

34114/H/09



ITS
Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember



RSF

621.381.516

Wid

P-1

2008

TUGAS AKHIR RF 1483

**PERANCANGAN SOFT SENSOR KONSENTRASI
MENGUNAKAN TEKNIK REKONSILIASI DATA
DAN PERSAMAAN RAULT'S**

DRI WIDYANATA
2404 100 011

mbimbing
riawati, ST. MT.

KA
stri
Nopember

**PERPUSTAKAAN
ITS**

Tgl. Terima	8 - 8 - 2008
Terima Dari	H
No. Agenda Frp.	23/925



ITS

Institut
Teknologi
Sepuluh Nopember

FINAL PROJECT RF 1483

DESIGN OF CONCENTRATION SOFT SENSOR USING DATA RECONCILIATION TECHNIQUE AND RAOULT'S EQUATION

ANDRI WIDYANATA
NRP 2404 100 011

Supervisor
Katherin Indriawati, ST. MT.

DEPARTMENT OF PHYSICS ENGINEERING
Faculty of Industrial Technology
Institute of Technology Sepuluh Nopember
Surabaya 2008

**PERANCANGAN *SOFT SENSOR* KONSENTRASI
MENGUNAKAN TEKNIK REKONSILIASI DATA
DAN PERSAMAAN *RAOULT'S***

TUGAS AKHIR

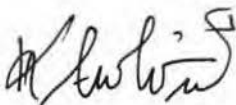
Oleh:

ANDRI WIDYANATA

NRP : 2404 100 011

**Surabaya, Agustus 2008
Mengetahui/Menyetujui**

Pembimbing



Katherin Indriawati, ST. MT.

NIP : 132 276 192

**Ketua Jurusan
Teknik Fisika FTI-ITS**



Dr. Bambang L. Widjiantoro, ST. MT.

NIP. 132 137 895

**PERANCANGAN *SOFT SENSOR* KONSENTRASI
MENGUNAKAN TEKNIK REKONSILIASI DATA
DAN PERSAMAAN *RAOULT'S***

TUGAS AKHIR

Diajukan Untuk Memenuhi Salah Satu Syarat
Memperoleh Gelar Sarjana Teknik
pada
Bidang Studi Rekayasa Instrumentasi
Program Studi S-1 Jurusan Teknik Fisika
Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember

Oleh:


ANDRI WIDYANATA
NRP : 2404 100 011


1. Katherin Indriawati, ST. MT.


2. Lizda Johar M., ST. MT.


3. Ir. Roekmono

4. Imam Abadi, ST. MT.


... .. (Pembimbing)


... .. (Penguji I)


... .. (Penguji II)


... .. (Penguji III)

SURABAYA
Agustus, 2008



ABSTRAK

PERANCANGAN *SOFT SENSOR* KONSENTRASI MENGUNAKAN TEKNIK REKONSILIASI DATA DAN PERSAMAAN *RAOULT'S*

Nama Mahasiswa : Andri Widyanata
NRP : 2404 100 011
Jurusan : Teknik Fisika, FTI-ITS
Dosen Pembimbing : Katherin Indriawati, ST. MT.

Abstrak

Kolom distilasi mempunyai beberapa variabel proses yang perlu dimonitor dan dikontrol untuk kelancaran proses di industri. Tidak semua variabel proses di kolom distilasi dapat dimonitor secara langsung, seperti konsentrasi produk yang hanya dapat diukur dengan gas chromatographic di laboratorium. Dalam tugas akhir ini dirancanglah sebuah soft sensor untuk mengatasi masalah tersebut. Soft sensor dirancang dengan teknik rekonsiliasi data bilinier steady state untuk mendapatkan nilai yang mendekati sebenarnya dan persamaan Raoult's untuk mendapatkan estimasi konsentrasi sebagai fungsi tekanan serta tekanan sebagai fungsi temperatur yang telah terekonsiliasi.

Hasil deteksi steady state untuk kolom distilasi yang steady adalah 2 hari. Sebelum terekonsiliasi dilakukan perhitungan redundansi, didapatkan produk butane tidak redundan, sehingga tidak dapat terekonsiliasi dan diestimasi konsentrasinya. Sedangkan produk propane redundan, dan dapat terekonsiliasi sebesar $\pm 7\%$ dari nilai pengukuran dan diestimasi konsentrasinya dengan persamaan Raoult's sebesar $\pm 2\%$ mendekati pengukuran laboratorium. Sedangkan produk propane yang tidak direkonsiliasi, estimasi konsentrasinya menjauhi pengukuran laboratorium $\pm 20\%$.

Kata kunci : *Bilinier steady state rekonsiliasi, gross error, kolom distilasi, pers. Raoult's, soft sensor, uji-T*

DESIGN OF CONCENTRATION SOFT SENSOR USING DATA RECONCILIATION TECHNIQUE AND RAOULT'S EQUATION

Student : Andri Widyanata
NRP : 2404 100 011
Department : Physics Engineering , FTI-ITS
Supervisor : Katherin Indriawati, ST. MT.

Abstract

Distillation column have many process variable, needed to be monitoring and control for efficiency industry. But not all of that can be directly monitoring, is like product concentration of distillation column, which just measured in laboratory using gas chromatographic. In this final project we are design of soft sensor for solving this problem. Design of this soft sensor need the data reconciliation bilinear steady state technique for getting true value and Raoult's equation for getting concentration function of pressure and pressure function of temperature reconciled.

The result of steady state detection for steady distillation column is two days. Before reconciled we do redundancy calculation, and the result is the bottom product (butane) can't reconciled and estimated of concentration. For overhead product (propane) can be reconciled $\pm 7\%$ from measured value and can be estimated the concentration from Raoult's equation $\pm 2\%$ close by laboratory measurement, but for overhead product (propane) not reconciled the result of soft sensor keep away for laboratory measurement ($\pm 20\%$).

Keyword: *Bilinear steady state reconciliation, distillation column, gross error, Raoult's equation, soft sensor, T-test.*



KATA PENGANTAR

KATA PENGANTAR

Assalamualikum Wr. Wb.

Alhamdulillah, puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah melimpahkan segala rahmat dan karunia-Nya, sehingga penulis dapat menyelesaikan laporan Tugas Akhir dengan judul "**Perancangan Soft Sensor Konsentrasi Menggunakan Teknik Rekonsiliasi Data dan Persamaan Raoult's**" ini sesuai dengan waktu yang diharapkan.

Penulis mengucapkan terima kasih kepada pihak – pihak yang telah meluangkan waktu dan perhatiannya, sehingga baik langsung maupun tidak langsung turut membantu penulis dalam menyelesaikan laporan Tugas Akhir ini. Ucapan terima kasih ini penulis tujukan kepada:

1. Keluarga-ku, ayah, mama, dan Ulik, yang selalu memberikan dukungan penuh dalam segala hal, segala bidang, serta doa, sehingga tak ternilai harganya bagi penulis.
2. Ibu Katherin Indriawati, ST. MT, selaku dosen pembimbing tugas akhir, yang banyak membantu dalam pengerjaan tugas akhir kali ini.
3. Ibu Lizda Johar M. ST. MT. selaku dosen wali, yang selalu memberi nasehat dan pertimbangan selama 4 tahun ini, dan juga penguji pada ujian tugas akhir ini.
4. Bapak Dr. Bambang L. Widjiantoro, ST. MT. selaku Kajur Teknik Fisika.
5. Bapak Ir. Ali Musyafa', Msc. selaku Kalab. bidang minat Rekayasa Instrumentasi.
6. Bapak Ir. Roekmono, Bapak Imam Abadi ST. MT., selaku dosen penguji, atas saran-sarannya.
7. Seluruh staff pengajar, staff tata usaha, staff ruang baca jurusan Teknik Fisika FTI-ITS, Surabaya.

8. Bapak Husodo, selaku operator FOC II UP IV Pertamina Cilacap, yang memberi pengetahuan proses dan kontrol tentang unit 015 (*LPG Recovery*).
9. Safrin Mahariyani F40, Endrow, Ali F38, Dita Tekim'05, Indra, Azis, Kandi, Ellys, Awal, Deity F39, dll, yang juga banyak membantu dalam pengerjaan laporan ini. Serta seluruh teman-teman Teknik Fisika, F39, Asisten Fisis, ruang TA, dan semua pihak yang tidak mungkin disebutkan satu per satu.

Penulis menyadari bahwa laporan tugas akhir ini belum sempurna, untuk itu penulis menerima saran dan kritikan dari berbagai pihak. Semoga laporan tugas akhir ini dapat berguna bagi penulis khususnya dan bagi pembaca pada umumnya.

Wassalamu'alaikum Wr.Wb

Surabaya, Agustus 2008

Penulis



DAFTAR ISI

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR SIMBOL	xii

BAB I. PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah.....	2
1.3 Batasan Masalah.....	2
1.4 Tujuan	3
1.5 Metodologi	3
1.6 Sistematika Laporan.....	4

BAB II. DASAR TEORI

2.1 Kolom Distilasi.....	5
2.2 Uji-T.....	16
2.3 Rekonsiliasi Data	17
2.4 <i>Error</i> Pengukuran.....	21
2.5 Persamaan <i>Raoult's</i>	26

BAB III. METODOLOGI PENELITIAN

3.1. Pengambilan Data Variabel di Lapangan.....	30
3.2. Pemodelan <i>State</i> Kolom Distilasi	30
3.3. Deteksi <i>Steady State</i>	33
3.4. Redundansi dan Rekonsiliasi Data.....	34
3.5. Deteksi <i>Gross Error (Global Test)</i>	38
3.6. Estimasi Konsentrasi Dengan Persamaan <i>Raoult's</i>	39

BAB IV. ANALISIS DATA	
4.1 <i>Steady state</i>	41
4.2 Redundansi dan rekonsiliasi data.....	45
4.3 <i>Gross error</i>	51
4.4 Estimasi Konsentrasi Dengan Persamaan <i>Raoult's</i> ..	52
BAB V. PENUTUP	
5.1. Kesimpulan	55
5.2. Saran.....	56
DAFTAR PUSTAKA	57
LAMPIRAN A Data Flowrates, Temperatur dan Konsentrasi Tanggal 8-9 Feb. 2008	59
LAMPIRAN B Listing Program	65
LAMPIRAN C Grafik Sebelum - Sesudah Rekonsiliasi..	77
LAMPIRAN D P&ID Kolom Distilasi <i>De-Propanizer</i> ..	81



DAFTAR GAMBAR

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Loop kontrol pada kolom distilasi.....	8
Gambar 2.2	Diagram titik didih.....	11
Gambar 2.3	Aliran <i>liquid</i> dan <i>vapor</i> pada kolom distilasi	11
Gambar 2.4	Kesetimbangan massa pada kondensor dan <i>reflux drum</i>	12
Gambar 2.5	Kesetimbangan massa pada setiap <i>tray</i>	13
Gambar 2.6	Kesetimbangan massa pada <i>tray feed</i>	13
Gambar 2.7	Kesetimbangan massa pada reboiler dan base kolom	14
Gambar 2.8	Proses <i>flow</i> diagram LPG recovery (<i>de-ethanizer</i> dan <i>de-propanizer</i>).....	16
Gambar 2.9	Jenis kegagalan sensor	24
Gambar 3.1	<i>Flowchart</i> metodologi penelitian tugas akhir	29
Gambar 3.2	Loop kontrol <i>de-propanizer</i>	31
Gambar 3.3	Model state aliran <i>de-propanizer</i>	31
Gambar 4.1	Grafik <i>steady state</i> temperatur pada (a) <i>feed</i> , (b) setelah kondensor, dan (c) produk propane.....	43
Gambar 4.2	Grafik <i>steady state flow</i> pada (a) <i>steam</i> reboiler dan (b) produk propane	45
Gambar 4.3	Non-redundan pada f_{1b} , t_1 , dan t_s	46
Gambar 4.4	Grafik rekonsiliasi temperatur pada (a) <i>feed</i> , (b) setelah kondensor, dan (c) produk propane.....	49
Gambar 4.5	Grafik rekonsiliasi <i>flow</i> pada (a) <i>steam</i> reboiler dan (b) produk propane	50
Gambar 4.6	Perbandingan perhitungan <i>soft</i> sensor dengan pengukuran di laboratorium.....	53

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Klasifikasi variabel proses.....	18
Tabel 3.1	Spesifikasi kolom distilasi <i>de-propanizer</i>	30
Tabel 3.2	Variabel Terukur	32
Tabel 3.3	Kategori aliran bilinier	35
Tabel 3.4	Konstanta nilai hidrokarbon untuk <i>vapor pressure</i>	40



DAFTAR SIMBOL

DAFTAR SIMBOL

y_i	= Fraksi mol komponen i dalam uap (fraksi mol)
x_i	= Fraksi mol komponen i dalam cairan (fraksi mol)
M	= <i>Flow mass</i> (kg/hr)
h	= enthalpy
$\phi(x, u)$	= <i>non-linier steady state</i> rekonsiliasi
x	= variabel terukur
u	= variabel tak terukur
σ	= standart deviasi pengukuran
df	= derajat kebebasan distribusi T
t	= t statistik untuk uji-T
ε	= <i>random error</i> pengukuran
δ	= <i>gross error</i> pengukuran
χ^2	= <i>chi - square</i>
γ	= <i>Global gross error</i>
r	= matrik residual
V	= kovariance
p_i	= tekanan uap (<i>vapor preasure</i>) komponen i
P	= tekanan total
C_i	= konstanta hidrokarbon untuk <i>vapor pressure</i> komponen i



BAB I PENDAHULUAN

BAB I

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Minyak mentah merupakan campuran yang amat kompleks yang tersusun dari berbagai senyawa hidrokarbon. Di dalam kilang minyak tersebut, minyak mentah akan mengalami sejumlah proses yang akan memurnikan dan mengubah struktur dan komposisinya, sehingga diperoleh produk yang bermanfaat. Tahap awal proses pengilangan berupa proses distilasi (penyulingan) yang berlangsung di dalam kolom distilasi.

Proses distilasi adalah penyulingan yang berdasarkan perbedaan *trayek* titik didih, dan hal ini menyebabkan fraksi hidrokarbon berat mengumpul di bagian bawah kolom, sementara fraksi-fraksi yang lebih ringan akan mengumpul di bagian-bagian kolom yang lebih atas.

Kolom distilasi yang mana sebagai tempat proses distilasi (penyulingan), mempunyai banyak sekali variabel proses seperti *flow*, temperatur, tekanan, konsentrasi, dll, yang ingin dimonitor dan dikontrol untuk kelancaran proses di industri. Namun tidak semuanya variabel proses tersebut dapat dimonitor dan dikontrol secara langsung. Variabel terukur seperti *flow*, temperatur, dan tekanan di kolom distilasi, dapat diukur secara langsung oleh sensor dan dimonitor secara langsung di ruang kontrol menggunakan *distributed control system* (DCS). Sedangkan untuk variabel tak terukur seperti suhu dari sebuah tray, konsentrasi produk kolom distilasi, tidak dapat diukur dengan sensor secara langsung, apalagi dimonitor di ruang kontrol secara langsung.

Konsentrasi produk kolom distilasi adalah salah satu outputan proses yang berperan penting untuk kualitas

produk. Oleh karena itu konsentrasi produk kolom distilasi juga perlu dikontrol dan dimonitor. Namun selama ini, di proses industri konsentrasi produk kolom distilasi hanya dapat diukur dengan gas *chromatographic* di laboratorium, yang mana memakan banyak waktu. Untuk mengatasi hal ini dapat digunakan *soft sensor*.

Soft sensor adalah *software* sensor yang digunakan untuk mengukur variabel tak terukur secara langsung dengan cara estimasi. *Soft sensor* dalam proses kontrol sangat berguna sekali untuk memonitor variabel proses, sehingga dapat mengefisiensikan kinerja.

Penggunaan *soft sensor* dapat dilakukan dengan metode fuzzy, jaringan saraf tiruan, rekonsiliasi data, dan lain-lain. Pada tugas akhir ini metode yang digunakan untuk *soft sensor* adalah rekonsiliasi data dan persamaan *Raoult's*.

1.2 Perumusan Masalah

Permasalahan pada Tugas Akhir kali ini adalah:

- Bagaimana mengestimasi konsentrasi produk kolom distilasi dengan menggunakan teknik rekonsiliasi data dan persamaan *Raoult's* melalui perancangan *soft sensor*.
- Bagaimana mengetahui performansi *soft sensor* yang telah dirancang.

1.3 Batasan Masalah

Dalam Tugas Akhir kali ini diambil beberapa batasan masalah, antara lain:

- Variabel yang diukur untuk penerapan rekonsiliasi data adalah temperatur dan *flow* pada kolom distilasi *de-propanizer*.
- Kolom distilasi *de-propanizer* dianggap kolom distilasi sempurna biner (pemisahan 2 produk propane dan butane).

- Tipe rekonsiliasi yang digunakan adalah *bilinier steady state* rekonsiliasi.
- *Soft* sensor dirancang untuk estimasi konsentrasi pada produk kolom distilasi.
- Pengambilan data lapangan dan pengukuran laboratorium dilakukan di PT Pertamina UP IV Cilacap.

1.4 Tujuan

Tujuan dari tugas akhir mengangkat judul ini, adalah:

- Menerapkan teknik rekonsiliasi data *bilinier steady state* pada kolom distilasi depropanizer.
- Merancang sebuah *soft* sensor berdasarkan teknik rekonsiliasi data dan persamaan *Raoult's*, serta mengetahui performansi perancangan *soft* sensor tersebut.

1.5 Metodologi

- Studi Literatur

Sebelum pengambilan data di lapangan sebaiknya kita mempelajari hal-hal yang berhubungan dengan penelitian yang akan kita lakukan, seperti pemahaman pemecahan perhitungan konsentrasi, pemahaman karakteristik kolom distilasi, dan pemodelan *soft* sensor (perancangan rekonsiliasi data dan persamaan *Raoult's*).

