

**PERANCANGAN SISTEM PENGENDALIAN LEVEL PADA
STEAM DRUM DENGAN MENGGUNAKAN KONTROLER PID DI
PT INDONESIA POWER UBP SUB UNIT PERAK-GRATI**

Nama Mahasiswa : Rian Apriansyah
NRP : 2407 100 089
Jurusan : Teknik Fisika FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Hendra Cordova ST. MT.

Abstrak

Steam Drum merupakan bagian penting dalam proses pembangkit energi listrik di PLTU. Dalam steam drum level air dijaga pada kondisi NWL (Normally Water Level) agar menghasilkan fluida cair yang berkualitas. Oleh karena itu diperlukan pengendalian level menggunakan metode tuning PID Ziegler Nichols pada steam drum untuk meminimalkan kerusakan pada perusahaan dengan cara memodelkan terlebih dahulu, kemudian melakukan uji performansi dan uji set point. Untuk mendapatkan parameter tuning PID dilakukan uji open loop yang nantinya akan mendapatkan nilai K_c , τ_i , τ_D dari masing-masing controller. Untuk nilai K_c , τ_i , τ_D dari LIC-100 PID sebesar 0.194601581, 70, 17.5 dan untuk PI nilai K_c dan τ_i sebesar 0.145951186 dan 116.6666667. Dari nilai parameter tuning akan dilakukan uji set point dan performansi. Adapun nilai uji set point yang didapatkan sebesar 55.4219% untuk +5%, 60.8433% untuk +10%, dan 66.2617% untuk +15%. Sedangkan untuk nilai penurunannya sebesar 44.5869% untuk -5%, 39.1637% untuk -10% dan 33.7467% untuk -15%. Terlihat bahwa untuk uji kenaikan, semakin besar kenaikannya maka semakin besar pula nilai persentasenya. Begitu pula dengan penurunan yang semakin kecil nilai penurunannya maka semakin kecil nilai persentasenya. Untuk uji performansi didapatkan nilai IAE terbesar berada pada cascade +15% sebesar 43058.04 dan untuk tanpa cascade didapatkan nilai IAE sebesar 70384.02. Selain itu juga didapatkan nilai max. overshoot terbesar berada pada cascade +5% sebesar 8.438% dan untuk tanpa cascade didapatkan nilai max. overshoot sebesar 18.558% pada +15%.

Kata kunci: *Steam Drum, Tuning PID Ziegler Nichols, Level*

LEVEL CONTROL SYSTEM DESIGN USING THE STEAM DRUM PID CONTROLLER IN PT INDONESIA POWER UBP SUB UNIT PERAK-GRATI

Name : Rian Apriansyah
NRP : 2407 100 089
Department : Teknik Fisika FTI-ITS
Supervisor : Hendra Cordova ST. MT.

Abstract

Steam Drum is an important part in the process of generation of electrical energy in PLTU. In the steam drum, water level maintained at NWL conditions (Normally Water Level) in order to produce a quality liquid fluid. Therefore we need a level control using PID tuning method Ziegler Nichols on the steam drum to minimize damage to the company by way of modeling first, then do a performance test and set point test. To get the tuning PID parameters conducted open loop test which will get the value of K_c , τ_I , τ_D of each controller. For the value of K_c , τ_I , τ_D of LIC-100 PID by 0.194601581, 70, 17.5 and PI values for K_c and τ_I by 0.145951186 and 116.6666667. Of the value of tuning parameters will be conducted test set point and performance. The test set point value obtained by 55.4219% to + 5%, 60.8433% to + 10%, and 66.2617% to + 15%. As for the value decline of 44.5869% on -5%, 39.1637% on -10% and 33.7467% on -15%. Showed that to test the increase, the greater the increase, the greater the percentage value. Similarly, the smaller the decline value, the smaller the percentage value. To test the performance of the largest IAE values obtained are in cascade + 15% at 43058.04 and without cascade for IAE values obtained at 70384.02. It also obtained the value of max. largest overshoot is in the cascade + 5% at 8,438% and for the max value obtained without cascade. overshoot of 18 558% at + 15%.

Keywords: *Steam Drum, Tuning PID Zigler Nichols, Level*

DAFTAR NOTASI

Notasi		Keterangan
L	:	Panjang Drum
R	:	Jari-jari drum
D	:	Diameter drum
h	:	Pergerakan ketinggian <i>liquid</i> dalam drum
$\dot{m}$	:	Laju massa
ρ	:	Massa Jenis
V	:	Volume
K_p	:	Gain Kontroller
τ_i	:	Reset Kontroller
τ_d	:	Rate Kontroller

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB II

DASAR TEORI

2.1. Boiler

Boiler adalah bejana tertutup dimana panas pembakaran dialirkan ke air sampai terbentuk air panas atau *steam*. Air panas atau *steam* pada tekanan tertentu kemudian digunakan untuk mengalirkan panas ke suatu proses. Air adalah media yang berguna dan murah untuk mengalirkan panas ke suatu proses. Jika air dididihkan sampai menjadi *steam*, volumenya akan meningkat sekitar 1.600 kali, menghasilkan tenaga yang menyerupai bubuk mesiu yang mudah meledak, sehingga *boiler* merupakan peralatan yang harus dikelola dan dijaga dengan sangat baik. Sistem *boiler* terdiri dari sistem air umpan, sistem *steam*, dan sistem bahan bakar. Sistem air umpan menyediakan air untuk *boiler* secara otomatis sesuai dengan kebutuhan *steam*. Berbagai kran disediakan untuk keperluan perawatan dan perbaikan. Sistem *steam* mengumpulkan dan mengontrol produksi *steam* dalam *boiler*. *Steam* dialirkan melalui sistem perpipaan ke titik pengguna.

Sistem *boiler* terdiri dari sistem air umpan, sistem *steam* dan sistem bahan bakar. Sistem air umpan menyediakan air untuk *boiler* secara otomatis sesuai dengan kebutuhan *steam*. Berbagai kran disediakan untuk keperluan perawatan dan perbaikan. Sistem *steam* mengumpulkan dan mengontrol produksi *steam* dalam *boiler*. *Steam* dialirkan melalui sistem pemipaan ke titik pengguna. Pada keseluruhan sistem, tekanan *steam* diatur menggunakan kran dan dipantau dengan alat pemantau tekanan. Sistem bahan bakar adalah semua peralatan yang digunakan untuk menyediakan bahan bakar untuk menghasilkan panas yang dibutuhkan.

Peralatan yang diperlukan pada sistem bahan bakar tergantung pada jenis bahan bakar yang digunakan pada sistem. Air yang disuplai ke *boiler* untuk dirubah menjadi *steam* disebut air umpan. Dua sumber air umpan adalah:

1. Kondensat atau *steam* yang mengembun yang kembali dari proses,
2. Air *makeup* (air baku yang sudah diolah) yang harus diumpankan dari luar ruang *boiler* dan *plant* proses.

Boiler harus mempunyai persyaratan beberapa persyaratan yakni dapat menghasilkan uap dengan berat tertentu dalam waktu tertentu pula, dan tekanannya lebih besar dari satu atmosfer. Kadar air yang di hasilkan pada uap panas harus sedikit mungkit. Kalau memakai alat pemanas lanjut uap, maka suhu uap pada pemakaian uap yang terakhir tidak berubah terlalu banyak. Uap harus di bentuk dengan jumlah bahan bakar sehemat mungkin. Jika pemakaian uap berubah-ubah, maka tekanan uap tidak boleh berubah banyak.

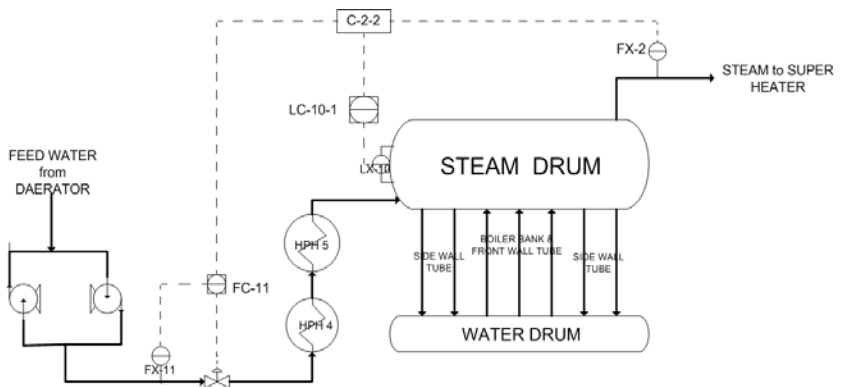
Pada keseluruhan sistem, tekanan *steam* diatur menggunakan kran dan dipantau dengan alat pemantau tekanan. Sistem bahan bakar adalah semua peralatan yang digunakan untuk menyediakan bahan bakar untuk menghasilkan panas yang dibutuhkan. Peralatan yang diperlukan pada sistem bahan bakar tergantung pada jenis bahan bakar yang digunakan pada sistem. Dua sumber air umpan adalah kondensat atau *steam* yang mengembun yang kembali dari proses dan air *makeup* (air baku yang sudah diolah) yang harus diumpankan dari luar ruang *boiler* dan *plant* proses.

2.2. *Steam drum*

Steam drum merupakan sebuah tangki untuk memisahkan fluida antara fase gas (*steam*) dengan fase cair (air). *Steam drum* mempunyai fungsi mengubah air menjadi *steam* dengan cara meningkatkan enthalphy melalui peningkatan *temperatur*. *Steam drum* terdiri dari beberapa bagian yakni pada bagian atas dalam *steam drum* terdapat *cyclone separator* sebagai pemisah secara kasar *steam* dan air. Selain itu ada juga *scrubber* sebagai pemisah halus dan ada pipa air dibawah *scrubber* untuk menurunkan kembali air tersebut ke *drum* yang berfungsi menjaga kualitas *steam*. Untuk mencegah *feed water* yang bersuhu rendah dari

kontak langsung dengan dinding *drum* maka pada titik temu antara *drum* dan pipa dipasang *sleeve tube*. *Drum* juga dilengkapi dengan pipa *blowdown* kontinu dan sebuah pipa *dosing* untuk meningkatkan kualitas *steam* dan menurunkan kadar garam *drum*.

Air panas didalam *steam drum* yang berasal dari *high pressure heater* akan ditampung dan diturunkan kebawah menuju *Water Drum* kemudian dikembalikan lagi ke *steam drum*. Keluaran dari *steam drum* adalah berupa *boilling water* (campuran air dan *steam*) karena saat *feed water* mengalir menuju *water drum* dan dari *water drum* menuju *steam drum* melalui *wall tube* terjadi pemanasan oleh *burner*. Sistem pengendalian yang terjadi pada *high pressure heater* adalah menjaga besarnya *flow* yang masuk kedalam *high pressure heater* melalui bukaan dari *control valve high pressure heater* dengan berdasarkan informasi *level steam drum*, laju aliran *feed water* dari *high pressure heater transfer pump*, dan laju aliran *steam* yang meninggalkan *steam drum*. Untuk lebih jelasnya bisa dilihat skema umum *steam drum* seperti pada **Gambar 2.1** di bawah ini.

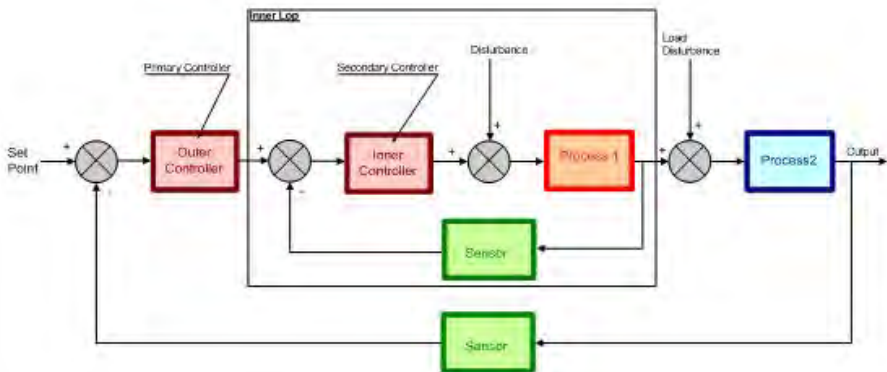


Gambar 2.1 *Steam drum* (Wahyudianto,2008)

Pada *steam drum* terdapat pengendalian *level liquid* atau *saturated water*. Besar kecilnya *level saturated water* ini ditentukan oleh besarnya laju aliran *feed water* dan laju aliran

steam. Pengendalian ini dilakukan untuk menjaga *level* fluida cair pada kondisi *Normal Water Level* (NWL). *Level* yang terlalu tinggi akan mengakibatkan *saturated steam* mengandung uap air, sehingga berdampak pada kualitas *steam*. Begitu juga jika *level* yang terlalu rendah akan mengakibatkan *saturated steam* tidak bisa maksimal untuk memutar *turbin* karena *steam* terlalu kering. Dampak yang terjadi akibat *level* terlalu tinggi dan terlalu rendah akan menimbulkan kerusakan pada pipa-pipa pada PLTU.

Untuk mengendalikan *level*, variabel yang dimanipulasi adalah laju aliran *feed water* dengan mengatur bukaan *air operated control valve*. Bukaan *control valve* ditentukan oleh perbandingan informasi yang dikirimkan oleh LX-10, FX-2, dan FX-11. Dalam operasinya *control valve* didesain untuk aliran yang masuk maksimal 100% dari pipeline utama. Strategi pengendalian yang digunakan adalah *cascade control*. Adapun Diagram blok dari *cascade control* seperti pada **Gambar 2.2** dibawah ini:



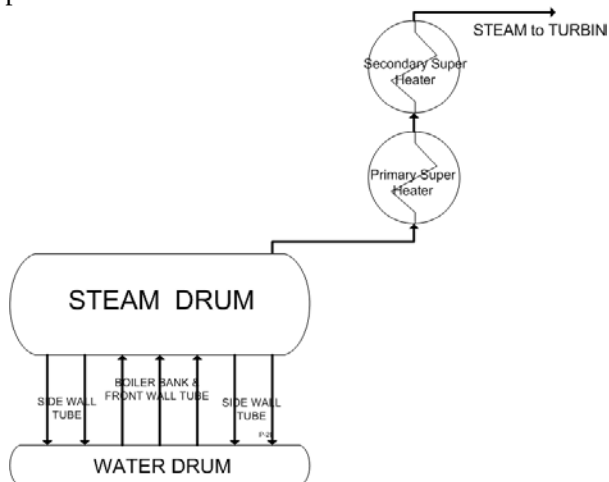
Gambar 2.2 *Cascade Control*

Sistem *cascade control* mempunyai sebuah variabel yang bertindak sebagai *master controller* atau *primary* yang keluarannya digunakan sebagai set point *secondary controller* dan satu variabel yang lain bertindak sebagai *slave* atau *secondary*

controller yang akan membuat nilai *error* pada *primary variable* menjadi lebih kecil, sehingga proses akan menghasilkan *respon* yang lebih baik pula. Penggunaan *cascade control* akan efektif apabila *secondary control* lebih cepat dibandingkan *primary control*.

