

Penggunaan Metode *Risk Based Inspection* API 581 Tahun 2000 sebagai Dasar Analisis Risiko Sistem *Producer Gas* PLTSa Surakarta

Purbaya Seno Aji^{1*}, Burniadi Moballa², Dianita Wardani³

Refinery Development Master Plan (RDMP), Balikpapan, Indonesia¹

Program studi D3 Teknik Permesinan Kapal, Jurusan Teknik Permesinan Kapal, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya, Surabaya, Indonesia²

Program studi D4 Teknik Perpipaan, Jurusan Teknik Permesinan Kapal, Politeknik Perkapalan Negeri Surabaya, Surabaya, Indonesia³

Email: pseno@student.ppns.ac.id^{*}; bmoballa@ppns.ac.id²; dianitawardani@ppns.ac.id³;

Abstract – The Surakarta Waste Power Plant (PLTSa) is planned to start operating in 2023. PLTSa uses gasification process technology to process waste. In the waste gasification process, the gas produced is syngas or producer gas, which is a mixed gas consisting of hydrogen compounds (H₂), carbon monoxide (CO), and several compounds with small concentrations such as carbon dioxide (CO₂) and methane (CH₄). The syngas production process begins with the waste gasification process in the Gasifier equipment where the waste is heated at high temperatures until it reaches the conditions for gasification. Furthermore, syngas will go through a gas conditioning process. In this process, the properties of syngas changes in each equipment and pipe line it passes through. Each property of syngas can affect the metal material which is the basic material of equipment and pipes so that it can result in system failure. With the difference in fluid properties and pipe and equipment materials in the system, there will be differences in damage mechanisms, which means that there are also differences in inspection treatment in each part of the plant. Thus, determining the right inspection program can be done by conducting a risk analysis based on the API 581 2000 standard.

Keyword: syngas, damage mechanism, inspection, risk analysis

Nomenclature

<i>a</i>	umur pipa (tahun)
<i>r</i>	laju korosi (mpy)
<i>t</i>	wall thickness (inch)
<i>TMSF</i>	Technical Module Subfactor
<i>P_{trans}</i>	tekanan transisi (psia)
<i>P_a</i>	tekanan atmosfer (psia)
<i>k</i>	rasio kapasitas panas ideal pada tekanan dan volume konstan
<i>W_n</i>	laju kebocoran (lbs/s)
<i>C_d</i>	discharge coefficient
<i>A</i>	luas penampang (inch ²)
<i>P</i>	tekanan <i>upstream</i> (psia)
<i>M</i>	berat molekul (lbs/s)
<i>R</i>	koefisien gas konstan (tahun)
<i>T</i>	laju korosi (mpy)
<i>CA</i>	consequence area

1. PENDAHULUAN

Studi ini akan membahas analisis risiko pada *equipment* dan *line* pipa sistem gasifikasi sampah PLTSa Surakarta yang direncanakan akan beroperasi pada tahun 2023. PLTSa ini menggunakan teknologi proses gasifikasi untuk memproses sampah. Dalam proses gasifikasi sampah, gas yang dihasilkan adalah *syngas* atau *producer gas*, yang merupakan gas campuran yang terdiri atas senyawa hidrogen (H₂), karbon monoksida (CO), dan beberapa senyawa dengan konsentrasi kecil seperti karbon dioksida (CO₂) dan metana (CH₄) [1]. Proses produksi *syngas* dimulai dengan proses gasifikasi sampah pada *equipment Gasifier* dimana sampah dipanaskan pada temperatur tinggi hingga mencapai syarat

terjadinya gasifikasi. Selanjutnya *syngas* akan melalui proses *gas conditioning*. Dimana dalam proses *gas conditioning*, sifat atau *property syngas* berubah-ubah di setiap *equipment* dan *line* pipa yang dilewatinya. Dan dimungkinkan untuk terbentuk senyawa korosif seperti H₂S dan tar pada komposisi *syngas* [2]. Hal tersebut akan berpengaruh terhadap material pipa yang digunakan pada sistem dan dapat menyebabkan kegagalan. Sehingga dibutuhkan tindakan preventif dari kemungkinan kegagalan sistem.

