

Perancangan *Safety Instrumented System* pada Proses *Loading* PT Pertamina (Persero) Refinery Unit VI Balongan

Rahmat Tri Widodo dan Totok Soehartanto

Jurusan Teknik Fisika, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)

Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya 60111

E-mail: rahmat.triwidodo@yahoo.com

Abstrak—Salah satu proses yang ada di PT Pertamina (Persero) Refinery Unit VI adalah pengiriman *crude oil* menuju kapal tanker. Proses tersebut disebut dengan proses *loading*. Terdapat beberapa jenis *crude* yang dikirim pada proses *loading* tersebut, diantaranya adalah *crude* Jatibarang dan *Crude* DCO. Terdapat beberapa masalah yang kerap terjadi pada proses *loading* ini. Yang sering terjadi adalah kebocoran offshore pipeline yang biasa disebabkan oleh korosi air laut. Selain itu juga pernah terjadi penyumbatan pipa oleh *crude* akibat heater yang tidak berfungsi dengan baik. Sampai saat ini safety system yang ada pada proses *loading* ini hanya sebuah shutdown valve yang dijalankan manual dengan menggunakan hand switch. Sistem tersebut masih belum bisa menangani permasalahan yang ada. Oleh karena itu pada tugas akhir kali ini dilakukan perancangan SIS pada jalur *loading* PT Pertamina RU VI Balongan yang kemudian disimulasikan pada software Matlab (Simulink). Simulasi dilakukan dengan memberikan manipulasi besar disturbance yang merepresentasikan kebocoran pada offshore pipeline. Berdasarkan simulasi yang dilakukan, didapatkan bahwa SIS dapat berjalan dengan baik karena dapat menghentikan proses dengan menutup ESDV dan mematikan pompa saat keadaan perbedaan tekanan antara ujung-ujung pipa offshore tinggi. Tingginya perbedaan tekanan antar ujung offshore pipeline mengindikasikan terjadinya kebocoran. SIS yang sudah dirancang kemudian dihitung nilai PFD_{total} dan didapatkan nilai sebesar 0,085 sehingga rancangan SIS

Kata Kunci—*Safety Instrumented System*, proses *loading*, *crude oil*, *Safety Integrity Level*.

I. PENDAHULUAN

SALAH satu unit bisnis dari PT Pertamina Persero Refinery Unit VI Balongan adalah penjualan beberapa jenis *crude oil*, diantaranya adalah Jatibarang dan DCO. Dalam melakukan penjualan *crude* ini, terdapat suatu proses yang disebut sistem *loading* dimana *crude* dipompa dari tangki penyimpanan *crude* menuju kapal tanker. Proses *loading* ini melewati onshore pipeline sejauh 3.400 m dan melewati offshore pipeline sepanjang 17.000 m.

Proses *loading* bukanlah proses yang sepenuhnya aman. Banyak terdapat kemungkinan yang menyebabkan bahaya dalam proses ini. Kasus yang sering terjadi pada proses *loading* dan *unloading* di RU VI ini adalah kebocoran offshore pipeline. Juga pernah terjadi penyumbatan total pada pipa karena *crude* yang membeku.

Dengan adanya resiko yang dapat terjadi pada proses *loading* ini, tentunya memerlukan suatu sistem pengaman. Kenyataannya pada jalur perpipaan proses *loading* ini Hanya

dilindungi oleh satu buah Emergency Shutdown Valve yang masih manual. Artinya untuk melakukan suatu aksi, misalnya menutup ketika terdapat bahaya, maka ESDV tersebut masih memerlukan perintah dari operator menggunakan hand switch. Sistem seperti ini memiliki kekurangan dapat terjadinya keterlambatan respon operator ketika terjadi *accident*. Oleh karena itu dibutuhkan SIS yang bisa mengambil keputusan secara otomatis untuk mengurangi resiko keterlambatan pengambilan keputusan dari operator.

Berdasarkan permasalahan tersebut, dalam tugas akhir ini dirancang suatu *Safety Instrumented System* yang diimplementasikan pada sistem perpipaan *loading* di Pertamina RU VI Balongan