2.3. Superheater

Superheater berfungsi menghasilkan *HP superheated steam (Main HP steam)* yang mempunyai nilai tekanan sebesar 84.13 kg/cm^2 . Untuk mengubah *saturated steam* menjadi *superheated steam* dibutuhkan *superheater* yang berupa penukar panas (*heat exchanger*) dimana panas ditambahkan ke *saturated steam* sebanyak dua kali yakni melalui *primary superheater* dan *secondary superheater*, sehingga *superheated steam* memiliki *temperature* 500°C . Diagram dari *superheater* ini dapat dilihat sebagai pada **Gambar 2.3** berikut :



Gambar 2.3 *Superheater* (Wahyudianto,2008)

2.4. Aksi pengendalian PID

Kontrol PID merupakan alat standar bagi otomasi industri yang terdiri dari Pengendalian *Proportional* (P), *Integral* (I), *Differential* (D). Fleksibilitas pada *controller* membuat kontrol

PID digunakan pada banyak situasi. *Controller* juga dapat digunakan pada *selective control* maupun konfigurasi *controller* yang lain. Algoritma PID dapat didefinisikan sebagai berikut

$$u(t) = K_c \left(e(t) + \frac{1}{T_I} \int_0^t e(t) dt + T_D \frac{de}{dt} \right) \quad (2.1)$$

dimana,

$u(t)$ = sinyal kontrol
 $e(t)$ = error
 K_c = gain controller
 T_I = integral time
 T_D = derivative time

Ada beberapa representasi dari *transfer function* PID *controller* :

- *Transfer Function* PID *controller* dalam domain s dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$Gc(s) = K_p + \frac{K_i}{s} + K_d s \quad (2.2)$$

Dengan K_p , K_i , dan K_d masing – masing adalah *gain* P, I, dan D. Bentuk diatas dapat pula ditulis dalam bentuk lain, sebagai berikut :

$$Gc(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (2.3)$$

- Bila dinyatakan dalam domain waktu (t), PID *controller* dapat ditulis :

$$Gc(t) = K_p \left[e(t) + \frac{1}{T_i} \int e(t) dt + T_d \frac{d}{dt} e(t) \right] \quad (2.4)$$

Masing – masing pengendalian memiliki karakter sebagai berikut:

- **Pengendali Proporsional (P)**

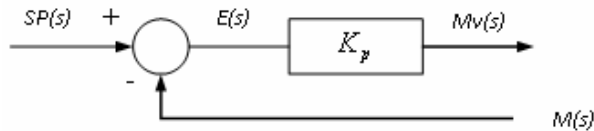
Controller proporsional memiliki 2 parameter, pita *proporsional* (*proportional band*) dan konstanta *proporsional*.

Daerah kerja pengendali efektif dicerminkan oleh pita *proporsional* [Gunterus,1994], sedangkan konstanta *proporsional* menunjukkan nilai faktor penguatan terhadap *sinjal* kesalahan, K_p . Hubungan antara *proporsional band* (PB) dengan *konstanta proporsional* (K_p) ditunjukkan secara oleh persamaan berikut :

$$PB = \frac{100\%}{K_p} \quad (2.5)$$

Dimana : $PB = \text{Proportional Band}$
 $K_p = \text{Gain Proses}$

Diagram blok pengendali proportional ditunjukkan seperti pada **Gambar 2.4**:



Gambar 2.4 Diagram blok pengendali *proporsional*.

Penggunaan mode kontrol *proporsional* harus memperhatikan hal – hal berikut :

- jika nilai K_p kecil, mode kontrol *proporsional* hanya mampu melakukan koreksi kesalahan yang kecil, sehingga akan menghasilkan *respon* sistem yang lambat.
- jika nilai K_p dinaikkan, *respon* sistem menunjukkan semakin cepat mencapai keadaan stabilnya.
- Namun jika nilai K_p diperbesar sehingga mencapai harga yang berlebihan, akan mengakibatkan sistem bekerja tidak stabil, atau *respon* sistem akan berosilasi.

Kontrol *P* (*Proportional*) selalu sebanding dengan besarnya input. Bentuk *transfer function* dari kontrol *P* adalah:

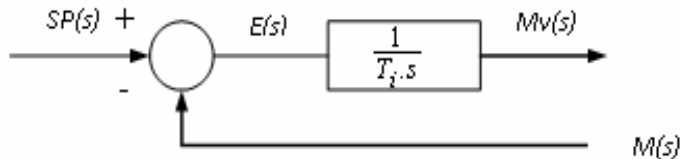
$$U = K_c \cdot e \quad (2.6)$$

dimana ; $K_c =$ gain kontrol *proporsional*

• **Pengendali Integral (I)**

Pengendali *integral* memiliki karakteristik seperti halnya sebuah *integral*. Keluaran *controller* sangat dipengaruhi oleh

perubahan yang sebanding dengan nilai *sinyal* kesalahan. Keluaran pengendali ini merupakan jumlahan yang terus menerus dari perubahan masukannya. Kalau *sinyal* kesalahan tidak mengalami perubahan, keluaran akan menjaga keadaan seperti sebelum terjadinya perubahan masukan. Diagram blok mode pengendali *integral* ditunjukkan oleh **Gambar 2.5** dibawah ini.



Gambar 2.5 Diagram Blok Pengendali *Integral*.

Controller integral mempunyai beberapa karakteristik berikut ini:

- Keluaran *controller* butuh selang waktu tertentu, sehingga kontroler *integral* cenderung memperlambat respon.
- Ketika *sinyal* kesalahan berharga nol, keluaran kontroler akan bertahan pada nilai sebelumnya.
- Jika *sinyal* kesalahan tidak berharga nol, keluaran akan menunjukkan kenaikan atau penurunan yang dipengaruhi oleh besarnya *sinyal* kesalahan dan nilai K_i
- *Konstanta integral* K_i berharga besar, *offset* akan cepat hilang. Saat nilai K_i besar akan berakibat peningkatan osilasi dari *sinyal* keluaran *controller* (Ogata, 1996).

Transfer function dari unit control *integral* adalah :

$$U = \frac{1}{T_i} K_c \int e \cdot dt \quad (2.7)$$

Dimana :

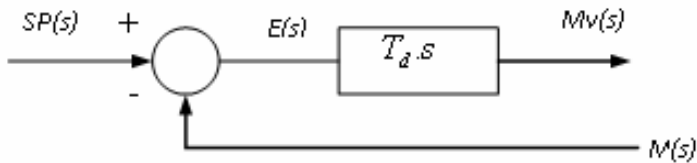
T_i = integraltime

e = error (input dari unit control)

K_c = gain dari controller

- **Pengendali Differential (D)**

Keluaran *controller differensial* memiliki sifat seperti halnya suatu operasi *derivatif*. Perubahan yang mendadak pada masukan *controller*, akan mengakibatkan perubahan yang sangat besar dan cepat. Diagram blok pengendali diferensial ditunjukkan oleh **Gambar 2.6** dibawah ini.



Gambar 2.6 Diagram Blok Pengendali Diferensial (Ogata,1996).

Karakteristik dari *controller differensial* adalah sebagai berikut:

- Kontroler ini tidak dapat menghasilkan keluaran bila tidak ada perubahan atau *error* sebagai *sinyal* kesalahan untuk masukannya.
- Jika *sinyal error* berubah terhadap waktu, maka keluaran yang dihasilkan *controller* tergantung pada nilai T_d dan laju perubahan *sinyal* kesalahan.
- *Controller differensial* mempunyai karakter untuk mendahului, sehingga *controller* ini dapat menghasilkan koreksi yang signifikan sebelum pembangkit *error* menjadi sangat besar. Jadi *controller differensial* dapat mengantisipasi pembangkit *error*, memberikan aksi yang bersifat korektif, dan cenderung meningkatkan stabilitas sistem

Transfer function dari unit *control differential* adalah :

$$U = K_c T_D \frac{de}{dt} \quad (2.8)$$

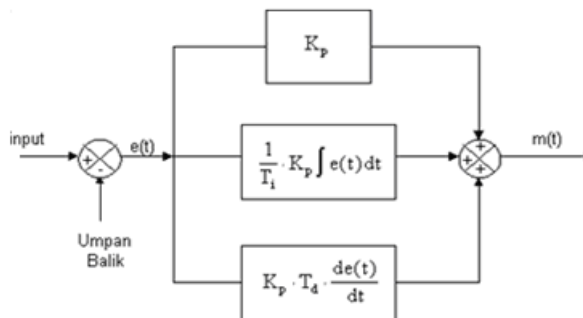
dimana,

K_C = gain

e = error

T_D = derivative time

Unit pengendali *differensial* yang bersifat reaktif sangat tepat bagi pengendalian *temperatur* karena mampu bereaksi secara cepat terhadap perubahan *input*. Sebaliknya *mode control D* tidak dapat dipakai untuk *process variable* yang beriak (mengandung *noise*) seperti pengendalian *level* dan *flow*, karena riak dan gelombang akan dideferensialkan menjadi pulsa-pulsa yang tidak beraturan. Akibatnya, *control valve* terbuka dan tertutup secara tidak beraturan dan sistem menjadi kacau. Selain itu, *mode control D* tidak dapat mengeluarkan *output* bila tidak ada perubahan *input*. Sehingga, *control D* tidak pernah dipakai sendirian. Unit *control ID* selalu dipakai dalam kombinasinya dengan *P* dan *I*, menjadi *mode control PD* atau *mode control PID*.



Gambar 2.7 Diagram Blok Pengendali PID

Keluaran *controller* PID merupakan penjumlahan dari keluaran *controller proporsional*, *controller integral* dan *controller differensial*. Gambar diatas menunjukkan hubungan input dan output pada *mode control* PID. Karakteristik *controller* PID sangat dipengaruhi oleh kontribusi besar dari ketiga parameter P, I dan D. Pengaturan nilai konstanta K_p , T_i , dan T_d akan mengakibatkan penonjolan sifat dari masing-masing elemen.

Satu atau dua dari ketiga konstanta tersebut dapat di *setting* lebih menonjol dibanding yang lain sehingga konstanta yang menonjol akan memberikan kontribusi lebih dominan pada

respon sistem secara keseluruhan (Gunterus,1994).Pengaruh nilai K_p , T_i dan T_d pada *respon* sistem adalah :

- K_p yang kecil akan membuat pengendali menjadi sensitif dan cenderung membawa loop berosilasi, sedangkan K_p yang besar akan meninggalkan *offset* yang besar juga.
- T_i yang kecil bermanfaat untuk menghilangkan *offset* tetapi juga cenderung membawa sistem menjadi lebih sensitif dan lebih mudah berosilasi, seangkan T_i yang besar belum tentu efektif menghilangkan *offset* dan juga cenderung membuat sistem menjadi lambat.
- T_d yang besar akan membawa unsur D menjadi lebih menonjol sehingga *respon* cenderung cepat, sedangkan T_d yang kecil kurang memberi nilai ekstra pada saat – saat awal.

Pemakaian *mode control* baik *P-only*, PI, maupun PID disesuaikan dengan kebutuhan dan karakteristik dari proses yang dikendalikan. *Mode control P-only* digunakan apabila adanya *offset* masih dapat ditolerir oleh proses. Apabila tidak, maka *mode control* PI dapat digunakan untuk memperbaiki performasi sistem dan sedangkan *mode control* PID seringkali digunakan pada sistem pengendalian yang memiliki karakteristik pengendalian yang lambat seperti pengendalian *temperatur*. Untuk mendapatkan performasi yang optimal pada algoritma *control* PID pada berbagai perubahan daerah operasi, *disturbance* dan sesuai dengan kebutuhan proses maka perlu dilakukan penalaan terhadap nilai parameter *control* PID (K_p , T_i , T_d) (Ogata, 1996).

2.5 Pemodelan FOPDT(First Orde Plus Dead Time)

Proses dengan waktu tunda/ *delay time* dapat dimodelkan dengan bermacam cara, dan dari beberapa macam cara pemodelan yang dipakai akan mempengaruhi inilah dari parameter model, dimana nilai tersebut akan berdampak pada nilai pengendali yang ditentukan dari aturan penyetelan / *tuning rule* (O'Dwyer, 2009).

Dalam proses pengendalian dinamika di industri dapat dimodelkan dengan persamaan FOPDT (*First Orde Plus Dead Time*) (Cvjen,2011). Persamaan (2.14) merupakan persamaan

FOPDT dalam domain laplace, dan Persamaan (2.15) adalah persamaan FOPDT dalam domain waktu (Rivera, 2002).

$$\frac{y(s)}{u(s)} = p(s) = \frac{K e^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (2.9)$$

$$\tau \frac{dy(t)}{dt} + y(t) = Ku(\theta - t) \quad (2.10)$$

Dimana :

y = variabel yang dikontrol (*output variable*)

u = variabel manipulasi (*input variable*)

K = *gain* dari sistem

θ = parameter dari waktu tunda (*delay time*)

τ = *time constant* (konstanta waktu)

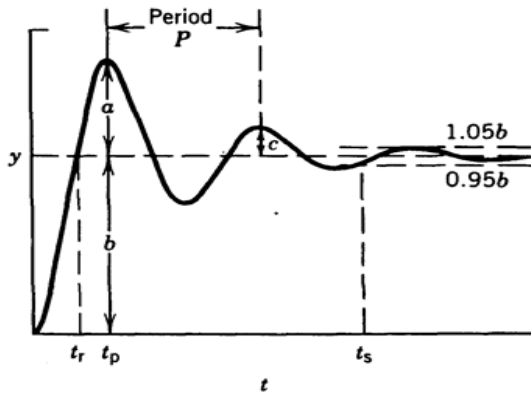
Sehingga nilai *controller* IMC berdasarkan persamaan FOPDT dengan menggunakan *filter* adalah sebagai berikut (Selvi, 2007).

$$q = \frac{\tau s + 1}{K(\lambda s + 1)} \quad (2.11)$$

Model FOPDT seperti pada persamaan (2.14) di atas dapat digunakan untuk mengidentifikasi respon dari sinyal step. Adapun untuk mendapatkan persamaan diatas dilakukan dengan menggunakan kurva reaksi proses (*process reaction curve*), dibawah ini ditunjukkan gambar grafik reaksi proses (*Process Reaction Curve*).

2.6 Kriteria *Performansi* Sistem

Salah satu analisis yang sering dilakukan untuk mengetahui kriteria *performansi* dari sebuah sistem pengendalian adalah, menggunakan analisis domain waktu. Sebuah sistem pengendalian biasanya tidak mampu secara instan merespon sebuah masukan, dan akan mengalami keadaan *transien*. Respon *transien* dari sebuah sistem terhadap masukan *sinyal step* bergantung pada waktu inisial kondisinya. Beberapa karakteristik respon *transien* tersebut tercermin pada **Gambar 2.7** dibawah ini.



Gambar 2.8 Kurva *respon unit-step* (Ogata, 1997)

Adapun penjelesaian untuk spesifikasi kurva *respon unit-step* diatas adalah sebagai berikut :

1. *Maximum Overshoot* (M_p)

Maximum Overshoot merupakan persentase maksimum nilai puncak terhadap nilai *setpoint*.

$$OS = \frac{a}{b} \times 100\% \quad (2.12)$$

2. *Settling Time* (T_s)

Settling Time adalah waktu yang diperlukan *respon* untuk mencapai harga dalam kisaran nilai *set point* yang disederhanakan dengan persentase mutlak harga *set point* (2% atau 5%).

