 565,0	$\pm 58,2$	$\pm 909,6$

Bahaya lain yang dapat diidentifikasi adalah faktor-faktor yang mempengaruhi kegagalan atau kerusakan instrumen *Safety Instrumented Systems (SIS)*. Bahaya ini antara lain usia instrumen SIS, cacat produksi, adanya hewan pengganggu, dan faktor alamiah seperti petir, hujan, dan angin kencang. Bahaya ini dapat merusak sistem kerja SIS, sehingga tidak dapat berfungsi mengendalikan kenaikan tekanan dan temperatur di semua unit boiler. Keseluruhan bahaya pada semua unit boiler ini dapat mengakibatkan risiko kebocoran pipa boiler, kebakaran dan bahkan ledakan. Untuk itu risiko dari proses yang terjadi pada boiler perlu dianalisis. Salah satu metode analisis risiko dalam industri proses adalah metode Hazops.

Hasil Analisis Risiko Dengan Metode Hazops

Analisis risiko menggunakan metode Hazops menunjukkan skor risiko tertinggi pada unit boiler *final superheater* dan *reheater* sebesar 25, sedangkan skor *evaporator*, *low temperature superheater*, dan *platen superheater* sebesar 20. Skor tertinggi ini dikategorikan *critical*, sehingga risiko tidak dapat diterima dan pengendalian harus secepatnya dilakukan



Gambar 3. Peringkat risiko pada boiler

. Risiko terendah terdapat pada economizer dengan skor 10 yang dikategorikan *moderate* yaitu kemungkinan kegagalan terjadi jika tidak dikontrol selama 3 bulan. Skor risiko berdasarkan peringkat di setiap unit boiler disajikan pada Gambar 3. Risiko yang didapatkan pada analisis Hazops pada semua unit boiler ini perlu dikendalikan. Pengendalian terhadap risiko pada semua unit boiler dapat dilakukan menggunakan *Safety Instrumented Systems (SIS)*. Hasil observasi di boiler PT X menunjukkan tiga unit boiler *economizer*, *evaporator*, dan *low temperatur superheater* tidak menggunakan SIS. Pengendalian di tiga unit boiler ini masih dilakukan secara manual dan tidak terintegrasi melalui pengaturan laju alir pada air umpan boiler serta *valve* dikendalikan tanpa sistem kontrol dan menggunakan sistem *master fuel trip (MFT)* yakni menghentikan semua aliran masuk bahan bakar sehingga proses di boiler berhenti beroperasi. Sedangkan unit boiler yang memiliki SIS terdapat pada *platen superheteer (div panel superheater)*, *final superheater*, dan *reheater*. Tabel 5 menyajikan objek penelitian pada unit boiler yang menggunakan SIS dan tidak menggunakan SIS.

Tabel 5. Unit boiler dan sistem kontrolnya

Sistem Kontrol	Unit Boiler	Keterangan
Tidak Menggunakan SIS	Economizer	Hanya ada transmitter untuk mendeteksi suhu dan tekanan. Sistem kontrolnya belum terintegrasi
	Evaporator	
	Low Temprature Superheater	
Menggunakan SIS	Platen Superheater	Ada transmitter, logic solver, dan final control element atau valve. Deteksi temperatur dan kontrol suhu terintegrasi dalam SIS

Kinerja atau kemampuan *Safety Instrumented Systems (SIS)* melakukan pengendalian terhadap tingginya temperatur dan tekanan dapat dilihat dari angka *Safety Integrity Level (SIL)*. Penentuan SIL dapat dilakukan dengan dua metode yaitu metode risk graph dan metode kuantitatif. Hasil analisis risiko dengan metode Hazops dan penentuan SIL disajikan pada Tabel 6 berikut.

Tabel 6. Hasil analisis risiko dengan metode hazops, metode risk graph dan metode kuantitatif

Unit Unit	Skor Risiko Tertinggi	SIL Aktual (Quantitative Method)	SIL Rekomendasi (Risk Graph)
Economizer	10	Tidak ada SIS	Kontrol Manual
Evaporator	20	Tidak ada SIS	SIL 1
Low Temperature Superheater	20	Tidak ada SIS	SIL1
Platen Superheater	20	SIL 1	SIL 2
Final Superheater	25	SIL 1	SIL 2
Reheater	25	SIL 2	SIL 2

Penentuan SIL Dengan Metode Risk Graph

Penentuan SIL menggunakan metode *risk graph* menunjukkan SIL rekomendasi ideal dan seharusnya diterapkan pada SIS di semua unit boiler PT X. Karena analisis ini berdasarkan pada potensi bahaya dan risiko yang sebenarnya ada di unit boiler PT X. Analisis dengan metode *risk graph* pada SIS unit boiler *economizer*, *evaporator*, dan *low temperatur superheater* menghasilkan SIL 1. Sehingga direkomendasikan agar tiga unit boiler ini menerapkan SIS dengan SIL 1. Analisis *risk graph* pada unit boiler *platen superheter*, *final superheater*, dan *reheater* menghasilkan SIL 2 di semua SIS pada 3 unit ini. Salah satu contoh proses penentuan SIL menggunakan metode risk graph pada *final superheater* disajikan pada Tabel 7.