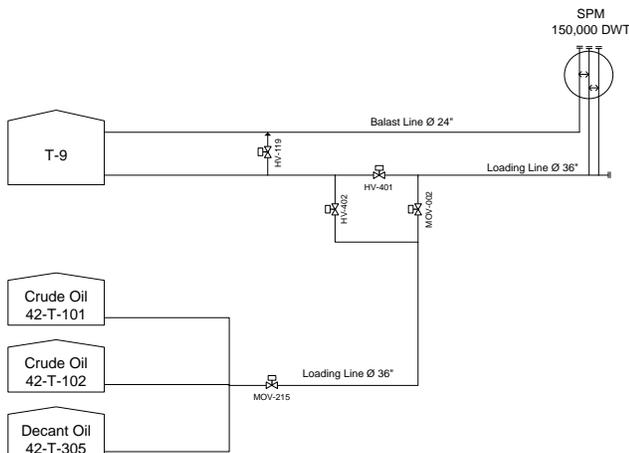
II. URAIAN PENELITIAN

A. Pengkajian Proses dan SIS pada Jalur Loading

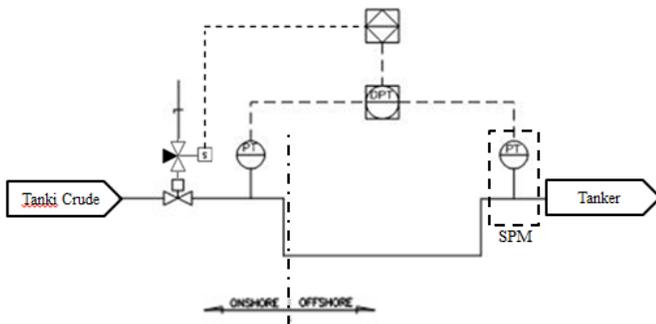
Proses *loading* pada PT Pertamina Persero RU VI Balongan dimulai dari tangki darat yang dipompa menuju kapal tanker. *Crude oil* di tangki darat dipompa oleh *shipping pump* menuju kapal tanker melalui *onshore pipeline*. Diakhir *onshore pipeline*, *crude oil* selanjutnya memasuki *offshore pipeline*. Sebelum masuk ke kapal tanker, *crude oil* akan melewati perpipaan pada SPM diakhir *offshore pipeline* dimana terdapat *subsea hose* dan *floating hose*.

Pada proses *loading* ini tidak terdapat BPCS (*Basic Process Control System*). Yang ada adalah valve manual, MOV (Motor Operated Valve), serta pressure alarm dan ESDV (Emergency Shutdown Valve) yang berperan sebagai safety pada proses tersebut. Selain itu juga terdapat indikator *pressure* dan *temperature* yang hanya terdapat di lapangan (tidak tersambung ke *control room*).

Pada jalur perpipaan proses *loading*, terdapat beberapa bahaya yang bisa terjadi. Bahaya yang paling sering terjadi adalah kebocoran pada *offshore pipeline*. Kebocoran ini terjadi disebabkan korosi karena air laut. Selain sering terjadi, kebocoran pada offshore pipeline ini juga sulit terdeteksi. Tetapi tidak hanya *offshore pipeline* saja yang bisa terdapat kebocoran, pada *onshore pipeline* juga bisa terjadi kebocoran tetapi memang frekuensinya tidak sesering *offshore pipeline*. Kebocoran di *onshore pipeline* kebanyakan terjadi di bagian *flange* (sambungan pipa). Kebocoran pada *flange* mengakibatkan terjadinya rembesan minyak yang volumenya jauh lebih sedikit dibandingkan kebocoran akibat korosi di *offshore pipeline*.



Gambar. 1. Skema proses loading dan unloading.



Gambar. 2. Rancangan SIS.

Bahaya juga bisa terjadi karena menggumpalnya minyak khususnya di *offshore pipeline* akibat turunnya suhu akibat pengaruh laut yang dingin. Setiap jenis minyak memiliki karakter tersendiri dimana sifat *crude oil* akan lebih mudah menggumpal ketika suhu rendah. Penggumpalan minyak bisa berakibat fatal apabila tidak segera ditangani. Penggumpalan minyak pada pipa bisa menyumbat pipa tersebut, dan apabila proses *loading* tetap berjalan dalam keadaan pipa tersumbat bisa menyebabkan tekanan tinggi hingga terjadinya ledakan akibat pipa tidak bisa menahan tingginya tekanan yang terjadi.

Selain dua hal tersebut, bahaya pada proses *loading* juga bisa disebabkan karena kegagalan instrumen. Sebagai contoh tertutupnya MOV yang seharusnya dibuka ketika proses berlangsung. Hal ini dapat menyebabkan terjadinya *high pressure* yang berbahaya bagi berlangsungnya proses. Namun, pada perancangan SIS di tugas akhir ini lebih difokuskan terhadap kegagalan proses di *offshore pipeline*.

SIS yang ada pada proses *loading* ini adalah sebuah *Emergency Shutdown Valve (ESDV)* yang masih manual. SIS seperti ini dirasa masih memiliki beberapa kekurangan. Tanpa adanya *logic solver*, ESDV harus ditutup secara manual oleh operator menggunakan *hand switch* (tidak bisa mengambil keputusan sendiri) ketika terdapat alarm bahaya. Sistem safety yang seperti ini dapat menyebabkan keterlambatan respon. Selain itu berdasarkan analisa bahaya yang sudah dipaparkan sebelumnya, yaitu mengenai kebocoran pada *offshore pipeline*, masih belum bisa teratasi dengan sistem safety ini. Oleh karena itu masih perlu ditambahkan beberapa indikator dan SIS yang dapat lebih mengamankan proses *loading* ini.

