KP/TK/2011/21

EVALUASI KINERJA (PERFORMANCE) KATALIS R-134 UNIT PLATFORMER (UNIT 84) KILANG PARAXYLENE DI PT. PERTAMINA REFENERY UNIT IV CILACAP

LAPORAN KERJA PRAKTEK

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat
Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Rakhmat Dwi Haryanto **Nama : Dody Guntama**

NIM : 08521002 **NIM : 08521015**

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2011

SURAT KETERANGAN

No. 98 /K13030/2011-S8

PERTAMINA

Yang bertanda tangan di bawah ini, HR Area Manager Refinery Unit IV
PT PERTAMINA (PERSERO) menerangkan bahwa mahasiswa atas nama :

Nama	**: Rakhmat Dwi Haryanto**
Nrp/Nim	**: 08521002**
Fakultas	**: Teknologi Industri**
Universitas	**: Universitas Islam Indonesia**

Telah selesai melakukan Kerja Praktek dan menyusun Laporan Kerja Praktek dengan judul :

"EVALUASI KINERJA (PERFORMANCE) KATALIS R-134 UNIT PLATFORMER (UNIT 84 KILANG PARAXYLENE"

Pada tanggal 01 Juli 2011 s.d. 15 Agustus 2011

Demikian surat keterangan ini dibuat untuk dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Cilacap, 15 Agustus 2011
HR Area Manager Refinery Unit IV,

PT PERTAMINA REFINERY UNIT IV CILACAP PERSERO

Ir. RM. Happy Paringhadi

SURAT KETERANGAN

No. 99 /K13030/2011-S8

PERTAMINA

Yang bertanda tangan di bawah ini, HR Area Manager Refinery Unit IV
PT PERTAMINA (PERSERO) menerangkan bahwa mahasiswa atas nama :

Nama	**: Dody Guntama**
Nrp/Nim	**: 08521015**
Fakultas	**: Teknologi Industri**
Universitas	**: Universitas Islam Indonesia**

Telah selesai melakukan Kerja Praktek dan menyusun Laporan Kerja Praktek dengan judul :

"EVALUASI KINERJA (PERFORMANCE) KATALIS R-134 UNIT PLATFORMER (UNIT 84 KILANG PARAXYLENE"

Pada tanggal 01 Juli 2011 s.d. 15 Agustus 2011

Demikian surat keterangan ini dibuat untuk dapat dipergunakan sebagaimana mestinya.

Cilacap, 15 Agustus 2011
HR Area Manager Refinery Unit IV,

PT PERTAMINA REFINERY UNIT IV CILACAP (PERSERO)

Ir. RM. Happy Paringhadi

LEMBAR PENGESAHAN

LAPORAN KERJA PRAKTEK
PT PERTAMINA (PERSERO) REFINERY UNIT IV CILACAP

Disusun oleh:
Rakhmat Dwi Haryanto (08521002)
Dody Guntama (08521015)

JURUSAN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA

EVALUASI KINERJA (PERFORMANCE)
KATALIS R-134 UNIT PLATFORMER (UNIT 84)
KILANG PARAXYLENE

Telah diperiksa dan disetujui pada
Tanggal : Agustus 2011

PERTAMINA
Semangat Terbarukan

Mengetahui,

Paraxylene	Pembimbing
Section Head ,	Lap Kerja Praktek
PT PERTAMINA REFINERY UNIT IV CILACAP (PERSERO)	
Ibnu Zaenal Arifin	Yulianto Tri Wibowo

LEMBAR PENGESAHAN

EVALUASI KINERJA (PERFORMANCE) KATALIS R-134 UNIT PLATFORMER (UNIT 84) KILANG PARAXYLENE DI PT. PERTAMINA REFENERY UNIT IV CILACAP

LAPORAN KERJA PRAKTEK

Oleh :

Rakhmat Dwi Haryanto 08521002

Dody Guntama 08521015

Yogyakarta, September 2011

Menyetujui :

Pembimbing Kerja Praktek

Tuasikal M Amin,Ir.,M.Sn

Mengetahui :

Ketua Program Studi Teknik Kimia

Fakultas Teknologi Industri

Universitas Islam Indonesia

Dra. Hj. Kamariah Anwar, MS.

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT atas rahmat dan nikmat-Nya, penulis dapat melaksanakan Kerja Praktek di Pertamina Refinery Unit IV Cilacap dan dapat menyelesaikan laporan Kerja Praktek ini.

Laporan Kerja Praktek ini disusun berdasarkan orientasi-orientasi di berbagai unit khususnya Kilang Paraxylene Complex (KPC) Pertamina Refinery Unit IV Cilacap dengan ditunjang oleh data-data dari literatur dan petunjuk serta penjelasan dari operator dan pembimbing.

