

Simulasi Unjuk Kerja Sistem Kendali PID Pada Proses Evaporasi Dengan Sirkulasi Paksa

Ade Elbani

Jurusan Teknik Elektro Fakultas Teknik,
Universitas Tanjungpura Pontianak
e-mail : adeelbani@yahoo.com

Abstract– Proses evaporasi sering sekali digunakan pada industri-industri yang berskala besar, terutama industri proses. Evaporasi adalah suatu proses kejadian fisika yang mana tidak terjadi perubahan komposisi pada struktur zat, dengan dasar proses kondensasi atau perubahan embun menjadi air. Pada penelitian ini proses akan dilakukan dengan sistem simulasi, dimana akan menggunakan simulink pada program Matlab guna merepresentasi sistem proses evaporasi yang nyata. Untuk mempercepat proses kondensasinya, hal ini dilakukan dengan metode sirkulasi paksa, yakni proses evaporasi dilakukan dengan mengalirkan air pada kolom-kolom destilasi yang tersedia.

Agar hasil yang diharapkan lebih optimal, maka pada penelitian ini akan digunakan pengendali dengan jenis PID. Pada pengendali ini terdapat tiga mode pengendali, yaitu proporsional, integral dan derivatif (PID), dimana kesemua ini merupakan pengendali yang kontinyu. Pengendali ini dirasa cocok untuk diterapkan pada sistem ini, dimana pada proses evaporasi berlangsung lama. Adapun instrument yang dikendalikan pada sistem ini berupa masukan steam, cooler water serta beberapa produk akhir, yang kesemua ini menjadi suatu sistem kendali multi-input dan multi-output (MIMO).

Dari hasil yang diperoleh, ternyata dengan sistem kendali lup tertutup akan memperlihatkan unjuk kerja yang lebih baik dari pada lup terbuka, serta beberapa hasil yang diperoleh proses evaporasi telah memperlihatkan performansi atau unjuk kerja yang baik dan stabil dengan menggunakan pengendali dengan mode Proportional dan Integral (PI).

Keywords– Kendali PID, Evaporasi, Metoda evaporasi sirkulasi paksa, Kondensasi.

1. Pendahuluan

Pada industri skala besar, proses evaporasi sering digunakan. Hal ini merupakan salah satu proses fisika guna menganalisa suatu obyek. Sering sekali kejadian proses ini tmendapatkan hasil yang idak optimal, jika dilakukan dengan begitu saja atau tanpa dikendalikan, dengan sistem kendali yang tepat maka produk hasil dari proses akan bisa dioptimalkan.

Agar hasil yang diharapkan lebih optimal, maka pada penelitian ini akan digunakan pengendali dengan jenis PID. Pada pengendali ini terdapat tiga mode yaitu proporsional, integral dan derivatif (PID), yang kesemua ini adalah merupakan pengendali kontinyu.

Pada proses evaporasi, akan berlangsung lama untuk itu Pengendali ini dirasa cocok untuk diterapkan pada sistem ini. Instrument yang dikendalikan pada sistem ini adalah masukan steam, cooler water serta keluaran berupa produk akhir, yang kesemua ini menjadikan sistem dua input dan beberapa output (MIMO).

Pada penelitian ini akan dilakukan simulasi dengan toolbox simulink pada program Matlab, guna keperluan analisis sistem. Perlakuan pada proses kendali ini adalah dengan evaporasi paksa, yakni mengalirkan air pada kolom-kolom destilasi.

Ada beberapa metoda analisis, misalnya dengan destilasi kolom, analisa secara langsung, dan sebagainya. Namun proses evaporasi ini merupakan suatu proses analisis yang sangat teliti. Dengan demikian ketelitian ini akan dimanfaatkan beberapa pabrik untuk keperluan yang tentunya mengharapkan suatu hasil yang sangat presisi. Penelitian ini akan melihat unjuk kerja sistem, khususnya sistem kendali di dalam suatu proses evaporasi secara paksa. Hal ini dilakukan guna melihat performansi kestabilan sistem. Untuk itu fungsi atau perlunya sistem kendali disini merupakan indikasi keberhasilan dalam rangka melakukan proses evaporasi.