Berdasarkan pertimbangan tersebut, studi ini akan menggunakan metode *Risk Based Inspection* (RBI) yang merupakan suatu metode penilaian risiko yang nantinya akan digunakan sebagai dasar penentuan metode inspeksi. Dengan menggunakan metode tersebut tingkat risiko kegagalan pada *equipment* dan *line* pipa akan diurutkan berdasarkan prioritas dari tingkat risiko sehingga dapat ditentukan perencanaan inspeksi yang sesuai dengan tingkat risiko yang dihasilkan. Dalam pelaksanaannya akan mencakup pada *standard* RBI API 580 dan API 581 tahun 2000.

2. METODOLOGI

2.1 Prosedur Penelitian

Pengerjaan penelitian ini diawali dengan melakukan identifikasi *damage mechanism* atau mekanisme kerusakan yang terjadi pada *line* pipa sistem *producer gas*. Kemudian dilanjutkan dengan penentuan *Likelihood/Probability of Failure* (PoF) atau peluang kegagalan dilakukan dengan metode semi-kuantitatif yang didasarkan pada jenis kerusakan yang didapat dalam *damage*

mechanism screening. Lalu dilakukan perhitungan *Consequence of Failure* (CoF) yang akan menghasilkan luas area terdampak akibat kegagalan sistem. Dari PoF dan CoF yang didapat, dilakukan penentuan tingkat risiko menggunakan matriks risiko. Setelah itu dilakukan perencanaan inspeksi yang tepat.

2.2 Identifikasi Damage Mechanism

Kegiatan identifikasi damage mechanism atau mekanisme kerusakan pada sistem producer gas diperlukan untuk mengetahui mekanisme kerusakan apa saja yang dapat terjadi pada setiap *line* pipa. Perbedaan mekanisme kerusakan disebabkan oleh perbedaan parameter fluida dan jenis material dari pipa itu sendiri. Perbedaan parameter fluida, seperti fase fluida, temperatur, dan komposisi, disebabkan oleh proses yang terjadi pada *equipment* proses. Sedangkan jenis material, seperti *carbon steel*, *stainless steel*, atau *low alloy steel*, menentukan apakah jenis material tersebut dapat dipengaruhi oleh parameter fluida yang mengalir.

2.3 Probability of Failure

2.3.1 Estimasi Laju Korosi

Estimasi laju korosi diperlukan untuk mendapatkan nilai laju korosi khususnya pada objek penelitian berupa sistem perpipaan yang belum pernah dilakukan kegiatan inspeksi sebelumnya. Laju korosi digunakan untuk menentukan nilai rasio *a*/*t* yang kemudian digunakan untuk menentukan nilai *Technical Module Subfactor* (TMSF). Estimasi laju korosi dilakukan dengan menggunakan tabel estimasi laju korosi berdasarkan API 581.

2.3.2 Technical Module Subfactor

Pada penelitian ini, PoF dianalisis menggunakan pendekatan semi-kuantitatif. Analisis PoF semi-kuantitatif cenderung hanya berfokus pada *technical module subfactor* (TMSF). Hal ini dikarenakan *technical module subfactor* merupakan *subfactor* yang terpengaruh oleh inspeksi secara langsung dan akan menjadi dasar untuk penyusunan rencana inspeksi. Nilai TMSF pada mekanisme kerusakan *thinning* dan *external damage* dipengaruhi oleh nilai konstanta reduksi material.

$$\text{Konstanta reduksi material} = \frac{a \cdot r}{t} \quad (1)$$

Konstanta tersebut bergantung pada umur dan laju korosi dari pipa sehingga dapat memproyeksikan nilai PoF pipa di masa yang akan datang.