Kerja Praktek ini merupakan salah satu syarat yang wajib ditempuh untuk menyelesaikan program Strata I di Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia, Yogyakarta.

Penulisan laporan kerja praktek ini dapat diselesaikan tidak lepas dari dukungan, bimbingan dan bantuan dari banyak pihak yang sangat berarti bagi penulis. Oleh karena itu, dalam kesempatan ini penulis menyampaikan ucapan terima kasih kepada:

1. Allah SWT yang menyertai dan meridhoi setiap jalan yang di lalui dan memberikan semua kemudahan yang di hadapi.
2. Kedua Orang Tua dan Keluarga Besar Penulis atas bantuan finansial,doa dan motivasinya sehingga kami bisa berdiri seperti ini.
3. Dra. Hj. Kamariah, MS, selaku Ketua Jurusan Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Universitas Islam Indonesia Yogyakarta.
4. Bapak Ir.Tuasikal M.Amin,Msn. selaku Dosen Pembimbing Kerja Praktek yang telah memberikan bimbingan dalam menyelesaikan laporan ini.
5. Bapak Ibnu Zaelanal Arifin, selaku Kepala Bagian Proses Kilang Paraxylene PT PERTAMINA (Persero) RU IV Cilacap.

6. Ir. RM.Happy Paringhadi, selaku Manager HR Area PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap.
7. Ibu Fatimah Aradani,S.E., selaku *Head of People Development* PERTAMINA RU IV Cilacap atas izin yang diberikan untuk Kerja Praktek di PERTAMINA RU IV Cilacap.
8. Bapak H. Arief Romdlon, SH.,MH. dari Bagian *People Development* PERTAMINA RU IV Cilacap yang telah menyambut kami, penjelasannya tentang system organisasi dan manajemen serta safety di RU IV.
9. Bapak Yulianto Triwibowo, S.T., selaku pembimbing lapangan. Penulis mengucapkan terima kasih yang mendalam atas semua ilmu, motivasi, nasihat, arahan, dan saran selama menjalankan kerja praktek ini. Penulis haturkan banyak terima kasih pula atas kesediaan waktu Bapak untuk membimbing dengan sabar dan mendengarkan curhat dari penulis selama menjalankan kerja praktek di PERTAMINA Refinery Unit IV Cilacap ini. Moment ini tidak akan pernah penulis lupakan.
10. Mas Rudianto Lakota, Mas Revi, Mbak Endah yang telah membimbing dan membantu penulis dalam belajar dan mengerjakan tugas khusus, termasuk memberikan data-data yang diperlukan penulis.
11. Pak Imam, Pak Eko, Pak Gatot dan Bapak-bapak yang ada di *control room* KPC, terima kasih atas saran, penjelasan tentang unit di KPC serta keakrabannya, sehingga penulis menjadi lebih banyak mengetahui tentang proses yang ada di KPC dan merasa nyaman ketika berada di *control room.*

12. Mba Nisa (perpustakaan PE),terima kasih buat cerita-ceritanya, becandaannya, keakrabannya peminjaman bukunya.
13. Seluruh Dosen dan Karyawan Jurusan Teknik Kimia UGM atas bimbingan dan bantuannya untuk penulis, khusus untuk mas Susilo terima kasih telah membantu kelancaran administrasi terkait KP.
14. Paman Omlanudin, Bucik, dan keluarga terimakasih atas segalah bantuan, perhatian dan bimbingan selama penulis melaksanakan kerja praktik.
15. Pak To'if beserta keluarga atas fasilitasnya menyediakan tempat kos untuk Penulis di Cilacap
16. Teman satu kos-kosan Nabillah, Dhita, Ucup, Reza, Muamar, Dwi, Bayu, terima kasih atas rasa kekeluargaannya selama ini, masukan, saran, dan candaannya setelah buka dan puasa,kebersamaan ini tak akan dilupakan. Maaf kalau selama di Cilacap, penulis banyak salah dan merepotkan.
17. Teman-teman KP periode Juli - Agustus 2011,atas dukungan, keakraban, serta kebersamaannya selama kerja praktek ini.
18. Teman-teman teknik kimia UII angkatan 2008.
19. Serta semua pihak yang tidak dapat disebutkan satu persatu yang telah membantu penulis menyelesaikan laporan KP ini.

Penulis menyadari bahwa laporan ini jauh dari sempurna dan masih banyak kekurangan mengingat keterbatasan pengalaman dan kemampuan penulis, oleh karena itu kritik dan saran yang membangun sangat diharapkan penulis demi hasil yang lebih baik di masa mendatang.

