

# STUDI PENGENDALIAN *LEVEL STEAM DRUM* 62-FA-102 MENGGUNAKAN PID APLIKASI PT PUPUK ISKANDAR MUDA

Iswanto<sup>1</sup>, Jamaluddin<sup>2</sup>, Aidi Finawan<sup>3</sup>

<sup>1</sup>Prodi Instrumentasi dan Otomasi Industri Jurusan Teknik Elektro

<sup>2</sup>Dosen Prodi Instrumentasi dan Otomasi Industri Jurusan Teknik Elektro

<sup>3</sup>Dosen Prodi Instrumentasi dan Otomasi Industri Jurusan Teknik Elektro

**Abstrak** — Pada dasarnya proses pembuatan pupuk urea dibuat dengan mereaksikan ammonia dengan carbon dioksida, larutan urea murni dikristalkan secara vakum kemudian dilelehkan kembali dalam melter dengan menggunakan steam sebagai pemanas. Salah satu yang paling utama dan penting adalah proses pada steam drum. Pada Steam drum apabila level terlalu rendah akan timbul kerusakan pada steam drum dan apabila level terlalu tinggi maka akan berbahaya karena akan membuat sistem yang bekerja menjadi shutdown/trip. Maka dari itu diperlukan suatu sistem pengendalian untuk menjaga level dari steam drum tersebut, salah satunya dengan sistem pengendalian level mode kontrol single elemen kontrol. Pada studi ini, penentuan parameter kontrol PID yang dilakukan adalah dengan metode Ziegler-Nichols dan metode tyreus luyben. Dari hasil pengujian dan analisa sistem pengendalian level dan interlock. Dengan menggunakan metode ziegler-nichols diperoleh nilai nilai  $K_p=18,1338$ ,  $K_i=0,8435$ , dan  $K_d=0,21087$ . kemudian didapatkan bahwa respon sistem pengendalian level dan interlock stabil dengan settling time :29.61s, maksimum overshootnya yaitu sebesar 80%, rise time ( $T_r$ ) = 1.1552s, Peak time ( $T_p$ ) = 2.2 s, Dengan menggunakan tyreus-luyben diperoleh nilai  $K_p = 15.628$ ,  $K_i = 7,15$ , dan  $K_d = 0.5158$  kemudian didapatkan bahwa respon sistem pengendalian level tidak stabil. Optimasi Chien, Hrones and reswick.  $K_p = 9.855$   $K_i = 1.6$   $K_d = 0.336$  kemudian didapatkan bahwa respon sistem pengendalian level dan interlock stabil dengan settling time :10.68s, maksimum overshootnya yaitu sebesar 16%, rise time ( $T_r$ ) = 4.36s, Peak time ( $T_p$ ) = 6.5 s

**Kata Kunci** : Steam Drum, Level, Ziegler-Nichols, tyreus-luyben. Optimasi chien, Hrones and reswick, metode trial error

## I. PENDAHULUAN

PT Pupuk Iskandar Muda merupakan industri yang memproduksi pupuk urea yang menghasilkan pupuk urea butiran, proses pembuatan pupuk urea dibuat dengan mereaksikan ammonia dengan carbon dioksida, larutan urea murni dikristalkan secara vakum kemudian dilelehkan kembali dalam melter dengan menggunakan steam sebagai pemanas. Seiring perkembangan ilmu sistem kendali, untuk membangun/merancang sebuah sistem kendali, langkah yang harus dilakukan adalah memodelkan plant yang akan dikendalikan, tujuan memodelkan plant adalah untuk menganalisa sifat-sifat plant itu sendiri agar mewujudkan performansi sistem pengendali yang diinginkan, kita tinjau sistem pengendalian pada satu plant di industri PT Pupuk Iskandar Muda yaitu pada plant tangki 62-FA-102 pada plant ini diterapkan sistem pengendali level untuk proses pembentukan steam, faktor dominan untuk mendapatkan steam yang berkualitas adalah menjaga level kondensat didalam tangki steam drum 62-FA-102. Level kondensat didalam tangki steam drum 62-FA-102 dipertahankan pada ketinggian NCL (Normally condensat level). Bila level pada tangki 62-FA-102 mengalami kondisi low condensat level atau high condensat maka sistem akan mengalami kondisi trip, yaitu kondisi dimana sistem berhenti beroperasi hingga perlu dilakukan waktu untuk restart awal untuk memulai proses atau dialihkan ke manual control. Kondisi high condensat merupakan kondisi yang sangat berbahaya bagi proses selanjutnya hal inilah yang tidak diinginkan bagi perancang agar tidak mengganggu proses selanjutnya, Selain itu

kondisi low condensat level juga sangat berbahaya, jika proses berlangsung tetapi kekurangan level kondensat ditangki 62-FA-102 yang akan menyebabkan terjadinya kerusakan-kerusakan pada komponen-komponen pada plant itu sendiri, bahkan dapat menyebabkan steam drum rusak disebabkan temperatur yang terlalu tinggi. Untuk meminimalkan masalah diatas maka diperlukan sitem kendali yang handal agar keberlangsungan proses tetap terjaga dengan baik.