Dari konstanta reduksi tersebut dapat dikonversikan menjadi TMSF yang

merepresentasikan nilai PoF. Begitu juga dengan mekanisme kerusakan lain. Penentuan nilai TMSF dapat dilakukan dengan menggunakan tabel TMSF berdasarkan API 581 pada seluruh mekanisme kerusakan yang teridentifikasi.

2.4 Consequence of Failure

Analisis CoF dilakukan untuk memperkirakan konsekuensi yang terjadi akibat kegagalan. Analisis konsekuensi harus dapat diulang (*repeatable*), disederhanakan, dan kredibel [3]. Secara umum, konsekuensi terlepasnya fluida dapat diestimasi melalui beberapa tahap, yaitu menentukan fluida representatif dan sifatnya, penentuan ukuran lubang kebocoran, penentuan fase fluida setelah terlepas, estimasi laju kebocoran menggunakan persamaan (2) dan (3), menentukan tipe kebocoran, evaluasi respon setelah kebocoran, reduksi laju kebocoran, dan menentukan luas area terdampak berdasarkan nilai *generic failure frequency* (gff) dari pipa.

$$P_{trans} = P_a \left(\frac{k+1}{2} \right)^{\frac{k}{k-1}} \quad (2)$$

$$W_n = C_d \cdot A \cdot P_s \sqrt{\left(\frac{MW \cdot g_c}{R \cdot T_s} \right) \left(\frac{2 \cdot k}{k-1} \right) \left(\frac{P_{atm}}{P_s} \right)^{\frac{2}{k}} \left(1 - \left(\frac{P_{atm}}{P_s} \right)^{\frac{k-1}{k}} \right)} \quad (3)$$

2.5 Analisis Risiko

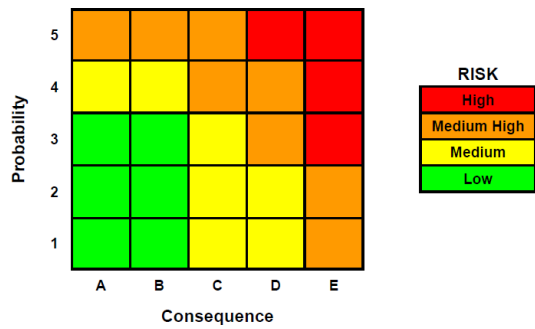
Analisis risiko dilakukan untuk menetapkan tingkat risiko dari tiap *line* pipa. Nilai risiko merupakan kombinasi dari nilai *Probability of Failure* dan *Consequence of Failure* seperti yang dijelaskan pada Tabel 1 dan Tabel 2. Analisis risiko disajikan dengan matriks risiko sehingga hasil analisis dapat disampaikan dengan efisien, seperti yang ditunjukkan pada Gambar 1.

Tabel 1. *Technical Module Subfactor Conversion*

Likelihood Category	Technical Module Subfactor
1	< 1
2	1 – 10
3	10 – 100
4	100 – 1000
5	>1000

Tabel 2. *Consequence Area Category*

Consequence Category	Likelihood Weighted Average Area
A	< 10 ft ²
B	10 – 100 ft ²
C	100 – 1000 ft ²
D	1000 – 10000 ft ²
E	>10000 ft ²



Gambar 1. Matriks Risiko

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

3.1 Identifikasi *Damage Mechanism*

Identifikasi mekanisme kerusakan dilakukan dengan melakukan *damage mechanism screening*. *Screening* dilakukan dengan cara mengisi kuisisioner berupa “yes/no question” mengenai parameter fluida dan pipa. Jawaban dari kuisisioner tersebut dapat memberikan kesimpulan mekanisme kerusakan apa saja yang terjadi.

Dari penelitian ini didapatkan *damage mechanism* berupa *thinning (high temperature H₂S/H₂ corrosion)*, *stress corrosion cracking*, dan *external corrosion*.