Yogyakarta, September 2011

Penulis

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL i
HALAMAN PENGESAHAN INSTANSI ii
HALAMAN PENGESAHAN JURUSAN iii
KATA PENGANTAR iv
DAFTAR ISI vii
DAFTAR GAMBAR x
DAFTAR TABEL xi

BAB I PENDAHULUAN

I.1 Sejarah Singkat PERTAMINA Refinery Unit IV CILACAP.....1
I.2 Tata Letak Kilang Minyak Pertamina RU IV Cilacap dan Proses 4
I.2.1 Kilang Minyak I 5
I.2.2 Kilang Minyak I 7
I.2.3 Kilang Paraxylene 9
I.2.4 Proyek Debottlenecking 11
I.2.5 Kilang LPG dan Sulphur Recovery Unit 16
I.3 Lokasi dan Tata Letak 19
I.3.1 Lokasi Pabrik 19
I.3.2 Tata Letak Kilang 20
I.4 Bahan Baku, Produk dan Pemasaran Produk 24
I.4.1 Kilang Lama 24
I.4.1.1 Fuel Oil Complex I (FOC I) 24
I.4.1.2 Lube Oil Complex I (LOCI) 27
I.4.2 Kilang Baru 28
I.4.2.1 Fuel Oil Complex II(FOC II) 28
I.4.2.2 Lube Oil Complex II (LOC II) 33
I.4.3 Kilang Paraxylene 34
I.4.4 Lube Oil Complex III (LOCIII) 36
I.4.5 Pemasaran Produk 37
I.5. Jumlah Produksi dan Kapasitas kilang PT.PERTAMINA RU IV

Cilacap 38
I.6. Sarana Penunjang 40
I.7. Struktur Organisasi 42
I.7.1 Visi, Misi dan Motto Pertamina 42
I.7.2 Sistem Manajemen dan pengawasan 44
I.7.3 Sistem Organisasi dan Kepegawaian 46
I.7.4 Fasilitas Kesejahteraan 47
I.8 Health Safety Environment (HSE) 49
I.9 Penanganan Limbah 51

BAB II PROSES PRODUKSI

II.1. Deskripsi Proses 55
II.1.1. NHT (Unit 82) 55
II.1.2. CCR/Platformer Unit (Unit 84) 58
II.1.2.1. Platformer Unit (Unit84) 58
II.1.2.2. Continuous Catalytic Regeneration (CCR) 62
II.1.3. Sulfolane *Unit* (Unit 85) 63
II.1.4. Tatoray Unit (Unit 86) 65
II.1.5. Xylene Fractionation (Unit 87) 66
II.1.6. Parex Unit (Unit 88) 68
II.1.7. Isomar Unit (Unit 89) 70
II.2. Unit Penunjang Produksi 71
II.2.1. Terminal 71
II.2.2. Laboratorium 72
II.2.3. Utilitas 82
II.3. Sistem Pemroses dan Instrumentasi 90
II.4. Produk 96

BAB III. PENUTUP

III.1. Kesimpulan 101

III.2. Saran 103

DAFTAR PUSTAKA

LAMPIRAN

TUGAS KHUSUS

1. Pendahuluan 1
2. Tinjauan Pustaka 3
3. Metodologi 19
4. Hasil dan Pembahasan 22
5. Kesimpulan dan Saran 29

DAFTAR PUSTAKA TUGAS KHUSUS

LAMPIRAN TUGAS KHUSUS

DAFTAR GAMBAR

Gambar I.1 Lokasi Refinery Unit Pertamina di Seluruh Indonesia 3
Gambar I.2 Garis Besar Proses Pengolahan Minyak Bumi di RU IV 4
Gambar I.3 Diagram Blok Proses FOC I 6
Gambar I.4 Diagram Garis Besar LOC 6
Gambar I.5 Diagram Blok FOC II 8
Gambar I.6 Diagram Blok Kilang Paraxylene 10
Gambar I.7 Diagram Blok LPG dan Sulphur Recovery 18
Gambar I.8 Lokasi Pabrik Pertamina RU IV Cilacap 19
Gambar I.9 Sistem Distribusi Produk 37
Gambar I.10 Diagram Blok Pengelolaan Air Buangan Kilang 54

