



**ITS**  
Institut  
Teknologi  
Sepuluh Nopember

32307/11568



RSK  
665.5

Sur  
e-1  
2007

SKRIPSI - RK 1583

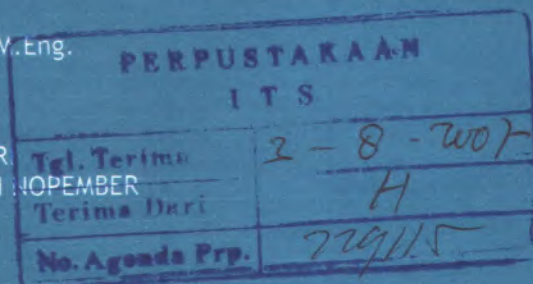
**EVALUASI PERFORMANCE UNIT PLATFORMING (84)  
PT PERTAMINA UP IV CILACAP**

FARHAN SURURY  
NRP 2303.100.016

MUHAMAD FARIZ FAILAKA  
NRP 2303.100.049

Dosen Pembimbing  
Prof. Dr. Ir. Nonot Soewarno, M.Eng.

JURUSAN TEKNIK KIMIA  
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI  
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER  
SURABAYA 2007





**ITS**  
Institut  
Teknologi  
Sepuluh Nopember

FINAL PROJECT - RK 1583

**PLATFORMING UNIT (84) PT PERTAMINA UP IV CILACAP  
PERFORMANCE EVALUATION**

FARHAN SURURY  
NRP 2303.100.016

MUHAMAD FARIZ FAILAKA  
NRP 2303.100.049

Advisor  
Prof. Dr. Ir. Nonot Soewarno, M.Eng.

CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT  
FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY  
SEPULUH NOPEMBER INSTITUTE OF TECHNOLOGY  
SURABAYA 2007



## Platforming Unit (84) PT. PERTAMINA UP IV Cilacap Performance Evaluation

**Students Name** : 1. Farhan Surury  
2. M. Fariz Failaka  
**NRP** : 1. 2303 100 016  
2. 2303 100 049  
**Department** : Chemical Engineering, Faculty of  
Industrial Technology, ITS  
**Advisor** : Prof. Dr. Ir. Nonot Soewarno, M.eng

### *Abstract*

*The main process of aromatic production from fossil oil (light petroleum) as the raw material is in Platforming unit which is petroleum converted to aromatic compound, another units only separating to be desire product. Therefore, Platforming unit must in the best performance, so aromatic product would be produced with high efficiency, and used minimum production cost.*

*As the main process of aromatic production at Paraxylene Refinery Cilacap, PT. PERTAMINA UP IV Cilacap, Platforming unit need to get an evaluation unit performance refer to operation equipment include reactor (catalyst and yield), interstage heater, heat exchanger, stabilizer, utilities, energy consumption, and costing (operation, maintenance, overhead cost), which the evaluation is based on operation data Platforming unit, comparing the data between new catalyst test run data (June 1997) with the newest operation data (December 1997, March 1999, and November 2006), which is used type catalyst R – 134. Overall, operation equipment in Platforming Unit (84) PT. PERTAMINA UP IV Cilacap still operating in good condition.*

**Key word** : CCR – Platforming, Catalyst, Heater, Heat exchanger, Stabilizer.

**EVALUASI PERFORMANCE UNIT PLATFORMING (84)  
PT PERTAMINA UP IV CILACAP**

**TUGAS AKHIR**

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

Oleh :

**FARHAN SURURY**  
Nrp. 2303 100 016

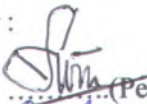

**M. FARIZ FAILAKA**  
Nrp. 2303 100 049

Disetujui oleh Tim Penguji Tugas Akhir :


1. Prof. Dr. Ir. Nonot Soewarno, M Eng ..... (Pembimbing )

2. Ir. Minta Yuwana, MS

3. Ir. Margono, MT

.....(Penguji I)

  
.....(Penguji II)

**SURABAYA  
AGUSTUS, 2007**



## KATA PENGANTAR

Puji syukur kami panjatkan kehadirat Allah SWT yang telah menganugerahkan kesempatan, kemampuan, serta nikmat dan berkah-Nya kepada kami dalam menyelesaikan skripsi yang berjudul :

### **"Evaluasi Performance Unit Platforming (84) PT Pertamina UP IV Cilacap"**

Skripsi ini merupakan salah satu syarat untuk menyelesaikan program pendidikan keserjanaan di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya.

Dalam menyelesaikan skripsi ini, kami mendapat banyak bantuan dari berbagai pihak, baik yang berupa dorongan moril, material, sumbangan pemikiran maupun dalam bentuk materi. Untuk itu dengan segala hormat kami menyampaikan terima kasih yang tulus dan mendalam kepada:

- a. Bapak Prof. Dr. Ir. Nonot Soewarno, M.Eng, selaku Kepala Laboratorium Proses Pemisahan dan Dosen pembimbing yang telah meluangkan waktu, tenaga, dan pikiran dalam membantu penyelesaian tugas akhir ini.
- b. Bapak Ir. Soejoto Gondosurohardjo yang telah memberikan wawasan dan membantu penyelesaian tugas akhir ini.
- c. Bapak Ir. Minta Yuwana, MS dan Bapak Ir. Margono, MT selaku dosen penguji kami.
- d. Bapak Prof. Dr. Ir. Mahfud, DEA, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS
- e. Bapak Dr. Ir. Tri Widjaja, M.Eng, selaku Koordinator Tugas Akhir dan Skripsi Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS
- f. Bapak Ir. Noerjanto Hariadi dan keluarga yang telah membantu kami melaksanakan penelitian ini.

- g. Orang tua dan saudara-saudara kami yang dengan segala pengertian, kesabaran, ketulusan cinta, dan rasa kasih sayangnya senantiasa mendo'akan, mengingatkan, dan membangun motivasi, serta memberikan dorongan dan semangat yang tak ternilai dalam menyelesaikan skripsi ini.
- h. Rekan-rekan Lab Proses Pemisahan ( Andi, Taufan, Danang, Margaretha, Dery, Yosi, Yanti, Komang, Hanik, Ayu, Indra, Daniel, Amri, Ryan, Bimo, Rini dan Feni) terima kasih atas kebersamaannya selama ini.
- i. Semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu-persatu yang telah turut membantu demi kelancaran penyelesaian skripsi ini.

Kami menyadari bahwa skripsi ini masih jauh dari sempurna dan banyak kekurangannya. Oleh karena itu, saran dan kritik yang membangun sangat kami harapkan. Semoga skripsi ini dapat bermanfaat bagi kita semua.

Surabaya, 6 Agustus 2007  
Penyusun

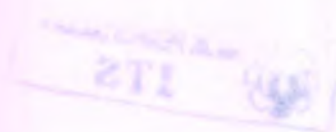
## DAFTAR ISI

<b>ABSTRAK</b> .....	v
<b>KATA PENGANTAR</b> .....	xi
<b>DAFTAR ISI</b> .....	xiii
<b>DAFTAR GAMBAR</b> .....	xv
<b>DAFTAR TABEL</b> .....	xvii
<b>DAFTAR NOTASI</b> .....	xix
<b>BAB I PENDAHULUAN</b>	
1.1. Latar Belakang.....	1
1.2. Rumusan Masalah.....	2
1.3. Batasan Masalah.....	2
1.4. Tujuan Penelitian.....	2
1.5. Manfaat Penelitian.....	3
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA</b>	
2.1. <i>Catalytic Reforming</i> .....	5
2.2. Evolusi Proses UOP.....	6
2.3. <i>Continous Catalyst Regeneration (CCR)</i> .....	7
2.4. Recovery Sekunder.....	10
2.5. Proses Kimia.....	11
2.6. Katalis <i>Platformer</i> .....	15
2.7. Variabel Proses <i>Platforming</i>	
2.7.1 Reaktor	
2.7.1.1 <i>Independent Variables</i> .....	17
2.7.1.2 <i>Dependent Variables</i> .....	21
2.7.2 <i>Stabilizer (Debutanizer, Deetanizer,</i> <i>dan Platformate Splitter)</i> .....	25
2.7.3 <i>Heater</i> .....	25
2.8. Biaya Operasi.....	26
<b>BAB III METODOLOGI PERCOBAAN</b>	
3.1. Prosedur Penelitian.....	29
3.2. Diagram Alir Prosedur Penelitian.....	30
3.3. Variabel Penelitian	
3.3.1 Evaluasi Performa Katalis R-134.....	31





3.3.2	Evaluasi <i>Stabilizer</i> .....	31
3.3.3	Evaluasi <i>Heater</i> .....	32
3.3.4	Evaluasi <i>Heat Exchanger</i> .....	32
3.3.5	Evaluasi <i>Utilities</i> .....	32
3.3.6	Evaluasi Biaya Operasi.....	32
<b>BAB IV HASIL PENELITIAN DAN PEMBAHASAN</b>		
4.1.	Aliran Proses <i>Platforming</i>	
4.1.1.	<i>Reactor Section</i> .....	33
4.1.2.	<i>Recycle Gas section</i> .....	34
4.1.3.	<i>Net Gas Recontact Section</i> .....	34
4.1.4.	<i>Debutanizer Column Section</i> .....	35
4.1.5.	<i>Deethanizer Column Section</i> .....	36
4.1.6.	<i>Platformate Splitter Column Section</i>	36
4.2.	Evaluasi Performa Katalis (R – 134)	
4.2.1.	Aktivitas Katalis.....	38
4.2.2.	Selektivitas Katalis.....	40
4.2.3.	Stabilitas katalis.....	43
4.3.	Evaluasi <i>Stabilizer Unit Platforming</i> (84 – C).....	48
4.4.	Evaluasi <i>Interstage Heater Unit Platfor-</i> <i>ming</i> (84 – F).....	50
4.5.	Evaluasi <i>Heat Exchanger Unit Platfor-</i> <i>ming</i> (84 – E).....	51
4.6.	Biaya Operasi .....	54
<b>BAB V KESIMPULAN</b> .....		55
<b>DAFTAR PUSTAKA</b> .....		57
<b>LAMPIRAN A DATA-DATA</b> .....		59
<b>LAMPIRAN B HASIL PERHITUNGAN</b> .....		69
<b>LAMPIRAN C LANGKAH PERHITUNGAN</b> .....		87
<b>RIWAYAT HIDUP PENULIS</b>		



## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2.1</b>	<i>Catalytic Reforming</i> .....	5
<b>Gambar 2.2</b>	Proses CCR – <i>Platforming</i> .....	9
<b>Gambar 2.3</b>	<i>Properly Balanced Catalyst</i> .....	17
<b>Gambar 3.1</b>	Diagram Alir Prosedur Penelitian.....	30
<b>Gambar 4.1</b>	Evaluasi Aktivitas Katalis R – 134.....	39
<b>Gambar 4.2</b>	Evaluasi Selektivitas Katalis R – 134.....	41
<b>Gambar 4.3</b>	Evaluasi Stabilitas Katalis R – 134.....	44
<b>Gambar 4.4</b>	<i>Catalyst Life</i> .....	47
<b>Gambar 4.5</b>	Efisiensi <i>Thermal Interstage Heater</i> .....	50
<b>Gambar A.1</b>	Flowsheet Plant Unit <i>Platforming</i> (84) – 1.....	64
<b>Gambar A.2</b>	Flowsheet Plant Unit <i>Platforming</i> (84) – 2.....	65
<b>Gambar A.3</b>	<i>Unit Heater Platforming</i> .....	66
<b>Gambar A.4</b>	Unit <i>Continous Catalyst Regeneration</i> (CCR) .....	67

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 2.1</b>	Karakteristik Katalis <i>Platforming</i> Tipe R-134.....	16
<b>Tabel 4.1</b>	Hasil Perhitungan Aktivitas Katalis R – 134.....	38
<b>Tabel 4.2</b>	Hasil Perhitungan Selektivitas Katalis R – 134..	40
<b>Tabel 4.3</b>	Hasil Perhitungan Stabilitas Katalis R – 134.....	43
<b>Tabel 4.4</b>	Data <i>Tray Stabilizer</i> .....	48
<b>Tabel 4.5</b>	Efisiensi <i>Tray Stabilizer</i> .....	49
<b>Tabel 4.6</b>	Efisiensi <i>Heat Exchanger</i> Juni 1997.....	51
<b>Tabel 4.7</b>	Efisiensi <i>Heat Exchanger</i> Desember 1997.....	
<b>Tabel 4.8</b>	Efisiensi <i>Heat Exchanger</i> Maret 1999.....	52
<b>Tabel 4.9</b>	Efisiensi <i>Heat Exchanger</i> Nopember 2006.....	53
<b>Tabel A.1</b>	PNA <i>Breakdown</i> (wt-%).....	59
<b>Tabel A.2</b>	Berat Molekul <i>Feed</i> Juni 1997.....	60
<b>Tabel A.3</b>	Berat Molekul <i>Feed</i> Desember 1997.....	61
<b>Tabel A.4</b>	Berat Molekul <i>Feed</i> Maret 1999.....	62
<b>Tabel A.5</b>	Berat Molekul <i>Feed</i> Nopember 1997.....	63
<b>Tabel B.1</b>	Neraca Massa <i>Separator</i> Juni 1997.....	69
<b>Tabel B.2</b>	Neraca Massa <i>Separator</i> Desember 1997.....	71
<b>Tabel B.3</b>	Neraca Massa <i>Separator</i> Maret 1999.....	72
<b>Tabel B.4</b>	Neraca Massa <i>Separator</i> Nopember 2006.....	73
<b>Tabel B.5</b>	Neraca Massa <i>Debutanizer</i> Juni 1997.....	74
<b>Tabel B.6</b>	Neraca Massa <i>Debutanizer</i> Desember 1997.....	75
<b>Tabel B.7</b>	Neraca Massa <i>Debutanizer</i> Maret 1999.....	76
<b>Tabel B.8</b>	Neraca Massa <i>Debutanizer</i> Nopember 2006.....	77
<b>Tabel B.9</b>	Neraca Massa <i>Deetanizer</i> Juni 1997.....	78
<b>Tabel B.10</b>	Neraca Massa <i>Deetanizer</i> Desember 1997.....	78
<b>Tabel B.11</b>	Neraca Massa <i>Deetanizer</i> Maret 1999.....	79
<b>Tabel B.12</b>	Neraca Massa <i>Deetanizer</i> Nopember 2006.....	79
<b>Tabel B.13</b>	Neraca Massa <i>Platformate Splitter</i> Juni 1997.....	80
<b>Tabel B.14</b>	Neraca Massa <i>Platformate Splitter</i> Desember 1997.....	81
<b>Tabel B.15</b>	Neraca Massa <i>Platformate Splitter</i> Maret 1999...	82

## DAFTAR NOTASI

RONC	<i>Research Octane Number Cleared</i>
LHSV	<i>Liquid Hour Space Velocity, hr<sup>-1</sup></i>
WAIT	<i>Weighted Average Inlet Temperature, °C</i>
EP	<i>End Point, °C</i>
H <sub>2</sub> /HC	<i>Rasio Hidrogen – Hidrokarbon, mol mol<sup>-1</sup></i>
Delta T (ΔT)	<i>Perubahan Temperatur, °C</i>
S.G.	<i>Spesifik Gravity</i>
LHV	<i>Low Heating Value, BTU/lb</i>
MW	<i>Berat Molekul, lb . lbmol<sup>-1</sup></i>
LK	<i>Light Key</i>
HK	<i>Heavy Key</i>
LG	<i>Ligh Gas</i>
HG	<i>Heavy Gas</i>
N	<i>Jumlah Stage</i>
F	<i>Laju molar aliran feed, kgmol . hr<sup>-1</sup></i>
D	<i>Laju molar aliran distilat, kgmol . hr<sup>-1</sup></i>
B	<i>Laju molar aliran bottom, kgmol . hr<sup>-1</sup></i>
T	<i>Temperatur, °C</i>
P	<i>Tekanan, kg . cm<sup>-2</sup></i>

# BAB I

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Hingga saat ini, minyak bumi adalah sumber energi utama di seluruh dunia. Selain itu, minyak bumi juga dapat digunakan sebagai bahan pembuatan senyawa-senyawa kimia yang komersial. Penggunaan minyak bumi dewasa ini terus berkembang dan semakin meningkat. Minyak bumi merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat menghasilkan energi, baik untuk bahan bakar motor maupun untuk pembangkit tenaga listrik.

Salah satu industri pengolahan minyak bumi di Indonesia, PT. PERTAMINA UP IV Cilacap yang beroperasi dengan kapasitas 348.000 barrel/hari, dan memiliki 3 kilang minyak dimana salah satu kilang minyaknya (Kilang Paraxylene Cilacap) memproduksi aromatis. Produk *paraxylene* merupakan produk dengan kapasitas terbesar di kilang ini.

Pada tahun 2006, konsumsi minyak bumi di Indonesia untuk bahan bakar motor dan industri terus meningkat. 34 % konsumsi minyak bumi tersebut digunakan untuk kebutuhan di pulau Jawa.

Minyak bumi juga digunakan sebagai bahan baku pembuat bahan kimia aromatik yang bersifat komersial, yaitu *benzene*, *toluene*, dan *xylene*. Setelah minyak bumi mentah difraksinasi berdasarkan rantai karbonnya, diperoleh *light petroleum* (*petroleum naphta*) yang digunakan sebagai bahan baku pembuat aromatik. Proses pembuatan aromatik ini juga menghasilkan *by-product* hidrogen, *light gas*, dan LPG. Proses tersebut dilakukan pada unit *Platforming* dimana pada unit ini *petroleum* dikonversi menjadi senyawa aromatik.

Untuk itu, performa dari unit *Platforming* harus selalu dalam kondisi yang baik, agar produk cincin – cincin aromatis dapat dihasilkan dengan kualitas yang terbaik pula. Dengan

menjaga kondisi unit dalam kondisi yang baik, maka perlu dilakukan evaluasi unjuk kerja unit yang berkala, sehingga nantinya dapat dilakukan langkah – langkah yang menguntungkan bagi unit dan perusahaan.

Oleh karena itu, penelitian ini dilakukan untuk mengetahui unjuk kerja dari unit *Platforming* setelah pemakaian katalis (R – 134) baru pada Juni 1997 sampai saat ini. Hal ini sangat tepat bagi mahasiswa Teknik Kimia untuk menambah wawasan, mengenal dan mempelajari aplikasi teknologi khususnya perkembangan proses kimia serta alat - alat operasi dari Industri Petroleum.

### 1.2 Perumusan Masalah

Sebagai inti proses dari pembuatan produk aromatis pada kompleks Kilang Paraxylene Cilacap, PT. PERTAMINA UP IV, maka unit *Platforming* perlu dilakukan evaluasi *performance* unit yang berkaitan dengan katalis reaktor, *interstage heater*, *heat exchanger*, *stabilizer*, *utilites*, *energy consumption*, dan *costing* (*operating*, *maintenance*, dan *overhead cost*), dimana evaluasi dilakukan berdasarkan data operasi Unit *Platforming* (84) dimulai pada Juni 1997 dimana pada saat itu dilakukan *test run* terhadap katalis baru (katalis R – 134) hingga November 2006, agar dapat diketahui kelemahan dari unit tersebut.

### 1.3 Batasan Masalah

Adapun batasan masalah pada penelitian ini adalah analisa performa reaktor (katalis dan yield), *Stabilizer*, dan *Utilities* dari unit *Platforming* (84), kemudian dilanjutkan dengan analisa secara ekonomi yang meliputi *maintenance*, *operation*, dan *overhead cost*, dimana analisa ini dibandingkan antara data operasi terbaru dengan data *test run* katalis baru.

### 1.4 Tujuan Penelitian

Tujuan dari penelitian ini adalah mengetahui performa dari unit *Platforming* (84), PT.PERTAMINA UP IV Cilacap,

sehingga dapat diketahui sejauh mana unjuk kerja unit *Platforming* dalam menghasilkan produk *reformat* dengan berdasarkan pertimbangan aspek alat operasi dan ekonomi, sehingga dapat dilakukan langkah – langkah yang menguntungkan.

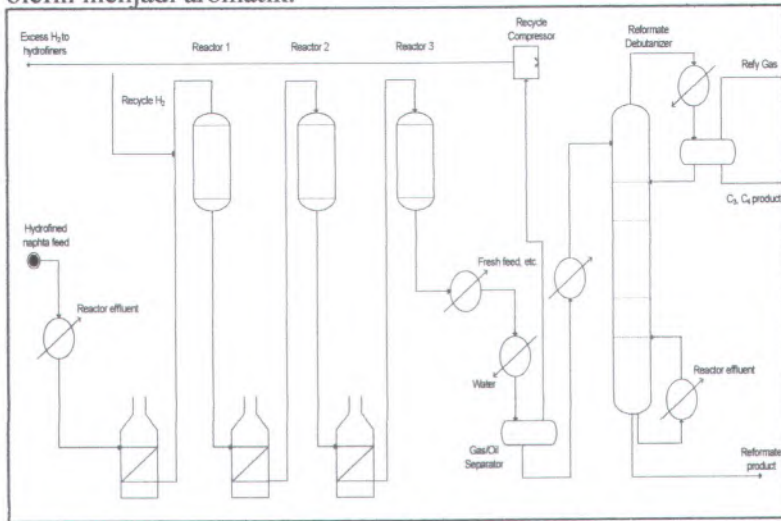
#### 1.5 Manfaat Penelitian

Dengan semakin berkembangnya teknologi proses di industri kimia, khususnya industri petroleum, maka perlu diiringi juga dengan penambahan wawasan serta pengetahuan mahasiswa akan aplikasi dalam industri. Penelitian ini merupakan penerapan mengenai ilmu yang telah dipelajari selama masa perkuliahan dan diharapkan dapat menjadi pengetahuan yang bermanfaat bagi dunia akademis, khususnya perguruan tinggi.

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

### 2.1 *Catalytic Reforming*

*Catalytic Reforming* adalah proses untuk meningkatkan angka oktan dari aliran *naphta* dan campuran *naphta* yang mengandung bahan – bahan yang mengalami *cracking*. Reaksi utamanya adalah dehidrogenasi *naphta* menjadi aromatik yang memiliki nilai oktan tinggi, sedangkan reaksi sampingnya terdiri dari *hydrocracking* hidrokarbon bertitik didih tinggi menjadi parafin yang memiliki berat molekul rendah, isomerisasi parafin menjadi struktur rantai cabang, dan dehidrosiklisasi parafin dan olefin menjadi aromatik.



(Jones D.S., 1995, hal. 181 - 182)

**Gambar 2.1** *Catalytic Reforming*

Proses *catalytic reforming* merupakan hak milik dari lisensor atau developer dari proses tersebut. Umumnya, proses yang telah memiliki lisensi mengikuti konfigurasi yang hampir sama yaitu, biasanya terdapat tiga reaktor dengan *preheater* dan



dua *intermediate heaters*. Perbedaan yang paling besar di antara proses – proses tersebut adalah katalis dan bentuk dari reaktor itu sendiri.

*Universal Oil Product* (UOP) adalah salah satu pengembang proses *catalytic reforming* (proses *Platforming*). Unit *Platforming* UOP pertama kali beroperasi pada tahun 1949. Hal itu merupakan komersialisasi proses pertama kalinya yang kemudian menjadi standar dalam dunia *refinery*.

Pada proses *Platforming*, distilat *light petroleum* (*naphta*) dikontakkan dengan katalis yang mengandung platinum pada temperatur tinggi dan hidrogen bertekanan dengan kisaran antara 345 sampai 3450 kPa ( 50 sampai 500 lb/in<sup>2</sup> gage). *Platforming* menghasilkan produk liquid dengan oktan tinggi yang kaya senyawa aromatik. Sebagai *by-product*, dihasilkan hidrogen kimia, *light gas*, dan *Liquefied Petroleum Gas* (LPG).

(*Meyers R.A.*, 1997, hal. 4.3)

Pada Unit *Platforming* (84), PT.PERTAMINA UP-IV Cilacap, proses *catalytic reforming* (*Platforming*) dan konfigurasi alat proses yang digunakan berdasarkan lisensi dari UOP.