3. *Error Steady State* (E_{ss})

Error Steady State atau kesalahan tunak merupakan selisih antara *set point* dengan nilai akhir pada keadaan tunak.

4. *Delay Time* (t_d)

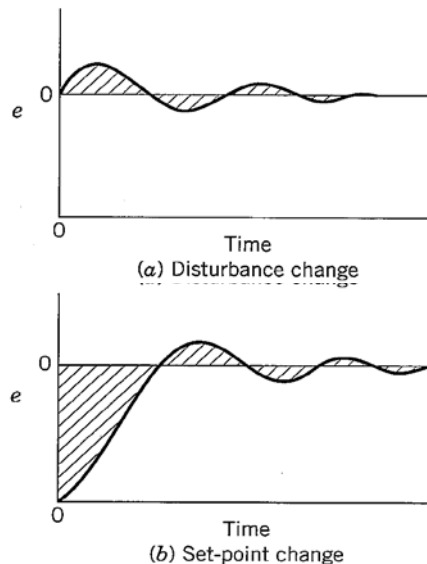
Delay time merupakan waktu yang digunakan untuk *respon* mencapai setengah dari nilai akhir pada saat permulaan proses.

5. *Peak Time* (t_p)

Peak Time merupakan waktu yang dibutuhkan untuk mencapai puncak pertama saat terjadi *overshoot*.

6. Nilai IAE (*Integral Absolute Error*) adalah penjumlahan nilai *absolute error* dari *output* proses, nilai IAE diinterpretasikan pada area yang diarsir seperti pada **Gambar 2.19** di bawah. Nilai IAE dihitung seperti pada persamaan (2.13) berikut.

$$IAE = \int_0^{\infty} |e(t)| dt \quad (2.13)$$



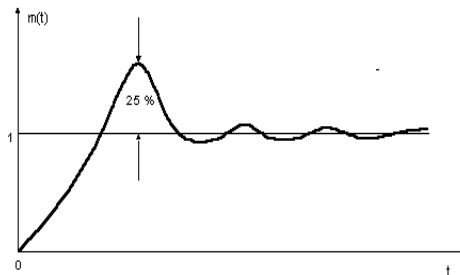
Gambar 2.9 Interpretasi IAE pada (a) uji *disturbance*, dan (b) uji *set point* (Seborgdkk, 2004)

2.7. Metode Tuning PID

Tuning kontroler PID selalu didasari atas tinjauan terhadap karakteristik yang diatur (*Plant*). Dengan demikian betapapun rumitnya suatu *plant*, perilaku *plant* tersebut harus diketahui terlebih dahulu sebelum *tuning* PID itu dilakukan. Karena penyusunan model matematik *plant* tidak mudah, maka dikembangkan suatu metode eksperimental. Metode ini didasarkan pada reaksi *plant* yang dikenai suatu perubahan. Dengan menggunakan metode itu model matematik perilaku *plant* tidak diperlukan lagi, karena dengan menggunakan data yang

berupa kurva keluaran, *tuning* kontroler PID telah dapat dilakukan. Dalam hal ini, *tuning* bertujuan untuk mendapatkan kinerja sistem sesuai spesifikasi perancangan.

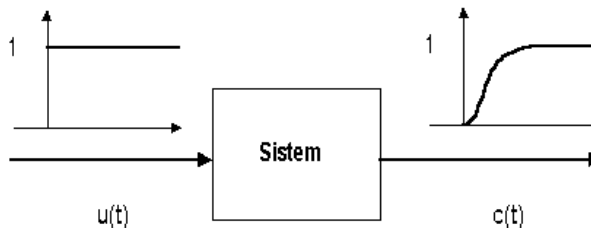
Dalam penalaan kontrol PID ada beberapa metode seperti ; Ziegler-Nichols, Tyreus-Luyben, Ciancone-Marlin dan yang lainnya. Ziegler-Nichols pertama kali memperkenalkan metodenya pada tahun 1942. Metode ini memiliki dua cara, metode kurva reaksi dan *osilasi*. Kedua metode ditujukan untuk menghasilkan *respon* sistem dengan lonjakan maksimum sebesar 25%. **Gambar 2.10** menunjukkan kurva dengan lonjakan 25%. Tahapan untuk melakukan uji sistem antara satu metode dengan metode lainnya adalah tidak jauh berbeda.



Gambar 2.10 Kurva *respon* tangga satuan yang memperlihatkan 25 % lonjakan maksimum (Ogata,1996).

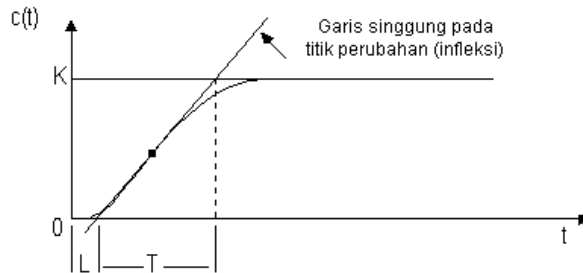
➤ *Metode Kurva Reaksi*

Metode ini didasarkan terhadap reaksi sistem untaiian terbuka. *Plant* sebagai untaiian terbuka dikenai *sinyal* fungsi tangga satuan (**Gambar 2.11**). Kalau *plant* minimal tidak mengandung unsur integrator ataupun pole-pole kompleks, reaksi sistem akan berbentuk S.



Gambar 2.11 *Respon* tangga satuan system (Ogata,1996)

Gambar 2.11 menunjukkan kurva berbentuk S tersebut. Kelemahan metode ini terletak pada ketidakmampuannya untuk *plant* integrator maupun *plant* yang memiliki pole kompleks.



Gambar 2.12 Kurva *Respons* berbentuk S (Ogata,1996).

Kurva berbentuk-s mempunyai dua konstanta yakni waktu mati (dead time) L dan waktu tunda T . Dari **Gambar 2.12** terlihat bahwa kurva reaksi berubah naik, setelah selang waktu L . Sedangkan waktu tunda menggambarkan perubahan kurva setelah mencapai 66% dari keadaan mantapnya. Pada kurva dibuat suatu garis yang bersinggungan dengan garis kurva. Garis singgung itu akan memotong dengan sumbu absis dan garis maksimum. Perpotongan garis singgung dengan sumbu absis merupakan ukuran waktu mati, dan perpotongan dengan garis maksimum merupakan waktu tunda yang diukur dari titik waktu L .

Parameter yang didapatkan dari kurva reaksi digunakan untuk menentukan parameter pengendali PID berdasarkan tetapan empiris Zielger Nichols. Adapun perhitungan parameter pengendali dapat dilihat pada **Tabel 2.1** dibawah ini:

Tabel 2.1 Tetapan empiris Ziegler Nichols (Handy W, 2004)

Tipe Kontroler	K_p	T_i	T_d
P	T/L	$\sim$	0
PI	$0,9 T/L$	$L/0.3$	0
PID	$1,2 T/L$	$2L$	$0,5L$

➤ Metode ke-2 ziegler Nichols

Pada metode ke-2 Ziegler Nichols, penalaan dilakukan pada kalang tertutup dimana masukan referensi yang digunakan adalah fungsi tangga (*step*). Pengendali pada metode ini hanya pengendali *proporsional* (K_p) dinaikkan dari 0 hingga nilai kritis K_p , sehingga diperoleh keluaran yang berosilasi terus – menerus dengan *amplitude* yang sama. Nilai kritis K_p ini disebut sebagai *ultimate gain*.

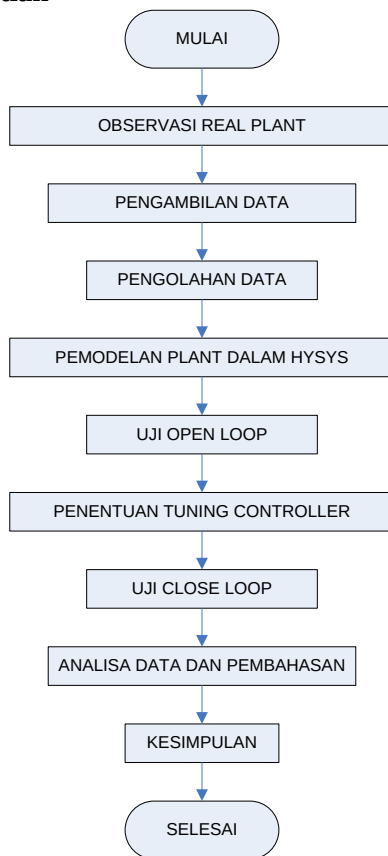
Respon keluaran yang dihasilkan berbeda pada beberapa ketantuan K_p . adapun sistem dapat berosilasi *stabil* pada saat $K_p = K_u$.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Dalam bab ini akan menjelaskan bagaimana langkah – langkah menyelesaikan tugas akhir baik penjabaran melalui *flowchart*, pemodelan *plant* dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS, perancangan sistem maupun analisa sistem.

3.1 Alur Penelitian



Gambar 3.1 *Flowchart* Penelitian

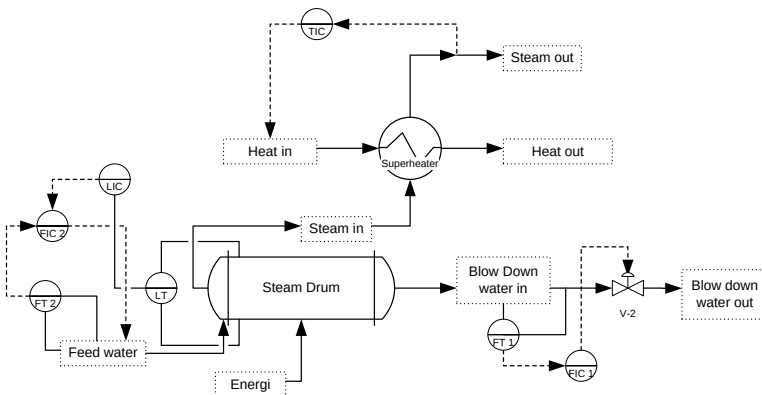
Berdasarkan gambar 3.1 *Flowchart* penelitian maka bisa dilakukan langkah – langkah sebagai berikut:

3.2 Observasi dan Pengambilan Data

Dalam Tugas Akhir ini observasi *plant* bertujuan melihat kondisi lapangan serta melakukan pengambilan data-data spesifikasi pada *steam drum*, *level transmitter*, *flow transmitter*, *control valve*, *kontroler*, karakteristik *steam drum*, serta laju aliran masukan dan keluaran. Setelah didapatkan data-data yang diperlukan, maka dapat diolah untuk pemodelan *steam drum* beserta *instrument* lainnya (*transmitter*, *control valve*, dan *controller*).

3.3 P&ID dan Diagram Blok *Steam drum*

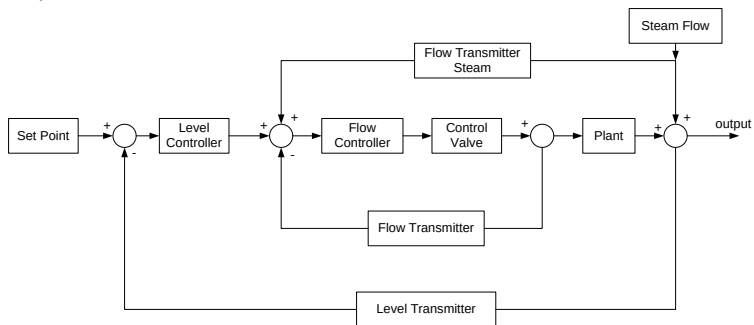
Pada P&ID *steam drum* terlihat bahwa pengendalian *level* sangat berpengaruh dalam kinerja sistem yang ada di pembangkit. Aliran *liquid* akan mempengaruhi terhadap *steam* yang dihasilkan. *Control valve* merupakan *manipulated variabel*, sedangkan *level* air, laju massa *steam* dan laju massa *feedwater* pada *steam drum* merupakan tiga *variabel* proses untuk menopang keseimbangan sistem sesuai **Gambar 3.2**.



Gambar 3.2 P&ID Pengendalian Level Cascade

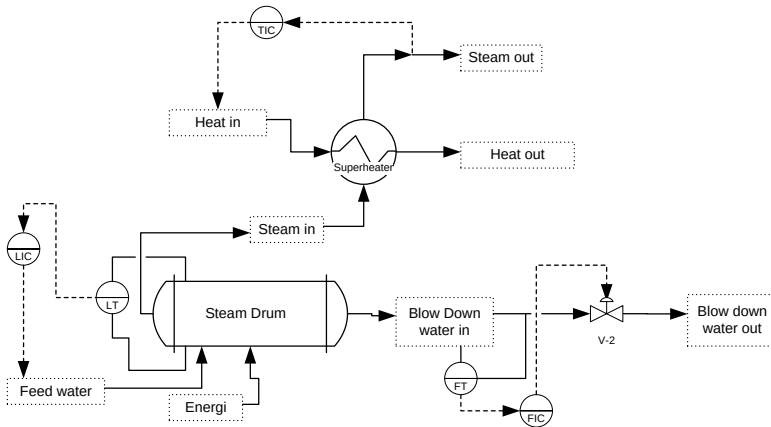
Dari **Gambar 3.2** dapat dilihat bahwa *Boiler Feed Water* (BFW) yang masuk ke dalam *steam drum* bertujuan untuk menjaga tekanan yang ada didalam *steam drum* berada pada 50 bar. *Input* dari LIC adalah nilai yang terbaca pada *level transmitter*, sedangkan *output* dari LIC akan menjadi input dari FIC 2 yang akan digunakan pada bukaan BFW melalui *sensor flow transmitter* 2. Energi yang digunakan sebagai pemanas pada *steam drum* yang akan digunakan untuk menghasilkan uap. Steam yang keluar dari *steam drum* bersuhu 263°C . Setelah masuk ke *superheater* suhunya akan berubah menjadi 500°C . Pada *blow down water* juga akan dikontrol oleh FIC 1.

Selain dapat dilihat melalui gambar P&ID dari pengendalian *level cascade*, sistem pengendalian *level* juga bisa digambarkan melalui diagram blok seperti **Gambar 3.3** dibawah ini.



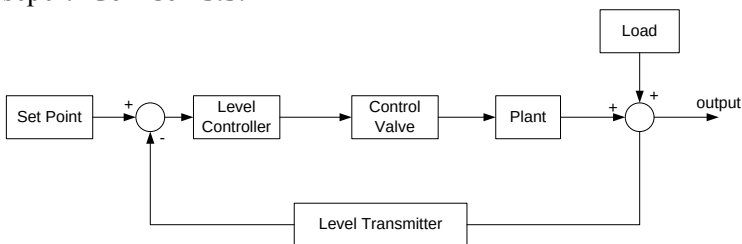
Gambar 3.3 Diagram Blok Sistem *Cascade Control* Pada *Steam drum*

Untuk melakukan uji *close loop* maka sistem *cascade control* bisa dibandingkan dengan sistem yang tanpa *cascade* dengan *range* waktu yang sama dan uji *set point* yang sama. Dibawah ini merupakan gambar P&ID sistem pengendalian *level* tanpa *cascade*.