B. Perancangan SIS

SIS yang dirancang meninjau dari kegagalan pada *offshore pipeline* berupa kebocoran, maka diberikan *pressure transmitter* di ujung-ujung *offshore pipeline* yang nantinya akan digunakan untuk mendapatkan selisih tekanan pada ujung awal dan ujung akhir *offshore pipeline* tersebut. Bertambahnya nilai perbedaan tekanan dari nilai normalnya merupakan indikasi dari kebocoran yang nantinya digunakan sebagai dasar *logic solver* untuk memerintahkan ESDV menutup atau tidak.

Rancangan SIS yang dibuat adalah sebagai berikut:

1. Penambahan *logic solver* sebagai *Emergency Shutdown System (ESS)*. Akan ada dua jenis output dari ESS ini. Yang pertama adalah kondisi normal dimana ESS membiarkan proses tetap berjalan dan ESDV tetap terbuka. Kondisi kedua adalah kondisi tidak normal ketika perbedaan tekanan melebihi batas dimana ESS akan mematikan proses dan menutup ESDV.
2. Merubah ESDV yang sebelumnya masih manual (menggunakan *hand switch*) dengan ESDV otomatis yang sinyal inputnya berasal dari *logic solver*. ESDV ini juga ditambahkan *hand switch* yang berfungsi apabila ESS gagal memberikan sinyal input ketika terjadi keadaan yang berbahaya.
3. Mengintegrasikan *shipping pump* dengan ESS, dimana ketika terdeteksi keadaan bahaya, maka *shipping pump* akan secara otomatis berhenti bekerja.

Selain perancangan, dalam tugas akhir ini juga disertakan nilai target SIL (*Safety Integrity Level*) untuk SIS yang dirancang tersebut. Nilai SIL yang ditargetkan didasari dengan Hazid yang telah dilakukan oleh tim Hazid Teknik Fisika ITS yang sebelumnya telah mengkaji tentang bahaya di mana salah satunya adalah pada jalur *loading* PT Pertamina RU VI. Berdasarkan Hazid tersebut, diketahui bahwa secara keseluruhan, bahaya yang dimungkinkan terjadi pada proses *loading* ini ada pada level rendah dan menengah. Atas dasar inilah, maka nilai SIL yang ditargetkan dalam perancangan SIS ini adalah SIL 1.

C. Pemodelan Pressure Transmitter

Berdasarkan jenis *pressure transmitter* yang akan digunakan dalam perancangan SIS kali ini, didapatkan data berupa range output transmitter sebesar 4-20mA. Selain itu juga diketahui range span input sebesar 2,5-250 kPa. Dari data tersebut maka diperoleh gain dari transmitter sebagai berikut.

$$K_p = \frac{(20 - 4)}{(250.000 - 2.500)} = 0.000065$$

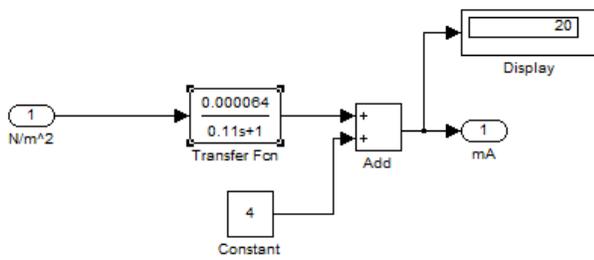
Untuk time constant juga didapatkan dari spesifikasi transmitter yang bernilai,

$$\tau_p = 0.5$$

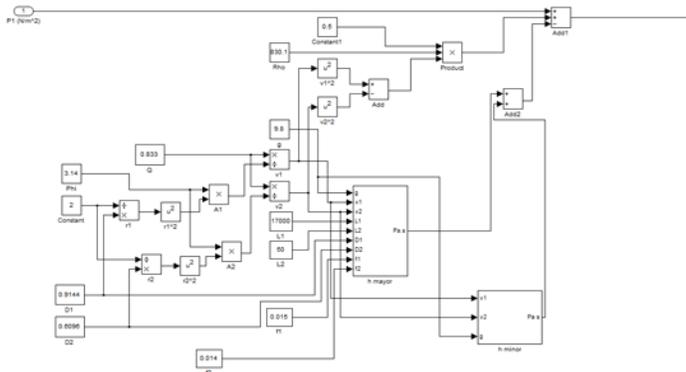
Dengan mengacu pada data di atas, diperoleh fungsi alih pada *pressure transmitter* sebagai berikut

$$\frac{P_{out}}{P_{in}} = \frac{0.000065}{0.5s + 1}$$

Berdasarkan fungsi alih yang telah dibuat diatas, kemudian diperoleh model simulink seperti Gambar di bawah.