DAFTAR TABEL

Tabel I.1 Reffinery Unit PERTAMINA dan Kapasitasnya 3
Tabel I.2 Kapasitas Terpasang Kilang I 7
Tabel I.3 Kapasitas Desain Tiap Unit pada FOC II dan LOC II/III 9
Tabel I.4 Kapasitas Desain Tiap Unit di Kilang Paraxylene 11
Tabel I.5 Jenis Pekerjaan Dalam Proyek *Debottlenecking* Cilacap.....12
Tabel I.6 Perbandingan kapasitas produksi sebelum dan sesudah proyek *Debottlenecking* pada FOC I (dalam barrel/hari) 13
Tabel I.7 Perbandingan kapasitas produksi sebelum dan sesudah proyek *Debottlenecking* pada FOC II (dalam barrel/hari).....14
Tabel I.8 Perbandingan kapasitas produksi sebelum dan sesudah proyek *Debottlenecking* pada LOC I/II/III (dalam ton/tahun).....14
Tabel I.9. Kapasitas Desain Baru Kilang Minyak 14
Tabel I.10 Kapasitas Desain Baru Kilang Minyak II 15
Tabel I.11 Produksi dan Kapasitas FOC I 38
Tabel I.12 Produksi dan Kapasitas FOC II 38
Tabel I.13 Produksi dan Kapasitas LOC I, II, III 39
Tabel I.14.Produksi dan Kapasitas Kilang Paraxylene 39
Tabel I. 15 Grade dan Kapasitas Lube base Oil 39
Tabel II.1 Unit Proses di KPC 55
Tabel II.2 Produk dari FOC I dan II 97
Tabel II.3 Produk dari LOC I,II,III dan KPC 97
Tabel II.4. Spesifikasi Paraxylene Pertamina RU IV 98
Tabel II.5. Spesifikasi Heavy Aromate Pertamina RU 99
Tabel II.6 Spesifikasi Toluene Pertamina RU IV……..100

BAB I
PENDAHULUAN

I.1 Sejarah Singkat PERTAMINA REFINERY UNIT IV Cilacap

Minyak bumi telah membawa kemajuan yang pesat kepada dunia ini, sehingga jika seandainya minyak bumi itu tidak ada maka dunia tidak akan semaju seperti sekarang ini. Dimana – mana dalam kehidupan sehari – hari hampir selalu dijumpai produk – produk yang berasal dari minyak bumi, baik produk yang berasal dari kilang minyak atau produk petrokimia. Hal ini dikarenakan minyak bumi merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat menghasilkan energi baik untuk bahan bakar maupun untuk pembangkit tenaga listrik.

Indonesia dikenal sebagai negara yang memiliki beraneka sumber daya alam yang sangat potensial untuk dikembangkan. Salah satu sumber daya yang penting bagi Indonesia adalah minyak dan gas bumi, karena peranannya yang dominan dalam menunjang pembangunan di tanah air. Kendati telah dieksploitasi selama hampir 2 abad, ternyata masih banyak yang belum diberdayakan. Tercatat baru sekitar 30 cekungan yang telah dieksploitasi dan umumnya berada di wilayah barat Indonesia. Diperkirakan masih ada 30 cekungan lagi di wilayah timur yang masih menunggu sentuhan eksplorasi dan eksploitasi di masa depan.

Bagi Indonesia, minyak bumi merupakan sumber daya alam yang sangat penting. Hal ini disebabkan karena disamping untuk keperluan dalam negeri, juga diperuntukkan sebagai sumber devisa melalui ekspor Migas. Seiring dengan perkembangan industri dan pembangunan di Indonesia, maka kebutuhan energi akan meningkat dari tahun ke tahun.

Penggunaan minyak bumi dewasa ini terus berkembang dan semakin meningkat. Minyak bumi merupakan salah satu sumber energi utama yang masih digunakan, terutama untuk pembangkit tenaga listrik dan sebagai bahan bakar untuk berbagai jenis mesin. Konsumsi minyak bumi terus meningkat terutama untuk keperluan dalam negeri, diantaranya mencapai 34% sebagai Bahan Bakar Minyak (BBM) untuk kebutuhan pulau Jawa. Sebelum PERTAMINA didirikan, minyak bumi di Indonesia dieksploitasi oleh perusahaan – perusahaan asing sehingga kurang memberikan keuntungan bagi rakyat Indonesia sendiri.

Untuk itu Pemerintah Indonesia mengeluarkan UU No. 19/1960 Tentang Perusahaan Negara dan UU No. 44/1960 Tentang Pertambangan Minyak dan Gas Bumi. Atas dasar kedua Undang-Undang tersebut, maka pada tahun 1961 dibentuk perusahaan negara sektor Minyak dan Gas Bumi, yaitu :

- PN PERTAMINA
- PN PERMINA

Kedua perusahaan tersebut bertindak selaku kuasa pertambangan yang usahanya meliputi bidang gas dan minyak bumi dengan kegiatan sebagai berikut :

- Eksplorasi
- Eksploitasi
- Pemurnian dan Pengolahan
- Pengangkutan / Tranportasi