## II. TINJAUAN PUSTAKA

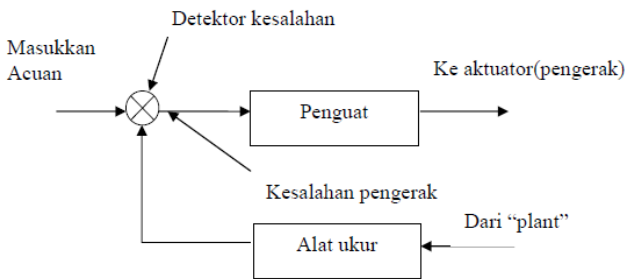
Kontroler otomatis membandingkan harga yang sebenarnya dari keluaran "plant" dengan harga yang diinginkan, menentukan deviasi, dan menghasilkan suatu sinyal kontrol yang akan memperkecil deviasi sampai nol atau sampai suatu harga yang kecil. Cara kontroler otomatis menghasilkan sinyal kontrol disebut aksi pengontrolan (controller action).

### A. Elemen - elemen kontroler otomatis di industri.

Kontroler otomatis harus mendeteksi sinyal kesalahan penggerak, yang biasanya mempunyai tingkat daya yang sangat kecil, dan memperkuatnya sehingga mempunyai tingkat daya yang cukup tinggi. Jadi, kontroler memerlukan

suatu penguat. Keluaran controller otomatis dumpkan ke peralatan daya, seperti motor pneumatik atau katup, motor hidrolis, atau motor listrik.

Gambar 1 menunjukkan diagram blok suatu controller otomatis di industri bersama dengan suatu elemen ukur controller terdiri dari detektor pendeteksi kesalahan dan penguat, element ukur adalah seperangkat alat yang mengubah variable keluaran menjadi besaran lain yang sesuai, seperti perpindahan, tekanan, atau sinyal listrik, yang dapat digunakan untuk membandingkan sinyal keluaran tersebut dengan sinyal masukan acuan. Elemen – elemen ini terletak pada lintasan umpan balik dari sistem loop tertutup.



Gambar 1 Diagram blok kontrol otomatis [1]

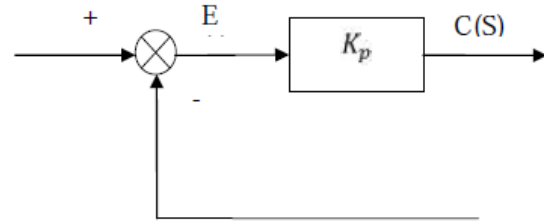
Sebagian besar controller otomatis di industri menggunakan listrik atau fluida tekan seperti minyak atau udara sebagai sumber daya. Controller otomatis juga dapat diklasifikasikan sesuai dengan jenis daya yang digunakan dalam operasi, seperti controller pneumatik, controller hidraulik, atau controller elektronik. Jenis apa yang harus digunakan harus diputuskan berdasarkan sifat "plant" dan kondisi kerja. Controller (pengontrol) otomatis di industri dapat diklasifikasikan sesuai dengan aksi pengontrolannya sebagai berikut: Controller dua posisi atau "on-off", Controller proporsional, Controller integral, Controller proporsional integral (PI), Controller proporsional plus derivative (PD), Controller proporsional integral dan derivative (PID)

**B. Kontrol Proporsional**

Aksi kontrol proporsional untuk controller dengan aksi kontrol proporsional, hubungan antara keluaran controller  $m(t)$  dan sinyal kesalahan penggerak  $e(t)$  adalah:

$$m(t) = K_p e(t) \dots\dots\dots (1)$$

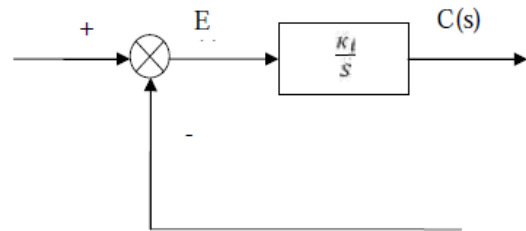
Dimana  $K_p$  adalah kepekaan proporsional atau penguatan