Gambar. 3. Model simulink pressure transmitter.



Gambar. 4. Model simulink offshore pipeline.

Tabel 1.

Nilai besaran crude dan pipa

Besaran	Nilai
$P_{jatibarang}$	$830,1 \frac{Kg}{m^3}$
P_{oco}	$1,040 \frac{Kg}{m^3}$
$\mu_{jatibarang}$	$0,00212 Pa.s$
μ_{oco}	$0,14560 Pa.s$
D_{pipa}	$0,87 m$
D_{hose}	$0,6096 m$
A_{pipa}	$0,594 m^2$
A_{hose}	$0,292 m^2$
Q	$0,833 \frac{m^3}{s}$
v_{pipa}	$1,402 \frac{m}{s}$
v_{hose}	$2,853 \frac{m}{s}$
$Re_{jatibarang-pipa}$	$4,8 \times 10^5$
$Re_{jatibarang-hose}$	$6,2 \times 10^5$
$Re_{oco-pipa}$	$8,7 \times 10^3$
$Re_{oco-hose}$	$1,2 \times 10^4$
$f_{jatibarang-pipa}$	$0,014$
$f_{jatibarang-hose}$	$0,0135$
$f_{oco-pipa}$	$0,031$
$f_{oco-hose}$	$0,027$

D. Pemodelan Pipa

Dalam melakukan pemodelan pipa, terdapat dua buah variabel yang diperhatikan, yaitu *pressure* dan *temperature*. Perbedaan *pressure* digunakan sebagai indikasi kebocoran

offshore pipeline. Sementara besaran *temperature* digunakan sebagai acuan yang mengarah kepada kenaikan viskositas *crude oil* yang dapat menyebabkan penyumbatan. Karena perubahan *temperature* konstan, maka besaran suhu yang diperlukan sebagai acuan adalah suhu pada ujung *onshore pipeline* sebelum memasuki *offshore pipeline*. Lalu dengan adanya insulasi pada pipa, maka *temperature* yang akan memasuki *offshore pipeline* bisa digambarkan dengan *constant* saja. Sementara jika ditinjau dari segi *pressure*, maka dibutuhkan suatu persamaan yang dapat mengetahui perbedaan tekanan antar ujung *offshore pipeline* sebagai input dalam SIS yang dirancang. Oleh karena itu, dilakukan pemodelan dengan menggunakan persamaan Bernoulli dimana persamaan awalnya adalah sebagai berikut.

$$P_1 + \frac{1}{2} \rho v_1^2 + \rho g h_1 = P_2 + \frac{1}{2} \rho v_2^2 + \rho g h_2 + h_L \dots \dots \dots (2.1)$$

Karena ketinggian antara ujung awal dan ujung akhir pipa yang dimodelkan sama dan $Q = v \times A$ dimana Q memiliki nilai yang konstan, maka didapatkan persamaan pipa untuk mencari P_2 .

$$P_2 = P_1 + \frac{1}{2} \rho \left[\left(\frac{Q}{A_1} \right)^2 - \left(\frac{Q}{A_2} \right)^2 \right] - h_L \dots \dots \dots (2.2)$$

Dimana nilai $h_L = h_{L-mayor} + h_{L-minor}$. Berdasarkan persamaan tersebut, didapatkan model simulink seperti Gambar 4.

$h_{L-mayor}$ didapatkan dari persamaan

$$h_{L-mayor} = f \frac{L v^2}{2gD} \dots \dots \dots (2.3)$$

f adalah *friction factor*, dimana pada pipa ini memiliki aliran turbulen sehingga nilai f dapat diperoleh pada diagram *moody*. Nilai f pada aliran turbulen dipengaruhi oleh bilangan Reynolds dan *relative roughness*.

$$Re = \frac{\rho v D}{\mu} \dots \dots \dots (2.4)$$

$$Relative\ roughness = \frac{\epsilon}{D} \dots \dots \dots (2.5)$$

Dimana nilai ϵ untuk jenis pipa *carbon steel* adalah 0,5. Sementara nilai $h_{L-minor}$ didapatkan dari persamaan

$$h_{L-minor} = K_L \frac{v^2}{2g} \dots \dots \dots (2.6)$$

Nilai K_L berbeda-beda sesuai dengan komponen-komponen pada pipa yang mempengaruhi aliran fluida di dalamnya. Pada jalur *loading* ini terdapat beberapa jenis gangguan yang mempengaruhi nilai K_L yaitu flow flanged, branch flow flanged, ball valve, 180° return bend, long radius 45° flanged, regular radius 45° flanged, regular radius 90° flanged, dan sudden contraction.

