

**PENERAPAN KONTROLER PID PADA PERANCANGAN
DAN SIMULASI SISTEM PENGENDALIAN
KOLOM DISTILASI BINER DENGAN
MENGUNAKAN METODE
*MULTIVARIABLE DECOUPLING CONTROL***

SKRIPSI

Diajukan untuk memenuhi sebagian persyaratan
Memperoleh gelar Sarjana Teknik



Disusun oleh :

SARI SANO INDRA PUTRA

NIM. 0210630109

DEPARTEMEN PENDIDIKAN NASIONAL

UNIVERSITAS BRAWIJAYA

FAKULTAS TEKNIK

JURUSAN ELEKTRO

MALANG

2009

**PENERAPAN KONTROLER PID PADA PERANCANGAN
DAN SIMULASI SISTEM PENGENDALIAN
KOLOM DISTILASI BINER DENGAN
MENGUNAKAN METODE
*MULTIVARIABLE DECOUPLING CONTROL***

SKRIPSI

Diajukan untuk melengkapi Skripsi
dan memenuhi syarat-syarat untuk mencapai gelar
Sarjana Teknik

Disusun oleh :

SARI SANO INDRA P

NIM. 0210630109

Telah Diperiksa dan Disetujui oleh:

DOSEN PEMBIMBING:

Fitriana Suhartati, ST., MT.
NIP. 132 206 527

Ir. Erni Yudaningtyas, MT.
NIP. 131 879 035

**PENERAPAN KONTROLER PID PADA PERANCANGAN
DAN SIMULASI SISTEM PENGENDALIAN
KOLOM DISTILASI BINER DENGAN
MENGUNAKAN METODE
*MULTIVARIABLE DECOUPLING CONTROL***

Disusun oleh :

SARI SANO INDRA P

NIM. 0210630109

DOSEN PENGUJI

Ir. Purwanto, MT.
NIP. 131 574 847

Ir. Retnowati, MT.
NIP.131 124 656

M. Azis Muslim, ST., MT.
NIP.132 281 763

Mengetahui,
Ketua Jurusan Teknik Elektro

Ir. Heru Nurwasito, M. Kom.
NIP. 131 879 033

KATA PENGANTAR

Terucap kata syukur "Alhamdulillah" puji syukur ke hadirat Allah SWT Tuhan semesta alam saat penyusun berhasil menyelesaikan skripsi ini. Karena hanya dengan limpahan rahmat dan karunia-Nya semata maka skripsi ini dapat terselesaikan. Shalawat serta salam senantiasa tercurah untuk Nabi Muhammad SAW beserta keluarga beliau. Semoga skripsi ini dapat memberikan manfaat baik bagi penulis maupun pembaca.

Skripsi berjudul "Penerapan Kontroler PID Pada Perancangan Dan Simulasi Sistem Pengendalian Kolom Distilasi Biner Dengan Menggunakan Metode *Multivariable Decoupling Control*" ini disusun sebagai salah satu syarat untuk mendapatkan gelar Sarjana Teknik di Fakultas Teknik Jurusan Teknik Elektro Universitas Brawijaya Malang. Penyelesaian skripsi ini tentunya tidak lepas juga dari bantuan dari berbagai pihak. Oleh sebab itu, dengan segala kerendahan hati penulis menyampaikan terima kasih setulusnya kepada:

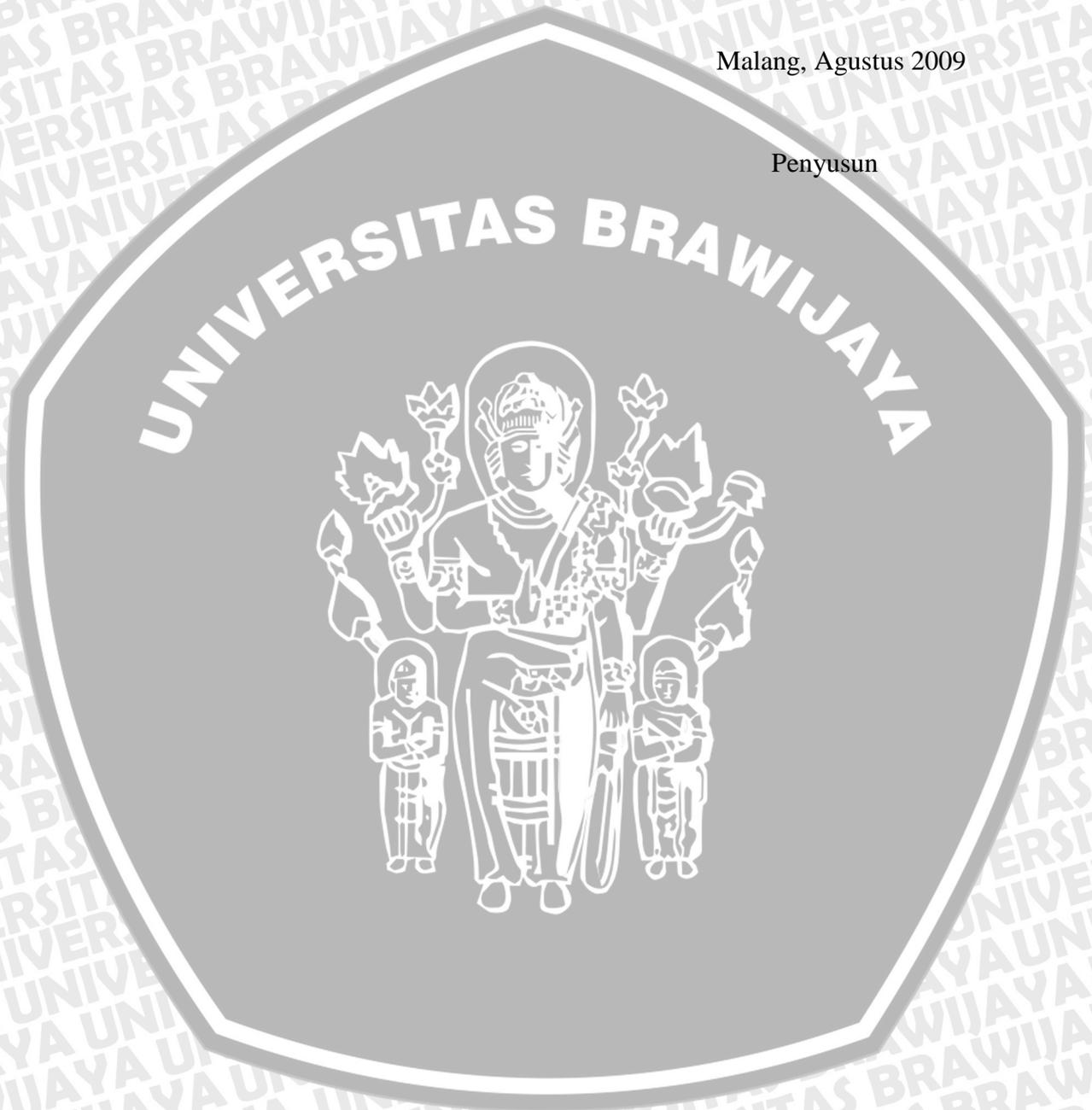
1. Bapak Heru Nurwarsito, Ir., M.Kom. selaku Ketua Jurusan dan Bapak Rudy Yuwono, ST., MSc. selaku Sekretaris Jurusan di Fakultas Teknik Jurusan Elektro Universitas Brawijaya Malang.
2. Bapak Ir. Purwanto, MT selaku Ketua Kelompok Dosen Keahlian konsentrasi Sistem Kontrol Jurusan Teknik Elektro..
3. Ibu Fitriana Suhartati, ST., MT. selaku dosen pembimbing 1 dan Ibu Erni Yudaningsy, Ir., MT. selaku dosen pembimbing 2 atas saran, kritik, motivasi dan bimbingan hingga penyusun dapat menyelesaikan skripsi ini.
4. Seluruh dosen dan staf karyawan Jurusan Teknik Elektro Universitas Brawijaya.
5. Ayahanda Indra Sarjono, Ibunda Sri Winarti dan adikku tercinta yang selalu mendukung dan mendoakan keberhasilan saya.
6. Seluruh teman-teman Elektro, atas pertemanan dan kebersamaan serta bantuan baik secara langsung maupun tidak langsung yang tidak dapat penyusun sebutkan satu persatu.

7. Dan semua pihak yang telah membantu terselesaikannya skripsi ini

Akhirnya dengan segala kerendahan hati, penyusun menyadari bahwa skripsi ini masih banyak kekurangan. Oleh sebab itu kritik dan saran yang membangun tetap penyusun harapkan.

Malang, Agustus 2009

Penyusun



DAFTAR ISI

KATA PENGANTAR	i
DAFTAR ISI	iii
DAFTAR GAMBAR	v
DAFTAR TABEL	vii
ABSTRAKSI	viii
BAB I. PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	2
1.3 Ruang Lingkup	3
1.4 Tujuan Penulisan	3
1.5 Sistematika Penulisan	3
BAB II. TINJAUAN PUSTAKA	
2.1 Kolom Distilasi	5
2.1.1 Macam-macam Kolom Distilasi	5
2.1.2 Prinsip Dasar Kolom Distilasi	6
2.1.3 Proses <i>Tray Rectification</i> pada <i>Vertical Shell</i>	7
2.1.4 Proses Kerja Kolom Distilasi	9
2.1.5 Analisis kolom fraksionasi dengan metode <i>McCabe-Thiele</i>	10
2.1.5.1 Molal konstan	10
2.1.5.2 Rasio <i>Reflux</i>	10
2.1.5.3 <i>Heat transfer</i> pada <i>reboiler</i>	11
2.1.5.4 Kondenser dan <i>tray</i> teratas	11
2.1.5.5 <i>Reboiler</i> dan <i>tray</i> terbawah	11
2.1.5.6 <i>Feed tray</i>	12
2.1.6 Kolom Distilasi Biner Ideal	12
2.2 <i>Multivariable Decoupling Control</i>	14
2.2.1 Sistem pengendalian MIMO <i>2X2 loop interaction</i>	14
2.2.2 <i>Multivariable Decoupling Control</i>	15

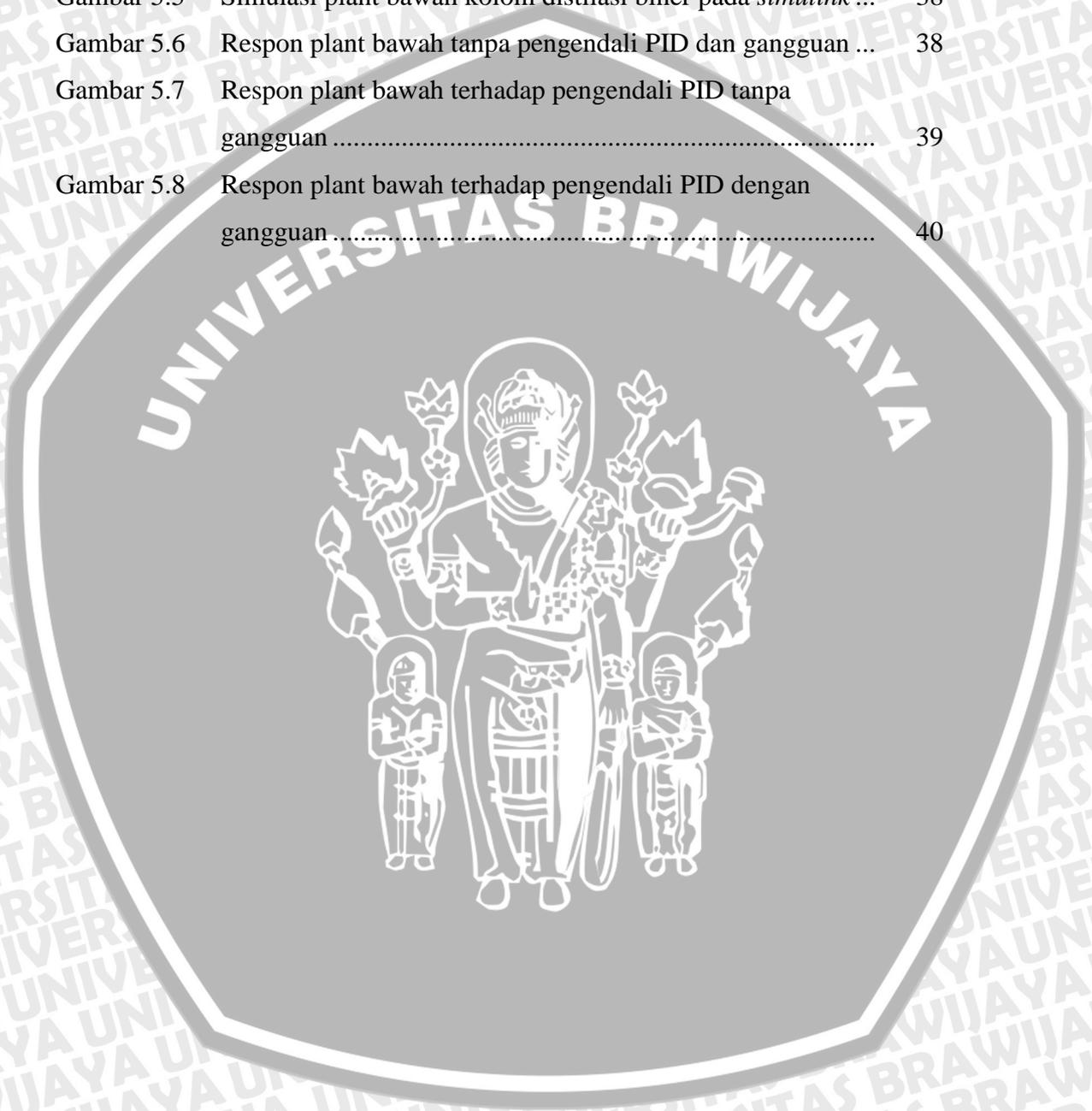
2.3 Kontroler PID.....	17
2.3.1 Kontroler P (Proporsional).....	17
2.3.2 Kontroler I (Integral).....	18
2.3.3 Kontroler D (Diferensial).....	19
2.3.4 Kontroler PID (Proporsional, Integral, dan Diferensial).....	20
BAB III. METODOLOGI PENELITIAN	
3.1 Alat Penelitian.....	21
3.2 Rancangan Penelitian.....	21
BAB IV. PEMODELAN SISTEM DAN PERANCANGAN PENGENDALI	
4.1 Struktur Plant Kolom Distilasi Biner.....	23
4.2 Pemodelan Plant Sistem Kolom Distilasi Biner.....	24
4.3 Struktur kontroler PID- <i>decoupling</i> plant kolom distilasi biner.....	29
4.4 Tuning PID.....	31
4.4.1 Tuning PID pada Plant Atas.....	31
4.4.2 Tuning PID pada Plant Bawah.....	33
BAB V. SIMULASI DAN ANALISA	
5.1 Simulasi Sistem Kolom Distilasi Biner pada Plant Atas.....	35
5.1.1 Tanpa pengendalian dan gangguan.....	35
5.1.2 Dengan pengendalian tanpa gangguan.....	36
5.1.3 Dengan pengendalian dan gangguan.....	37
5.2 Simulasi Sistem Kolom Distilasi Biner pada Plant Bawah.....	38
5.2.1 Tanpa pengendalian dan gangguan.....	38
5.2.2 Dengan pengendalian tanpa gangguan.....	39
5.2.3 Dengan pengendalian dan gangguan.....	40
BAB VI. KESIMPULAN DAN SARAN	
6.1 Kesimpulan.....	41
6.2 Saran.....	41
TINJAUAN PUSTAKA	42