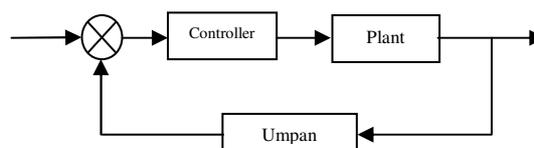
2. Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah :

- Melakukan simulasi proses kendali pada plant Evaporator dengan sistem sirkulasi paksa.
- Melihat respon sistem tanpa dan dengan kendali
- Menganalisis unjuk kerja sistem tanpa kendali dan dengan kendali

3. Sistem Pengendali

Pengendali menghasilkan konfigurasi bertingkat (kaskade) yakni dengan menyisipkannya pada lup yang sudah ada sehingga merupakan bagian dari penguatan dalam rah maju (*forward gain*), seperti ditunjukkan pada gambar berikut :



Gambar 1. Diagram Blok Sistem Kendali

3.1 Mode Pengendali *Proportional Integral Derivative (PID Controller)*

Bentuk persamaan dari Pengendali PID adalah :

$$u(t) = K_p e(t) + \frac{K_p}{T_I} \int_0^t e(t) dt + K_p T_D \frac{de(t)}{dt}$$

dengan :

K_p = konstanta *proportional*

T_I = waktu *integral*

T_D = waktu *diferensial*

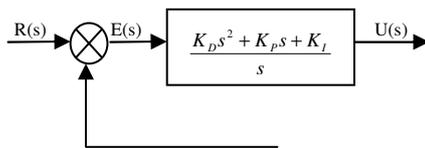
dalam bentuk transformasi *laplace* adalah :

$$U(s) = K_p E(s) + K_I \frac{E(s)}{s} + K_D s E(s)$$

bentuk fungsi alihnya adalah :

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p + \frac{K_I}{s} + K_D s$$

$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_D s^2 + K_p s + K_I}{s}$$



Gambar 2 Diagram Blok Pengendali *PID*

Kombinasi dari masing-masing Pengendali P, I, dan D disebut juga sebagai pengendali PID. Kombinasi ini mempunyai keunggulan yang dipunyai masing-masing Pengendali apabila dipergunakan sendiri-sendiri. Pengendali ini banyak digunakan mengontrol respons sebuah katup pengatur jenis *pneumatic* dan respons *actuator* hidrolik. Tipe D berfungsi untuk mempertinggi kecepatan respons, sedang tipe I mencegah terjadinya kesalahan dalam keadaan dalam keadaan mantap. Pengendali I (*integral*) biasanya dipergunakan bila alat kendali akan dipakai untuk mempertahankan variabel proses agar tetap pada nilai kerja nominalnya, dan juga dalam keadaan dimana perubahan-perubahan variabel hanya disebabkan oleh perubahan beban. Jika masukan ke sebuah Pengendali PID diubah secara berarti (misalnya sewaktu perintah membuka katup agar mencapai posisi aliran nominalnya), maka Pengendali I biasanya ditiadakan atau diperkecil sampai variabel proses mencapai nilai nominalnya. Jika hal ini tidak dilakukan, maka perubahan masukan yang besar ke alat kendali tipe I menyebabkan osilasi yang akan menumpuk pada respon sistem kendali. Respons dari osilasi ini akan berinteraksi terhadap kedua Pengendali P dan D serta menghasilkan respons yang berputar dengan "*settling time*" yang sangat panjang.

3.2 Mode Pengendali *Proportional*

Dalam Pengendali *proportional*, hubungan antara sinyal keluaran pengendali $u(t)$ dengan sinyal kesalahan $e(t)$ adalah :

$$u(t) = K_p e(t)$$

Dalam bentuk transformasi *laplace* adalah :

$$U(s) = K_p E(s)$$

fungsi alih sistem kendali *proportional* adalah :

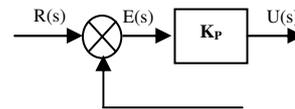
$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_p$$

dengan :

$U(t)$ = Sinyal keluaran pengendali

$E(t)$ = Sinyal kesalahan

K_p = Penguatan *proportional*



Gambar 3 Diagram Blok Pengendali Tipe P (*Proportional*)

Pada dasarnya Pengendali tipe P (*proportional*) adalah suatu penguat (*amplifier*) dengan penguat yang dapat diubah-ubah. Penambahan harga K_p akan menaikkan penguatan sistem sehingga dapat digunakan untuk memperbesar kecepatan respons dan mengurangi e_{ss} (kesalahan keadaan mantap). Pemakaian Pengendali jenis ini saja sering tidak memuaskan karena penambahan K_p selain akan membuat sistem lebih sensitif, tetapi juga cenderung mengakibatkan ketidakstabilan.