## 2.2 Evolusi Proses UOP

Unit *Platforming* yang pertama kali dirancang oleh UOP adalah tipe semiregeneratif (SR), atau fixed bed, dengan menggunakan katalis monometalik. Unit Semiregeneratif *Platforming* secara periodik dilakukan *shut down* untuk meregenerasi katalis. Regenerasi ini termasuk membakar *coke* (kerak) katalis dan merekondisikan logam aktif katalis. Untuk memaksimalkan panjang waktu (siklus) di antara regenerasi, unit ini dioperasikan pada tekanan tinggi berkisar antara 2760 sampai 3450 kPa (400 sampai 500 lb/in<sup>2</sup> gage). Diagram alir dari tipikal SR *Platforming* dapat dilihat di Gambar II.1 di atas.

UOP akhirnya mengembangkan proses *Platforming* dengan memperkenalkan katalis bimetalik untuk SR *Platforming*. Katalis ini dapat digunakan pada tekanan yang lebih rendah dari sebelumnya, memiliki *severity operation* yang tinggi, sekitar

1380 sampai 2070 kPa (200 sampai 300 lb/in<sup>2</sup> gage), memiliki nilai oktan 95 sampai 98 dengan lama siklus 1 tahun. Meningkatnya pembentukan kerak katalis pada *severity* yang lebih tinggi dapat membatasi kerja katalis. Perkembangan proses katalitik ini tidak dapat menyelesaikan masalah tersebut, maka dibutuhkan inovasi proses.

UOP menyadari keterbatasan stabilitas katalis fixed bed lalu mengembangkan proses *Platforming* dengan *Continuous Regeneration*, proses *CCR-Platforming*, pada tahun 1971. Prosesnya menggunakan *continuous catalyst regeneration* dimana katalis secara kontinu dipindahkan dari reaktor terakhir, diregenerasi di dalam lingkungan yang terkontrol, kemudian dikembalikan lagi ke reaktor pertama. Proses *CCR-Platforming* menyatakan sebuah langkah perubahan dalam teknologi *reforming*. Dengan regenerasi kontinu, *coke laydown* (kerak yang menempel) tidak akan menjadi permasalahan lagi karena kerak secara kontinu dibakar dan katalis dikondisikan kembali seperti unjuk kerja awalnya.

Proses *CCR-Platforming* dapat dioperasikan pada tekanan yang sangat rendah yaitu, 345 kPa (50 lb/in<sup>2</sup> gage) dan menghasilkan produk dengan nilai oktan 108. Pendekatan baru ini telah sukses dan diterima oleh industri *refinery* dan *petrochemical* dimana lebih dari 95 persen katalis baru *reformers* dirancang untuk operasi regenerasi kontinu. Sehingga banyak unit yang awalnya didirikan sebagai *SR Platforming* kemudian direvamp menjadi unit *CCR-Platforming*.

(Meyers R.A., 1997, hal. 4.3 - 4.4)

Unit *Platforming* (84), PT.PERTAMINA UP IV Cilacap telah menggunakan proses *CCR-Platforming* untuk proses *catalytic reforming* dengan tujuan memperoleh produk aromatis dan LPG sebagai *by-product*.

### 2.3 Continuous Catalyst Regeneration (CCR)

Regenerasi katalis secara kontinu juga disebut dengan *Fluid Catalyst Cracking* (FCC) menggunakan katalis

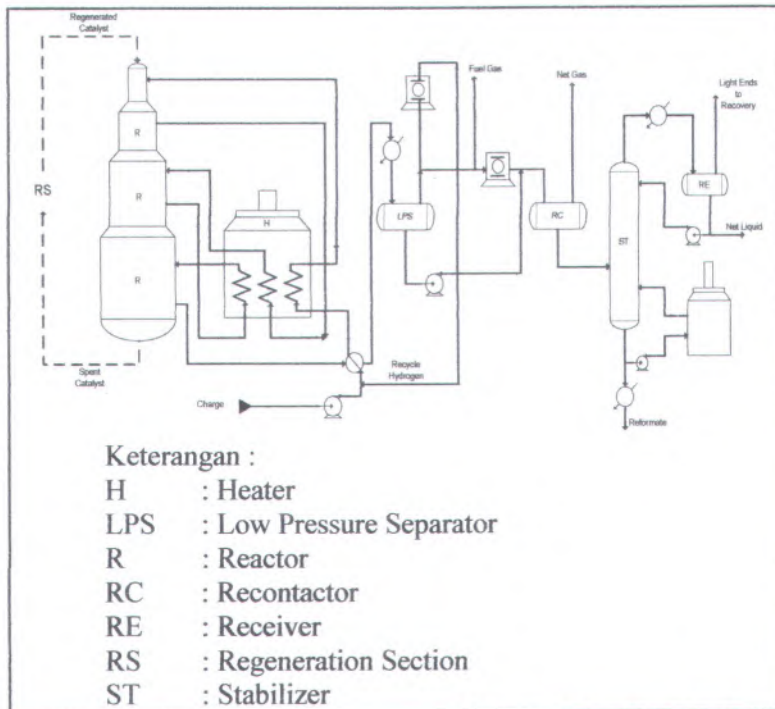
*microspheroidal* yang berperilaku seperti liquidida ketika di fluidisasi oleh gas. Tujuan utama dari unit ini adalah untuk mengkonversi fraksi *petroleum high-boiling* yang disebut dengan *gas oil* menjadi minyak bahan bakar yang memiliki nilai oktan tinggi. *Gas oil* merupakan bagian dari *crude oil* (minyak mentah) yang umumnya mendidih pada kisaran 650 - 1050°F (330 - 550°F).

Sekitar 350 *catalytic crackers* yang beroperasi di seluruh dunia, dengan total kapasitas proses lebih dari 12,7 juta barrel per hari. Sebagian besar unit FCC telah didesain atau dimodifikasi oleh enam lisensor teknologi utama :

1. *ABB Lummus Global*
2. *Exxon Research and Engineering (ER&E)*
3. *Kellogg Brown & Root – KBR* (awalnya *The M. W. Kellogg Company*)
4. *Shell Oil Company*
5. *Stone & Webster Engineering Corporation (SWEC) / IFP*
6. *UOP (Universal Oil Products)*

Aliran proses *Continuous Catalyst Regeneration - Platforming* dapat dilihat pada Gambar II.2 dibawah ini.

(*Sadeghbeigi R., 2000, hal 1 – 2*)



(Meyers R.A., 1997, hal. 4.6)

**Gambar 2.2** Proses CCR - Platforming

Pada unit CCR – platforming, katalis yang telah digunakan secara parsial di dalam reaktor digantikan secara kontinu dengan katalis yang telah diregenerasi kembali di regenerator eksternal (*CCR section*) untuk memperoleh umur katalis reaktor yang rata-rata rendah. Sehingga, karakteristik katalis selektivitas dan aktivitas yang tinggi dari katalis baru dapat didekati pada *severities* yang secara signifikan lebih tinggi daripada proses *SR Platforming*.

Pada unit ini, reaktor didirikan menjadi satu di atas reaktor satu dan lainnya sehingga dapat meminimalisasi plot area yang dibutuhkan. Katalis mengalir ke arah bawah mengikuti gaya

gravitasi dari reaktor satu ke reaktor yang lainnya. Aliran ini memudahkan perpindahan katalis dan meminimalisasi gesekan antara katalis. Rate perpindahan katalis telah didesain antara 91 kg/h sampai dengan 2721 kg/h (6000 Lb/h), bergantung pada kapasitas dan *severity* operasi pada unit platforming.

Katalis mengalir secara gravitasi dari reaktor terakhir ke sebuah tangki penampung katalis. Katalis kemudian dipindahkan dengan menggunakan baik gas nitrogen maupun hidrogen sebagai *lifting gas* menuju ke *catalyst hopper* di atas menara regenerasi. Katalis kemudian dialirkan ke menara regenerasi, dimana katalis direkondisikan. Katalis yang telah diregenerasi kemudian dikembalikan ke bagian atas dari reaktor dengan sistem transfer yang mirip dengan transfer reaktor – regenerator yang digunakan. Kemudian reaktor di suplai secara kontinu dengan katalis segar yang telah diregenerasi untuk menghasilkan produk.

*Pressure drop* yang rendah pada reaktor sangat penting untuk operasi *ultralow – pressure* yang efisien serta dapat meminimalisasi perbedaan tekanan dan *horse power* dari kompresor *recycle gas*. Hasilnya konsumsi utilitas menjadi lebih rendah, karena biaya untuk tambahan 1 pound *pressure drop* pada kompresor sangat tinggi. *Pressure drop* yang rendah juga dapat dioperasikan pada tekanan rata – rata reaktor yang sangat rendah, dimana terjadi peningkatan *yield reformate* dan hidrogen. UOP menggunakan peralatan khusus untuk meminimalisasi *pressure drop* melalui rangkaian *plane*. Salah satunya adalah dengan menggunakan *vertical combined feed – effluent exchangers*.

(Meyers R.A., 1997, hal. 4.6)

#### 2.4 Recovery Sekunder

Beberapa skema inovatif untuk meningkatkan recovery liquida dan pemurnian gas telah banyak dikembangkan. Kebutuhan untuk meningkatkan recovery liquida juga perlu dengan desain tekanan yang lebih rendah, dimana produksi dari hidrogen dan C<sub>5</sub>+ meningkat karena proses yang lebih selektif.

Hasil proses tersebut dapat menurun, bahkan hilang jika sistem recovery *downstream* bagian reaktor tidak dipasang.

Salah satu skema yang paling banyak digunakan adalah *reactor – effluent vapor – liquid recontacting*. Setelah *reactor effluent* didinginkan, secara fisik dipisahkan menjadi uap dan liquid. Bagian uap ada yang dialirkan langsung ke *suction* kompresor *recycle* yang dinamakan *recycle gas* dan ada yang dikompresikan dengan *booster compressor* kemudian dikeluarkan menuju ke tangki penampung atau *adsorber*, dinamakan *net separator gas*. Liquid dari *separator* dipompakan menuju ke tangki penampung atau *adsorber* untuk mengontakkan kembali dengan *net separator gas* pada tekanan tinggi untuk memperoleh peningkatan *recovery* liquid dan kemurnian hidrogen.

(Meyers R.A., 1997, hal. 4.6)



## 2.5 Proses Kimia


Reaksi yang terjadi di dalam reaktor *Platforming* dapat dibagi menjadi 6 reaksi, yaitu:

### 1. Dehidrogenasi *Naphtene*

Reaksi ini bertujuan mengubah sikloheksana menjadi senyawa aromatik. Reaksi dehidrogenasi naften ini merupakan reaksi yang paling cepat terjadi dibandingkan dengan reaksi lainnya di dalam reaktor *Platformer*. Hidrokarbon naftenik dalam umpan diharapkan berada dalam jumlah besar karena reaksinya mudah dipromosikan. Selain itu, reaksi ini juga menghasilkan gas  $H_2$  sebagai produk samping. Reaksi ini bersifat endotermik ( $\Delta H^\circ = +16.9$  kkal/mol  $H_2$ ), yang didukung oleh kondisi temperatur tinggi dan tekanan rendah. Reaksi ini dipromosikan oleh fungsi logam dari katalis. Berikut reaksinya :



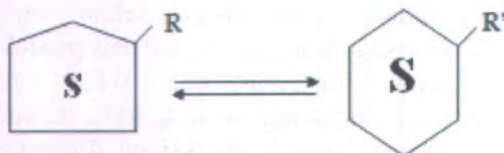
Notes :  , menotasikasikan *saturated rings* (*Naphtenes*)

, menotasikasikan *dehydrogenation ring* (*Aromatic*)

**R, R', R''**, menotasikasikan radikal atau bagian rantai yang terikat ke cincin, contoh  $-\text{CH}_2\text{CH}_3$ , sebuah radikal ethyl.

## 2. Isomerisasi *Naphtene* dan *Paraffin*

- (i) Reaksi isomerisasi siklopentan menjadi sikloheksan merupakan langkah pertama sebelum dehidrogenasi *naphtene* berlangsung. Reaksi ini terjadi melalui mekanisme penataan ulang cincin hidrokarbon (*ring rearrangement*). Saat reaksi ini berlangsung, kemungkinan rantai cincin terbuka menjadi parafin cukup tinggi. Maka dari itu, reaksi dari alkilsiklopentan menjadi sikloheksan harus lebih selektif. Selektifitas reaksi ini bergantung pada kondisi operasi. Reaksi isomerisasi ini dipromosikan oleh fungsi asam katalis dan hanya sedikit dipengaruhi oleh tekanan operasi. Berikut reaksinya :



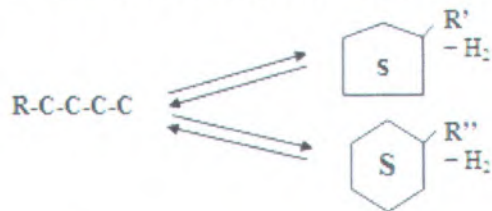
- (ii) Isomerisasi *paraffin* sering terjadi dalam operasi *platforming* tetapi pada temperatur tipikal operasi, kesetimbangan *thermodynamic* tidak terlalu berlaku

pada cabang isomer (*Octane* yang lebih tinggi) yang lebih diinginkan. Berikut reaksinya :



### 3. Dehidrosiklisasi *Paraffin*

Reaksi ini merupakan reaksi yang paling sulit dipromosikan dibandingkan dengan reaksi *platforming* lainnya. Terjadi penataan ulang molekuler yang sangat sulit dari *Paraffin* menjadi *Naphtene*. Dehidrosiklisasi yang terjadi pada parafin ringan dibatasi oleh kesetimbangan kimianya. Semakin panjang rantai parafin ( $M_r \gg$ ) yang bereaksi, reaksi dehidrosiklisasi ini semakin mudah terjadi karena kemungkinan terbentuknya naften. Namun, rantai yang panjang juga meningkatkan peluang terjadinya *hydrocracking*. Reaksi ini dipromosikan oleh fungsi asam dan logam dari katalis, dan dibantu oleh kondisi temperatur tinggi dan tekanan rendah. Seperti halnya dehidrogenasi naften, dehidrosiklisasi parafin juga bersifat endotermik ( $\Delta H^\circ = +10.5 \text{ kkal/mol H}_2$ ). Berikut reaksinya :



### 4. *Hydrocracking*

Reaksi ini merupakan reaksi samping yang tidak diharapkan namun selalu terjadi selama operasi platformer. Reaksi ini mengkonsumsi hidrogen sehingga akan menurunkan perolehan *reformate*.



Kemungkinan terjadinya *hydrocracking* ini tinggi karena adanya rantai cincin yang terbuka saat isomerisasi dan adanya *paraffin* rantai panjang yang akan digunakan untuk pembentukan cincin. Reaksi ini dipromosikan oleh fungsi asam dari katalis pada kondisi temperatur dan tekanan tinggi. Laju reaksi *hydrocracking* diinhibisi oleh tekanan parsial  $H_2$  yang rendah karena selektifitas reaksi n-heksan menjadi aromatik tinggi pada kondisi tekanan rendah dan temperatur tinggi. *Hydrocracking* termasuk reaksi eksotermik dengan panas reaksi standar ( $\Delta H^\circ$ ) -13.5 kkal/mol  $H_2$ . Kehilangan *paraffin* dari *gasoline boiling range* melalui *hydrocracking* dapat meningkatkan konsentrasi dan angka oktan aromatik dalam produk. Berikut reaksinya :



#### 5. Demetilasi

Demetilasi adalah reaksi pemutusan gugus metil dari cincin aromatik. Reaksi ini jarang terjadi dalam operasi platformer. Reaksi demetilasi dipromosikan oleh fungsi logam katalis, serta tekanan dan temperatur tinggi. Selain itu, reaksi ini diinhibisi oleh penambahan sulfur atau logam kedua pada katalis (seperti pada beberapa katalis bimetalik). Berikut reaksinya :



DAN



STT

### 6. Dealkilasi Aromatik

Reaksi ini mirip dengan demetilasi, hanya saja ukuran alkil yang dipisahkan dari cincin aromatik lebih besar dibandingkan metil. Jika sisi rantai alkil cukup besar, reaksi ini dapat divisualisasikan sebagai katalis asam memecah (*cracking*) ion carbonium pada sisi rantai. Reaksi ini dipromosikan oleh fungsi logam dan asam katalis, serta temperatur dan tekanan tinggi. Berikut reaksinya :



(Meyers R.A., 1997, hal. 4.9)

### 2.6 Katalis Platformer

Katalis yang digunakan dalam Unit Platforming ini adalah katalis R-134 yang diproduksi oleh UOP. Katalis ini merupakan katalis bimetal yang mengandung platina dan rhenium sebagai fasa aktif dengan alumina sebagai penyangga. Katalis bimetal ini memiliki aktivitas, stabilitas, dan selektivitas yang lebih tinggi dibandingkan dengan katalis monometal. Selain itu, katalis bimetal juga memungkinkan penggunaan pada laju umpan yang lebih besar dan menghasilkan *Octane Number* yang lebih tinggi. Karakteristik katalis R-134 dapat dilihat pada Tabel II.1.

Katalis platforming memiliki dua fungsi, yaitu fungsi asam dan fungsi logam, dan kedua fungsi tersebut harus memiliki nilai kesetimbangan tertentu (*Acid-metal Balance*). Kesetimbangan ini dipertahankan dengan mengatur perbandingan  $\text{H}_2\text{O}/\text{Cl}$  pada permukaan pori katalis. Hal ini penting untuk meminimalisasi terjadinya *hydrocracking* dan memaksimalkan reaksi *dehydrogenation* dan *dehydrocyclization*.

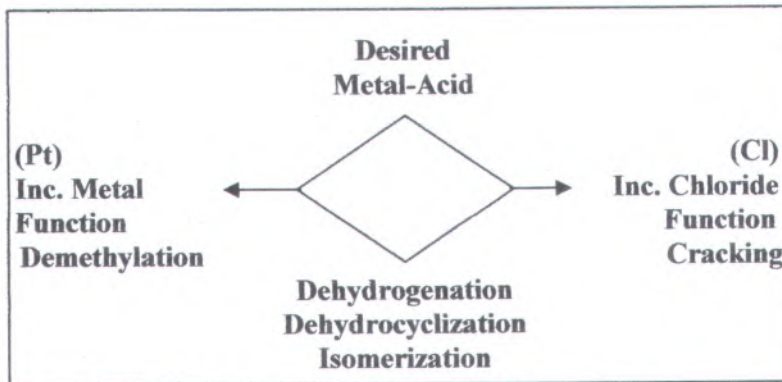


*Acid-metal balance* pada katalis *platforming* tersebut dapat dijelaskan sebagai berikut. Pada katalis, Al dan O merupakan komponen terbesar yang berikatan dengan pola yang teratur. Pada permukaan katalis, gugus -H dan -OH tersebar secara acak. Asam klorida yang diinjeksikan saat regenerasi katalis dalam fasa uapnya berada dalam keadaan kesetimbangan dengan H<sub>2</sub>O. Jika jumlah H<sub>2</sub>O berlebih, maka molekul -Cl akan terlepas dari permukaan katalis dan menyebabkan katalis berada dalam keadaan *underchlorided*. Sebaliknya, jika jumlah Cl berlebih, H<sub>2</sub>O akan lepas dari permukaan katalis dan menyebabkan katalis menjadi *overchlorided*.

Fungsi asam katalis diperankan oleh klorida yang terdapat pada permukaan katalis dimana asam berperan pada pembentukan ion carbonium melalui ekstraksi ion *hydrid* atau penambahan proton menjadi ikatan ganda, walaupun nantinya ion carbonium merupakan perantara terjadinya reaksi seperti isomerisasi dan *hydrocracking*. Sedangkan fungsi logam dijalankan oleh platina dimana logam berperan pada ekstraksi *hydrogen* dari *hydrocarbon*, pemisahan molekul hidrogen dan penambahan atom *hydrogen* secara bertahap menjadi spesies tak jenuh.

**Tabel 2.1** Karakteristik Katalis *Platforming* Tipe R-134

Spesifikasi	R-134
Nominal Diameter	1/16"
Sock Loaded Density	35 lb/ft <sup>2</sup>
Platinum	0.29 % wt.
Chloride	1.2 - 1.3 % wt.



Gambar 2.3 *Properly Balanced Catalyst*

## 2.7 Variabel Proses *Platforming*

Hubungan antara variabel dan unjuk kerja proses *platforming* umumnya dapat digunakan baik untuk model operasi *Semi Regeneration* dan *Continous Regeneration*.

### 2.7.1 Reaktor

Variabel-variabel yang berpengaruh dalam reaktor *Platforming* ada dua jenis, yaitu *independent variables* dan *dependent variables*.

#### 2.7.1.1 *Independent Variables*

Variabel-variabel yang termasuk dalam jenis ini meliputi:

##### a. Tipe Katalis

Pemilihan tipe katalis tergantung pada kondisi operasi yang dipilih. Tipe katalis bermacam-macam. Untuk itu, dalam pemilihan katalis tersebut harus didasarkan pada pemilihan sesuai hasil yang diinginkan (*yield*), aktivitas dan stabilitas katalisnya. Tipe katalis juga akan berpengaruh pada temperatur operasi yang diperlukan untuk menghasilkan kualitas produk tertentu.

b. Temperatur Reaktor

Temperatur yang dipertahankan pada reaktor *platformer* merupakan suatu parameter kontrol utama untuk mendapatkan kualitas produk sesuai spesifikasi yang diinginkan. Pada reaktor *platformer*, kenaikan temperatur reaksi akan meningkatkan kecepatan reaksi, terutama reaksi *hydrocracking* yang merupakan reaksi yang tidak diinginkan. Temperatur yang sangat tinggi di atas 543°C dapat menyebabkan reaksi-reaksi thermal yang dapat menurunkan *yield platformate* dan stabilitas katalis.

Temperatur reaktor dapat didefinisikan dalam dua pengertian yaitu sebagai *Weighted Average Inlet Temperature* (WAIT) atau sebagai *Weighted Average Bed Temperature* (WABT).

$$\text{WAIT} = \sum (\text{fraksi berat katalis dalam bed dikali suhu masuk bed})$$

$$\text{WABT} = \sum (\text{fraksi berat katalis dalam bed dikali suhu rata-rata bed})$$

c. *Space Velocity*

*Space velocity* menunjukkan ukuran yang digunakan untuk menyatakan jumlah umpan *naphta* yang diproses pada sejumlah katalis tertentu dalam waktu yang ditentukan pula. *Space velocity* biasanya dinyatakan sebagai *LHSV* (*Liquid Hourly Space Velocity*).

$$\text{LHSV} = \frac{\text{Volume aliran umpan (m}^3/\text{jam)}}{\text{Volume katalis yang bereaksi (m}^3\text{)}}$$

*Space velocity* berpengaruh utama terhadap kualitas produk (misalnya: *octane number*). Semakin tinggi *space velocity*, maka kualitas produk semakin rendah karena semakin sedikit reaksi yang diinginkan terjadi. Tetapi hal ini dapat diatasi dengan jalan menaikkan temperatur reaktor. Namun demikian pada suhu tertentu juga akan menyebabkan reaksi thermal yang tidak diinginkan yang akan mengurangi selektivitas.

d. Tekanan Reaktor

Tekanan reaktor pada unit *platforming* didefinisikan sebagai tekanan katalis rata-rata atau pada kondisi aktual karena 50% katalis itu umumnya berada pada reaktor terakhir sehingga nilai tekanan tersebut diukur dari tekanan pada saat masuk reaktor terakhir.

Tekanan reaktor mempengaruhi *yield platformate*, temperatur reaktor, dan stabilitas katalis. Dengan menurunkan tekanan reaktor, maka akan menaikkan hidrogen dan *yield platformate*, menurunkan suhu yang dibutuhkan untuk menghasilkan mutu produk dan memperpendek siklus katalis (meningkatkan laju pembentukan *coke* katalis). Pada kondisi tekanan reaktor yang tinggi, maka secara umum katalis akan efektif untuk jangka waktu yang cukup lama dan reaksi terjadi pada tingkatan yang cukup tinggi.

e. Ratio Hidrogen/Hidrokarbon

Ratio hidrogen/hidrokarbon ( $H_2/HC$ ) didefinisikan sebagai jumlah mol hidrogen *recycle* per mol *naphta* yang diumpankan ke unit. *Recycle* hidrogen sangat diperlukan pada pengoperasian *platformer* untuk menjaga kestabilan katalis. *Recycle*

hidrogen dibutuhkan untuk membersihkan produk dari katalis dan untuk mensuplai hidrogen yang digunakan dalam reaksi.