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Macam proses distilasi menurut proses kerja.....	6
Gambar 2.2	Neraca massa untuk tray n	8
Gambar 2.3	Diagram titik didih <i>rectification</i> pada tray ideal untuk tekanan tetap	8
Gambar 2.4	Tray atas dan kondensor.....	11
Gambar 2.5.	Tray bawah dan <i>reboiler</i>	12
Gambar 2.6	Aliran melalui tray untuk kondisi <i>feed</i> zat cair jenuh	12
Gambar 2.7.	Kolom distilasi tunggal sistem biner.....	13
Gambar 2.8	Diagram umum proses MIMO dengan n variable yang dikendalikan	14
Gambar 2.9	Struktur sistem MIMO 2X2 <i>interacting loop</i> model <i>P-canonical</i>	14
Gambar 2.10	Struktur Umum <i>Decoupling System</i>	16
Gambar 2.11	Blok diagram sistem MIMO 2X2 dengan <i>decoupler</i>	16
Gambar 4.1	Skema pengendalian kolom distilasi biner.....	23
Gambar 4.2	Blok diagram proses kolom distilasi.....	26
Gambar 4.3	Respon komposisi produk bawah kolom terhadap perubahan step sebesar 1% pada laju alir refluks	27
Gambar 4.4	Blok diagram keseluruhan sistem kolom distilasi biner dengan menggunakan metode PID- <i>decoupling</i>	29
Gambar 4.5	Blok diagram plant atas.....	30
Gambar 4.6	Blok diagram plant bawah	30
Gambar 4.7	Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=5$	31
Gambar 4.8	Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=5$ dan $T_i=0,23$	32
Gambar 4.9	Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=5$; $T_i=0,23$ dan $T_d=5$	32
Gambar 4.10	Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=30$	33
Gambar 4.11	Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=30$ dan $T_i=1,2$	33
Gambar 4.12	Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=30$; $T_i=1,2$ dan $T_d=20$	34



Gambar 5.1	Simulasi plant atas kolom distilasi biner pada <i>simulink</i>	35
Gambar 5.2	Respon plant atas tanpa pengendali PID dan gangguan.....	35
Gambar 5.3	Respon plant atas terhadap pengendali PID tanpa gangguan	36
Gambar 5.4	Respon plant atas terhadap pengendali PID dan gangguan ..	37
Gambar 5.5	Simulasi plant bawah kolom distilasi biner pada <i>simulink</i> ...	38
Gambar 5.6	Respon plant bawah tanpa pengendali PID dan gangguan ...	38
Gambar 5.7	Respon plant bawah terhadap pengendali PID tanpa gangguan	39
Gambar 5.8	Respon plant bawah terhadap pengendali PID dengan gangguan	40



DAFTAR TABEL

Tabel 4.1	Data <i>steady state</i> kolom distilasi methanol – air.....	25
Tabel 5.1	Performansi sistem kolom distilasi plant atas	37
Tabel 5.2	Performansi sistem kolom distilasi plant bawah.....	40



ABSTRAKSI

Sari Sano Indra Putra, Jurusan Teknik Elektro, Fakultas Teknik, Universitas Brawijaya, Agustus 2009, "Penerapan Kontroler PID Pada Perancangan Dan Simulasi Sistem Pengendalian Kolom Distilasi Biner Dengan Menggunakan Metode *Multivariable Decoupling Control*", Dosen Pembimbing: Fitriana Suhartati, ST., MT. dan Ir. Erni Yudaningtyas, MT.

Kolom distilasi biner adalah suatu proses yang bertujuan memisahkan campuran dua zat yang saling larut menjadi masing-masing komponennya berdasarkan perbedaan titik didihnya. Pada proses ini hasil yang ingin dicapai adalah komposisi top product sebagai distilat hampir murni dan komposisi bottom product dengan kandungan distilat serendah-rendahnya. Pada kolom distilasi biner pemisahan methanol-air, variabel X_d sebagai komposisi methanol di top product sebenarnya juga dipengaruhi teruapkannya air pada proses penguapan di parsial *reboiler*, sedangkan variabel X_b sebagai komposisi methanol di bottom product juga dipengaruhi methanol yang masuk lewat *valve reflux*. Interaksi ini menjadikan sistem ini adalah MIMO 2X2 *loop interaction*.

Pada skripsi ini digunakan kontroler PID untuk mengendalikan komposisi output plant yang berupa komposisi top product atau X_d dan komposisi bottom product atau X_b . Kemudian untuk memudahkan penggunaan kontroler PID dibutuhkan suatu metode pemisahan sistem MIMO ini diantaranya adalah metode *Multivariable Decoupling Control*. Sehingga pada skripsi ini dilakukan penerapan kontroler PID sederhana dengan menggunakan metode *multivariable decoupling control* dalam kasus pemisahan methanol-air.

Pada saat simulasi sistem untuk plant atas setelah penerapan kontroler PID didapatkan perbaikan tingkat performansi yang ditandai dengan turunnya nilai *settling time* dari 47,5 menit menjadi 39,44 menit; *rise time* dari 48,6 menit menjadi 27,13 menit dan *offset* dari 0,768 menjadi 0.01 fraksi mol methana pada top product. Sedangkan pada saat terjadi gangguan, tingkat performansi sistem menjadi lambat dibandingkan dengan tanpa gangguan. Sedangkan untuk plant bawah juga terjadi demikian, respon sistem dengan pengendali PID mempunyai respon yang cepat dibandingkan dengan respon plant bawah tanpa pengendali. Dari nilai *settling time* sebesar 61,92 menit menjadi 35,35 menit; sedangkan nilai persentase error dari 93,2% menjadi 0%.

Kata kunci : Kolom Distilasi Biner, *Multivariable Decoupling Control*, Kontroler PID

BAB I PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Prinsip dasar dari proses distilasi adalah proses pemisahan campuran kimia berupa cairan menjadi dua atau lebih komponennya dengan cara memberi atau mengurangi panas. Distilasi kolom biner sebagai salah satu macam proses distilasi bertujuan memisahkan campuran dua komponen berupa cairan menjadi distilat berupa *top product* dan pelarutnya berupa *bottom product*.

Kolom distilasi biner terdiri dari tiga komponen utama yaitu *vertical shell*, *kondenser* dan *reboiler*. Setelah cairan dimasukkan ke *feed tray*, kemudian dipanaskan sehingga akan berubah fase menjadi *liquid* (cair) dan *vapour* (gas) karena perbedaan titik didihnya, yang masing-masing akan masuk ke *reboiler* dan *kondenser*. Jika komposisi *top product* belum sesuai dengan komposisi yang diinginkan maka akan dialirkan kembali ke *vertical shell* dengan mengatur bukaan *valve refluks*, proses ini selanjutnya disebut proses *recycle*. Sedangkan pada komposisi *bottom product* jika masih komposisi *top product* berlebih maka akan dilakukan penambahan panas pada *reboiler* yang mengakibatkan *vapour* hasil pemanasan kembali ke *vertical shell*.

Kolom distilasi biner mempunyai dua input berupa *setpoint* komposisi *top product* dan *bottom product* serta dua output berupa pembacaan komposisi komponen pada hasil akhir. Proses *recycle* pada *valve reflux* akan mempengaruhi konsentrasi *bottom product*. Sedangkan *vapour* yang dihasilkan *reboiler* akan mempengaruhi konsentrasi *liquid reflux drum* yang kemudian akan mempengaruhi komposisi *top product*. Karena adanya interaksi antara manipulated variabel (X_a dan X_b) dengan variabel *control* (L_0 dan Q_r), maka sistem ini termasuk sistem MIMO 2X2 *loops interaction*. (Smith, Corripio, 1997).

Industri di Indonesia dewasa ini masih banyak menggunakan kontroler PID (*Proporsional, Integral, dan Differensial*) karena kesederhanaannya.

Kontroler PID merupakan penggabungan kontroler P (Proporsional), I (Integral), dan D (Diferensial) yang mempunyai beberapa kelebihan dibandingkan dengan penggunaannya secara terpisah, yaitu respon keluaran yang cepat serta *offset* dan maksimum *overshoot* yang rendah. Tetapi kontroler PID sederhana ini hanya mampu mengendalikan sistem SISO (*Single Input Single Output*). Karena sistem kolom distilasi biner merupakan sistem MIMO 2X2 *loops interaction* maka diperlukan suatu metode pengkondisi plant agar dapat dikendalikan dengan menggunakan kontroler PID sederhana. Salah satu metode yang mampu mengkondisikan sistem MIMO menjadi pasangan sistem SISO adalah metode *Multivariable Decoupling Control*.

Skripsi ini akan menerapkan kontroler PID sederhana dalam pengendalian kolom distilasi biner pemisahan methanol dan air sebagai campuran dua zat yang sulit dipisahkan dengan metode biasa. Proses pemisahan methanol-air pada kolom distilasi biner yang digunakan dewasa ini mempunyai tingkat performansi yang rendah disebabkan karena adanya proses *recycle*. Pada skripsi ini diharapkan dengan menerapkan kontroler PID sederhana menggunakan metode *multivariable decoupling control* dapat menghasilkan nilai komposisi methanol yang diinginkan dalam proses kolom distilasi satu tingkat.

1.2 Rumusan Masalah

Permasalahan yang terdapat pada latar belakang pendahuluan dapat disusun rumusan masalah sebagai berikut:

1. Bagaimana memodelkan plant kolom distilasi biner pemisahan campuran methanol-air?
2. Bagaimana menerapkan teknik *multivariable decoupling control* pada plant kolom distilasi biner?
3. Bagaimana merancang dan mensimulasikan kontroler PID untuk plant kolom distilasi biner methanol-air?
4. Bagaimana performansi sistem setelah diberi kontroler PID?

1.3 Ruang Lingkup

Berdasarkan permasalahan yang ada, maka batasan yang akan dibuat dibatasi pada hal-hal sebagai berikut:

1. Plant yang dipelajari adalah kolom distilasi biner pemisahan methanol–air.
2. Plant merupakan sistem MIMO 2×2 *loop interaction* dengan aktuator berupa *valve reflux* dan *valve steam*.
3. Gangguan deterministik plant berupa perubahan komposisi methanol dalam *feed* (X_f).
4. Hasil perancangan kontroler dalam bentuk simulasi komputer dengan menggunakan *simulink* pada software *MATLAB*.
5. Laju *feed* adalah konstan dengan komposisi methanol sebesar 50%.
6. *Valve top product* terkontrol sempurna oleh *level control* pada *level reflux drum*.

1.4 Tujuan

Tujuan penelitian ini adalah mendesain sistem pengendalian plant kolom distilasi biner pemisahan methanol dan air menggunakan kontroler PID yang dapat meningkatkan performansi sistem.

1.5 Sistematika Penulisan

Laporan skripsi ini akan disusun dalam lima bab, yaitu :

BAB I Pendahuluan

Membahas latar belakang, rumusan masalah, ruang lingkup, tujuan, dan sistematika penulisan.

BAB II Tinjauan Pustaka

Membahas teori tentang konsep dasar tentang distilasi secara umum, kolom distilasi biner, kolom distilasi biner bertingkat, dasar pengendali PID (*Proporsional-Integral-Differensial*), metode *multivariable decoupling control*, dan teori-teori lain yang mendukung dalam perencanaan sistem.

BAB III Metodologi Penulisan

Membahas langkah penyelesaian permasalahan dalam penyusunan skripsi.

BAB IV Pemodelan Sistem Kolom Distilasi Biner

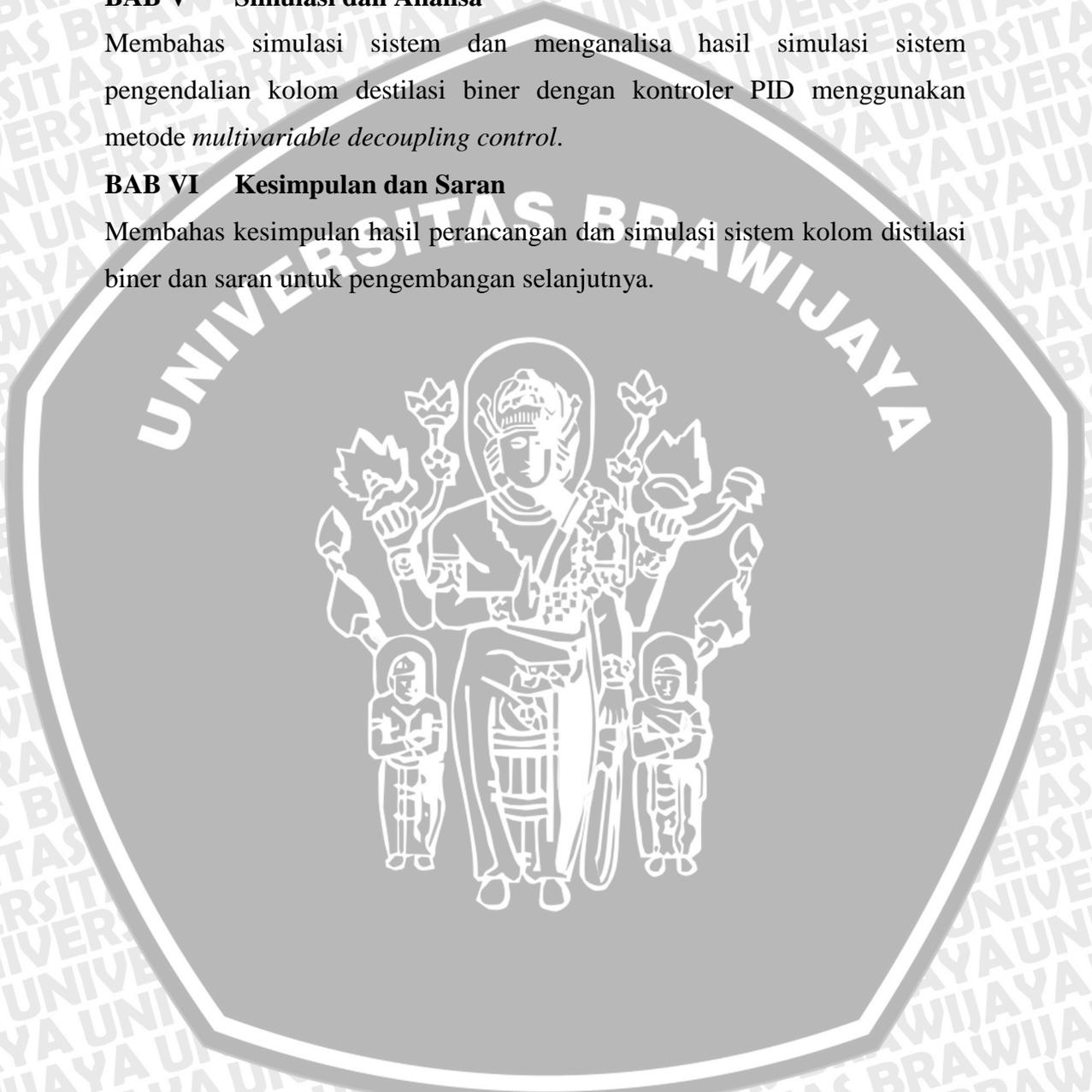
Membahas mengenai pemodelan sistem, penyusunan fungsi alih sistem kolom distilasi biner dan perancangan kontroler PID (*Proporsional-Integral-Differensial*).

BAB V Simulasi dan Analisa

Membahas simulasi sistem dan menganalisa hasil simulasi sistem pengendalian kolom destilasi biner dengan kontroler PID menggunakan metode *multivariable decoupling control*.

BAB VI Kesimpulan dan Saran

Membahas kesimpulan hasil perancangan dan simulasi sistem kolom distilasi biner dan saran untuk pengembangan selanjutnya.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Kolom Distilasi

Kolom distilasi adalah suatu proses kimia yang bertujuan memisahkan suatu campuran *liquid* yang saling larut dan volatil menjadi komponennya masing-masing atau sekelompok komponen tertentu. Sebagai syarat dasar dari pemisahan suatu komponen larutan dengan kolom distilasi adalah komposisi uapnya harus berbeda dengan komposisi *liquid*nya pada saat terjadi kesetimbangan. Secara teoritis kolom distilasi tidak akan menghasilkan produk yang benar-benar murni seratus persen karena semakin mendekati kemurnian seratus persen, semakin besar pula energi yang harus diberikan.