- Pengambilan data variabel di lapangan.
Pengambilan data variabel seperti tekanan, temperatur, *flow*, level dan konsentrasi di kolom distilasi, yang dibutuhkan untuk penelitian tugas akhir kali ini.
- Pemodelan kolom distilasi
Pemodelan *state* kolom distilasi yang serupa dengan *real plant* di lapangan.

- Penyusunan *soft* sensor
Penyusunan *soft* sensor disini dibangun berdasarkan metode rekonsiliasi data sebagai pengolah data serta suatu persamaan (*Raoult's*) untuk mengestimasi konsentrasi produk kolom distilasi.
- Pengujian *soft* sensor
Untuk mencapai tujuan akhir dari tugas akhir ini dibutuhkan pengujian performansi rancangan *soft* sensor dengan pengukuran di laboratorium.
- Penyusunan laporan

1.6 Sistematika Laporan

Sistematika laporan yang digunakan dalam penyusunan laporan tugas akhir ini adalah sebagai berikut:

- Bab I Pendahuluan
Berisi tentang latar belakang, perumusan masalah, batasan masalah, tujuan, metodologi penelitian, dan sistematika laporan.
- Bab II Dasar Teori
Berisi tentang dasar teori kolom distilasi, *depropanizer*, deteksi *steady state*, *soft* sensor, rekonsiliasi data, *gross error*, dan persamaan *Raoult's*.
- Bab III Metodologi Penelitian.
Berisi tentang perancangan model konstrain kolom distilasi *depropanizer*, deteksi *steady state*, *bilinier* rekonsiliasi data, perhitungan *gross error* dan persamaan *Raoult's* untuk estimasi konsentrasi.
- Bab IV Analisis Data
Berisi tentang analisis hasil rekonsiliasi data *bilinier steady state*, hasil *soft* sensor dalam estimasi konsentrasi produk kolom distilasi *depropanizer*.
- Bab V Kesimpulan dan Saran
Berisi tentang kesimpulan yang diperoleh dari analisis sistem, analisis data, dan saran.



BAB II DASAR TEORI

BAB II DASAR TEORI

Dalam bab ini akan dibahas dasar teori yang berkaitan dengan perancangan *soft* sensor konsentrasi produk kolom distilasi. *Soft* sensor sendiri adalah *software* sensor yang digunakan untuk mengestimasi variabel yang tidak terdapat terukur oleh sensor di lapangan. *Soft* sensor yang dirancang untuk mengestimasi ini dibangun dengan metode rekonsiliasi *bilinier steady state* serta persamaan *Raoult's* yang digunakan di kolom distilasi *de-propanizer*. Berikut ini akan dijelaskan mengenai teori-teori dasar tugas akhir ini.

2.1 Kolom Distilasi

Distilasi merupakan proses yang digunakan untuk memisahkan suatu campuran menjadi beberapa komponen pembentuknya. Kolom distilasi merupakan suatu instrumen yang berfungsi untuk memisahkan suatu campuran dari zat cair menjadi komponen-komponennya, atau menjadi kelompok-kelompok komponennya. Dasar dari proses pemisahan tersebut adalah adanya perbedaan *volatility* (kemampuan suatu zat untuk menguap) dari setiap komponennya. Karena proses pemisahan tersebut terjadi pada fase uap maka diperlukan energi panas. Proses distilasi dilakukan dengan memanaskan suatu campuran zat cair pada temperatur tertentu agar salah satu komponennya ataupun sekelompok komponennya dapat berubah menjadi fase gas dan menguap. Sehingga dalam kolom distilasi, temperatur harus dijaga pada kondisi yang terkait dengan sifat dari komponen-komponennya.

Dalam proses pemisahan pada suatu kolom distilasi ada tahap-tahap yang harus dilalui. Tahap-tahap tersebut terdiri atas tiga tahap dasar, yaitu :

- Tahap penguapan atau proses penambahan sejumlah panas ke dalam larutan atau campuran yang akan dipisahkan.
- Tahap pembentukan fase setimbang.
- Tahap pemisahan fase setimbang.

Kesetimbangan fisis terjadi pada proses distilasi, dimana uap dan cairannya dibiarkan terjadi kontak dalam waktu yang cukup. Setelah kesetimbangan fisis tercapai, uap akan dipisahkan dari cairannya dan kemudian dikondensasikan sehingga membentuk embunan yang disebut distilat. Saat keadaan setimbang, komposisi dari distilat tidak sama dengan komposisi residunya. Di dalam komponen distilat banyak komponen dengan tekanan uap murni tinggi atau yang mempunyai titik didih rendah. Sedangkan komponen yang bertekanan uap murninya rendah atau yang mempunyai titik didih tinggi sebagian besar terdapat dalam residu.

Tipe kolom distilasi berdasarkan cara pengoperasiannya dibedakan menjadi dua, yaitu :

- *Batch column* (kolom statis)
Kolom statis adalah kolom distilasi dimana setiap kali bahan masuk, kemudian proses berlangsung sampai selesai, baru diambil hasilnya. Proses-proses ini hasilnya tergantung dari lamanya proses yang berlangsung.
- *Continuous column* (kolom dinamis)
Kolom dinamis adalah kolom distilasi dimana bahan dimasukkan dan dikeluarkan secara terus menerus (kontinyu).

Dalam kolom distilasi terdapat pemisahan terhadap umpan yang masuk (*feed*) dan *refluks*. Pada proses pemisahan ini terdapat beberapa variabel proses yang harus dijaga pada kondisi konstan, seperti tekanan, temperatur, *flow* uap dan cairan, *flow* campuran yang masuk sebagai *feed*, dan level kolom distilasi.

Pengaruh masing-masing variabel terhadap proses pemisahan pada kolom distilasi secara singkat adalah sebagai berikut :

- Temperatur

Pada kolom distilasi, bila temperatur puncak terlalu tinggi, maka produk atas akan mengandung fraksi berat, akibatnya titik didih akhir produk puncak akan naik. Sedangkan bila temperatur puncak kolom terlalu rendah, maka titik didih akhir akan rendah pula sehingga hasil puncak akan berkurang. Sedangkan pengaruh temperatur pada dasar kolom yaitu apabila temperatur dasar terlalu tinggi, maka fraksi berat yang seharusnya tinggal di dasar, akan ikut teruapkan. Dan apabila temperatur dasar terlalu rendah, maka fraksi ringan yang seharusnya menguap, akan tinggal di dasar sehingga hasil dasar semakin besar.

- Tekanan

Proses penguapan dipengaruhi oleh tekanan dalam kolom distilasi. Kenaikan tekanan akan menghambat penguapan fraksi minyak pada temperatur yang sama. Pada umumnya tekanan dijaga cukup stabil agar perubahannya terhadap mutu relatif kecil.

- Ketinggian permukaan cairan (level)

Pengaturan dan pengendalian permukaan cairan dilakukan pada semua kolom distilasi. Apabila permukaan cairan terlalu rendah, maka waktu tinggal (*residence time*) dari cairan akan berkurang dan akhirnya produk dasar kolom akan turun akibat banyaknya fraksi berat yang naik. Pada umumnya permukaan cairan dijaga sekitar 50%-70% dari tinggi *tray* pertama kolom distilasi. Pengaturan level dasar kolom dilakukan dengan mengatur besar aliran yang keluar dari dasar kolom.

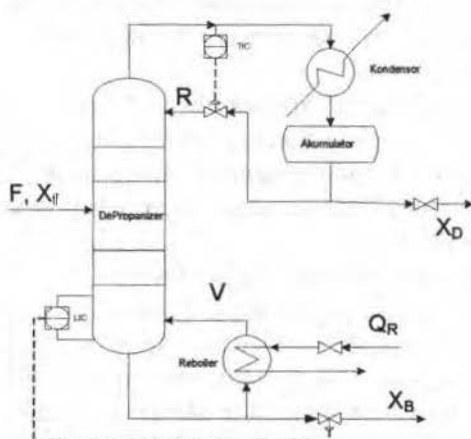
- Kecepatan aliran (*flowrates*)

Kecepatan aliran dapat mempengaruhi kondisi operasi lainnya, yaitu *flow* pada *feed* dan *refluks*. Terganggunya

flow akan menyebabkan terganggunya produk akhir, baik jumlah maupun mutunya.

Pada kolom distilasi, agar kondisi operasi tetap konstan maka dipasang dua loop pengendali pada kolom distilasi, yaitu :

- i. Loop pertama, yang merupakan loop *refluks*, terletak pada puncak kolom distilasi yang bertujuan untuk mengendalikan temperatur elemen top kolom dengan cara mengatur kecepatan aliran dari *refluks*.
- ii. Loop kedua, terpasang pada kolom distilasi yang berfungsi untuk mengendalikan level pada dasar kolom dengan cara mengatur kecepatan aliran dari produk dasar.



Gambar 2.1 Loop kontrol pada kolom distilasi

Pada gambar 2.1 di atas, kolom akan diberi masukan *feed* dengan suatu laju aliran tertentu dan fraksi mol tertentu pada *tray feed*-nya. Aliran *feed* akan turun menuju bagian *stripping* dan akhirnya menuju *bottom* dari kolom. Dari *bottom*, fase cair tersebut dengan gaya gravitasi akan menuju *reboiler*. Di sini cairan akan dipanaskan dan uap yang terjadi

akan dikembalikan lagi ke kolom. Cairan yang tidak menguap akan menuju *cooler* dan akhirnya menjadi produk *bottom*. Uap akan bergerak naik melalui kolom dan akhirnya akan dikondensasikan pada *kondesor*. Kondesat yang terjadi akan diakumulasikan pada akumulator. Pompa *reflux* R akan memompa cairan dari akumulator menuju *tray* yang paling atas dari kolom. Aliran cairan tersebut disebut *reflux*. Penggunaan *refluks* ini menyebabkan kemurnian bahan keluaran puncak kolom (hasil atas) meningkat, tetapi akan mengakibatkan uap yang dibangkitkan dari *reboiler* harus cukup banyak untuk dapat digunakan sebagai *refluks* dan hasil atas. Aliran cairan ini akan turun karena gaya gravitasi melalui kolom.

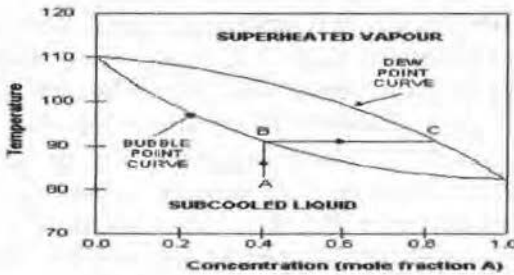
Refluks yang masuk kembali ke puncak menara biasanya berada pada titik didihnya. Akan tetapi bila *refluks* itu dingin, suhunya akan segera naik ke titik didihnya karena adanya pertukaran kalor dengan uap naik. Pada setiap titik di seluruh kolom itu zat cair selalu berada pada suhu didihnya dan uap pada suhu kondensasinya. Kedua suhu ini meningkat makin ke bawah kolom itu karena konsentrasi komponen bertitik didih tinggi pun meningkat dan dalam beberapa hal karena adanya peningkatan tekanan. Kondesat yang tidak dipompa menuju kolom akan didinginkan pada penukar panas yang disebut pendingin produk yang akan mengalir produk *overhead*. *Refluks* kadang-kadang dibuat dengan kondensasi sebagian daripada uap pada puncak kolom. Uap yang masuk ke kondenser akan dibuat sempurna mungkin dengan menggunakan menara yang tinggi dan *refluks* yang besar. Zat cair yang keluar dari ketel pendidih dinamakan hasil bawah kolom dan biasanya tidak terlalu murni, karena tidak ada perlengkapan pada peralatan untuk merektifikasi (memurnikannya).

2.1.1 Unit operasi pada kolom distilasi

Pada kolom distilasi komponen yang terpisah tersebut akan terdistribusi di antara fase uap dan cair. Dimana fase uap diperoleh dari fase cairnya yang diuapkan pada titik didihnya.

Perpindahan massa akan terjadi secara simultan antara kedua fase. Sehingga diharapkan komponen yang mudah menguap (*more volatile*) akan berada pada fraksi mol yang besar pada fase uapnya dan komponen sulit menguap (*less volatile*) akan berada pada fraksi mol yang besar pada fase cairnya.

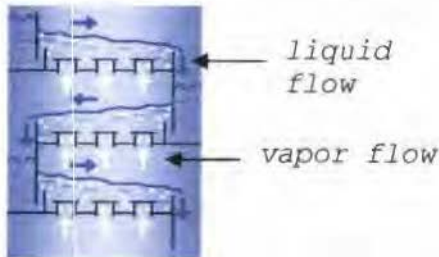
Terdapat dua metode distilasi. Metode pertama berdasarkan pada produksi uap dengan mendidihkan campuran cairan untuk dipisahkan pada tahap tunggal, kemudian mendidihkan uap tanpa mengembalikan lagi pada kolom (*no reflux*). Fase cairnya yang berasal dari *feed* (biasanya pada *tray* yang paling atas) yang bergerak turun (karena gaya gravitasi) dan berlawanan arah dengan fase uapnya yang bergerak naik. Metode ini disebut *flash distillation*. Metode kedua berdasarkan pengembalian sebagian kondensat ke kolom (*reflux*). Fase cair dari *reflux* akan turun melalui beberapa tingkatan *tray* (pada bagian *rectification*) dan bergabung dengan fase cair dari *feed* (pada bagian *stripping*), fase uapnya akan naik menuju beberapa tingkatan *tray*. Metode ini disebut distilasi fraksional, distilasi dengan *reflux* atau *rectification*. Kolom rektifikasi adalah alat yang dipergunakan untuk memperbesar efek evaporasi. Cara kerja sebuah kolom rektifikasi bergantung pada perbedaan tekanan uap komponen-komponen campuran yang sedang dibicarakan. Jadi ketika terdapat keadaan setimbang antara fase cair dan uap campuran, komponen yang mempunyai titik didih rendah dijaga selalu berada fase uap.



Gambar 2.2 Diagram titik didih

Gambar 2.2 di samping adalah diagram kesetimbangan fase cair dan uap suatu campuran. Kurva bagian bawah menunjukkan temperatur pada saat komposisi cairan mulai mendidih. Kurva bagian atas adalah kurva titik embun, temperatur dimana komposisi campuran mulai mengalami kondensasi. Jadi pada suatu keadaan kesetimbangan antara uap dan cairan, suatu titik pada kurva bagian atas menunjukkan komposisi uap dan titik pada ordinat yang sama pada kurva bagian bawah menunjukkan komposisi cairan.

Kolom rektifikasi tipikal terdiri dari boiler di dasar, sejumlah plat atau *tray* dimana tiap *tray* menahan selapis cairan yang akan menapis uap yang bergerak ke atas, dan sebuah kondesor pada bagian atas dimana sebagian besar fraksi uap dikondensasikan dan cairan yang terbentuk akan terus menetes ke dasar kolom.



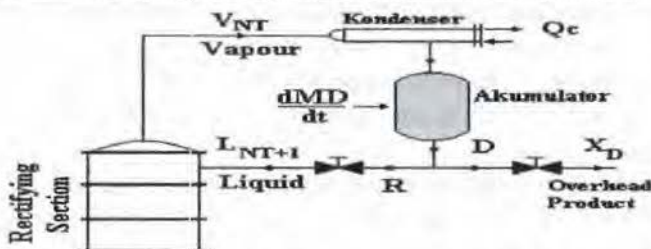
Gambar 2.3 Aliran *liquid* dan *vapor* pada kolom distilasi

Laju uap dan cairan di dalam setiap *tray* dapat dilihat seperti pada gambar 2.3 di atas. Uap hasil *reboiler* akan naik, sedangkan cairan yang berasal dari umpan dan refluks akan turun akibat gaya gravitasi. Bertemunya uap dan cairan tersebut menyebabkan terjadinya kontak, hal ini berakibat uap yang naik, sebagian kecil berubah menjadi cair dan akhirnya bergerak turun. Demikian juga dengan cairan yang turun, sebagian akan berubah menjadi uap dan akan bergerak naik menjadi produk atas.

2.1.2 Kestimbangan kolom distilasi

Kestimbangan massa komponen dan massa panas dari sebuah kolom distilasi adalah sebagai berikut:

a. Kestimbangan massa pada kondensor dan reflux drum.



Gambar 2.4 Kestimbangan massa pada kondensor dan *reflux drum*

Neraca massa total:

$$\frac{dM_D}{dt} = V_{NT} - L_{NT+1} - D \quad \dots(2.1)$$

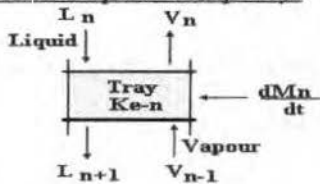
Neraca massa komponen:

$$\frac{d(M_D x_D)}{dt} = V_{NT} y_{NT} - (L_{NT+1} + D) x_D \quad \dots(2.2)$$

Neraca massa panas:

$$\frac{d(M_D h_D)}{dt} = V_{NT} H_{NT} - L_{NT+1} H_{NT+1} - Dh + Q_D \quad \dots(2.3)$$

b. Kesetimbangan massa pada setiap tray.



Gambar 2.5 Kesetimbangan massa pada setiap tray

Neraca massa total:

$$\frac{dM_n}{dt} = L_{n+1} - L_n + V_{n-1} - V_n \quad \dots(2.4)$$

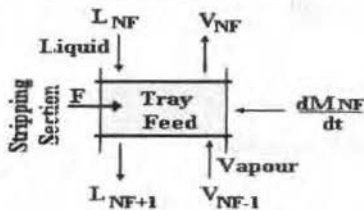
Neraca massa komponen:

$$\frac{d(M_n x_n)}{dt} = L_{n+1} x_{n+1} - L_n x_n + V_{n-1} y_{n-1} - V_n y_n \quad \dots(2.5)$$

Neraca massa panas:

$$\frac{d(M_n h_n)}{dt} = L_{n+1} h_{n+1} - L_n h_n + V_{n-1} H_{n-1} - V_n H_n \quad \dots(2.6)$$

c. Kesetimbangan massa pada tray feed.