Meningkatnya ratio  $H_2/HC$  akan menyebabkan umpan *naphta* masuk ke dalam reaktor lebih cepat dan memberikan suplai panas (*heat sink*) lebih besar, akhirnya terjadi peningkatan kestabilan dengan sedikit efek pada kualitas produk atau *yield*. Jika ratio  $H_2/HC$  terlalu kecil, maka kecenderungan pembentukan *coke* pada katalis akan lebih besar yang dapat mengurangi keaktifan katalis. Untuk itu, ratio  $H_2/HC$  harus selalu dijaga untuk menjaga katalis *platformer* agar tidak teracuni oleh *coke*.

f. Karakteristik Umpan

Sifat-sifat bahan umpan juga perlu diperhatikan dalam pengoperasian proses. Sifat-sifat umpan itu dapat meliputi *Initial Boiling Point* (IBP), *End Point* (EP), jumlah kandungan *paraffin*, *naphtene*, dan *aromatic*.

Bahan-bahan umpan yang mempunyai IBP rendah biasanya mengandung sejumlah C5 cukup banyak. Oleh karena *pentane* memiliki angka oktan yang relatif rendah, maka akan mengurangi angka oktan *platformate*.

Bahan dengan EP yang rendah mempunyai kandungan hidrokarbon C6 dan C7 yang tinggi. Ini merupakan jenis bahan yang sukar untuk *direform*. Untuk bahan dengan EP yang tinggi dapat menyebabkan kenaikan laju pembentukan *coke* katalis, serta menaikkan EP *platformate*.

g. Aditif Umpan

Zat-zat aditif juga akan mempengaruhi kondisi operasi. Dimisalkan penambahan *chloride*

dan air ke dalam umpan yang sangat berpengaruh untuk menjaga *chloride/water balance* yang sangat mempengaruhi reaksi yang terjadi.

(Meyers, R. A., 1997 hal. 4.15 – 4.16)

### 2.7.1.2 Dependent Variable

Yang termasuk dalam variabel ini adalah:

#### a. Aktivitas Katalis

Aktivitas katalis menggambarkan suatu temperatur dimana katalis harus dioperasikan untuk menghasilkan kualitas produk tertentu dengan melihat angka oktannya. Temperatur katalis dapat digambarkan dengan *Weight Average Inlet Temperature* (WAIT). Sedangkan kualitas produk tertentu dinyatakan sebagai *Research Octane Number Clear* (RONC).

Persyaratan WAIT untuk memenuhi RONC tertentu dipengaruhi banyak hal. Pada saat awal pengoperasian dimana katalis masih segar, nilai WAIT yang dibutuhkan hanya dipengaruhi oleh sifat umpan, RONC yang dikehendaki, jenis katalis dan tekanan reaktor rata-rata. Pada saat operasi mulai dijalankan, katalis mulai berkurang keaktifannya yang disebabkan oleh pembentukan *coke* secara berangsur-angsur. Hal tersebut nantinya akan mengganggu operasi sehingga akan mempengaruhi *chloride and water balance* dan aktivitas katalis juga akan berubah.

SOR WAIT adalah temperatur dimana pemuatan katalis saat masih segar akan bekerja dengan ditandai oleh kandungan *naphtene* (N) dan *aromatic* (A) tertentu yang dimuat pada LHSV tertentu. Untuk memperhitungkan konsistensi temperatur katalis dari waktu ke waktu, digunakan suatu bilangan yang dinamakan DELTA WAIT.



Delta WAIT dihitung dengan cara mengurangi WAIT yang sesungguhnya dengan SOR WAIT yang diprediksi. Fungsi dari delta WAIT adalah untuk menormalkan data temperatur reaktor ditinjau dari jumlah kandungan N dan A umpan platformer, RONC, dan LHSV. Selain itu, delta WAIT dapat digunakan untuk mengetahui seberapa besar terjadinya *coke* dan kapan katalis itu harus dijaga untuk tetap seperti pada keadaan optimalnya dengan kenaikan temperatur.

Langkah-langkah perhitungan Delta WAIT:

1. Mendata kondisi operasi unit yang sesungguhnya, meliputi:
    - Kandungan N dan A
    - RONC
    - LHSV
    - WAIT actual
    - Jenis katalis yang digunakan
    - $N + 3.5A$
  2. Memperkirakan nilai SOR WAIT pada 1.0 LHSV
  3. Memperkirakan koreksi SOR WAIT untuk jenis katalis aktual
  4. Memperkirakan koreksi SOR WAIT untuk LHSV aktual
  5. Menentukan SOR WAIT dari penggabungan data di atas
  6. Menentukan Delta WAIT dengan mengurangi WAIT actual dengan SOR WAIT
- Delta WAIT yang dihasilkan akan menunjukkan seberapa besar terjadinya pengurangan keaktifan katalis.

#### b. Selektivitas Katalis

Selektivitas katalis didefinisikan sebagai kecenderungan suatu katalis *platforming* untuk

beroperasi dan menghasilkan bahan yang paling diinginkan. Untuk pengoperasian pada *platformer*, bahan yang paling diinginkan adalah *platformate* atau perolehan  $C_5^+$ . Selektivitas dari suatu katalis *platforming* dan operasi tergantung dari beberapa variabel. Diantaranya yaitu sifat umpan *platformer* (kandungan N dan A dalam umpan), mutu produk (RONC) dan tekanan rata-rata reaktor.

Perhitungan - perhitungan dalam memperkirakan perubahan perolehan  $C_5^+$  adalah:

1. Mendata kondisi operasi baik saat awal katalis segar (*base case*) atau yang akan dijadikan parameter perhitungan (*new case*), terdiri dari:
  - RONC
  - $N + 2A$
  - *Pressure Average* reaktor
2. Menghitung nilai rata-rata RONC dan  $N + 2A$  antara *base case* dan *new case*
3. Menghitung *yield Delta* dengan melihat RONC *effect*
4. Menghitung *yield Delta* dengan melihat  $N + 2A$  *effect*
5. Menghitung *yield Delta* dengan melihat *Pressure effect*
6. Menghitung *Overall yield Delta (Net yield Delta)* dari penambahan seluruh perhitungan *yield Delta*

Terdapat dua set dari grafik-grafik selektivitas. Satu set adalah untuk *naphta* dengan *full-boiling-range*, dimana secara umum didefinisikan memiliki *Initial Boiling Point (IBP)* 82°C (180°F) dan *End Boiling Point* pada kisaran 176-204°C (350-400°F). Set grafik yang lainnya adalah untuk *naphta* dengan *light-boiling-range*, yang memiliki *End Boiling Point* kurang dari 176°C (350°F). Kedua set

dari grafik selektivitas ini diperlukan karena pada umumnya *relative selectivity* dari reaksi *reforming* mengalami peningkatan dengan meningkatnya *boiling point* dari *naphta*.

### c. Stabilitas Katalis

Stabilitas katalis merupakan ukuran dari kecenderungan pembentukan *coke* pada suatu katalis. Kestabilan katalis tersebut menunjukkan laju deaktivasi katalis. Laju deaktivasi merupakan hilangnya kinerja katalis. Untuk mempertahankan mutu produk yang dikarenakan adanya pengaruh terjadinya pembentukan atau pengendapan *coke*, dapat dilakukan dengan meningkatkan nilai WAIT.

Langkah-langkah untuk menghitung berapa besar *coke* yang terbentuk adalah sebagai berikut:

1. Mendata kondisi operasi yang sesungguhnya baik saat awal katalis segar (*base case*) atau yang akan dijadikan parameter perhitungan (*new case*), terdiri dari:

- RONC
- LHSV
- *Pressure Average* reaktor
- Rasio H<sub>2</sub>/HC
- Kandungan umpan (N + A)
- *End Point*
- *Spent Catalyst Coke Level*
- *Catalyst Circulation Rate*

2. Memperkirakan *Base Case Coke Laydown*

$$\text{Coke Laydown} = \frac{x}{(100 - x)} \times \text{Cat Cir Rate}$$

Ket:  $x = \text{Spent Catalyst Coke Level}$

3. Memperkirakan nilai *Relative Coke Factor* dengan pengaruh:
  - RONC (fig.16)
  - Feed *naphta* N + A (fig.17)
  - *End Point* (fig.18)
  - *Pressure Average Reactor* (fig.19)
  - Rasio H<sub>2</sub>/HC (fig.20)
4. Memperkirakan *effect* perubahan laju pembakaran (*New Coke Laydown*)

$$\text{NewCokeLaydown} = \left[ (\text{BaseCL}) \frac{\text{BPD}_N \text{ RCF}_N \text{ RCF}_N \text{ RCF}_N \text{ RCF}_N \text{ RCF}_N}{\text{BPD}_B \text{ RCF}_B \text{ RCF}_B \text{ RCF}_B \text{ RCF}_B \text{ RCF}_B} \right]$$

LHSV    RONC    N+A    EP    Press    H<sub>2</sub>/HC

(UOP *General Operation Manual*, 1996)

### 2.7.2 *Stabilizer (Debutanizer, Deethanizer dan Platformate Splitter)*

*Stabilizer* pada proses *platforming* terdiri dari 3 bagian, yaitu *debutanizer*, *deethanizer* dan *platformate splitter*. *Stabilizer* ini berfungsi untuk memisahkan produk aromatis menjadi produk akhir *fuel gas* dan LPG pada *deethanizer* serta *xylene*, *sulfolane* dan *heavy platformate* pada *platformate splitter*. (Meyers, R.A.)

### 2.7.3 *Heater*

Yang termasuk reaksi kimia pada *catalytic reforming* adalah dehidrogenasi dari nafta, isomerisasi rantai parafin, hidrosiklisasi (merubah parafin menjadi cycloparafin) dan sebagian reaksi *hydrocracking*. Sebagian besar proses konversi nafta menjadi aromatis terjadi pada reaktor pertama. Reaksi ini adalah endotermis dimana membutuhkan panas agar reaksi tersebut dapat berlangsung. Pada *catalytic reforming*, pasti akan

terjadi penurunan temperatur yang signifikan ketika feed telah keluar dari reaktor satu dan masuk ke reaktor selanjutnya. Untuk mengatasi penurunan temperatur tersebut, maka digunakan heater yang berfungsi untuk memanaskan kembali feed agar tercapai suhu optimal reaksi. (UOP Operating Manual)

## 2.8 Biaya Operasi

Agar proses *refinery* dapat berjalan, secara ekonomis biaya operasinya harus diminimalisasi. Berikut adalah faktor – faktor yang mempengaruhi biaya operasi *refinery* :

- Biaya personel  
Hal ini meliputi gaji bulanan dan mingguan dari pegawai reguler, keuntungan pegawai, kontrak buruh perawatan alat, dan kontrak servis – servis lainnya.
- Biaya perawatan (*Maintenance*)  
Hal ini meliputi bahan – bahan untuk perawatan alat, kontrak buruh perawatan alat, dan penyewaan peralatan.
- Asuransi  
Asuransi dibutuhkan untuk memperbaiki aset – aset untuk kilang dan inventaris hidrokarbonnya.
- Depresiasi  
Depresiasi harus ditaksir dalam aset – aset kilang : mesin pabrik, tangki penyimpan, pelabuhan, dan lainnya.
- Biaya umum dan administratif  
Hal ini termasuk seluruh kantor dan pengeluaran administratif lainnya.
- Bahan kimia dan aditif  
Merupakan senyawa - senyawa yang digunakan dalam proses petroleum dan *final blending*, seperti antioksidan, bahan aditif antistatis dan *anti-icing agents*, *pour point depressants*, agen anti korosi, bahan kimia untuk pengolahan air.

- Katalis  
Katalis yang sesuai digunakan dalam beberapa macam unit proses.
- Royalti  
Royalti yang dibayar baik secara bertahap maupun royalti dari pembelian produk.
- Utilitas yang dibeli  
Hal ini meliputi energi listrik, steam, air, dan lainnya.
- *Refinery Fuel* yang dibeli  
Hal ini termasuk gas alam yang dibeli untuk keperluan bahan bakar untuk kilang dan *feedstock* untuk produksi hidrogen.

(*Parkash, S.*, 2003, hal. 681 – 682)

## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

Dalam penelitian ini, terdapat beberapa tahapan yang dilakukan sehingga penelitian dapat terlaksana secara rapi dan terencana. Sebelum melakukan evaluasi unit *Platforming* (84), dilakukan pengambilan data – data yang berkaitan dengan operasi unit. Data – data tersebut meliputi data operasi unit *Platforming* (84) dimulai ketika test run/pemakaian pertama kali katalis baru (R – 134) pada Juni 1997, kemudian operasi pada Desember 1997, Maret 1999, dan Nopember 2006, serta flowsheet, aliran proses, komposisi aliran, dan spesifikasi alat. Berikut tahapan evaluasi unit *Platforming*.

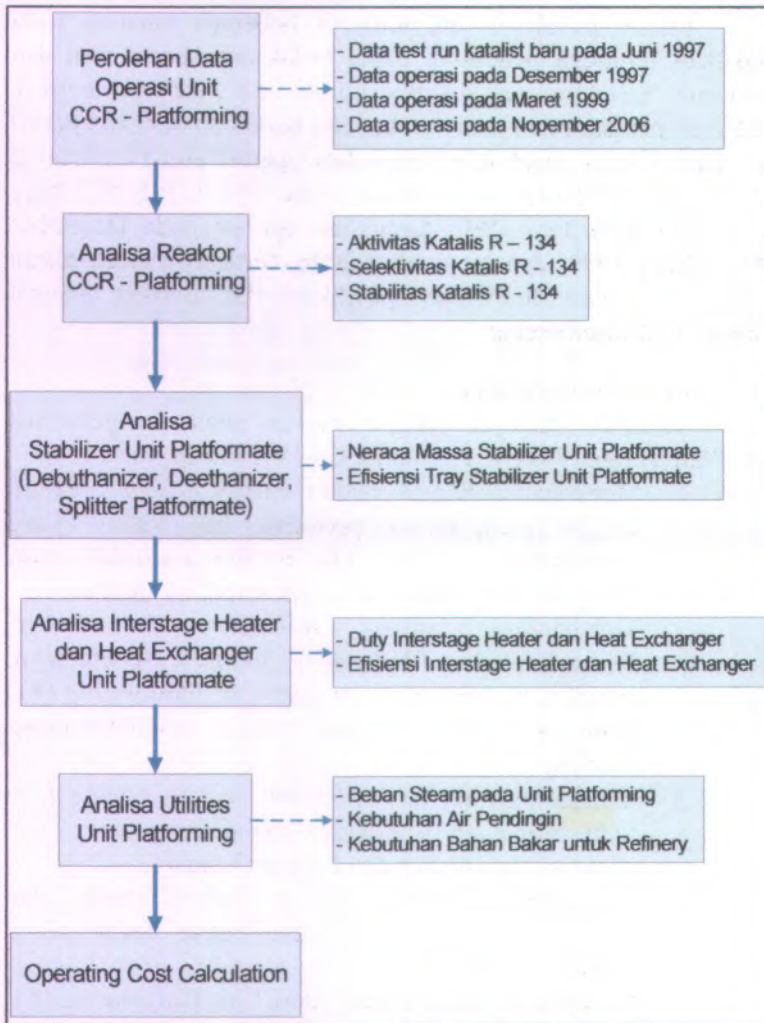
### 3.1 Prosedur Penelitian

Tahapan - tahapan yang dilakukan untuk mengevaluasi Unit *Platforming* (84) PT. Pertamina UP-IV Cilacap, yaitu :

1. Menganalisa bagian reaktor (*CCR – Platforming*), dengan menganalisa performa dari katalis yang digunakan, yaitu R – 134. Performa katalis terdiri dari, aktivitas, selektivitas, dan stabilitas katalis.
2. Menganalisa bagian *stabilizer* (*Debutanizer, Deetanizer, dan Platformate Splitter*). Sebelumnya, menghitung neraca massa dari Unit *Platforming* (84) sehingga efisiensi tray dari bagian *stabilizer* dapat dihitung.
3. Menganalisa bagian *heater* dan *heat exchanger* Unit *Platforming* (84) dengan menghitung *duty* dan efisiensi dari *heater* dan *heat exchanger*.
4. Menganalisa bagian *utilities*, beban steam, dan kebutuhan air pendingin, dan bahan bakar kilang (*refinery fuel*).
5. Menghitung biaya operasi dari Unit *Platforming* (84) berdasarkan data – data yang diperoleh.

6. Membuat kesimpulan dari evaluasi yang telah dilakukan.

### 3.2 Diagram Alir Prosedur Penelitian



**Gambar 3.1** Diagram Alir Prosedur Penelitian



### 3.3 Variabel Penelitian

Dalam penelitian ini, variabel yang digunakan adalah :

#### 3.3.1 Evaluasi Performa Katalis R - 134

##### a. Aktivitas Katalis

- Kandungan N (*Naphtene*) dan A (*Aromate*)
- RONC (*Research Octane Number Cleared*)
- LHSV (*Liquid Hour Space Velocity*) ( $\text{hr}^{-1}$ )
- WAIT (*Weight Average Inlet Temperature*) aktual ( $^{\circ}\text{C}$ )
- Jenis katalis yang digunakan
- N + 3.5A

##### b. Selektivitas Katalis

- RONC (*Research Octane Number Cleared*)
- N + 2A
- *Pressure Average* Reaktor

##### c. Stabilitas Katalis

- RONC (*Research Octane Number Cleared*)
- LHSV (*Liquid Hour Space Velocity*) ( $\text{hr}^{-1}$ )
- *Pressure Average* reaktor ( $\text{kg}/\text{cm}^2$ )
- Rasio  $\text{H}_2/\text{HC}$
- Kandungan umpan (N + A)
- *End Point* ( $^{\circ}\text{C}$ )
- *Spent Catalyst Coke Level*
- *Catalyst Circulation Rate*

#### 3.3.2 Evaluasi Stabilizer

- Aliran massa total distilat dan bottom (T/D).
- Komposisi distilat dan bottom (%-LV).

- Perbandingan *reflux* dengan *feed* (wt/wt).
- Tekanan *overhead receiver* ( $\text{kg/cm}^2$ ).
- Temperatur *feed, top* dan *bottom* ( $^{\circ}\text{C}$ ).

### 3.3.3 Evaluasi Heater

- Detail *heater* dari *manufacturer*
- Plant data :
  - Aliran massa total (T/D).
  - Temperatur masuk *heater* ( $^{\circ}\text{C}$ ).
  - Bahan bakar yang dibakar, (lb/h) dan  $^{\circ}\text{API}$ .

### 3.3.4 Evaluasi Heat Exchanger

- Spesifikasi *Heat Exchanger*.
- Rate Aliran.
- Temperatur masuk dan keluar *hot fluid* ( $^{\circ}\text{C}$ ).
- Temperatur masuk dan keluar *cold fluid* ( $^{\circ}\text{C}$ ).
- *Duty design* (kcal/hr).

### 3.3.5 Evaluasi Utilities

- Beban Steam dan air pendingin yang dibutuhkan
- *Power calculated from plant* (KW).
- Biaya listrik per KW

### 3.3.6 Evaluasi Biaya Operasi

- Biaya penggunaan energi, seperti :
  - Listrik
  - *Refinery fuel*
  - Steam dan Air Pendingin
  - dll.

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

### 4.1 Aliran Proses *Platforming*

#### 4.1.1. *Reactor Section*

Pertama-tama, umpan yang telah dicampur dengan *recycle gas* H<sub>2</sub> dan *propylen dichloride* (PDC) masuk ke *preheater section* yang terdiri dari *Combined Feed-Effluent Exchanger* (84-E-201) dan *Charge Heater* (84-F-201). *Combined Feed Exchanger* yang digunakan pada unit 84 ini berjenis *Vertical Shell & Tube Heat Exchanger*. Media pemanas yang digunakan adalah keluaran reaktor keempat. *Charge Heater* (Dapur) pada unit 84 ini terdiri dari 4 sel yang terpisah, masing-masing berfungsi untuk memanaskan umpan reaktor pertama sampai keempat. *Tube (U-tube)* untuk aliran umpan dipasang tegak lurus terhadap dinding refraktori, sedangkan *burner* berada di dinding dapur pada kedua sisi *tube (double fired)*, dimana *burner* tersebut menggunakan *fuel gas*. Sistem *double fired* ini dapat memberikan panas per panjang *tube* hingga 60% lebih besar dibandingkan dengan *single fired*.

Umpan awal (*charge*) dipanaskan di *charge heater*, kemudian masuk ke reaktor 1. Reaktor (84-R-201A/D) yang digunakan merupakan *Vertical Stacked Reactor* yang terdiri atas 4 buah reaktor yang disusun secara seri. Reaktor pada unit 84 disusun secara seri untuk memaksimalkan konversi melalui pemanasan ulang umpan tiap reaktor. Untuk meminimalkan *pressure drop* di dalam reaktor, reaktor didesain untuk aliran *radial-upflow*. Pada jenis reaktor ini, umpan hidrokarbon masuk dari bagian atas reaktor, mengalir melalui unggun katalis dari bagian luar ke dalam, kemudian mengalir di dalam *centerpipe* ke atas dan keluar dari reaktor. Katalis mengalir dari bagian atas reaktor 1 dan keluar pada bagian bawah reaktor 4. Karena reaksi yang terjadi bersifat endotermik, temperatur outlet reaktor 1 ini lebih rendah dari temperatur inletnya. Untuk menjaga laju reaksi

dan aktifitas katalis yang tetap, maka keluaran reaktor 1 ini dipanaskan terlebih dahulu di dalam *Interheater* 1 (84-F-201) sebelum masuk ke reaktor 2. Proses ini terjadi secara berulang hingga reaktor 4.

#### 4.1.2. *Recycle Gas Section*

Keluaran reaktor 4 dibagi menjadi 2 aliran. Aliran pertama menuju *Combined Feed Exchanger* (84-E-201) sebagai media pemanas umpan awal reaktor. Aliran kedua menuju *Recycle Gas Heat Exchanger* (84-E-204A/B) dan digunakan untuk memanaskan *recycle gas* sebelum masuk ke reaktor. Setelah didinginkan di *heat exchanger*, kedua aliran ini bergabung kembali dan didinginkan lebih lanjut di *Fin Fan Cooler* (84-E-202). Kondensat yang dihasilkan kemudian dialirkan ke dalam *Product Separator* (84-V-201) untuk memisahkan gas  $H_2$  dari produk hidrokarbon cair.

#### 4.1.3. *Net Gas Recontact Section*

Uap yang keluar dari bagian atas *separator* mengandung  $H_2$  dan sebagian hidrokarbon yang tidak terkondensasi. Sebagian gas ini dikembalikan ke *Recycle Gas Compressor* (84-K-201) sebagai *recycle gas*. Sebagian lagi di-vent sebagai *fuel gas*, sedangkan sisanya dialirkan ke *Recontact Drum* (84-V-202 dan 84-V-203) melalui *Net Gas Compressor* (84-K-202 dan 84-K-203) untuk dikontakkan kembali dengan produk cair dari *Product Separator*. *Recontact drum* ini dibagi menjadi 2 tahap dimana cairan dan gas dikontakkan secara *counter-current*. Aliran gas pertama-tama masuk ke dalam *First Stage Recontact Drum* (84-V-202) dan dikontakkan dari cairan yang berasal dari *Second Stage Recontact Drum* (84-V-203). Hidrokarbon cair mengalir dari *Product Separator* menuju *Second Stage Recontact Drum* dengan menggunakan *High-Head Pumps* (84-P-201A/B) dan kemudian masuk ke *First Stage Recontact Drum*. Pada dasarnya, *Recontact drum* ini bertujuan untuk meningkatkan kemurnian aliran gas  $H_2$  dari kontaminasi hidrokarbon ringan yang tidak

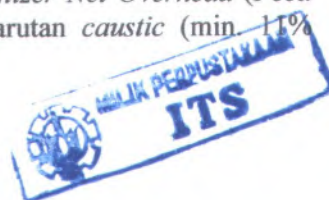


terkondensasi dan *recovery* fraksi ringan yang masih terdapat di liquid dari *Product Separator*, serta fraksi berat yang masih terdapat di gas dari *Product Separator* dengan metode operasi *counter current* pada tekanan tinggi. Sebagian gas yang keluar dari *Second Stage Recontact Drum* kemudian dialirkan ke *CCR Unit* sebagai *booster gas*. Sisanya dialirkan ke dalam *Net Gas Chloride Treaters* (84-C-201A/B) untuk menghilangkan klorida dan kemudian dialirkan ke unit Tatoray, Isomar, dan NHT. Sedangkan produk hidrokarbon cair dari *First Stage Recontact Drum* dipompa (84-P-211A/B) menuju *Debutanizer Column* (84-C-202).