2.1.1 Macam-macam Kolom Distilasi

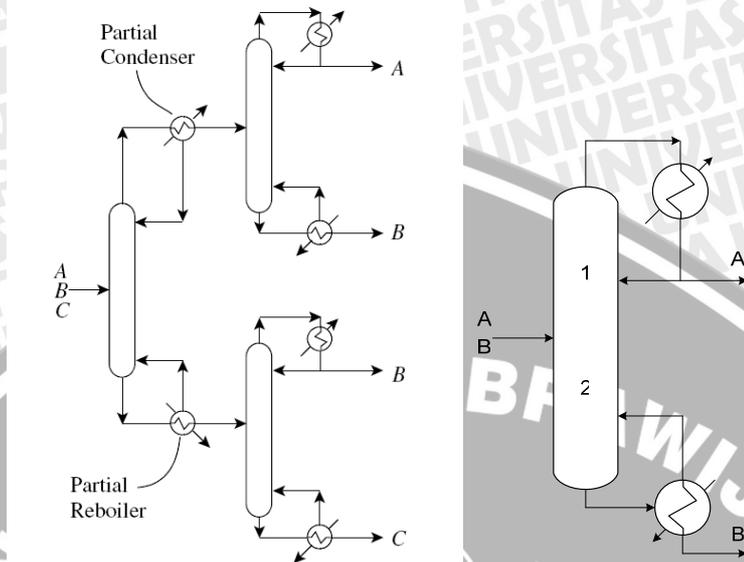
Kolom distilasi menurut cara kerjanya dapat dibedakan menjadi dua macam, yaitu:

Batch Column Distillation, pada tipe ini *feed* dimasukkan ke rangkaian tray pada *vertical shell* secara *batch* (bertumpuk-tumpuk) kemudian proses pemisahan dilaksanakan secara bergantian. Setelah *batch* pertama selesai *feed* berikutnya akan dimasukkan secara *batch* pula.

Continuous Column, pada tipe ini aliran *feed* dimasukkan secara kontinyu dengan tidak ada penghentian proses. Tipe ini terbagi lagi menjadi beberapa macam, yaitu:

1. *Binary Column*, pada tipe ini *feed* masukan terdiri dari dua macam zat komponen yang kemudian dipisahkan sebagai distilat yang mempunyai titik didih lebih rendah dan pelarutnya yang mempunyai titik didih lebih tinggi.
2. *Multi-component Column*, pada tipe ini *feed* masukan terdiri dari lebih dari dua macam zat dan dipisahkan pada tray berjenjang dengan keluaran komponen pada tiap jenjang tray tertentu.
3. *Multi-product Column*, pada tipe ini kolom memiliki lebih dari dua aliran produk dan biasanya lebih dari satu operasi kolom distilasi, karena *top*

product pertama akan dipisahkan lagi menjadi produk-produk setelahnya dengan tipe distilasi yang serupa. (Doherty, Malone, 2001).



Gambar 2.1 Macam proses distilasi menurut proses kerja

(sumber: Smith, R., 2005)

Sedangkan menurut proses kerjanya dibedakan menjadi 2 macam seperti terlihat dalam Gambar 2.1, yaitu:

1. Kolom distilasi satu tingkat, pada proses ini hanya membutuhkan satu kali proses distilasi.
2. Kolom distilasi bertingkat, pada proses distilasi ini membutuhkan beberapa proses distilasi untuk diperoleh distilat yang mempunyai komposisi tinggi.

2.1.2 Prinsip Dasar Kolom Distilasi

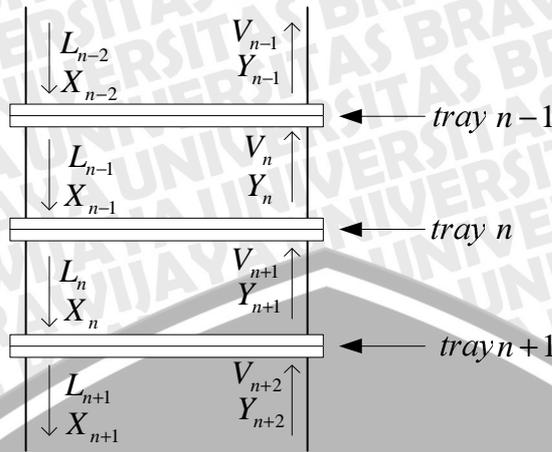
Unit proses kolom distilasi digunakan untuk memisahkan komponen dari campuran larutan cairnya dimana proses pemisahan ini tergantung pada distribusi komponen fase uap (*vapour*) dan fase cair (*liquid*) setelah diberi panas. Fase *vapour* dibentuk dari fase *liquid* campuran menggunakan metode *vaporization* yaitu pemanasan pada titik didihnya pada *reboiler*. Persyaratan utama pemisahan komponen menggunakan distilasi adalah *relative volatility* dari fase *vapour* berbeda dengan *relative volatility* pada fase *liquid* yang bisa dipisahkan dari campurannya. Maka semakin dekat titik didih kedua komponen maka semakin susah pula untuk dipisahkan menjadi fase *vapour* dan *liquidnya*.

Proses distilasi dalam prakteknya mempunyai dua metode pemisahan. Metode pertama yaitu dengan cara mendidihkan campuran zat cair itu (*feed*) dan kemudian mengembunkan (kondensasi) fase *vapour*nya tanpa ada pengembalian ke dalam *vertical shell* atau dengan kata lain tanpa proses *recycle*. Metode kedua didasarkan pada pengembalian distilat ke *vertical shell* dalam satu kondisi tertentu sehingga *liquid* hasil kondensasi yang dikembalikan mengalami kontak dengan fase *vapour* yang bergerak ke atas menuju proses kondensasi. Masing-masing metode ini dilakukan dengan proses kontinyu.

Kolom distilasi berdasarkan titik didih digunakan terutama untuk memisahkan komponen-komponen *feed* yang mempunyai titik didih yang sangat berbeda. Sehingga metode ini akan tidak terlalu efektif untuk memisahkan komponen-komponen yang *relative volatility*nya berdekatan. Karena baik *vapour* yang terkondensasi dan *liquid* yang tersisa tidak dapat diperoleh dengan kemurnian yang tinggi. Sehingga dengan melakukan proses distilasi berulang akhirnya didapatkan kuantitas-kuantitas kecil dari komponen yang hampir murni. Metode dengan kebutuhan proses distilasi berulang yang banyak akan menjadi tidak efisien untuk penerapan proses distilasi skala industri bila dikehandaki komponen yang hampir murni. (Seborg, Dale, et. all., 1989)

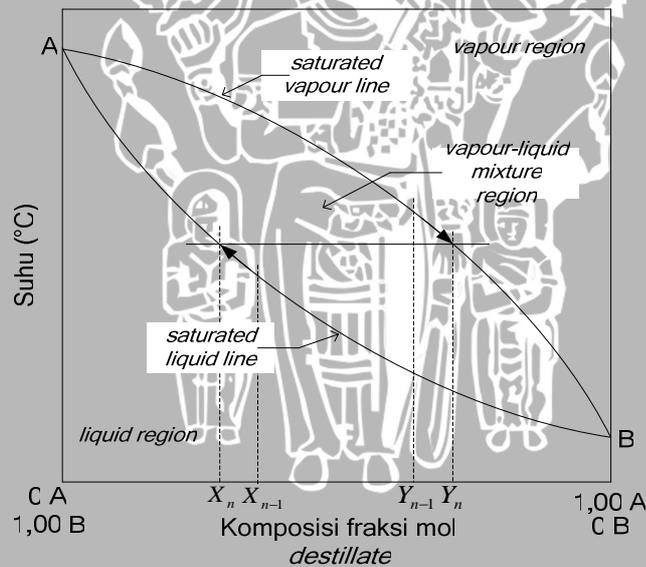
2.1.3 Proses tray *rectification* pada *vertical shell*

Proses *rectification* adalah sebuah proses pada *tray* dimana ada dua arus yang masuk dan keluar pada *tray n* yaitu arus *liquid* yang masuk sebagai L_{n-1} dari *tray n - 1* dan arus *vapour* V_{n+1} dari *tray n + 1*, sedangkan arus yang keluar yaitu arus *liquid*, L_n , turun ke *tray n + 1* dan *vapour* V_n yang kemudian naik ke *tray n - 1*. Oleh karena arus *vapour* adalah fase *V*, konsentrasi ditandai dengan y , dan karena arus zat cair adalah fase *L*, konsentrasi ditandai dengan x . Jadi konsentrasi yang masuk dan yang keluar dari *tray ke-n* dapat dilihat seperti tertera dalam Gambar 2.2.



Gambar 2.2 Neraca massa untuk tray n
(Sumber: Doherty and Malone, 2001)

dengan, y_n : uap keluar dari tray,
 x_n : zat cair keluar dari tray,
 y_{n+1} : uap masuk ke tray,
 x_{n-1} : zat cair masuk ke tray,



Gambar 2.3 Diagram titik didih *rectification* pada tray ideal untuk tekanan tetap
(Sumber: Geankoplis C. J., 1983: 628)

Dalam Gambar 2.3 menunjukkan diagram titik didih dari campuran yang akan diolah. Keempat konsentrasi yang disebutkan diatas tergambar dalam diagram tersebut. Sesuai dengan definisi tray ideal, *vapour* dan liquid yang keluar dari tray ke-n berada dalam kesetimbangan, sehingga x_n dan y_n merupakan konsentrasi kesetimbangan. Oleh karena konsentrasi dalam kedua fase tersebut

bertambah menurut panjangnya kolom, x_{n-1} lebih besar dari x_n , dan y_n lebih besar dari y_{n+1} . Walaupun arus yang keluar dari tray itu berada dalam kesetimbangan satu sama lain, arus-arus yang masuk tidaklah demikian. Bila *vapour* yang keluar dari tray $n+1$ dan *liquid* dari tray $n-1$ dikontakkan, konsentrasinya cenderung bergerak ke arah keadaan setimbang. Sebagian dari komponen A yang lebih mudah menguap itu menguap dari fase *liquid*, sehingga konsentrasi *liquid* akan turun dari x_{n-1} menjadi x_n , sedang sebagian konsentrasi B yang lebih sukar menguap terkondensasi dari *vapour* sehingga konsentrasi *vapour* naik dari y_{n+1} menjadi y_n . Oleh karena arus *liquid* berada pada titik gelembungnya, sedang arus *vapour* berada pada titik embunnya, maka kalor yang diperlukan untuk menguapkan komponen A harus didapatkan dari kalor yang dibebaskan pada waktu kondensasi komponen B. Setiap tray dalam tingkatan itu berfungsi sebagai piranti pertukaran dimana komponen A berpindah ke arus *vapour* dan komponen B ke arus *liquid*. Demikian pula, oleh karena konsentrasi A di dalam *liquid* maupun di dalam *vapour* meningkat dengan bertambah tingginya kolom, suhu akan berkurang, dan suhu tray n akan lebih tinggi dari suhu tray $n-1$ dan lebih rendah dari suhu tray $n+1$.

2.1.4 Proses Kerja Kolom Distilasi

Feed tray adalah tray sebagai tempat masuknya *feed*. Semua tray yang terletak diatas *feed tray* merupakan bagian *rectification section*, sedangkan semua tray di bawahnya, merupakan bagian *stripping section*. *Feed* mengalir ke bawah di dalam bagian *stripping section* ini, sampai ke dasar kolom dimana permukaan dijaga pada tinggi tertentu. *Liquid* lalu mengalir dengan gaya gravitasi kedalam *reboiler*. Alat ini adalah sebuah penguap (*vaporizer*) dengan pemanasan *liquid* yang membangkitkan *vapour* komponen dan mengembalikannya ke dasar kolom tersebut. *Vapour* komponen lalu mengalir keatas sepanjang kolom. *Bottom product* dikeluarkan dari kolom *liquid* pada bagian terbawah *vertical shell* dari tanggul, dan mengalir melalui kondenser.

Vapour yang mengalir naik melalui *rectification section* dikondensasikan seluruhnya oleh kondensor, dari distilatnya dikumpulkan di dalam *reflux drum*, dimana permukaan *liquid reflux drum* juga dijaga pada ketinggian tertentu. Saat

tercapai tinggi maksimal pada *reflux drum* maka *valve top product* akan terbuka mengeluarkan distilat sebagai *top product*. Sebagian *liquid* pada *reflux drum* itu yang tersisa lalu dialirkan ke tray teratas didalam *vertical shell*. Arus *liquid* ini kemudian mengalir ke bawah di dalam *rectification section*, yang diperlukan untuk berinteraksi dengan *vapour* yang mengalir ke atas. Tanpa *reflux* tidak akan ada proses *rectification* yang berlangsung pada bagian *rectification section* itu, dan konsentrasi *top product* tidak akan lebih besar dari konsentrasi *vapour* yang mengalir naik dari *feed tray*. Distilat yang tidak terbawa oleh *valve reflux* didinginkan di dalam penukar kalor, yang disebut pendingin hasil produk (*product cooler*), dan dikeluarkan sebagai *top product*.

2.1.5 Analisis kolom fraksinasi dengan metode McCabe-Thiele

2.1.5.1 Molal Konstan

Pada kebanyakan sistem kolom distilasi, laju aliran molar *vapour* dan *liquid* pada masing-masing bagian kolom itu hampir mendekati konstan, dan jenis operasinya mendekati garis lurus. Hal ini adalah akibat dari kalor penguapan molal yang hampir sama, sehingga setiap mol komponen yang titik didihnya tinggi yang kondensasinya pada waktu uapnya mengalir ke atas akan membebaskan energi sebanyak yang diperlukan untuk menguapkan 1 mol komponen yang titik didihnya rendah. (Doherty, Malone, 2001)

2.1.5.2 Rasio *reflux*

Rasio *reflux* merupakan perbandingan laju aliran *liquid* pada *valve reflux* dengan *valve* distilat pada plant atas. Untuk kolom distilasi biner pada methanol-air biasanya digunakan perbandingan ini dengan nilai 2. (Geankoplis, C. J., 1983:645)

$$R = \frac{L_0}{D} \quad (2.1)$$

dengan

R= rasio *reflux*

L_0 =laju aliran *liquid reflux*

D=laju aliran *liquid top product*

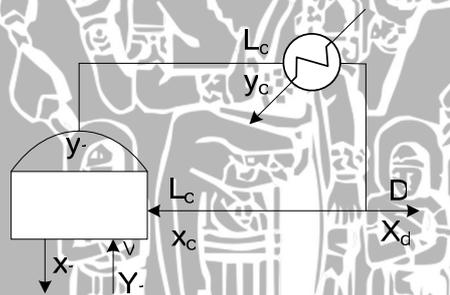
2.1.5.3 Heat transfer pada reboiler

Heat transfer reboiler atau perpindahan panas yang terjadi pada reboiler akan sama dengan panas yang dibutuhkan untuk mengubah fase 1 mol liquid untuk menjadi 1 mol vapournya pada kondisi *boiling point* (titik gelembung). Kemudian kuantitas panas yang terjadi pada reboiler disimbolkan dengan q adalah bernilai 1, ...

$$q = \frac{\text{panas yang dibutuhkan untuk menguapkan 1 mol feed}}{\text{molar latent vaporization pada feed}} \quad (2.2)$$

2.1.5.4 Kondensor dan tray teratas

Komposisi *vapour* dari *tray* teratas adalah y_1 , dan komposisi aliran liquid *reflux* ke *tray* teratas ialah x_c . Sesuai dengan sifat-sifat semua garis operasi, ujung atas garis adalah pada titik (x_c, y_1) . Susunan sederhana untuk mendapatkan *reflux* dan hasil berwujud zat cair, dan yang paling umum digunakan, adalah sebuah total kondenser yang mengkondensasikan semua *vapour* dari kolom untuk dijadikan *reflux* maupun hasil, seperti terlihat dalam Gambar 2.4.