Pada tahun 1968 kedua perusahaan tersebut digabung menjadi PN PERTAMINA. Untuk kelanjutan dan perkembangannya, pada tanggal 15 September 1971 Pemerintah mengeluarkan UU No. 08 Tahun 1971 Tentang PERTAMINA sebagai Pengelolaan Tunggal di Bidang Minyak Dan Gas Bumi di Indonesia. Kemudian berubah menjadi PT PERTAMINA (Persero) berdasarkan Peraturan Pemerintah No. 31 Tahun 2003 sebagai amanat dari pasal 60 UU no. 22 Tahun 2001 tentang Minyak dan Gas Bumi serta akta pendirian PT PERTAMINA (Persero) yang dilakukan oleh Menteri Keuangan dilaksanakan pengalihan Badan Hukum serta pengalihan Direksi dan Komisaris. Mulai tanggal 1 Oktober 2003 PERTAMINA berubah menjadi Persero.

PERTAMINA memiliki unit-unit operasi yang tersebar di seluruh Indonesia yang meliputi beberapa operasi Eksplorasi dan Produksi, 7 Unit Pengolahan / Reffinery, 8 Unit Pemasaran Dalam Negeri dan Unit Penunjang lainnya (PKK, Umum, Keuangan).

Sejalan dengan pembangunan yang meningkat pesat, maka kebutuhan akan produk minyak bumi akan semakin bertambah. Untuk itu perlu dibangun unit pengolahan minyak bumi guna memenuhi kebutuhan yang semakin meningkat tersebut. Dalam usaha tersebut, maka pada tahun 1974 dibangun kilang minyak di Cilacap yang dirancang untuk mengolah bahan baku minyak mentah

dari Timur Tengah, dengan maksud selain untuk mendapatkan produk BBM, juga untuk mendapatkan bahan dasar minyak pelumas dan aspal.

Pembangunan Kilang minyak Cilacap ini juga dimaksudkan untuk meningkatkan efisiensi pengadaan serta penyaluran BBM bagi pulau Jawa yang merupakan daerah yang mengkonsumsi BBM terbanyak di Indonesia. Hingga saat ini, selain RU IV Cilacap, PERTAMINA telah memiliki unit-unit operasi yang tersebar di seluruh Indonesia. RU. IV Cilacap merupakan unit pengolahan terbesar ditinjau dari kapasitas produksinya. Perbandingan kapasitas produksi RU. IV dengan RU. lainnya dapat dilihat pada tabel I.1.

Tabel I.1 Reffinery Unit PERTAMINA dan Kapasitasnya

Reffinery Unit (RU)	Kapasitas (barrel/hari)
RU I Pangkalan Brandan (Sumatra Utara)	Tidak Beroperasi
RU II Dumai dan Sungai Pakning (Riau)	170.000
RU III Plaju dan Sungai Gerong (Sumatra Selatan)	135.000
RU IV Cilacap (Jawa Tengah)	348.000
RU V Balikpapan (Kalimantan Timur)	270.000
RU VI Balongan (Jawa Barat)	125.000
RU VII Kasim (Papua Barat)	10.000