Gambar 2 Diagram blok konroller proporsional

Apapun wujud mekanisme yang sebenarnya dan apapun bentuk daya penggeraknya, controller proporsional pada dasarnya merupakan penguatan yang dapat diatur. Diagram blok controller proporsional ditunjukkan pada Gambar 2. Aksi kontrol integral. Pada controller dengan aksi kontrol integral, harga keluaran controller  $m(t)$  diubah dengan laju yang sebanding dengan sinyal kesalahan penggerak  $e(t)$ . Jadi :

$$m(t) = K_i e(t) \dots\dots\dots (2)$$



Gambar 3 Blok Diagram Controller Integral

Dimana  $K_i$  adalah konstanta yang dapat diatur. Fungsi alih kontrol integral adalah:

$$\frac{M(s)}{E(s)} = \frac{K_i}{s} \dots\dots\dots (3)$$

**C. Aksi Kontrol Proporsional dan Integral**

Fungsi alih kontrol dari controller proporsional plus integral didefinisikan dengan persamaan berikut:

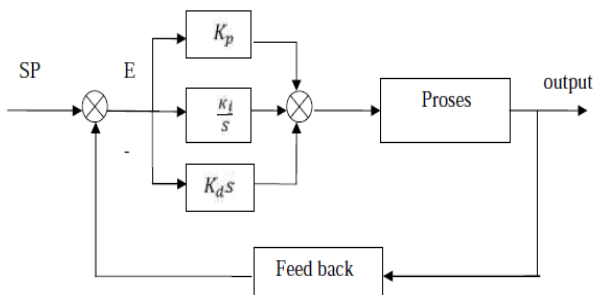
$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_p \left( 1 + \frac{1}{\tau_i s} \right) \dots\dots\dots (4)$$

dimana  $K_p$  menyatakan kepekaan proporsional atau penguatan, dan  $T_i$  menyatakan waktu integral. Baik maupun dapat diatur. Waktu integral mengatur aksi kontrol integral,

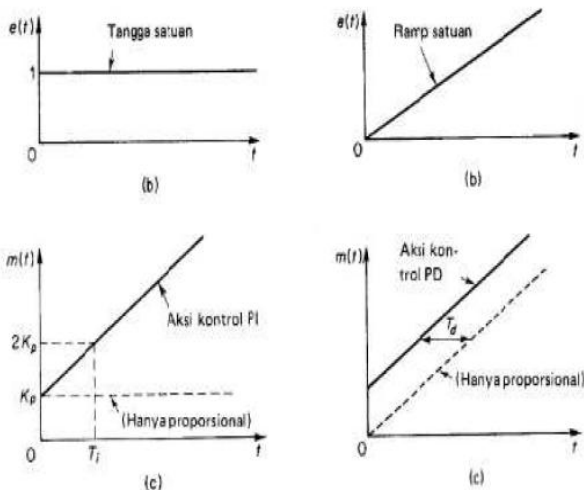
sedangkan maupun dapat diatur. Waktu integral mengatur aksi kontrol integral, sedangkan  $K_p$  mempengaruhi baik bagian proporsional maupun bagian integral dari aksi kontrol. Kebalikan dari waktu integral disebut laju reset. Laju reset adalah banyaknya pengulangan bagian proporsional dari aksi pengontrollan per menit. Laju reset diukur dalam bentuk pengulangan per menit.

**D. Aksi Kontrol Proporsional Plus Turunan Plus Integral (PID)**

Gabungan aksi kontrol proporsional, aksi kontrol turunan, aksi kontrol integral membentuk aksi kontrol proporsional plus turunan plus integral. Gabungan aksi ini mempunyai keunggulan dibandingkan dengan masing-masing dari tiga aksi kontrol tersebut. Blok diagram PID ideal ditunjukkan pada Gambar berikut ini .[2]



Gambar 4 Blok Diagram control PID Ideal

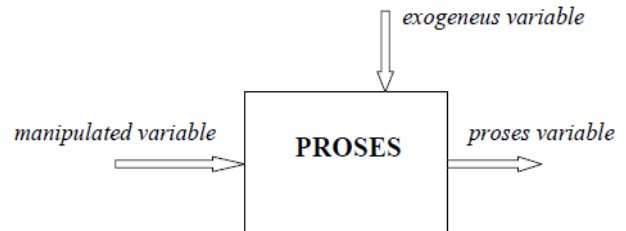


Gambar 5. Diagram yang melukiskan masukan dan keluaran kontrol.