Tabel 7. Penentuan SIL dengan metode risk graph pada final superheater

Skenario	Sebab	Consequence (C)	Occupancy (F)	Probability of Avoidance (P)	Demand Rate (W)	SIL
o Temperatur melebihi nilai proteksi pada <i>Final Superheater</i>	o Terjadi <i>creep void</i> dan korosi pada pipa <i>final superheater</i> o Volume steam yang masuk <i>final superheater</i> lebih besar dari standar. o Kelebihan <i>flue gas</i> dalam furnace	Cc o Pelepasan fluida proses keluar dari pagar batas plant menyebabkan kerusakan berat yang menyebabkan konsekuensi signifikan namun dapat diatasi dengan cepat.	Fb o Lebih dari 10 persen frekuensi berada pada area berbahaya tinggi $F = \frac{12}{24} \times 100\% = 50\%$ o Dua shift kerja dalam sehari sehingga durasi di plant selama 12 jam sehari dan waktu operasi 24 jam sehari	Pa o Kemungkinan bahaya dapat dicegah dengan membuang <i>steam</i> menggunakan <i>safety valve</i> dan sistem <i>on-off Master Fuel Trip (MFT)</i>	W2 o Tingkat keseringan terjadinya kerusakan atau kegagalan pada komponen instrument/equipment adalah pada kisaran 0,1 – 1 per tahun (0,1 berarti dalam 10 tahun terdapat 1 kali kegagalan)	2 o SIL 2 memiliki angka <i>probability of failure on demand (PFD)</i> pada kisaran 0,001 – 0,01 atau memiliki performa dalam 1000 kali tes terhadap instrumen kontrol <i>Safety Instrumented Systems (SIS)</i> hanya mengalami kegagalan 1 – 10 kali.

Penentuan SIL Dengan Metode Kuantitatif

Penentuan SIL secara kuantitatif pada *platen superheater* dan *final superheater* menunjukkan SIL 1. Sedangkan unit reheater menunjukkan SIL 2. Hasil analisis menunjukkan perlu adanya peningkatan dari SIL 1 menjadi SIL 2 pada *platen superheater* dan *final superheater* dengan mengubah desain *safety instrumented function* dan mengurangi waktu kalibrasi dari 1 tahun menjadi 6 bulan. SIL 1 memiliki angka *probability of failure on demand (PFD)* pada kisaran 0,01 – 0,1 atau memiliki performa dalam 100 kali tes terhadap instrumen kontrol *Safety Instrumented Systemes (SIS)* hanya mengalami kegagalan 1 – 10 kali. SIL 1 menunjukkan SIS yang dipasang pada unit boiler harus memiliki kinerja yang baik sehingga dalam 100 kali tes hanya ditolerir mengalami kegagalan 1 – 10 kali. Pada perancangan SIS dengan SIL 1 ini dapat digunakan satu transmitternya dan *logic solver*-nya dapat menggunakan dua sistem/teknologi yang sama atau berbeda, dan *final control element* dapat menggunakan *valve* tunggal. SIL 2 memiliki angka *probability of failure on demand (PFD)* pada kisaran 0,001– 0,01 atau memiliki performa dalam 1000 kali tes terhadap instrumen kontrol *Safety Instrumented Systems (SIS)* hanya mengalami kegagalan 1 – 10 kali. Desain konfigurasi *safety instrumented function (SIF)* dengan SIL 2 ini dapat digunakan 2 *transmitter*, *logic solver*-nya dapat menggunakan dua sistem/teknologi yang sama atau berbeda, dan *final control element* dapat menggunakan 2 *valve* sebagai sistem *redundant* (penambahan).

Rekomendasi Dan Mitigasi Risiko

Usulan yang dapat diajukan pada penelitian ini untuk mengurangi potensi risiko terjadinya kecelakaan pada semua unit boiler sebagai berikut.

1. Perlu adanya pemasangan SIS pada *economizer*, *evaporator*, dan *low temperatur superheater* dengan SIL 1
2. Perlu adanya peningkatan dari SIL 1 menjadi SIL 2 pada *platen superheater* dan *final superheater* dengan mengubah desain *safety instrumented function (SIF)* dan mengurangi waktu kalibrasi dari 1 tahun menjadi 6 bulan. Ini untuk menyesuaikan dengan SIL rekomendasi yang ditentukan pada metode *risk graph*. Pengubahan desain konfigurasi SIF dengan adanya penambahan 2 *transmitter*, *logic solver*-nya dapat menggunakan dua sistem/teknologi yang sama atau berbeda, dan *final control element* dapat menggunakan 2 *valve* sebagai sistem *redundant*.