#### 4.1.4. *Debutanizer Column Section*

Sebelum masuk ke *Debutanizer Column*, hidrokarbon cair (dominan aromatik) dari 84-P-211 digabungkan dengan aliran dari unit Isomar dan Tatoray, kemudian dipanaskan di *Debutanizer Column Feed Bottom Exchanger* (84-E-207A/D) dengan produk bawah dari *Debutanizer Column*. Umpan *Debutanizer Column* masuk pada tray ke-21 dari atas. *Debutanizer Column* bertujuan untuk memisahkan senyawa butan dan hidrokarbon yang lebih ringan ( $C_4^-$ ) dari komponen aromatik.

Uap  $C_4^-$  dari bagian atas kolom kemudian didinginkan dan dikondensasi di *Fin Fan Cooler* (84-E-208) dan *Product Condenser* (84-E-209) sebelum masuk ke *Debutanizer Column Overhead Receiver* (84-V-204). *Overhead Receiver* berfungsi sebagai tempat menampung uap *overhead* terkondensasi. Komponen  $C_1$  dan  $C_2$  keluar dari *receiver* sebagai *fuel gas*, sedangkan komponen  $C_3$  dan  $C_4$  (Hidrokarbon ringan kaya LPG) yang keluar dari bagian bawah *receiver* dibagi menjadi 2 aliran. Aliran pertama dipompa oleh *Debutanizer Column Overhead Reflux Pumps* (84-P-204A/B) menuju kembali ke *Debutanizer Column*. Aliran kedua dipompa (84-P-203A/B) menuju *Caustic Wash Drum* (84-V-221) untuk menetralkan gas asam (HCl dan  $H_2S$ ) yang terbawa oleh aliran *Debutanizer Net Overhead (Feed Deethanizer)* dengan menggunakan larutan *caustic* (min. 11%)



NaOH) dengan metode operasi liquid-liquid. Gas asam harus dihilangkan untuk menurunkan *Copper-Strip* produk LPG. Jika konsentrasi NaOH turun dapat di *make-up* dari *caustic pit*.

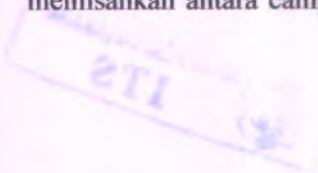
#### 4.1.5. Deethanizer Column Section

LPG bersih masuk melalui *Top Sand Filter* (84-V-222) untuk menyaring garam-garam hasil netralisasi gas asam jika terjadi *entrainment* di *Caustic Wash* yang mungkin disebabkan oleh rusaknya *Wire Mesh* di 84-V-221. Di dalam *Sand Filter* terdapat filter yang berupa pasir dengan ukuran 8 – 6 mesh. Hasil keluar lewat *bottom* berupa LPG bersih yang dialirkan menuju *Deethanizer Column* (84-C-203). Aliran dari *Sand Filter* dipanaskan dahulu dari dengan menggunakan *Deethanizer Column Feed Bottom Exchanger* (84-E-218) sebelum masuk *Deethanizer Column*. Pada *Deethanizer Column* akan diambil antara gas hidrokarbon ringan ( $C_2$ ) dengan produk LPG. *Column* ini menggunakan media pemanas steam untuk proses destilasinya.

Aliran *Overhead* kemudian didinginkan dari temperatur 53°C hingga mencapai 38°C dalam *Deethanizer Column Condenser* (84-E-211A/D). Kemudian dialirkan ke *Deethanizer Column Receiver* (84-V-205) untuk memisahkan antara *fuel gas* dan *top product* yang akan direfluks. *Bottom Product* dari *Deethanizer Column* dialirkan ke *LPG Storage*, tetapi sebelumnya produk didinginkan terlebih dahulu dengan *Deethanizer Column Feed Bottom Exchanger* (84-E-218) dan *Deethanizer Column Bottom Cooler* sampai mencapai temperatur 38°C agar terbentuk fase liquid yang sempurna.

#### 4.1.6. Platformate Splitter Column Section

*Bottom Product* dari *Debutanizer Column* (84-C-202) masuk *Platformate Splitter Column* (84-C-204) pada tray ke-25 melalui *Debutanizer Column Feed Bottom Exchanger* (84-E-207A/D) untuk mendinginkan feed dari temperatur 245°C hingga mencapai 83°C. *Platformate Splitter Column* digunakan untuk memisahkan antara campuran yang masih mengandung senyawa



*benzene* dan *toluene*, serta hidrokarbon  $C_8^+$ . *Overhead gas* meninggalkan *column* pada temperatur  $109^\circ\text{C}$  kemudian didinginkan dengan *Platforme Splitter Column Condenser* (84-E-214) hingga mencapai temperatur  $60^\circ\text{C}$ , hasil pendinginan dialirkan menuju *Platforme Splitter Column Receiver* (84-V-206).

Dalam *receiver* akan dipisahkan antara gas yang dikirim ke *Vent Tank* di *Sulfolane Unit* dan liquid yang dipompakan dengan *Platforme Splitter Column Overhead Pump* (84-P-208A/B) dimana sebagian liquid dikembalikan ke *Platforme Splitter Column* untuk refluks dan sebagian dikirim pada *Sulfolane Unit* melalui *Platforme Splitter Column Cooler* untuk mendinginkan aliran hingga mencapai temperatur  $38^\circ\text{C}$ .

*Bottom Product* pada suhu  $171^\circ\text{C}$  dari *Platforme Splitter Column*, sebagian dipompakan dengan *Platforme Splitter Column Bottom Pump* (84-P-206A/B) menuju *Xylene Fractination Unit (Clay Tower, 87-C-210A/B)*, dan yang lain dipompakan dengan 84-P-207A/B sebagian ke *Platforme Splitter Column Reboiler Heater* (84-F-203), yang berbahan bakar *fuel gas* dan atau *fuel oil*, dan sebagian dialirkan ke *Heavy Platforme Tank* (39-T-202) melalui *Platforme Splitter Column Bottom Cooler* (84-E-213A/B) untuk didinginkan. Hasil dari *reboiler* digunakan untuk *reflux* dan mengatur temperatur dalam *enriching platforme splitter*.

Gambar A.1 dan A.2 pada lampiran menunjukkan aliran proses unit *Platformer*.

Setelah dilakukan langkah perhitungan evaluasi unit *Platforming* (84), maka diperoleh hasil perhitungan mengenai unjuk kerja unit. Berikut hasil perhitungan dan pembahasannya.

#### 4.2 Evaluasi Performa Katalis R-134

Performa katalis dapat diamati dan diketahui dengan mengevaluasi aktivitas, selektivitas, dan stabilitas katalis. Dari data hasil perhitungan, maka kita dapat memperkirakan kondisi

katalis R-134 Unit Platforming (84) pada Juni 1997, Desember 1997, Maret 1999, dan Nopember 2006.

#### 4.2.1. Aktivitas Katalis

Aktivitas katalis menunjukkan keaktifan katalis dalam menghadirkan suatu reaksi. Dalam hal ini aktivitas katalis dinyatakan oleh suatu temperatur dimana katalis tertentu harus dioperasikan untuk mendapatkan kualitas produk yang diinginkan. Pengukurannya dilakukan dengan cara menghitung beda temperatur ( $\Delta$ WAIT) operasi antara katalis aktual ( $WAIT_{\text{actual}}$ ) dengan temperatur operasi katalis segar (SOR WAIT) untuk mendapatkan produk yang sama.

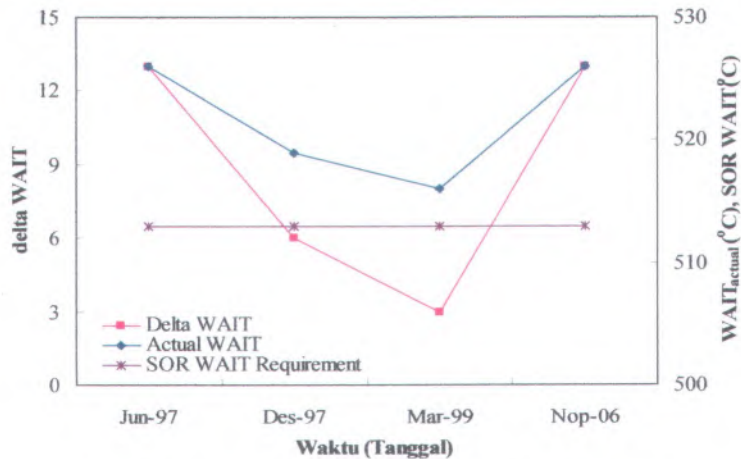
Besarnya  $\Delta$ WAIT dipengaruhi tiga parameter, yaitu RONC, kandungan *Naphtene* dan *Aromatic*, serta LHSV operasi. *Octane Number* (RONC) adalah parameter kualitas produk yang dicapai dalam proses. Sementara N dan A tergantung dari feed yang masuk ke platformer.

Pada penelitian ini digunakan nilai RONC dan LHSV yang sama. Hal ini dilakukan dengan tujuan untuk mendapatkan produk yang sama dengan kandungan *feed* (*Naphtene* dan *Aromatic*) yang berbeda. Berikut adalah hasil perhitungan :

**Tabel 4.1** Hasil Perhitungan Aktivitas Katalis R – 134

Waktu	$\Delta$ WAIT °C	RONC	LHSV	Actual WAIT °C	N+3.5A	SOR WAIT Requirement
Jun 1997	13	105,3	1,28	526	96,425	513
Des 1997	6	105,3	1,28	519	91,19	513
Mar 1999	3	105,3	1,28	516	113,98	513
Nop 2006	13	105,3	1,28	526	98,95	513





**Gambar 4.1** Evaluasi Aktivitas Katalis R – 134

Dari hasil perhitungan diatas, diperoleh nilai  $\Delta$ WAIT dengan nilai positif. Nilai  $\Delta$ WAIT yang terbesar adalah 13°C yaitu pada Juni 1997 dan Nopember 2006, dan yang terendah adalah 3°C pada Maret 1999. Dengan nilai positif, dapat diartikan bahwa katalis R – 134 telah mengalami penurunan aktivitas katalis. Untuk itu, katalis harus dioperasikan dengan nilai  $WAIT_{aktual}$  yang lebih tinggi sesuai dengan nilai  $\Delta$ WAIT yang telah diperoleh, sehingga dapat dihasilkan produk yang sama.

Untuk pengaruh kandungan N dan A yang tidak dapat dimanipulasi nilainya, juga memberikan pengaruh secara fluktuatif terhadap aktivitas katalis. Dengan meningkatnya jumlah kandungan N dan A, maka akan memberikan SOR WAIT yang lebih rendah. Hal ini dikarenakan dengan banyaknya kandungan N dan A, maka kebutuhan panas untuk reaksi aromatisasi akan lebih sedikit. Umpan yang sedikit mengandung N dan A, atau dengan kata lain banyak mengandung P (*paraffin*), akan membutuhkan panas yang lebih banyak untuk membentuk *naphtene* yang selanjutnya menjadi aromatik.

Hasil evaluasi ditinjau dari aktivitas katalis R - 134, dapat dikatakan bahwa untuk mencapai produk yang diinginkan, nilai RONC sebesar 105,3, dengan kondisi operasi kandungan umpan (N+3.5A) rata-rata sebesar 100,14 LV%, nilai LHSV sebesar 1,28 hr<sup>-1</sup>, performa katalis masih stabil dan layak untuk digunakan. Ditunjukkan dengan nilai ΔWAIT yang rendah selama 9 tahun terakhir.

#### 4.2.2. Selektivitas Katalis

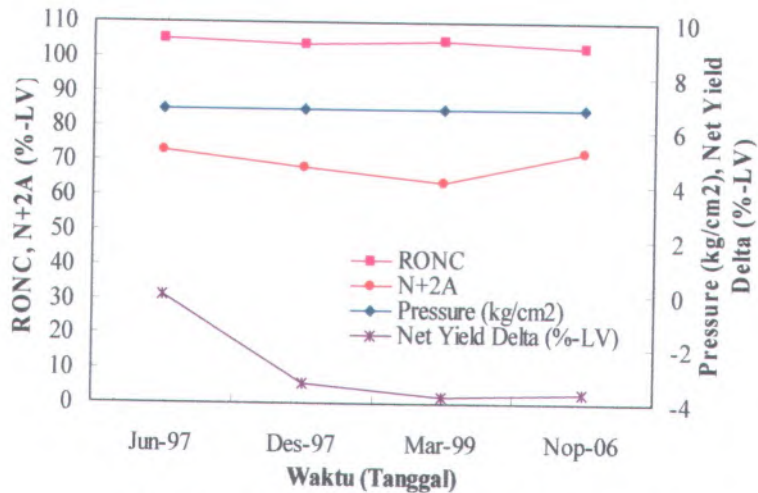
Selektivitas katalis menunjukkan kecenderungan katalis untuk menghasilkan produk yang diinginkan, yang dalam hal ini dinyatakan dalam Net Yield Delta.

Selektivitas dipengaruhi beberapa parameter, yaitu kandungan N dan A, tekanan reaktor rata-rata, dan RONC. Net Yield Delta dapat bernilai positif maupun negatif. Bernilai positif apabila terjadi penambahan yield terhadap yield basis, sebaliknya bernilai negatif bila terjadi penurunan yield terhadap yield basis.

Berikut adalah hasil perhitungan evaluasi selektivitas katalis R - 134.

**Tabel 4.2** Hasil Perhitungan Selektivitas Katalis R - 134

Waktu	RONC effect		N+2A effect		Pressure effect		Net yield delta
	C5+ yield LV%/1.0 decrease	Yield delta LV%	C5+yield LV%/1.0 increase	Yield delta LV%	C5+yield LV%/7 kg/cm <sup>2</sup> increase	Yield delta LV%	
Jun 1997	0	0	0	0	0	0	0
Des 1997	-1,38	-2,76	0,28	-1,68	4,2	1,2	-3,24
Mar 1999	-1,41	-2,82	0,385	-2,31	4,8	1,37	-3,76
Nop 2006	-1,4	-2,8	0,25	-1,5	2,4	0,69	-3,61



**Gambar 4.2** Evaluasi Selektivitas Katalis R – 134

- Pengaruh kandungan N dan A terhadap yield Parameter yang paling berpengaruh terhadap yield untuk variabel N+2A adalah *Naphthene*. Hal ini disebabkan karena Aromatik yang terdapat dalam feed, tidak akan mengalami reaksi (relatif stabil terhadap katalis R-134), sementara *Naphthene* adalah komponen yang paling mudah mengalami dehidrogenasi menjadi aromatik. Dengan bertambahnya N+A berarti juga bertambahnya kadar *naphthene* yang ada pada feed. Untuk itu proses dehidrogenasi yang terjadi juga akan semakin besar, aromatik yang terbentuk semakin banyak, dengan kata lain yield *platformate* juga meningkat. Pada Juni 1997, Desember 1997, Maret 1999, dan Nopember 2006, pengaruh N+2A dapat dilihat dengan sangat jelas. Sebagai contohnya dengan penurunan kadar N+2A pada Maret 1999, maka Net Yield Delta juga menurun, sementara pada kenaikan

N+2A Nopember 2006, Net Yield Delta juga mengalami kenaikan.

- Pengaruh tekanan reaktor rata-rata terhadap yield  
Secara teoritis, jika tekanan dinaikkan, maka reaksi *hydrocracking* akan meningkat sebab kenaikan tekanan juga berarti kenaikan tekanan parsial hidrogen, sehingga yield liquid *platformate* akan turun. Sementara jika tekanan sistem turun, akan menyebabkan naiknya hidrogen dan hasil aromatik (yield meningkat). Selain itu temperatur reaksi yang dibutuhkan untuk mencapai kualitas produk tertentu akan turun, tetapi dilain pihak pembentukan coke akan semakin cepat, sehingga akan memperpendek siklus katalis. Namun, data pada periode Juni 1997 sampai Nopember 2006 tekanan rata-rata reaktor tidak berpengaruh terhadap yield produk, karena tekanan rata-rata reaktor pada data plant tetap (konstan) yaitu sebesar  $6,8 \text{ kg/cm}^2$ .

- Pengaruh RONC terhadap yield  
Kenaikan RONC akan menurunkan yield yang didapatkan. Hal ini disebabkan karena untuk mendapatkan produk dengan RONC yang tinggi, diperlukan *severity* (tingkat kesulitan suatu operasi) yang tinggi dibandingkan pada RONC yang lebih rendah. Misalnya, untuk menaikkan RONC dapat dilakukan dengan cara menaikkan temperatur, sementara menaikkan temperatur berarti akan menaikkan reaksi thermal cracking, yang mana reaksi ini akan memperbanyak hasil gas (hidrokarbon ringan) daripada liquidnya (yield berkurang).

Selama periode Juni 1997 sampai Nopember 2006, dengan base case yang diambil pada Juni 1997,

diperoleh Yield Delta Perhitungan rata - rata sebesar -3,54 LV%. Hal ini menunjukkan bahwa pada periode tersebut yield mengalami penurunan sebesar 3,54 LV%, terhadap yield base pada Juni 1997. Dari hasil perhitungan tersebut, dapat dikatakan bahwa selektivitas katalis R-134 pada periode ini menurun.

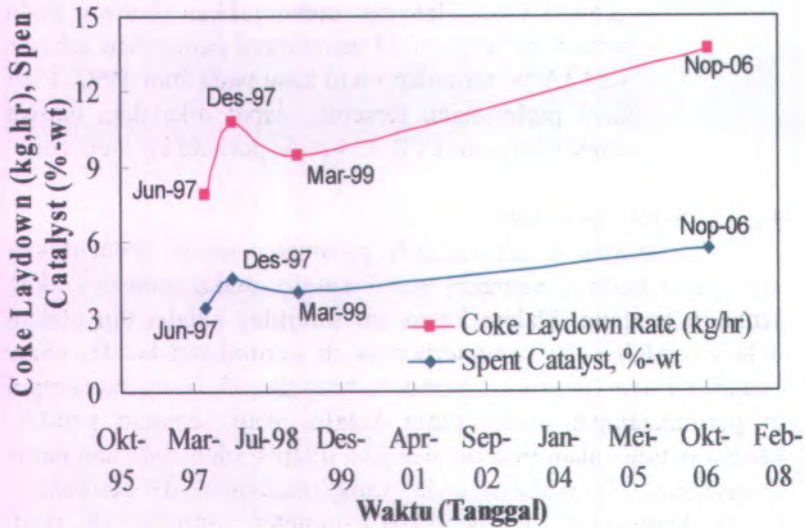
#### 4.2.3. Stabilitas Katalis

Stabilitas katalis adalah paramater untuk menentukan umur dari katalis. Semakin stabil katalis maka umurnya akan semakin panjang. Dalam kasus ini stabilitas katalis dinyatakan dalam jumlah *coke* yang terbentuk di permukaan katalis (*New Catalyst Coke Laydown*). Semakin banyak *coke* yang menempel di permukaannya, maka umur katalis akan semakin pendek, karena ia tidak akan bisa dipakai jika dilapisi oleh *coke* dan harus diregenerasi. Banyaknya *coke* yang menempel di permukaan katalis dipengaruhi oleh beberapa parameter, yaitu laju alir feed, RONC, kandungan N dan A, tekanan rata - rata reaktor, rasio H<sub>2</sub>/HC dan *End Point* dari heavy naphtha yang menjadi feed.

Berikut adalah hasil perhitungan evaluasi stabilitas katalis R - 134.

**Tabel 4.3** Hasil Perhitungan Stabilitas Katalis R - 134

Waktu	Coke Laydown Rate (kg/hr)	Relative Coking Factor					Spent Catalyst %-wt
		RONC	N+A	EP	P	H <sub>2</sub> /HC	
Jun 1997	7,86	2,38	0,72	1,0 5	1	1,1	3,35
Des 1997	10,79	2,38	0,72	1,1 1	1	1,42	4,54
Mar 1999	9,44	2,38	0,72	1,1	1	0,96	4
Nop 2006	13,66	2,38	0,72	1,1	1	1,31	5,68



**Gambar 4.3** Evaluasi Stabilitas Katalis R – 134

- Pengaruh laju alir feed / LHSV  
 Dalam hal ini yang berpengaruh terhadap pembentukan *coke* adalah laju umpannya, karena volume katalis yang ada selalu relatif tetap. Dengan kenaikan nilai LHSV, maka laju alir umpan juga meningkat sehingga laju pembentukan *coke* juga meningkat. Hal ini disebabkan karena semakin besar jumlah laju alir umpan, maka akan membawa racun-racun katalis dalam jumlah yang lebih besar, sehingga akan lebih banyak *coke* yang terdeposit pada permukaan katalis. Dari informasi data plant, LHSV rata-rata periode Juni 1997 sampai Nopember 2006 adalah  $1,31 \text{ hr}^{-1}$ , nilai yang relatif rendah.

- **Pengaruh RONC**  
Kenaikan RONC akan meningkatkan pembentukan *coke* pada permukaan katalis. Hal ini disebabkan karena untuk mendapatkan produk dengan RONC tinggi, maka diperlukan *severity* yang tinggi dibandingkan dengan RONC rendah. Sebagai contoh untuk meningkatkan RONC adalah dengan meningkatkan temperatur, maka thermal cracking akan meningkat, dimana akan meningkatkan *coke* yang menempel di katalis. Dari perhitungan didapatkan nilai RONC rata-rata sebesar 103,8. Sedangkan nilai RONC yang ingin dicapai adalah 105,3
- **Pengaruh Kandungan N dan A**  
Kenaikan kandungan N dan A akan menurunkan pembentukan *coke*. Hal ini dikarenakan jika kandungan N dan A lebih banyak, maka berarti parafin yang dikandung dalam feed berkurang. Jumlah parafin yang semakin berkurang akan mengurangi tingkat cracking yang terjadi, sehingga *coke* juga akan turun. Data perhitungan kandungan N+A rata-rata pada periode Juni 1997 sampai Nopember 2006 sebesar 57,22 LV%.
- **Pengaruh Tekanan Reaktor Rata-rata**  
Secara teoritis, jika tekanan turun, maka yieldnya akan semakin besar, tetapi produk *coke* juga akan semakin banyak. Hal ini disebabkan karena pada tekanan yang lebih rendah, kemampuan hidrogen untuk berikatan dengan karbon bebas hasil dari cracking akan berkurang, akibatnya carbon yang terbentuk akan bertambah. Namun demikian data pada periode Juni 1997 sampai Nopember 2006, tekanan rata-rata reaktor tidak berpengaruh terhadap

yield produk, karena tekanan rata-rata reaktor pada data perhitungan relatif tetap (konstan) yaitu sebesar  $6,8 \text{ kg/cm}^2$ .

- Pengaruh Rasio  $\text{H}_2/\text{HC}$

Menaikkan rasio  $\text{H}_2 / \text{HC}$  akan mengurangi pembentukan *coke*.  $\text{H}_2$  berfungsi untuk mengusir material yang terkondensasi, sehingga tidak terdeposit di permukaan katalis. Selain itu  $\text{H}_2$  juga berfungsi untuk menangkap hasil cracking agar menjadi Hidrokarbon rantai ringan. Maka dari itu dengan bertambahnya  $\text{H}_2$  dalam feed, maka *coke* yang terbentuk akan berkurang.