Gambar 2.6 Kesetimbangan massa pada tray feed

Neraca massa total:

$$\frac{dM_{NF}}{dt} = L_{NF+1} - L_{NF} + F + V_{NF-1} - V_{NF} \quad \dots(2.7)$$

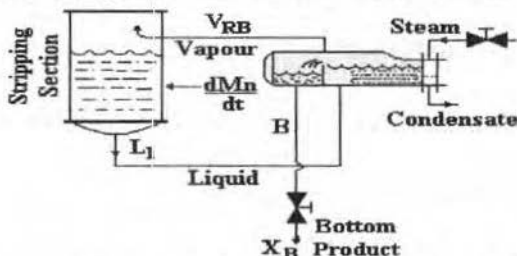
Neraca massa komponen:

$$\frac{d(M_{NF} x_{NF})}{dt} = L_{NF+1} x_{NF+1} - L_{NF} x_{NF} + V_{NF-1} y_{NF-1} - V_{NF} y_{NF} + F_z \quad \dots(2.8)$$

Neraca massa panas:

$$\frac{d(M_{NF} h_{NF})}{dt} = L_{NF+1} h_{NF+1} - L_{NF} h_{NF} + V_{NF-1} H_{NF-1} - V_{NF} H_{NF} + F h_F \quad \dots(2.9)$$

d. Kesetimbangan pada reboiler dan base kolom.



Gambar 2.7 Kesetimbangan massa pada reboiler dan base kolom

Neraca massa total:

$$\frac{dM_n}{dt} = L_1 - V_{RB} - B \quad \dots(2.10)$$

Neraca massa komponen:

$$\frac{d(M_B x_B)}{dt} = L_1 x_1 - V_{RB} y_B - B x_b \quad \dots(2.11)$$

Neraca massa panas:

$$\frac{d(M_B h_B)}{dt} = L_1 h_1 - V_{RB} H_B - B h_b + Q_b \quad \dots(2.12)$$

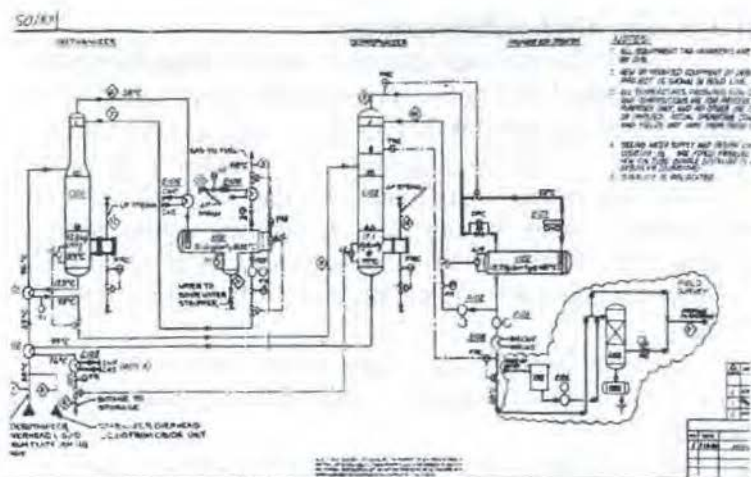
2.1.3 Kolom distilasi *de-propanizer*

De-propanizer pada dasarnya adalah merupakan suatu kolom distilasi biner untuk memisahkan *light hydrocarbon* yang berasal dari produk kolom distilasi yang sebelumnya. *De-propanizer* berfungsi untuk memisahkan campuran propane dan butane. Yang mana *feed* dari *de-propanizer* ini merupakan produk bawah dari *de-ethanizer* (juga kolom distilasi *light hydrocarbon*). *De-propanizer* ini salah satunya terdapat di unit 015 (LPG Recovery) Pertamina UP IV Cilacap.

Skema kontrol dan laju aliran proses dari *de-propanizer* (LPR Recovery) dapat digambarkan sebagai berikut :

- LPG *recovery* terdiri atas dua kolom distilasi biner (*de-ethanizer* dan *de-propanizer*).
- *Feed* LPG *recovery* berasal dari produk atas kolom distilasi atmosferik multivariabel, yang kemudian masuk ke kolom distilasi *de-ethanizer*.
- Pada kolom distilasi *de-ethanizer* terjadi pemisahan produk atas berupa ethane, yang kemudian dibuang melalui pembakaran di *flare*, dikarenakan ethane tersebut tidak berfungsi bagi proses industri dan bersifat racun. Sedangkan produk bawah berupa campuran propane dan butane, yang kemudian diolah lebih lanjut di kolom distilasi *de-propanizer*.
- Kolom distilasi *de-propanizer* ini mempunyai 40 *tray*, dengan dimensi (I.D. h T/T) adalah 2.000/2.600 h 29.700 mm.
- Pada kolom distilasi *de-propanizer* terjadi pemisahan antara produk atas propane dan produk bawah butane, kolom, dimana kedua produk tersebut adalah produk dasar dari *liquid petroleum gas* (LPG).

Berikut ini gambar proses *flow diagram* (PFD) dari LPG *recovery* :



Gambar 2.8 Proses flow diagram LPG recovery (de-ethanizer dan de-propanizer)

2.2 Uji - T

Suatu *plant* yang beroperasi pada *steady state*, adalah asumsi pokok untuk metode tetap seperti halnya data rekonsiliasi *steady state*. Jika *plant* menunjukkan suatu keadaan yang konstan pada waktu yang relatif lama dalam sampling waktu tertentu maka *plant* tersebut *steady*, jika setiap sampling tersebut tidak tetap pada kondisi operasi transient dan *plant* menunjukkan suatu sifat yang berisilasi, maka rekonsiliasi *steady state* ini tidak dapat memberikan hasil yang bagus. Jadi untuk mencapai hasil rekonsiliasi *steady state* yang bagus, dibutuhkan kondisi yang *steady state* dari suatu sistem.

Deteksi *steady state* dapat ditunjukkan dengan beberapa metode, diantaranya uji-T, uji *Wald-Wolfowitz Runs*, uji *Mann-Whitney*, atau uji *Mann-Kendall*, dan uji-F. Disini untuk mendeteksi *steady state* digunakan metode uji-T dikarenakan

mudah digunakan, sederhana, dan terpercaya. Uji-T digunakan pada pengukuran tunggal y_i , yang di-tes dengan membandingkan nilai rata-rata $\mu_{i,j}$ dan $\mu_{i,j-1}$ dari dua waktu berdekatan selama interval waktu j dan $j-1$. Untuk deteksi *steady state* ini tidak semua variabel terukur diuji. Hanya variabel-variabel yang berpengaruh saja yang diuji, dalam hal ini hanya variabel yang direkonsiliasi saja yang diuji, seperti halnya temperatur, dan flow.

Uji-T adalah uji yang menyangkut dua rata-rata keadaan. Yang lebih umum berlaku ialah keadaan dengan variasi tidak diketahui jika distribusi normal tersebut sama $\sigma_1 = \sigma_2$, maka uji-T nya dapat digunakan (dalam artian *plant* tersebut *steady state*).

$$t = \frac{\bar{x}_1 - \bar{y}_1}{\sqrt{\frac{s_x^2}{n} + \frac{s_y^2}{m}}} \quad \dots(2.13)$$

Dimana :

$$df = \frac{\left(\frac{s_x^2}{n} + \frac{s_y^2}{m}\right)^2}{\frac{\left(s_x^2/n\right)^2}{n-1} + \frac{\left(s_y^2/m\right)^2}{m-1}} \quad \dots(2.14)$$

Sebenarnya perbedaan uji-T dengan uji normal adalah, disini uji-T hanya digunakan untuk data yang sedikit ($n < 30$), dan variansi yang tidak diketahui langsung, sedangkan uji normal untuk data yang banyak ($n \geq 30$), dan variansi-nya diketahui secara langsung dari data yang tersedia.

2.3 Rekonsiliasi Data

Dalam suatu *plant* kimia, proses petrokimia, atau kilang minyak yang modern sekalipun, banyak variabel yang terukur (ratusan bahkan ribuan), seperti *flow*, temperatur, tekanan, level dan komposisi. Semua variabel di atas diukur dan otomatis dicatat untuk kontrol proses, optimasi online, atau evaluasi ekonomi suatu proses. Namun sering kali

ditemukan beberapa permasalahan yang timbul saat dilakukan pengukuran variabel proses tersebut. Masalah-masalah yang sering timbul yaitu munculnya *error* antara nilai sebenarnya dengan nilai yang terukur (*measure value*), hal ini disebabkan oleh kesalahan alat ukur dari sensor, kesalahan kalibrasi, proses dan transmisi sinyal pengukuran pada *monitoring*, dan lain-lain. Sehingga kita tidak mengetahui nilai sebenarnya yang terukur. Selain itu ada beberapa variabel proses yang tidak terukur secara online, sehingga hal ini mengakibatkan lambatnya suatu proses dikontrol, dioptimasi atau memakan ekonomi proses yang besar.

Salah satu teknik yang telah dikembangkan untuk mengatasi hal-hal tersebut diatas adalah teknik rekonsiliasi data. Teknik rekonsiliasi data merupakan teknik yang dikembangkan untuk meningkatkan keakuratan data pengukuran dengan cara mereduksi efek *random error* di data tersebut. Disini teknik rekonsiliasi data menggunakan suatu konstrain model proses (seperti hukum kesetimbangan massa dan energi), sehingga estimasi suatu variabel proses yang tak terukur juga dapat terpenuhi dengan adanya konstrain model proses tersebut.

Tabel 2.1 Klasifikasi variabel proses

Variabel Proses	Variabel Terukur (<i>Measurement</i>)	<i>Redundant</i> (<i>over determined</i>)
		<i>Non-Redundant</i> (Terukur Langsung)
	Variabel Tak Terukur (<i>Unmeasurement</i>)	<i>Determinable</i>
		<i>Indeterminable</i>

Secara umum klasifikasi variabel proses dapat digambarkan seperti tabel diatas, dengan penjelasan sebagai berikut :

- Variabel tidak terukur *determinable*, yaitu variabel tak terukur yang nilainya bisa didapat, jika dapat dihitung dari nilai pengukuran yang tersedia berdasarkan prinsip kesetimbangan.
- Variabel tidak terukur *indeterminable*, yaitu variabel tak terukur yang nilainya tidak dapat dihitung, jika tidak dapat dihitung dari nilai pengukuran yang tersedia berdasarkan prinsip kesetimbangan.
- Variabel terukur *redundant (over determined)*, yaitu variabel terukur yang nilainya dihitung dari prinsip kesetimbangan dan sisa dari variabel terukur.
- Variabel terukur langsung (*nonredundant*), yaitu variabel terukur yang nilainya tidak dapat dihitung dari prinsip kesetimbangan, tetapi langsung terukur dan sisa dari variabel terukur.

Bilinear steady state data rekonsiliasi

Pengoprasian suatu *plant* pada kondisi *steady state* biasanya direpresentasikan dengan sistem non-linier *steady state* dari persamaan aljabar. Persamaan tersebut tidak luput dari keseimbangan massa dan energi, dan tidak menutup kemungkinan termasuk didalamnya hubungan termodinamika dan sifat fisik dari sistem tersebut. Dalam kasus ini data rekonsiliasi berdasarkan solusi dari problem optimasi non-linier constrain.

Untuk model proses rekonsiliasi data non-linier *steady state* ditunjukkan sebagai berikut:

$$\varphi(x, u) = 0, \quad \varphi : R^n \times R^m \rightarrow R^q \quad \dots(2.15)$$

dengan variabel terukur

$$x = [x_1, x_2, x_3, \dots, x_n]^T \quad \dots(2.16)$$

dengan variabel tidak terukur

$$u = [u_1, u_2, u_3, \dots, u_n]^T \quad \dots(2.17)$$

variabel x yang diukur dengan beberapa pengukuran dinyatakan dengan:

$$Y_j = \begin{pmatrix} y_{1,1} & y_{1,2} & \dots & y_{1,l} \\ y_{2,1} & y_{2,2} & \dots & y_{2,l} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ y_{n,1} & y_{n,2} & \dots & y_{n,l} \end{pmatrix} | j \quad \dots(2.18)$$

Dimana l adalah jumlah dari proses pengukuran yang tercatat selama operasi *steady state* dalam waktu interval j . Jika $l = 1$, maka satu yang tercatat y_j , diambil melalui pertimbangan.

$$y_j = Y_j \quad \dots(2.19)$$

jika $l > 1$, maka y_j dinyatakan dengan rata-rata dari setiap y_i , dengan tujuan untuk mendapatkan estimasi terbaik dari x_j .

$$y_j = \begin{pmatrix} \text{mean}(y_{1,1}; y_{1,2}; \dots; y_{1,l}) \\ \text{mean}(y_{2,1}; y_{2,2}; \dots; y_{2,l}) \\ \vdots \\ \text{mean}(y_{n,1}; y_{n,2}; \dots; y_{n,l}) \end{pmatrix} | j \quad \dots(2.20)$$

Dalam kasus ini pengukuran variabel pada persamaan (2.18) dapat disederhanakan dengan merata-ratanya

$$y_j = [\bar{y}_1, \bar{y}_2, \dots, \bar{y}_n]^T | j \quad \dots(2.21)$$

Tujuan dari rekonsiliasi kali ini untuk mengestimasi nilai sebenarnya dari variabel x dan u . Hal ini dilakukan

dengan cara meminimalisasi perbedaan pengukuran variabel x dan pengukuran variabel y dari persamaan (2.15).

Masalah optimasi, yang berkaitan dengan data rekonsiliasi dinyatakan sebagai berikut:

$$J = \min_{x,u} O(x, y, Q) \quad \dots(2.22)$$

Dimana :

$$\begin{aligned} \varphi(x, u) &= 0 \\ x^L &\leq x \leq x^u \\ u^L &\leq u \leq u^u \\ Q &= \text{diag}(\sigma_1^2, \sigma_2^2, \dots, \sigma_n^2) \end{aligned}$$

Tujuan fungsi adalah didefinisikan sebagai jumlah dari *gross error* kwadrat dibagi varian.

$$O(x, y, Q) = \sum_{i=1}^n \frac{(y_i - x_i)^2}{\sigma^2} \quad ; i \in \{1, 2, 3, \dots, n\} \quad \dots(2.23)$$

Yang mana dapat ditulis dalam bentuk vektor, sebagai berikut:

$$O(x, y, Q) = (y - x)^T Q^{-1} (y - x) \quad \dots(2.24)$$

2.4 Error Pengukuran

Seperti yang dijelaskan di atas, setiap pengukuran variabel proses selalu ditemukannya *error*. Munculnya *error* ini salah satunya disebabkan oleh kesalahan alat ukur dari sensor, kesalahan kalibrasi, pengukuran, proses dan transmisi sinyal pengukuran pada monitor, dan lain-lain. Total *error* pengukuran merupakan selisih antara nilai terukur (*measure value*) dengan nilai sebenarnya (*true value*) dari suatu variabel.

Dan dapat dengan tepat dipresentasikan sebagai penjumlahan dua tipe *error* - *random error* dan *gross error*.

2.4.1 *Random error*

Pada umumnya pemantauan suatu pengukuran dari variabel proses dilakukan berulang-ulang pada kondisi yang serupa, namun nilai yang ditunjukkan tidak memberikan hasil yang sama dari waktu ke waktu, bahkan berkecenderungan berfluktuasi. Hal inilah yang disebut *random error*. *Random error* tidak dapat diprediksi dengan jelas.

Beberapa penyebab *random error* yaitu fluktuasi *power supply*, transmisi jaringan dan *noise* konversi sinyal, input analog filter, perubahan keadaan lingkungan dan lain-lain. Karena *error* inilah *total error* sulit untuk direduksi, sehingga *error* ini akan selalu muncul pada setiap pengukuran.

Hubungan antara nilai terukur, nilai sebenarnya dan *random error* pada pengukuran variabel *i* dinyatakan sebagai berikut:

$$y = x + \varepsilon \quad \dots(2.25)$$

Dimana:

- y : variabel terukur
- x : nilai sebenarnya
- ε : *random error*. Besarnya *random error* biasanya beresilasi disekitar nol.