3.2 Perhitungan *Probability of Failure*

3.2.1 Estimasi Laju Korosi

Estimasi laju korosi diperlukan untuk line pipa dengan mekanisme kerusakan *thinning*, yang dalam penelitian ini disebabkan oleh *high temperature H₂S/H₂ corrosion*. Korosi *H₂S/H₂* terjadi pada unit *hydroprocess*, misalnya, *hydrodesulfurizer* dan *hydrocracker*, setelah senyawa sulfur dikonversi menjadi hidrogen sulfida melalui reaksi katalitik dengan hidrogen. [4].

Data yang diperlukan untuk menentukan laju korosi mekanisme kerusakan *thinning high temperature H₂S/H₂ corrosion* adalah mol% *H₂S*. Diketahui bahwa komposisi *H₂S* pada *syngas* adalah 200 ppm [5], sehingga didapatkan fraksi mol *H₂S* sebesar 0,0187%. Selanjutnya didapatkan laju korosi pipa pada Tabel 3.

Tabel 3. Hasil Estimasi Laju Korosi *High Temperature H₂S/H₂*

Line Number	NPS	Wall Thickness (inch)	Corrosion Rate (ipy)
PG-300-SSH-0101	12	0,18	0,007
PG-300-SSH-0102	12	0,18	0,002
PG-400-SSH-0103	16	0,25	0,002
PG-400-SSH-0104	16	0,25	0,002
PG-400-SSH-0105	16	0,25	0,002
PG-300-SSH-0106	12	0,18	0,002
PG-300-SSH-0107	12	0,18	0,002
PG-400-SSH-01247	16	0,375	0,009
PG-400-SSH-01249	16	0,375	0,009

PG-400-SSH-01250	16	0,375	0,009
------------------	----	-------	-------

3.2.1 Thinning

Penentuan PoF dari mekanisme kerusakan *thinning* dimulai dengan perhitungan konstanta reduksi material pada persamaan (1). Sehingga didapatkan hasil perhitungan ar/t pada interval tahun pertama dan kemudian dapat digunakan untuk penentuan TMSF *thinning* pada Tabel 4.

Tabel 4. Hasil TMSF *Thinning*

Line Number	TMSF
PG-300-SSH-0101	0,25
PG-300-SSH-0102	0,25
PG-400-SSH-0103	0,25
PG-400-SSH-0104	0,25
PG-400-SSH-0105	0,25
PG-300-SSH-0106	0,25
PG-300-SSH-0107	0,25
PG-400-SSH-01247	0,25
PG-400-SSH-01249	0,25
PG-400-SSH-01250	0,25

Nilai TMSF tersebut telah dilakukan reduksi berdasarkan faktor *overdesign* dan *confidence level*.

3.2.1 Stress Corrosion Cracking

Penentuan PoF mekanisme kerusakan *Stress Corrosion Cracking* dilakukan dengan penentuan berbagai faktor, antara lain, *environmental severity*, *susceptibility*, dan *severity index*. Semua faktor tersebut bergantung pada konsentrasi zat korosif dan sifat material dari pipa. Sehingga didapatkan nilai TMSF pada Tabel 5.

Tabel 5. Hasil TMSF *Stress Corrosion Cracking*

Line Number	TMSF
PG-300-CSN-0111	1
PG-300-CSN-0112	1

Nilai TMSF dari mekanisme kerusakan *stress corrosion cracking* terbilang sangat kecil. Tetapi nilai TMSF tersebut tetap dapat berpengaruh terhadap tingkat risiko yang akan didapatkan nantinya. Karena TMSF dari seluruh mekanisme kerusakan akan ditambahkan pada saat penentuan tingkat risiko.