- Pengaruh *End Point*

Unit Platforming dirancang untuk memproduksi *hydrocarbon* aromatik. Produksi aromatik ini tidak dapat terjadi tanpa adanya sejumlah kecil dari reaksi kondensasi *single ring aromatic* menjadi *multi-ring polycyclic aromatics*. *Polycyclic aromatic hydrocarbon* ini merupakan awal terbentuknya *coke* pada katalis. Rate pembentukan alami *coke* pada katalis sangat pelan dalam kondisi operasi *Platforming*, tetapi saat *feed end point* mendekati  $204^\circ\text{C}$  ( $400^\circ\text{F}$ ) pembentukan *polycyclic aromatics* yang dibawa bersama *naphtha* akan meningkat. Sehingga dengan meningkatnya *End Point* maka akan meningkatkan terbentuknya *coke*. Pada periode Juni 1997 sampai Nopember 2006, *End Point* rata-rata dari data perhitungan sebesar  $170,5^\circ\text{C}$

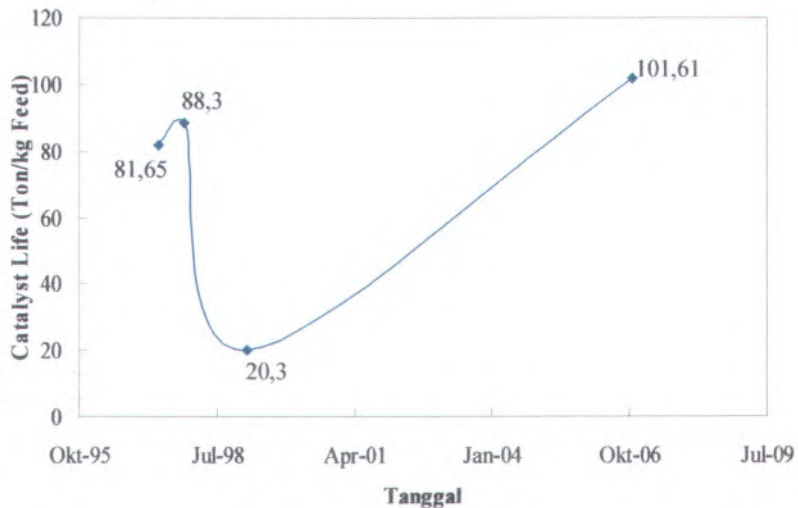
Selama periode Juni 1997 sampai Nopember 2006, dengan base case yang diambil pada tanggal Juni 1997, didapatkan hasil *new coke laydown* dan *spent catalyst* yang semakin meningkat, Gambar IV.3, untuk menghasilkan kualitas produk yang



mempunyai nilai RONC rata-rata sebesar 103,8. Sehingga dapat dikatakan stabilitas katalis R - 134 pada periode ini mengalami penurunan.

(Meyers, R.A.)

Secara keseluruhan, kondisi katalis yang digunakan masih dalam kondisi/performa yang baik, walaupun terdapat nilai – nilai tertentu yang mengalami penurunan, seperti stabilitas katalis. Namun, penurunan tersebut tidak menunjukkan nilai yang signifikan. Selain itu, dapat dilihat juga pada Gambar di bawah ini.



**Gambar 4.4** *Catalyst Life*

Gambar diatas menunjukkan bahwa katalis dapat mereaksikan/mengolah sejumlah ton naphta per kilogram katalis atau yang biasa disebut dengan *Catalyst Life*. Dapat dilihat, bahwa secara keseluruhan *Catalyst Life* menunjukkan nilai yang terus meningkat dan semakin besar nilainya. Sehingga dapat disimpulkan bahwa proses *Continuous Catalyst Regeneration* lebih memperpanjang siklus katalis dan memiliki unjuk kerja yang sangat baik dalam menghasilkan produk aromatis. (Meyers, R.A.)

### 4.3 Evaluasi *Stabilizer Unit Platforming* (84 – C)

Stabilizer pada unit *Platforming* (84) terdiri dari tiga bagian, yaitu Debutanizer, Deetanizer, dan Platformate Splitter. Pada bagian ini merupakan bagian yang menentukan kemurnian dari produk yang dihasilkan. Debutanizer berfungsi untuk memisahkan *light ends* dengan produk  $C_5^+$  pada bagian *bottom*, sehingga pada bagian *bottom product* diperoleh senyawa – senyawa aromatis (*reformate*) yang merupakan bahan baku produk Kilang Paraxylene Cilacap. Deetanizer berfungsi untuk memisahkan *LPG Product* dan *Fuel Gas* ( $C_1$  dan  $C_2$ ), dimana salah satu kegunaan *Fuel Gas* adalah untuk bahan bakar *furnace* (dapur). Platformate Splitter berfungsi untuk memisahkan *reformate* menjadi produk *benzene* dan *toluene* sebagai *top product* dan *Xylene* serta *Heavy Reformate* sebagai *bottom product*.

Untuk menjaga keadaan diatas, maka diperlukan unjuk kerja dari *stabilizer* yang baik, sehingga dapat menghasilkan produk dengan kualitas yang terbaik. Setelah dilakukan evaluasi terhadap *stabilizer*, diperoleh hasil sebagai berikut.

Tabel 4.4 Data *Tray Stabilizer*

Waktu	Debutanizer		Deethanizer		Platformate Splitter	
	Tray Aktual	Tray Teoritis	Tray Aktual	Tray Teoritis	Tray Aktual	Tray Teoritis
Jun 1997	30	23,59	40	30,17	50	37,41
Des 1997	30	24,22	40	31,75	50	41,12
Mar 1999	30	23,92	40	31,3	50	39,17
Nop 2006	30	22,55	40	30,06	50	36,93

Tabel 4.5 Efisiensi Tray Stabilizer

Waktu	Efisiensi Tray (%)		
	Debutanizer	Deethanizer	Platformate Splitter
Jun 1997	78,64	75,44	74,81
Des 1997	80,72	79,37	82,24
Mar 1999	79,74	78,25	78,34
Nop 2006	75,16	75,16	73,86

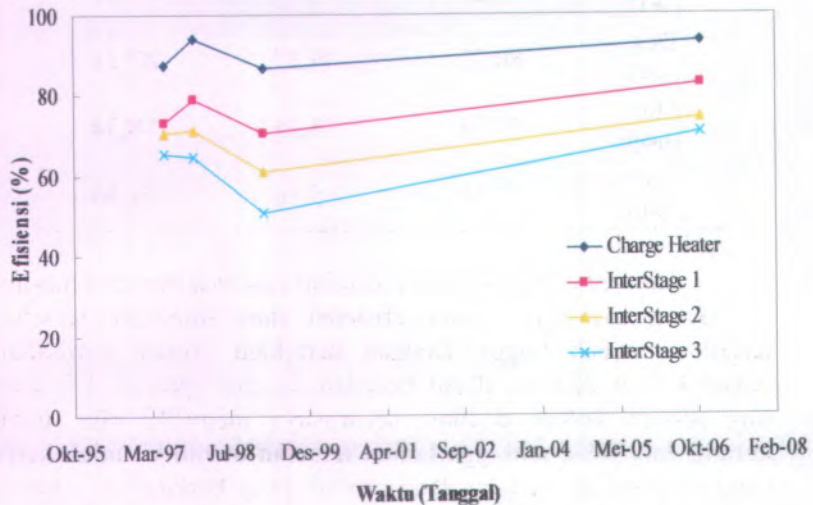
Dari tabel diatas dapat diketahui efisiensi tray dari masing – masing *stabilizer*. Nilai efisiensi dari *stabilizer* tersebut tergolong masih tinggi. Dengan demikian proses pemisahan dalam kolom distilasi dapat berjalan dengan optimal. Efisiensi tray sebuah kolom distilasi seharusnya memiliki nilai tidak kurang dari 70%, sehingga kolom tersebut memiliki unjuk kerja yang efisien dan menghasilkan produk yang berkualitas. (Jones, D.S.J)

Efisiensi tray terendah adalah pada bulan Nopember 2006, seperti contoh *Debutanizer* dengan efisiensi 75% dimana seharusnya tray yang dibutuhkan adalah 23 tray, sedangkan tray aktual adalah 30 tray. Hal ini dapat disebabkan oleh berbagai faktor, seperti komposisi dari fraksi ringan feed lebih kecil dan karena umur stabilizer, sudah beroperasi selama 10 tahun.

Untuk meningkatkan efisiensi tersebut dapat dilakukan dengan cara mengatur komposisi feed masuk kolom distilasi, dimana jumlah fraksi ringan dari feed memiliki jumlah yang banyak. Selain itu maintenance yang berkala juga sangat perlu dilakukan, seperti membersihkan kerak pada tray sehingga proses transfer panas dan massa dari uap ke liquid dapat berjalan optimal.

#### 4.4 Evaluasi *Interstage Heater Unit Platforming (84 – F)*

*Interstage Heater* terdiri 4 *furnace* (dapur), masing – masing dapur berfungsi untuk memanaskan feed reaktor karena reaksi yang terjadi di dalam reaktor bersifat endotermis, sehingga dibutuhkan temperatur feed yang dapat mengaktifkan katalis. Berikut adalah hasil evaluasi *Interstage Heater*.



**Gambar 4.5** Efisiensi *Thermal Interstage Heater*

Dapat dilihat bahwa efisiensi thermal dari heater berada pada nilai yang cukup besar dan dapat diterima untuk tetap dilakukan operasi. Hanya saja *Interstage Heater 3* memiliki nilai efisiensi yang rendah, berkisar antara 50 - 70 %. Hal ini merupakan kelemahan yang nantinya dapat dilakukan optimasi atau langkah yang lebih menguntungkan, sehingga reaksi – reaksi yang tidak diharapkan dapat dicegah ketika di reaktor, seperti *hydrocracking* dimana cincin parafin menjadi terbuka ketika isomerisasi dan memecah ikatan atom karbon dan hidrogen sehingga perolehan *reformat* (aromatis) menjadi menurun dan produk yang diharapkan sesuai dengan spesifikasi tidak dapat tercapai. (UOP Generating Manual)

#### 4.5 Evaluasi *Heat Exchanger Unit Platforming* (84 – E)

*Heat exchanger* pada unit *Platforming* terdiri dari beberapa kegunaan, contohnya seperti *heater/reboiler* dan *cooler/kondensor*. Untuk itu, *heat exchanger* perlu dilakukan evaluasi karena fungsinya yang mendukung alat – alat utama seperti reaktor dan kolom distilasi, sehingga kinerja dari reaktor/kolom distilasi menjadi semakin baik. Maka dari itu, unjuk kerja dari *heat exchanger* sendiri harus dalam keadaan yang optimal. Berikut adalah hasil evaluasi *heat exchanger*.

**Tabel 4.6 Efisiensi *Heat Exchanger* Juni 1997**

Nama Heat Exchanger	Juni 1997		
	Duty Actual kcal/h	Duty Desain kcal/h	Efisiensi $Duty_{act}/Duty_{des}$
84-E-201	32883344.8	34850000	94.36%
84-E-202	6773415.39	7320000	92.53%
84-E-207	5606070.95	6710000	83.55%
84-E-208	693516.851	757000	91.61%
84-E-209	390611.836	415000	94.12%
84-E-210	139800	140000	99.86%
84-E-211	80012.9941	90000	88.90%
84-E-212	37210.4472	40000	93.03%
84-E-213	434620.537	487000	89.24%
84-E-214	1450574.68	1582500.00	91.66%
84-E-215	435927.745	480000	90.82%
84-E-218	59891.4707	68000	88.08%

Tabel 4.7 Efisiensi *Heat Exchanger* Desember 1997

Nama Heat Exchanger	Desember 1997		
	Duty Actual kcal/h	Duty Desain kcal/h	Efisiensi $Duty_{act}/Duty_{des}$
84-E-201	33260073.3	34850000	95.44%
84-E-202	6457834.55	7320000	88.22%
84-E-207	5201608.34	6710000.00	77.52%
84-E-208	629245.626	757000	83.12%
84-E-209	378088.8	415000	84.48%
84-E-210	8236	140000	5.88%
84-E-211	79757.0141	90000	88.62%
84-E-212	37262.8771	40000	93.16%
84-E-213	434620.537	487000	89.24%
84-E-214	1312450.03	1582500.00	82.94%
84-E-215	447707.557	480000	93.27%
84-E-218	60404.0576	68000	88.83%

Tabel 4.8 Efisiensi *Heat Exchanger* Maret 1999

Nama Heat Exchanger	Maret 1999		
	Duty Actual kcal/h	Duty Desain kcal/h	Efisiensi $Duty_{act}/Duty_{des}$
84-E-201	33375461.7	34850000	95.77%
84-E-202	6578521.89	7320000	89.87%
84-E-207	5504533.98	6710000.00	82.03%
84-E-208	633691.91	757000	83.71%
84-E-209	350593.095	415000	89.07%

*Lanjutan Tabel 4.8 Efisiensi Heat Exchanger Maret 1999*

Nama Heat Exchanger	Maret 1999		
	Duty Actual kcal/h	Duty Desain kcal/h	Efisiensi Duty <sub>act</sub> /Duty <sub>des</sub>
84-E-210	18530	140000	13.24%
84-E-211	76534.2509	90000	85.04%
84-E-212	36032.4198	40000	90.08%
84-E-213	433035.097	487000	88.92%
84-E-214	1491485.90	1582500.00	94.25%
84-E-215	404790.049	480000	84.33%
84-E-218	62849.3955	68000	92.43%

*Tabel 4.9 Efisiensi Heat Exchanger Nopember 2006*

Nama Heat Exchanger	Nopember 2006		
	Duty Actual kcal/h	Duty Desain kcal/h	Efisiensi Duty <sub>act</sub> /Duty <sub>des</sub>
84-E-201	33420756.2	34850000	95.90%
84-E-202	6622234.08	7320000	90.47%
84-E-207	5599747.74	6710000.00	83.45%
84-E-208	667538.813	757000	88.18%
84-E-209	369656.801	415000	89.07%
84-E-210	14210	140000	10.15%
84-E-211	74445.7503	90000	82.72%
84-E-212	36966.6776	40000	92.42%
84-E-213	434620.537	487000	89.24%
84-E-214	1430737.89	1582500.00	90.41%
84-E-215	429438.24	480000	89.47%
84-E-218	61587.6027	68000	90.57%

Efisiensi dari *Heat Exchanger Platforming* ini adalah perbandingan antara duty actual hasil perhitungan dengan duty pada desain. Duty HE adalah beban panas yang dibutuhkan untuk mentransfer panas.

HE pada unit *platforming* ini tergolong masih sangat baik kerjanya dimana efisiensi yang diperoleh diatas 75%. Dengan demikian proses transfer panas dapat berjalan optimal. (Jones, D.S.J)

#### 4.6 Biaya Operasi

Biaya operasi unit *Platforming* ini terdiri dari biaya bahan baku, harga jual produk yang dihasilkan, biaya penggunaan energi, seperti listrik, *refinery fuel*, air pendingin dan steam. Dengan melihat biaya operasi ini maka dapat dilakukan analisa ekonomi unit *Platforming*.

Perincian biaya operasi unit *Platforming* adalah sebagai berikut:

Kebutuhan daya listrik (6064,3 kW/jam)	= Rp 1.957.131,54
Kebutuhan steam (8,78 metricTon/hari)	= Rp 686.324,08
Kebutuhan air pendingin (5208 Ton/hari)	= Rp 8.807.561,28
Kebutuhan fuel gas dan fuel oil (4618,79 TSRF)	= Rp 5.376.097.243



## BAB V KESIMPULAN

Dari hasil evaluasi yang telah dilakukan pada unit *Platforming* (84) PT Pertamina UP IV Cilacap dapat disimpulkan:

1. Performa dari katalis R-134 masih dalam kondisi yang baik.
2. Bagian *CCR-Platforming* sangat mendukung performa dari katalis dengan regenerasinya yang kontinu.
3. Kondisi *stabilizer, heater, heat exchanger* dan alat utilitas lainnya masih dalam kondisi yang baik pula.

Berdasarkan aspek alat operasi dan ekonomi, untuk dapat meningkatkan performa dari unit *platforming* ini dapat dilakukan dengan berbagai cara :

1. Menjaga tekanan reaktor / sistem sesuai desain untuk menjaga *yield* yang diinginkan.
2. Penyesuaian WAIT jika terjadi perubahan kuantitas *feed platformer* (LHSV bertambah).
3. Menjaga kualitas *feed platformer* (N+2A).
4. Maintenance yang berkala terhadap alat-alat operasi di unit *Platforming*.

## DAFTAR PUSTAKA

- Jones, D.S.J., "Elements of Petroleum Processing", John Wiley & Sons Ltd., Chichester : England (1995).
- Meyers, R.A., "Handbook of Petroleum Refining Processing", 2<sup>nd</sup> Edition, McGraw Hill Companies, Inc., Boston (1997).
- UOP, "CCR Platforming General Operation Manual". (1996)
- Van Winkle, M., "Distillation", McGraw Hill Company, New York (1967).

**LAMPIRAN A**  
**DATA - DATA**

**Tabel A.1 PNA Breakdown (wt-%)**

Komponen, wt%	Berat Molekul	Jun-97	Dec- 97	Mar-99	Nov-06
C4 P	58	0	0	0	0
C5 P	72	0,17	1,3	0,56	0,02
C5 N	70	0,23	0,28	0,2	0,11
C6 P	86	7,8	8,4	6,41	5,92
C6 N	84	6,83	5,89	6,99	5,91
C6 A	78	1,35	1,14	1,88	1,83
C7 P	100	11,51	10,97	10,43	11,4
C7 N	98	16,79	14,29	16,51	15,42
C7 A	92	5,17	4,06	6,59	4,57
C8 P	114	11,1	11,74	10,39	12,87
C8 N	112	12,23	11,41	11,56	9,4
C8 A	106	6,8	6,32	7,52	5,97
C9 P	128	9,98	10,93	8,62	9,17
C9 N	126	4,53	3,65	4,53	5,03
C9 A	120	2,32	2,78	2,92	4,04
C10 P	142	2,28	3,7	3,81	4,89
C10 N	140	0,83	2,76	0,96	1,42
C10 A	134	0,07	0,31	0,14	1,11
C11 P	154	0	0,09	0	0,73
C11 N	152	0	0	0	0,13
C11 A	148	0	0	0	0,06
Charge (84), T/D		1782,1	1792,7	1801,4	1927,3
Density (ASTM D-4052)		0,7539	0,7504	0,7608	0,7534
End Point, °C		166	172	170	177

**Tabel A.2 Berat Molekul Feed Juni 1997**

	Mwi	%-wt	MW
H2	2	19,14847	0,382969
C1	16	10,53127	1,685004
C2	30	10,86165	3,258496
C3	44	11,40291	5,017282
C4 P	58	0	0
C5 P	72	0,17	0,1224
C5 N	70	0,23	0,161
C6 P	86	7,8	6,708
C6 N	84	6,83	5,7372
C6 A	78	1,35	1,053
C7 P	100	11,51	11,51
C7 N	98	16,79	16,4542
C7 A	92	5,17	4,7564
C8 P	114	11,1	12,654
C8 N	112	12,23	13,6976
C8 A	106	6,8	7,208
C9 P	128	9,98	12,7744
C9 N	126	4,53	5,7078
C9 A	120	2,32	2,784
C10 P	142	2,28	3,2376
C10 N	140	0,83	1,162
C10 A	134	0,07	0,0938
C11 P	154	0	0
C11 N	152	0	0
C11 A	148	0	0
	<b>Total</b>		<b>116,1652</b>

**Tabel A.3** Berat Molekul Feed Desember 1997.

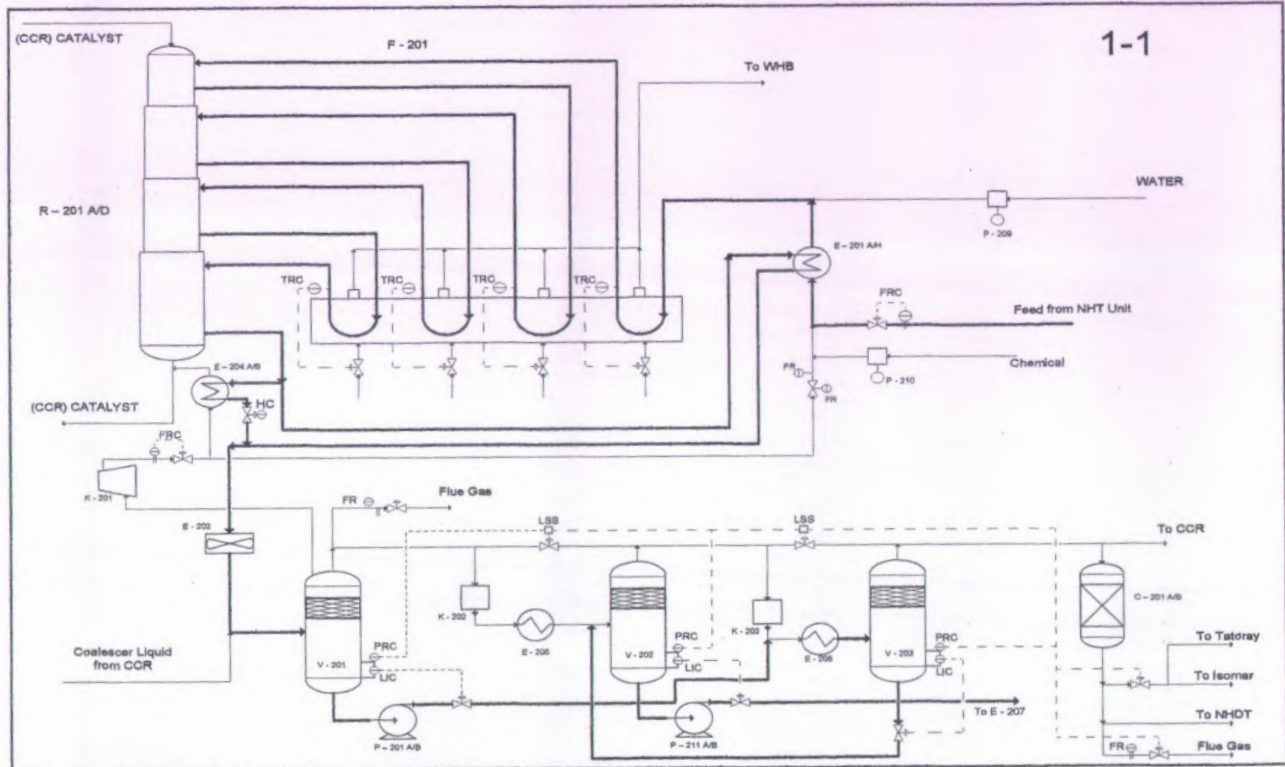
	Mwi	%-wt	MW
H2	2	16,29261	0,325852
C1	16	10,29508	1,647212
C2	30	10,92361	3,277084
C3	44	13,20383	5,809684
C4 P	58	0	0
C5 P	72	1,23	0,8856
C5 N	70	0,31	0,217
C6 P	86	8,2	7,052
C6 N	84	6,39	5,3676
C6 A	78	1,28	0,9984
C7 P	100	10,78	10,78
C7 N	98	14,78	14,4844
C7 A	92	4,53	4,1676
C8 P	114	11,61	13,2354
C8 N	112	11,64	13,0368
C8 A	106	6,55	6,943
C9 P	128	11,36	14,5408
C9 N	126	3,27	4,1202
C9 A	120	2,72	3,264
C10 P	142	3,76	5,3392
C10 N	140	1,42	1,988
C10 A	134	0,17	0,2278
C11 P	154	0	0
C11 N	152	0	0
C11 A	148	0	0
Total			117,7076

**Tabel A.4 Berat Molekul Feed Maret 1999**

	Mwi	%-wt	MW
H2	2	21,49903	0,429981
C1	16	8,948088	1,431694
C2	30	9,680682	2,904204
C3	44	11,13135	4,897796
C4 P	58	0	0
C5 P	72	0,24	0,1728
C5 N	70	0,26	0,182
C6 P	86	5,73	4,9278
C6 N	84	7,53	6,3252
C6 A	78	2,07	1,6146
C7 P	100	9,77	9,77
C7 N	98	18,32	17,9536
C7 A	92	7,54	6,9368
C8 P	114	9,04	10,3056
C8 N	112	12,29	13,7648
C8 A	106	7,83	8,2998
C9 P	128	8,6	11,008
C9 N	126	3,88	4,8888
C9 A	120	2,63	3,156
C10 P	142	2,99	4,2458
C10 N	140	1,25	1,75
C10 A	134	0,08	0,1072
C11 P	154	0	0
C11 N	152	0	0
C11 A	148	0	0
	<b>Total</b>		<b>115,0725</b>