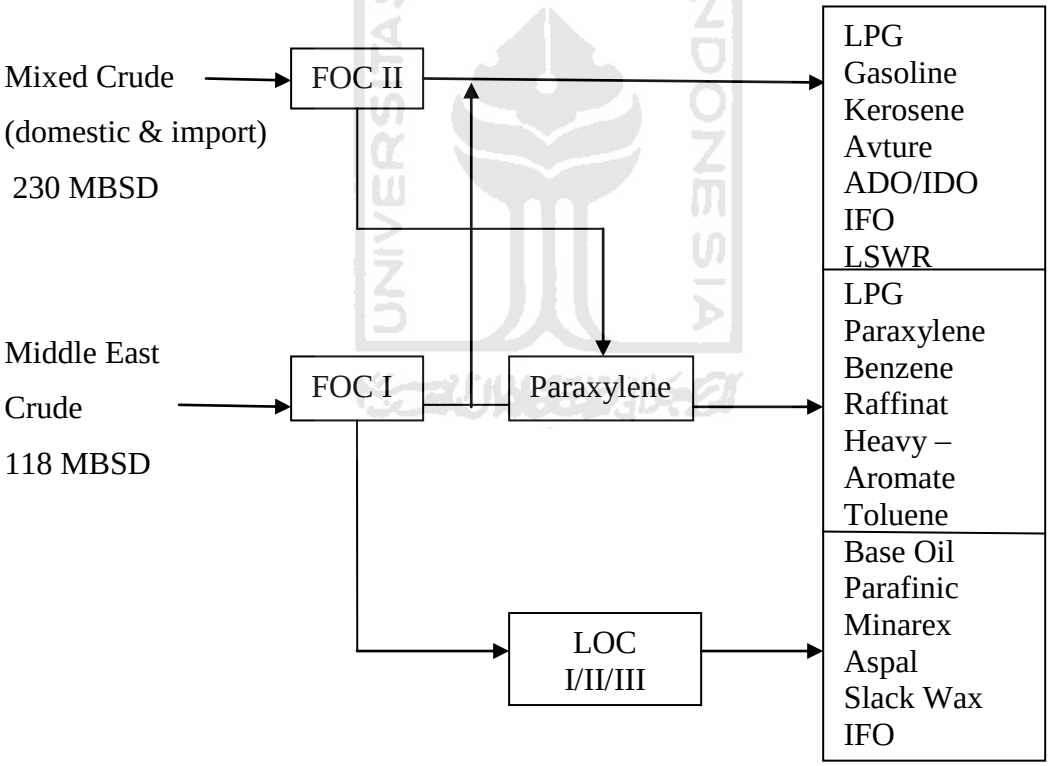


Gambar I. 1. Lokasi Reffinery Unit PERTAMINA Di Seluruh Indonesia

I.2 Tata Letak Kilang Minyak PERTAMINA RU. IV Cilacap dan Proses

Pembangunan kilang minyak di Cilacap merupakan salah satu dari unit – unit pengilahan yang ada di Indonesia. Pertamina Refinery Unit IV Cilacap berada di bawah tanggung jawab Direktorat Pengolahan Pertamina. Refenery Unit IV Cilacap ini merupakan unit pengolahan terbesar dan terlengkap hasil produksinya. Kilang minyak Cilacap didirikan dengan maksud untuk menghasilkan produk BBM dan non BBM guna memenuhi kebutuhan dalam negeri yang selalu meningkat dan mengurangi ketergantungan terhadap suplai BBM dari luar negeri. Pembangunan kilang minyak di UP IV Cilacap terus berkembang dan dilaksanakan dalam lima tahap yaitu Kilang Minyak I, Kilang Minyak II, dan Kilang Paraxylene, Debottlenecking Project, dan Kilang SRU.

Garis besar proses pengolahann minyak bumi yang dilakukan di pertamina RU IV Cilacap dapat ditunjukkan pada Gambar I.2.



Gambar I.2 Garis Besar Proses Pengolahan Minyak Bumi di RU IV

I.2.1 Kilang Minyak I

Kilang Minyak I dibangun pada tahun 1974 dan mulai beroperasi sejak diresmikan Presiden Soeharto pada tanggal 24 Agustus 1976. Kilang ini dirancang oleh *Shell International Petroleum Maatschappij* (SIPM) sedangkan pembangunannya dilakukan oleh kontraktor *Fluor Eastern Inc.* dan dibantu oleh kontraktor-kontraktor dalam negeri.

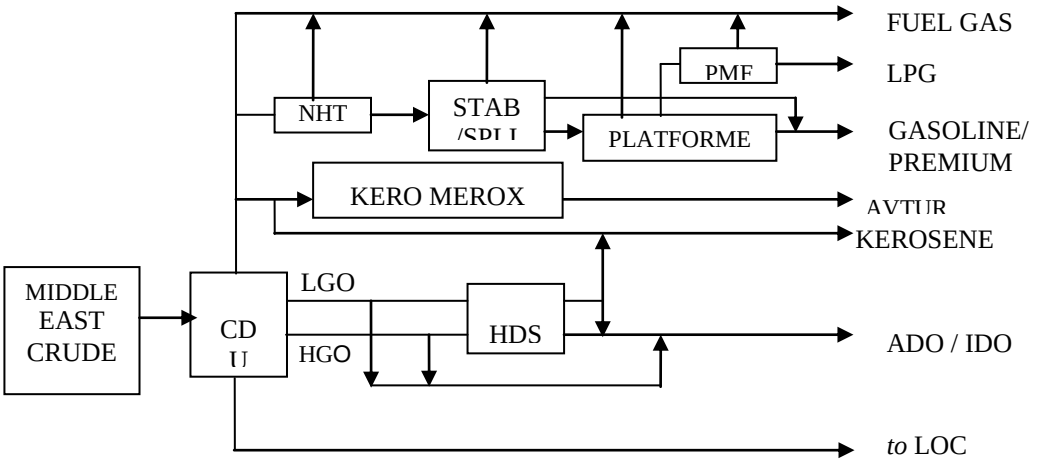
Kilang Minyak I di desain untuk menghasilkan produk BBM dan NBM (minyak dasar pelumas dan aspal). Oleh karena itulah bahan baku kilang ini adalah minyak mentah dari Timur Tengah, yaitu *Arabian Light Crude* (ALC) yang kadar sulfurnya cukup tinggi (sekitar 1,5%/berat). Minyak mentah dengan kadar sulfur yang cukup tinggi dibutuhkan dalam pembuatan minyak dasar pelumas karena sulfur dapat berperan sebagai agen antioksidan alami dalam pelumas tetapi kadar sulfurnya juga tidak boleh terlalu tinggi supaya tidak menyebabkan korosi pada logam. Sementara, sulfur dalam aspal dapat meningkatkan ketahanan aspal terhadap deformasi dan cuaca yang berubah-ubah. Sekarang, bahan baku kilang ini bukan hanya ALC melainkan juga *Iranian Light Crude* (ILC) yang kadar sulfurnya 1%/berat dan *Basrah Light Crude* (BLC).