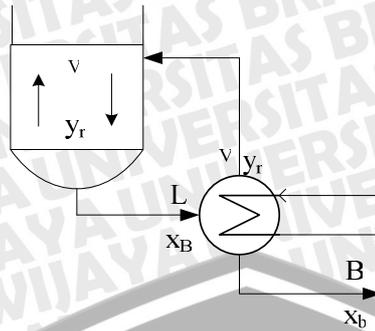


Gambar 2.4 Tray atas dan kondenser
(Sumber: Doherty and Malone, 2001)

Bila menggunakan total kondenser, komposisi *vapour* dari *tray* teratas dan komposisi *top product*, umumnya sama dan dapat kita tandai dengan x_d .

2.1.5.5 Reboiler dan Tray terbawah

Titik terendah pada *vertical shell* merupakan titik untuk tray terbawah (x_B, y_r) , dimana x_B dan y_r adalah konsentrasi zat cair yang keluar dari tray terbawah dan *vapour* yang datang dari *reboiler* seperti terlihat dalam Gambar 2.5.

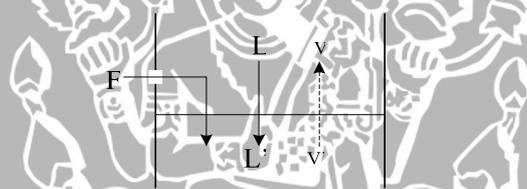


Gambar 2.5. Tray bawah dan reboiler

(Sumber: Doherty and Malone, 2001)

2.1.5.6 Feed tray

Pada tray dimana *feed* itu dimasukkan, laju zat cair atau laju *vapour*, atau keduanya, dapat diubah bergantung pada kondisi *feed* seperti dalam Gambar 2.6. *Feed* diandaikan berada pada titik gelembungnya. Disini tidak diperlukan kondensasi untuk memanaskan *feed*, sehingga $V=V'$ dan $L'=F+L$



Gambar 2.6 Aliran melalui tray untuk kondisi *feed* zat cair jenuh

(Sumber: Doherty and Malone, 2001)

2.1.6 Kolom Distilasi Biner Ideal

Kolom distilasi biner dengan *constant relative volatility* sepanjang kolom dengan efisiensi *tray* 100%, mempunyai kesetimbangan *vapor-liquid* dengan hubungan:

$$y_n = \frac{\alpha x_n}{1 + (\alpha - 1)x_n} \tag{2.3}$$

dimana, x_n = komposisi cairan pada tray ke-n

y_n = komposisi *vapour* pada tray ke-n

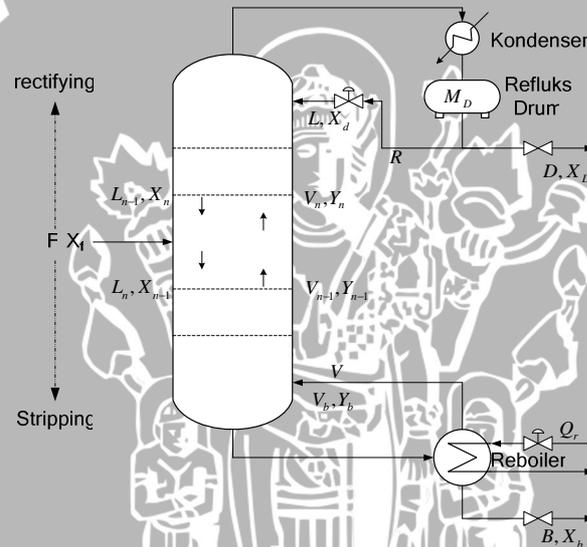
α = *relative volatility*

Input tunggal plant adalah *feed* ke dalam tray ke- N_F . Laju aliran masuk adalah F (gmol/menit) dengan komposisi Z (fraksi mol komponen yang lebih



volatil). Output *vapour* pada bagian atas terkondensasi total dalam kondenser dan masuk kedalam *reflux drum*. Kandungan pada *reflux drum* diasumsikan tercampur sempurna dengan komposisi X_d . *Reflux* dipompa kembali ke tray teratas dengan laju L_0 dan sebagai distilat dengan laju D .

Pada dasar kolom, cairan *bottom product* mengalir dengan laju B dan dengan komposisi X_b . Laju *steam* pada *reboiler* adalah dengan laju Q_r . Kita asumsikan cairan pada *reboiler* dan pada dasar kolom adalah tercampur sempurna dengan komposisi X_b . Komposisi *vapour* yang meninggalkan dasar kolom dan masuk ke tray terbawah adalah y_B . Kolom tersusun dari N_T tray. Cairan yang terkumpul pada setiap tray diasumsikan tercampur sempurna dengan komposisi X_n . Sistem kolom distilasi biner dapat dilihat dalam Gambar 2.7.



Gambar 2.7. Kolom distilasi tunggal sistem biner

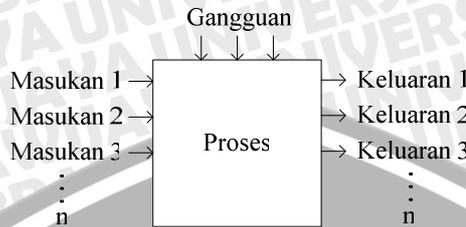
(Sumber: Doherty Malone, 2001)

Keterangan :

- F_f = Laju *feed* (gmol/menit).
- B = Laju *bottom product* (gmol/menit).
- D = Laju distilat (gmol/menit).
- X_d = Fraksi methanol pada distilat.
- X_b = Fraksi metanol pada *bottom*.
- X_f = Fraksi *feed*.
- M_D = *Liquid holdup* pada *reflux drum*.

2.2 Multivariable Decoupling Control sistem MIMO 2X2

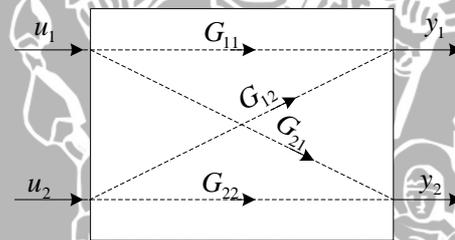
2.2.1 Sistem pengendalian MIMO 2X2 loop interaction



Gambar 2.8 Diagram umum proses MIMO dengan n variabel

(Sumber: Smith and Corripio, 1997)

Skema sistem pengendalian multi input multi output (MIMO) terlihat dalam Gambar 2.8 dimana asumsi yang diambil adalah jumlah variable yang diatur. Perubahan dalam variabel u_1 , tidak hanya akan mempengaruhi variable y_1 , tetapi juga akan mempengaruhi seluruh variabel yang lain (y_2, y_1, \dots, y_n). pengaruh terhadap variable yang lain terjadi karena adanya interaksi. Sedangkan gangguan merupakan masukan yang tidak terukur atau tidak diketahui.



Gambar 2.9 Struktur sistem MIMO 2X2 loop interaction model *P-canonical*

(Sumber: Smith and Corripio, 1997)

Tidak semua dimensi banyak yang dapat diuraikan menjadi subsistem 2X2, dua input dan dua output saja. Pada umumnya 2X2 input-output sistem multivariabel direpresentasikan dalam bentuk *P-canonical* yang berupa umpan balik maju (*feedforward*) seperti terlihat di Gambar 2.9.

$$\frac{y_1(s)}{u_1(s)} = G_{11}(s) \quad (2.4)$$

$$\frac{y_1(s)}{u_2(s)} = G_{12}(s) \quad (2.6)$$

$$\frac{y_2(s)}{u_1(s)} = G_{21}(s) \quad (2.5)$$

$$\frac{y_2(s)}{u_2(s)} = G_{22}(s) \quad (2.7)$$



Untuk sistem pengendalian MIMO 2X2 *loop interaction* ada dua kemungkinan struktur pengendalian dengan empat fungsi transfer dinamika proses seperti yang terlihat pada Gambar 2.9

$$y_1(s) = G_{11}(s)u_1(s) + G_{12}(s)u_2(s) \quad (2.8)$$

$$y_2(s) = G_{21}(s)u_1(s) + G_{22}(s)u_2(s) \quad (2.9)$$

$$\underline{y}(s) = \underline{G}(s)\underline{u}(s) \quad (2.10)$$

dimana $\underline{y}(s)$ dan $\underline{u}(s)$ matrik dengan dua elemen:

$$\underline{y}(s) = \begin{bmatrix} y_1(s) \\ y_2(s) \end{bmatrix}, \text{ dan} \quad (2.11)$$

$$\underline{u}(s) = \begin{bmatrix} u_1(s) \\ u_2(s) \end{bmatrix} \quad (2.12)$$

sedangkan $\underline{G}(s)$ adalah matrik fungsi transfer proses,

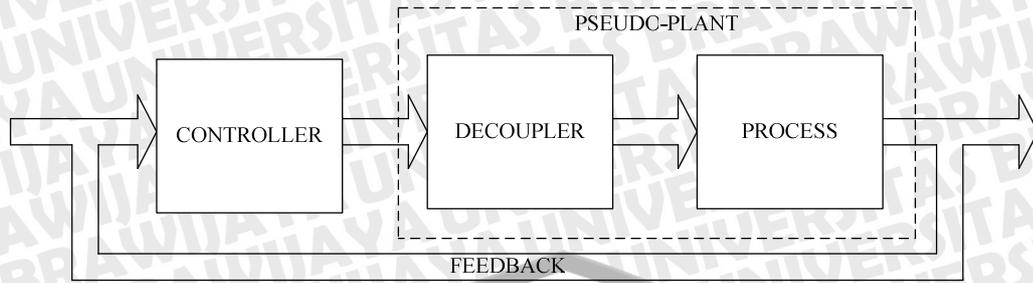
$$\underline{G}(s) = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \quad (2.13)$$

Fungsi-fungsi transfer di atas dapat digunakan untuk menentukan pengaruh perubahan baik dalam u_1 maupun u_2 terhadap y_1 dan y_2 .

Sistem pengendalian proses *multivariable* lebih sulit untuk dirancang dan dioperasikan dibanding sistem single input single output, karena adanya interaksi yang terjadi antara variabel masukan dan keluaran. Interaksi ini berlangsung secara berkelanjutan sampai keadaan *steady state* tercapai.

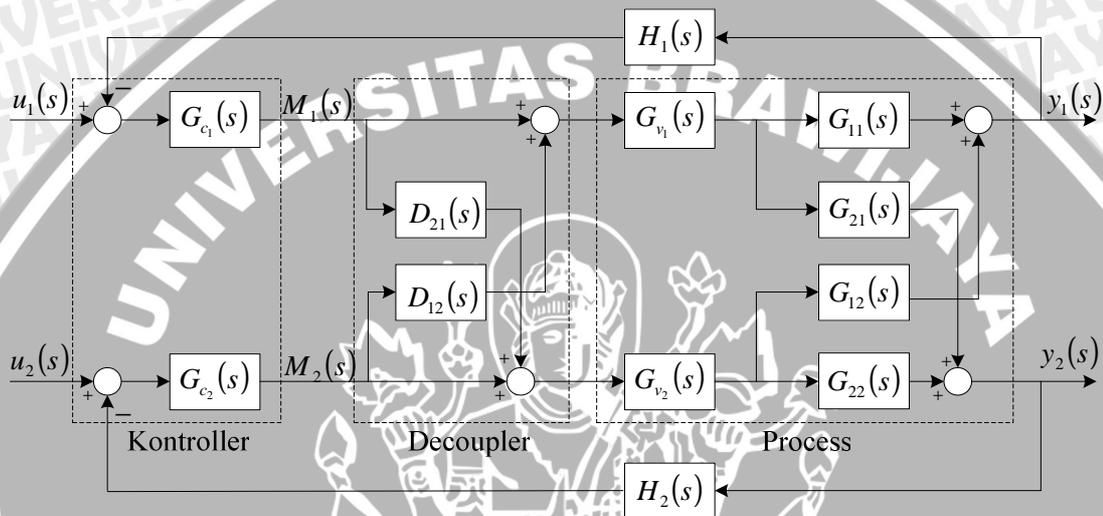
2.2.2 Multivariable Decoupling Control

Salah satu pendekatan untuk menjawab MIMO 2X2 *loop interaction* adalah dengan mendesainnya *loop interaction* dengan skema kontrol *decoupling*. Tujuannya adalah untuk mengurangi atau menghilangkan efek interaksi antar loop. Hal ini kemudian dibentuk sebagai jaringan pengganti disebut *decouplers*. Fungsi dari jaringan pengganti ini adalah untuk menguraikan system MIMO 2X2 menjadi dua loop tunggal yang berdiri sendiri. Bentuk umum dari strukturnya dapat dilihat dalam Gambar 2.10. (Tham, M. T. 1999)



Gambar 2.10 Struktur Umum *Decoupling System*

(Sumber: Smith and Corripio, 1997)



Gambar 2.11 Blok diagram sistem MIMO 2X2 *loop interaction* dengan *decoupler*

(Sumber: Smith and Corripio, 1997)

Keadaan proses sistem dimana terdapat *cross block* yaitu blok $G_{12}(s)$ dan $G_{21}(s)$ sebagai *interacting* blok dikondisikan dengan penambahan blok fungsi alih $D_{12}(s)$, dan $D_{21}(s)$ sebagai *decoupler*. Tujuan penambahan *decoupler* ini, $D_{ij}(s)$ adalah untuk menghilangkan efek yang terjadi karena adanya *cross block*, $G_{ij}(s)$ sehingga masing-masing *control variable*, $y_i(s)$ dan $D_{ij}(s)$ tidak dipengaruhi oleh perubahan *manipulated variable*, $M_j(s)$ dari loop yang lainnya. Atau dalam persamaan matematik dapat dituliskan sebagai berikut. (Smith and Corripio, 1997:565)

$$\frac{y_1(s)}{M_2(s)} = D_{12}(s)G_{v1}(s)G_{11}(s) + G_{v2}(s)G_{12}(s) = 0 \quad (2.14)$$

$$\frac{y_2(s)}{M_1(s)} = D_{21}(s)G_{v2}(s)G_{22}(s) + G_{v1}(s)G_{21}(s) = 0 \quad (2.15)$$

sehingga dapat dituliskan kembali menjadi

$$D_{12}(s) = -\frac{G_{v2}(s)G_{12}(s)}{G_{v1}(s)G_{11}(s)} \quad (2.16)$$

$$D_{21}(s) = -\frac{G_{v1}(s)G_{21}(s)}{G_{v2}(s)G_{22}(s)} \quad (2.17)$$

Hubungan antara masing-masing *control variable* dan *manipulated variable* dapat digambarkan dalam persamaan sebagai berikut.

$$\frac{y_1(s)}{M_1(s)} = G_{v1}(s)G_{11}(s) + D_{21}(s)G_{v2}(s)G_{12}(s) \quad (2.18)$$

$$\frac{y_2(s)}{M_2(s)} = G_{v2}(s)G_{22}(s) + D_{12}(s)G_{v1}(s)G_{21}(s) \quad (2.19)$$

Dari persamaan-persamaan di atas dapat dilihat bahwa di dalam sistem decoupling, tiap *manipulated variable* mempengaruhi *control variable* dalam jalur parallel. Jika persamaan 2.16 disubstitusikan ke persamaan 2.18 dan persamaan 2.17 disubstitusikan ke persamaan 2.19 akan dihasilkan

$$\frac{y_1(s)}{M_1(s)} = G_{v1}(s) \left[G_{11}(s) - \frac{G_{21}(s)G_{12}(s)}{G_{22}(s)} \right] \quad (2.20)$$

$$\frac{y_2(s)}{M_2(s)} = G_{v2}(s) \left[G_{22}(s) - \frac{G_{12}(s)G_{21}(s)}{G_{11}(s)} \right] \quad (2.21)$$

2.3 Sistem Kontrol

PID merupakan kontroler yang sering digunakan di industri karena mudah untuk diaplikasikan dan pada umumnya sudah cukup untuk mengendalikan *plant* yang ada. PID terdiri atas susunan kontroler *proporsional* (P), *integral* (I) dan *derivative* (D). Berikut akan diuraikan untuk masing – masing parameternya.