3. Pengendalian risiko secepatnya perlu dilakukan pada unit boiler *evaporator*, *low temprature superheater*, *platen superheater (div panel superheater)*, *final superheater* dan *reheater* karena skor risiko tertinggi dan bersifat *critical* terdapat pada unit ini.
4. Peletakan instrumen kontrol perlu diperhatikan terhadap keadaan lingkungan seperti suhu dan hewan pengganggu seperti cicak dan tikus, sehingga instrumen kontrol tidak mengalami gangguan.

KESIMPULAN

Hasil penelitian ini menunjukkan bahwa skor risiko tertinggi pada unit boiler PT X terdapat pada *final superheater* dan *reheater* sebesar 25, sedangkan skor risiko *evaporator*, *low temperatur superheater*, dan *platen superheater* sebesar 20. Skor tertinggi ini dikategorikan *critical*, sehingga risiko tidak dapat diterima dan pengendalian harus secepatnya dilakukan. Risiko terendah pada *economizer* dengan skor 10 yang dikategorikan *moderate* yaitu kemungkinan kegagalan terjadi jika tidak ada kontrol selama 3 bulan. Pengendalian risiko dapat dilakukan dengan *Safety Instrumented Systems (SIS)*. Untuk mengetahui kinerja SIS maka dapat dilakukan analisis terhadap kinerja SIS yaitu *Safety Integrity Level (SIL)*. Analisis SIL dengan metode *risk graph* pada SIS unit boiler *economizer* menunjukkan kontrol dapat dilakukan secara manual. Sedangkan penentuan SIL pada *evaporator* dan *low temperatur superheater* menghasilkan SIL 1. Analisis *risk graph* pada unit boiler *platen superheter*, *final superheater*, dan *reheater* menghasilkan SIL 2 di semua SIS pada 3 unit ini. Penentuan SIL secara kuantitatif pada *platen superheater* dan *final superheater* menunjukkan SIL 1. Unit *reheater* menunjukkan SIL 2. Hasil analisis menunjukkan perlu adanya peningkatan dari SIL 1 menjadi SIL 2 pada *platen superheater* dan *final superheater* dengan mengubah desain *safety instrumented function* dan mengurangi waktu kalibrasi dari 1 tahun menjadi 6 bulan.

DAFTAR PUSTAKA

- Alejandro C, Torres-Echeverria (2015): On the use of LOPA and risk graphs for SIL determination, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **41**, 333 – 343.
- Dokumen PLTU X. (2015): Hazard identification and risk assessment procedure, 7-9
- Dwi NR, Rozaaqa, Musyafaa, Ali, Soepriyanto, A. (2015): Hazard & operability study and determining safety integrity level on sulfur furnace unit: A case study in fertilizer industry, *Journal Procedia Manufacturing*, **4**, 231 – 236

- Erwana, F., Dewi, K., & Rahardyan, B. (2016). KAJIAN DAMPAK PENAMBANGAN TIMAH INKONVENSIONAL TERHADAP LINGKUNGAN DAN SOSIAL EKONOMI MASYARAKAT (STUDI KASUS: KABUPATEN BANGKA BARAT PROVINSI KEPULAUAN BANGKA BELITUNG). *Jurnal Teknik Lingkungan*, 22(2), 32-41.
- Feng, Ou Yang, Ruibo Z., Lei S. (2016): Method for assigning safety integrity level (SIL) during design of safety instrumented systems (SIS) from database, *International Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **44**, 212-222.
- Gabriel, A.Ozansoy,C. Shi,Juan.(2018):Developments in SIL determination and calculation, *Journal of Reliability Engineering and System Safety*,**177**, 148-161
- Kim, Eui Soo (2017): Fracture analysis of tube boiler for physical explosion accident. *Journal of Forensic Science International*, **278**, e1–e7
- MacGregor, R.J (2017): Results matter: Three case studies comparing and contrasting PFFMand HazOp PHA reviews, *Journal of Loss Prevention in the Process Industries*, **49**, 266-279
- Paris S. and Kumar B. (2000): Performance-based standards: safety instrumented functions and safety integrity levels. *Journal of Hazardous Materials*, **71**, 449–465
- Purba, L., Salami, I. R. S., & Rahardyan, B. (2016). PEMILIHAN METODE IDENTIFIKASI BAHAYA DAN ANALISIS RESIKO SERTA PENERAPANNYA MENGGUNAKAN AHP (ANALYTICAL HIERARCHY PROCESS) DI INDUSTRI MANUFAKTUR. *Jurnal Teknik Lingkungan*, 23(1), 22-31.
- Tana, Peng; Qingyan Fanga, Sinan Zhaoa, Chungun Yinb, Cheng Zhanga, Haibo Zhaoa,Gang Chenaa. (2018). Causes and mitigation of gas temperatur deviation in tangentially fired tower-type boilers. *Journal of Applied Thermal Engineering*, **139** ,135–143.
- Tempo, (2014): Boiler PLTU X Meledak, Rumah Warga Retak, <https://nasional.tempo.co/read/609973/boiler-pltu-cirebon-meledak-rumah-warga-retak/full&Paging=Otomatis>, (diakses tanggal 14 Agustus 2018 pukul 16.00)