Sehingga:

$$E(\varepsilon) = 0 \quad \dots(2.26)$$

Variannya:

$$\text{Var}(\varepsilon) = E(\varepsilon^2) = \sigma^2 \quad \dots(2.27)$$

σ : standart deviasi pengukuran



$$\sigma = \frac{1}{N-1} [\sum_{i=1}^N (y_i - \bar{y})]^2 \quad \dots(2.28)$$

2.4.2 Gross error

Gross error adalah *error* yang biasanya disebabkan oleh kesalahan suatu instrument, seperti kesalahan pemasangan sensor, kesalahan kalibrasi, korosi pada sensor, endapan zat padat, dan lain-lain. Nilai dari *gross error* akan memberikan hasil yang sama pada proses variabel bila pengukuran diulang beberapa kali. Dengan mengikuti prosedur pemasangan dan pemeliharaan yang baik, dapat dipastikan *gross error* tidak akan muncul pada pengukuran untuk beberapa waktu. Persamaan untuk menyakatan *gross error* yaitu:

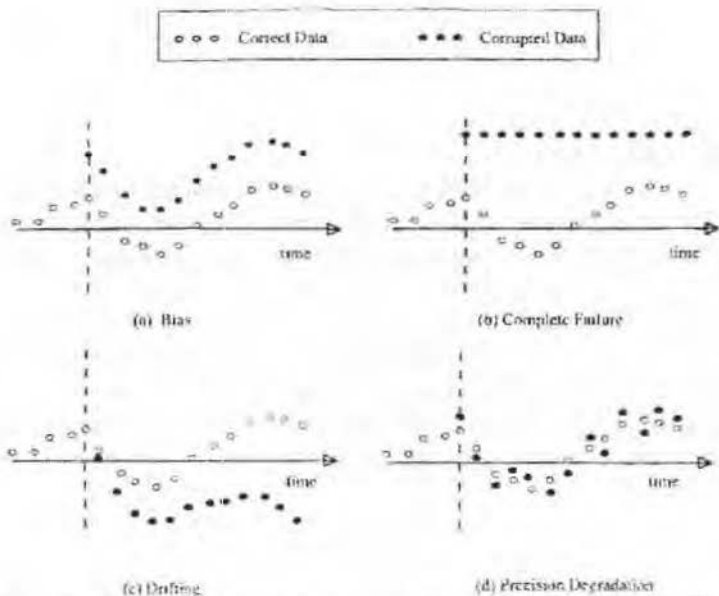
$$y = x + \epsilon + \delta \quad \dots(2.29)$$

dimana δ adalah besarnya *gross error*

Gross error memberikan pengaruh yang signifikan pada semua aplikasi industri proses dalam penggunaan data. Hal ini dapat dideteksi dan dihilangkan karena hal ini berkaitan dengan kegagalan sensor. Ada beberapa metode dalam mendeteksi dan menghilangkan *gross error*, diantaranya :

- *Global test* (GT)
- *Nodal test* (NT)
- *Measurement test* (MT)
- *Generalized Likelihood Ratio* (GLR) *test*

Dibawah ini menggambarkan tipe umum kegagalan sensor, yaitu bias, kegagalan total, penyimpangan, dan degradasi presisi.



Gambar 2.9 Jenis kegagalan sensor [S.Narasimhan dan C.Jordache, 1996]

Deteksi *gross error*

Prinsip dasar dalam strategi deteksi *gross error* diturunkan dari deteksi adanya penyimpangan data dari sebuah pengukuran. Bila *random error* yang terdapat dalam sebuah pengukuran diasumsikan mengikuti distribusi normal, yaitu dengan rata-rata nol dan varian yang telah diketahui. Maka *error* ternormalisasi yang didefinisikan sebagai perbedaan antara nilai pengukuran dan nilai rata-ratanya dibagi dengan standart deviasinya akan mengikuti pola distribusi normal. Sebagian besar *error* ternormalisasi akan berada pada tingkat kepercayaan $(1-\alpha)$ atau level signifikan (α) . Sedangkan nilai *error* ternormalisasi yang berada diluar daerah tersebut diidentifikasi sebagai *gross error*.

Sejumlah uji statistik telah diturunkan dari prinsip statistik dasar ini dan bisa digunakan untuk mendeteksi *gross error*.

Pengujian terhadap keberadaan *gross error* dilakukan berdasarkan pengujian terhadap hipotesis. Di dalam kasus deteksi *gross error* ini dikenal sebagai *Null Hypothesis* (H_0) yang menyatakan bahwa dari data pengukuran tidak terdapat *gross error* dan *Alternative Hypothesis* (H_1) yang menyatakan bahwa dalam variabel proses yang diukur diduga terdapat *gross error*.

- Global Test

Global Test, dengan menggunakan uji statistik dapat disajikan seperti persamaan berikut:

$$\gamma = r^T V^{-1} r \quad \dots(2.30)$$

Dengan menggunakan hipotesis nol (H_0), uji statistik diatas akan mengikuti distribusi *chi - square* (χ^2) dimana v adalah derajat kebebasan, dan v adalah *rank* matrik A. Bila kriteria test dipilih $\chi^2_{1-\alpha, v}$, dimana $\chi^2_{1-\alpha, v}$ merupakan nilai kritis distribusi χ^2 dan α adalah level signifikan, *gross error* akan terdeteksi apabila hipotesis nol (H_0) ditolak dan $\gamma \geq \chi^2_{1-\alpha, v}$. Pilihan kriteria uji ini untuk memastikan bahwa peluang *error* tipe I untuk uji ini kurang dari atau sama dengan α .

Global test menggabungkan semua konstrain residu untuk mendapatkan uji statistik, dan akan memberikan oleh karena itu meningkatkan uji multivarian atau bersama. Kelebihan dari *global test* adalah *global test* statistik yang diberikan pada persamaan diatas juga sama dengan nilai fungsi objektif minimum rekonsiliasi data. Hal ini dapat diuji dengan mudah dengan cara mensubstitusikan penyelesaian estimasi rekonsiliasi dan fungsi obyektif pada fungsi minimum. Hasil ini digunakan dalam menganalisa teknik yang digunakan untuk mendeteksi *gross error*.

2.5 Persamaan Raoult's

Soft sensor adalah *software sensor* dan sensor tersebut tidak terpasang di lapangan. *Soft sensor* tersebut menerima inputan dari variabel yang terukur sensor lain, yang kemudian diolah dengan persamaan matematis sistem tersebut, dan kemudian dihasilkan outputan variabel yang diinginkan berdasarkan persamaan matematis tersebut. Persamaan matematis antara sistem satu dengan yang lainnya berbeda, begitu juga antar variabel-nya.

Dalam tugas akhir ini *soft sensor* digunakan untuk mengestimasi konsentrasi produk kolom distilasi, dimana konsentrasi dihitung berdasarkan hukum *Raoult's*, dimana konsentrasi sebagai fungsi dari tekanan uap kedua produk tersebut.

$$p_A + p_B = P \quad \dots(2.31)$$

$$P_A x_A + P_B y_B = P \quad \dots(2.32)$$

$$P_A x_A + P_B (1 - x_A) = P \quad \dots(2.33)$$

Dimana:

P_A adalah tekanan uap produk A

P_B adalah tekanan uap produk B

x_A adalah fraksi mol *liquid* produk A

y_B adalah fraksi mol *vapor* produk B

Namun di sini tekanan uap kita dapatkan dari persamaan pokok yang telah tersedia sebagai fungsi dari temperatur, sebagai berikut:

$$P_{vapor} = \exp \left[C1 + \left(\frac{C2}{T} \right) + (C3 \ln T) + (C4 * T^{C5}) \right] \dots(2.34)$$

Dimana p_{vapor} untuk tiap komponen berbeda meskipun dengan temperatur yang sama, tergantung dari nilai konstanta hidrokarbon tersebut (C_1 , C_2 , C_3 , C_4 , dan C_5).

[Halaman ini memang dikosongkan]

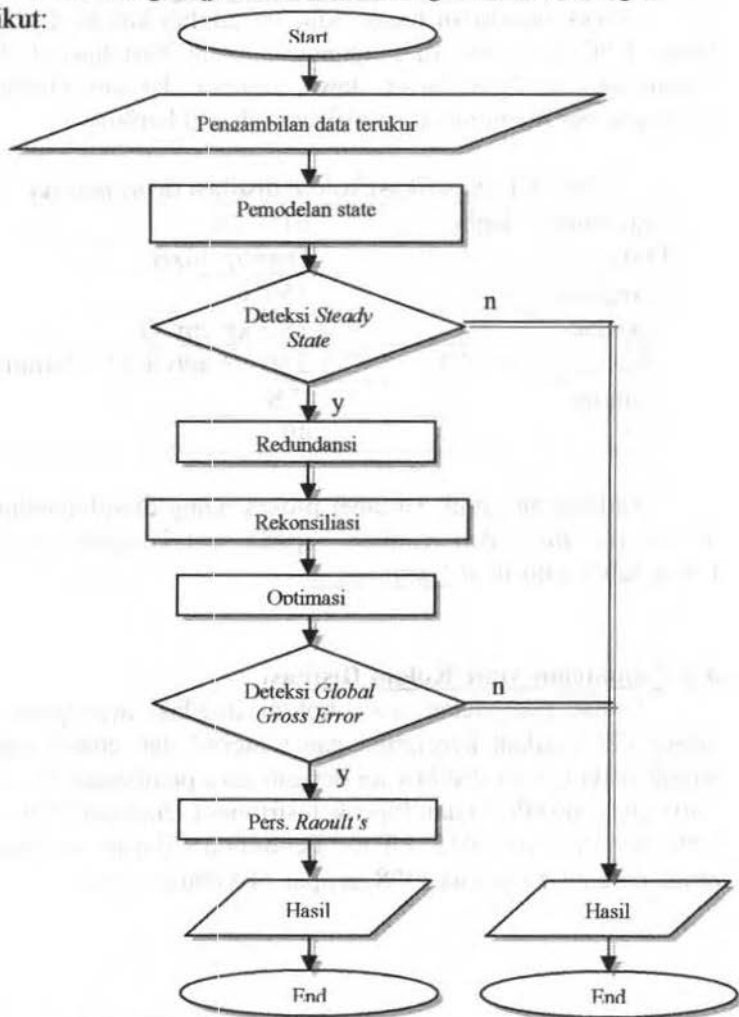


BAB III

METODOLOGI PENELITIAN

BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Metodologi tugas akhir kali ini digambarkan sebagai berikut:



Gambar 3.1 Flowchart metodologi penelitian tugas akhir

Berikut ini penjelasan dari metodologi penelitian berdasarkan flowchart di atas:

3.1 Pengambilan Data Variabel di Lapangan

Obyek penelitian tugas akhir ini adalah kolom distilasi biner, LPG-Recovery (depropanizer), yang berlokasi di PT Pertamina UP IV Cilacap, Jawa Tengah. Kolom Distilasi Depropanizer mempunyai spesifikasi sebagai berikut :

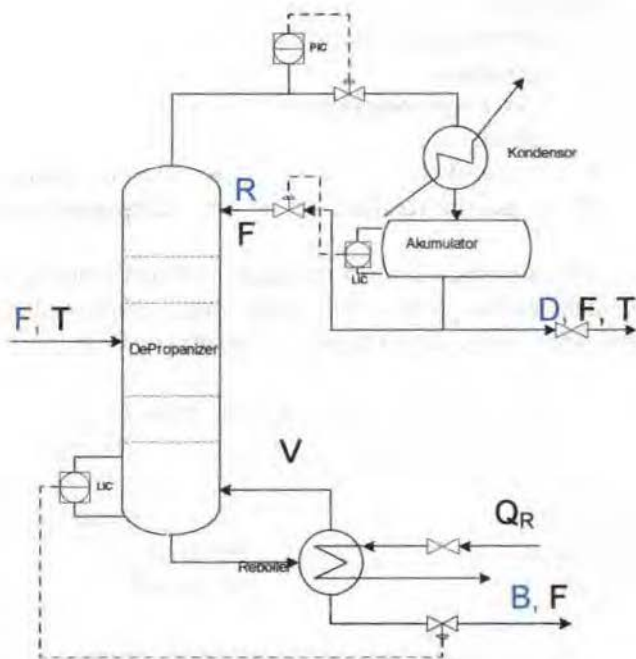
Tabel 3.1 Spesifikasi kolom distilasi depropanizer

Equipment Number	015C102
Diskripsi	Depropanizer
Temperatur	150 ^o C
Tekanan	18,3 kg/cm ² G
Dimensi (I.D. h T/T)	2.000/2.600 h 29.700 mm
Material	C.S
Tray	40

Sedangkan untuk variabel proses, yang diambil berupa temperatur, *flow*, dan tekanan pada saat kondisi operasi. Untuk lebih jelas lihat Lampiran A.

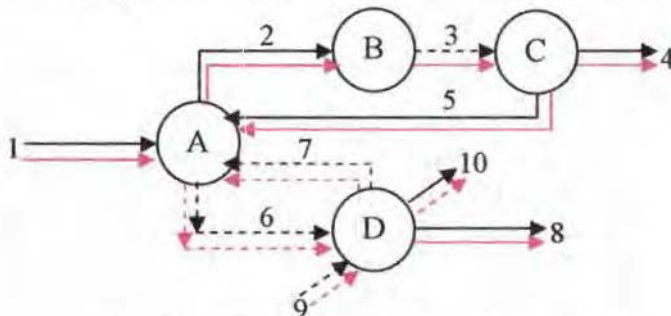
3.2 Pemodelan State Kolom Distilasi

Untuk pemodelan *state* kolom distilasi *depropanizer* dibuat berdasarkan kesetimbangan material dan energi yang terjadi pada kolom distilasi ini dengan cara pembacaan Proses Flow Diagram (PFD) dan Pipe & Instrument Diagram (P&ID) LPG Recovery unit 015, UP IV Pertamina Cilacap, terhitung mulai tanggal 4 Febuari 2008 sampai 14 Febuari 2008.



Gambar 3.2 Loop kontrol *de-propanizer*

Maka penurunan model *state* Depropanizer berdasarkan kesetimbangan massa dan energi adalah sebagai berikut:



Gambar 3.3 Model *state* aliran *de-propanizer*

- Kesetimbangan entalpy-nya sebagai berikut:

$$f_1 h_1 + f_5 h_5 + f_7 h_7 - f_2 h_2 - f_6 h_6 = 0$$

$$f_2 h_2 - f_3 h_3 = 0$$

$$f_3 h_3 - f_4 h_4 - f_5 h_5 = 0$$

$$f_6 h_6 + f_9 h_9 - f_7 h_7 - f_8 h_8 - f_{10} h_{10} = 0$$

(Matrik entalphy)

$$\begin{array}{cccccccccc} 1 & -1 & 0 & 0 & 1 & -1 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 1 & -1 & -1 & 0 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & 1 & -1 & -1 & 1 & -1 \end{array}$$

3.3 Deteksi Steady State

Deteksi *steady state* dapat ditunjukkan dengan beberapa metode, disini digunakan metode uji-T. Untuk uji-T digunakan pada pengukuran y_{is} , yang di-uji dengan membandingkan nilai rata-rata $\mu_{i,j}$ dan $\mu_{i,j-1}$ dari dua waktu berdekatan selama interval waktu j dan $j-1$.

Uji-T adalah uji yang menyangkut dua rata-rata keadaan. Yang lebih umum berlaku ialah keadaan dengan variasi diketahui jika nilai rata-rata dari dua group yang berdekatan tersebut sama $\mu_{i,j} = \mu_{i,j-1}$. Suatu sistem dikatakan *steady state* atau tidak dapat dinyatakan sebagai berikut :

$$\text{uji-T} \quad \left\{ \begin{array}{l} H_0, (\mu_{i,j} = \mu_{i,j-1}) \\ H_1, (\mu_{i,j} \neq \mu_{i,j-1}) \end{array} \right.$$

Dimana :

H_0 adalah hipotesis nul, yang menyatakan sistem tersebut *steady*, sedangkan H_1 adalah hipotesis alternatif, yang menyatakan sistem tersebut tidak *steady*, namun masih memungkinkan sistem tersebut *steady* yang diuji dengan persamaan (2.13) dan (2.14).

3.4 Redundansi dan Rekonsiliasi Data

Rekonsiliasi data membutuhkan model konstrain berupa kesetimbangan material, yang secara umum dapat ditulis sebagai berikut:

$$\text{Input} - \text{output} - \text{akumulasi} - \text{konsumsi} + \text{pembangkitan} = 0$$

Untuk kasus operasi *steady state*, akumulasi dapat diabaikan, lain halnya dengan kasus operasi dinamik. Untuk kebanyakan unit proses tidak terdapat pembangkitan atau kekurangan material. Dan juga konsumsi dapat diabaikan. Konstrain proses-nya dapat ditulis sebagai berikut :

$$\begin{bmatrix} A_1 & O_1 & O_2 & A_2 & O_3 \\ O_4 & B_1 & B_2 & B_5 & B_3 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} f_M \\ f_{ch} \\ \theta \\ f_u \\ v \end{bmatrix} = 0 \quad \dots(3.1)$$

Dimana:

$$B_{11} = \begin{bmatrix} A_1 & O_1 & O_2 \\ O_4 & B_1 & B_2 \end{bmatrix}; B_{22} = \begin{bmatrix} A_2 \\ B_5 \end{bmatrix}; B_{33} = \begin{bmatrix} O_3 \\ B_3 \end{bmatrix} \dots(3.2)$$

Untuk bentuk bilinear, keseimbangan komponen massa dan energi dapat ditulis sebagai berikut :

$$B_1 f_{ch} + B_2 v_d + B_3 v = 0 \quad \dots(3.3)$$

Lalu Persamaan Normalisasi-nya:

$$E_1 f_{ch} + E_2 v_d + E_3 v + E_4 f_M + E_5 f_U = 0 \quad \dots(3.4)$$

Dimana:

f_{ch} : vektor dari komponen atau *flow* entalpi untuk aliran pada kategori 1.

d : vektor dari temperatur yang terukur untuk aliran pada kategori 2.

v : komponen vektor dari *flow* entalpi untuk aliran pada kategori 3, termasuk reaksi, *flow* energi yang tidak diketahui.

f_M : *flowrates* yang terukur.

f_U : *flowrates* yang tidak terukur.

V : mempresentasikan matrik diagonal untuk *flowrates* yang tidak terukur pada kategori 2.

Berikut ini keterangan kategori dari beberapa aliran (Sánchez dan Romagnoli, 1986)

Tabel 3.3 Kategori aliran bilinear

Kategori	Flow	Temperatur
1	Terukur	Terukur
2	Tak terukur	Terukur
3	Terukur / Tak terukur	Tak terukur

Sehingga matrik-matrik dengan kategori aliran diatas dapat dimasukkan ke dalam matrik B_1 , B_2 , dan B_3 . Sehingga kita dapat menghitung nilai rekonsiliasinya.