Kilang ini dirancang dengan kapasitas produksi 100.000 barrel/hari tetapi karena meningkatnya kebutuhan konsumen, kapasitas kilang ini ditingkatkan menjadi 118.000 barrel/hari melalui *Debottlenecking Project* pada tahun 1998/1999.

Area Kilang Minyak I meliputi :

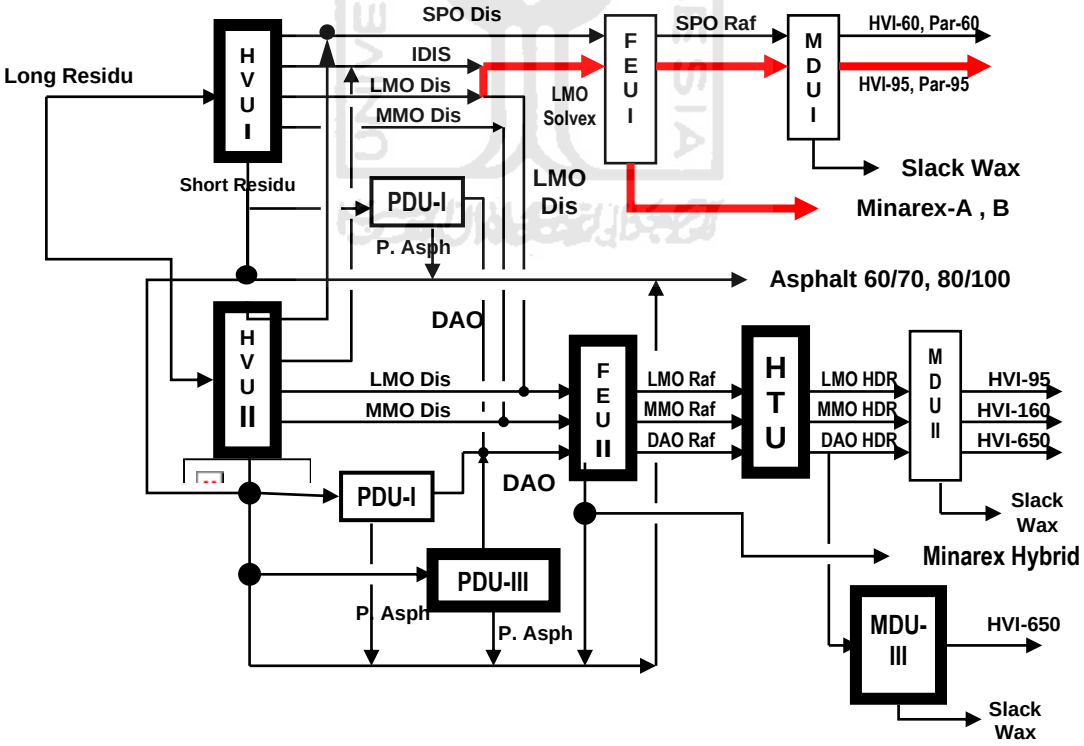
a. *Fuel Oil Complex* I (FOC I) yang memproduksi BBM..
b. *Lube Oil Complex* I (LOC I) yang memproduksi bahan dasar minyak pelumas (*lube base oil*) dan *asphalt*
c. *Utilities Complex* I (UTL. I) yang memenuhi kebutuhan-kebutuhan penunjang unit-unit proses seperti steam, listrik, udara instrument, air pendingin, serta *fuel system* (*fuel gas dan fuel oil*).
d. *Offsite Facilities,* yaitu sebagai fasilitas penunjang yang terdiri dari tangki-tangki stroge,Flare-system,utilitas dan environment system.

Proses yang terjadi pada Kilang FOC I dapat ditunjukkan pada Gambar I.3.



Gambar I.3. Diagram Blok Proses FOC I

Sedangkan garis besar proses yang terjadi di LOC dapat ditunjukkan pada Gambar I.4.