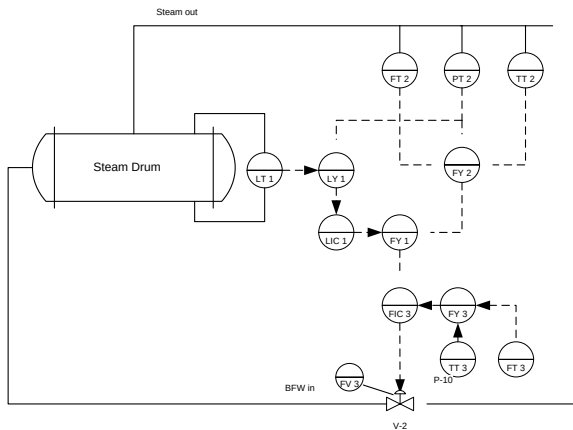


Gambar 3.4 P&ID Pengendalian *Level* tanpa *Cascade*

Dari **Gambar 3.4** dapat dilihat perbedaannya dengan **Gambar 3.3** yakni *output* dari LIC akan langsung menuju *feedwater* tanpa adanya pengendalian dari FIC. Dalam pengendalian *level* tanpa *cascade* juga mempunyai diagram blok seperti **Gambar 3.5**.



Gambar 3.5 Diagram Blok Sistem *Level Control* Pada *Steam drum*

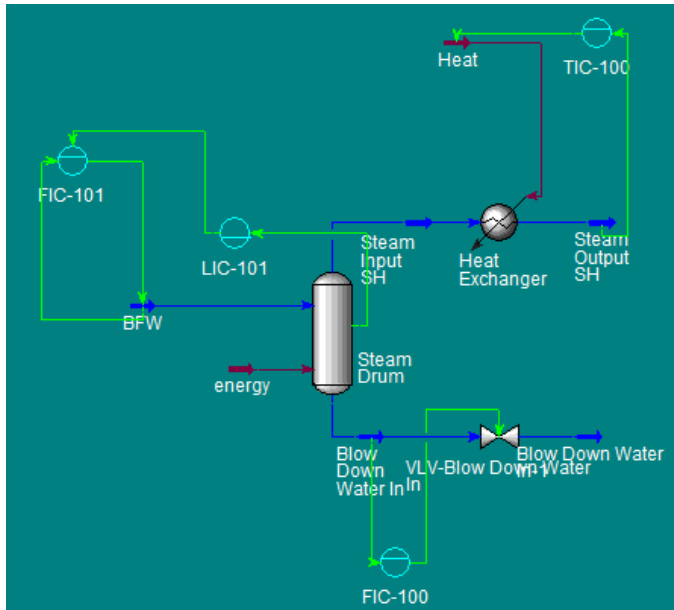


Gambar 3.6 P&ID *Three element control*

Sistem kontrol ini menggunakan parameter *level steam drum*, debit aliran *main steam*, dan debit aliran *feed water* sebagai sinyal inputan untuk sistem kontrol. Sehingga diharapkan level air pada *steam drum* dapat dijaga untuk tetap berada pada *set point*-nya sekalipun terjadi permintaan perubahan beban yang signifikan.

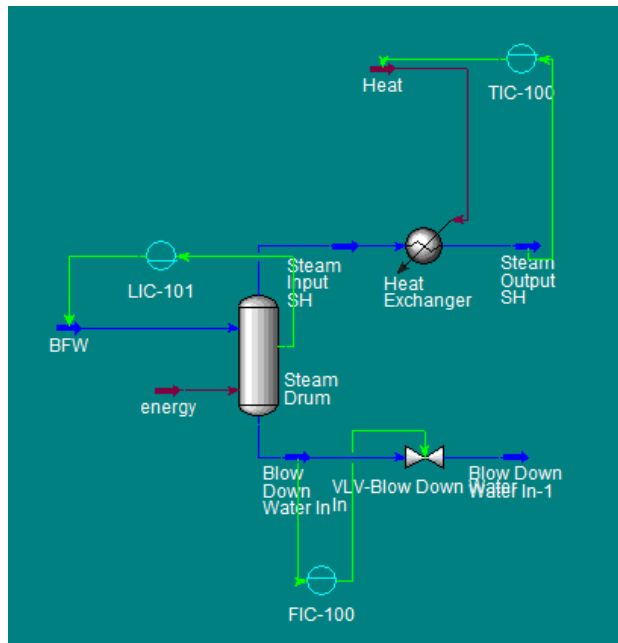
3.4 Pemodelan *Plant*

Pemodelan *Plant* dibuat sebagai gambaran dari sistem yang akan disimulasikan. Model *Plant steam drum* dibuat dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS yang merupakan bentuk sederhana dari PFD *steam drum* yang ada di PT. Indonesia Power Ubp Sub Unit Perak. Adapun yang dijadikan objek dalam *plant* ini adalah *level*, *flow*, dan *pressure*. Di bawah ini merupakan gambar model *plant steam drum* dengan menggunakan *software* Aspen HYSYS 7.3.



Gambar 3.7 *Plant Steam drum Dengan Menggunakan HYSYS*

Selain melakukan pemodelan plant diatas, dilakukan juga pemodelan plant tanpa adanya FIC-101 yang nantinya akan dibandingkan satu sama lain. Adapun nilai yang dibandingkan dari pemodelan plant ini adalah nilai uji kenaikan dan penurunan *set point* sebesar $\pm 5\%$, $\pm 10\%$, dan $\pm 15\%$. Dari uji *set point* akan didapatkan nilai dari IAE dan *max. overshoot* yang juga akan dibandingkan antara model plant yang menggunakan cascade dan tanpa menggunakan cascade.



Gambar 3.8 *Plant Steam drum* tanpa adanya FIC-101

Setelah melakukan pemodelan *plant* maka dilakukan pemodelan matematis yang akan digunakan sebagai masukan pada analisa *plant* Aspen HYSYS 7.3.

3.5 Pemodelan *Plant* Menggunakan FOPDT

Setelah mendapatkan model *plant steam drum* melalui *software* Aspen HYSYS 7.3, maka yang dilakukan berikutnya adalah menentukan *tuning* agar sistem pengendalian mendapatkan hasil yang baik dan sesuai keinginan. Tugas Akhir ini akan membahas tentang metode *tuning* PID Zigler Nichols.

Dalam pemodelan *plant* menggunakan FOPDT (*First Orde Plus Dead Time*) yang harus dilakukan adalah menentukan uji *open loop*. Adapun yang di uji adalah *loop* pengendalian LIC 100, FIC 100, FIC 101. Dari masing – masing *loop* pengendalian

akan dilakukan perhitungan dengan metode *tuning controller* PID Zigler Nichols. Pada *Tuning* PID Zigler Nichols parameter yang akan dihitung yakni 63,2% nilai uji pengendali (%), τ_{loop} pengendali (s), τ_{loop} pengendali (Menit), K_{loop} pengendalian, θ (Menit), Setelah mendapatkan nilai dari parameter tersebut maka diteruskan dengan menentukan nilai K_c , τ_I , τ_D . Adapun langkah yang harus dilakukan sebagai berikut:

1. Uji open *loop* untuk mendapatkan data Proses Variabel (PV) dan Operating Point (OP).
2. Hitung nilai max dan minimum dari PV dan OP.
3. Hitung nilai dari 63,2% dengan cara minimum + $(63,2\% \cdot \Delta PV)$.
4. Hitung τ_{loop} pengendali (s) dengan menggunakan persamaan

$$\frac{y - y_1}{y_2 - y_1} = \frac{x - x_1}{x_2 - x_1} \quad (3.1)$$
5. Hitung nilai dari K_{loop} pengendalian dengan sebelumnya mencari persentase dari pengendali. Setelah itu hitung $\Delta\%$ laju aliran/ $\Delta\%$ bukaan.
6. Setelah itu didapatkan nilai K_c , τ_I , τ_D untuk pengendali PID dan didapatkan juga nilai K_c , τ_I untuk pengendali PI dari persamaan empiris Zigler Nichols sesuai **Tabel 2.1**.
7. Hal yang sama dilakukan untuk menentukan parameter tuning PID Zigler Nichols FIC-101, FIC-100, dan LIC-100.

3. 6 Uji *Close loop*

Setelah dilakukan *tuning* pada masing-masing pengendalian, langkah selanjutnya melakukan uji *set point* pada LIC-100 baik dengan menggunakan *cascade control* maupun tanpa *cascade control*. Uji kenaikan dan penurunan pada LIC-100 yakni sebesar $\pm 5\%$, $\pm 10\%$, dan $\pm 15\%$. Dari uji penambahan dan penurunan *set point level* akan mendapatkan data yang akan di buat dalam grafik. Setelah didapatkan nilai maksimum dan minimum pada uji *set point* maka dilakukan perhitungan nilai IAE dan *max*.

overshoot. Nilai IAE dan *max. overshoot* didapatkan melalui analisa performansi sistem.

3.7 Analisa Data dan Pembahasan

Data yang diperoleh dari uji *close loop* berupa penambahan dan penurunan *set point* akan digunakan untuk menentukan analisa performansi seperti nilai IAE dan *max. overshoot*. Perbandingan antara penggunaan *cascade* dan tidak menggunakan *cascade* pada LIC-100 akan diketahui setelah diuji. Dengan demikian maka parameter yang tepat akan diketahui untuk memodelkan suatu sistem pengendalian

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB IV

ANALISA DATA DAN PEMBAHASAN

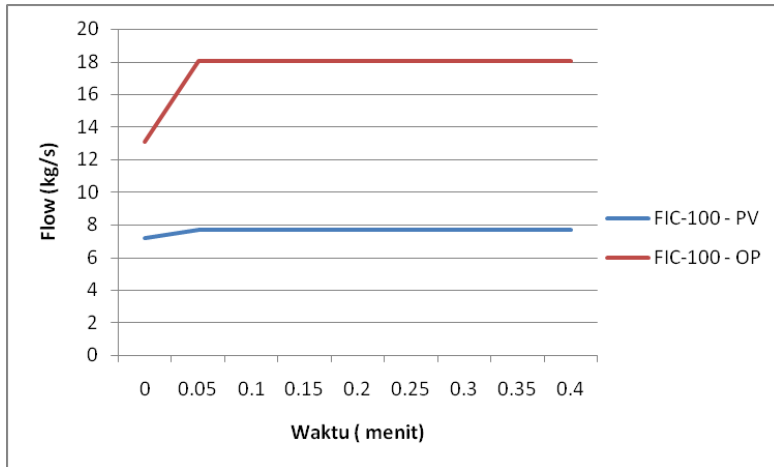
Dalam Bab ini akan dilakukan proses uji mulai dari uji *open loop*, *tuning* PID Zigler Nichols, dan uji *close loop*. Pada Bab sebelumnya sudah dibahas tentang bagaimana melakukan uji *open loop* sampai dengan uji *close loop*. Dalam Bab ini akan dibahas mengenai parameter *tuning* PID Zigler Nichols dan perhitungan mendapatkan parameter tersebut. Selain itu Bab ini juga akan menjawab permasalahan yang ada pada Bab I sesuai dengan batasan masalah yang ada.

4.1 Uji *Open loop* pada *Steam drum*

Berdasarkan pemodelan *plant* menggunakan *software* Aspen HYSYS maka didapatkan beberapa *variable* yang akan di uji dengan sistem *open loop* antara lain FIC-100, FIC-101, LIC-101. Pada uji *open loop* ini akan didapatkan grafik antara *Operating Point* (OP) dan *Proses Variabel* (PV). Berikut ini analisa data dan pembahasan dari masing – masing *variabel*:

4.1.1 Uji FIC-100

Uji *Open loop* pada FIC-100 ini adalah dengan membuat *record* antara FIC-100 PV dengan FIC-100 OP. Dengan awal FIC-100 OP sebesar 13,0714% dan dinaikkan sebesar 18,07%. Sedangkan untuk PV berada pada nilai terendah 7,20026 kg/s dan nilai tertinggi berada pada nilai 7,704 kg/s. Nilai minimum % bukaan *blowdon valve* pada *range* pengendali sebesar 0-100. Sedangkan nilai *range* pengendali FIC-100 sebesar 0-25. Nilai tersebut didapatkan berdasarkan Gambar 4.1 grafik uji *open loop* FIC-100 dibawah ini.



Gambar 4.1 Grafik uji *open loop* FIC-100

Dari data yang didapatkan maka dilanjutkan dengan melakukan analisa uji *open loop* berupa nilai parameter *open loop* FIC-100 sesuai Tabel 4.1 yang menyatakan parameter *open loop* FIC-100.

Tabel 4.1 Parameter *Open loop* FIC-100

Parameter <i>Open loop</i> FIC-100	
63,2% Flow (%)	7.51862368
$\tau_{\text{FIC-100}}$ (s)	0.032
$\tau_{\text{FIC-100}}$ (Menit)	0.000533333
$K_{\text{FIC-100}}$	0.403104869
θ (Detik)	60
θ (Menit)	1

Dari nilai parameter *open loop* FIC-100 maka dapat ditentukan nilai K_c , τ_I , τ_D dengan menggunakan metode *tuning* PID Zigler Nichols. Dari perhitungan Zigler Nichols didapatkan nilai parameter FIC-100 untuk *tuning* PID dan PI. Nilai Parameter

tuning FIC-100 PID berdasarkan Tabel 4.2 dengan perhitungan metode Zigler Nichols.

Tabel 4.2 Parameter *Tuning* FIC-100 PID

Parameter <i>Tuning</i> FIC-100 PID	
$\tau_{\text{FIC-100}}$ (Menit)	0.000533333
$K_{\text{FIC-100}}$	0.403104869
θ (Menit)	1
K_c	0.001587676
τ_I (Menit)	2
τ_D (Menit)	0.5

Selain didapatkan nilai dari parameter *tuning* PID, didapatkan pula *tuning* PI dengan parameter seperti tabel 4.3 dibawah ini.

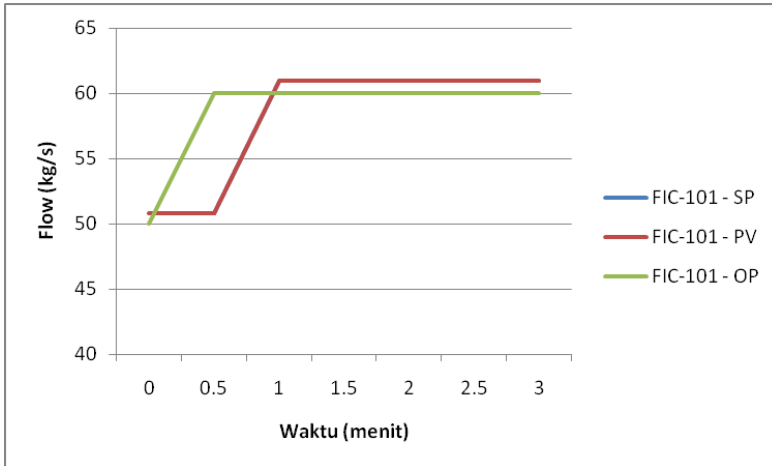
Tabel 4.3 Parameter *Tuning* FIC 100 PI

Parameter <i>Tuning</i> FIC-100 PI	
$\tau_{\text{FIC-100}}$ (Menit)	0.000533333
$K_{\text{FIC-100}}$	0.403104869
θ (Menit)	1
K_c	0.001190757
τ_I (Menit)	3.333333333
τ_D (Menit)	-

4.1.2 Uji FIC-101

Uji *open loop* pada FIC-101 ini adalah dengan membuat *record* antara FIC-101 PV dengan FIC-101 OP. Dengan awal FIC-100 OP sebesar 50% dan dinaikkan sebesar 60%. Sedangkan untuk Proses *Variabel* berada pada nilai terendah 50,83 kg/s dan nilai tertinggi berada pada nilai 60, 996 kg/s. Nilai minimum % bukaan *blowdon valve* pada *range* pengendali sebesar 0-100. Sedangkan nilai *range* pengendali FIC-101 sebesar 0-25. Nilai

tersebut didapatkan berdasarkan Gambar 4.2 grafik uji *open loop* FIC-101 dibawah ini.