2.3.1 Kontroler P (Proporsional)

Variabel yang dimanipulasi (M_v) didasarkan atas persamaan (2.22), dimana K_p merupakan gain proporsional dan e adalah error yaitu setpoint dikurangi proses variabel. Dalam beberapa kontroler, gain proporsional dinyatakan dalam bentuk Proporsional Band (PB) yaitu:

$$M_v(t) = K_p \cdot e(t) \quad (2.22)$$

$$K_p = \frac{100}{PB} \quad (2.23)$$

Aksi proporsional akan mengurangi error antara setpoint dan proses variable, tetapi tidak sampai menghilangkannya sehingga akan selalu memiliki *offset*. Memperbesar nilai K_p akan mempercepat respon sistem loop tertutup. Akan tetapi dengan K_p yang semakin besar, maka osilasi sistem akan meningkat dan apabila terlalu besar maka sistem akan menjadi tidak stabil. Kerugian utama kendali proporsional adalah ketika pada saat keadaan tunak (*steady state*) terjadi gangguan, variabel kendali tidak dengan cepat membuat variabel terkontrol kembali ke nilai *setpoint*. Karena pada sistem kendali ini untuk mengendalikan variabel terkontrol membutuhkan sinyal kesalahan (error), yang akan menurun ketika variabel terkontrol mendekati nilai setpoint. (Gunterus, F., 1994).

2.3.2 Kontroler I (Integral)

Pada kontrol integral (I), M_v didasarkan pada jumlah total error yang terjadi pada periode tertentu. Aksi integral ini akan membuat error menjadi nol. Nilai keluaran kontroler $m(t)$ diubah dengan laju yang sebanding dengan sinyal kesalahan penggerak $e(t)$. Dalam persamaan matematisnya sebagai berikut:

$$M_v(t) = \frac{1}{T_i} \int_0^t e(t) dt \quad (2.24)$$

Dimana T_i merupakan konstanta waktu integral dalam satuan menit atau detik. Pada beberapa kontroler, T_i dinyatakan sebagai gain integral (K_i) yaitu:

$$K_i = \frac{1}{T_i} \quad (2.25)$$

Kegunaan utama ditambahkan faktor integral dalam sistem kendali proses adalah untuk menghilangkan kesalahan keadaan tunak. Jika kesalahan ada, integrator cenderung untuk meningkatkan aksi kendali kearah keluaran yang diinginkan. Akibatnya, jika kesalahan tidak ada (nol) maka keluaran *integrator* yang kontinyu dan konstan digunakan untuk menjaga aksi kendali pada kondisi keadaan tunak. Tetapi salah satu kerugian dalam penggunaan kendali integral bahwa proses terkontrol cenderung menghasilkan tanggapan yang berosilasi dan akan mengurangi kestabilan sistem. Kontroler ini juga mempunyai pengaruh pada kecepatan respon sistem mencapai keadaan mantap yang menjadi lamban. (Gunterus, F. 1994).

2.3.3 Kontroler D (Differensial)

Aksi kendali differensial dipakai untuk mempercepat tanggapan dinamik sistem kendali, yaitu mengantisipasi sinyal kesalahan yang akan terjadi dengan memperhatikan laju perubahan kesalahan. Persamaan umum dari kendali differensial adalah :

$$M_v(t) = T_D \frac{d}{dt} [e(t)] \quad (2.26)$$

Dimana T_D adalah konstanta waktu differensial dalam satuan menit atau detik. Dalam beberapa controller, T_D dinyatakan dalam gain differensial:

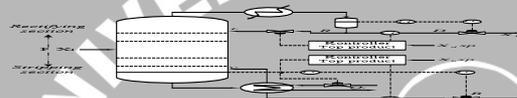
$$K_D = T_D \quad (2.27)$$

Dengan memberikan aksi kontroler differensial maka proses terkontrol cenderung stabil, sehingga sering digunakan untuk melawan pengaruh osilasi yang disebabkan oleh aksi integral. Aksi kendali tipe ini tidak dapat digunakan sendirian karena ketika kesalahan nol dan konstan maka kontroler tak memiliki keluaran. Keuntungan aksi differensial adalah dapat mengurangi maksimum overshoot dan meredam sifat osilasi dari sistem kendali.

Umpan balik differensial didasarkan pada prinsip bahwa sistem kendali memantau laju perubahan variabel dan akan mengantisipasi seberapa besar variabel yang akan datang, dan dapat menghasilkan koreksi sebelum kesalahan menjadi besar. Jadi kendali differensial mendahului kesalahan penggerak, mengawali aksi koreksi dini dan cenderung memperbesar kestabilan sistem. (Gunterus, F. 1994).

2.3.4 Kontroler PID (Proporsional – Integral – Differensial)

Sistem kendali PID memiliki umpan balik yang merupakan gabungan dari kontroler proporsional, integral dan differensial. Aksi kontroler proporsional dalam hal ini berfungsi untuk mempercepat tanggapan awal sistem, t_r (*rise time*/waktu bangkit). Aksi kontroler integral pada sistem kendali PID digunakan jika sistem harus menjaga variabel proses pada nilai pengoperasian nominal, dimana perubahan variabel proses hanya akan terjadi sebagai akibat perubahan beban. Aksi kontroler differensial untuk mempercepat tanggapan dinamik dan aksi integral untuk menghilangkan kesalahan keadaan tunak. Aksi kontroler PID ini diberikan dalam persamaan sebagai berikut:



$$(2.28)$$

sehingga fungsi alihnya adalah

$$\frac{M(s)}{E(s)} = K_p \left(1 + T_d s + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (2.29)$$

Seperti telah disebutkan, mode proporsional dalam kontroler PID menghasilkan sinyal keluaran yang proporsional terhadap perbedaan antara nilai keluaran dan nilai *setpoint*. Kendali integral berfungsi untuk menghasilkan keluaran yang proporsional dengan penjumlahan waktu dan lamanya waktu sinyal kesalahan timbul. Bagian differensial menghasilkan sinyal keluaran yang sebanding dengan laju perubahan sinyal kesalahan. Kontroler PID tepat digunakan pada sistem di mana kontroler harus mampu merespon perubahan sinyal yang cepat, dan pada kasus dimana terdapat kelambatan waktu yang panjang antara pemakaian aksi koreksi, dan munculnya perubahan yang nyata sebagai akibat dari pemberian aksi kendali. (Gunterus, F. 1994)

Pengaturan dan penalaan kontroler PID untuk mendapatkan performansi yang optimal dilakukan dengan mencari kombinasi dari ketiga model tersebut, ini dilakukan saat proses benar-benar berjalan. Penetapan awal sistem kendali diperkirakan, dan tiga mode ditala dengan baik untuk akhirnya dicapai penetapan kendali optimal.

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Pada bab ini akan diuraikan metode kajian yang akan dilakukan dalam melakukan pengendalian terhadap konsentrasi methanol pada konsentrasi *top product* dan konsentrasi methanol produk bawah pada kolom distilasi biner methanol-air dengan menggunakan metode *multivariable decoupling control*.

Metode kajian dalam penulisan skripsi ini adalah :

3.1 Alat Penelitian

Alat yang digunakan untuk mengerjakan penelitian ini adalah:

1. Seperangkat komputer *stand-alone* tipe AMD Athlon dengan sistem operasi Windows XP SP2.
2. Software yang digunakan adalah MATLAB 7.0.4 .

3.2 Rancangan Penelitian

Sebelum merancang sistem pengendalian konsentrasi methanol produk atas dan konsentrasi mthanol produk bawah pada kolom distilasi methanol-air maka dilakukan kajian pustaka, tahap selanjutnya adalah perancangan sistem:

1. Kajian pustaka

Kajian pustaka yang dipelajari berupa hal-hal yang berkaitan dengan:

- Teori dasar tentang plant kolom distilasi biner beserta data karakteristik plant.
- Teori dasar *Multivariable Decoupling Control*.
- Teori kontrol yaitu tentang kontrol proporsional, integral, differensial dan proporsional plus integral plus differensial.

2. Pemodelan matematis sistem

Langkah-langkah untuk mendapatkan model matematis sistem antara lain :

- Menentukan prinsip kerja sistem plant kolom distilasi biner beserta komponen-komponen penyusunnya dengan berdasarkan pemisahan metanol-air.

- Sistem kolom distilasi biner kemudian dimodelkan menjadi persamaan matematis berdasarkan data yang diperoleh dari tesis yang dilakukan oleh Biyanto dengan *dead-time* pada FODPT.
 - Pembentukan blok diagram sistem kolom distilasi biner pemisahan metanol-air.
3. Desain kontroller PID dengan metode *Multivariable Decoupling Control*:
- Diagram blok sistem plant kolom distilasi yang berupa sistem 2X2 MIMO 2X2 *loops interaction* kemudian dipisahkan menjadi dua buah SISO dengan teknik *multivariable decoupling control* agar dapat ditentukan parameternya.
 - Tahap selanjutnya dilakukan tuning kontroller PID.
 - Setelah didapat K_p , T_i , dan T_d yang sesuai kemudian diintegrasikan ke dalam keseluruhan sistem pengendalian pada plant atas dan plant bawah.

4. Simulasi dan analisa

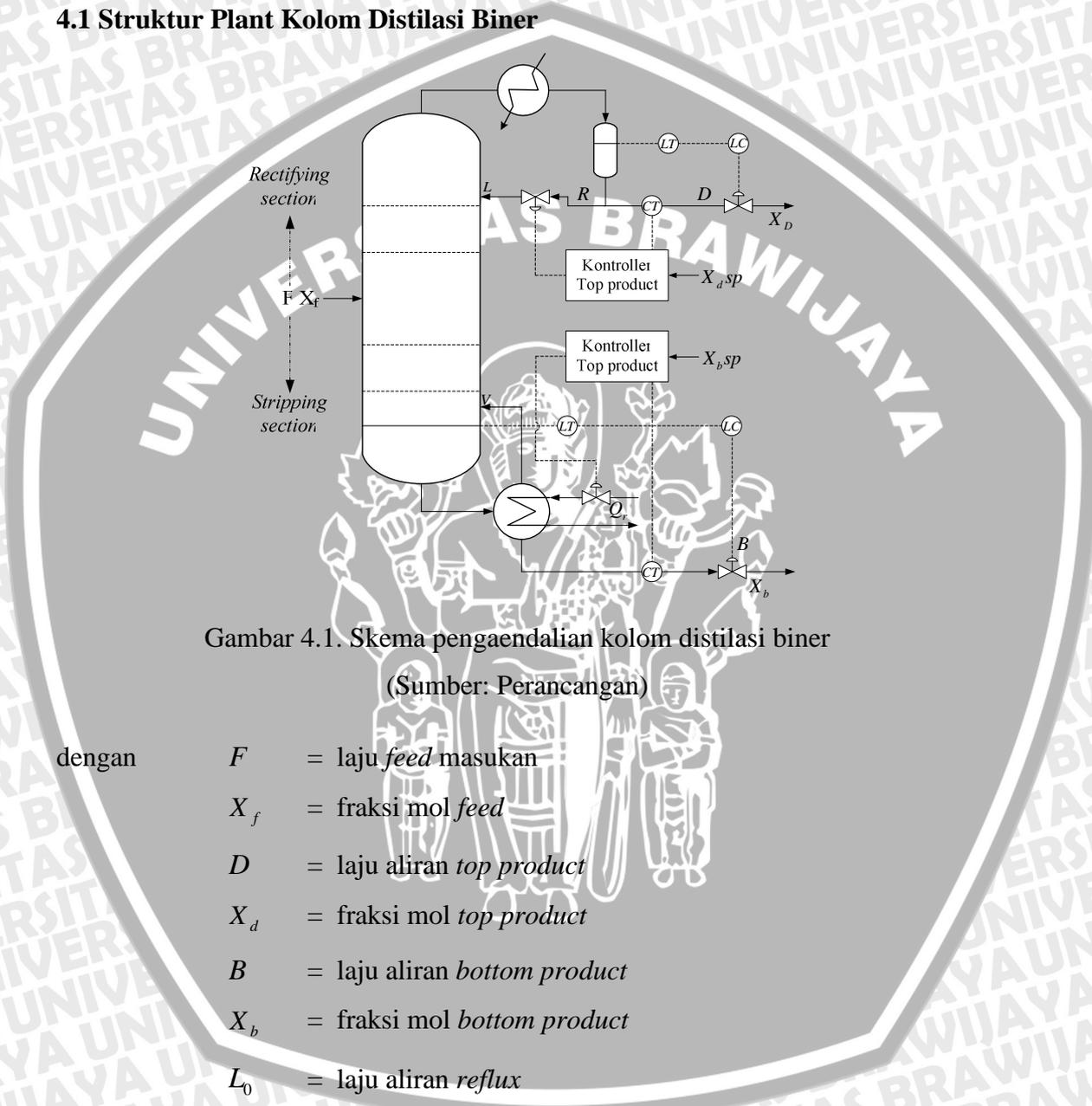
Blok sistem kolom distilasi biner dengan rancangan kontroller PID setelah didapatkan K_p , T_i , dan T_d , selanjutnya disimulasikan dengan menggunakan *simulink* software MATLAB yang diujikan pada sistem tanpa pengendali dan dengan pengendali dan kemudian dengan pemberian gangguan pada sistem dan kemudian dianalisa hasilnya.

5. Penarikan kesimpulan

Kesimpulan diambil berdasarkan analisa *output* kontroler PID pada plant atas dan bawah dengan penggunaan kontroler PID dan gangguan. Kesimpulan merupakan hasil akhir yang diperoleh dari pengamatan performansi simulasi pada sistem kolom distilasi biner setelah penerapan kontroller PID-*decoupling* pada sistem kolom distilasi biner.

BAB IV
PEMODELAN SISTEM
DAN PERANCANGAN PENGENDALI

4.1 Struktur Plant Kolom Distilasi Biner



Gambar 4.1. Skema pengendalian kolom distilasi biner
 (Sumber: Perancangan)

dengan

- F = laju *feed* masukan
- X_f = fraksi mol *feed*
- D = laju aliran *top product*
- X_d = fraksi mol *top product*
- B = laju aliran *bottom product*
- X_b = fraksi mol *bottom product*
- L_0 = laju aliran *reflux*
- R = *reflux ratio*
- Q_r = laju panas *reboiler*



Struktur *plant* kolom distilasi methanol-air dapat dilihat dalam Gambar 4.1. Pada bagian top product, LT (*Level Transmitter*) berfungsi untuk mengetahui tinggi permukaan cairan pada *reflux drum* yang kemudian akan memberikan aksi pada LC (*Level Control*) untuk mengendalikan bukaan *valve top product* pada persentase tertentu. Pada bagian *bottom product* LT digunakan untuk mengukur ketinggian permukaan cairan pada dasar *vertical shell* yang kemudian akan memberikan aksi kepada LC guna mengendalikan bukaan *valve bottom product* pada persentase tertentu. Pada skripsi ini LC (*level control*) diasumsikan terkontrol sempurna oleh perubahan LT (*level transmitter*). Acuan sensor *transmitter* yang digunakan adalah CT (*Concentration Transmitter*) sebagai sensor konsentrasi methanol yang terdapat pada cairan *top product* dan *bottom product*. Sedangkan *valve* L_0 (*Laju Reflux*) dan *valve* Q_r (*Laju Panas Reboiler*) berfungsi sebagai aktuator.