III. HASIL DAN DISKUSI

A. Pengujian Safety Instrumented System

Deskripsi SIS yang dirancang adalah dengan memberikan batas maksimal perbedaan tekanan fluida sebelum dan sesudah melewati *offshore pipeline*. Batas perbedaan tekanan yang diijinkan adalah sesuai dengan simulasi pada keadaan ideal yaitu 2.743,32 Pa untuk *crude* Jatibarang dan 3.454,96 Pa untuk DCO. Namun, untuk memberikan set point pada keadaan real, masih perlu dikaji lagi mengenai keadaan fluida secara real tanpa memberikan banyak asumsi. Nilai perbedaan tersebut ini selanjutnya dikirim ke logic solver sebagai peninjau apakah plant masih berjalan dengan baik.

Karena input pada logic solver berupa arus dari transmitter, maka nilai perbedaan tekanan tersebut harus dikonversi dulu menjadi besaran arus dimana fungsi transfer yang digunakan sama dengan fungsi transfer pressure transmitter. Hasil konversi perbedaan tekanan tersebut adalah 0,18 mA dan 0,22 mA. Namun, mempertimbangan kondisi proses yang tidak selalu ideal, maka unuk menjadikan set point diperlukan range yang memperbolehkan sedikit disturbance. Dalam perancangan ini, nilai set point pada logic solver untuk *crude* Jatibarang dan DCO masing-masing adalah 0,22 dan 0,27 mA. Nilai perbedaan tekanan yang terbaca lebih dari set point adalah indikasi kebocoran atau penyumbatan pada *offshore pipeline*. Apabila hal tersebut terjadi, maka logic solver akan memerintahkan ESDV untuk menutup dan memerintahkan shipping pump untuk mati.

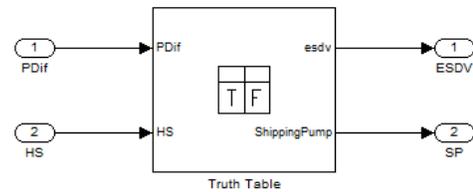
Gambar 5 adalah blok logic solver untuk rancangan SIS yang akan disimulasikan pada software Matlab.

Berdasarkan Gambar 5, truth table yang menjadi logic solver pada simulasi ini memiliki input perbedaan tekanan dan hand switch serta memiliki output menutup atau membukanya ESDV dan menyalakan dan matinya shipping pump.

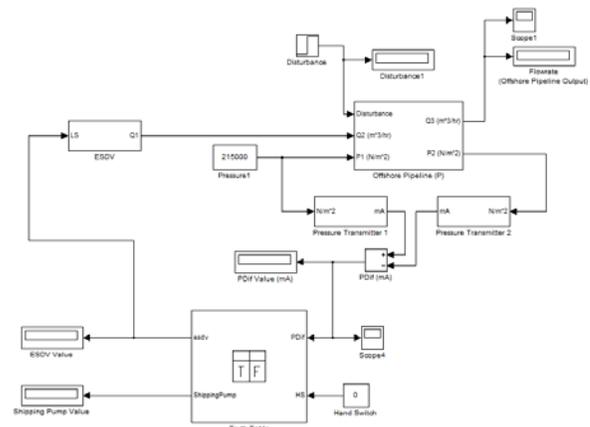
Crude Jatibarang dan DCO memiliki karakteristik yang berbeda. Oleh karena itu, antara kedua jenis *crude* tersebut memiliki condition table yang berbeda, tetapi respon yang diberikan tetap sama sehingga action table-nya sama.

Berdasarkan Gambar 4.10 mengenai blok simulasi SIS secara keseluruhan, output berupa alarm dan shipping pump hanya bernilai 1 dan 0 dimana berarti itu adalah sebuah saklar. Oleh karena itu pada simulasi hanya perlu dilihat dari display saja. Sementara untuk ESDV diberikan scope untuk mengetahui aliran yang terjadi pada kondisi normal dan tidak normal baik karena nilai perbedaan tekanan pada offshore pipeline yang tidak sesuai dengan set point atau karena hand switch.

Simulasi yang dilakukan adalah dengan memberikan variasi pada disturbance sebesar 0, 450, 900, dan 1.350 serta menyalakan hand switch (tanpa disturbance) untuk masing-masing *crude* Jatibarang dan DCO. Disturbance diberikan pada detik ke 150 dimana keadaan flowrate stabil. Dalam meninjau hasil simulasi, terdapat dua hal yang diperhatikan, yaitu nilai perbedaan tekanan (dalam mA) yang menjadi input bagi logic solver serta nilai flowrate yang melewati ESDV. Hasil simulasi dapat dilihat pada Gambar 7 dan 8.



Gambar 5. Blok logic solver.



Gambar 6. Blok simulasi SIS secara keseluruhan.