Gambar 4.2 Grafik uji *open loop* FIC-101

Dari data yang didapatkan maka dilanjutkan dengan melakukan analisa uji *open loop* berupa nilai parameter *open loop* FIC-101 sesuai Tabel 4.4 yang menyatakan parameter *open loop* FIC-101.

Tabel 4.4 Parameter *Open loop* FIC-101

Parameter <i>Open loop</i> FIC-101	
63,2% Flow (%)	57.254912
$\tau_{\text{FIC-101}}$ (s)	0.82
$\tau_{\text{FIC-101}}$ (Menit)	0.013666667
$K_{\text{FIC-101}}$	0.999606686
θ (Detik)	0.5
θ (Menit)	0.008333333

Dari nilai parameter *open loop* FIC-101 maka dapat ditentukan nilai K_c , τ_i , τ_D dengan menggunakan metode *tuning* PID Zigler Nichols. Dari perhitungan Zigler Nichols didapatkan

nilai parameter FIC-101 untuk *tuning* PID dan PI. Nilai Parameter *tuning* FIC-101 PID berdasarkan Tabel 4.5 dengan perhitungan metode Zigler Nichols..

Tabel 4.5 Parameter *Tuning* FIC-101 PID

Parameter <i>Tuning</i> FIC-101	
$\tau_{\text{FIC-101}}$ (Menit)	0.013666667
$K_{\text{FIC-101}}$	0.999606686
θ (Menit)	0.008333333
K_c	1.968774346
τ_I (Menit)	0.016666667
τ_D (Menit)	0.004166667

Selain didapatkan nilai dari parameter *tuning* PID, didapatkan pula *tuning* PI dengan parameter seperti tabel 4.6 dibawah ini.

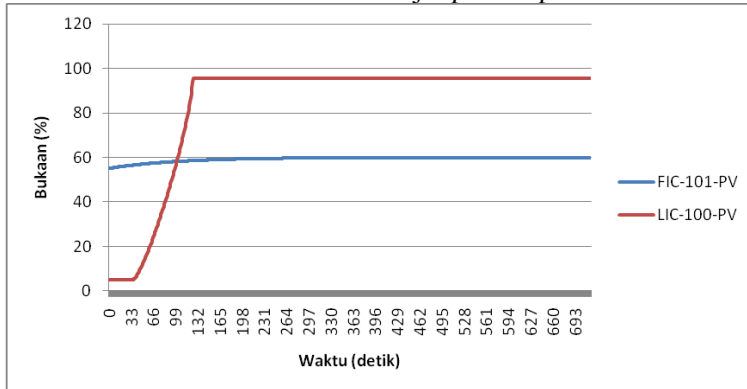
Tabel 4.6 Parameter *Tuning* FIC-101 PI

Parameter <i>Tuning</i> FIC-101 PI	
$\tau_{\text{FIC-100}}$ (Menit)	0.013666667
$K_{\text{FIC-100}}$	0.999606686
θ (Menit)	0.008333333
K_c	0.73829038
τ_I (Menit)	0.055555556
τ_D (Menit)	-

4.1.3 Uji LIC 100 *Cascade*

Uji *Open loop* pada LIC 100 *Cascade* ini adalah dengan membuat *record* antara FIC-101 PV dengan LIC-100 PV. Dengan nilai minimum FIC-100 PV sebesar 55% dan nilai maksimum sebesar 59.9959%. Sedangkan untuk nilai minimum LIC-100 4.94088 % dan nilai tertinggi berada pada nilai 95.5716 %. Nilai

minimum % *Flow* pada *range* pengendali sebesar 0-101,7. Sedangkan nilai *range* pengendali *Level* sebesar 0-100. Data tersebut berdasarkan Gambar 4.3 uji *open loop* LIC 100 cascade.



Gambar 4.3 Grafik uji *open loop* LIC 100 Cascade

Dari data yang didapatkan maka dilanjutkan dengan melakukan analisa uji *open loop* berupa nilai parameter *open loop* LIC-101 sesuai Tabel 4.7 yang menyatakan parameter *open loop* LIC 100 Cascade.

Tabel 4.7 Parameter *Open loop* LIC 100 Cascade

Parameter <i>Open loop</i> LIC-100 Cascade	
63,2% <i>Level</i> (%)	62.21949504
$\tau_{\text{LIC-100 CASCADE}}(\text{s})$	6283
$\tau_{\text{LIC-100 CASCADE}}(\text{Menit})$	104.7166667
$K_{\text{LIC-100 CASCADE}}$	18.44941697
θ (Detik)	2100
θ (Menit)	35

Dari nilai parameter *Open loop* LIC 100 Cascade maka dapat ditentukan nilai K_c , τ_i , τ_D dengan menggunakan metode *tuning* PID Zigler Nichols. Dari perhitungan Zigler Nichols didapatkan nilai parameter LIC 100 Cascade untuk *tuning* PID

dan PI. Nilai Parameter tuning FIC-101 PID berdasarkan Tabel 4.8 dengan perhitungan metode Zigler Nichols..

Tabel 4.8 Parameter *Tuning* LIC 100 Cascade PID

Parameter <i>Tuning</i> LIC-100 PID Cascade	
$\tau_{\text{LIC-100 CASCADE}}$ (Menit)	104.7166667
$K_{\text{LIC-100 CASCADE}}$	18.44941697
θ (Menit)	35
K_c	0.194601581
τ_I (Menit)	70
τ_D (Menit)	17.5

Selain didapatkan nilai dari parameter *tuning* PID, didapatkan pula *tuning* PI dengan parameter seperti tabel 4.9 dibawah ini.

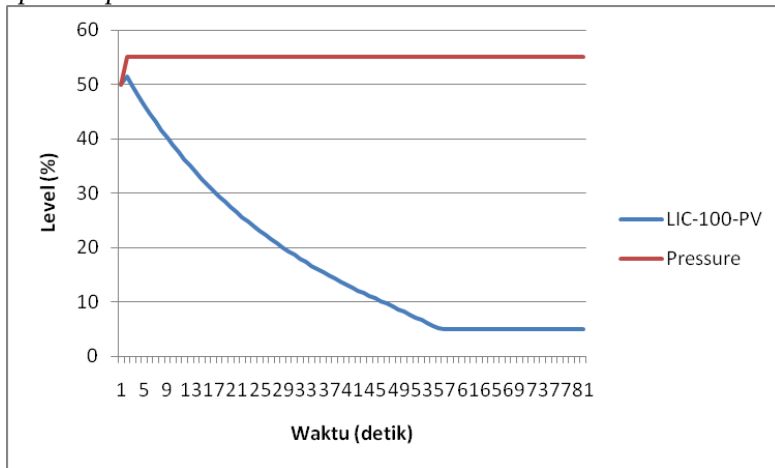
Tabel 4.9 Parameter *Tuning* LIC 100 Cascade PI

Parameter <i>Tuning</i> LIC-100 PI CASCADE	
$\tau_{\text{LIC-100 CASCADE}}$ (Menit)	104.7166667
$K_{\text{TIC-100 CASCADE}}$	18.44941697
θ (Menit)	35
K_c	0.145951186
τ_I (Menit)	116.6666667
τ_D (Menit)	-

4.1.4 Uji *Open loop Disturbance* LIC 100

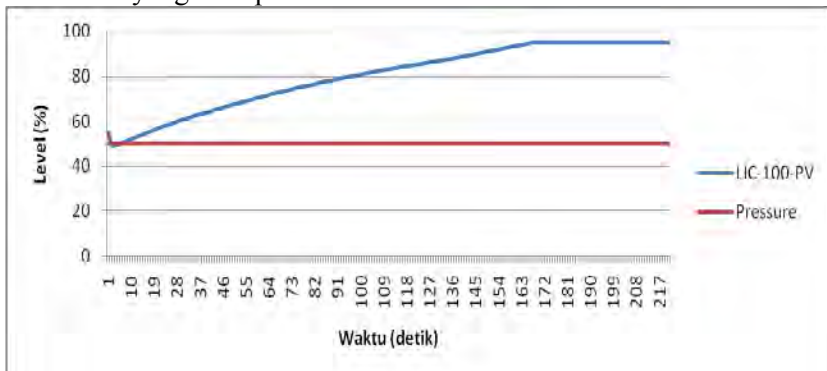
Uji *Open loop disturbance* LIC 100 ini adalah dengan membuat *record* antara Pressure dengan LIC-100 PV. Pada uji *open loop disturbance* ini terdapat dua jenis yang akan diuji yakni uji penurunan *level* dan kenaikan *level*. Untuk uji penurunan *level* nilai awal dari pressure sebesar 50% kemudian dirubah menjadi 55%. Sedangkan untuk LIC-100 didapatkan nilai minimum sebesar 4.99544% dan nilai maksimum sebesar 51.3633%. Nilai

tersebut didapatkan berdasarkan Gambar 4.4 grafik uji penurunan *open loop disturbance* LIC-100



Gambar 4.4 Grafik uji penurunan *open loop disturbance* LIC-100

Sedangkan untuk uji kenaikan *open loop disturbance* LIC-100 diawali dengan nilai pressure sebesar 55% kemudian dirubah menjadi 50%. Untuk nilai minimum dari LIC-100 didapatkan sebesar 48.8242% dan nilai maksimum sebesar 95.0086% yang terdapat dalam Gambar 4.5.



Gambar 4.5 Grafik uji kenaikan *open loop disturbance* LIC-100

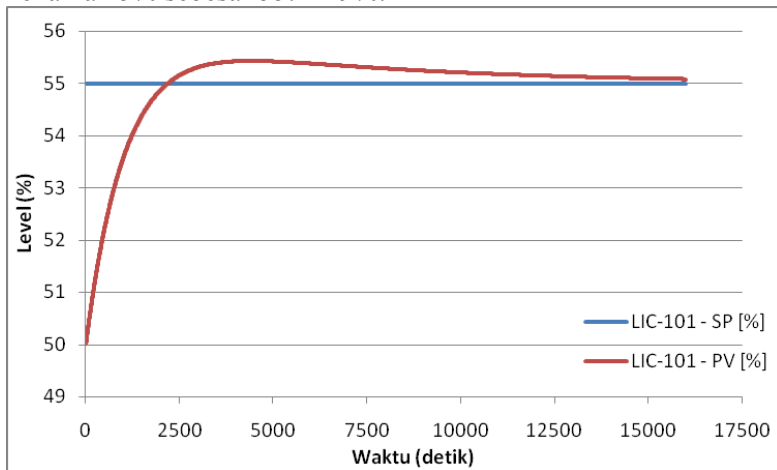
Setelah mendapatkan nilai parameter *tuning* dari masing-masing pengendalian maka akan dilanjutkan dengan melakukan uji *close loop* pada plant dengan memasukkan nilai dari parameter *tuning* masing-masing.

4.2 Uji *Close loop* pada *Steam drum*

Dalam Uji *Close loop* akan dilakukan uji kenaikan dan penurunan *set point Level* sebesar $\pm 5\%$, $\pm 10\%$, dan $\pm 15\%$. Dari uji *set point* tersebut akan didapatkan nilai dari IAE dan *max. overshoot*.

4.2.1 Uji *Set point Level* +5%

Uji *set point* yang dilakukan pertama kali pada *level cascade* sebesar +5%. Kondisi awal dari *level* pada plant adalah 50% kemudian dinaikkan sebesar 5% menjadi 55%. Berdasarkan Gambar 4.6 grafik uji *set point* +5% didapatkan nilai minimum *level* setelah setelah mengalami kenaikan 5% sebesar 50.0044% sedangkan nilai maksimum setelah mengalami kenaikan 5% sebesar 55.4219%.

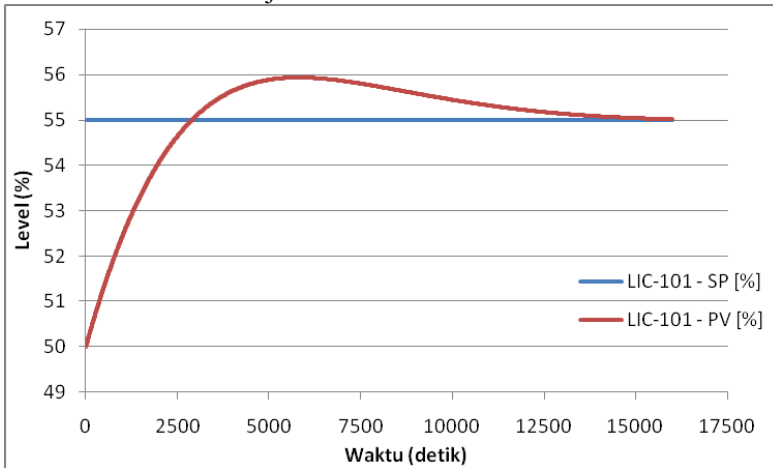


Gambar 4.6 Grafik Uji *Set point* + 5% dengan *cascade*

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji

penambahan *set point* 5% sebesar 8.438%. Nilai IAE pada uji kenaikan *set point* dengan *range* waktu dari 0-25740 detik pertambahan 5% sebesar 14524.7056. Setelah mendapatkan nilai IAE dari uji *close loop* dengan maka bisa dicari juga nilai IAE pada *level* tanpa menggunakan *cascade* dengan *range* waktu yang sama yakni 0-25740 detik.

Berdasarkan Gambar 4.7 grafik uji *set point* +5% tanpa *cascade* didapatkan nilai minimum sebesar 50.0022% sedangkan nilai maksimum dari uji tersebut sebesar 55.9119%.

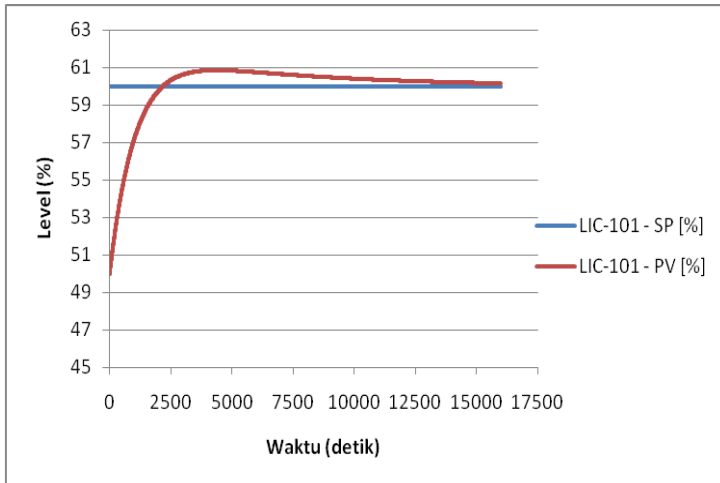


Gambar 4.7 Grafik Uji *Set point* +5% tanpa *cascade*

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max.overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penambahan *set point* 5% sebesar 18.238%. Nilai IAE pada uji kenaikan *set point* dengan *range* waktu dari 0-25740 detik pertambahan 5% sebesar 23599.19. Dengan data keduanya maka bisa dibandingkan antara uji *set point close loop* +5% dengan menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade*. Dari data tersebut maka nilai IAE pada uji *set point* +5% dengan menggunakan *cascade* lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan *cascade*.