Jika matrik A_1 adalah matrik untuk mass *flow* terukur (aliran 1, 2, 4, 5, 8, dan 10)

$$A_1 = \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & -1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \end{bmatrix}$$

Jika matrik A_2 adalah matrik untuk mass *flow* tak terukur (aliran 3, 6, 7, dan 9)

$$A_2 = \begin{bmatrix} 0 & -1 & 1 & 0 \\ -1 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 1 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 1 \end{bmatrix}$$

Selanjutnya kita kategorikan berdasarkan tabel (3.3) Dimana B_1 adalah matrik dari aliran kategori 1, yaitu aliran *flow* dan konsentrasi yang terukur:

$$B_1 = \begin{bmatrix} 1 & -1 & 0 & -1 & 0 \\ 0 & 1 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & -1 & -1 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 & -1 \end{bmatrix}$$

B_2 adalah matrik dari aliran kategori 2, yaitu aliran *flow* tak terukur dan konsentrasi yang terukur:

$$B_2 = \begin{bmatrix} 0 \\ -1 \\ 1 \\ 0 \end{bmatrix}$$

B_3 adalah matrik dari aliran kategori 3, yaitu aliran *flow* yang terukur atau tidak dan konsentrasi yang tak terukur:

$$B_3 = \begin{bmatrix} -1 & 1 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 0 & 0 & 0 & 0 \\ 1 & -1 & 1 & -1 \end{bmatrix}$$

B_5 merupakan representasi matrik B_2 dan A_2 dengan jumlah baris sama dengan baris B_2 dan jumlah kolom sama

dengan kolom A_2 , agar sesuai. Jika terdapat kolom yang kurang maka kolom tersebut berupa kolom *zeros*.

$$B_5 = [B_2 \text{ zero } (2,2)];$$

Sedangkan matrik O_1 , O_2 , O_3 , dan O_4 ini merupakan matrik zeros (bernilai nol). Dan ukuran matrik disesuaikan dengan persamaan konstrain prosesnya.

$$O_1 = [\text{zero } (5,5)];$$

$$O_2 = [\text{zero } (5,2)];$$

$$O_3 = [\text{zero } (5,4)];$$

$$O_4 = [\text{zero } (4,4)];$$

Untuk transformasi orthogonal Q-R terhadap B_{33} adalah:

$$[Q_b, R_b, E_b] = qr(B_{33});$$

Matrik Q_{b2} merupakan representasikan matrik R dari persamaan diatas yang bernilai *zeros*

$$Q_{b2} = [Q(:, 1:8)];$$

Matrik D adalah matrik baru, yang terbentuk dari:

$$D = Q_{b2} * B_{22}$$

Untuk transformasi orthogonal Q-R terhadap D adalah:

$$[Q_d R_d E_d] = qr(D);$$

Matrik Q_{d2} merupakan representasikan matrik R dari persamaan diatas yang bernilai *zeros*

$$Q_{d2} = [Q_d(:, 8:8)];$$

Sehingga didapatkan matrik redundant:

$$Ga = Q_{d2}^T * Q_{b2}^T * B_{11}; \quad \dots(3.5)$$

Setelah didapatkan matrik redundan-nya maka kita mencari matrik adjustment-nya (matrik - a), yang nilai-nya didapat dari :

$$\hat{a} = Q G_a^T (G_a Q G_a^T)^{-1} b \quad \dots(3.6)$$

Untuk nilai vektor rekonsiliasi-nya dapat dicari dari persamaan sebagai berikut:

$$\min_{x,u} O(x, y, Q) =_{s.t.} (y - x)^T Q^{-1} (y - x) \quad \dots(3.7)$$

$$G_a x = b$$

Dimana:

$$G_a = Q_{a2}^T * Q_{b2}^T * B_{11}$$

$$b = Q_{a2}^T * Q_{b2}^T * e$$

$$e = \begin{bmatrix} \hat{f}_{ch} \\ \hat{f}_m \end{bmatrix}$$

lalu didapat pemecahan persamaan diatas adalah:

$$\hat{x} = y - \hat{a} \quad \dots(3.8)$$

$$\hat{x} = y - Q G_a^T (G_a Q G_a^T)^{-1} b \quad \dots(3.9)$$

3.5 Deteksi Gross Error (Global Test)

Secara umum *global test* dapat dituliskan sebagai berikut:

$$\gamma = r^T V^{-1} r \quad \dots(3.10)$$

Dimana :

V : matrik kovarian dari residual konstrain G_a .

$$V = G_a x \Psi_x G_a^T \quad \dots(3.11)$$

R : matrik residual.

$$R = G_a x \hat{y} \quad \dots(3.12)$$

Jika matrik G_a sebagai matrik proyeksi dari matrik BII yang mempunyai rank = m , γ akan mempunyai derajat kebebasan *chi-square* sebesar m .

$$\text{Prob} \{ \gamma \geq \chi^2_{1-\alpha}(m) \} = \alpha$$

Pengujian *gross error* dengan cara global test adalah menyangkut uji statistik sebagai berikut :

$$\text{Global Test} \begin{cases} H_0, \gamma \leq \chi^2_{1-\alpha}(m) \\ H_1, \gamma \geq \chi^2_{1-\alpha}(m) \end{cases}$$

Dimana :

H_0 (hipotesis nul), dikatakan sistem tersebut tidak didapatin *gross error*. Sedangkan untuk H_1 (hipotesis alternatif) sistem tersebut didapatin *gross error*.

3.6 Estimasi Konsentrasi Dengan Persamaan Raoult's

Setelah didapatkan nilai rekonsiliasi-nya, maka nilai tersebut digunakan untuk mengestimasi konsentrasi produk kolom distilasi. Tetapi yang digunakan untuk mengestimasi produk kolom distilasi ini hanyalah variabel temperatur, maka hanya temperatur saja yang di *soft sensor*-kan. Dari variabel temperatur maka akan didapat tekanan uap dari masing-masing properties produk kolom distilasi tersebut (propane dan butane). Lalu digunakan persamaan *Raoult's*:

$$p_A + p_B = P \quad \dots(3.13)$$

$$P_A x_A + P_B y_B = P \quad \dots(3.14)$$

$$P_A x_A + P_B (1 - x_A) = P \quad \dots(3.15)$$

$$y = \frac{p_A}{P} = \frac{P_A x_A}{P} \quad \dots(3.16)$$

Dari sinilah nilai konsentrasi produk kolom distilasi dapat ditentukan. Disini tekanan uap sebagai fungsi temperatur. Tekanan uap dari tiap produk kolom distilasi dengan temperatur yang sama menunjukkan nilai yang berbeda. Tekanan uap itu dapat diperoleh dari persamaan berikut:

$$P_{vapor} = \exp [C_1 + \left(\frac{C_2}{T}\right) + (C_3 \ln T) + (C_4 * T^{C_5})] \dots(3.17)$$

Untuk Nilai C_1 , C_2 , C_3 , C_4 , dan C_5 adalah suatu konstanta yang nilai-nya sebagai berikut:

Tabel 3.4 Konstanta nilai hidrokarbon untuk *vapor pressure*

Produk	C_1	C_2	C_3	C_4	C_5
Propane	59,078	-3492,6	-6,0669	1,0919e-5	2
Butane	66,343	-4363,2	-7,046	9,4509e-6	2



BAB IV

ANALISIS DATA

BAB IV ANALISIS DATA

Setelah dilakukan perhitungan berdasarkan metodologi di bab III, untuk data yang diolah di kolom distilasi *depropanizer* ini berupa :

- Variabel terukur temperatur
- Variabel terukur *flowrates*

Berikut hasil dari perhitungan menurut *flowchart*:

4.1 Steady State

Sebelum teknik rekonsiliasi tersebut dilakukan, ada beberapa syarat yang harus dipenuhi, seperti adanya deteksi *steady state* dari data pengukuran tersebut. Mengapa diperlukan suatu keadaan *steady state*, karena dengan begitu data dapat direkonsiliasi dan mempunyai variansi sekaligus standart deviasi yang tidak terlalu besar, sehingga data tersebut bagus untuk diolah.

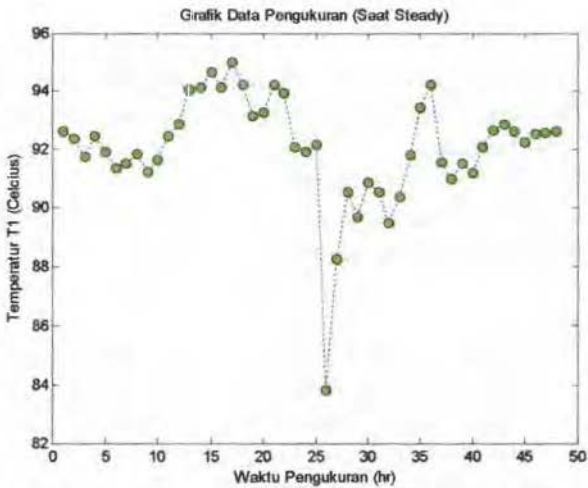
Untuk memeriksa suatu variabel *steady state* atau tidak dapat diuji dengan uji-T, dimana jika μ_1 dan μ_2 (dua rata-rata) dari suatu variabel pada waktu berdekatan menunjukkan nilai yang hampir sama, maka akan memenuhi hipotesis 0 (H_0), sehingga sistem tersebut *steady*.

$$\text{uji-T} \quad \left\{ \begin{array}{l} H_0, (\mu_{i,j} = \mu_{i,j-1}), \text{ steady} \\ H_1, (\mu_{i,j} \neq \mu_{i,j-1}), \text{ un-steady} \end{array} \right.$$

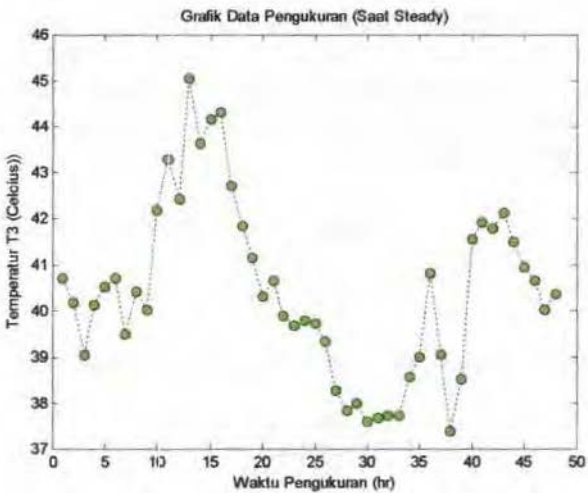
Untuk data yang tidak begitu *steady* dapat diuji dengan uji-T

$$t = \frac{\bar{x}_l - \bar{y}_l}{\sqrt{\frac{S_x^2}{n} + \frac{S_y^2}{m}}}$$

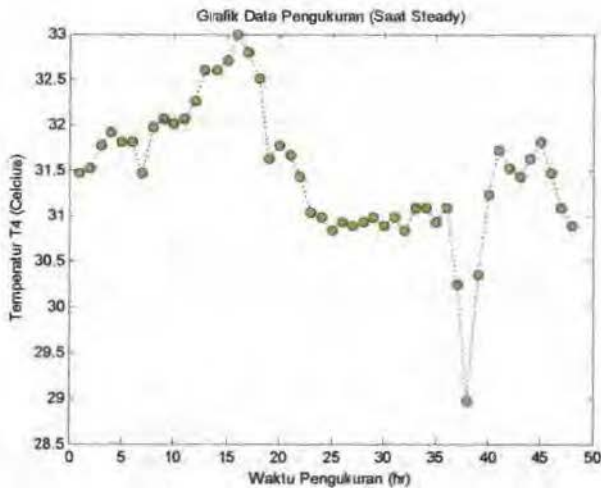
Sehingga *steady*. Berikut hasil uji-T beberapa variabel:



(a) Temperatur t_1 di *feed* ($\mu_1 = 92,8$ dan $\mu_2 = 92,01$)



(b) Temperatur t_3 setelah kondensor ($\mu_1 = 41,3$ dan $\mu_2 = 40,84$)



(c) Temperatur t_4 produk propane ($\mu_1 = 31,85$ dan $\mu_2 = 31,00$)

Gambar 4.1 Grafik *steady state* temperatur pada (a) *feed*, (b) setelah kondensor, dan (c) produk propane

Untuk temperatur t_1 , t_3 , dan t_4 , μ_1 adalah rata-rata nilai temperatur hari pertama selama 24 jam pada tanggal 8 Februari dan μ_2 rata-rata nilai temperatur pada hari kedua selama 24 jam pada tanggal 9 Februari 2008.

Namun grafik *steady state* untuk temperatur t_1 , t_3 , dan t_4 terlihat tidak begitu *steady*, hal ini disebabkan oleh pengolahan *feed* itu sendiri. Tiap *feed* yang diolah per jam berbeda asalnya antar daerah satu dengan yang lain (untuk *feed* LPG Recovery PT Pertamina UP IV Cilacap), sehingga karakteristik *feed* berbeda antara satu dengan yang lain pemanasannya maupun penguapannya. Namun hal ini dapat diuji dengan uji-T untuk variabel yang tidak begitu *steady*.

- Untuk t_1

$$t = 1,72 ;$$

$$t_{(df, \alpha)} = 2,052 \quad (df = 27 \text{ dan } \alpha = 2,5\%)$$
 Sehingga $t < t_{(df, \alpha)}$; sehingga t_1 *steady*
- Untuk t_3

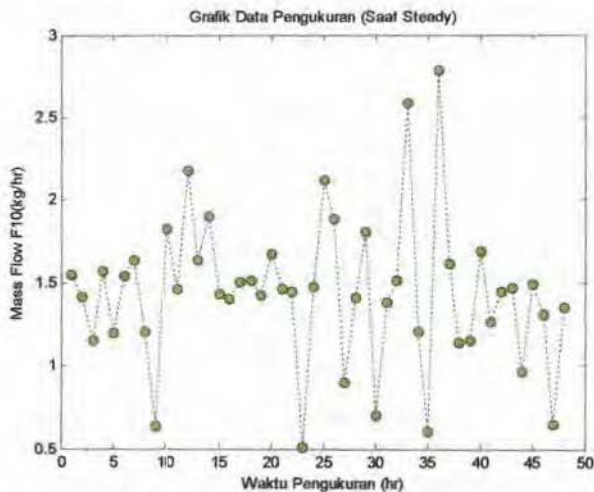
$$t = 2,01 ;$$

$$t_{(df, \alpha)} = 2,015 \quad (df = 45 \text{ dan } \alpha = 2,5\%)$$
 Sehingga $t < t_{(df, \alpha)}$; sehingga t_3 *steady*
- Untuk t_4

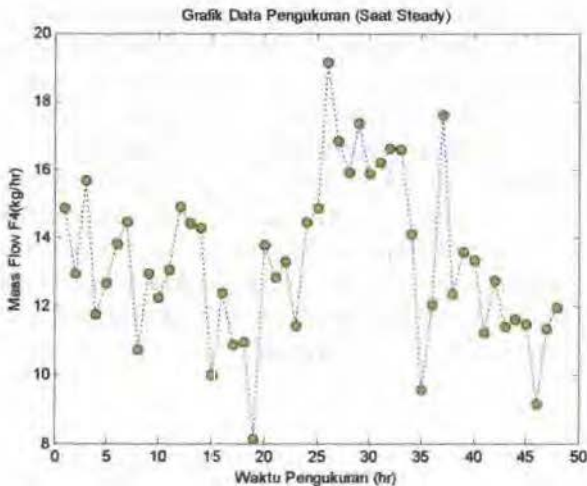
$$t = 1,07 ;$$

$$t_{(df, \alpha)} = 2,015 \quad (df = 45 \text{ dan } \alpha = 2,5\%)$$
 Sehingga $t < t_{(df, \alpha)}$; sehingga t_4 *steady*

Untuk grafik *flow* adalah sebagai berikut:



(a) Flow f_{10} steam reboiler ($\mu_1 = 1,44$ dan $\mu_2 = 1,43$)



(b) Flow f_4 produk propane ($\mu_1 = 12,77$ dan $\mu_2 = 12,5$)

Gambar 4.2 Grafik *steady state flow* pada (a) *steam* reboiler dan (b) produk propane

Untuk *flow* f_{10} dan f_4 , μ_1 adalah rata-rata nilai *flow* hari pertama selama 24 jam pada tanggal 8 Februari dan μ_2 rata-rata nilai temperatur pada hari kedua selama 24 jam pada tanggal 9 Februari 2008.

Berbeda dengan grafik *steady state* untuk temperatur, grafik *flow* untuk f_{10} dan f_4 , terlihat cukup *steady*, hal ini disebabkan oleh kapasitas untuk produk, *feed*, dan *steam* dijaga konstan. Untuk grafik dari variabel yang lain, dapat dilihat di lampiran C.

4.2 Redundansi dan Rekonsiliasi Data

Setelah keadaan *steady state* terpenuhi, maka barulah direkonsiliasi. Rekonsiliasi ini dilakukan dengan teknik bilinear rekonsiliasi, dimana 2 variabel (*flow* dan temperatur) direkonsiliasi, sehingga didapatkan data yang akurat dan ideal untuk pengestimasi konsentrasi. Sebenarnya variabel yang

perlu direkonsiliasi adalah temperatur, dimana temperatur adalah variabel yang berperan penting untuk mendapatkan tekanan uap dari masing-masing produk kolom distilasi (propane dan butane), tetapi teknik rekonsiliasi tidak bisa berdiri sendiri dengan temperatur saja, melainkan perlu adanya variabel *flow*. Teknik rekonsiliasi dapat berjalan jika terdapat *flow*, karena teknik rekonsiliasi menggunakan persamaan konstrain berupa kesetimbangan massa dan energi.