Tabel 2. Condition Table pada Logic Solver untuk *crude* Jatibarang

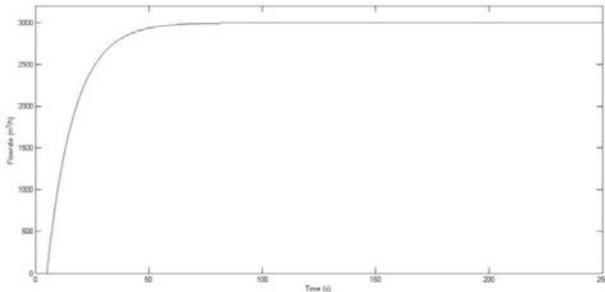
Condition Table					
	Description	Condition	D1	D2	D3
1	PDif12 High	PDif > 0.22	F	T	-
2	Hand Switch On	HS>=1	F	-	T
		Actions: Specify a row from the Action Table	1	2	2

Tabel 3. Condition Table pada Logic Solver untuk *crude* DCO

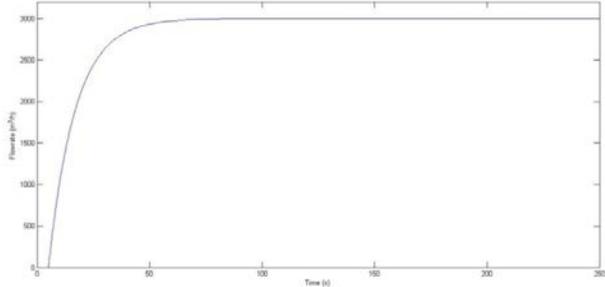
Condition Table					
	Description	Condition	D1	D2	D3
1	PDif12 High	PDif > 0.27	F	T	-
2	Hand Switch On	HS>=1	F	-	T
		Actions: Specify a row from the Action Table	1	2	2

Tabel 4. Action Table pada Logic Solver

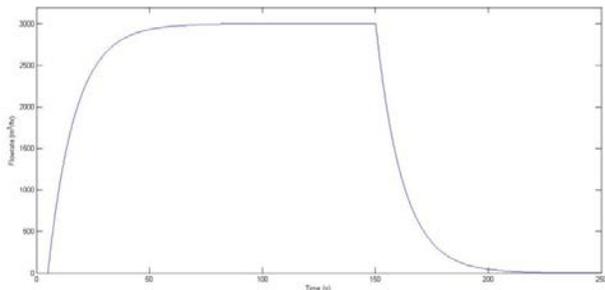
Action Table		
#	Description	Action
1	Emergency shutdown valve terbuka (Normal operation)	esdv=0 ShippingPump=1
2	Shutdown valve tertutup	esdv=1 ShippingPump=0



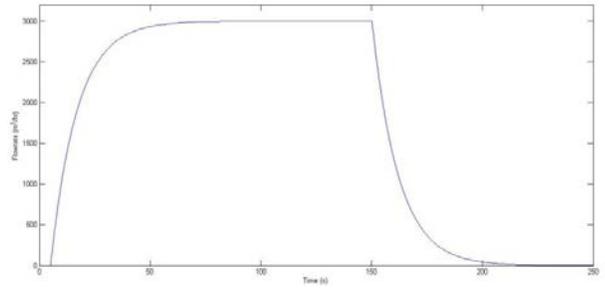
Gambar. 7. Output ESDV saat disturbance = 0 Pa (*crude jatibarang*).



Gambar. 8. Output ESDV saat disturbance = 450 Pa (*crude jatibarang*).



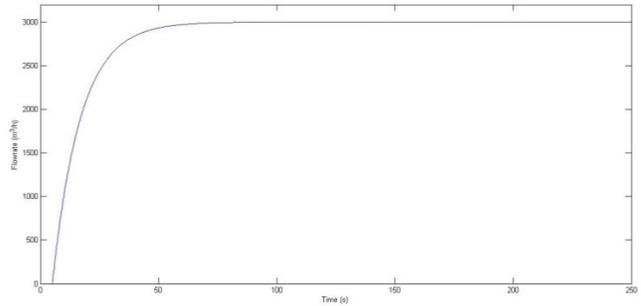
Gambar. 9. Output ESDV saat disturbance = 900 Pa (*crude jatibarang*).



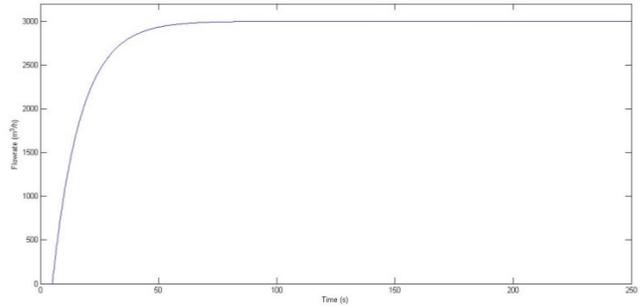
Gambar. 10. Output ESDV saat disturbance = 1.350 Pa (*crude jatibarang*).