**E. Model Proses Dan Pengendalian**

Model proses pada dasarnya adalah hubungan sebab akibat antara variable *input* dengan variable *output*. Ditinjau dari segi pengendalian, variable *input* proses itu sendiri dapat dibedakan menjadi dua jenis:

1. Variable *input* yang dapat di manipulasi.
2. Variable *input* yang tidak dapat dimanipulasi secara langsung.



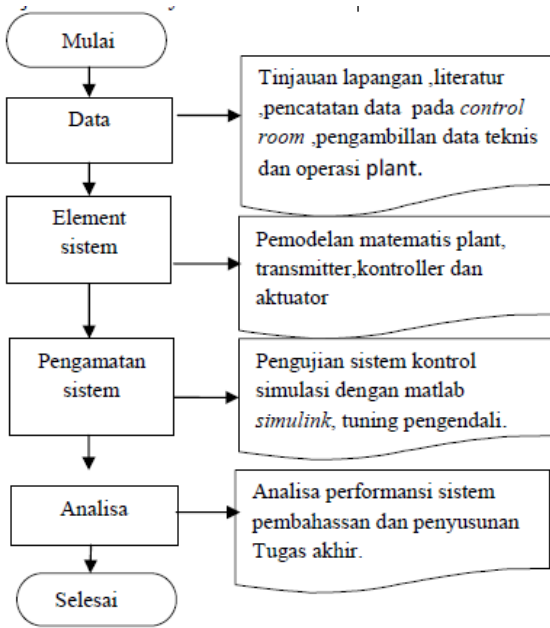
Gambar 6. Blok Model Proses

Gambar 6 menunjukkan blok diagram proses. Variable *input* yang besarnya secara langsung dapat dimanipulasi oleh controller. Tergantung dari proses yang dikontrol, variable tersebut berupa laju aliran fluida, laju aliran uap, laju aliran panas dan sebagainya, manipulasi oleh controller umumnya dilakukan lewat elemen penggerak yang terhubung dengan proses contohnya *control valve, heater, kompressor*. Dalam sistem kendali loop tertutup output selalu mempengaruhi input dengan kata lain output dari variable terkontrol secara terus menerus dipantau oleh suatu sensor, sensor mencuplik output sistem dan mengubah hasil pengukuran ini menjadi sinyal elektrik yang dikirimkannya balik kepada pengendali. Karena pengendali mengetahui apa yang sesungguhnya dilakukan sistem, ia dapat membuat penyesuaian apapun yang dibutuhkan untuk mempertahankan output pada nilai yang semestinya Sinyal dari pengendali kepada aktuatur adalah jalur maju, dan sinyal dari sensor kepada pengendali adalah umpan balik.

**III. METODOLOGI PENELITIAN**

**A. Alur penelitian**

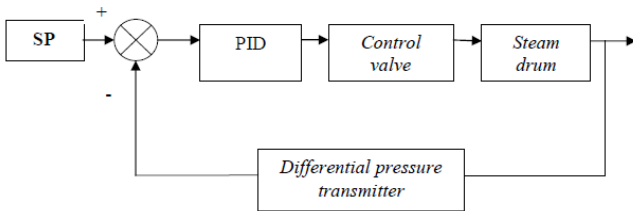
Langkah-Langkah yang dilakukan pada tugas akhir ini dapat dijelaskan melalui *flowchart* Gambar 7 berikut ini.



Gambar 7. Flowchart

**B. Diagram Blok Sistem**

Diagram blok sistem dibuat berdasarkan gambar p&id serta sesuai dengan prinsip proses yang terjadi, diagram blok ini digunakan untuk lebih menjabarkan cara kerja suatu sistem beserta elemen-elemen penyusunnya. Berikut diagram blok sistem pengendalian level 62-FA-102.

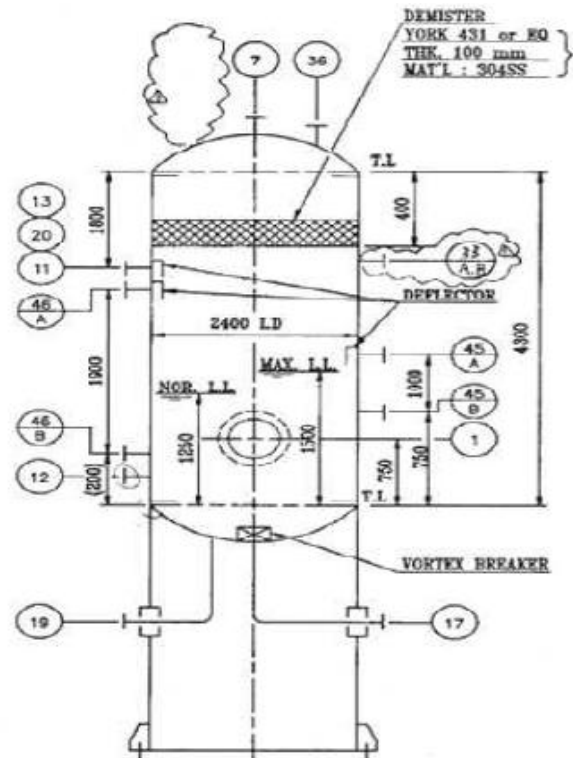


Gambar 8. Diagram blok sistem

**C. Pemodelan Matematis Steam drum**

Untuk memodelkan steam drum digunakan Hukum kesetimbangan massa. Input pada steam drum 62-FA-102 adalah flow feed kondensat dan output dari proses pada tangki steam drum adalah flow steam bertekanan rendah. Untuk fungsi level kondensat dalam steam drum dapat dicari melalui hubungan volume tangki steam drum dengan ketinggian fluida. Tangki steam drum 62-FA-102 pada PT PIM dapat

dilihat pada Gambar 9. Pada perancangan sistem ini digunakan jenis controller dengan mode kontrol PID.