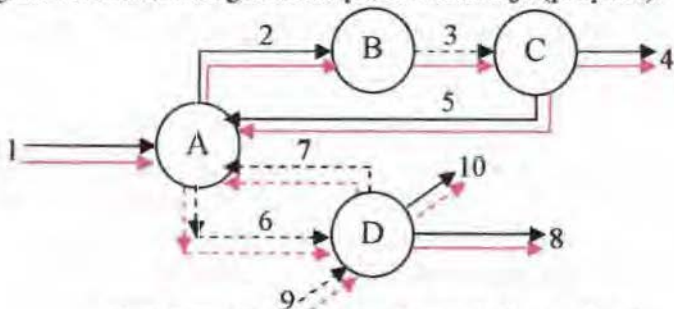
Sedangkan suatu variabel dapat direkonsiliasi jika nilai yang terukur tersebut redundan. Nilai redundan untuk variabel terukur di atas adalah sebagai berikut :

Ga =

$$\begin{bmatrix} -0,5869 & 0,247 & -0,2102 & -0,7971 & 0,5869 & 0 & 0 & 0,2751 & 0,2751 & 0,2751 & 0 & -0,550 \\ 0,2091 & -0,7652 & 0,199 & 0,4081 & -0,2091 & 0 & 0 & 0,6785 & -0,3215 & -0,3215 & 0 & -0,357 \\ -0,2091 & 0,7652 & -0,199 & -0,4081 & 0,2091 & 0 & 0 & 0,3215 & -0,6785 & -0,6785 & 0 & 0,3571 \\ 0,261 & -0,1345 & -0,7916 & -0,5306 & -0,261 & 0 & 0 & 0,3325 & 0,3325 & 0,3325 & 0 & -0,665 \end{bmatrix}$$

Nilai 0 (nul) dari matrik Ga diatas menunjukkan bahwa variabel yang terukur tersebut tidak redundan (nilai-nya didapat hanya dari pengukuran saja, tidak bisa didapat dari suatu persamaan), sehingga nilai yang terukur sama dengan nilai yang terukur. Data yang tidak redundan yaitu f_{10} , t_1 , dan t_8 .

Sehingga pada tugas akhir kali ini *soft* sensor hanya bisa digunakan untuk mengestimasi produk atas saja (propane).



Gambar 4.3 Non-redundan pada f_{10} , t_1 , dan t_8

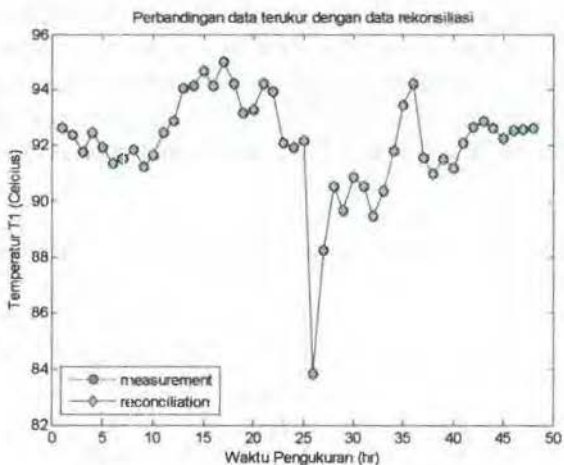
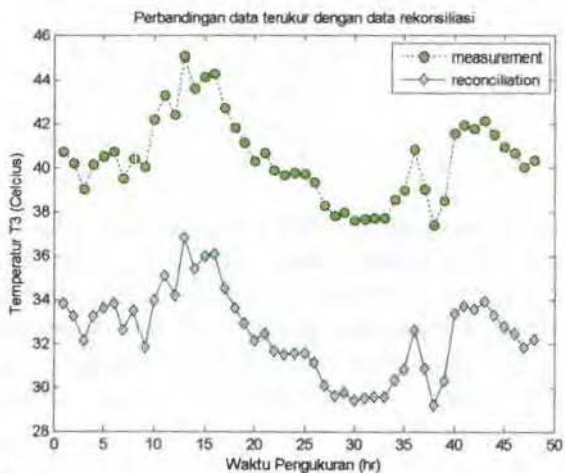
f_{10} , yang ditandakan dengan garis hitam no 10 dikatakan tidak redundan karena f_9 tidak diketahui nilai-nya. Sedangkan t_1 dan t_8 , yang ditandakan dengan garis merah no 1 dan 8 tidak redundan karena t_6, t_7, t_9 tidak diketahui juga nilai-nya, seperti ditunjukkan pada gambar 4.3 di atas, dan penjelasan sesuai pada bab II.

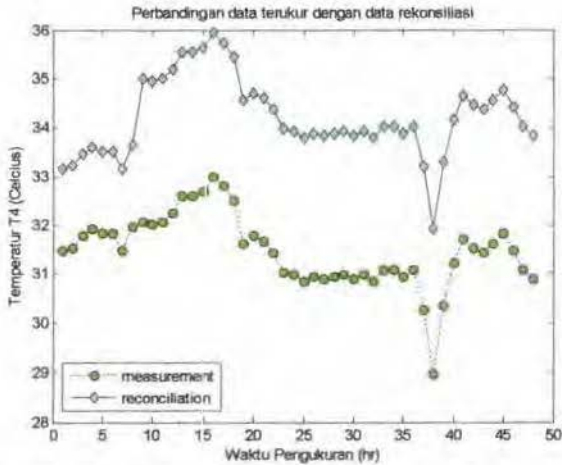
Sedangkan untuk nilai adjusment-nya didapatkan sebagai berikut:

$$a = \begin{bmatrix} f_M \\ f_{ch} \\ d \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} f_1 \\ f_2 \\ f_4 \\ f_5 \\ f_8 \\ f_{10} \\ t_1 \\ t_2 \\ t_4 \\ t_5 \\ t_8 \\ t_3 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} 0,048 \\ 8,458 \\ 2,913 \\ 5,545 \\ -2,864 \\ 0 \\ 0 \\ 7,1426 \\ -1,6973 \\ -9,7131 \\ 0 \\ 6,9057 \end{bmatrix}$$

Untuk perbandingan nilai rekonsiliasi dan nilai terukur di lapangan dari beberapa variabel dapat di tunjukkan pada grafik di bawah ini (terutama pada variabel yang berpengaruh untuk estimasi konsentrasi produk kolom *de-propanizer*, seperti T_3 , yang digunakan untuk mencari tekanan uap dari propane dan butane). Untuk lebih lengkap dapat dilihat pada lampiran C.

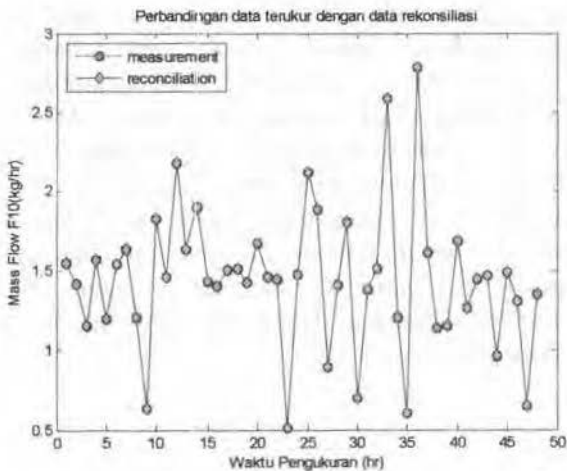
Namun untuk nilai 0(nul) pada variabel f_{10}, t_1 , dan t_8 grafik rekonsiliasi-nya sesuai dengan data pengukuran, karena variabel tersebut tidak redundan. Berikut grafik rekonsiliasi temperatur-nya:

(a) Grafik rekonsiliasi temperatur *feed* t_1 (b) Grafik rekonsiliasi temperatur setelah kondensor t_3

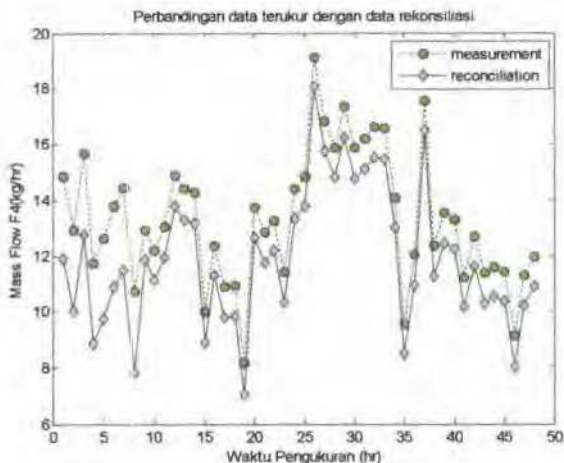


(c) Grafik rekonsiliasi temperatur produk propane t_4

Gambar 4.4 Grafik rekonsiliasi temperatur pada (a) *feed*, (b) setelah kondensor, dan (c) produk propane



(a) Grafik rekonsiliasi *flow* f_{10} steam reboiler



(b) Grafik rekonsiliasi $flow f_4$ produk propane

Gambar 4.5 Grafik rekonsiliasi $flow$ pada (a) $steam$ reboiler dan (b) produk propane

Disini terlihat bahwa hasil rekonsiliasi untuk t_1 sama seperti hasil pengukuran, hal ini karena t_1 tidak redundant dan nilai adjustment-nya nol (0), jadi tidak terjadi penambahan atau pengurangan random error. Sedangkan untuk t_3 dan t_4 hasil rekonsiliasi cukup menjauhi dari data pengukuran, hal ini dikarenakan adanya random error yang cukup besar.

Sedangkan hasil rekonsiliasi untuk f_{10} sama seperti hasil pengukuran, hal ini karena f_{10} tidak redundant dan nilai adjustment-nya nol (0). Sedangkan untuk f_4 hasil rekonsiliasi cukup mendekati data pengukuran, hal ini terlihat adanya random error yang kecil.

4.3 Gross Error

Setelah dilakukan rekonsiliasi dan didapatkan data yang akurat, sesuai kesetimbangan massa dan energi, maka dilakukan deteksi *gross error*. *Gross error* adalah *error* yang disebabkan oleh kesalahan, kerusakan instrument atau *miss kalibrasi*. *Gross error* ini dilakukan dengan metode *global test* yang mana hasil perhitungan dibandingkan dengan *chi-square*. Berikut persamaan dari *global test*-nya

$$\gamma = r^T V^{-1} r$$

Dimana :

$$r = \begin{bmatrix} -9,403 \\ -16,396 \\ -4,1896 \\ -11,3668 \end{bmatrix}$$

$$V = \begin{bmatrix} 1423,77 & -432,57 & 232,67 & 646,84 \\ -432,57 & 1216,18 & -255,90 & 63,46 \\ 232,67 & -255,90 & 1475,68 & -305,1 \\ 646,84 & 63,46 & -305,1 & 1334,54 \end{bmatrix}$$

sehingga nilai γ sebesar **0,4473**.

Untuk derajat kebebasan sama dengan rank dari B11 ($m = 5$) dan $\alpha = 2,5\%$.

Hasil perhitungan ini lalu dibandingkan dengan tabel *chi-square* dengan $\nu = m = 5$, dan $\alpha = 2,5\%$. Dan didapat nilai χ^2 sebesar 19,02. Hal ini membuktikan bahwa $\gamma \leq \chi^2_{97,5\%}(m)$.

Dapat disimpulkan bahwa *tidak ditemukannya gross error pada sistem ini*. Namun jika hasil perhitungan lebih besar daripada nilai tabel *chi-square* maka terdapat *gross error* dan perlu dilakukan kalibrasi atau pergantian instrument, dan tidak bisa dilakukan rekonsiliasi.

4.4 Estimasi Konsentrasi Dengan Persamaan Raoult's

Disinilah perhitungan estimasi dilakukan, dimana perhitungan konsentrasi didapatkan melalui persamaan Raoult's. Sebelum perhitungan konsentrasi dilakukan, dilakukan terlebih dahulu perhitungan tekanan uap (*vapor pressure*) dari produk kolom distilasi tersebut, seperti dijelaskan pada bab III.

Disini didapatkan untuk tekanan uap tiap komponen adalah sebagai berikut:

- Propane

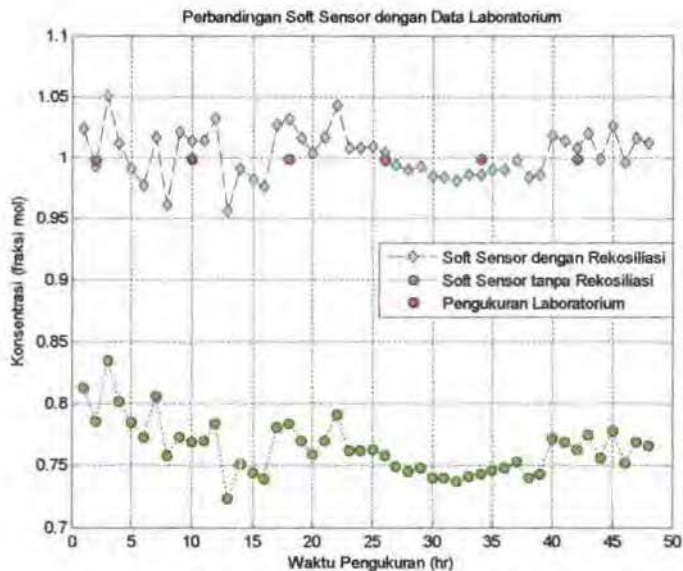
$$= \exp \left[59,078 + \left(\frac{-3492,6}{x(8,:)} \right) + (-6,0669 \ln x(8,:)) + (1,0919e - 5 x(8,:) ^2) \right]$$

- Butane

$$= \exp \left[66,343 + \left(\frac{-4363,2}{x(8,:)} \right) + (-7,046 \ln x(8,:)) + (9,4509e - 6 x(8,:) ^2) \right]$$

Setelah didapat tekanan uap dari tiap komponen produk kolom distilasi tersebut (propane dan butane), barulah dibawa ke persamaan *Roult's* (2.34). Dan inilah grafik perbandingan hasil perhitungan konsentrasi menggunakan *soft* sensor dengan rekonsiliasi dan tanpa rekonsiliasi dengan pengukuran di laboratorium.

Dari sinilah dapat dilihat nilai konsentrasi melalui perhitungan *soft* sensor, dengan rekonsiliasi mempunyai *error* ($\pm 2\%$) dari pengukuran laboratorium, sedangkan *soft* sensor tanpa rekonsiliasi mempunyai *error* ($\pm 20\%$) dari pengukuran laboratorium.



Gambar 4.6 Perbandingan perhitungan *soft* sensor dengan pengukuran di laboratorium

Terlihat dari gambar 4.6 di atas hasil estimasi konsentrasi untuk propane melebihi nilai 1 (satu), sedangkan nilai maksimal untuk konsentrasi adalah 1 (satu). Hal ini dikarenakan rekonsiliasi hanya meningkatkan keakurasian data pengukuran dengan mendekati nilai yang sebenarnya dan mereduksi *random error*, tetapi tidak benar-benar menghilangkan *random error*. Hal ini terlihat masih adanya nilai konsentrasi di atas 1 (satu).

[Halaman ini memang dikosongkan]

BAB V

KESIMPULAN dan SARAN

BAB V KESIMPULAN dan SARAN

5.1 Kesimpulan

Dari penelitian yang telah dilakukan pada kolom distilasi *de-propanizer* untuk mengestimasi konsentrasinya, dapat disimpulkan sebagai berikut :

- Berdasarkan uji-T yang dilakukan, *plant* (kolom distilasi *de-propanizer*) berjalan secara steady state untuk waktu 2 hari saja, terhitung mulai tanggal 8 dan 9 febuari 2008. Hal ini terlihat bahwa nilai rataan untuk 2 hari yang berdekatan tersebut sama.
- Berdasarkan perhitungan redundansi yang dilakukan, variabel f_{10} , t_1 , dan t_8 tidak redundan, sehingga produk butane tidak dapat direkonsiliasi dan diestimasi konsentrasinya. Sedangkan untuk variabel yang lain redundan, salah satunya produk propane yang dapat terekonsiliasi sebesar ($\pm 7\%$) dan dapat diestimasi konsentrasinya.
- Berdasarkan uji *global tes*, untuk mengetahui adanya *gross error* pada kolom distilasi *depropanizer* yang dilakukan tidak ditemukan *gross error* pada sistem tersebut. Hal ini dikarenakan nilai global tes yang diberikan 0,4473 dibawah nilai perbandingan distribusi *chi-square* 19,02 ($\gamma \leq \chi^2_{97,5\%}(m)$), sehingga H_0 dipenuhi.
- Berdasarkan estimasi konsentrasi untuk produk propane, menggunakan persamaan *Raoult's*, nilai rataan *soft* sensor menggunakan rekonsiliasi mendekati pengukuran laboratorium ($\pm 2\%$). Sedangkan nilai rataan *soft* sensor tanpa rekonsiliasi menjahui pengukuran laboratorium ($\pm 20\%$). Sehingga *soft* sensor dapat diaplikasikan untuk proses industri.

5.2 Saran

Saran untuk penelitian ini dapat dilanjutkan adalah :

- Untuk deteksi gross error sebaiknya diuji dengan ke-empat metode yang ada dan jika ditemukan gross error, maka sebaiknya dilakukan perbaikan rekonsiliasi.
- Karena teknik rekonsiliasi mendekati nilai yang sesuai dengan pengukuran di laboratorium, maka sebaiknya teknik ini langsung diimplementasikan dalam bentuk software jadi, seperti GUI atau pemakaian langsung di DCS.



DAFTAR PUSTAKA



DAFTAR PUSTAKA

- Markus, schladt, 2006, "*Soft sensors based on nonlinear steady-state data reconciliation in process industry*", Chem Engin. And Proc, elsivier.
- Romagnoli, Jose A., 2000, "*Data Processing and Reconciliation for Chemical Process Operation*", London : Academic Press
- Narasimhan S., Jordache C., 1999, "*Data Reconciliation and Gross Error Detection*", Texas : Gulf.
- Geankoplis, Christie J., 1992, "*Transport Processes and Unit Operation*", USA : Prentice-Hall.
- Perry & Green, 1999, "*Chemical Engineers Handbook*", Singapore : McGraw Hill.
- Luyben, William L., 1996, "*Process Modeling Simulation and Control for Chemical Engineers*", Singapore : McGraw Hill.
- Marlin, Thomas E., 2000, "*Process Control Designing Proess and Control System for Dynamic Performance*" Singapore : McGraw Hill.
- D. Helsel, R. Hirsch, 2002, "*Statistical Methods in Water Resources*", Amsterdam : Elsevier.
- Gunterus, Frans, 1994, "*Falsafah Dasar :Sistem Pengendalian Proses*" Jakarta : Elex Media Komputindo.
- Liptak, Bella G. 1995. "*Instrument Engineer's Handbook : Process Control*". Radnor – Pennsylvania : Chilton Book Company.
- Ogata, Katsuhito. 1997. "*Kontrol Automatik*". Jakarta : Erlangga.
- Wikipedia Indonesia*. 2007.