4.2 Pemodelan plant sistem kolom distilasi biner

Skripsi ini digunakan sistem kolom distilasi biner pemisahan methanol-air dan disimulasikan dengan menggunakan *simulink* pada *software* Matlab 7.04. Perancangan plant kolom distilasi biner pemisahan methanol-air ditunjukkan oleh tabel 4.1. Variabel yang dikendalikan adalah fraksi mol methanol pada *top product* (X_d) dan fraksi mol metanol pada *bottom product* (X_b). Sedangkan variabel yang dimanipulasi yaitu laju *reflux* (L_0) dan laju panas pada *reboiler* (Q_r). Tekanan operasi pada kolom distilasi methanol-air adalah sebesar 760 mmHg atau 1 atm. Kemurnian *top product* sebagai distilat di atur dengan fraksi mol metanol sebesar 99%. Sedangkan pada *bottom product* di atur dengan fraksi mol metanol 1%. Laju energi kalor untuk *reboiler* adalah sebesar $35,1 \times 10^4$ kcal/menit.

Tabel 4.1. Data *steady state* kolom distilasi methanol - air

Laju <i>feed</i> (F), gmol/menit	45000,0
Laju <i>distillate</i> (D), gmol/menit	22500,0
Laju <i>top product</i> (B), gmol/menit	22500,0
Komposisi <i>feed</i> (X_f), fraksi mol methanol	0,5
Komposisi distilat (X_d), fraksi mol methanol	0,99
Komposisi <i>bottom product</i> (X_B), fraksi mol methanol	0,01
<i>Refluks ratio</i>	2
Jumlah <i>tray</i>	30
Letak <i>feed tray</i>	5
Tekanan operasi (atm)	1,0
Beban kondensor, 10^4 kcal/menit	34,5
Beban <i>reboiler</i> , 10^4 kcal/menit	35,1

(Sumber : Biyanto, 2004)

Asumsi-asumsi yang digunakan dalam memodelkan plent kolom distilasi biner ini adalah:

- Proses yang terjadi memiliki *constant molar overflow* sehingga laju aliran cairan dari satu *tray* ke *tray* lain dibawahnya adalah konstan.

$$L_0 = L_1 = \dots = L_n \quad (4.1)$$

- Proses yang terjadi memiliki *constant molar vaporization* sehingga laju aliran *vapour* dari satu *tray* ke *tray* lain diatasnya adalah konstan.

$$V_0 = V_1 = \dots = V_n \quad (4.2)$$

- *Vapour* yang keluar dari *tray* teratas memiliki rapat jenis dan komposisi yang sama dengan cairan dalam *reflux drum*.

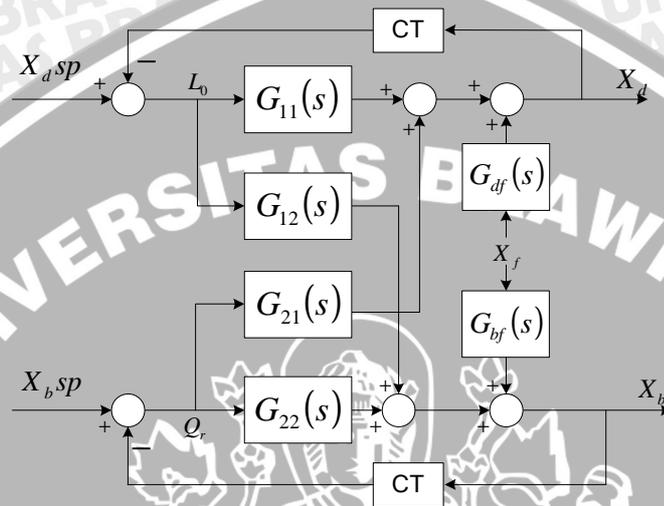
$$X_{1,0} = X_{1,1} = X_D \quad (4.3)$$

- Cairan pada bagian dasar *vertical shell* memiliki rapat jenis dan komposisi yang sama dengan cairan di dalam *reboiler*

$$X_{1,7} = X_B \quad (4.4)$$

- *Pressure drop* dari tiap tray diabaikan sehingga *pressure* di tiap ruang tray pada *vertical shell* dianggap sama.
- Kehilangan panas yang keluar sistem diabaikan.
- Menggunakan total kondenser dan parsial *reboiler*.

Variabel–variabel ini disusun dalam diagram blok MIMO (Multi *Input* Multi *Output*) dalam Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Blok diagram proses kolom distilasi (Sumber: perancangan)

Metode yang paling umum digunakan dalam memperoleh model dinamika proses linier adalah mencari parameter-parameter (*deadtime*, *time constant*, *steady-state gain*) yang sesuai dengan data respons hasil uji step. Proses yang diidentifikasi biasanya adalah proses lup terbuka.

Fungsi transfer blok diagram dalam Gambar 4.2 adalah sebagai berikut :

$$\begin{bmatrix} X_d \\ X_b \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11} & G_{21} \\ G_{12} & G_{22} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} R \\ Q_r \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} G_{df} \\ G_{bf} \end{bmatrix} [X_f] \tag{4.5}$$

Nilai masing-masing *gain*, *time* konstan dan *dead time* pada tiap fungsi transfer diatas didapatkan melalui proses *open loop plant* kolom distilasi dan kemudian ditentukan persamaan FOPDT-nya (*First order Plus Dead Time*). Sedangkan mengenai proses untuk mendapatkan nilai *gain*, *time* konstan dan *dead time* dapat dilihat pada penjelasan dibawah ini.

Dalam skripsi ini semua fungsi transfer menggunakan model orde satu dengan *deadtime*, dimana sebagian besar proses-proses lup terbuka dalam bidang teknik kimia dapat dimodelkan dengan : (Luyben, 1990).

$$\frac{Y(s)}{X(s)} = \frac{Ke^{-\theta s}}{\tau s + 1} \quad (4.6)$$

Ada beberapa cara untuk memperoleh harga parameter model dinamika tersebut, untuk sistem lup terbuka (Marlin, 1995). Dari grafik yang menunjukkan respons lup terbuka sistem terhadap perubahan step, dilakukan perhitungan terhadap:

1. Besarnya perubahan step pada masukan, δ .
2. Besarnya perubahan *steady-state* pada keluaran proses, Δ .
3. Waktu yang dibutuhkan sistem untuk mencapai perubahan keluaran sistem sebesar 28 % dan 63 % dari nilai akhir Δ

parameter model dihitung sebagai berikut :

1. *Gain steady-state*, K

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \quad (4.7)$$

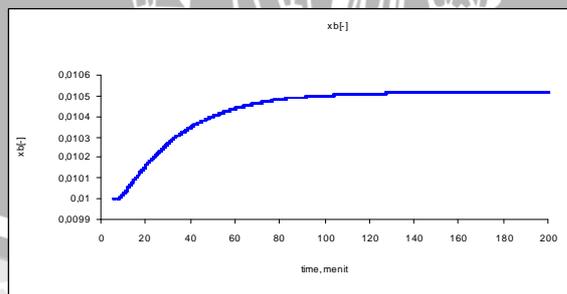
2. *Time constant* dan *dead time*

$$t_{28\%} = \theta + \frac{\tau}{3} \quad \text{dan} \quad t_{63\%} = \theta + \tau$$

$$\tau = 1.5(t_{63\%} - t_{28\%})$$

$$\theta = t_{63\%} - \tau \quad (4.8)$$

Sebagai contoh perhitungan digunakan uji step terhadap kolom distilasi dengan gangguan yang masuk adalah perubahan laju alir refluks, L_0 sebesar +1%. Respon komposisi produk bawah ditampilkan dalam Gambar 4.3 dibawah.



Gambar 4.3 Respon komposisi produk bawah kolom terhadap perubahan step sebesar 1% pada laju alir refluks.

(Sumber: Biyanto, 2004)



$$\Delta = 0.000519$$

$$0.63\Delta = 0.01032697$$

$$t_{63\%} = 32.48 \text{ menit}$$

$$0.28\Delta = 0.01014532$$

$$t_{28\%} = 14.0 \text{ menit}$$

Time constant dihitung sebagai berikut :

$$\begin{aligned} \tau &= 1.5(t_{63\%} - t_{28\%}) = 1.5(32.48 - 14.0) \\ &= 27.72 \text{ menit} \end{aligned}$$

Dead time dihitung sebagai berikut :

$$\theta = t_{63\%} - \tau = 32.48 - 27.72 = 4.76 \text{ menit}$$

Gain steady-state dihitung sebagai berikut :

$$K = \frac{\Delta}{\delta} \quad (4.9)$$

Agar diperoleh *gain* tidak berdimensi, maka *gain* tersebut dibagi dengan *transmitter span* yang dikalikan dengan *valve gain*. *Span* yang digunakan sebesar 1 % mol methanol. Sesuai dengan rasio *reflux* (R) sebesar 2 maka laju top product adalah setengah kali laju *reflux steady-state*, sehingga diperoleh:

$$K_p = 2,595$$

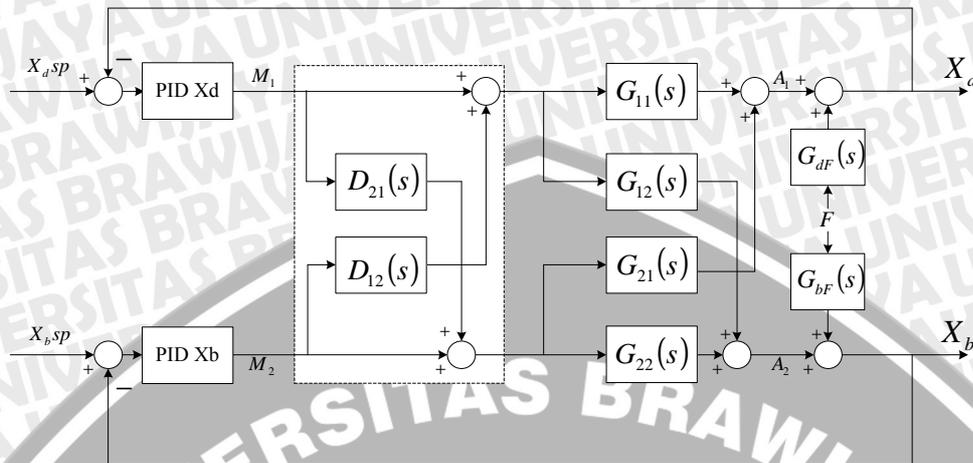
Jadi fungsi transfer proses :

$$G_p = \frac{2.595}{27.72s + 1} e^{-4.76s} \quad (4.10)$$

dengan menggunakan cara yang sama maka diperoleh fungsi transfer dari blok diagram adalah :

$$\begin{bmatrix} X_d \\ X_b \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.55}{24.75s + 1} e^{-5.25s} & \frac{-0.012}{24.75s + 1} e^{-5.01s} \\ \frac{2.595}{27.22s + 1} e^{-4.76s} & \frac{-0.1301}{27s + 1} e^{-1.5s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} L_0 \\ Q_r \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \frac{0.02}{24.03s + 1} e^{-6.7475s} \\ \frac{0.079}{27s + 1} e^{-0.5s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} X_f \end{bmatrix} \quad (4.11)$$

4.3 Struktur kontroler PID-decoupling plant kolom distilasi biner



Gambar 4.4. Blok diagram keseluruhan sistem kolom distilasi biner dengan menggunakan metode PID-decoupling
(Sumber: Perancangan)

Keadaan sistem dimana terdapat *cross block* (yaitu blok $G_{12}(s)$, dan $G_{21}(s)$) sebagai *loop interaction* dikondisikan dengan penambahan blok fungsi alih $D_{12}(s)$, dan $D_{21}(s)$ sebagai *decoupler*. Tujuan penambahan *decoupler* ini, adalah untuk menghilangkan efek yang terjadi karena adanya *cross block*, sehingga masing-masing *control variable* dan tidak dipengaruhi oleh perubahan *manipulated variable* dari loop yang lainnya. Atau dalam persamaan matematik dapat dituliskan sebagai berikut. (Smith and Corripio, 1997:565)

$$\frac{A_1(s)}{M_2(s)} = D_{12}(s)G_{11}(s) + G_{12}(s) = 0 \quad (4.12)$$

$$\frac{A_2(s)}{M_1(s)} = D_{21}(s)G_{22}(s) + G_{21}(s) = 0 \quad (4.13)$$

sehingga dapat dituliskan kembali menjadi

$$D_{12}(s) = -\frac{G_{12}(s)}{G_{11}(s)} \quad (4.14)$$

$$D_{21}(s) = -\frac{G_{21}(s)}{G_{22}(s)} \quad (4.15)$$

Hubungan antara masing-masing *control variable* dan *manipulated variable* dapat digambarkan dalam persamaan sebagai berikut.

$$\frac{A_1(s)}{M_1(s)} = G_{11}(s) + D_{21}(s)G_{12}(s) \quad (4.16)$$

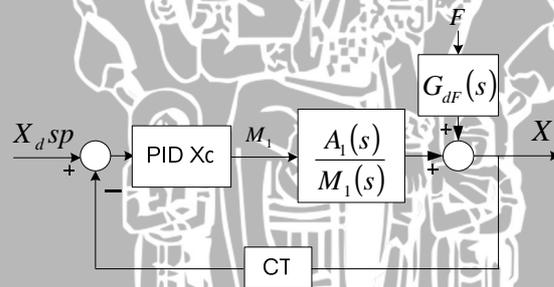
$$\frac{A_2(s)}{M_2(s)} = G_{22}(s) + D_{12}(s)G_{21}(s) \quad (4.17)$$

Dari persamaan-persamaan di atas dapat dilihat bahwa di dalam sistem decoupling, tiap *manipulated variable* mempengaruhi *control variable* dalam jalur parallel. Jika persamaan 4.14 disubstitusikan ke persamaan 4.16 dan persamaan 4.15 disubstitusikan ke persamaan 4.17 akan dihasilkan

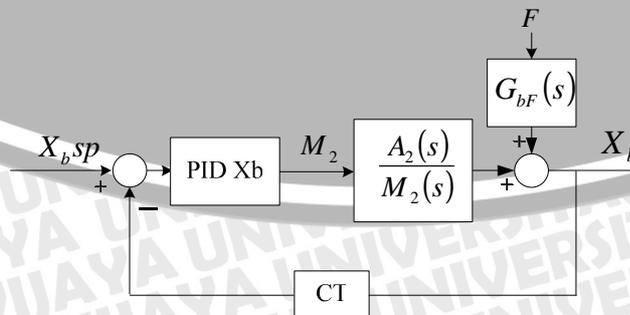
$$\frac{A_1(s)}{M_1(s)} = \left[G_{11}(s) - \frac{G_{21}(s)G_{12}(s)}{G_{22}(s)} \right] \quad (4.18)$$

$$\frac{A_2(s)}{M_2(s)} = \left[G_{22}(s) - \frac{G_{12}(s)G_{21}(s)}{G_{11}(s)} \right] \quad (4.19)$$

sehingga diagram blok keseluruhan dapat dijadikan dua blok loop tertutup sistem SISO seperti dalam Gambar 4.5 dan Gambar 4.6.