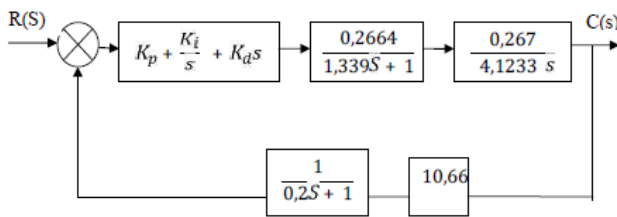
Gambar 9. Tangki steam drum 62-FA-102 PT Pupuk Iskandar Muda

Berdasarkan observasi di lapangan diperoleh data-data teknis sebagai berikut :

Tabel 1. Data fluida sistem dan Specific Gravity saat tekanan 5kg/cm<sup>2</sup> g

$\rho_k$ (Specific Gravity)	$\rho_v$ (Specific Gravity)	$\dot{m}_k$ laju massa kondensat input	$\dot{m}_v$ laju massa vapor output
909 Kg/M <sup>3</sup> pada tekanan 5kg/cm <sup>2</sup> g	2,963 Kg/M <sup>3</sup> pada tekanan 5kg/cm <sup>2</sup> g	11,16 T/H = 3,1 kg/s	10,2 T/H = 2,833 kg/s

**D. Diagram blok sistem matematis**



Gambar 10 Diagram blok sistem secara matematis

Persamaan Karakteristik :

$$1,10421 s^3 + 6,34575 s^2 + 4,1233s + K_p 0,75813$$

Untuk menganalisa kestabilan sistem maka digunakan metode kriteria routh test, routh test berfungsi untuk mengamati letak akar-akar dari karakteristik sistem.

Tabel 2. Kriteria Routh Sistem

$s^3$	1,11248	4,1233
$s^2$	6,3932	$K_p 0,75813$
$s^1$	$\frac{26,1654 - K_p 0,83713}{6,3932}$	0
$s^0$	$K_p 0,75813$	0

**E. Pemodelan Matematis Level Transmitter**

Level yang diukur oleh level transmitter adalah level atau ketinggian dari kondensat yang terdapat pada steam drum. Level Transmitter yang digunakan jenis Differential pressure transmitter yang menstransmisikan sinyal sebesar 4 – 20 mA DC. Measurement length atau set point dari 62-LT-103 adalah ± 50% atau Tmax 1500mm = 1,5m dan time constan sebesar 0,2 detik untuk menghitung gain dari transmitter menggunakan persamaan berikut :

$$GT = \frac{I_{max} - I_{min}}{T_{max}}$$

$$GT = \frac{20 - 4}{1,5} = 10,66 \text{ mA/m}$$

Sehingga pemodellannya menjadi:

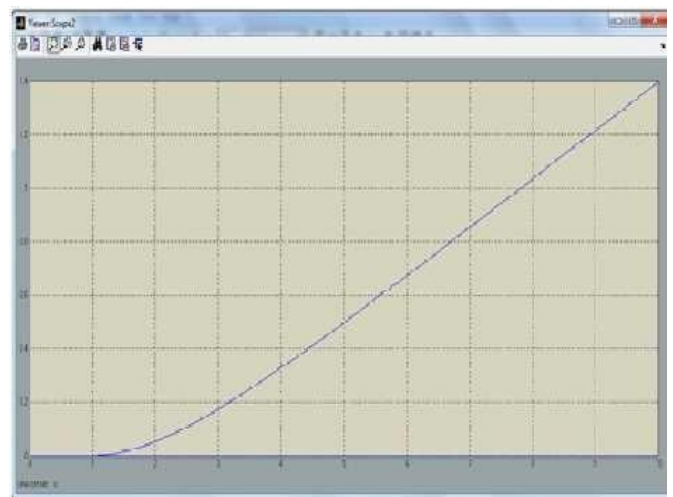
$$\frac{I(s)}{L(s)} = \frac{10,66}{0,2s + 1}$$

**IV. HASIL DAN ANALISA**

Bagian ini menjelaskan metode pengujian yang dilakukan terhadap sistem menggunakan perangkat lunak (software) Matlab. berdasarkan parameter-parameter tuning PID yang telah didapat untuk mendapatkan performansi sistem yang baik terhadap sistem.