3.2.1 External Damage

Penentuan PoF dari mekanisme kerusakan *external damage* dimulai dengan estimasi laju korosi berdasarkan guideline yang dijelaskan dalam API 581. Laju korosi pada *external damage* bergantung pada kondisi pipa terhadap lingkungan sekitar. Kemudian langkah

Tabel 6. Fluida Representatif Senyawa Penyusun Syngas

Fluid	% mol	MW	Liquid Density (lb/ft ³)	NBP (F)	Auto-Ignition Temp. (F)	Ambient State
C1-C2*	7,14%	23	5,639	-193	1036	Gas
H ₂	43,08%	2	4,433	-423	752	Gas
CO	49,78%	28	50	-312	1128	Gas
Campuran	100%	17,1435	27,202	-351,322	959,450	Gas

*CH₄ (metana) termasuk dalam kelompok fluida C1-C2

selanjutnya sama dengan mekanisme kerusakan *thinning*. Sehingga didapatkan nilai TMSF mekanisme kerusakan *external damage* pada Tabel 7.

Tabel 7. Hasil TMSF External Damage

Line Number	TMSF
PG-125-SSN-0132	0,25

Hanya terdapat 1 *line number* yang dapat ditentukan nilai TMSF-nya. Hal ini dikarenakan *line number* lain yang teridentifikasi akan mengalami kerusakan *external damage*, telah tereliminasi pada saat penentuan laju korosi berdasarkan kondisinya di lapangan.

3.3 Perhitungan Consequence of Failure

3.3.1 Penentuan Fluida Representatif

Untuk menentukan fluida representatif, dari data komposisi *syngas* yang diketahui diambil senyawa yang bersifat *flammable* dan *toxic*. Sedangkan senyawa lain yang tidak bersifat *flammable* atau *toxic* harus dikeluarkan dari perhitungan fluida representatif. Sehingga didapatkan fluida penyusun *syngas* pada Tabel 6.

Dari *properties* fluida campuran yang telah diketahui, dilakukan pendekatan pada fluida presentatif yang tertera pada standar API 581. Sifat fluida yang menjadi prioritas acuan adalah NBP (*Normal Boiling Point*). Sehingga dari fluida campuran di atas mendekati sifat fluida representatif dengan pendekatan ke bawah, berupa H₂ dengan NBP -423 °F.

3.3.2 Penentuan Ukuran Lubang Kebocoran

Penentuan lubang kebocoran diperlukan untuk analisis laju kebocoran pada langkah selanjutnya. Diameter lubang kebocoran didasarkan pada API 581.

Tabel 8. Ukuran Lubang Kebocoran

Jenis Lubang	Diameter Lubang
Kecil (<i>small</i>)	¼ inch
Sedang (<i>medium</i>)	1 inch
Besar (<i>large</i>)	4 inch
Pecah (<i>rupture</i>)	7 inch

3.3.3 Perhitungan Laju Kebocoran

Perhitungan laju kebocoran dimulai dengan perhitungan tekanan transisi menggunakan persamaan (2). Didapatkan bahwa tekanan P_{trans}

$\geq P_5$ sehingga tipe kebocoran yang terjadi adalah *subsonic*. Sehingga digunakan persamaan (3) untuk menghitung laju kebocoran.

Laju kebocoran yang dihasilkan bergantung pada ukuran lubang kebocorannya. Hasil perhitungan laju kebocoran didapatkan bahwa *line Heat Exchanger 2 – Mist Eliminator* merupakan line dengan laju kebocoran terbesar dengan *range* 0,012 – 11,824 lb/s, sedangkan *line Start-Up Gas Blower – Gas Combustor* menjadi *line number* dengan laju kebocoran terkecil dengan *range* 0,004 – 3,593 lb/s.

3.3.4 Penentuan Tipe Kebocoran

Tipe kebocoran dapat didefinisikan dengan adanya data jumlah fluida terlepas dalam waktu 3 menit atau 180 detik. Jika dalam kurun waktu tersebut jumlah fluida terlepas lebih dari 10000 lbs, maka tipe kebocoran yang terjadi adalah *instantaneous*. Sedangkan jika sebaliknya, maka tipe kebocoran yang terjadi adalah *continuous*.