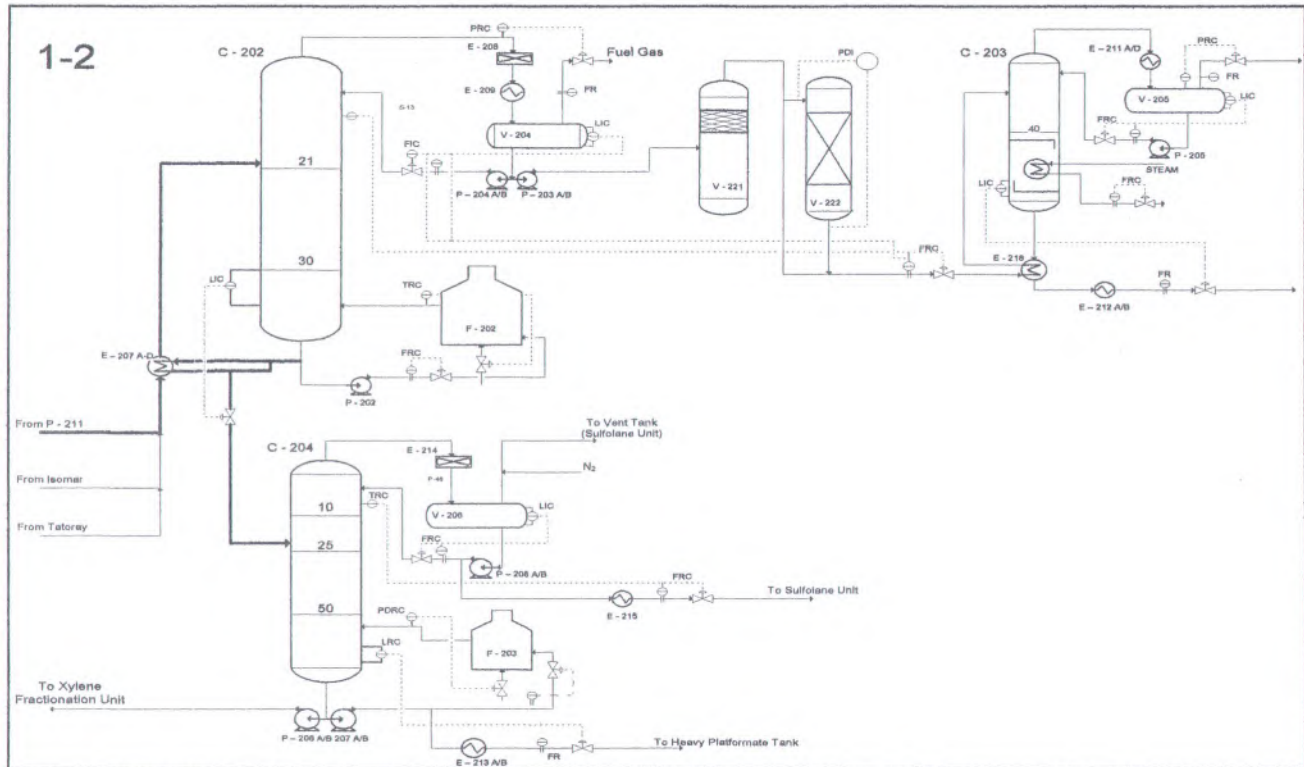
**Tabel A.5 Berat Molekul Feed Nopember 2006**

	Mwi	%-wt	MW
H2	2	24,0004	0,480008
C1	16	9,226857	1,476297
C2	30	9,706699	2,91201
C3	44	11,13191	4,898042
C4 P	58	0	0
C5 P	72	0,02	0,0144
C5 N	70	0,11	0,077
C6 P	86	5,92	5,0912
C6 N	84	5,91	4,9644
C6 A	78	1,83	1,4274
C7 P	100	11,4	11,4
C7 N	98	15,42	15,1116
C7 A	92	4,57	4,2044
C8 P	114	12,87	14,6718
C8 N	112	9,4	10,528
C8 A	106	5,97	6,3282
C9 P	128	9,17	11,7376
C9 N	126	5,03	6,3378
C9 A	120	4,04	4,848
C10 P	142	4,89	6,9438
C10 N	140	1,42	1,988
C10 A	134	1,11	1,4874
C11 P	154	0,73	1,1242
C11 N	152	0,13	0,1976
C11 A	148	0,06	0,0888
	Total		118,338

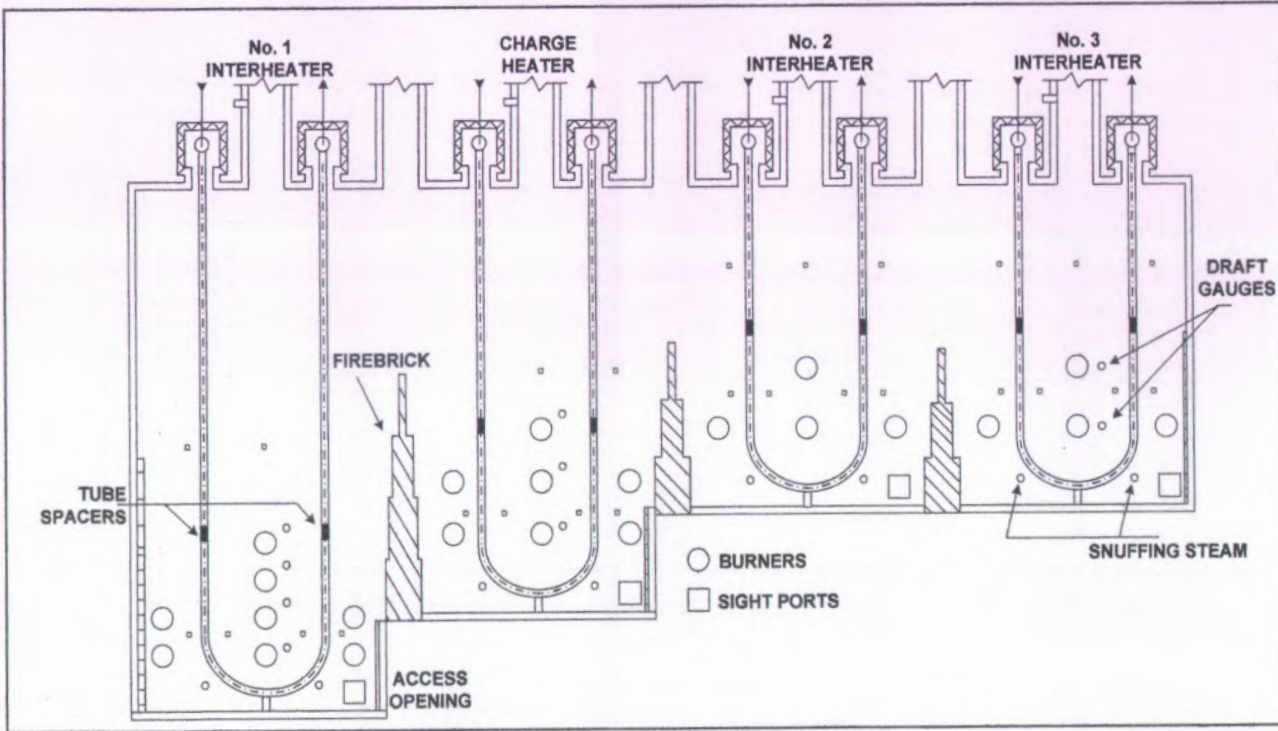


Gambar A.1 Flowsheet Plant Unit *Platforming* (84) - 1

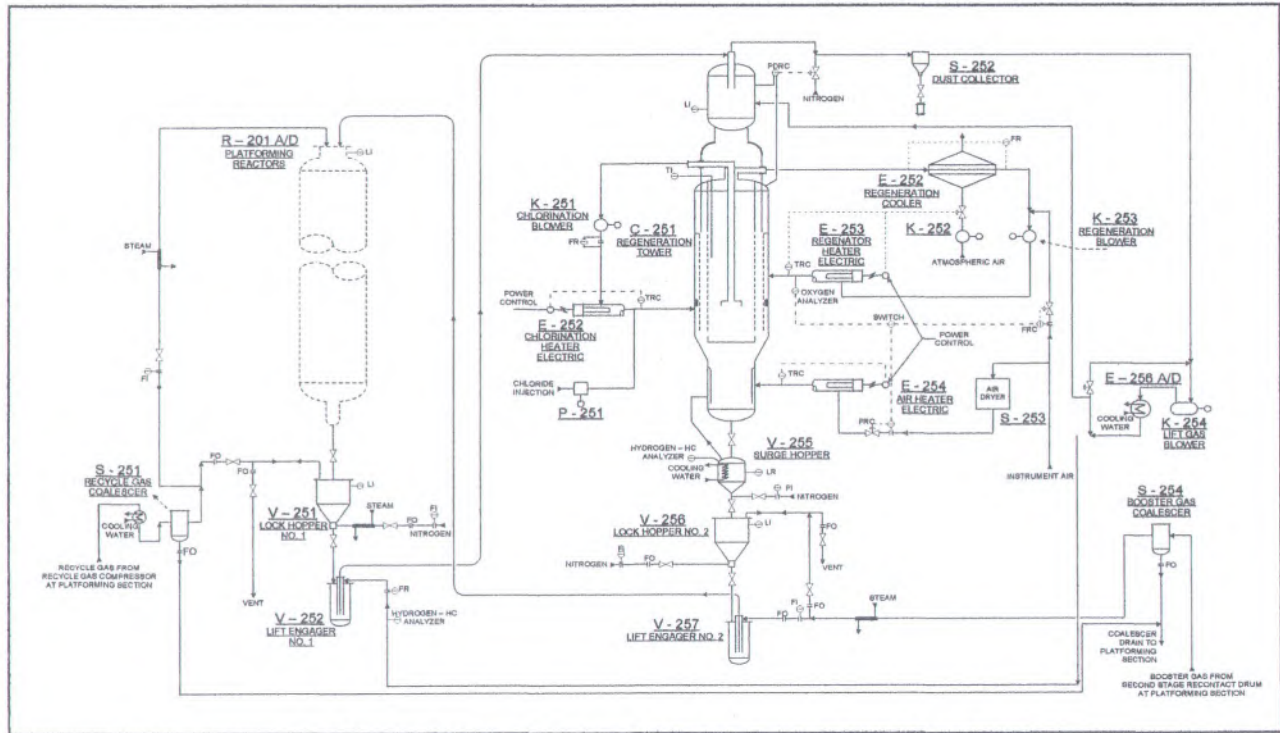




Gambar A.2 Flowsheet Plant Unit Platforming (84) - 2



Gambar A.3 Unit Heater Platforming



Gambar A.4 Unit Continuous Catalyst Regeneration (CCR)

## LAMPIRAN B HASIL PERHITUNGAN

**Tabel B.1** Neraca Massa Separator Juni 1997

Komponen	BM	Separator		Separator Top										Feed	
		Bottom		Recycle Gas					Net Gas					(Output Reaktor)	
		%	berat	%	BM	mol	berat	berat	%	mol	berat	berat	%	berat @	
		massa	(ton)	vol	Camp		(ton)	@ (ton)	vol		(ton)	@ (ton)	massa	(ton)	
H2	2,02	2,51	40,35	85,30		2,67	11,69	90,67	33,56		146,61	11,15	198,65		
CH4	16,04	2,52	40,49	2,45		0,08	0,34	2,63	0,97		4,25	2,53	45,08		
C2H6	30,07	2,82	45,26	3,39		0,11	0,46	3,24	1,20		5,24	2,86	50,97		
C3H8	44,10	3,53	56,65	3,30	4,37	0,10	13,52	0,45	2,17	0,80	161,49	3,51	3,40	60,61	
Olefin (C4H8)	56,11	2,53	40,62	0,05		0,00	0,01	0,01	0,00		0,02	2,28	40,64		
C4H10	58,12	4,38	70,42	2,84		0,09	0,39	0,95	0,35		1,54	4,06	72,34		
C5H12	72,15	2,53	40,67	1,36		0,04	0,19	0,20	0,07		0,32	2,31	41,18		





Komponen	BM	Separator Bottom		Separator Top								Feed (Output Reaktor)		
				Recycle Gas				Net Gas						
		% massa	berat (ton)	% vol	BM Camp	mol (ton)	berat (ton)	berat @ (ton)	% vol	mol (ton)	berat (ton)	berat @ (ton)	% massa	berat @ (ton)
Benzene	78,11	9,46	152,0				0,02				0,02	8,53	152,00	
Toluene	92,14	27,35	439,4				0,05				0,05	24,66	439,53	
EB	106,17	3,65	58,61				0,01				0,01	3,29	58,64	
PX	106,17	4,97	79,85				0,01				0,02	4,48	79,88	
MX	106,17	11,83	190,1				0,02				0,03	10,67	190,15	
OX	106,17	6,31	101,4	1,31	-	0,04	0,18	0,02	0,13	0,07	0,21	5,69	101,44	
C9 Aromatics	120,19	12,64	203,1				0,02				0,03	11,40	203,18	
C10 Aromatics	134,22	1,64	26,36				0,01				0,01	1,48	26,38	
C10+ Aromatics	152,28	1,05	16,90				0,01				0,01	0,95	16,92	
Indane	118,18	0,28	4,50				0,01				0,01	0,25	4,51	
<b>TOTAL</b>		<b>100</b>	<b>1606,7</b>	<b>100</b>		<b>3,14</b>		<b>13,70</b>	<b>100</b>			<b>161,70</b>	<b>100</b>	<b>1782,10</b>

**Tabel B.2 Neraca Massa Separator Desember 1997**

Komponen	BM	Separator Bottom		Separator Top								Feed (Output Reaktor)		
		%	berat	Recycle Gas				Net Gas				%	berat @	
				%	BM	mol	berat	berat @	%	mol	berat			berat @
massa	(ton)	vol	Camp	(ton)	(ton)	vol	(ton)	(ton)	massa	(ton)				
H2	2,02	2,72	42,51	82,52		5,33		42,58	89,30	19,64		156,90	13,50	242,00
CH4	16,04	2,68	42,01	1,61		0,10		0,83	1,79	0,39		3,15	2,57	45,99
C2H6	30,07	3,33	52,09	2,74		0,18		1,41	2,70	0,59		4,74	3,25	58,24
C3H8	44,10	5,86	91,78	5,66	7,99	0,37	51,10	2,92	3,80	0,84	175,33	6,68	5,66	101,38
Olefin (C4H8)	56,11	2,65	41,44	0,06		0,00		0,03	0,02	0,00		0,04	2,32	41,51
C4H10	58,12	5,96	93,37	4,61		0,30		2,38	1,73	0,38		3,04	5,51	98,79
C5H12	72,15	2,67	41,85	1,83		0,12		0,94	0,45	0,10		0,79	2,43	43,59
Benzene	78,11	7,29	114,17					0,05				0,04	6,37	114,26
Toluene	92,14	22,70	355,42					0,13				0,09	19,84	355,64
EB	106,17	3,51	54,91					0,03				0,02	3,07	54,96
PX	106,17	4,85	75,92					0,04				0,03	4,24	75,98
MX	106,17	11,51	180,19					0,07				0,05	10,06	180,31
OX	106,17	6,19	96,92	0,97	-	0,00	0,50	0,04	0,21	0,00	0,37	0,03	5,41	97,00
C9 Aromatics	120,19	14,13	221,15					0,08				0,06	12,34	221,29
C10 Aromatics	134,22	2,26	35,41					0,02				0,02	1,98	35,45
C10+ Aromatics	152,28	1,39	21,75					0,02				0,01	1,22	21,79
Indane	118,18	0,29	4,50					0,01				0,01	0,25	4,53
<b>TOTAL</b>		<b>100</b>	<b>1565,4</b>	<b>100</b>		<b>6,40</b>		<b>51,60</b>	<b>100</b>			<b>175,70</b>	<b>100</b>	<b>1792,70</b>

Tabel B.3 Neraca Massa Separator Maret 1999

Komponen	BM	Separator Bottom		Separator Top								Feed (Output Reaktor)		
		%	berat	Recycle Gas				Net Gas				%	berat @	
				%	BM	mol	berat	berat @	%	mol	berat			berat @
massa	(ton)	vol	Camp	(ton)	(ton)	(ton)	vol	(ton)	(ton)	massa	(ton)			
H2	2,02	1,97	32,89	88,46		(0,47)		(3,01)	92,38	19,85		127,02	8,75	156,91
CH4	16,04	1,99	33,16	1,99		(0,01)		(0,07)	2,17	0,47		2,98	2,01	36,07
C2H6	30,07	2,75	45,89	2,49		(0,01)		(0,08)	2,34	0,50		3,22	2,73	49,02
C3H8	44,10	4,36	72,68	3,14	6,40	(0,02)	(3,4)	(0,11)	2,05	0,44	137,43	2,82	4,21	75,39
Olefin (C4H8)	56,11	1,94	32,29	0,03		(0,00)		(0,00)	0,01	0,00		0,01	1,80	32,30
C4H10	58,12	4,05	67,52	2,50		(0,01)		(0,08)	0,83	0,18		1,14	3,83	68,57
C5H12	72,15	1,97	32,88	0,96		(0,01)		(0,03)	0,17	0,04		0,23	1,85	33,08
Benzene	78,11	9,67	161,27					0,00				0,01	9,00	161,28
Toluene	92,14	28,86	481,25					0,00				0,02	26,85	481,27
EB	106,17	3,56	59,36					0,00				0,00	3,31	59,36
PX	106,17	4,99	83,20					0,00				0,00	4,64	83,20
MX	106,17	11,87	197,91					0,00				0,01	11,04	197,92
OX	106,17	6,02	100,31	0,40	-	0,00	(0,0)	0,00	0,04	0,00	0,07	0,01	5,60	100,32
C9 Aromatics	120,19	12,31	205,27					0,00				0,01	11,45	205,28
C10 Aromatics	134,22	2,05	34,24					0,00				0,00	1,91	34,24
C10+ Aromatics	152,28	1,29	21,44					0,00				0,00	1,20	21,44
Indane	118,18	0,35	5,76					0,00				0,00	0,32	5,76
TOTAL		100	1667,3	100		(0,5)		(3,40)	100			137,50	100	1801,40

**Tabel B.4 Neraca Massa Separator Nopember 2006**

Komponen	BM	Separator Bottom		Separator Top								Feed (Output Reaktor)		
		%	berat	Recycle Gas				Net Gas				%	berat @	
				%	BM	mol	berat	berat	%	mol	berat			berat
massa	(ton)	vol	Camp	(ton)	@	(ton)	vol	(ton)	(ton)	massa	(ton)			
H2	2,02	2,15	34,71	80,36		10,24		92,25	92,38	19,97		179,86	17,12	306,83
CH4	16,04	2,16	35,01	2,39		0,30		2,74	2,17	0,47		4,22	2,34	41,98
C2H6	30,07	2,62	42,33	3,22		0,41		3,70	2,34	0,51		4,56	2,82	50,58
C3H8	44,097	4,10	66,26	5,12	9,01	0,65	111,5	5,88	2,05	0,44	194,60	3,99	4,25	76,13
Olefin (C4H8)	56,11	2,16	34,88	0,00		0,00		0,00	0,01	0,00		0,02	1,95	34,90
C4H10	58,12	5,01	81,09	4,14		0,53		4,75	0,83	0,18		1,62	4,88	87,46
C5H12	72,15	2,23	36,08	1,90		0,24		2,18	0,17	0,04		0,33	2,15	38,60
Benzene	78,11	7,79	126,06					0,32				0,01	7,05	126,39
Toluene	92,141	24,54	396,98					0,88				0,03	22,19	397,89
EB	106,17	3,47	56,10					0,18				0,01	3,14	56,28
PX	106,17	4,52	73,05					0,22				0,01	4,09	73,27
MX	106,17	10,96	177,38					0,43				0,01	9,92	177,82
OX	106,17	6,10	98,63	2,87	-	0,00	3,29	0,27	0,04	0,00	0,10	0,01	5,52	98,91
C9 Aromatics	120,19	14,89	240,87					0,56				0,02	13,47	241,45
C10 Aromatics	134,22	5,17	83,68					0,24				0,01	4,68	83,93
C10+ Aromatics	152,28	1,77	28,66					0,13				0,00	1,61	28,79
Indane	118,18	0,37	6,01					0,08				0,00	0,34	6,09
TOTAL		100	1617,8	100		12,4		114,80	100			194,70	100	1927,30



Tabel B.5 Neraca Massa Debutanizer Juni 1997

Komponen	Column Bottom			Column Top (Dest+Off Gas)					Feed Masuk Debutanizer	
	% massa	massa (ton)	mol (kgmol/hr)	% mol	% massa	massa (ton)	mol (kgmol/hr)	% mol	% massa	massa (ton)
H2	2,165	34,334	709,622	0,463	12,063	6,923	143,088	0,719	2,511	41,258
CH4	2,173	34,457	89,492	0,058	12,106	6,948	18,045	0,091	2,520	41,405
C2H6	2,429	38,518	53,373	0,035	13,533	7,767	10,762	0,054	2,817	46,285
C3H8	3,040	48,210	45,553	0,030	16,939	9,721	9,185	0,046	3,526	57,931
Olefin (C4H8)	2,180	34,564	25,668	0,017	12,144	6,969	5,176	0,026	2,528	41,533
C4H10	3,779	59,926	42,958	0,028	21,055	12,083	8,662	0,044	4,383	72,009
C5H12	2,183	34,608	19,986	0,013	12,159	6,978	4,030	0,020	2,531	41,586
Benzene	9,800	155,390	82,890	0,054	-	-	-	-	9,458	155,390
Toluene	28,340	449,362	203,204	0,133	-	-	-	-	27,350	449,362
EB	3,780	59,936	23,523	0,015	-	-	-	-	3,648	59,936
PX	5,150	81,659	32,048	0,021	-	-	-	-	4,970	81,659
MX	12,260	194,396	76,294	0,050	-	-	-	-	11,832	194,396
OX	6,540	103,699	40,698	0,027	-	-	-	-	6,312	103,699
C9 Aromatics	13,100	207,715	72,007	0,047	-	-	-	-	12,642	207,715
C10 Aromatics	1,700	26,955	8,368	0,005	-	-	-	-	1,641	26,955
C10+ Aromatics	1,090	17,283	4,729	0,003	-	-	-	-	1,052	17,283
Indane	0,290	4,598	1,621	0,001	-	-	-	-	0,280	4,598
TOTAL	100	1585,6	1532,04	1	100	57,39	198,95	1	100	1643

**Tabel B.6 Neraca Massa Debutanizer Desember 1997**

Komponen	Column Bottom			Column Top (Dest+Off Gas)					Feed Masuk Debutanizer	
	%	massa	mol	%	%	massa	mol	%	%	massa
	massa	(ton)	(kgmol/hr)	mol	massa	(ton)	(kgmol/hr)	mol	massa	(ton)
H2	2,378	36,565	755,724	0,478	10,496	7,001	144,691	0,693	2,716	43,566
CH4	2,350	36,133	93,844	0,059	10,372	6,918	17,967	0,086	2,684	43,051
C2H6	2,914	44,796	62,073	0,039	12,859	8,577	11,884	0,057	3,327	53,373
C3H8	5,135	78,940	74,589	0,047	22,659	15,114	14,281	0,068	5,863	94,053
Olefin (C4H8)	2,319	35,645	26,470	0,017	10,232	6,825	5,068	0,024	2,648	42,469
C4H10	5,223	80,301	57,565	0,036	23,050	15,375	11,021	0,053	5,964	95,676
C5H12	2,341	35,995	20,787	0,013	10,332	6,892	3,980	0,019	2,674	42,887
Benzene	7,610	116,996	62,410	0,040	-	-	-	-	7,294	116,996
Toluene	23,690	364,210	164,698	0,104	-	-	-	-	22,705	364,210
EB	3,660	56,269	22,084	0,014	-	-	-	-	3,508	56,269
PX	5,060	77,792	30,531	0,019	-	-	-	-	4,850	77,792
MX	12,010	184,642	72,466	0,046	-	-	-	-	11,511	184,642
OX	6,460	99,316	38,978	0,025	-	-	-	-	6,191	99,316
C9 Aromatics	14,740	226,613	78,558	0,050	-	-	-	-	14,127	226,613
C10 Aromatics	2,360	36,283	11,263	0,007	-	-	-	-	2,262	36,283
C10+ Aromatics	1,450	22,292	6,100	0,004	-	-	-	-	1,390	22,292
Indane	0,300	4,612	1,626	0,001	-	-	-	-	0,288	4,612
TOTAL	100	1537,4	1579,77	1	100	66,7	208,89	1	100	1604,1