4.2.2 Uji *Set point Level +10%*

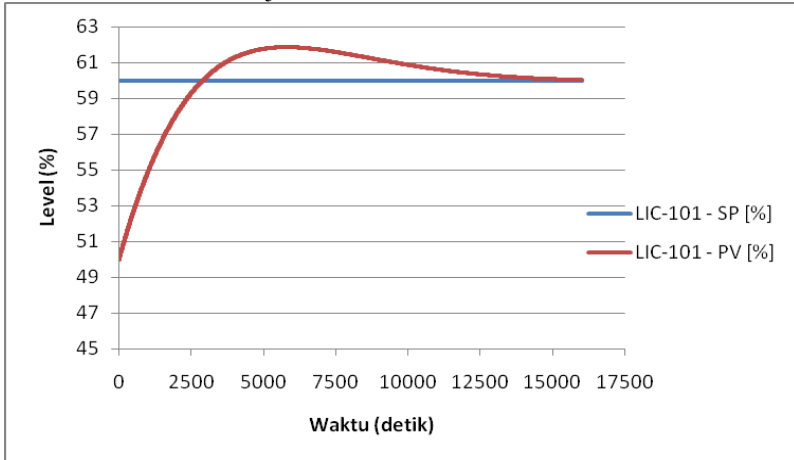
Setelah melakukan uji penambahan *set point* 5% maka selanjutnya adalah uji *set point* dengan penambahan sebesar +10%. Kondisi awal dari *level* pada plant adalah 50% kemudian dinaikkan sebesar 10% menjadi 60%. Berdasarkan Gambar 4.8 grafik uji *set point* +10% didapatkan nilai minimum *level* setelah setelah mengalami kenaikan 10% sebesar 50.0044% sedangkan nilai maksimum setelah mengalami kenaikan 10% sebesar 60.8433%.



Gambar 4.8 Grafik Uji *Set point* + 10% dengan *cascade*

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penambahan *set point* 10% sebesar 8.433%. Nilai IAE pada uji kenaikan *set point* dengan *range* waktu dari 0-30516 detik pertambahan 10% sebesar 29004.9. Setelah mendapatkan nilai IAE dari uji *close loop* dengan maka bisa dicari juga nilai IAE pada *level* tanpa menggunakan *cascade* dengan *range* waktu yang sama yakni 0-30516 detik.

Berdasarkan Gambar 4.9 grafik uji set point +10% tanpa cascade didapatkan nilai minimum sebesar 50.0022% sedangkan nilai maksimum dari uji tersebut sebesar 61.8559%.



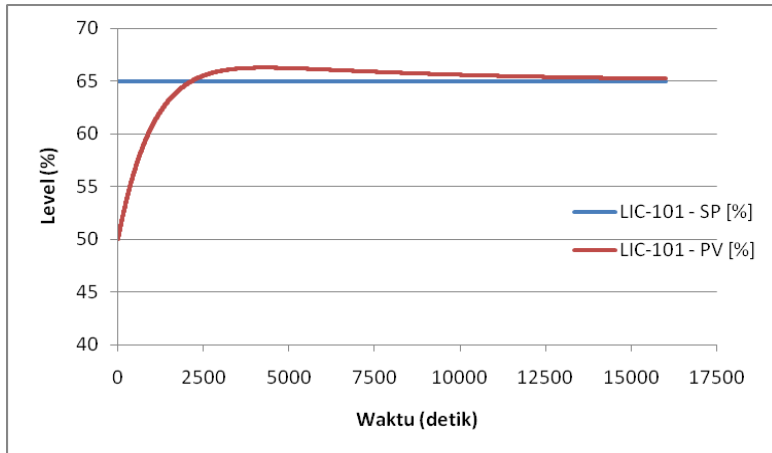
Gambar 4.9 Grafik Uji Set point +10% tanpa cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penambahan set point 10% sebesar 18.559%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-30516 detik pertambahan 10% sebesar 47082.05. Dengan data keduanya maka bisa dibandingkan antara uji set point close loop +10% dengan menggunakan cascade dan tanpa menggunakan cascade. Dari data tersebut maka nilai IAE pada uji set point +10% dengan menggunakan cascade lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan cascade.

4.2.3 Uji Set point Level +15%

Setelah melakukan uji penambahan set point 10% maka selanjutnya adalah uji set point dengan penambahan sebesar +15%. Kondisi awal dari level pada plant adalah 50% kemudian dinaikkan sebesar 15% menjadi 65%. Berdasarkan Gambar 4.10 grafik uji set point +15% didapatkan nilai minimum level setelah

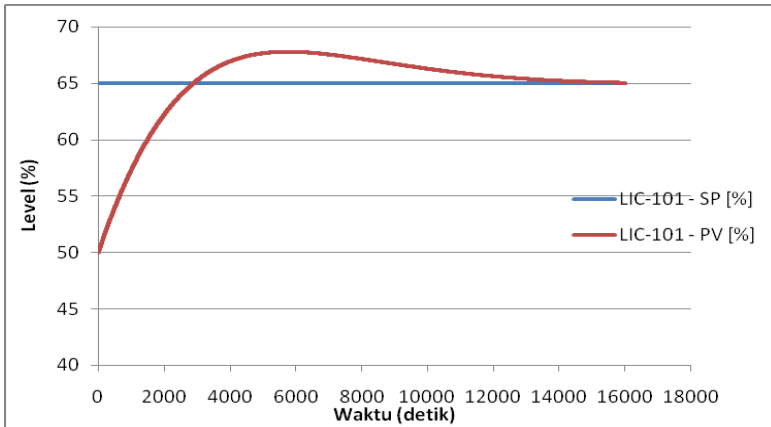
setelah mengalami kenaikan 15% sebesar 50.0044% sedangkan nilai maksimum setelah mengalami kenaikan 15% sebesar 66.2617%.



Gambar 4.10 Grafik Uji Set point + 15% dengan cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan set point 15% sebesar 8.4113%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-28860 detik pertambahan 15% sebesar 43058.04. Setelah mendapatkan nilai IAE dari uji close loop dengan maka bisa dicari juga nilai IAE pada level tanpa menggunakan cascade dengan range waktu yang sama yakni 0-28860 detik.

Berdasarkan Gambar 4.11 grafik uji set point +15% tanpa cascade didapatkan nilai minimum sebesar 50.0022% sedangkan nilai maksimum dari uji tersebut sebesar 67.7837%. Dibawah ini merupakan gambar grafik dari uji close loop tanpa cascade.

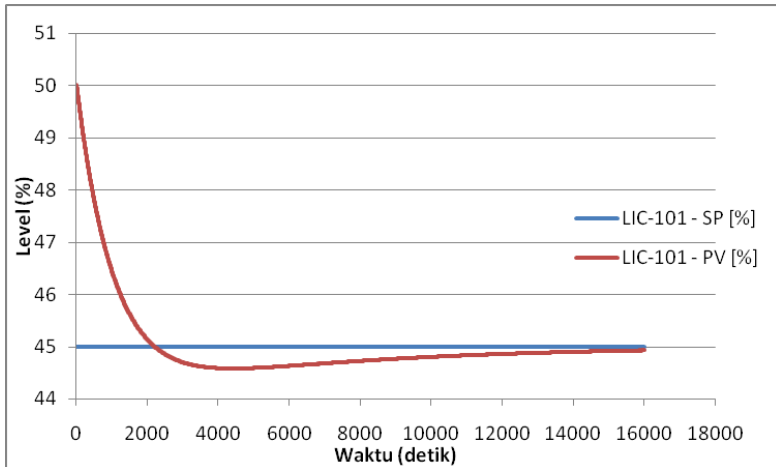


Gambar 4.11 Grafik Uji *Set point* +15% tanpa *cascade*

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penambahan *set point* 15% sebesar 18.558%. Nilai IAE pada uji kenaikan *set point* dengan *range* waktu dari 0-28860 detik pertambahan 15% sebesar 70384.02. Dengan data keduanya maka bisa dibandingkan antara uji *set point close loop* +15% dengan menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade*. Dari data tersebut maka nilai IAE pada uji *set point* +15% dengan menggunakan *cascade* lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan *cascade*.

4.2.4 Uji *Set point Level* -5%

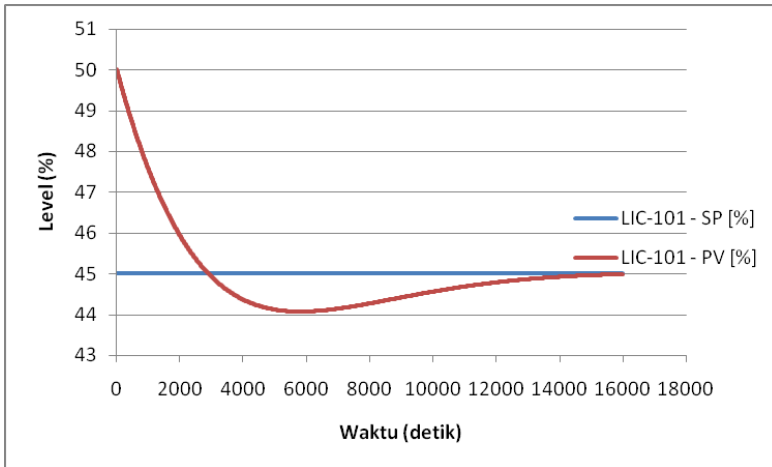
Setelah melakukan uji penambahan *set point* maka selanjutnya adalah uji *set point* dengan pengurangan sebesar -5%. Kondisi awal dari *level* pada plant adalah 50% kemudian diturunkan sebesar 5% menjadi 45%. Berdasarkan Gambar 4.12 grafik uji *set point* -5% didapatkan nilai minimum *level* setelah setelah mengalami penurunan 5% sebesar 44.5869% sedangkan nilai maksimum setelah mengalami penurunan 5% sebesar 50.0044%.



Gambar 4.12 Grafik Uji *Set point* -5% dengan *cascade*

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan *set point* 5% sebesar 8.262%. Nilai IAE pada uji kenaikan *set point* dengan *range* waktu dari 0-27773.5 detik penurunan 5% sebesar 14230.83. Setelah mendapatkan nilai IAE dari uji *close loop* dengan maka bisa dicari juga nilai IAE pada *level* tanpa menggunakan *cascade* dengan *range* waktu yang sama yakni 0-27773.5 detik.

Berdasarkan Gambar 4.13 grafik uji *set point* -5% tanpa *cascade* didapatkan nilai minimum sebesar 44.0814% sedangkan nilai maksimum dari uji tersebut sebesar 50.0022%. Dibawah ini merupakan gambar grafik dari uji *close loop* tanpa *cascade*.

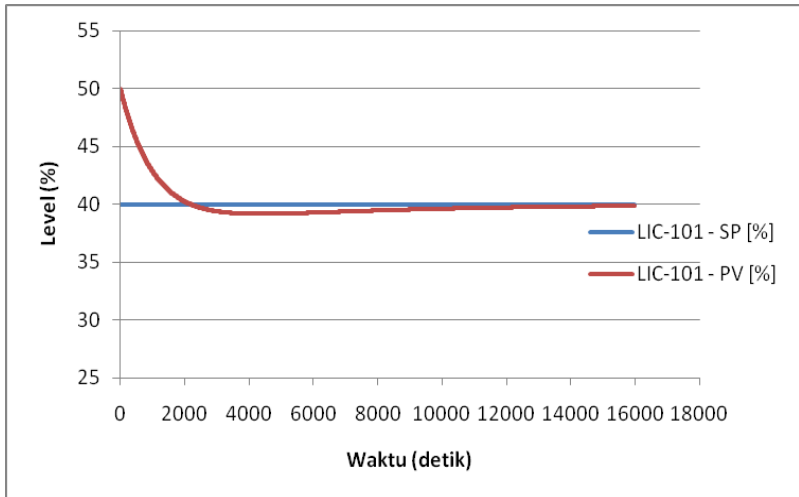


Gambar 4.13 Grafik Uji Set point -5% tanpa cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan set point 5% sebesar 18.372%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-27773.5 detik penurunan 5% sebesar 23520.15. Dengan data keduanya maka bisa dibandingkan antara uji set point close loop -5% dengan menggunakan cascade dan tanpa menggunakan cascade. Dari data tersebut maka nilai IAE pada uji set point -5% dengan menggunakan cascade lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan cascade.

4.2.5 Uji Set point Level -10%

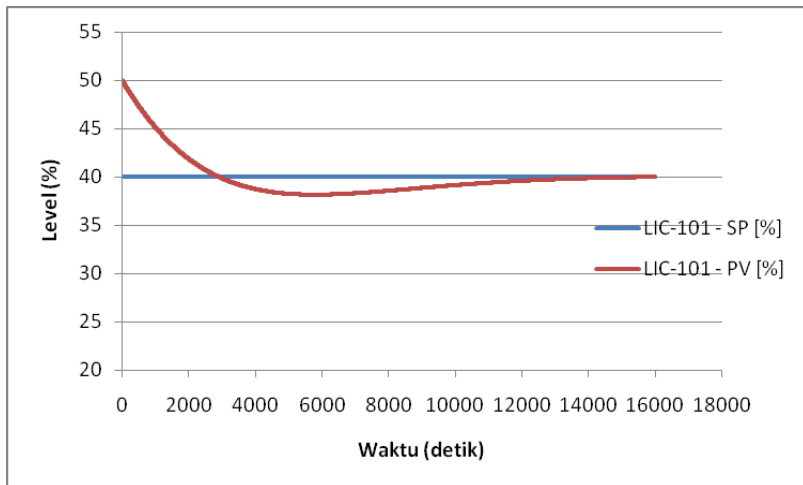
Setelah melakukan uji pengurangan set point 5% maka selanjutnya adalah uji set point dengan pengurangan sebesar 10%. Kondisi awal dari level pada plant adalah 50% kemudian diturunkan sebesar 10% menjadi 40%. Berdasarkan Gambar 4.14 grafik uji set point -10% didapatkan nilai minimum level setelah setelah mengalami penurunan 10% sebesar 39.1637% sedangkan nilai maksimum setelah mengalami penurunan 10% sebesar 50.0044%.



Gambar 4.14 Grafik Uji Set point -10% dengan cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan set point 10% sebesar 8.363%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-29760.5 detik penurunan 10% sebesar 28592.64. Setelah mendapatkan nilai IAE dari uji close loop dengan maka bisa dicari juga nilai IAE pada level tanpa menggunakan cascade dengan range waktu yang sama yakni 0-29760.5 detik.

Berdasarkan Gambar 4.15 grafik uji set point -10% tanpa cascade didapatkan nilai minimum sebesar 38.156% sedangkan nilai maksimum dari uji tersebut sebesar 50.0022%. Dibawah ini merupakan gambar grafik dari uji close loop tanpa cascade.