Dikarenakan berdasarkan perhitungan, seluruh *line number* memiliki nilai jumlah terlepas tidak lebih dari 10000 lbs, maka seluruh *line number* diklasifikasikan dengan tipe kebocoran *continuous*.

3.3.5 Evaluasi Respon Pasca-Kebocoran

Evaluasi respon pasca-kebocoran bergantung pada sistem deteksi dan isolasi fluida pada suatu sistem. Diketahui bahwa sistem *producer gas* memiliki sistem deteksi dengan *rating* A dan C, sedangkan sistem deteksi dengan *rating* B. Oleh karena itu, dilakukan reduksi terhadap laju kebocoran sesuai dengan keadaan tersebut. *Line number* dengan *rating* sistem deteksi A, dilakukan reduksi laju kebocoran sebesar 20%, sedangkan *line number* lain tidak dilakukan reduksi laju kebocoran.

3.3.6 Perhitungan Area Terdampak

Penentuan area terdampak diawali dengan penentuan kecenderungan fluida sistem terjadi *auto-ignition*. *Auto-ignition* terjadi jika temperatur fluida sistem lebih besar dari AIT + 80 °F. Fluida representatif pada sistem memiliki AIT sebesar 752 °F. Namun, fluida aktual pada sistem memiliki temperatur maksimal sebesar 662 °F. Sehingga dapat disimpulkan bahwa fluida pada sistem cenderung tidak terjadi *auto-ignition* saat terjadi kebocoran atau yang terjadi adalah *safe dispersion*.

Kemudian dilakukan perhitungan area terdampak menggunakan rumus *continuous release consequence* yang tertera pada standar API 581. Hasil perhitungan area terdampak didapatkan bahwa *line Header Box - Bypass Flare* merupakan line dengan area terdampak terbesar dengan range 2,186 – 2117,995 ft², sedangkan *line Start-Up Gas Blower – Gas Combustor* menjadi *line number* dengan area terdampak terkecil dengan range 0,727 – 704,099 ft².

3.3.7 Perhitungan Frekuensi Kerusakan Generik

Nilai frekuensi kerusakan generik dihitung pada setiap *line number* dan model lubang kebocoran. Frekuensi kerusakan generik digunakan untuk mendapatkan nilai rata-rata area terdampak dari beragamnya ukuran lubang kebocoran. Nilai frekuensi kerusakan generik pada beragam ukuran pipa telah tersedia pada API 581. Didapatkan area konsekuensi yang telah disesuaikan dengan nilai frekuensi kerusakan generik pada Tabel 9.

Tabel 9. Hasil Perhitungan Area Konsekuensi

Line Number	Pipe Line Name	CA (ft ²)
PG-300-SSH-0101	Gasifier - Reactor Outlet	112,344
PG-300-SSH-0102	Box	112,344
PG-400-SSH-0103	Reactor Outlet Box - Cyclone Separator	129,754
PG-400-SSH-0104	Cyclone Separator - High	144,714
PG-400-SSH-0105	Temperature Filter Element	144,714
PG-300-SSH-0106		125,297
PG-300-SSH-0107		125,297
PG-300-CSN-0111	Heat Exchanger 1 - Heat Exchanger 2	130,198
PG-300-CSN-0112	Heat Exchanger 2 - Mist Eliminator	132,995
PG-125-SSN-0132	Header Box - Bypass Flare	108,761
PG-400-SSH-01247	Reactor Outlet Box - Start-Up	161,903
PG-400-SSH-01249	Gas Blower	161,903
PG-400-SSH-01250	Start-Up Gas Blower - Gas Combustor	58,792