Berdasarkan Gambar 7 dan Gambar 8, didapatkan bahwa ketika dilakukan simulasi untuk *crude Jatibarang* dengan disturbance 0 dan 450 Pa, ESDV masih membuka. Dalam hal ini, logic solver masih menyatakan proses dalam keadaan normal. Sementara Gambar 9 dan Gambar 10 merupakan simulasi untuk *crude Jatibarang* dengan disturbance 900 dan 1350 Pa. Berdasarkan hasil simulasi, didapati bahwa ESDV akan menutup ketika menerima disturbance tersebut. Oleh karena itu didapatkan bahwa untuk simulasi dengan *crude Jatibarang*, logic solver akan memberi perintah ESDV untuk menutup dengan disturbance 900 Pa atau lebih.

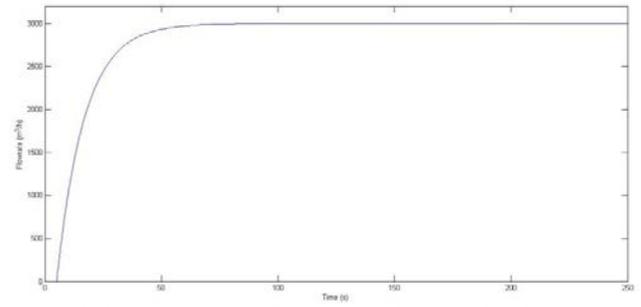
Berdasarkan Gambar 11, 12, dan 13, didapatkan bahwa ketika dilakukan simulasi untuk *crude DCO* dengan disturbance 0, 450, dan 900 Pa, ESDV masih membuka. Dalam hal ini, logic solver masih menyatakan proses dalam keadaan normal.



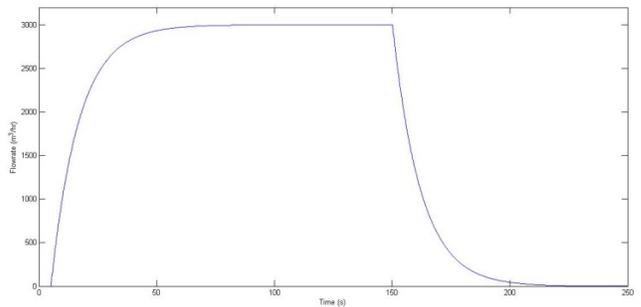
Gambar. 11. Output ESDV saat disturbance = 0 Pa (*crude DCO*).



Gambar. 12. Output ESDV saat disturbance = 450 Pa (*crude DCO*).



Gambar. 13. Output ESDV saat disturbance = 900 Pa (*crude DCO*).



Gambar. 14. Output ESDV saat disturbance = 1350 (*crude DCO*).

Sementara Gambar 14 menunjukkan simulasi untuk *crude DCO* dengan disturbance 1.350 Pa yang hasilnya adalah ESDV akan menutup ketika menerima disturbance tersebut. Oleh karena itu didapatkan bahwa untuk simulasi dengan *crude DCO*, logic solver akan memberi perintah ESDV untuk menutup dengan disturbance 1.350 Pa atau lebih.

Pada simulasi dengan *crude Jatibarang*, ESDV akan menutup mulai dari disturbance sebesar 900 Pa dan diikuti dengan 1.350 Pa. Sementara untuk simulasi dengan *crude DCO*, ESDV baru menutup dengan disturbance sebesar 1.350 Pa. Hal ini dikarenakan oleh perbedaan karakter fisis dari *crude* serta perbedaan set point pada logic solver dimana

untuk *crude* Jatibarang batas nilai agar ESDV menutup adalah 0,22 mA dan untuk *crude* DCO sebesar 0,27 mA.

Ketika ESDV menutup, maka nilai flowrate akan berkurang sampai menuju nilai 0. Apabila nilai flowrate berkurang, maka berdasarkan persamaan Bernoulli pada Bab II nilai pressure diakhir offshore pipeline juga menurun sehingga perbedaan tekanan berangsur-angsur menurun. Namun, keadaan shutdown berbeda dengan Basic Process Control System (BPCS) dimana ketika process shutdown, maka plant benar-benar diberhentikan dan menunggu proses start up ulang ketika ingin menjalankan proses kembali.

Apabila sistem ini diterapkan pada plant yang sebenarnya, maka hal yang harus dilakukan setelah proses shutdown terjadi adalah proses maintenance. Proses maintenance yang dilakukan bisa berupa flushing, pigging, hingga pergantian pipa. Tetapi untuk saat ini belum ada instrumen yang digunakan untuk mengetahui letak kebocoran dan seberapa besar kebocoran terjadi. Oleh karena itu masih diperlukan inspeksi secara langsung di sepanjang pipa setelah terdeteksi adanya kebocoran sebelum melakukan penanganan lanjut.