3.3 Mode Pengendali *Integral*

Pada Pengendali *integral*, nilai dari keluaran Pengendali $u(t)$ diubah pada laju (*rate*) yang berbanding lurus

dengan sinyal kesalahan $e(t)$, yaitu :

$$\frac{du(t)}{dt} = K_I e(t) \quad \text{dengan demikian}$$

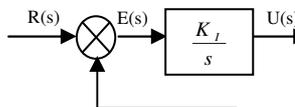
$$u(t) = \int_0^t K_I e(t) dt$$

Dalam bentuk transformasi *laplace* adalah :

$$U(s) = K_I \frac{E(s)}{s}$$

$$\frac{U(s)}{E(s)} = \frac{K_I}{s}$$

dengan K_I adalah konstanta *integral*.



Gambar 4. Diagram Blok Pengendali tipe I (*Integral*)

Pengendali tipe I dimaksudkan untuk menghilangkan kesalahan posisi dalam keadaan mantap. Pengendali ini biasanya digunakan bersama tipe P + D, namun dalam hal-hal dimana kecepatan respons dan ketidakstabilan bukan merupakan masalah, tipe P + I sudah cukup. Walaupun demikian, penambahan tipe P perlu mendapat perhatian karena efeknya mengurangi kestabilan.

3.4 Mode Pengendali *Derivative (D)*

Pada Pengendali *derivative* atau *diferensial* nilai keluaran pengendali $U(s)$ merupakan fungsi *diferensial* dari sinyal kesalahan $e(s)$, yaitu :

$$U(t) = K_D \frac{de(t)}{dt}$$

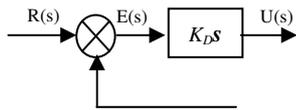
dalam transformasi laplace diperoleh :

$$U(s) = K_D s E(s)$$

fungsi alihnya adalah :

$$\frac{U(s)}{E(s)} = K_D s$$

yang mana K_D merupakan konstanta diferensial.



Gambar 5. Diagram Blok Pengendali Tipe D (*Derferensial*)

Pengendali jenis ini digunakan untuk memperbaiki prestasi respons transien sebuah sistem kontrol. Mode ini selalu disertai oleh tipe P; sedang tipe I hanya digunakan bila diperlukan. Pengendali tipe D sangat bermanfaat sebab responnya terhadap laju perubahan kesalahan menghasilkan koreksi yang berarti sebelum kesalahan tersebut bertambah besar, jadi efeknya adalah menghasilkan tindakan Pengendalian yang cepat. Hal ini sangat penting bagi sistem kontrol yang perubahan bebannya terjadi secara tiba-tiba, karena dapat menghasilkan sinyal Pengendali selama kesalahan (*error*) berubah. Karena tipe D ini melawan perubahan-perubahan yang terjadi pada keluaran yang dikontrol, efeknya adalah menstabilkan sistem lup tertutup dan ini dapat meredam osilasi yang mungkin terjadi.

Mode tipe *D* tidak dapat dipakai secara tersendiri karena tidak memberikan jawaban (*respons*) terhadap suatu kesalahan dalam kondisi mantap.

4. Simulasi Proses Sistem Evaporasi

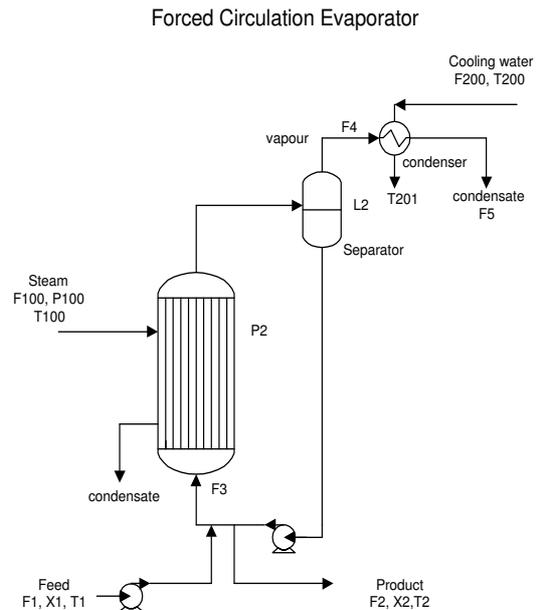
Pada proses simulasi evaporator sirkulasi paksa ini dilakukan dengan memanfaatkan program matlab, yaitu dengan *toolbox* simulink. Pada proses ini plant dibagi menjadi dua bagian, yaitu Simulasi proses lup terbuka, dan simulasi proses lup tertutup. Simulasi proses lup terbuka adalah simulasi evaporasi dengan sirkulasi paksa tanpa menggunakan kendali, sedangkan simulasi proses lup tertutup adalah simulasi evaporasi sirkulasi paksa dengan menggunakan kendali atau pengontrol.

Pada kesempatan ini, simulasi dilakukan pada plant *non-linier evaporator* sirkulasi paksa. Model plant *non-linier* dalam bentuk persamaan diferensial yang diaplikasikan pada *toolbox Simulink* program Matlab.