Gambar 4.5 Blok diagram plant atas (sumber: perancangan)



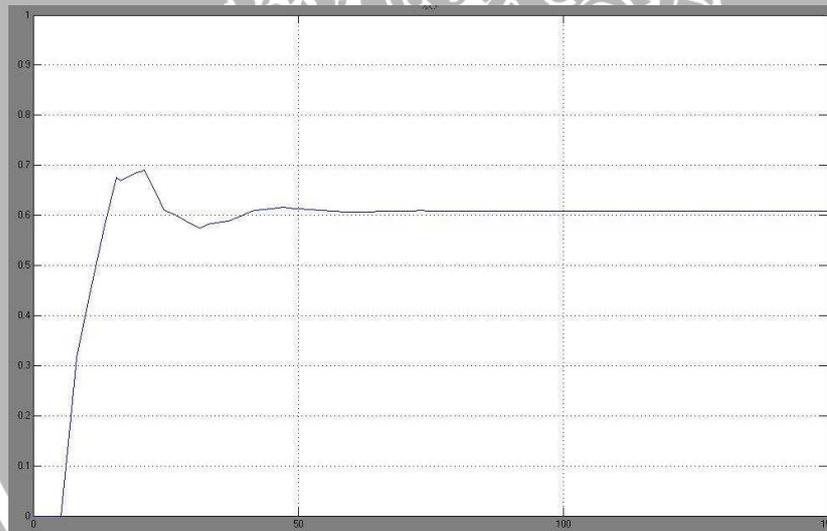
Gambar 4.6 Blok diagram plant bawah (sumber: perancangan)

4.4 Tuning PID

Pada skripsi ini dilakukan tuning PID pada plant dengan cara mengatur nilai K_p , T_i dan T_d secara berurutan dan dilihat perubahan respon plant dan diambil nilai terbaik. Pengaturan ini dilakukan pada simulasi *simulink* MATLABv7.04.

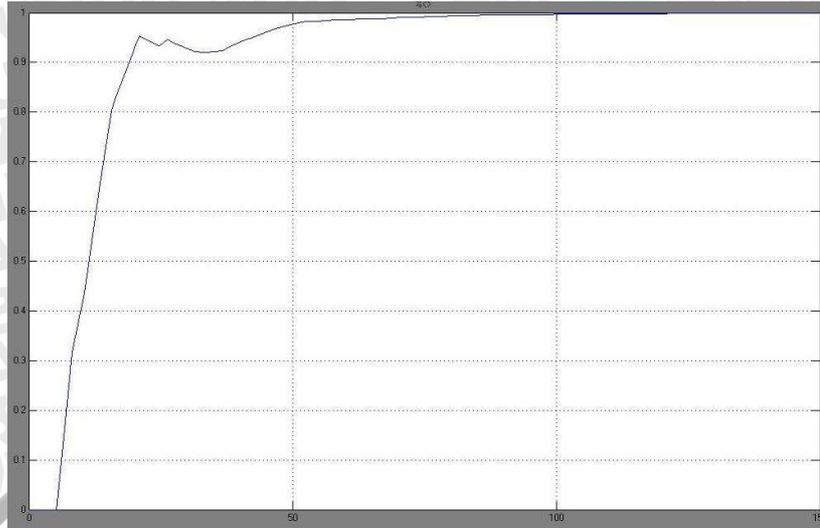
4.4.1 Tuning PID untuk plant atas

1. Tuning PID plant atas dilakukan dengan langkah pertama dengan mengatur gain kontroler proporsional atau nilai K_p terlebih dahulu sehingga didapatkan respon sistem terbaik pada harga $K_p=5$ seperti terlihat dalam Gambar 4.7. Dengan menentukan harga K_p yang tepat diharapkan dapat meningkatkan waktu naik atau *time rise* sistem, tetapi respon sistem yang didapatkan masih terdapat *offset (error steady state)* sehingga diperlukan penambahan kontroler integral.



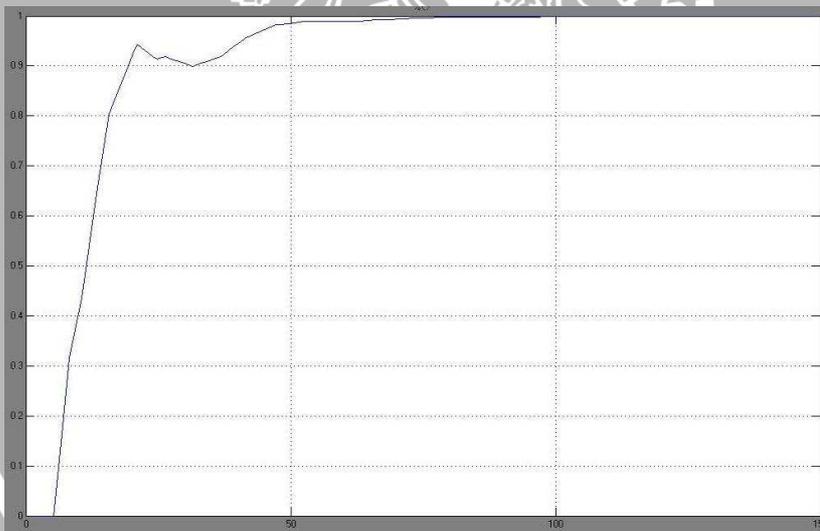
Gambar 4.7 Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=5$

2. Langkah kedua yaitu menentukan harga T_i untuk kontroler integral untuk mengurangi *offset* yang terjadi pada sistem setelah penentuan K_p , dilakukan pengaturan nilai T_i sehingga didapatkan respon sistem pada $T_i=0.23$ seperti terlihat dalam Gambar 4.8.



Gambar 4.8 Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=5$ dan $T_i=0,23$

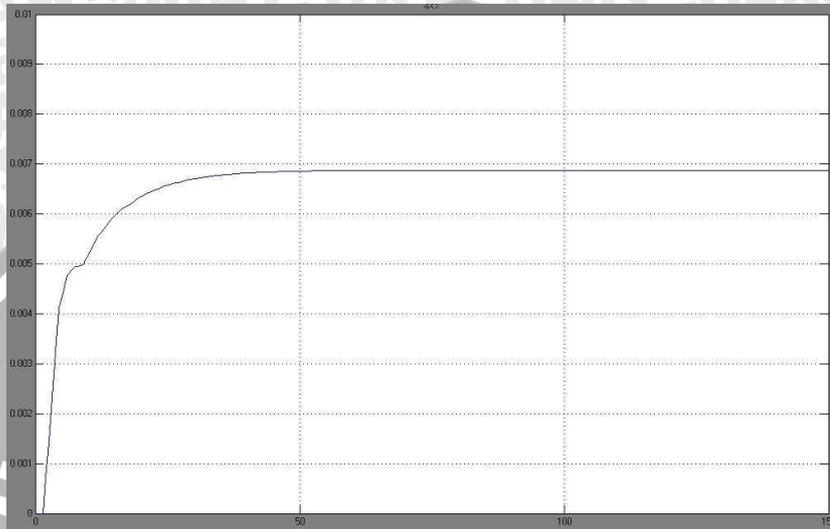
- Setelah didapatkan nilai K_p dan T_i kemudian diatur nilai T_d terbaik dan didapatkan harga $T_d=5$ dan respon sistem yang terjadi seperti terlihat dalam Gambar 4.9.



Gambar 4.9 Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=5$; $T_i=0,23$ dan $T_d=5$

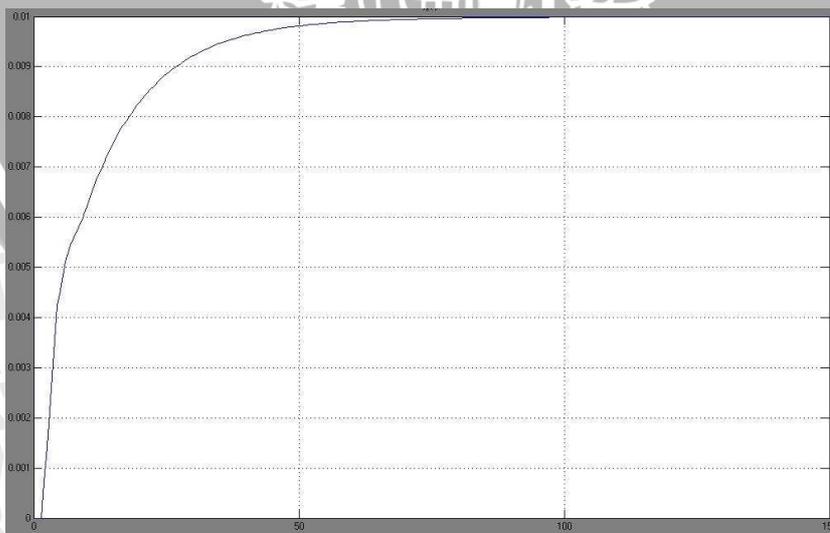
4.4.2 Tuning PID untuk plant bawah

1. Langkah pertama yaitu dengan mengatur nilai K_p terlebih dahulu sehingga didapatkan respon sistem terbaik pada harga $K_p=30$ seperti terlihat dalam Gambar 4.10.



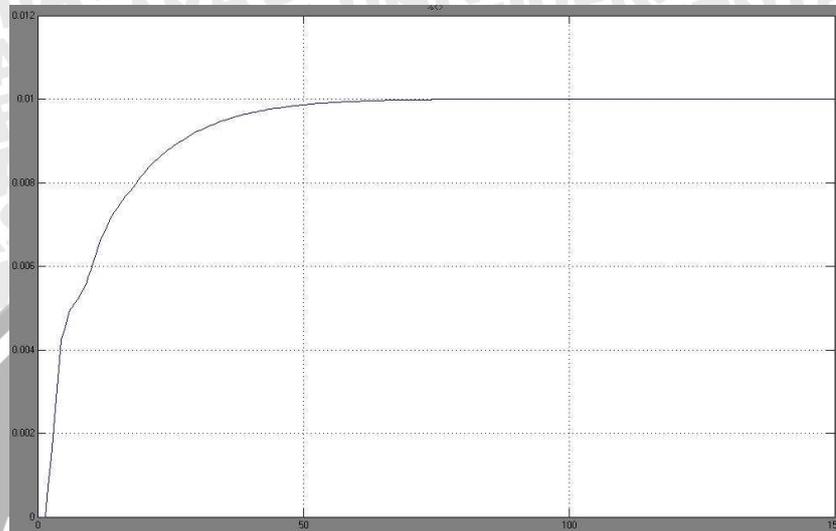
Gambar 4.10 Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=30$

2. Langkah kedua yaitu menentukan harga T_i untuk kontroler integral untuk mengurangi *offset* yang terjadi pada sistem setelah penentuan K_p , dilakukan pengaturan nilai T_i sehingga didapatkan respon sistem pada $T_i=1,2$ seperti terlihat dalam Gambar 4.11.



Gambar 4.11 Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=30$ dan $T_i=1,2$

3. Setelah didapatkan nilai K_p dan T_i kemudian diatur nilai T_d terbaik dan didapatkan harga $T_d=20$ dan respon sistem yang terjadi seperti terlihat dalam Gambar 4.12.



Gambar 4.12 Respon sistem plant atas untuk nilai $K_p=30$; $T_i=1,2$ dan $T_d=20$

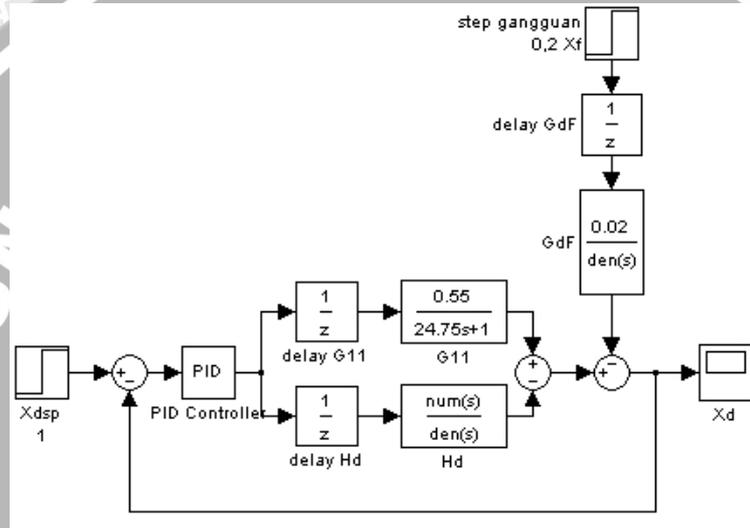


BAB V

SIMULASI DAN ANALISA

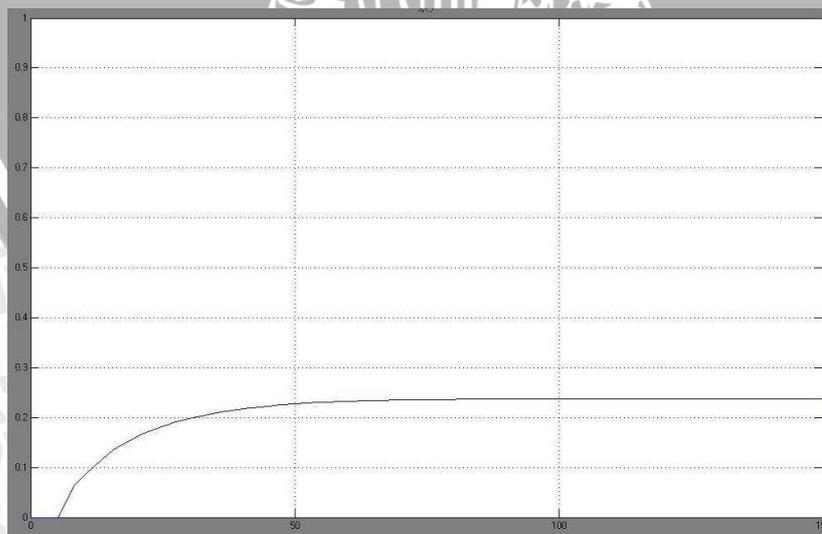
5.1 Simulasi sistem kolom distilasi biner pada plant atas

Pada plant atas setelah disimulasikan dengan *simulink* seperti terlihat dalam Gambar 5.1.



Gambar 5.1 Simulasi plant atas kolom distilasi biner pada *simulink*

5.1.1 Tanpa pengendalian dan gangguan

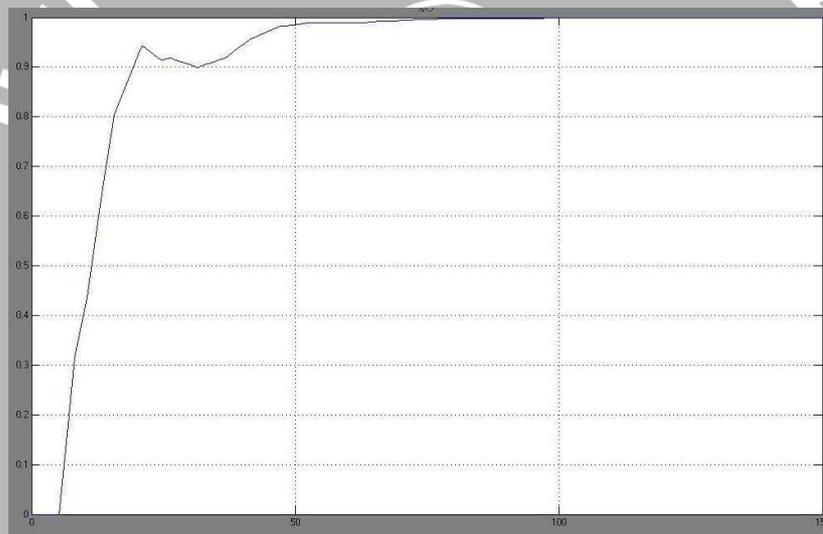


Gambar 5.2 Respon plant atas tanpa pengendali PID dan gangguan

Respon plant atas kolom distilasi biner terhadap masukan step X_{dsp} sebesar 1 tanpa menerapkan kontroler PID dengan meniadakan gangguan dapat dilihat dalam gambar 5.2. Performansi sistem yang terjadi adalah: *error steady state*, e_{ss} sebesar 0,7628; *settling time*, t_s sebesar 47,5 menit; *time delay*, t_d sebesar 13,8 menit; *rise time*, t_r sebesar 37,38 menit dan maksimum *overshoot*, M_p 0% dengan *dead time* adalah 5,25 menit.