Tabel B.7 Neraca Massa Debutanizer Maret 1999

Komponen	Column Bottom			Column Top (Dest+Off Gas)					Feed Masuk Debutanizer	
	% massa	massa (ton)	mol (kgmol/hr)	% mol	% massa	massa (ton)	mol (kgmol/hr)	% mol	% massa	massa (ton)
H2	1,618	26,638	550,545	0,398	10,367	7,205	148,908	0,687	1,973	33,842
CH4	1,631	26,852	69,739	0,050	10,450	7,263	18,863	0,087	1,989	34,114
C2H6	2,258	37,161	51,492	0,037	14,462	10,051	13,927	0,064	2,752	47,212
C3H8	3,576	58,856	55,612	0,040	22,905	15,919	15,042	0,069	4,359	74,775
Olefin (C4H8)	1,589	26,147	19,417	0,014	10,176	7,072	5,252	0,024	1,936	33,219
C4H10	3,322	54,679	39,197	0,028	21,279	14,789	10,602	0,049	4,050	69,468
C5H12	1,618	26,625	15,376	0,011	10,362	7,201	4,159	0,019	1,972	33,826
Benzene	10,081	165,927	88,511	0,064	-	-	-	-	9,673	165,927
Toluene	30,083	495,147	223,909	0,162	-	-	-	-	28,864	495,147
EB	3,710	61,070	23,968	0,017	-	-	-	-	3,560	61,070
PX	5,201	85,597	33,594	0,024	-	-	-	-	4,990	85,597
MX	12,371	203,623	79,915	0,058	-	-	-	-	11,870	203,623
OX	6,271	103,210	40,507	0,029	-	-	-	-	6,017	103,210
C9 Aromatics	12,831	211,195	73,213	0,053	-	-	-	-	12,311	211,195
C10 Aromatics	2,140	35,227	10,936	0,008	-	-	-	-	2,054	35,227
C10+ Aromatics	1,340	22,058	6,035	0,004	-	-	-	-	1,286	22,058
Indane	0,360	5,926	2,089	0,002	-	-	-	-	0,345	5,926
TOTAL	100	1645,9	1384,06	1	100	69,5	216,75	1	100	1715,4

**Tabel B.8 Neraca Massa Debutanizer Nopember 2006**

Komponen	Column Bottom			Column Top (Dest+Off Gas)					Feed Masuk Debutanizer	
	%	massa	mol	%	%	massa	mol	%	%	massa
	massa	(ton)	(kgmol/hr)	mol	massa	(ton)	(kgmol/hr)	mol	massa	(ton)
H2	1,729	27,478	567,913	0,417	12,459	8,310	171,753	0,693	2,145	35,788
CH4	1,744	27,718	71,989	0,053	12,568	8,383	21,771	0,088	2,164	36,101
C2H6	2,109	33,512	46,436	0,034	15,195	10,135	14,043	0,057	2,617	43,646
C3H8	3,301	52,459	49,568	0,036	23,786	15,865	14,991	0,061	4,096	68,324
Olefin (C4H8)	1,738	27,616	20,508	0,015	12,522	8,352	6,202	0,025	2,156	35,968
C4H10	4,040	64,200	46,022	0,034	29,109	19,416	13,918	0,056	5,013	83,616
C5H12	1,798	28,567	16,497	0,012	12,953	8,639	4,989	0,020	2,230	37,206
Benzene	8,180	129,980	69,336	0,051	-	-	-	-	7,792	129,980
Toluene	25,760	409,326	185,100	0,136	-	-	-	-	24,538	409,326
EB	3,640	57,840	22,700	0,017	-	-	-	-	3,467	57,840
PX	4,740	75,319	29,560	0,022	-	-	-	-	4,515	75,319
MX	11,510	182,894	71,780	0,053	-	-	-	-	10,964	182,894
OX	6,400	101,696	39,912	0,029	-	-	-	-	6,097	101,696
C9 Aromatics	15,630	248,361	86,097	0,063	-	-	-	-	14,889	248,361
C10 Aromatics	5,430	86,283	26,785	0,020	-	-	-	-	5,173	86,283
C10+ Aromatics	1,860	29,555	8,087	0,006	-	-	-	-	1,772	29,555
Indane	0,390	6,197	2,185	0,002	-	-	-	-	0,372	6,197
TOTAL	100	1589,0	1360,48	1	119	79,1	247,67	1	100	1668,1

Tabel B.9 Neraca Massa Deetanizer Juni 1997

Komponen	Feed			Steam (Berat)	Off gas			LPG		
	LV- %	mol	Berat		LV- %	mol	Berat	LV- %	mol	Berat
H2	72,89	3436,77	6,87		4,30	8,59	0,02	-	-	-
CH4	9,12	430,12	6,88		2,45	4,90	0,08	-	-	-
C2H6	5,07	239,26	7,18		37,42	74,77	2,24	-	-	-
C3H8	4,14	195,00	8,58		53,82	107,53	4,73	23,86	176,56	7,77
Olefin (C4H8)	2,63	124,25	6,96		0,44	0,88	0,05	1,41	10,43	0,58
C4H10	4,10	193,14	11,20		1,56	3,12	0,18	73,39	543,08	31,50
C5H12	2,05	96,76	6,97		-	-	-	1,31	9,69	0,70
Total	100	4715,30	54,64	6,79	100	199,78	7,30	100	739,78	40,55

Tabel B.10 Neraca Massa Deetanizer Desember 1997

Komponen	Feed			Steam (Berat)	Off gas			LPG		
	LV- %	mol	Berat		LV- %	mol	Berat	LV- %	mol	Berat
H2	71,53	3399,37	6,80		47,68	195,02	0,39	-	-	-
CH4	8,91	423,23	6,77		3,84	15,71	0,25	-	-	-
C2H6	5,00	237,64	7,13		16,68	68,23	2,05	0,12	1,14	0,03
C3H8	5,33	253,31	11,15		21,58	88,27	3,88	45,01	426,04	18,75
Olefin (C4H8)	2,55	121,25	6,79		0,10	0,41	0,02	0,61	5,77	0,32
C4H10	4,68	222,35	12,90		10,06	41,15	2,39	53,19	503,47	29,20
C5H12	2,01	95,40	6,87		0,06	0,25	0,02	1,07	10,13	0,73
			58,40	0,40						

**Tabel B.11 Neraca Massa Deetanizer Maret 1999**

Komponen	Feed			Steam (Berat)	Off gas			LPG		
	LV- %	mol	Berat		LV- %	mol	Berat	LV- %	mol	Berat
H2	71,01	3490,29	6,98		5,78	35,39	0,07	-	-	-
CH4	8,94	439,65	7,03		3,44	21,06	0,34	-	-	-
C2H6	5,62	276,15	8,28		35,48	217,22	6,52	-	-	-
C3H8	5,34	262,50	11,55		53,21	325,77	14,33	27,13	189,24	8,33
Olefin (C4H8)	2,56	125,84	7,05		0,06	0,37	0,02	0,97	6,77	0,38
C4H10	4,50	221,09	12,82		2,03	12,43	0,72	69,79	486,81	28,23
C5H12	2,03	99,73	7,18		-	-	-	2,11	14,72	1,06
Total	100	4915,24	60,90	0,90	100	612,24	22,00	100	697,53	38,00

**Tabel B.12 Neraca Massa Deetanizer Nopember 2006**

Komponen	Feed			Steam (Berat)	Off gas			LPG		
	LV- %	mol	Berat		LV- %	mol	Berat	LV- %	mol	Berat
H2	70,58	4113,24	8,23		5,78	24,61	0,05	-	-	-
CH4	8,87	516,81	8,27		3,44	14,65	0,23	-	-	-
C2H6	5,29	308,46	9,25		35,48	151,07	4,53	-	-	-
C3H8	5,24	305,30	13,43		53,21	226,56	9,97	27,13	290,88	12,80
Olefin (C4H8)	2,56	149,14	8,35		0,06	0,26	0,01	0,97	10,40	0,58
C4H10	5,41	315,12	18,28		2,03	8,64	0,50	69,79	748,27	43,40
C5H12	2,05	119,28	8,59		-	-	-	2,11	22,62	1,63
Total	100	5827,35	74,40	0,69	100	425,79	15,30	100	1072,2	58,41

Tabel B.13 Neraca Massa Platformate Splitter Juni 1997

Komponen	Feed		to Vent Tank		to Sulfolane		to Xylene Fract		to Heavy Platformate	
	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%-massa	Berat	%-massa	Berat
H2	3,486	60,472	29,290	24,050	4,445	36,422	0,000012	0,000077	0,000012	0,000023
CH4	2,090	36,254	4,022	3,302	4,022	32,951	0,000108	0,000695	0,000108	0,000205
C2H6	1,996	34,636	3,842	3,155	3,842	31,480	0,000120	0,000772	0,000120	0,000228
C3H8	2,960	51,349	14,786	12,140	4,786	39,208	0,000002	0,000015	0,000002	0,000005
Olefin (C4H8)	2,033	35,264	3,912	3,212	3,912	32,052	0,000012	0,000077	0,000012	0,000023
C4H10	3,429	59,484	15,688	12,881	5,688	46,602	0,000024	0,000154	0,000024	0,000046
C5H12	2,008	34,836	3,865	3,173	3,865	31,663	0,000010	0,000062	0,000010	0,000018
Benzene	8,431	146,270	7,813	6,416	17,070	139,85	-	-	-	-
Toluene	24,961	433,044	16,782	13,780	50,970	417,60	0,200	1,287	0,200	0,380
EB	4,070	70,612	-	-	0,480	3,933	8,000	51,488	8,000	15,192
PX	5,517	95,722	-	-	0,330	2,704	11,160	71,826	11,160	21,193
MX	13,053	226,465	-	-	0,560	4,588	26,620	171,326	26,620	50,551
OX	7,033	122,020	-	-	0,030	0,246	14,610	94,030	14,610	27,744
C9 Aromatics	14,960	259,551	-	-	-	-	31,140	200,416	31,140	59,135
C10 Aromatics	2,210	38,341	-	-	-	-	4,600	29,606	4,600	8,735
C10+ Aromatics	1,417	24,588	-	-	-	-	2,950	18,986	2,950	5,602
Indane	0,346	6,001	-	-	-	-	0,720	4,634	0,720	1,367
Total	100	1734,91	100	82,11	100	819,3	100	643,6	100	189,899999

**Tabel B.14** Neraca Massa Platformate Splitter Desember 1997

Komponen	Feed		to Vent Tank		to Sulfolane		to Xylene Fract		to Heavy Platformate	
	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat
H2	8,075	139,870	21,382	2,502	16,325	137,35	0,0024	0,0151	0,002	0,006
CH4	1,249	21,642	7,885	0,923	2,457	20,672	0,0054	0,0337	0,005	0,014
C2H6	1,150	19,922	6,997	0,819	2,267	19,073	0,0034	0,0213	0,003	0,009
C3H8	1,689	29,255	12,255	1,434	3,266	27,475	0,0394	0,2450	0,039	0,102
Olefin (C4H8)	1,167	20,214	3,997	0,468	2,341	19,694	0,0059	0,0368	0,006	0,015
C4H10	2,145	37,150	13,859	1,622	4,221	35,513	0,0017	0,0107	0,002	0,004
C5H12	1,185	20,528	10,617	1,242	2,291	19,271	0,0016	0,0101	0,002	0,004
Benzene	8,222	142,413	14,996	1,755	16,718	140,66	0	0,0000	0,000	0,000
Toluene	23,661	409,831	8,012	0,937	47,555	400,10	1,0	6,2130	1,000	2,579
EB	3,929	68,057	-	-	0,670	5,636	7,1	44,1123	7,101	18,308
PX	6,158	106,663	-	-	0,640	5,384	11,52	71,5738	11,521	29,705
MX	12,959	224,461	-	-	1,130	9,506	24,45	151,9079	24,452	63,046
OX	7,124	123,388	-	-	0,120	1,010	13,92	86,4850	13,921	35,894
C9 Aromatics	16,105	278,957	-	-	-	-	31,73	197,1385	31,733	81,819
C10 Aromatics	3,056	52,925	-	-	-	-	6,02	37,4023	6,021	15,523
C10+ Aromatics	1,741	30,155	-	-	-	-	3,43	21,3106	3,430	8,845
Indane	0,386	6,682	-	-	-	-	0,76	4,7219	0,760	1,960
Total	100	1732,112	100	11,7	100	841,34	100	621,24	100	257,833



Tabel B.15 Neraca Massa Platformate Splitter Maret 1999

Komponen	Feed		to Vent Tank		to Sulfolane		to Xylene Fract		to Heavy Platformate	
	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat
H2	8,304	151,809	33,543	30,222	16,523	121,58	0,0010	0,0090	0,001	0,001
CH4	1,021	18,658	7,887	7,106	1,567	11,528	0,0024	0,0209	0,002	0,003
C2H6	0,878	16,055	6,432	5,795	1,392	10,245	0,0015	0,0130	0,001	0,002
C3H8	1,561	28,540	12,806	11,538	2,309	16,986	0,0015	0,0136	0,002	0,002
Olefin (C4H8)	0,736	13,459	3,009	2,711	1,460	10,744	0,0005	0,0042	0,000	0,001
C4H10	1,963	35,887	13,785	12,420	3,185	23,436	0,0031	0,0277	0,003	0,004
C5H12	1,089	19,904	10,544	9,500	1,414	10,404	0,0000	0,0002	0,000	0,000
Benzene	7,901	144,432	-	-	18,650	137,23	0,0000	0,0000	0,000	0,000
Toluene	22,083	403,694	7,997	7,205	50,970	375,04	2,5000	22,1550	2,501	2,900
EB	4,458	81,498	-	3,602	0,670	4,93	7,6400	67,7057	7,642	8,862
PX	6,853	125,274	-	-	0,640	4,709	12,0300	106,6099	12,032	13,955
MX	14,977	273,797	-	-	1,130	8,315	26,4900	234,7544	26,495	30,728
OX	7,832	143,175	-	-	0,090	0,662	14,2200	126,0176	14,223	16,495
C9 Aromatics	15,931	291,239	-	-	-	-	29,0600	257,5297	29,066	33,710
C10 Aromatics	2,440	44,598	-	-	-	-	4,4500	39,4359	4,451	5,162
C10+ Aromatics	1,519	27,761	-	-	-	-	2,7700	24,5477	2,771	3,213
Indane	0,444	8,118	-	-	-	-	0,8100	7,1782	0,810	0,940
Total	100	1827,9	96,002	90,100	100,000	735,80	100	886,02	100	115,977

**Tabel B.16 Neraca Massa Platformate Splitter Nopember 2006**

Komponen	Feed		to Vent Tank		to Sulfolane		to Xylene Fract		to Heavy Platformate	
	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%- massa	Berat	%-massa	Berat
H2	9,442	159,556	-	-	19,426	159,45	0,0124	0,0994	0,012	0,008
CH4	0,818	13,818	-	-	1,669	13,697	0,0139	0,1117	0,014	0,009
C2H6	0,727	12,285	-	-	1,483	12,172	0,0129	0,1035	0,013	0,009
C3H8	1,201	20,294	-	-	2,459	20,182	0,0130	0,1042	0,013	0,009
Olefin (C4H8)	0,761	12,867	-	-	1,555	12,765	0,0118	0,0943	0,012	0,008
C4H10	1,655	27,973	-	-	3,392	27,844	0,0148	0,1189	0,015	0,010
C5H12	0,737	12,459	-	-	1,506	12,361	0,0112	0,0902	0,011	0,008
Benzene	7,844	132,559	-	-	16,150	132,56	-	-	-	-
Toluene	25,147	424,962	-	-	51,520	422,88	0,2400	1,9257	0,240	0,160
EB	3,776	63,812	-	-	0,330	2,709	7,0307	56,4073	7,031	4,697
PX	5,036	85,098	-	-	0,170	1,395	9,6310	77,2692	9,631	6,433
MX	12,026	203,235	-	-	0,320	2,627	23,0823	185,1894	23,082	15,419
OX	6,712	113,419	-	-	0,020	0,164	13,0313	104,5501	13,031	8,705
C9 Aromatics	16,094	271,969	-	-	-	-	31,2931	251,0648	31,293	20,904
C10 Aromatics	5,005	84,572	-	-	-	-	9,7310	78,0716	9,731	6,500
C10+ Aromatics	2,613	44,155	-	-	-	-	5,0805	40,7609	5,081	3,394
Indane	0,406	6,867	-	-	-	-	0,7901	6,3388	0,790	0,528
Total	100	1689,9	0,000	0,000	100	820,8	100	802,3	100	66,8

Tabel B.17 Charge Heater (84-F-201)

Tahun	Charge Stock (T/D)	Fuel Fired (T/D)	Tubular Area (ft <sup>2</sup> )	Recycle H <sup>2</sup> (%-mole)	H <sup>2</sup> /HC (mole/mole)	Charge Stock MW	$\Delta T$ (°F)	CH Duty BTU/h	Heat Flux (BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Heat Release BTU/h	Thermal Efficiency (%)
Jun-97	1782,1	28,91	165,8	85,24	3,4	116,17	246,02	3,905E+07	21880,27	4,469E+07	87,38
Dec-97	1792,7	29,53		83,33	2,89	117,71	253,4	4,313E+07	24164,37	4,589E+07	93,97
Mar-99	1801,4	28,9		88,84	3,69	115,07	255,38	3,860E+07	21631,42	4,443E+07	86,88
Nov-06	1927,3	29,5		82,73	2,18	118,34	250,7	4,348E+07	24363,84	4,659E+07	93,34

Tabel B.18 Inter Heater 1 (84-F-201)

Tahun	Charge Stock (T/D)	Fuel Fired (T/D)	Tubular Area (ft <sup>2</sup> )	Recycle H <sup>2</sup> (%-mole)	H <sup>2</sup> /HC (mole/mole)	Charge Stock MW	$\Delta T$ (°F)	CH Duty BTU/h	Heat Flux (BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Heat Release BTU/h	Thermal Efficiency (%)
Jun-97	1782,1	19,74	251,7	85,24	3,4	116,17	142,34	2,230E+07	12497,61	3,051E+07	73,09
Dec-97	1792,7	19,24		83,33	2,89	117,71	142,88	2,365E+07	13251,97	2,990E+07	79,09
Mar-99	1801,4	19,91		88,84	3,69	115,07	145,94	2,163E+07	12121,17	3,061E+07	70,67
Nov-06	1927,3	19,67		82,73	2,18	118,34	152,24	2,575E+07	14428,67	3,106E+07	82,90

**Tabel B.19** Inter Heater 2 (84-F-201)

Tahun	Charge Stock (lb/h)	Fuel Fired (T/D)	Tubular Area (ft <sup>2</sup> )	Recycle H <sup>2</sup> (%-mole)	H <sup>2</sup> /HC (mole/mole)	Charge Stock MW	ΔT (°F)	CH Duty BTU/h	Heat Flux (BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Heat Release BTU/h	Thermal Efficiency (%)
Jun-97	1782,1	14,49		85,24	3,4	116,17	102,38	1,581E+07	8856,24	2,240E+07	70,56
Dec-97	1792,7	14,55		83,33	2,89	117,71	97,88	1,609E+07	9016,30	2,261E+07	71,16
Mar-99	1801,4	14,2	165,8	88,84	3,69	115,07	96,62	1,332E+07	7465,64	2,183E+07	61,03
Nov-06	1927,3	15,57		82,73	2,18	118,34	109,22	1,824E+07	10222,29	2,459E+07	74,20

**Tabel B.20** Inter Heater 3 (84-F-201)

Tahun	Charge Stock (lb/h)	Fuel Fired (T/D)	Tubular Area (ft <sup>2</sup> )	Recycle H <sup>2</sup> (%-mole)	H <sup>2</sup> /HC (mole/mole)	Charge Stock MW	ΔT (°F)	CH Duty BTU/h	Heat Flux (BTU/h/ft <sup>2</sup> )	Heat Release BTU/h	Thermal Efficiency (%)
Jun-97	1782,1	8,93		85,24	3,4	116,17	64,4	9,013E+06	5050,08	1,380E+07	65,29
Dec-97	1792,7	9,05		83,33	2,89	117,71	60,98	9,092E+06	5094,38	1,407E+07	64,64
Mar-99	1801,4	9,14	134,2	88,84	3,69	115,07	57,92	7,146E+06	4004,14	1,405E+07	50,85
Nov-06	1927,3	9,47		82,73	2,18	118,34	66,92	1,054E+07	5903,31	1,495E+07	70,45

<<<< HALAMAN INI SENGAJA DIKOSONGKAN >>>>

**LAMPIRAN C**  
**LANGKAH - LANGKAH PERHITUNGAN**

**C.1 CATALYST ACTIVITY**

**Juni 1997 (Base Case)**

a. **Process Condition**

Catalyst		R - 134
RONC		105,3
LHSV, hr-1		1,28
Feed N, LV-%		41,44
A, LV-%		15,71
N + 3,5A		96,43
Actual WAIT	, °C	526

b. **From Figure III-1 (UOP Operating Manual)**

SOR WAIT at 1,0 LHSV = 507 °C

c. **From Figure III-2 (UOP Operating Manual)**

Correction 1,0 to 1,9 LHSV = 6 °C

d. **SOR WAIT requirement**

SOR WAIT = 513 °C

e. **Delta WAIT = actual WAIT - SOR WAIT**

= 13

**Desember 1997**

a. **Process Condition**

Catalyst		R - 134
RONC		105,3
LHSV, hr-1		1,28
Feed N, LV-%		37,81
A, LV-%		15,25
N + 3.5A		96,43
Actual WAIT	, °C	519

b. **From Figure III-1 (UOP Operating Manual)**

SOR WAIT at 1.0 LHSV = 507 °C

- c. **From Figure III-2 (UOP Operating Manual)**  
Correction 1.0 to 1.9 LHSV = 6 °C
- d. **SOR WAIT requirement**  
SOR WAIT = 513
- e. **Delta WAIT** = actual WAIT - SOR WAIT  
= 6 °C

**Maret 1999**

- a. **Process Condition**
- |                  |         |  |
|------------------|---------|--|
| Catalyst         | R - 134 |  |
| RONC             | 105,3   |  |
| LHSV, hr-1       | 1,28    |  |
| Feed N, LV-%     | 43,52   |  |
| A, LV-%          | 20,13   |  |
| N + 3.5A =       | 96,43   |  |
| Actual WAIT , °C | 516     |  |
- b. **From Figure III-1 (UOP Operating Manual)**  
SOR WAIT at 1.0 LHSV = 507 °C
- c. **From Figure III-2 (UOP Operating Manual)**  
Correction 1.0 to 1.9 LHSV = 6 °C
- d. **SOR WAIT requirement**  
SOR WAIT = 513 °C
- e. **Delta WAIT** = actual WAIT - SOR WAIT  
= 3,0 °C

**Nopember 2006**

- a. **Process Condition**
- |              |         |
|--------------|---------|
| Catalyst     | R - 134 |
| RONC         | 105,3   |
| LHSV, hr-1   | 1,28    |
| Feed N, LV-% | 37,42   |
| A, LV-%      | 17,58   |

	N + 3.5A	=		96,43
	Actual			
	WAIT	, °C		526
b.	<b>From Figure III-1 (UOP Operating Manual)</b>			
	SOR WAIT at 1.0 LHSV	=	507	°C
c.	<b>From Figure III-2 (UOP Operating Manual)</b>			
	Correction 1.0 to 1.9 LHSV	=	6	°C
d.	<b>SOR WAIT requirement</b>			
	SOR WAIT	=	513	
e.	<b>Delta WAIT</b>	=	actual WAIT - SOR WAIT	
		=	13	°C