4.1 Simulasi Lup Terbuka

Proses yang berlangsung dalam sistem Evaporator Sirkulasi Paksa diperlihatkan pada Gambar 6, yang merupakan proses dari sistem.

Proses pada Evaporator Sirkulasi Paksa adalah *non-linier* dan MIMO (Multi Input Multi Output).



Gambar 6. Evaporator Sirkulasi Paksa Tanpa Kendali

Variabel keluaran :

1. P_2 = Tekanan tabung evaporator
2. L_2 = Level separator
3. X_2 = Komposisi produk

Variabel masukan :

1. F_2 = Laju aliran massa produk
2. F_{200} = Laju aliran massa air pendingin (*cooling water*)
3. P_{100} = Tekanan steam

Gangguan proses :

1. F_1 = Laju aliran massa feed
2. X_1 = Komposisi feed
3. T_1 = Temperatur feed
4. F_3 = Laju aliran massa sirkulasi
5. T_{200} = Temperatur masukan air pendingin (*cooling water*)

4.2 Simulasi Lup Tertutup

Sistem kerja plant Evaporator Sirkulasi Paksa dengan kendali PI, ditunjukkan pada gambar-7.

Variabel yang dikendali (*Controlled Variable*):

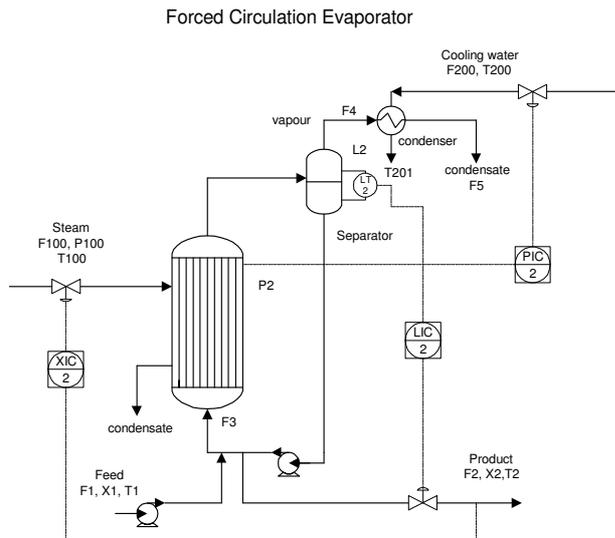
1. P_2 = Tekanan tabung evaporator
2. L_2 = Level separator
3. X_2 = Komposisi produk

Variabel yang dimanipulasi (*Manipulated Variable*) :

1. F_2 = Laju aliran massa produk
2. F_{200} = Laju aliran massa air pendingin (*cooling water*)
3. P_{100} = Tekanan steam

Gangguan proses :

1. F_1 = Laju aliran massa feed
2. X_1 = Komposisi feed
3. T_1 = Temperatur feed
4. F_3 = Laju aliran massa sirkulasi
5. T_{200} = Temperatur masukan air pendingin (*cooling water*)



Gambar 7. Kendalian Evaporator Sirkulasi Paksa

Pada proses kendali ini, digunakan tiga buah kendali PI, yaitu :

1. LIC-2 untuk mengontrol level separator, L2
2. XIC-2 untuk mengontrol komposisi keluaran, X2
3. PIC-2 untuk mengontrol tekanan tabung evaporator, P2

Parameter kendali PI pada simulasi ini adalah parameter yang diberikan oleh Newel dan Lee, 1989, yaitu :

Kendali	K_p	K_i (menit ⁻¹)
LIC-2	5.6	8.84
XIC-2	0.75	0.25
PIC-2	1.64	3.12

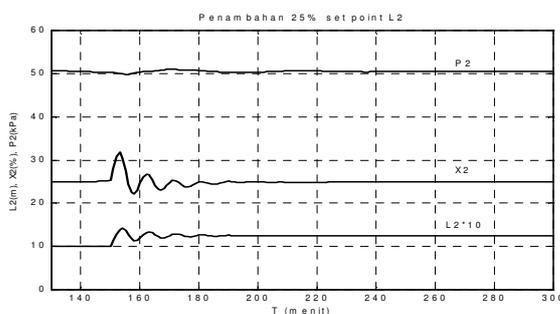
5. Hasil Dan Analisis

5.1 Kinerja Sistem

Kinerja sistem diamati dengan melihat respon sistem terhadap perubahan masukan dan gangguan. Pada simulasi ini sistem akan diamati respon sistem terhadap perubahan set point salah satu *Controlled Variable* yaitu L2 (level separator) dan perubahan masukan gangguan X1 (komposisi masukan) dan F1 (laju massa masukan).