**A. Pengujian Sistem Secara Loop Terbuka**

Pengujian ini dilakukan untuk mendapatkan hasil respon sistem pengendalian level secara loop terbuka. Dikarenakan tuning pengendali terbatas penerapan pada *close loop*/ metode osilasi maka dilakukan pengamatan respon sistem secara loop terbuka. Respon sistem diamati apakah memenuhi metode-metode yang ada atau tidak. Pengujian sistem secara loop terbuka dilakukan berdasarkan diagram blok simulasi simulink yang telah dimodelkan pada masing-masing elemen secara matematis. Sistem diuji menggunakan perangkat lunak matlab (simulink) dengan memberikan sinyal *step*(tangga), kemudian dilakukan pengamatan respon yang didapat seperti pada Gambar 11.



Gambar 11. Respon Uji Open Loop

Berdasarkan kinerja hasil respon sistem dengan mode *loop* terbuka yang diberikan *input* step 1, respon sistem tidak berbentuk kurva s maka tidak dapat diterapkan tuning parameter kendali metode *ziegler nichols* mode loop terbuka, pada buku panduan praktikum dasar sistem kendali “Automatic liquid level flow-rate control using the digital universal controller” karangan Dr. Jorg Kahlert lucas-Nulle GmbH. 2016 hal : 77, kurva respon Gambar 11 dapat ditentukan parameter pengendali PID, menggunakan tabel optimasi *chien, Hrones and Reswick* seperti pada tabel 3

Tabel 3. Optimasi *chien, hrones and reswick*

Tipe	With Overshoot		Without Overshoot	
	Disturbance	Reference	Disturbance	Reference
<b>P</b>	$Kp = 0.71 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$	$Kp = 0.71 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$	$Kp = 0.3 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$	$Kp = 0.3 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$
<b>PI</b>	$Kp = 0.71 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$ $Tn = 2.3 Tu$	$Kp = 0.59 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$	$Kp = 0.59 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$ $Tn = 4 Tu$	$Kp = 0.34 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$
<b>PID</b>	$Kp = 1.2 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$ $Tn = 2 Tu$ $Tv = 0.42 Tu$	$Kp = 0.95 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$ $Tv = 0.47 Tu$	$Kp = 0.95 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$ $Tn = 2.4 Tu$ $Tv = 0.42 Tu$	$Kp = 0.59 \frac{1}{kis} \frac{1}{Tu}$ $Tn = 0.5 Tu$

Tuning parameter pengendali PID dilakukan dengan melakukan optimasi menurut *chien, hrones dan reswick* untuk jenis sistem *without self-regulation* maka dapat dilakukan tuning pengendali berdasarkan pendapat *chien, hrones dan reswick*. Ada dua parameter nilai yang dicari yaitu  $T_u$  (*Reset time*) Dan  $K_{is}$ .

$$K_{is} = \frac{\Delta x}{\Delta t} T_u = \text{Resettime}$$

Dari respon grafik :

$$T_u = 0.8 K_{is} = \frac{1.4-0}{10-0.8} = \frac{1.4}{9.2} = 0,152$$

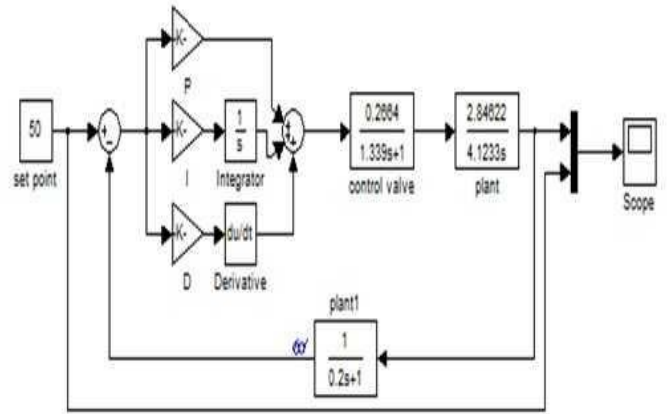
Maka didapat parameter pengendali menggunakan optimasi *chien, Hrones and Reswick*.