## C.2 CATALYST SELECTIVITY

1 a.	Process Condition	Base	Case A (Des- 1997)
	RONC	105,3	103,9
	Naphtene , LV-%	41,44	37,81
	Aromatic , LV-%	15,71	15,25
	N+2A , LV-%	72,86	68,31
	Avg. Rx. Press, kg/cm <sup>2</sup> g	6,8	
	End		
	Boiling ,		
	Point °C	166	170 (Light-boiling- range)
b.	<b>Averages</b>		
	RONC	104,6	
	N+2A	70,585	
c.	<b>RONC Effect, Figure III-8</b>		
1	C5+ Yield decrease		
	= -1,38 LV-%/RONC		
2	Yield Delta	= -1,38	2



$$= -2,76 \quad \text{LV-\%}$$

d. **N+2A Effect, Figure III-9**

$$\begin{aligned} 1 \quad \text{C5+ Yield increase} \\ &= 0,28 \quad \text{LV-\%/N+2A} \\ 2 \quad \text{Yield Delta} &= 0,28 \quad -6 \\ &= -1,68 \quad \text{LV-\%} \end{aligned}$$

e. **Pressure Effect, Figure III-10**

$$\begin{aligned} 1 \quad \text{C5+ Yield increase} \\ &= 4,2 \quad \text{LV-\%/7 kc/cm}^2\text{g} \\ 2 \quad \text{Yield Delta} &= 4,2 \quad 2 \quad / \quad 7 \\ &= 1,2 \quad \text{LV-\%} \end{aligned}$$

f. **Overall Yield Change**

$$\text{Net Yield Delta} = -3,24 \quad \begin{matrix} \text{LV-\%} \\ \text{Total} \end{matrix}$$

2 a. **Process Condition**

	Base	Case B (Mar- 1999)
RONC	105,3	104,5
Naphtene , LV-%	41,44	43,52
Aromatic , LV-%	15,71	20,13
N+2A , LV-%	72,86	63,65
Avg. Rx. Press, kg/cm <sup>2</sup> g	6,8	
End Boiling , Point °C	166	169 (Light-boiling- range)

b. **Averages**

RONC	104,9
N+2A	68,255

c. **RONC Effect, Figure III-8**

$$\begin{aligned} 1 \quad \text{C5+ Yield decrease} \\ &= -1,41 \quad \text{LV-\%/RONC} \\ 2 \quad \text{Yield Delta} &= -1,41 \quad 2 \end{aligned}$$

$$= -2,82 \quad \text{LV-\%}$$

**d. N+2A Effect, Figure III-9**

$$\begin{aligned} 1 \quad \text{C5+ Yield increase} & \\ &= 0,385 \quad \text{LV-\%/N+2A} \\ 2 \quad \text{Yield Delta} &= 0,385 \quad -6 \\ &= -2,31 \quad \text{LV-\%} \end{aligned}$$

**e. Pressure Effect, Figure III-10**

$$\begin{aligned} 1 \quad \text{C5+ Yield increase} & \\ &= 4,8 \quad \text{LV-\%/7 kc/cm}^2\text{g} \\ 2 \quad \text{Yield Delta} &= 4,8 \quad 2 \quad / \quad 7 \\ &= 1,37 \quad \text{LV-\%} \end{aligned}$$

**f. Overall Yield Change**

$$\text{Net Yield Delta} = -3,76 \quad \text{LV-\%}$$

<b>3 a. Process Condition</b>	<b>Base</b>	<b>Case C</b>
	<b>Case</b>	<b>(Nop-2006)</b>
RONC	105,3	103
Naphtene , LV-%	41,44	37,42
Aromatic , LV-%	15,71	17,58
N+2A , LV-%	72,86	72,58
Avg. Rx. Press, kg/cm <sup>2</sup> g	6,8	
End		
Boiling ,		
Point °C	166	177
		<b>(Full-boiling-range)</b>
<b>b. Averages</b>		
RONC	104,15	
N+2A	72,72	
<b>c. RONC Effect, Figure III-4</b>		
1 C5+ Yield decrease		
= -1,4	LV-\%/RONC	

$$\begin{aligned}
 2 \text{ Yield Delta} &= -1,4 && 2 \\
 &= -2,8 \text{ LV-\%}
 \end{aligned}$$

**d. N+2A Effect, Figure III-5**

$$\begin{aligned}
 1 \text{ C5+ Yield increase} & && \\
 &= 0,25 \text{ LV-\%/N+2A} && \\
 2 \text{ Yield Delta} &= 0,25 && -6 \\
 &= -1,5 \text{ LV-\%}
 \end{aligned}$$

**e. Pressure Effect, Figure III-6**

$$\begin{aligned}
 1 \text{ C5+ Yield increase} & && \\
 &= 2,4 \text{ LV-\%/7 kc/cm}^2\text{g} && \\
 2 \text{ Yield Delta} &= 2,4 \cdot 2 / 7 && \\
 &= 0,69 \text{ LV-\%}
 \end{aligned}$$

**f. Overall Yield Change**

$$\text{Net Yield Delta} = -3,61 \text{ LV-\%}$$

### C.3 CATALYST STABILITY

1 a. Process Condition	Base Case	Case A (Des-1997)
Charge rate , Ton day	1782,1	1792,7
Naphtene , LV-%	41,44	37,81
Aromatic , LV-%	15,71	15,25
N-A , LV-%	57,15	53,06
End Boiling Point , °C	166	170
Total H <sub>2</sub> HC ratio , mol mol	3,4	2,89
Avg. Rx. Press. kg cm <sup>2</sup> g	6,8	
C <sub>2</sub> RONC	105,3	103,9
CCR , kg hr	294,78	226,8
Spent Catalyst Coke , wt-%	3,35	5,46

#### b. Coke Laydown Rate (Base Case)

Coke Laydown Rate

$$= \frac{\text{Spent Catalyst Coke}}{(100 - \text{Spent Catalyst Coke})} \times \text{CCR}$$

$$= \frac{3,35}{(100 - 3,35)} \times 226,8$$

$$= 7,86 \text{ kg coke hr}$$

## c. Coke Laydown Rate (New Case)

Relative Coking Factor :

RONC	(Fig. 16)
N-A	(Fig. 17)
EP	(Fig. 18)
Pressure	(Fig. 19)
H <sub>2</sub> HC	(Fig. 20)
Relative Coking Factor Base Case	(RCF <sub>B</sub> )
Relative Coking Factor New Case	(RCF <sub>N</sub> )

Coke Laydown Rate  
(New Case)

$$\begin{aligned}
 &= \text{Coke Laydown Rate (Base Case)} \times \frac{T \text{ day}_N}{T \text{ day}_B} \times \frac{\text{RONC RCF}_N}{\text{RCF}_B} \times \frac{\text{N+A RCF}_N}{\text{RCF}_B} \\
 &\quad \times \frac{\text{EP RCF}_N}{\text{RCF}_B} \times \frac{\text{Pressure RCF}_N}{\text{RCF}_B} \times \frac{\text{H}_2/\text{HC RCF}_N}{\text{RCF}_B} \\
 &= 103,9 \times 7,86 \times \frac{1792,7}{1782,1} \times \frac{2,36}{2,38} \times \frac{0,78}{0,72} \times \frac{1,11}{1,05} \times \\
 &\quad 105,3 \times \frac{1}{1,1} \quad (\text{Karena Av. Pressure sama, maka RCF Pressure} = 1) \\
 &= 10,791725 \text{ kg hr coke}
 \end{aligned}$$

2 a. Process Condition	Base Case	Case A (Mar-1999)
Charge rate , Ton day	1782,1	1801,4
Naphtene , LV-%	41,44	43,52
Aromatic , LV-%	15,71	20,13
N-A , LV-%	57,15	63,65
End Boiling Point , °C	166	169
Total H <sub>2</sub> :HC ratio , mol mol	3,4	3,69
Avg. Rx. Press, kg cm <sup>2</sup> g	6,8	
C <sub>2</sub> <sup>-</sup> RONC	105,3	104,5
CCR , kg hr	294,78	226,8
Spent Catalyst Coke , wt-%	3,35	5,24

b. **Coke Laydown Rate (Base Case)**

$$\begin{aligned} \text{Coke Laydown Rate} &= \frac{\text{Spent Catalyst Coke}}{(100 - \text{Spent Catalyst Coke})} \times \text{CCR} \\ &= \frac{3,35}{(100 - 3,35)} \times 294,78 \\ &= 10,22 \text{ kg coke hr} \end{aligned}$$

c. **Coke Laydown Rate (New Case)**

Relative Coking Factor :

RONC (Fig. 16)

N-A (Fig. 17)

EP (Fig. 18)

Pressure (Fig. 19)

H<sub>2</sub>:HC (Fig. 20)

Relative Coking Factor Base Case (RCF<sub>B</sub>)

Relative Coking Factor New Case (RCF<sub>N</sub>)

Coke Laydown Rate  
(New Case)

$$\begin{aligned}
 &= \text{Coke Laydown Rate (Base Case)} \times \frac{T/\text{day}_N}{T/\text{day}_B} \times \frac{\text{RONC}}{\text{RCF}_B} \times \frac{N+A}{\text{RCF}_B} \\
 &\quad \frac{\text{EP}}{\text{RCF}_B} \times \frac{\text{Pressure}}{\text{RCF}_B} \times \frac{\text{H}_2/\text{HC}}{\text{RCF}_B} \\
 103,9 &= 10,2 \times \frac{1801,4}{1782,1} \times \frac{2,38}{2,38} \times \frac{0,652}{0,72} \times \frac{1,1}{1,05} \\
 105,3 & \\
 &\quad 1 \times \frac{0,96}{1,1} \quad (\text{Karena Av. Pressure sama, maka RCF Pressure} = 1) \\
 &= 9,44 \text{ kg/hr coke}
 \end{aligned}$$

d. Spent Catalyst Coke (New Case)

Spent Catalyst Coke

$$= \frac{\text{Coke Laydown Rate (New Case)}}{\text{CCR} - \text{Coke Laydown Rate (New Case)}} \times 100 \%$$

3 a. Process Condition	Base Case	Case A (Nop-2006)
Charge rate, Ton day	1782,1	1927,3
Naphtene, LV-%	41,44	37,42
Aromatic, LV-%	15,71	17,58
N-A, LV-%	57,15	55
End Boiling Point, °C	166	177
Total H <sub>2</sub> /HC ratio, mol mol	3,4	2,18
Avg. Rx. Press, kg cm <sup>2</sup> /g	6,8	
C <sub>2</sub> <sup>-</sup> RONC	105,3	103
CCR, kg hr	294,78	226,8
Spent Catalyst Coke, wt-%	3,35	5,28

b. **Coke Laydown Rate (Base Case)**

$$\text{Coke Laydown Rate} = \frac{\text{Spent Catalyst Coke}}{(100 - \text{Spent Catalyst Coke})} \times \text{CCR}$$

$$= \frac{3,35}{(100 - 3,35)} \times 294,78$$

$$= 10,22 \text{ kg coke hr}$$

c. **Coke Laydown Rate (New Case)**

Relative Coking Factor :

RONC (Fig. 16)

N-A (Fig. 17)

EP (Fig. 18)

Pressure (Fig. 19)

H<sub>2</sub>/HC (Fig. 20)

Relative Coking Factor Base Case (RCF<sub>B</sub>)

Relative Coking Factor New Case (RCF<sub>N</sub>)





Coke Laydown Rate  
(New Case)

$$\begin{aligned}
 &= \text{Coke Laydown Rate (Base Case)} \times \frac{T \text{ day}_N}{T \text{ day}_B} \times \frac{RONC}{RCF_B} \times \frac{N+A}{RCF_B} \\
 &\quad \times \frac{EP}{RCF_B} \times \frac{\text{Pressure}}{RCF_B} \times \frac{H_2/HC}{RCF_B} \\
 103,9 &= 10,2 \times \frac{1927,3}{1782,1} \times \frac{2,02}{2,38} \times \frac{0,75}{0,72} \times \frac{1,1}{1,06} \\
 105,3 &= 1 \times \frac{1,31}{1,1} \quad (\text{Karena Av. Pressure sama, maka RCF Pressure} = 1) \\
 &= 13,7 \text{ kg hr coke}
 \end{aligned}$$

d. Spent Catalyst Coke (New Case)

Spent Catalyst Coke

$$\begin{aligned}
 &= \frac{\text{Coke Laydown Rate (New Case)}}{\text{CCR} - \text{Coke Laydown Rate (New Case)}} \times 100 \% \\
 &= \frac{13,656}{226,8 - 13,7} \times 100 \% \\
 &= 5,679 \text{ wt-\% coke}
 \end{aligned}$$

## C.4 HEATER

	Juni	1997		
<b>Pre-Heater</b>				
Delta T		118,9	C =	246,02 F
H <sub>2</sub> /HC ratio		3,4	mole/mole	
Recycle gas H <sub>2</sub> Purity		85,24	%-mole	
Charge Stock		1782,1	T/D =	148508,3 lb/h
Fuel Fired		28,91	T/D =	2409,167 lb/h
Tubular Area		165,8	m <sup>2</sup> =	1784,66 ft <sup>2</sup>
Charge Stock Molecular Weight		116,17		

Dari Fig. III - 22 A (UOP Operating Manual)

$$\begin{aligned} \text{Heat Reaction} &= 102 \quad (246,02/100) \\ &= 250,9404 \quad \text{BTU/lb} \end{aligned}$$

Dari Fig. III - 22 B

$$\begin{aligned} \text{Correction MW} \\ &= 12 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Correct Heat Reaction} \\ &= 262,94 \quad \text{BTU/lb} \end{aligned}$$

$$\text{CH Duty} = 3,905\text{E}+07 \quad \text{BTU/h}$$

$$\text{Heat Flux} = 21880,27 \quad \text{BTU/h/ft}^2$$

$$\text{SG Fuel Fired} = 0,81$$

$$\text{°API} = 43,19$$

Dari Fig. A1.9 (D.S. Jones)

$$\begin{aligned} \text{LHV (heat release)} &= 18550 \quad \text{BTU/lb} \\ &= 4,469\text{E}+07 \quad \text{BTU/h} \end{aligned}$$

$$\text{Thermal Efficiency} = \frac{\text{CH Duty}}{\text{LHV(Heat Release)}} \times 100\%$$

$$= 87,377 \%$$

Juni 1997

**InterHeater 1**

Delta T	61,3	C =	142,34 F
H <sub>2</sub> /HC ratio	3,4	mole/mole	
Recycle gas H <sub>2</sub> Purity	85,24	%-mole	
Charge Stock	1782,1	T/D =	148508,3 lb/h
Fuel Fired	19,74	T/D =	1645 lb/h
Tubular Area	251,7	m <sup>2</sup> =	1784,66 ft <sup>2</sup>
Charge Stock Molecular Weight	116,17		

Dari Fig. III - 22 A (UOP Operating Manual)

$$\begin{aligned} \text{Heat Reaction} &= 102 \quad (142,34/100) \\ &= 145,1868 \quad \text{BTU/lb} \end{aligned}$$

Dari Fig. III - 22 B

Correction MW

$$= 5$$

Correct Heat Reaction

$$= 150,19 \quad \text{BTU/lb}$$

CH Duty = 2,230E+07 BTU/h

Heat Flux = 12497,61 BTU/h/ft<sup>2</sup>

SG Fuel Fired

0,81

°API

43,19

Dari Fig. A1.9 (D.S. Jones)

LHV (heat release) = 18550 BTU/lb

$$= 3,051E+07 \quad \text{BTU/h}$$

Thermal Efficiency =  $\frac{\text{CH Duty}}{\text{LHV(Heat Release)}} \times 100\%$

$$= 73,092 \quad \%$$

Juni 1997

InterHeater 2

Delta T	39,1	C =	102,38 F
H <sub>2</sub> /HC ratio	3,4	mole/mole	
Recycle gas H <sub>2</sub> Purity	85,24	%-mole	
Charge Stock	1782,1	T/D =	148508,3 lb/h
Fuel Fired	14,49	T/D =	1207,5 lb/h
Tubular Area	165,8	m <sup>2</sup> =	1784,66 ft <sup>2</sup>
Charge Stock Molecular Weight	116,17		

Dari Fig. III - 22 A (UOP Operating Manual)

$$\begin{aligned} \text{Heat Reaction} &= 102 \quad (102,38/100) \\ &= 104,4276 \quad \text{BTU/lb} \end{aligned}$$

Dari Fig. III - 22 B

$$\begin{aligned} \text{Correction MW} \\ &= 2 \end{aligned}$$

Correct Heat Reaction

$$\begin{aligned} &= 106,43 \quad \text{BTU/lb} \\ \text{CH Duty} &= 1,581\text{E}+07 \quad \text{BTU/h} \\ \text{Heat Flux} &= 8856,24 \quad \text{BTU/h ft}^2 \end{aligned}$$

SG Fuel Fired 0,81

°API 43,19

Dari Fig. A1.9 (D.S. Jones)

$$\begin{aligned} \text{LHV (heat release)} &= 18550 \quad \text{BTU/lb} \\ &= 2,240\text{E}+07 \quad \text{BTU/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Thermal Efficiency} &= \frac{\text{CH Duty}}{\text{LHV(Heat Release)}} \times 100\% \\ &= 70,56 \quad \% \end{aligned}$$

Juni		1997	
<b>InterHeater 3</b>			
Delta T	18	C =	64,4 F
H <sub>2</sub> /HC ratio	3,4	mole/mole	
Recycle gas H <sub>2</sub> Purity	85,24	%-mole	
Charge Stock	1782,1	T/D =	148508,3 lb/h
Fuel Fired	8,93	T/D =	744,1667 lb/h
Tubular Area	134,2	m <sup>2</sup> =	1784,66 ft <sup>2</sup>
Charge Stock Molecular Weight	116,17		

Dari Fig. III - 22 A (UOP Operating Manual)

$$\begin{aligned} \text{Heat Reaction} &= 102 \quad (64,4/100) \\ &= 65,688 \quad \text{BTU/lb} \end{aligned}$$

Dari Fig. III - 22 B

$$\begin{aligned} \text{Correction MW} \\ &= -5 \end{aligned}$$

Correct Heat Reaction

$$\begin{aligned} &= 60,69 \text{ BTU/lb} \\ \text{CH Duty} &= 9,013\text{E}+06 \text{ BTU/h} \\ \text{Heat Flux} &= 5050,08 \text{ BTU/h/ft}^2 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{SG Fuel Fired} &0,81 \\ \text{°API} &43,19 \end{aligned}$$

Dari Fig. A1.9 (D.S. Jones)

$$\begin{aligned} \text{LHV (heat release)} &= 18550 \text{ BTU/lb} \\ &= 1,380\text{E}+07 \text{ BTU/h} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \text{Thermal Efficiency} &= \frac{\text{CH Duty}}{\text{LHV(Heat Release)}} \times 100\% \end{aligned}$$

$$= 65,29 \%$$

## C.5 STEAM REQUIREMENT

### DEETANIZER REBOILER

JUNI 1997

Steam Requirement

$$\text{Mass rate} = 6,79 \quad \text{T/D} = 565,8 \text{ lb/h}$$

$$\text{Pressure} = 21,3 \quad \text{kg/cm}^2 = 302,96 \text{ Psia}$$

$$\text{Condensate out at} = 142 \quad ^\circ\text{C} = 288 \quad ^\circ\text{F}$$

Dari Steam Tables :

$$\text{Heat in Steam} = 1236,11 \text{ BTU/lb (Steam Table)}$$

$$\text{Heat in} = 255,6 \text{ BTU/lb}$$

Condensate

$$\text{Reboiler Duty} = 5,5\text{E}+05 \text{ BTU/h}$$

$$= 1,4\text{E}+05 \text{ kcal/h}$$

DESEMBER 1997

Steam Requirement

$$\text{Mass rate} = 0,4 \quad \text{T/D} = 33,33 \text{ lb/h}$$

$$\text{Pressure} = 21,3 \quad \text{kg/cm}^2 = 302,96 \text{ Psia}$$

$$\text{Condensate out at} = 142 \quad ^\circ\text{C} = 288 \quad ^\circ\text{F}$$

Dari Steam Tables :

$$\text{Heat in Steam} = 1236,11 \text{ BTU/lb (Steam Table)}$$

$$\text{Heat in} = 255,6 \text{ BTU/lb}$$

Condensate

$$\text{Reboiler Duty} = 3,3\text{E}+04 \text{ BTU/h}$$

$$= 8,2\text{E}+03 \text{ kcal/h}$$

**MARET 1999**

## Steam Requirement

$$\text{Mass rate} = 0,9 \quad \text{T/D} = 75,00 \text{ lb/h}$$

$$\text{Pressure} = 21,3 \quad \text{kg/cm}^2 = 302,96 \text{ Psia}$$

$$\text{Condensate out at} = 142 \quad ^\circ\text{C} = 288 \quad ^\circ\text{F}$$

## Dari Steam Tables :

$$\text{Heat in Steam} = 1236,11 \text{ BTU/lb (Steam Table)}$$

$$\text{Heat in} = 255,6 \text{ BTU/lb}$$

Condensate

$$\text{Reboiler Duty} = 7,4\text{E}+04 \text{ BTU/h}$$

$$= 1,9\text{E}+04 \text{ kcal/h}$$

**NOPEMBER****2006**

## Steam Requirement

$$\text{Mass rate} = 0,69 \quad \text{T/D} = 57,50 \text{ lb/h}$$

$$\text{Pressure} = 21,3 \quad \text{kg/cm}^2 = 302,96 \text{ Psia}$$

$$\text{Condensate out at} = 142 \quad ^\circ\text{C} = 288 \quad ^\circ\text{F}$$

## Dari Steam Tables :

$$\text{Heat in Steam} = 1236,11 \text{ BTU/lb (Steam Table)}$$

$$\text{Heat in} = 255,6 \text{ BTU/lb}$$

Condensate

$$\text{Reboiler Duty} = 5,6\text{E}+04 \text{ BTU/h}$$

$$= 1,4\text{E}+04 \text{ kcal/h}$$

## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**FARHAN SURURY** dilahirkan di kota Surabaya yang terletak di propinsi Jawa Timur pada tanggal 14 Juli 1985. Mulai mengenyam pendidikan di TK Petrokimia Gresik pada Tahun 1989. Tahun 1997 lulus SDN Petrokimia No. 13 Gresik. Tahun 2000 lulus SLTPN 1 Gresik dan dilanjutkan ke SMU Internat Al-Kausar. Pada level kuliah ia memilih Jurusan Teknik Kimia ITS. Penulis memilih Laboratorium Proses Pemisahan dan selanjutnya mengerjakan buku ini sebagai pra syarat Sarjana. Selama kuliah ia berusaha untuk selalu bersemangat, rajin, gaul, dan bersikap apa adanya.

Selain kuliah penulis juga aktif di bidang organisasi diantaranya Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (*HIMATEKK*), Badan Eksekutif Mahasiswa (BEM), dan terakhir adalah Futsal de Club Teknik Kimia (*FDC*).

### **DATA PRIBADI PENULIS**

Nama	: Farhan Surury
Tempat /tanggal lahir	: Surabaya, 14 Juli 1985
Alamat	: Mojoklanggru Wetan III/30
No handphone	: 08563311107
Email	: <a href="mailto:farhansurury@yahoo.co.id">farhansurury@yahoo.co.id</a>



## RIWAYAT HIDUP PENULIS



**MUHAMAD FARIZ FAILAKA** dilahirkan di kota Tegal, propinsi Jawa Tengah pada hari Jumat tanggal 26 April 1985. Mulai menjalani pendidikan di SD 1 YPK Bontang, kemudian SMP 1 YPK Bontang dan selanjutnya SMU Taruna Nusantara Magelang. Kemudian ia memilih jurusan Teknik Kimia ITS. Penulis menyelesaikan tugas akhir dan skripsinya di Laboratorium Proses Pemisahan dan selanjutnya mengerjakan buku ini untuk

mendapatkan gelar Sarjana Teknik (ST). Selama kuliah ia dikenal sebagai sosok yang dewasa, bijaksana, bertanggung jawab dan berjiwa pemimpin.

Selain kuliah penulis juga aktif sebagai Asisten Laboratorium Teknik Kimia periode 2006-2007. Aktifitas di bidang organisasi diantaranya Himpunan Mahasiswa Teknik Kimia (*HIMATEKK*) FTI ITS sebagai Ketua Biro Profesi periode 2006-2007, anggota Ikatan Alumni SMU Taruna Nusantara (*IKASTARA*) daerah Surabaya, anggota Himpunan Mahasiswa Bontang (HMB) dan kegiatan di luar kampus lainnya.

### **DATA PRIBADI PENULIS**

Nama	: Muhamad Fariz Failaka
Tempat /tanggal lahir	: Tegal, 26 April 1985
Alamat	: Jl.Teratai No.5 PC-VI PKT Bontang Kalimantan Timur 75313
No handphone	: 081 733 9669
Email	: failaka69@gmail.com