LAMPIRAN

LAMPIRAN A

DATA *FLOWRATES*, TEMPERATUR dan KONSENTRASI TANGGAL 8-9 Feb. 2008

Waktu	F1	F2	F4	F5	F8	F10
08/02/2008 0:00	32,0580	36,4678	14,8455	21,6223	17,2126	1,5521
08/02/2008 1:00	31,7689	35,3964	12,9473	22,4491	18,8216	1,4204
08/02/2008 2:00	31,5273	34,8166	15,6818	19,1348	15,8455	1,1537
08/02/2008 3:00	32,1320	34,8227	11,7473	23,0754	20,3847	1,5695
08/02/2008 4:00	31,6608	36,6260	12,6416	23,9843	19,0192	1,1973
08/02/2008 5:00	31,5022	35,5669	13,7985	21,7684	17,7038	1,5424
08/02/2008 6:00	31,7772	35,5743	14,4335	21,1407	17,3437	1,6371
08/02/2008 7:00	31,8683	35,0290	10,7167	24,3123	21,1516	1,2048
08/02/2008 8:00	31,6692	33,2821	12,9434	20,3387	18,7258	0,6352
08/02/2008 9:00	31,5357	32,8215	12,2120	20,6095	19,3237	1,8283
08/02/2008 10:00	31,8187	35,0354	13,0498	21,9856	18,7688	1,4643
08/02/2008 11:00	32,0909	31,5968	14,8932	16,7036	17,1978	2,1744
08/02/2008 12:00	31,9757	36,2886	14,4113	21,8773	17,5644	1,6334
08/02/2008 13:00	31,5106	32,0325	14,2717	17,7608	17,2389	1,9010
08/02/2008 14:00	32,6286	38,1564	9,9808	28,1756	22,6478	1,4310
08/02/2008 15:00	32,1320	35,4155	12,3744	23,0411	19,7576	1,4012
08/02/2008 16:00	33,7877	33,3254	10,8763	22,4491	22,9114	1,5029
08/02/2008 17:00	33,6313	38,0334	10,9180	27,1155	22,7133	1,5128
08/02/2008 18:00	33,1019	36,5607	8,1333	28,4274	24,9686	1,4247
08/02/2008 19:00	33,2450	30,2205	13,7557	16,4648	19,4892	1,6753
08/02/2008 20:00	33,8579	33,0214	12,8391	20,1823	21,0188	1,4602
08/02/2008 21:00	33,1735	33,0124	13,2665	19,7459	19,9070	1,4436
08/02/2008 22:00	29,7017	27,1883	11,4114	15,7769	18,2903	0,5089
08/02/2008 23:00	30,1597	29,2221	14,4298	14,7923	15,7300	1,4745

Waktu	F1	F2	F4	F5	F8	F10
09/02/2008 0:00	30,4208	30,8517	14,8752	15,9765	15,5456	2,1225
09/02/2008 1:00	26,4429	34,1836	19,1259	15,0576	7,3170	1,8851
09/02/2008 2:00	26,7206	27,3777	16,8378	10,5399	9,8828	0,8950
09/02/2008 3:00	26,9074	28,3071	15,9030	12,4041	11,0044	1,4119
09/02/2008 4:00	26,8093	36,3505	17,3403	19,0102	9,4690	1,8084
09/02/2008 5:00	27,2385	26,9311	15,8776	11,0534	11,3609	0,6985
09/02/2008 6:00	27,0540	23,8751	16,2062	7,6689	10,8478	1,3796
09/02/2008 7:00	26,9172	26,0440	16,6147	9,4293	10,3025	1,5089
09/02/2008 8:00	27,1124	27,0444	16,5800	10,4645	10,5325	2,5903
09/02/2008 9:00	27,5369	24,0974	14,0974	10,0000	13,4396	1,2073
09/02/2008 10:00	29,6217	18,9038	9,5589	9,3449	20,0628	0,6061
09/02/2008 11:00	33,0541	27,4966	12,0238	15,4728	21,0303	2,7831
09/02/2008 12:00	30,8084	17,5795	17,5795	0,0000	13,2289	1,6130
09/02/2008 13:00	31,7357	29,0492	12,3456	16,7036	19,3901	1,1406
09/02/2008 14:00	31,3849	29,8239	13,5526	16,2712	17,8322	1,1511
09/02/2008 15:00	30,6883	39,2368	13,3161	25,9207	17,3722	1,6861
09/02/2008 16:00	30,7655	35,8936	11,2255	24,6681	19,5400	1,2657
09/02/2008 17:00	30,8767	36,8880	12,7063	24,1817	18,1704	1,4436
09/02/2008 18:00	33,8890	35,2561	11,3711	23,8850	22,5179	1,4684
09/02/2008 19:00	33,6783	32,0516	11,5964	20,4552	22,0819	0,9631
09/02/2008 20:00	33,7409	34,4847	11,4437	23,0411	22,2972	1,4928
09/02/2008 21:00	33,6391	27,9283	9,1277	18,8007	24,5115	1,3056
09/02/2008 22:00	34,2911	33,3203	11,2987	22,0216	22,9924	0,6493
09/02/2008 23:00	34,3449	30,8040	11,9612	18,8428	22,3837	1,3487

Waktu	T1	T2	T4	T5	T8	T3	Pressure
08/02/2008 0:00	92,6215	44,6884	31,4726	31,7683	90,9307	40,7025	12,3068
08/02/2008 1:00	92,3799	43,4742	31,5216	32,4355	88,8061	40,1670	11,8799
08/02/2008 2:00	91,7518	43,8143	31,7667	31,9586	89,7234	39,0468	12,0566
08/02/2008 3:00	92,4765	43,9114	31,9137	32,8690	89,2406	40,1184	12,0356
08/02/2008 4:00	91,9451	43,7657	31,8157	32,7134	88,2269	40,5078	11,9656
08/02/2008 5:00	91,3654	43,4742	31,8157	32,4345	87,1651	40,7025	11,8992
08/02/2008 6:00	91,5103	43,5228	31,4726	31,4801	87,8890	39,4853	11,8939
08/02/2008 7:00	91,8484	42,6967	31,9627	32,3886	87,0203	40,4105	11,6700
08/02/2008 8:00	91,2205	43,0855	32,0607	32,3392	86,1036	40,0210	11,7137
08/02/2008 9:00	91,6552	44,5428	32,0117	32,4959	88,9509	42,1619	12,2701
08/02/2008 10:00	92,4765	45,4650	32,0607	32,5646	91,3171	43,2799	12,5990
08/02/2008 11:00	92,8631	45,1739	32,2567	32,9817	87,3099	42,4050	12,5010
08/02/2008 12:00	94,0714	45,4650	32,5995	33,3409	90,4477	45,0282	12,5902
08/02/2008 13:00	94,1197	45,2709	32,5995	32,7590	90,4477	43,6200	12,4923
08/02/2008 14:00	94,6515	45,4650	32,6974	33,3769	91,0756	44,1543	12,5728
08/02/2008 15:00	94,1197	45,3680	32,9912	33,5081	91,3654	44,3000	12,5605
08/02/2008 16:00	94,9900	45,3195	32,7954	33,3532	91,7035	42,6967	12,5500
08/02/2008 17:00	94,2164	44,6884	32,5015	33,3472	91,1239	41,8215	12,3261
08/02/2008 18:00	93,1530	43,6200	31,6197	32,4132	88,6613	41,1405	11,9901
08/02/2008 19:00	93,2980	42,5509	31,7667	32,5764	84,9940	40,3131	11,6542
08/02/2008 20:00	94,2164	43,2313	31,6687	31,9903	87,9855	40,6538	11,8589
08/02/2008 21:00	93,9264	43,1827	31,4236	31,6206	87,4546	39,8749	11,8572
08/02/2008 22:00	92,0900	42,1133	31,0314	31,4924	86,8756	39,6801	11,5090
08/02/2008 23:00	91,9451	42,3564	30,9823	31,2249	88,2269	39,7775	11,5370

Waktu	T1	T2	T4	T5	T8	T3	Pressure
09/02/2008 0:00	92,1866	42,1619	30,8352	30,9936	97,4085	39,7288	11,5300
09/02/2008 1:00	83,8365	41,7242	30,9333	31,5666	97,2150	39,3391	11,3795
09/02/2008 2:00	88,2269	40,6538	30,8842	31,6761	93,6363	38,2670	10,9999
09/02/2008 3:00	90,5443	40,0210	30,9333	30,9460	86,1036	37,8282	10,8511
09/02/2008 4:00	89,6751	40,3131	30,9823	31,0169	85,1388	37,9745	10,9159
09/02/2008 5:00	90,8824	39,8262	30,8842	31,2778	86,1518	37,5843	10,7427
09/02/2008 6:00	90,5443	39,9723	30,9823	31,6313	85,3800	37,6819	10,7672
09/02/2008 7:00	89,4820	39,8749	30,8352	30,8353	85,8624	37,7306	10,7497
09/02/2008 8:00	90,3511	40,0210	31,0804	31,9877	90,1580	37,7306	10,7899
09/02/2008 9:00	91,8001	40,7512	31,0804	31,7733	89,2889	38,5595	11,0191
09/02/2008 10:00	93,4430	41,3351	30,9333	30,9714	91,8484	38,9981	11,1643
09/02/2008 11:00	94,2164	42,8425	31,0804	31,1110	94,8933	40,7999	11,6700
09/02/2008 12:00	91,5586	41,4324	30,2465	30,9912	96,3441	39,0468	11,2465
09/02/2008 13:00	90,9790	39,6801	28,9698	29,4156	97,1182	37,3892	10,6884
09/02/2008 14:00	91,5103	40,6052	30,3446	31,3266	99,6837	38,5107	11,0051
09/02/2008 15:00	91,1722	44,1543	31,2275	31,2583	97,3117	41,5297	12,1196
09/02/2008 16:00	92,0900	44,4942	31,7177	32,0886	72,8960	41,9188	12,2018
09/02/2008 17:00	92,6698	44,2028	31,5216	32,3430	64,1250	41,7729	12,1004
09/02/2008 18:00	92,8631	44,7370	31,4236	32,1639	71,7396	42,1133	12,3138
09/02/2008 19:00	92,6215	43,6686	31,6197	32,0303	69,7159	41,4810	11,9394
09/02/2008 20:00	92,2349	43,9114	31,8157	32,4318	71,0169	40,9458	12,0199
09/02/2008 21:00	92,5248	42,7453	31,4726	32,4063	75,7869	40,6538	11,6752
09/02/2008 22:00	92,5732	42,5995	31,0804	31,5831	80,3170	40,0210	11,6717
09/02/2008 23:00	92,6215	42,7939	30,8842	30,9854	81,2810	40,3618	11,7312

Tanggal 8 Februari 2008

CODE	SAMPLE	TIME	Composition (%)						Spec Grav 60/60F of LPG	Cu Strip Corrosion
			C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅	nC ₅		
1103	LPG Feed	2:00	0,2	31,4	23	42,4	1,2	0,2	0,5552	
15	KOH Outlet	2:00								1B
1503	De Propanizer Overhead	2:00	0,2	99,8					0,5074	2C
1504	De Propanizer Bottom	2:00		9,9	31,7	58	0,4		0,5706	1B
1103	LPG Feed	10:00	0,2	31,4	23	42,4	1,2	0,2	0,5501	
15	KOH Outlet	10:00								1B
1502	De ethanizer Overhead	10:00								
1503	De Propanizer Overhead	10:00	0,1	99,9					0,5076	2C
1504	De Propanizer Bottom	10:00		16,9	31,1	51,6		0,4	0,5659	1B
1103	LPG Feed	18:00	5,5	42,4	19,9	30,2	0,6		0,5342	
15	KOH Outlet	18:00								1B
1503	De Propanizer Overhead	18:00	0,1	99,9					0,5076	2C
1504	De Propanizer Bottom	18:00		9,2	31,4	58,7	0,7		0,5713	1B

Tanggal 9 Februari 2008

CODE	SAMPLE	TIME	Composition (%)					Spec Grav 60/60F of LPG	Cl Strip Corrosion
			C ₂	C ₃	iC ₄	nC ₄	iC ₅		
1103	LPG Feed	2:00	2,3	28,7	22,3	43,8	1,6	0,5585	
15	KOH Outlet	2:00							1B
1503	De Propanizer Overhead	2:00	1,7	98,3				0,5052	1B
1504	De Propanizer Bottom	2:00		3,8	29,1	65,8	1,3	0,5758	1B
1103	LPG Feed	10:00	4,7	39,2				0,5477	
15	KOH Outlet	10:00							1B
1502	De ethanizer Overhead	10:00							
1503	De Propanizer Overhead	10:00		100				0,5077	2C
1504	De Propanizer Bottom	10:00			26,3	71,8	1,9	0,5792	1B
1103	LPG Feed	18:00	0,9	22,6	25,3	48,8	31,6	0,5581	
15	KOH Outlet	18:00							1B
1503	De Propanizer Overhead	18:00		100				0,5077	2C
1504	De Propanizer Bottom	18:00	3,5		57,6		31,6	0,5704	1B

LAMPIRAN B LISTING PROGRAM

```

% Bi-Linier STEADY STATE DATA RECONCILIATION %
% ----- ANDRI WIDYANATA - 2404 100 011 ----- %
% ----- PERHITUNGAN DATA TA ----- %

```

```

=====
% ----- Perhitungan nilai Redundant -----
% nilai A:

```

```

A = [1 -1 0 0 1 -1 1 0 0 0
      0 1 -1 0 0 0 0 0 0 0
      0 0 1 -1 -1 0 0 0 0 0
      0 0 0 0 0 1 -1 -1 0 0
      0 0 0 0 0 0 0 0 1 -1];

```

```
r0 = rank(A);
```

```

% persamaan non-linier kondisi steady state
%  $A1 \cdot x + A2 \cdot u = b$ 
% matrik A1 (mass flow terukur)

```

```

A1 = [1 -1 0 1 0 0
       0 1 0 0 0 0
       0 0 -1 -1 0 0
       0 0 0 0 -1 0
       0 0 0 0 0 -1];

```

```
r1 = rank(A1);
```

```
%rank A1 = 5
```

```
% matrik A2 (mass flow tak terukur)
```

```

A2 = [0 -1 1 0
       -1 0 0 0
       1 0 0 0
       0 1 -1 0
       0 0 0 1];

```

```
r2 = rank(A2);
```

```
%rank A2 = 3
```

```
%Q-R orthogonal
```

```
[Qu,Ru] = qr(A2);
```

```

% matrik B1 (mass flow terukur & temperatur
terukur)

```



```

B1 = [1 -1 0 1 0
      0 1 0 0 0
      0 0 -1 -1 0
      0 0 0 0 -1];
%matrik B2 (mass flow tak terukur&temperatur
terukur)
B2 = [0
      -1
      1
      0];
%matrik B3 (mass flow terukur&temperatur tak
terukur)
B3 = [-1 1 0 0
      0 0 0 0
      0 0 0 0
      1 -1 1 -1];
%matrik B5 = B2 dengan penambahan matrik zero
B5 = [B2 zeros(4,3)];

%matrik zeros
O1 = zeros(5,5);
O2 = zeros(5,1);
O3 = zeros(5,4);
O4 = zeros(4,6);

%matrik B11, B22, dan B33
B11 = [A1 O1 O2
      O4 B1 B2];
B33 = [O3;B3];
B22 = [A2;B5];

%Q-R orthogonal matrik B33
[Qb,Rb,Pb] = qr(B33);
r3 = rank(B33);
Qb2 = [Qb(:,r3+1:9)];

%matrik D
D = Qb2' * B22;

```

```

%Q-R orthogonal matrik D
[Qd,Rd,Pd] = qr(D);
r4 = rank(D);
Qd2 = [Qd(:,r4+1:7)];
% didapat nilai Ga
Ga = Qd2' * Qb2' * B11;

%=====
%----- import data excel -----
%----- Perhitungan nilai rekonsiliasi -----
load Sheet2_1; % variance data terukur
S1 = var(Sheet1(:,1:8),0,2);
S2 = var(Sheet1(:,9:16),0,2);
S3 = var(Sheet1(:,17:24),0,2);
S4 = var(Sheet1(:,15:32),0,2);
S5 = var(Sheet1(:,32:40),0,2);
S6 = var(Sheet1(:,41:48),0,2);
S = [S1 S2 S3 S4 S5 S6];
[m,n] = size(S);

for i = 1:n
% Ym matrik variansi data pengukuran sesuai
klasifikasi A1
Ym(:, :, i) = diag([S(1,i) S(2,i) S(3,i) S(4,i)
S(5,i) S(6,i)]);

% Ych matrik variansi data pengukuran sesuai
klasifikasi B1
Ych(:, :, i) = diag([S(7,i) S(8,i) S(9,i)
S(10,i) S(11,i)]);

% Yo matrik variansi data pengukukuran sesuai
klasifikasi B2
Yo(:, :, i) = diag([S(12,i)]);

Ya(:, :, i) = diag([diag(Ym(:, :, i))'
diag(Ych(:, :, i))' diag(Yo(:, :, i))']);