Dari grafik respon ini terlihat bahwa plant kolom distilasi biner pemisahan methanol-air ini jika tidak diterapkan sistem pengendali walaupun mempunyai mengakibatkan hasil *top product*, X_d yang masih mempunyai nilai error yang relatif besar dengan nilai *top product* akhir sebesar 0,2372 fraksi mol.

5.1.2 Dengan pengendalian dan tanpa gangguan

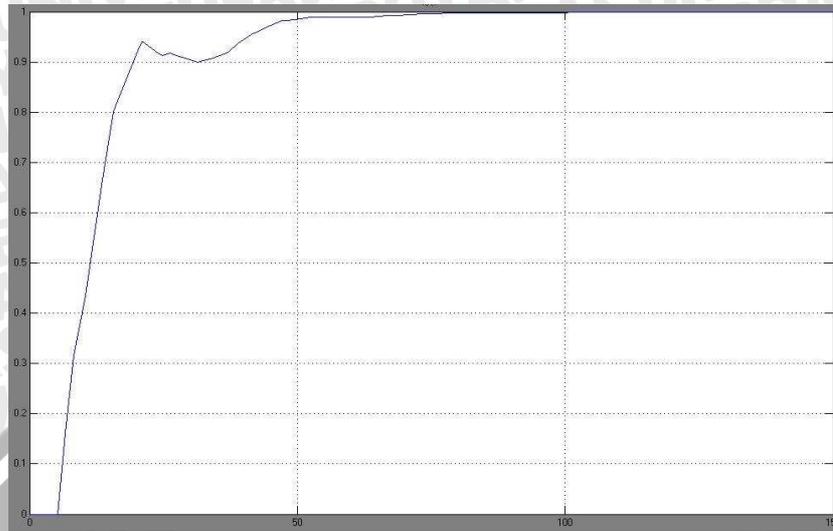


Gambar 5.3 Respon plant atas terhadap pengendali PID tanpa gangguan

Respon plant atas kolom distilasi biner terhadap masukan step X_{dsp} sebesar 1 dengan menerapkan kontroler PID dan mengabaikan gangguan dapat dilihat dalam gambar 5.3. Performansi sistem yang terjadi adalah sebagai berikut *error steady state*, e_{ss} sebesar 0,01; *settling time*, t_s sebesar 39,442 menit, *time delay*, t_d sebesar 11,303 menit; *rise time*, t_r sebesar 18,96 menit; tidak terjadi *overshoot* dan masih mempunyai *dead time* selama 5,25 menit.

Penggunaan kontroler PID pada plant ini meningkatkan fraksi mol akhir *top product* hingga sebesar 0,99 fraksi mol dengan waktu 39,442 menit.

5.1.3 Dengan pengendalian dan gangguan



Gambar 5.4 Respon plant atas terhadap pengendali PID dan gangguan

Respon plant atas kolom distilasi biner terhadap masukan step X_{dsp} sebesar 1 dengan menerapkan kontroler PID dan mempertimbangkan gangguan sistem berupa input unit step sebesar 0,2 dapat dilihat dalam gambar 5.4. Performansi sistem yang terjadi adalah *error steady state*, e_{ss} sebesar 0,01; *settling time*, t_s sebesar 39,544 menit; *rise time*, t_r sebesar 19,012; *time delay*, t_d sebesar 11,312 menit dan tidak mempunyai *overshoot* respon sistem dengan *dead time* masih tetap 5,25 menit.

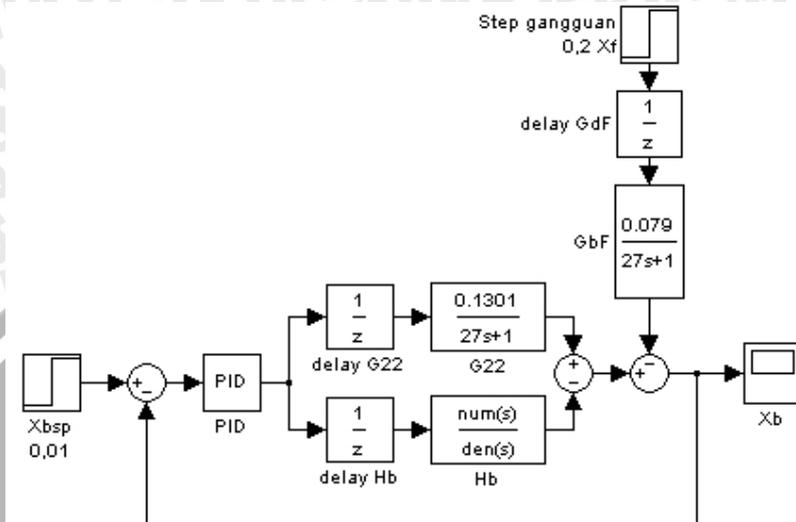
Hal ini berarti dengan mempertimbangkan gangguan sistem berupa penurunan X_f sebesar 0,2 fraksi mol didapatkan respon sistem cenderung lambat mencapai keadaan mantap sebesar 0,99 fraksi mol dengan *settling time*, t_s sebesar 39,544 dibandingkan pengendalian sistem kolom distilasi biner tanpa mempertimbangkan adanya kemungkinan gangguan.

Tabel 5.1 Performansi sistem kolom distilasi plant atas

No	Performansi		Tanpa PID dan gangguan	Dengan PID dan tanpa gangguan	Dengan PID dan gangguan
1	settling time	t_s	47,5 menit	39,442 menit	39,544
2	time delay	t_d	13,8 menit	11,303 menit	11,312
3	rise time	t_r	37,38 menit	18,96 menit	19,012
4	error steady state	e_{ss}	0,7628	0	0

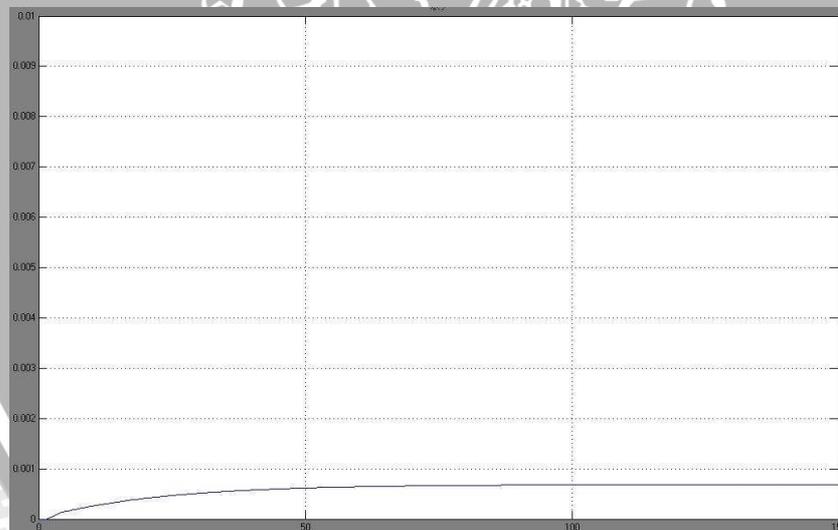
5.2 Simulasi sistem kolom distilasi biner pada plant bawah

Pada plant bawah setelah disimulasikan dengan *simulink* seperti terlihat dalam Gambar 5.5.



Gambar 5.5 Simulasi plant bawah kolom distilasi biner pada *simulink*

5.2.1 Tanpa pengendalian dan gangguan



Gambar 5.6 Respon plant bawah tanpa pengendali PID dan gangguan

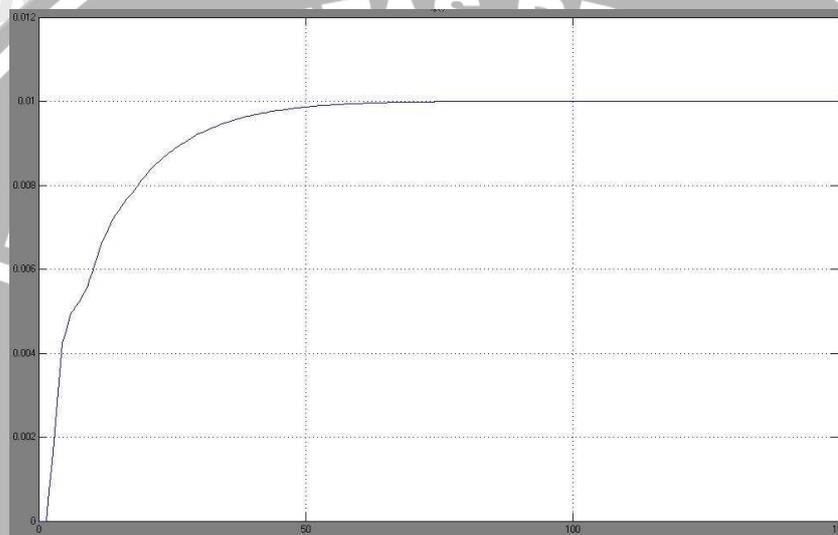
Respon plant bawah kolom distilasi biner terhadap masukan step X_{bsp} sebesar 0.01 fraksi mol methanol pada *bottom product* (X_b) tanpa menerapkan kontroler PID dengan mengabaikan gangguan dapat dilihat dalam Gambar 5.5.

Performansi sistem yang terjadi adalah: *error steady state* (e_{ss}) sebesar 0,00932;

settling time (t_s) sebesar 61,92 menit; *time delay* (t_d) sebesar 14,78 menit; *rise time* (t_r) sebesar 48,6 menit; M_p 0% dengan *dead time* adalah selama 1,5 menit.

Seperti dalam Gambar 5.6 untuk plant kolom distilasi biner pemisahan methanol-air, untuk plant bawah didapatkan dari simulasi sistem bahwa respon yang diberikan untuk membuat nilai komposisi bottom product sebesar 0,01 fraksi mol methana memerlukan waktu selama 61,92 menit dengan *dead time* sistem plant bawah sebesar 1,5 menit.

5.2.2 Dengan pengendalian tanpa gangguan

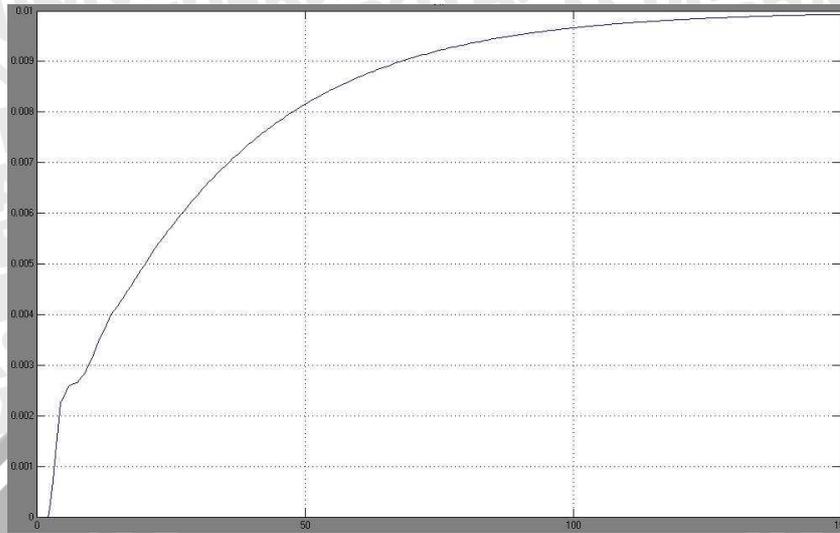


Gambar 5.7 Respon plant bawah terhadap pengendali PID tanpa gangguan

Respon plant bawah kolom distilasi biner terhadap masukan step X_{bsp} sebesar 0,01 dengan menerapkan kontroler PID dengan mengabaikan gangguan dapat dilihat dalam Gambar 5.7. Performansi sistem yang terjadi ialah *error steady state* (e_{ss}) sebesar 0; *settling time* (t_s) sebesar 35,35 menit; *time delay* (t_d) sebesar 6,38 menit; *rise time* (t_r) sebesar 27,13 menit; tidak mempunyai *overshoot* dan *dead time* yang terjadi tetap selama 1,5 menit.

Setelah diterapkan pengendali PID untuk sistem plant bawah pada kolom distilasi biner ini didapatkan respon sistem membaik dibandingkan dengan tanpa adanya pengendali yaitu dari *settling time* plant bawah yang mulanya adalah 61,92 menit menjadi 35,35 menit. Kemudian kemampuan untuk mencapai 90% nilai akhir (*rise time*) juga meningkat sampai 21,47 menit lebih cepat.

5.2.3 Dengan pengendalian dan gangguan



Gambar 5.8 Respon plant bawah terhadap pengendali PID dengan gangguan

Respon plant bawah kolom distilasi biner terhadap masukan step X_{bsp} sebesar 0,01 dengan menerapkan kontroler PID dan mempertimbangkan gangguan dapat dilihat dalam Gambar 5.8. Performansi sistem yang terjadi adalah *error steady state* (e_{ss}) sebesar 0 dengan *settling time* (t_s) 88,27 menit; *time delay* (t_d) sebesar 20,2 menit; *rise time* (t_r) sebesar 67,89 menit; tidak ada *overshoot* dengan *dead time* yang terjadi tetap selama 1,5 menit.

Sedangkan setelah diberikan gangguan sebesar 0,2 fraksi mol methana lebih rendah didapatkan respon sistem dengan PID untuk kembali semula atau menuju *setpoint* X_b tercatat menurun, diantaranya waktu untuk mencapai harga 0,01 fraksi mol methana melambat dari 35,35 menit menjadi 88,27 menit.

Tabel 5.2 Performansi sistem kolom distilasi plant bawah

No	Performansi		Tanpa PID dan gangguan	Dengan PID dan tanpa gangguan	Dengan PID dan gangguan
1	settling time	t_s	61,92 menit	35,35 menit	88,27 menit
2	time delay	t_d	14,78 menit	6,38 menit	20,2 menit
3	rise time	t_r	48,6 menit	27,13 menit	67,89 menit
4	error steady state	e_{ss}	93,2%	0%	0%

BAB VI

KESIMPULAN DAN SARAN

6.1 Kesimpulan

- o Untuk plant atas, dengan *setpoint* berupa masukan step X_{dsp} sebesar 1, tingkat performansi yang terjadi setelah diterapkan kontrol PID sangat baik dan signifikan. Untuk plant atas kolom distilasi biner yang mempunyai *settling time* 47,5 menit hanya untuk mencapai 0,2372 fraksi mol dengan *rise time* 37,38 menit. Sedangkan setelah penggunaan kontroler PID *settling time* menjadi 39,442 menit untuk mencapai 0,99 fraksi mol methana dengan *rise time* sebesar 18,96 menit. Sedangkan *settling time* yang dibutuhkan untuk mencapai 0,99 fraksi mol X_d setelah diberi gangguan adalah sebesar 39,544 menit dengan *rise time* 19,012 menit.
- o Untuk plant bawah, dengan *setpoint* berupa masukan step X_{bsp} sebesar 1, tingkat performansi yang terjadi setelah diterapkan kontrol PID juga baik dan signifikan. Untuk plant bawah kolom distilasi biner sebelum penerapan kontroler PID, mempunyai *settling time* 61,92 menit hanya untuk mencapai persentase error sebesar 93,2% dengan *rise time* 37,38 menit. Untuk setelah penerapan kontroler PID, *settling time* menjadi 35,35 menit untuk mencapai 0,01 fraksi mol methana dengan *rise time* sebesar 27,13 menit. Sedangkan *settling time* yang dibutuhkan untuk mencapai 0,01 fraksi mol X_d setelah diberi gangguan adalah sebesar 88,27 menit dengan *rise time* 67,89 menit.

6.2 Saran

Pada skripsi ini masih terjadi *settling time* yang cukup besar, diharapkan dengan menggunakan metode pengendalian yang lain mampu meningkatkan performansi lebih signifikan.