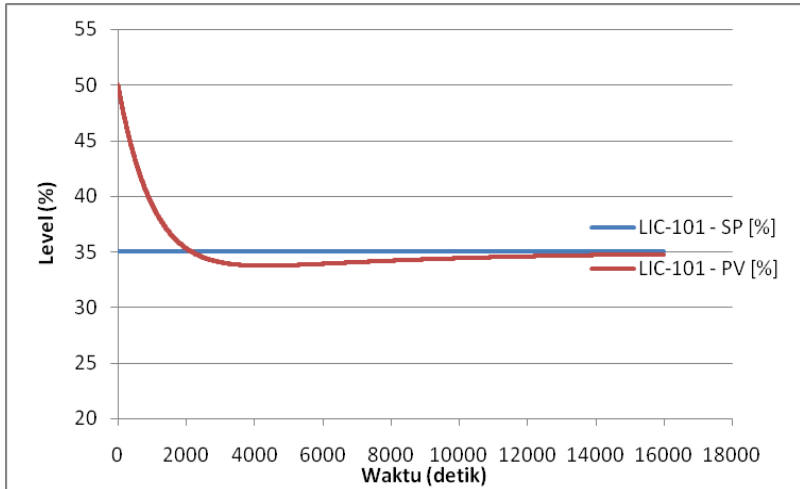
Gambar 4.15 Grafik Uji Set point -10% tanpa cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan set point 10% sebesar 18.44%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-29760.5 detik penurunan 10% sebesar 47019.59. Dengan data keduanya maka bisa dibandingkan antara uji set point close loop -10% dengan menggunakan cascade dan tanpa menggunakan cascade. Dari data tersebut maka nilai IAE pada uji set point -10% dengan menggunakan cascade lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan cascade.

4.2.6 Uji Set point Level -15%

Setelah melakukan uji pengurangan set point 10% maka selanjutnya adalah uji set point dengan pengurangan sebesar 15%. Kondisi awal dari level pada plant adalah 50% kemudian diturunkan sebesar 15% menjadi 35%. Berdasarkan Gambar 4.16 grafik uji set point -15% didapatkan nilai minimum level setelah setelah mengalami penurunan 15% sebesar 33.7467% sedangkan

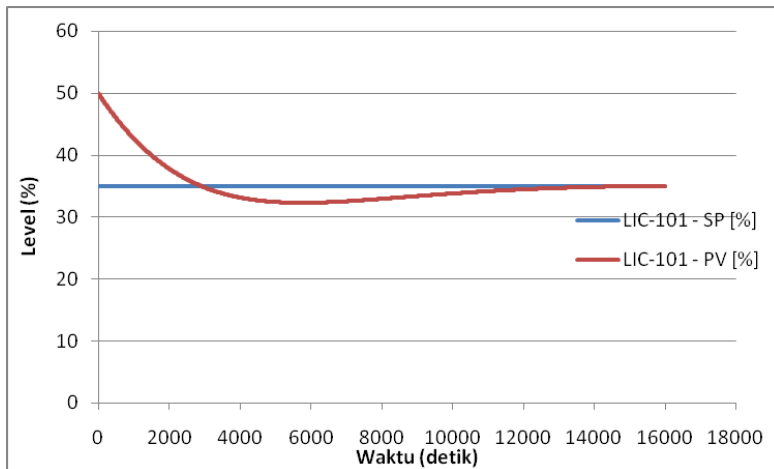
nilai maksimum setelah mengalami penurunan 15% sebesar 50.0044%.



Gambar 4.16 Grafik Uji Set point -15% dengan cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan set point 15% sebesar 8.3553%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-36691 detik penurunan 15% sebesar 42846.17. Setelah mendapatkan nilai IAE dari uji *close loop* dengan maka bisa dicari juga nilai IAE pada level tanpa menggunakan cascade dengan range waktu yang sama yakni 0-36691 detik.

Berdasarkan Gambar 4.17 grafik uji set point -15% tanpa cascade didapatkan nilai minimum sebesar 32.2282% sedangkan nilai maksimum dari uji tersebut sebesar 50.0022%. Dibawah ini merupakan gambar grafik dari uji *close loop* tanpa cascade.



Gambar 4.17 Grafik Uji Set point -15% tanpa cascade

Dari data yang didapat maka akan diperoleh nilai dari IAE dan *max. overshoot*. Nilai *max. overshoot* dari uji penurunan set point 15% sebesar 18.47867%. Nilai IAE pada uji kenaikan set point dengan range waktu dari 0-36691detik penurunan 15% sebesar 70335.75. Dengan data keduanya maka bisa dibandingkan antara uji set point close loop -15% dengan menggunakan cascade dan tanpa menggunakan cascade. Dari data tersebut maka nilai IAE pada uji set point -15% dengan menggunakan cascade lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan cascade.

4.3 Pembahasan

Setelah dilakukan uji close loop dan uji open loop pada steam drum, didapatkan nilai parameter dari tuning PID Zigler Nichols berupa nilai K_c , τ_i , τ_D dari masing-masing pengendali. Pada uji open loop LIC-100 cascade nilai dari parameter tuning akan dipakai untuk uji sistem close loop. Pada pemodelan plant untuk cascade tuning yang digunakan pada level, flow maupun temperatur adalah tuning PI. Nilai K_c yang digunakan pada model plant cascade di level sebesar 0.146. Sedangkan nilai T_i di

level sebesar 117. Untuk nilai K_c dan T_i pada *cascade* FIC-101 adalah 0.738 dan 5.56e-002 dengan mode *cascade*. Untuk nilai K_c dan T_i pada *cascade* FIC-100 adalah 5.953e-004 dan 6.66 mode auto.

Untuk plant *steam drum* tanpa menggunakan *cascade* jenis *tuning* yang digunakan adalah PID dengan nilai K_c , τ_i , τ_D yakni 0.195, 70, dan 17.5. Dengan adanya perbedaan parameter *tuning* pada *steam drum* maka akan menghasilkan reaksi yang berbeda pula. Hasil yang didapatkan dari uji *close loop set point* yakni berupa data nilai maksimum dan minimum yang nantinya akan dibuat grafik. Dari grafik akan didapatkan nilai IAE (*Integral Absolute Error*) dan *max. overshoot*. Nilai IAE dari keseluruhan pengendalian didapatkan bahwa IAE dengan menggunakan *cascade* mempunyai nilai yang lebih kecil dibandingkan nilai IAE tanpa menggunakan *cascade*. Selain itu didapatkan juga bahwa dari keseluruhan pengendalian nilai *max. overshoot* yang menggunakan *cascade* lebih kecil dibandingkan dengan tanpa menggunakan *cascade*. Maka bisa dikatakan untuk penggunaan *tuning* PID tidak cocok digunakan pada sistem *cascade*.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB V

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Setelah melakukan perancangan sistem pengendalian *level* pada *steam drum* dengan menggunakan pengendalian PID di PT Indonesia Power serta melakukan uji *open loop* dan *close loop* dari model *plant* yang telah dibuat maka dapat disimpulkan beberapa hal antara lain:

1. Telah dilakukan pemodelan *steam drum* dengan *software* Aspen HYSYS 7.3 pada pengendalian *level* baik yang menggunakan sistem *cascade* maupun tanpa *cascade*
2. Diperolehnya nilai parameter *tuning* pada loop pengendalian LIC-100 melalui metode Zigler Nichols yakni nilai K_c sebesar 0.194601581; τ_i sebesar 70; τ_D sebesar 17.5 untuk *tuning* PID, sedangkan *tuning* PI K_c sebesar 0.145951186; τ_i sebesar 116.6666667.
3. Nilai dari uji *set point* berupa kenaikan dan penurunan *set point Level* sebesar $\pm 5\%$, $\pm 10\%$, dan $\pm 15\%$. Untuk pengendalian *level* ada dua jenis yang dibandingkan yakni menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade*.
4. Nilai maksimum berdasarkan menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade* dari uji *set point level* +5% adalah 55.4219% dan 55.9119%. Untuk +10% sebesar 60.8433% dan 61.8559%. Untuk +15% sebesar 66.2617% dan 67.7837%. Nilai minimum dari uji *set point level* +5%, +10%, +15% adalah 50.0044% menggunakan *cascade* dan 50.0022%
5. Nilai maksimum berdasarkan menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade* dari uji *set point level* -5%, -10%, -15% adalah 50.0044% dan 50.0022%. Nilai minimum untuk -5% sebesar 44.5869% dan 44.0814%. Untuk -10% sebesar 39.1637% dan 38.156%. Untuk -15% sebesar 33.7467% dan 32.2282%.

6. Nilai IAE berdasarkan menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade* sebagai berikut: untuk +5% sebesar 14524.7056 dan 23599.19, untuk +10% sebesar 29004.9 dan 47082.05, untuk +15% sebesar 43058.04 dan 70384.02, untuk -5% sebesar 14230.83 dan 23520.15, untuk -10% sebesar 28592.64 dan 47019.59, untuk -15% sebesar 42846.17 dan 70335.75.
7. Nilai *max. overshoot* berdasarkan menggunakan *cascade* dan tanpa menggunakan *cascade* sebagai berikut: untuk +5% sebesar 8.438% dan 18.238%, untuk +10% sebesar 8.433% dan 18.559%, untuk +15% sebesar 8.4113% dan 18.558%, untuk -5% sebesar 8.262% dan 18.372%, untuk -10% sebesar 8.363% dan 18.44%, untuk -15% sebesar 8.3553% dan 18.47867%.

5.2 Saran

Saran yang diberikan dalam tugas akhir ini adalah perhatikan nilai *tuning* pada saat memodelkan suatu *plant* dengan *software* Aspen HYSYS karena ketika *sensitifitas* suatu *plant* bergantung pada jenis *tuning* yang digunakan dan nilai parameter *tuning*.

LAMPIRAN
DATA PORPERTI STEAM DRUM

No.	Variabel	$\dot{m}$ (kg/s)	T (°C)	P (bar)	ρ (kg/m ³)	h (kj/kg)
1	Feedwater	50,83	120	90	943,396	503,71
2	Steam out	47,23	500	93	26,2709	3387,73
3	Level	0,771 meter				
No	Dimensi	Nominal				
1	Panjang	8,47 meter				
2	Diameter	1,675 meter				
3	Volume total	18,86 meter ³				

**Tabel Hasil Pengambilan Data Pada Steam Drum PT
Indonesi Power UBP Sub Unit Perak Grati**

No	Laju Massa Air		Laju Massa Uap		Set Point
	T/H	kg/s	T/H	kg/s	Meter
1	46	12.78	39	10.83	0.674
2	48	13.33	42	11.67	0.762
3	54	15.00	45	12.50	0.792
4	57	15.83	49	13.61	0.582
5	57	15.83	51	14.17	0.567
6	58	16.11	55	15.28	0.581
7	62	17.22	55	15.28	0.541
8	62	17.22	58	16.11	0.53
9	63	17.50	59	16.39	0.792
10	64	17.78	59	16.39	0.81
11	68	18.89	60	16.67	0.731
12	69	19.17	61	16.94	0.743
13	71	19.72	62	17.22	0.782
14	72	20.00	63	17.50	0.711
15	73	20.28	65	18.06	0.626
16	77	21.39	68	18.89	0.674
17	78	21.67	69	19.17	0.762
18	79	21.94	70	19.44	0.581
19	79	21.94	70	19.44	0.541
20	80	22.22	71	19.72	0.731
21	82	22.78	73	20.28	0.743
22	83	23.06	74	20.56	0.782
23	85	23.61	74	20.56	0.684

24	86	23.89	78	21.67	0.631
25	86	23.89	78	21.67	0.582
26	89	24.72	79	21.94	0.723
27	90	25.00	81	22.50	0.768
28	91	25.28	82	22.78	0.586
29	93	25.83	82	22.78	0.574
30	95	26.39	85	23.61	0.626
31	95	26.39	88	24.44	0.711
32	96	26.67	88	24.44	0.78
33	98	27.22	89	24.72	0.792
34	99	27.50	91	25.28	0.62
35	100	27.78	91	25.28	0.711
36	101	28.06	92	25.56	0.78
37	103	28.61	94	26.11	0.792
38	106	29.44	95	26.39	0.62
39	106	29.44	96	26.67	0.567
40	108	30.00	98	27.22	0.581
41	109	30.28	99	27.50	0.89
42	111	30.83	100	27.78	0.53
43	113	31.39	102	28.33	0.481
44	115	31.94	102	28.33	0.91
45	116	32.22	104	28.89	0.781
46	119	33.06	107	29.72	0.83
47	119	33.06	109	30.28	0.72
48	120	33.33	111	30.83	0.711
49	120	33.33	111	30.83	0.526
50	122	33.89	113	31.39	0.656

51	122	33.89	114	31.67	0.732
52	123	34.17	115	31.94	0.861
53	124	34.44	117	32.50	0.63
54	125	34.72	118	32.78	0.71
55	128	35.56	119	33.06	0.743
56	128	35.56	120	33.33	0.782
57	130	36.11	120	33.33	0.541
58	130	36.11	123	34.17	0.731
59	132	36.67	124	34.44	0.743
60	134	37.22	127	35.28	0.782
61	134	37.22	127	35.28	0.684
62	135	37.50	127	35.28	0.674
63	138	38.33	129	35.83	0.762
64	139	38.61	130	36.11	0.792
65	139	38.61	130	36.11	0.711
66	140	38.89	131	36.39	0.67
67	143	39.72	133	36.94	0.632
68	143	39.72	134	37.22	0.6
69	144	40.00	135	37.50	0.567
70	145	40.28	137	38.06	0.541
71	149	41.39	138	38.33	0.811
72	149	41.39	139	38.61	0.531
73	150	41.67	140	38.89	0.481
74	152	42.22	140	38.89	0.91
75	153	42.50	142	39.44	0.781
76	157	43.61	144	40.00	0.83
77	158	43.89	145	40.28	0.72

78	162	45.00	146	40.56	0.711
79	162	45.00	147	40.83	0.526
80	167	46.39	148	41.11	0.656
81	169	46.94	152	42.22	0.732
82	169	46.94	153	42.50	0.861
83	173	48.06	156	43.33	0.573
84	173	48.06	157	43.61	0.81
85	175	48.61	160	44.44	0.743
86	179	49.72	161	44.72	0.782
87	180	50.00	164	45.56	0.72
88	180	50.00	165	45.83	0.711
89	181	50.28	169	46.94	0.526
90	183	50.83	170	47.22	0.656

MODEL SUMMARY GRID HYSYS V 7.3

Model Summary Grid					
	BFW	Steam Input SH	Blow Down W/water	Steam Output SH	Blow Down W/water
Name	BFW	Steam Input SH	Blow Down W/water	Steam Output SH	Blow Down W/water
Group					
Pressure [bar]	50.0015	50.0015	50.0015	50.0015	49.6568
Temperature [C]	120	263.933	263.933	500.004	263.501
Mass Flow [kg/s]	52.6509	49.634	3.01643	49.634	3.01643
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	189.926	179.043	10.8811	179.043	10.8811
Vapor / Phase Fraction	0	1	0	1	0.00130371
Molar Enthalpy [kcal/kgmole]	-66356.8	-56444.1	-63568.9	-53692.7	-63568.9
Utility Type					
Stream Price Factor					
Stream Price Basis	Molar Flow	Molar Flow	Molar Flow	Molar Flow	Molar Flow
Cost Flow [Cost/hr]					
Click here to change the grid orientation					
Case Streams / Heater/Cooler / Separator / Valve					

CONFIGURATION LIC-101

PID Controller: LIC-101

Parameters

Configuration

- Advanced
- Autotuner
- IMC Design
- Scheduling
- Alarms
- PV Conditioning
- Signal Processing
- FeedForward
- Model Testing
- Initialization

Operational Parameters

Action: ☒ Reverse ☐ Direct

SP Mode: ☒ Local ☐ Remote

Mode	Auto
Execution	Internal
SP	50.00 %
PV	50.00 %
OP	51.78 %

Range

PV Minimum	0.0000 %
PV Maximum	100.0000 %

Tuning Parameters

Kc	0.146
Ti	117
Td	0.000

Algorithm Type

Hysys

Algorithm Subtype

PID Velocity Form

Connections **Parameters** Monitor Stripchart User Variables Notes

OK

Delete Face Plate...