```



```

load Sheet2_1;          %nilai real
% nilai Fm
Fm(:,i) = [Sheet1(1,i)
           Sheet1(2,i)
           Sheet1(3,1)
           Sheet1(4,i)
           Sheet1(5,1)
           Sheet1(6,i)];

% nilai Fch
Fch(:,i) = [Sheet1(7,i)
           Sheet1(8,i)
           Sheet1(9,i)
           Sheet1(10,i)
           Sheet1(11,i)];

% nilai e
e(:,i) = -[A1 * Fm(:,i)
           B1 * Fch(:,i)];

% nilai b
b(:,i) = Qd2' * Qb2' * e(:,i);

% nilai adjustment (a)
a(:,i) = Ya(:, :, i) *
Ga' * inv(Ga * Ya(:, :, i) * Ga') * b(:, i);
end;

for i = 1:8
    x(:,i) = Sheet1(:,i) - a(:,1);
    for i = 9:16
        x(:,i) = Sheet1(:,i) - a(:,2);
    for i = 17:24
        x(:,i) = Sheet1(:,i) - a(:,2);
    for i = 25:31
        x(:,i) = Sheet1(:,i) - a(:,2);
    for i = 32:40

```

```

    x(:,i)=Sheet1(:,i) - a(:,2);
    for i = 41:48
    x(:,i)=Sheet1(:,i) - a(:,2);
    end;    end;    end;    end;
    end;
end;
% =====
% -----Ploting Data -----
[o,p] = size(Sheet1);
time = 1:p;
% plotting F1
flowratel = x(1,:);
flowl = Sheet1(1,:);
figure;
plot(time,flowl,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,flowratel,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Mass Flow F1(kg/hr)');
title('Perbandingan data terukur dengan data
rekonsiliasi');

% plotting F2
flowrate2 = x(2,:);
flow2 = Sheet1(2,:);
figure;
plot(time,flow2,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,flowrate2,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Mass Flow F2(kg/hr)');
title('Perbandingan data terukur dengan data
rekonsiliasi');

% plotting F4

```

```
flowrate4 = x(3,:);
flow4 = Sheet1(3,:);
figure;
plot(time,flow4,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,flowrate4,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Mass Flow F4(kg/hr)');
title('Perbandingan data terukur dengan data
rekonsiliasi');
```

```
% plotting F5
flowrate5 = x(4,:);
flow5 = Sheet1(4,:);
figure;
plot(time,flow5,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,flowrate5,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Mass Flow F5(kg/hr)');
title('Perbandingan data terukur dengan data
rekonsiliasi');
```

```
% plotting F8
flowrate8 = x(5,:);
flow8 = Sheet1(5,:);
figure;
plot(time,flow8,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,flowrate8,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Mass Flow F8(kg/hr)');
```

```
title('Perbandingan data terukur dengan data  
rekonsiliasi');
```

```
% plotting F10
```

```
flowrate10 = x(6,:);  
flow10 = Sheet1(6,:);  
figure;  
plot(time,flow10,':ko','MarkerFaceColor','g')  
hold on  
plot(time,flowrate10,'-  
kd','MarkerFaceColor','c');  
legend('measurement','reconciliation');  
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');  
ylabel('Mass Flow F10(kg/hr)');  
title('Perbandingan data terukur dengan data  
rekonsiliasi');
```

```
% plotting T1
```

```
temperatur1 = x(7,:);  
temp1 = Sheet1(7,:);  
figure;  
plot(time,temp1,':ko','MarkerFaceColor','g')  
hold on  
plot(time,temperatur1,'-  
kd','MarkerFaceColor','c');  
legend('measurement','reconciliation');  
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');  
ylabel('Temperatur T1 (Celcius)');  
title('Perbandingan data terukur dengan data  
rekonsiliasi');
```

```
% plotting T2
```

```
temperatur2 = x(8,:);  
temp2 = Sheet1(8,:);  
figure;  
plot(time,temp2,':ko','MarkerFaceColor','g')  
hold on
```

```
plot(time,temperatur2,'-  
kd','MarkerFaceColor','c');  
legend('measurement','reconciliation');  
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');  
ylabel('Temperatur T2 (Celcius)');  
title('Perbandingan data terukur dengan data  
rekonsiliasi');
```

```
% plotting T3  
temperatur3 = x(12,:);  
temp3 = Sheet1(12,:);  
figure;  
plot(time,temp3,':ko','MarkerFaceColor','g')  
hold on  
plot(time,temperatur3,'-  
kd','MarkerFaceColor','c');  
legend('measurement','reconciliation');  
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');  
ylabel('Temperatur T3 (Celcius)');  
title('Perbandingan data terukur dengan data  
rekonsiliasi');
```

```
% plotting T4  
temperatur4 = x(9,:);  
temp4 = Sheet1(9,:);  
figure;  
plot(time,temp4,':ko','MarkerFaceColor','g')  
hold on  
plot(time,temperatur4,'-  
kd','MarkerFaceColor','c');  
legend('measurement','reconciliation');  
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');  
ylabel('Temperatur T4 (Celcius)');  
title('Perbandingan data terukur dengan data  
rekonsiliasi');
```

```
% plotting T5  
temperatur5 = x(10,:);
```

```

temp5 = Sheet1(10,:);
figure;
plot(time,temp5,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,temperatur5,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Temperatur T5 (Celcius)');
title('Perbandingan data terukur dengan data
rekonsiliasi');

```

```

% plotting T8
temperatur8 = x(11,:);
temp8 = Sheet1(11,:);
figure;
plot(time,temp8,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
plot(time,temperatur8,'-
kd','MarkerFaceColor','c');
legend('measurement','reconciliation');
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');
ylabel('Temperatur T8 (Celcius)');
title('Perbandingan data terukur dengan data
rekonsiliasi');

```

```

%=====
%----- Gross Error Detection -----%

```

```

%Nilai dari data yang terukur
load Sheet2_1;

```

```

%matrik residual
R = Ga * mean(Sheet1(:,25:48),2);
%mean(Sheet1(:,1:24),2);

```

```

%Nilia Kovariance
Cov=Ga*diag(var(Sheet1(25:48),0,2),0)*Ga';

```

```

*Global Error Detection
GED = R'*inv(Cov)*R
r5 = rank(B11)           % rank B11 =
derajat kebebasan chi-square

% ===== Estimasi Konsentrasi =====%
% ===== Persamaan Raoult's =====%

load Sheet2_1
% Konversi Temperatur T4 dan Temperatur
overhead
C = x(12,:);           % Celcius
F = (1.8 * C) + 32;   % Celcius ==>
Farenhe
K = C + 273.15;       % Celcius ==>
Kelvin
P = (Sheet2)* 14.2;   % kg/cm^2 ==> psia

% Perhitungan Tekanan Parsial (Pa)
for i = 1:48;
Psat1(:,i) = exp((59.078)+(-3492.6/K(:,i))+(-
6.0669*log(K(:,i)))+(1.0919e-05*(K(:,i)^2)));
Psat2(:,i) = exp((66.343)+(-4363.2/K(:,i))+(-
7.046*log(K(:,i)))+(9.4509e-06*(K(:,i)^2)));
end;

% Konversi kg/cm^2 ==> psia
P1 = Psat1 * 1.450377e-04;
P2 = Psat2 * 1.450377e-04;

% Perhitungan Konsentrasi
for i = 1:48;
Xa(:,i) = (P(:,i) - P2(:,i))/(P1(:,i) -
P2(:,i));
end;

```




```
load Sheet2_1
% Konversi Temperatur T4 dan Temperatur
overhead
C8 = Sheet1(12,:);           % Celcius
K8 = C8 + 273.15;           % Celcius ==>
Kelvin
```

```
% Perhitungan Tekanan Parsial (Pa)
for i = 1:48;
Psat3(:,i) = exp((59.078)+(-3492.6/K8(:,i))+(-
6.0669*log(K8(:,i)))+(1.0919e-
05*(K8(:,i)^2)));
Psat4(:,i) = exp((66.343)+(-4363.2/K8(:,i))+(-
7.046*log(K8(:,i)))+(9.4509e-06*(K8(:,i)^2)));
end;
```

```
% Konversi kg/cm^2 ==> psia
P3 = Psat3 * 1.450377e-04;
P4 = Psat4 * 1.450377e-04;
```

```
% Perhitungan Konsentrasi
for i = 1:48;
Xb(:,i) = (P(:,i) - P4(:,i))/(P3(:,i) -
P4(:,i));
end;
%plot grafik Soft Sensor
time = 1:48;
k1 = Sheet3/100;
time1= 2:8:21;
b1=[k1(1,1) k1(1,2) k1(1,3)];
time2= 26:8:43;
b2=[k1(1,1) k1(1,2) k1(1,3)];
figure;
plot(time,Xa,'--kd','MarkerFaceColor','c')
hold on
plot (time,Xb,':ko','MarkerFaceColor','g')
hold on
```

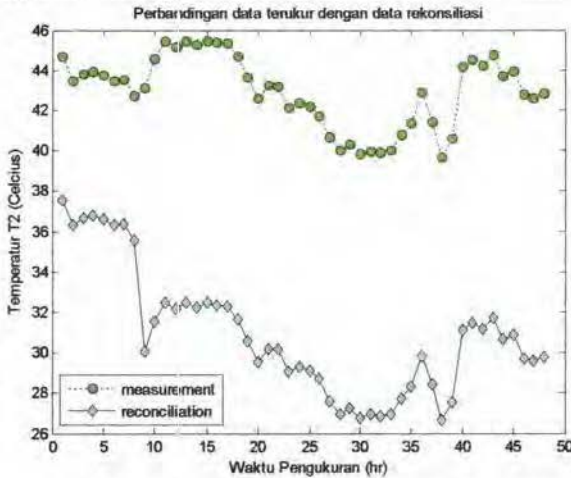


```
plot(time1,b1,'ko',time2,b2,'ko','MarkerFaceColor','r');  
grid on;  
legend('Soft Sensor dengan Rekosiliasi','Soft  
Sensor tanpa Rekosiliasi','Pengukuran  
Laboratorium');  
xlabel('Waktu Pengukuran (hr)');  
ylabel('Konsentrasi (fraksi mol)');  
title('Perbandingan Soft Sensor dengan Data  
Laboratorium');
```

LAMPIRAN C

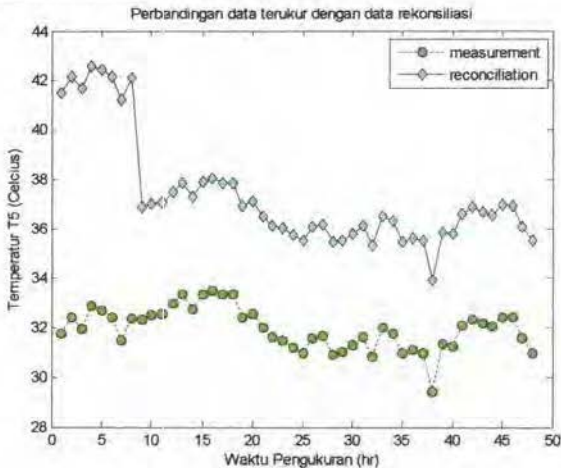
GRAFIK SEBELUM dan SESUDAH REKONSILIASI

- T₂ (Grafik Temperatur overhead menuju kondensor)



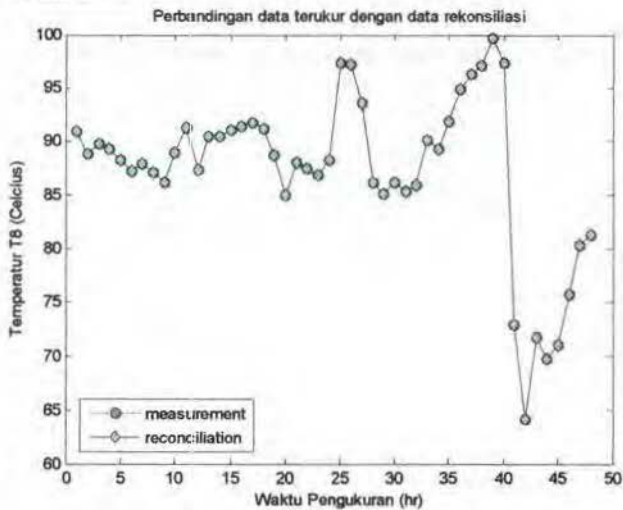
Disini terlihat $\mu_1 = 43,96$ dan $\mu_2 = 43,01$

- T₅ (Grafik temperatur refluks)



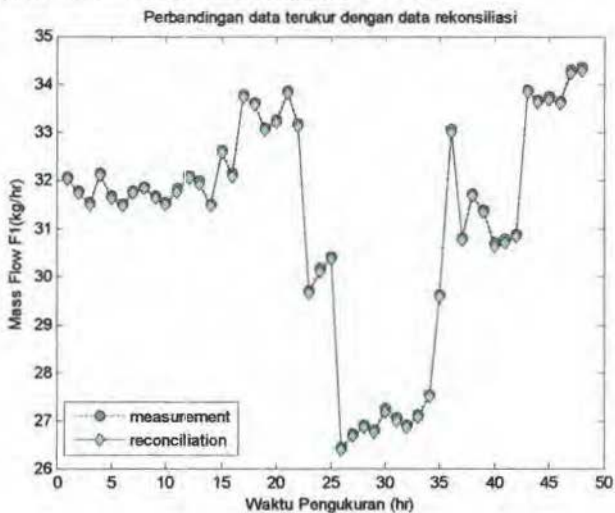
Disini terlihat $\mu_1 = 32,47$ dan $\mu_2 = 32,33$

- T_8 (Grafik temperatur produk butane)



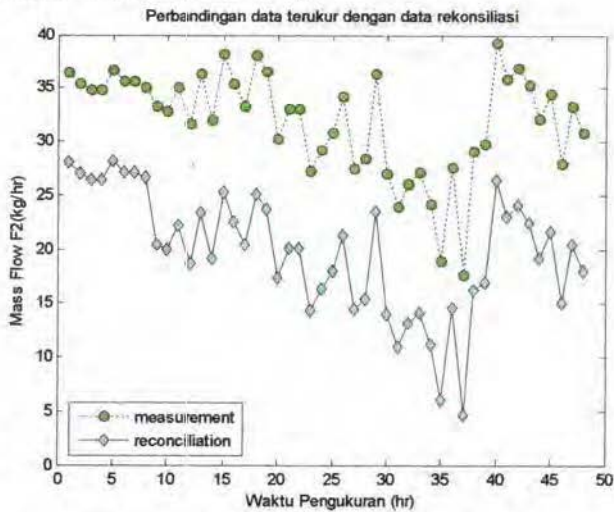
Disini terlihat $\mu_1 = 88,87$ dan $\mu_2 = 87,90$

- F_1 (Grafik flow feed *de-propanizer*)

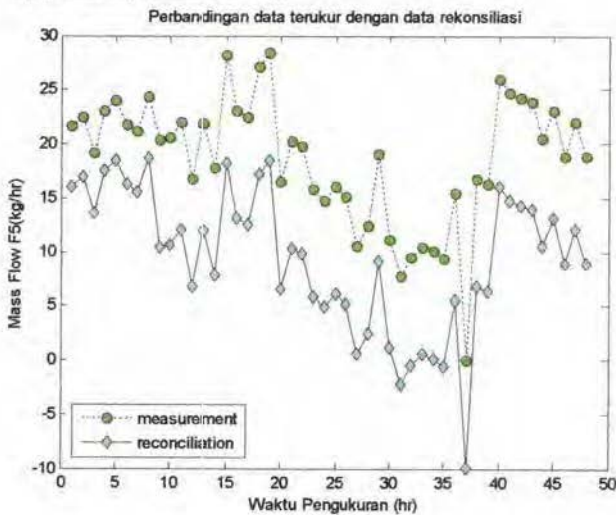


Disini terlihat $\mu_1 = 32,53$ dan $\mu_2 = 32,12$

- F_2 (Grafik flow Overhead)

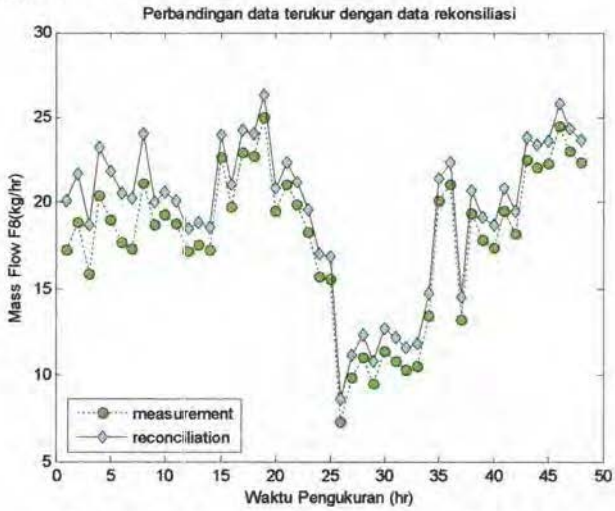


- F_5 (Grafik flow refluks)



Disini terlihat $\mu_1 = 20,15$ dan $\mu_2 = 16,5$

- F_8 (Grafik *flow* produk butane)



Disini terlihat $\mu_1 = 19,32$ dan $\mu_2 = 19,03$

015V102 (410-V4)
DEPROPANIZER RECEIVER
 2000mm ID x 6000mm T/T
 DESIGN : 18.3 Kg/cm² @ 121°C
 TRIM NO. : 15-1054CC

015E107 (410-E7)
DEPROPANIZER CONDENSER
 3.33 x 10⁶ kcal/hr.
 3 BAYS
 TYPE 'D' MANIFOLDING

015P103 A/B (410-P3A & P3B)
DEPROPANIZER NET OVERHEAD PUMPS
 DESIGN : 25.7m³/hr.
 AP : 6.9cm²
 S.P.G.R. : 0.46 @ 48°C
 (AUXILIARY SEAL FLUSH REQUIRED SEE DETAIL 'A')

015E108 (410-E8)
PROPANE COOLER
 0.04 x 10⁶ kcal/hr.

C7