- $K_p = 9,855$
- $K_i = 1,6$
- $K_d = 0,336$

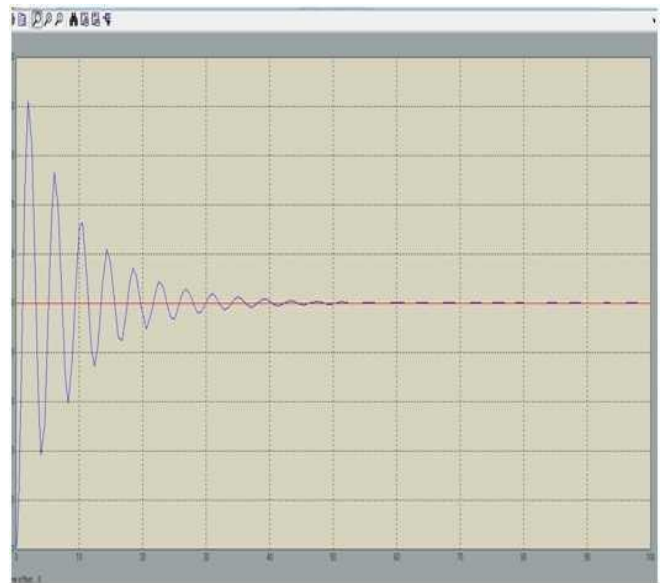
**F. Pengujian sistem menggunakan parameter kendali PID.**

Pengujian ini dilakukan berdasarkan beberapa metode tuning kendali PID yang telah didapat dan akan dilakukan analisis performansi sistem berdasarkan respon sistem yang didapat, pengujian dilakukan menggunakan *tolbox* matlab *simulink* dan akan digambarkan blok diagram dan kemudian dilakukan langkah *running* untuk melihat respon sistem. Gambar 12 menunjukkan simulasi *controller* PID. Untuk hasil dari pengujian pengendalian plant menggunakan tuning kendali metode *ziegler nichols* dapat dilihat pada gambar 13, berdasarkan hasil respon yang didapat respon memiliki *overshoot* sebesar 80 %, dan dapat dilihat respon sistem, osilasi menghilang seiring dengan bertambahnya waktu menuju keadaan tunaknya secara eksponensial, *rise time*(tr) =

1,1552s, *peak time* terjadi pada(tp) = 2,2s *settling time* terjadi pada (ts) = 29,61s

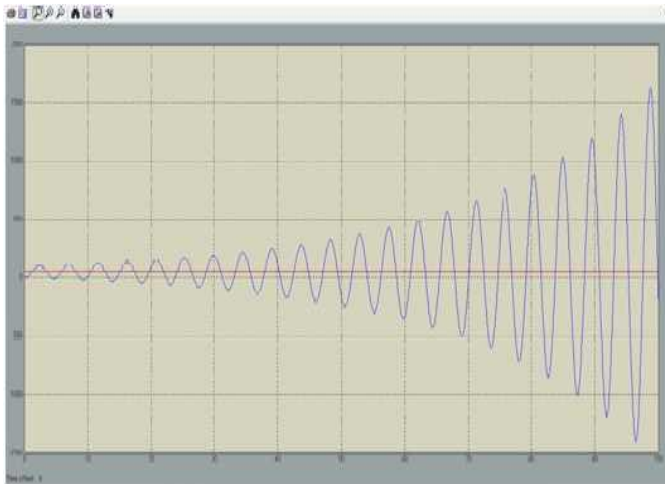


Gambar 12. Simulasi pengendali level menggunakan controller PID



Gambar 13. Respon sistem menggunakan parameter pengendali metode *ziegler nichols*

Untuk hasil dari pengujian pengendalian plant menggunakan tuning kendali metode *Tyres- luyben* dapat dilihat pada gambar 14, berdasarkan hasil respon yang didapat respon sistem tidak stabil, disebabkan parameter kendali  $k_i$  terlalu besar sehingga efek yang terjadi respon sistem tidak teredam negatif respon ini menunjukkan memiliki akar akar yang terletak disebelah kanan sumbu khayal pada bidang s.



Gambar 14 Respon sistem menggunakan parameter pengendali metode Tyreus- luyben close loop.

Hasil pengujian pengendalian *plant* menggunakan *tuning* kendali menggunakan optimasi *chien, Hrones and Reswick*. Dapat dilihat pada gambar 15, berdasarkan hasil respon yang didapat respon memiliki *overshoot* sebesar 74 %, dan dapat dilihat respon sistem, osilasi menghilang seiring dengan bertambahnya waktu menuju keadaan tunaknya secara eksponensial, *rise time* = 1,8093s, *peak time* terjadi pada (tp) = 3,4s *settling time* terjadi pada (ts) = 33,88s



Gambar 15. Respon sistem menggunakan parameter pengendali optimasi *chien, hrones dan reswick* metode *open loop*

Gambar 16 menunjukkan hasil dari pengujian pengendalian *plant* menggunakan *tuning* kendali menggunakan metode coba-coba. berdasarkan hasil respon yang didapat respon memiliki *overshoot* sebesar 16 %, dan

dapat dilihat respon sistem, osilasi menghilang seiring dengan bertambahnya waktu menuju keadaan tunaknya secara eksponensial, *rise time* = 4,36s , *peak time* terjadi pada(tp) = 6,5s *settling time* terjadi pada (ts) = 10,68s.