CONFIGURATION FIC-101

PID Controller: FIC-101

Parameters

Configuration

- Advanced
- Autotuner
- IMC Design
- Scheduling
- Alarms
- PV Conditioning
- Signal Processing
- FeedForward
- Model Testing
- Initialization

Operational Parameters:

Action: ☒ Reverse ☐ Direct

SP Mode: ☐ Local ☒ Remote

Mode	Casc
Execution	Internal
SP	52.64 kg/s
PV	52.64 kg/s
OP	51.78 %

Range

PV Minimum	0.0000 kg/s
PV Maximum	101.6600 kg/s

Tuning Parameters

Kc	0.738
Ti	5.56e-002
Td	<empty>

Algorithm Type

Hysys

Algorithm Subtype

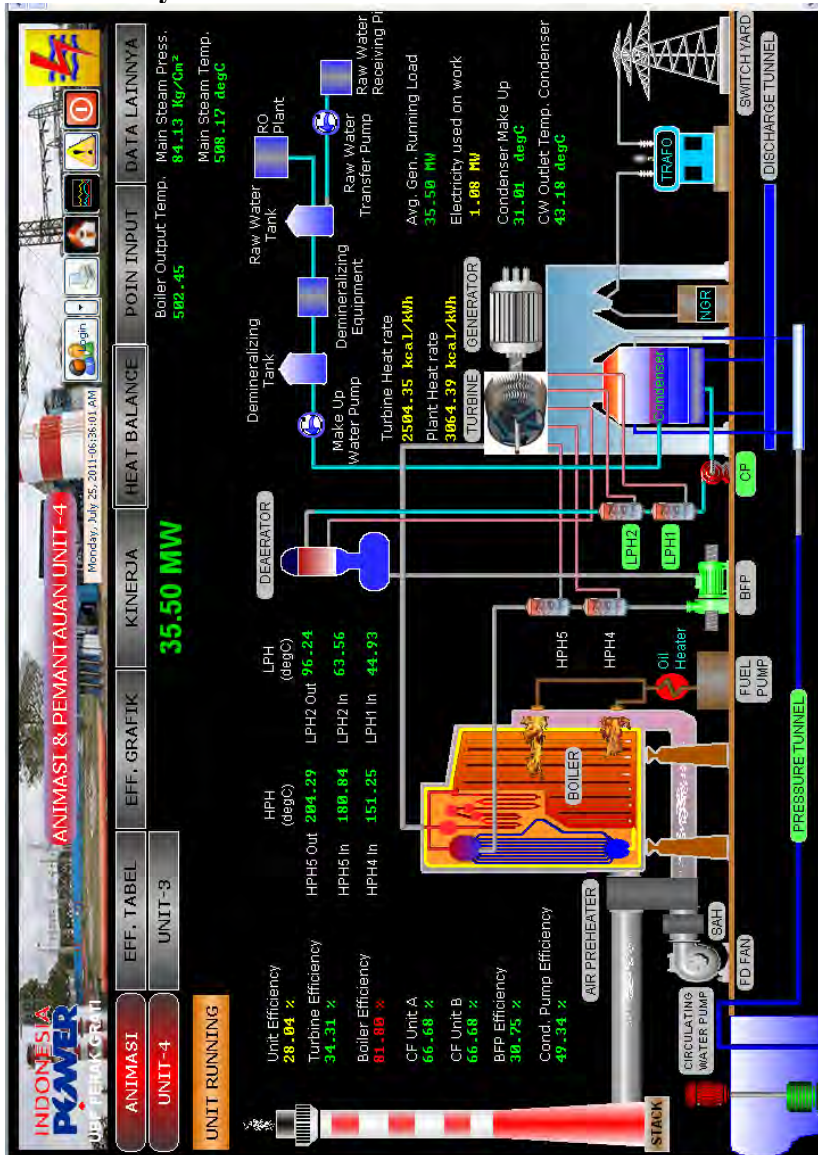
PID Velocity Form

Connections **Parameters** Monitor Stripchart User Variables Notes

OK

Delete Face Plate... Control Valve...

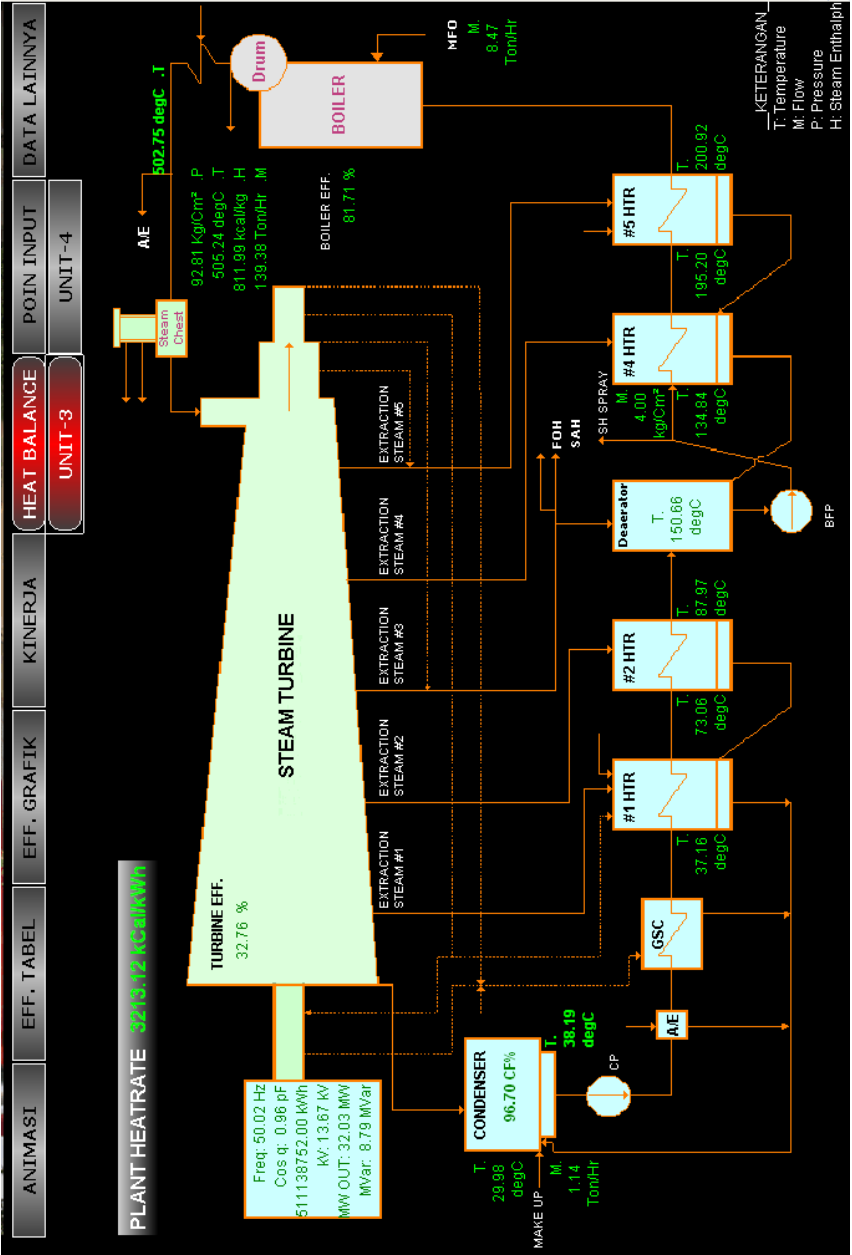
Lay-Out Control Room PLTU IP Perak



UNIT 3

UNIT 4

Main Steam Flow : 139.32 Ton/Hr Feed Water Flow : 148.35 Ton/Hr SAH Flow : 2438.94 Kg/Hr SH Spray Water Flow : 4.00 Ton/Hr MakeUp Water Flow : 1.15 Ton/Hr MFO Flow : 8.48 Ton/Hr FLO Flow : 0.00 Ton/Hr Vacuum Cond : 697.68 mmHg Gas Inlet HTR Flow : 150.01 Ton/Hr Gas Outlet HTR Flow : 154.16 Ton/Hr Air Inlet HTR Flow : 155.63 Ton/Hr Air Outlet HTR Flow : 141.54 Ton/Hr Blowdown Flow : 0.00 Ton/Hr Soot Blower Flow : 0.00 Ton/Hr Air Flow : 45.23 Ton/Hr Atomizing Steam Flow : 6.16 Ton/Hr	Main Steam Temp : 505.38 degC Boiler Out Steam Temp : 503.04 degC LP#2 Inlet Water Temp : 73.13 degC LP#2 Outlet Water Temp : 88.03 degC HP#4 Inlet Water Temp : 134.54 degC HP#5 Inlet Water Temp : 135.79 degC HP#5 Outlet Water Temp : 200.92 degC AH Inlet Air Temp : 60.21 degC AH Outlet Air Temp : 293.96 degC AH Inlet Gas Temp : 421.72 degC AH Outlet Gas Temp : 157.08 degC CW Inlet Cond. Temp : 29.91 degC CW Outlet Cond. Temp : 38.19 degC Exhaust Hood Temp : 41.05 degC Hotwel Cond. Temp : 37.16 degC Feed Water Temp : 200.92 degC SAH Temp : 178.75 degC FD Fan : 39.00 degC	Main Steam Flow : 147.80 Ton/Hr Feed Water Flow : 152.63 Ton/Hr SAH Flow : 4190.11 Kg/Hr SH Spray Water Flow : 4.00 Ton/Hr MakeUp Water Flow : 0.88 Ton/Hr MFO Flow : 8.16 Ton/Hr FLO Flow : 0.00 Ton/Hr Vacuum Cond : 686.32 mmHg Gas Inlet HTR Flow : 162.68 Ton/Hr Gas Outlet HTR Flow : 177.89 Ton/Hr Air Inlet HTR Flow : 163.49 Ton/Hr Air Outlet HTR Flow : 153.26 Ton/Hr Blowdown Flow : 1.00 Ton/Hr Soot Blower Flow : 0.00 Ton/Hr Air Flow : 66.68 Ton/Hr Atomizing Steam Flow : 5.93 Ton/Hr	Main Steam Temp : 508.17 degC Boiler Out Steam Temp : 502.16 degC LP#2 Inlet Water Temp : 63.49 degC LP#2 Outlet Water Temp : 96.31 degC HP#4 Inlet Water Temp : 151.39 degC HP#5 Inlet Water Temp : 181.14 degC HP#5 Outlet Water Temp : 204.14 degC AH Inlet Air Temp : 71.36 degC AH Outlet Air Temp : 316.08 degC AH Inlet Gas Temp : 418.05 degC AH Outlet Gas Temp : 150.84 degC CW Inlet Cond. Temp : 31.01 degC CW Outlet Cond. Temp : 43.11 degC Exhaust Hood Temp : 45.89 degC Hotwel Cond. Temp : 44.86 degC Feed Water Temp : 204.14 degC SAH Temp : 184.47 degC FD Fan : 300.00 degC
BFP Outlet Press : 116.74 Kg/Cm² Feed Water Press : 87.15 Kg/Cm² Main Steam Press : 92.84 Kg/Cm² SH Steam Press : 99.09 Kg/Cm² Inlet Air AH Press : 672.44 mmH2O Outlet Air AH Press : 381.88 mmH2O Inlet Gas AH Press : 382.92 mmH2O Outlet Gas AH Press : 63.25 mmH2O Atomizing Steam Press : 7.81 Kg/Cm²	Current 3 Phase Avg. : 1.41 kA KWh : 611138692.00 kWh Voltage LL Avg. : 13.65 kV Real Power Total : 32.05 MW Reactive Power Total : 9.08 MVar Power Factor Total : 0.96 pF Frequency : 60.05 Hz	BFP Outlet Press : 121.50 Kg/Cm² Feed Water Press : 86.01 Kg/Cm² Main Steam Press : 83.96 Kg/Cm² SH Steam Press : 96.13 Kg/Cm² Inlet Air AH Press : 451.63 mmH2O Outlet Air AH Press : 378.02 mmH2O Inlet Gas AH Press : 148.78 mmH2O Outlet Gas AH Press : 37.27 mmH2O Atomizing Steam Press : 9.71 Kg/Cm²	Current 3 Phase Avg. : 1.52 kA KWh : 45593335.00 kWh Voltage LL Avg. : 13.67 kV Real Power Total : 35.55 MW Reactive Power Total : 5.69 MVar Power Factor Total : 0.99 pF Frequency : 60.06 Hz
Status Burner B1 : OFF Status Burner B2 : FIRE Status Burner B3 : FIRE Status Burner A1 : FIRE Status Burner A2 : FIRE Status Burner A3 : FIRE	Incoming Current Avg. : 0.21 kA Incoming KWh : 17.77 kWh Incoming Voltage LL Avg. : 3.23 kV Incoming Real Power Total : 1.08 kW Incoming Reactive Power Total : 5.25 MVar Incoming Power Factor Total : 0.90 pF Incoming Frequency : 60.05 Hz	Status Burner B1 : FIRE Status Burner B2 : FIRE Status Burner B3 : FIRE Status Burner A1 : FIRE Status Burner A2 : FIRE Status Burner A3 : FIRE	Status Burner B1 : FIRE Status Burner B2 : FIRE Status Burner B3 : FIRE Status Burner A1 : FIRE Status Burner A2 : FIRE Status Burner A3 : FIRE



Gambar Field Instrument Steam Drum PLTU PT Indonesia Power Perak



Totalizer C-2-2



Flow Controller FC-11



Level Controller LC-10-1



Flow Steam Transmitter FX-2



Flow Feed Water
Transmitter FX-11



Level Transmitter LX-10



Feed Water Control Valve



Steam Drum

BIODATA PENULIS



Penulis dilahirkan di Bekasi, 21 November 1988. Penulis menempuh pendidikan formal di SDN Jaya XIV, SMPN 3 Bekasi, dan SMAN 1 Bekasi. Tahun 2007 penulis mengikuti Seleksi Mahasiswa SPMB di Bekasi dan Alhamdulillah diterima di Jurusan Teknik Fisika sebagai mahasiswa angkatan 2007 (F42), Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS) Surabaya dengan NRP 2407 100 089. Apabila ada pertanyaan tentang Tugas Akhir penulis, dapat menghubungi 085694364252

dan email riankuara10@gmail.com