B. Nilai Safety Integrity Level

Setelah dilakukan simulasi, tahapan selanjutnya adalah perhitungan nilai SIL dari SIS yang sudah dirancang. Pada perhitungan SIL, dibutuhkan data failure rate masing-masing instrumen yang didapatkan dari buku OREDA. Berikut adalah data PFD dari masing-masing instrumen.

1. Pressure Transmitter

$$\lambda = 5,3 \times 10^{-6}$$

$$PFD = \frac{5,3 \times 10^{-6} \times 8760}{2} = 0,0232$$

2. Logic Solver (PLC)

$$\lambda = 2,5 \times 10^{-6}$$

$$PFD = \frac{2,5 \times 10^{-6} \times 8760}{2} = 0,0109$$

3. Emergency Shutdown Valve

$$\lambda = 5,3 \times 10^{-6}$$

$$PFD = \frac{5,3 \times 10^{-6} \times 8760}{2} = 0,0232$$

Dari PFD masing-masing instrumen tersebut, maka dapat didapatkan PFD_{total} dimana pada satu loop SIS ini terdiri dari dua buah pressure transmitter serta satu buah logic solver dan ESDV.

$$PFD_{total} = (2 \times 0,0232) + 0,0109 + 0,0232 = 0,0805$$

Berdasarkan perhitungan tersebut, didapatkan bahwa SIS yang dirancang mempunyai tingkat SIL 1, dimana sudah sesuai dengan perencanaan sebelumnya yang tertera pada bab III.

IV. KESIMPULAN

Berdasarkan simulasi dan pengujian yang telah dilakukan telah berhasil dilakukan perancangan SIS pada proses *loading* PT Pertamina (Persero) RU VI Balongan.

a. SIS yang dirancang terdiri dua pressure transmitter yang diletakkan di ujung-ujung offshore pipeline sebagai sensor yang akan digunakan untuk melihat perbedaan tekanan

antar ujung offshore pipeline, logic solver, dan ESDV sebagai aktuator.

- b. SIS bekerja dengan menutup ESDV dan mematikan pompa apabila terbaca nilai perbedaan tekanan pada offshore pipeline yang melebihi nilai yang dikehendaki. Tingginya nilai perbedaan pada offshore pipeline di atas kondisi normal merupakan indikasi kebocoran pada offshore pipeline tersebut.
- c. Pengujian dilakukan dengan memberikan beberapa nilai disturbance pada pipa. Untuk pengujian *crude* Jatibarang, ESDV akan menutup ketika disturbance sebesar 900 dan 1.350 Pa, sementara untuk pengujian *crude* DCO, ESDV akan menutup ketika disturbance sebesar 1.350 Pa.
- d. Waktu yang diperlukan ESDV menutup dan membuka sepenuhnya adalah sekitar 70 detik. Berdasarkan perhitungan, didapatkan besar PFD_{total} dari SIS yang dirancang sebesar 0,0805 sehingga rancangan SIS tersebut dikategorikan dalam SIL 1 dimana sesuai dengan perencanaan perancangan SIS yang diinginkan

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan banyak terima kasih kepada PT. Pertamina atas kesempatan dan bantuan yang diberikan selama pengambilan data penelitian dan juga kepada seluruh civitas akademik Teknik Fisika ITS atas segala bantuan, bimbingan, dan kerjasama yang telah diberikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Pertamina RU VI. 2012. "New Independent Flushing System SPM 150,000 DWT" Balongan Jawa Barat
- [2] Gruhn, Paul & Cheddie, Harry. 2006. "SAFETY INSTRUMENTED SYSTEMS: Design, Analysis, and Justification - 2nd Edition" United States of America. ISA - The Instrumentation, Systems, and Automation Society
- [3] Moore Industries. 2009. "Safety Instrumented System: The "logic" of single Loop Logic solvers" United States, China and Belgium
- [4] Gillespie, Steve. "Safety Instrumented Systems" Shell Global Solutions UK, Measurement, Instrumentation and Automation Business Group
- [5] Chromatic Industries. "Emergency Shutdown Valve (ESD)". Texas
- [6] Papadakis, Georgios A. 1998. "Major hazard pipelines: a comparative study of onshore transmission accidents" Joint Research Centre, European Commission, I-21020, Ispra (Va), Italy. *Journal of Loss Prevention in the Process Industries* 12 (1999) 91-107
- [7] Wicaksono, Amri Akbar. 2011. "Perancangan Sistem Pengendalian Pembakaran Pada Duct Burner Waste Heat Boiler (Whb) Berbasis Logic solver" Skripsi, Jurusan Teknik Fisika-Fakultas Teknologi Industri-Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Pembimbing Ronny Dwi Noriyati dan Totok Soehartanto