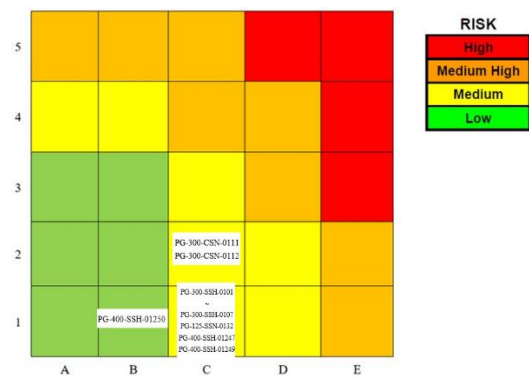
Dari hasil perhitungan area konsekuensi yang menggunakan frekuensi kerusakan generik pada tabel di atas, menunjukkan bahwa terjadi penyesuaian dari area terdampak tiap model lubang kebocoran menjadi satu area konsekuensi yang mewakili seluruh model lubang kebocoran dengan memperhatikan rasio frekuensi kerusakan generik yang dimiliki oleh tiap segmen pipa.

3.4 Analisis Risiko

Setelah didapatkan analisis *likelihood* dan area konsekuensi, yang dilakukan selanjutnya adalah memasukkannya ke dalam matriks risiko seperti yang tertera pada *workbook semi-quantitative RBI*. Isi matriks risiko merupakan gabungan dari *likelihood* dan *consequence category* yang telah didapatkan sebelumnya.

Tabel 10. Likelihood dan Consequence Area Category Line Pipa

Line Number	Likelihood Category	Consequence Area Category	Risk Ranking
PG-300-SSH-0101	1	C	Medium
PG-300-SSH-0102	1	C	Medium
PG-400-SSH-0103	1	C	Medium
PG-400-SSH-0104	1	C	Medium
PG-400-SSH-0105	1	C	Medium
PG-300-SSH-0106	1	C	Medium
PG-300-SSH-0107	1	C	Medium
PG-300-CSN-0111	2	C	Medium
PG-300-CSN-0112	2	C	Medium
PG-125-SSN-0132	1	C	Medium
PG-400-SSH-01247	1	C	Medium
PG-400-SSH-01249	1	C	Medium
PG-400-SSH-01250	1	B	Low



Gambar 2. Hasil Matriks Risiko

4. KESIMPULAN

Dari hasil perhitungan *probability of failure*, *line number* dengan nilai PoF atau TMSF terbesar adalah PG-300-CSN-0111 dan PG-300-CSN-0112 dengan mekanisme kerusakan *stress corrosion cracking*. Kemudian untuk perhitungan *consequence of failure*, *line number* dengan nilai CoF atau *consequence area* terbesar adalah PG-400-SSH-01247 dan PG-400-SSH-01249. Kemudian pada analisis risiko, *line number* dengan tingkat risiko tertinggi adalah PG-300-CSN-0111 dan PG-300-CSN-0112, dengan tingkat risiko 2C pada tahun pertama pengoperasian. Sehingga hal tersebut perlu menjadi perhatian khusus bagi pihak terkait.

5. PUSTAKA

- [1] Mustafa, Albara, Rajnish Kaur Calay, and Mohamad Y. Mustafa, "*A Techno-Economic Study of a Biomass Gasification Plant for the Production of Transport Biofuel for Small Communities*", *Energy Procedia*, 2017.
- [2] Zhang, W., Liu, H., Ul Hai, I., Neubauer, Y., Schröder, P., Oldenburg, H., Seilkopf, A., & Kölling, A, "*Gas cleaning strategies for biomass gasification product gas*", *International Journal of Low-Carbon Technologies*, 2012.
- [3] American Petroleum Institute, *API 580: Risk-Based Inspection*, *American Petroleum Institute Publishing Services*, 2016.
- [4] American Petroleum Institute, *API 581: Risk-Based Inspection Base Resource Document*, *American Petroleum Institute Publishing Services*, 2000.
- [5] Torres, W., Pansare, S. S., & Goodwin, J. G, "*Hot Gas Removal of Tars, Ammonia, and Hydrogen Sulfide from Biomass Gasification Gas*", *Catalysis Reviews*, 2007.