Gambar 16. Respon sistem menggunakan parameter pengendali metode coba-coba

Berdasarkan hasil respon parameter pengendali menggunakan *tuning* kendali *ziegler nichols, tyreus luyben* optimasi *chien, Hrones and Reswick* dan metode coba-coba(*trial error*). Dapat diperoleh beberapa karakteristik performansinya. *Tuning* PID menggunakan *ziegler nichols* diperoleh nilai parameter pengendali  $K_p = 18,2536$ ,  $K_i = 1,625$  dan  $K_d = 0,5158$  didapatkan  $t_s = 29.61s$  dengan *error* 0.00425 dan memiliki *overshoot maximum* sebesar 80% dan *rise time* = 1,1552s detik,  $t_p = 2.2$  detik. *Tuning* PID metode *tyreus luyben* diperoleh nilai parameter pengendali  $K_p = 15.628$ ,  $K_i = 7,15$  dan  $K_d = 0.5158$  respon menunjukkan tidak stabil disebabkan *tuning* pengendali pada mode kontrol  $K_i$  terlalu besar sehingga menyebabkan respon sistem tidak stabil, dari ketiga metode diatas dapat kita ketahui aksi dari parameter pengendali masih menghasilkan *overshoot* yang besar dan menghasilkan ketidak stabilan pada metode osilasi *tyreus luyben*, , optimasi *chien hrones and reswick*, menghasilkan waktu keadaan turun yang terlalu lambat menuju keadaan *steady state* sehingga dari keempat metode ini yang tergolong ideal digunakan, adalah menggunakan metode coba-coba, *overshoot maximum* diperoleh dibawah nilai toleransi yang diijinkan *settling time* dan *rise time* yang dihasilkan jauh lebih cepat.

## V. KESIMPULAN

Berdasarkan hasil pengujian dan analisa pada simulasi pengendalian level kondensat pada tangki steam drum 62-FA-102 PT.Pupuk Iskandar Muda, maka dapat disimpulkan bahwa:

1. Untuk memodelkan tangki *steam drum* 62-FA-102 secara matematis, pemodelan dilakukan dengan mengetahui dasar hukum yang mengindikasikan sifat plant itu sendiri. Dilanjutkan dengan memodelkan controller PID, aktuator *control valve*, element *instrument differential pressure transmitter* secara matematis.
2. Parameter kendali dapat ditentukan menggunakan metode osilasi secara *loop* tertutup langkah yang dilakukan adalah menghitung *output* terhadap *input* sistem yang telah dimodelkan secara matematis, analisis karakteristik sistem menggunakan *routh test*. Sehingga didapatkan batasan parameter kendali P *controller*. Untuk mendapatkan parameter *controller* I, perlu diketahui frekuensi osilasi dan priode osilasi, menggunakan persamaan yang telah tersedia pada umumnya. Untuk mendapatkan parameter kendali.
3. Setelah didapatkan batasan K maksimum (K ) controller P, dan prioda osilasi maka langkah mendapatkan parameter kendali PID adalah dilakukan tuning menggunakan metode *ziegler nichols* dan *Tyres-Luyben close loop*, *chien hrones and reswick (open loop)* metode *trial error* (coba-coba).
4. Dari keempat metode ini yang tergolong ideal digunakan, adalah menggunakan metode coba-coba, *overshoot maximum* diperoleh dibawah nilai toleransi yang diijinkan *settling time* dan *rise time* yang dihasilkan jauh lebih cepat.

## DAFTAR PUSTAKA

- [1] Ogata, Katsuhiko. 1997. *Teknik kontrol otomatis (sistem pengaturan)*. Jilid 1, terjemahan Edi laksono. Bandung : Erlangga.
- [2]. Kamal, Muhammad.2010. “Sistem Kendali Proses” *Modul ajar Program studi instrumentasi dan otomasi industri Jurusan Teknik Elektro Politeknik Negeri Lhokseumawe*, Lhokseumawe(2016).
- [3]. Kahlert, Jorg. 2009. *Automatic Liquid Level Flow-rate Control Using the Digital Universal Controller*. Lucas – Nulle GmbH,
- [4]. Prihantya, Muhammad Niqris, dkk. (2013). “ Perancangan Sitem pengendalian Level dan Interlock Pada *Steam Drum* Dengan Tiga Element Kontrol di PG. Gempolkrep – Mojokerto” *Jurnal Ilmiah Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember(ITS)*, Surabaya.
- [5]. Wahyudianto, Eko dan Mochammad Ilyas. 2016 “ Perancangan Sistem Pengendalian Bertingkat Pada *Steam Drum* PT Indonesia Power UBP SUB Unit Perak Glati” *Jurnal Ilmiah Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember(ITS)*,Surabaya,