5.2 Sistem Lup Terbuka

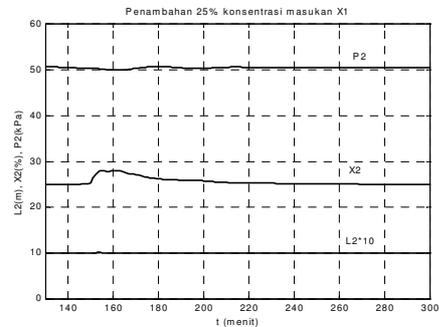
Respon sistem terhadap penambahan set point L2 sebesar 25 % ditunjukkan oleh gambar 8 berikut.



Gambar 8. Respon sistem terhadap perubahan set point L2 sebesar 25 %

5.3 Sistem Lup Tertutup

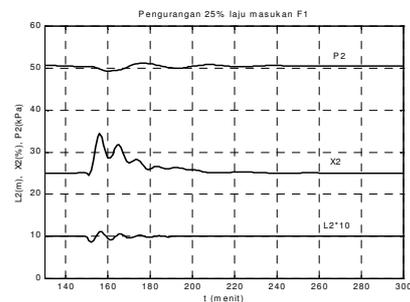
Dari respon yang diperlihatkan pada Gambar-3 tampak bahwa kendali mampu mengantisipasi perubahan set point L2 dengan baik. Sedangkan respon sistem terhadap perubahan input gangguan, yaitu penambahan komposisi masukan X1 sebesar 25 % ditunjukkan oleh gambar 9.



Gambar 9. Respon sistem terhadap penambahan komposisi masukan (X1) sebesar 25 %

Terlihat respon pada Gambar 9 tampak bahwa kendali mampu mengantisipasi perubahan komposisi masukan X1 dengan baik.

Respon sistem terhadap perubahan input gangguan, yaitu pengurangan laju masukan F1 sebesar 25 % ditunjukkan oleh gambar 10. Kemudian respon pada gambar 10 tampak bahwa kendali mampu mengantisipasi perubahan laju masukan F1 dengan baik.



Gambar 10 Respon sistem terhadap pengurangan laju masukan F1 sebesar 25 %

Dari kesemua hasil yang telah dilakukan ini terlihat pada sistem evaporasi dengan sirkulasi paksa yang dilakukan dengan kendali proses lup tertutup telah memperlihatkan performansi atau unjuk kerja kendalian yang lebih baik terbukti dengan diperlihatkannya pada respon hasil unjuk kerja kendalian yang lebih handal dan stabil.

6. Kesimpulan

Dari keseluruhan rangkaian kegiatan penelitian ini, dapat disimpulkan sebagai berikut :

- Sistem kendali yang digunakan adalah PID, namun yang digunakan cukup mode PI saja.
- Pada proses evaporasi, plant evaporator sirkulasi paksa kurang stabil tanpa adanya kendali. Dengan demikian Plant Evaporator Sirkulasi Paksa menjadi stabil setelah dilakukan kendalian atau adanya sistem kendali.

Referensi

- [1] Balchen, Jens G., and Mumme, Kenneth I., *Process Control Structures and Applications*. New York: Van NostrandReinhold Company, 1988.
- [2] Jurusan Teknik Fisika ITB, *Workshop Intelligent Process Control*. Palembang: 1997.
- [3] Luyben, William L., *Process Modelling, Simulation and Control for Chemical Engineers*, 2nd ed. McGraw-Hill, 1990.
- [4] Ogata, K., *Modern Control Engineering*, 3rd ed. Upper Saddle River, NJ: Prentice-Hall, 1997.
- [5] Stephanopoulos, George, *Chemical Process Control: An Introduction to Theory and Practice*. New Jersey: Prentice-Hall, 1984.

Biography

Ade Elbani, lahir di Sanggau pada tanggal 22 Mei 1963. Menyelesaikan program Strata I (S1) di Universitas Gadjah Mada (UGM), Fakultas MIPA, Jurusan Fisika, Prodi Elektronika dan Instrumentasi (ELINS) pada tahun 1992 dan program Strata II (S2) di Institut Teknologi Bandung (ITB), Magister Teknik, Program Instrumentasi dan Kendali (PINK), Fakultas Teknologi Industri, selesai pada tahun 2003. Sejak tahun 1995 sampai sekarang mengajar di Fakultas Teknik Jurusan Teknik Elektro Universitas Tanjungpura Pontianak. Penelitian yang diminati saat ini adalah : Pemodelan Sistem dan Kendali.