Gambar I.4 Diagram Garis Besar LOC

Tabel I.2 Kapasitas Terpasang Kilang I

Fuel Oil Complex I		*Lube Oil Complex I*	
Unit Proses	**Kapasitas** (ton / hari)	**Unit Proses**	**Kapasitas** (ton / hari)
• CDU I	13.650	• HVU I	3.184
• NHT I	2.275	• *Propane Deasphalting Unit I*	784
• *Platformer I*	1.650		
• *Gas Oil* HDS	2.300		
• *Kerosine Merox Treater*	1.940	• *Furfural Extraction Unit*	991 – 1.580
• *Propane Manufacturing*	43,5	• *MEK Dewaxing Unit I*	226 – 337
• *Sour Water Stripper*	753,469		
• N_2 *Plant*			
- N_2 gas	100 Nm^3/Jam		
- N_2 cair	65 Nm^3/Jam		
• CRP Unit	1615,2		

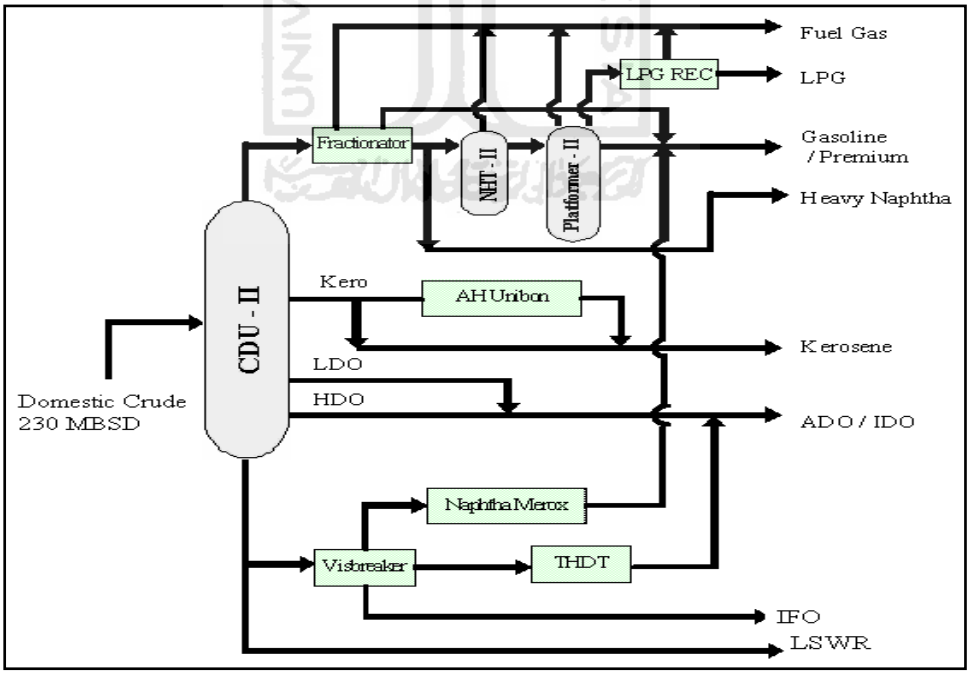
I.2.2 Kilang Minyak II

Kilang Minyak II dibangun pada tahun 1981 untuk memenuhi kebutuhan BBM dalam negeri yang terus meningkat. Setelah diresmikan oleh Presiden Soeharto pada tanggal 4 Agustus 1983, kilang ini memulai operasinya. Kompleks BBM (*Fuel Oil Complex II*) di kilang ini dirancang oleh Universal Oil Product (UOP) sedangkan Kompleks Bahan Dasar Minyak Pelumas (*Lube Oil Complex II dan III*) dirancang oleh Shell International Petroleum Maatschappij (SIPM), dan *offsite facilities* oleh Fluor Eastern Inc. Kontraktor utama untuk pembangunan kilang ini adalah Fluor Eastern Inc. dan dibantu oleh kontraktor-kontraktor nasional.

Kilang II dirancang terutama untuk mengolah minyak mentah dalam negeri karena sebelumnya minyak mentah dalam negeri diolah di kilang minyak luar negeri kemudian baru masuk kembali ke Indonesia dalam bentuk BBM dan cara seperti ini sangatlah tidak efisien. Kilang ini mengolah minyak mentah dalam negeri yang kadar sulfurnya lebih rendah daripada minyak mentah Timur Tengah. Awalnya, minyak mentah domestic yang diolah merupakan campuran dari 60 % *Arjuna Crude dan 40 % Ataka Crude*. (kadar sulfurnya 0,1%/berat). Dalam perkembangannya, bahan baku yang diolah adalah minyak cocktail yang merupakan campuran dari minyak mentah dalam dan luar negeri.

Sebelum diadakan *Debottlenecking Project* pada tahun 1998/1999, kapasitas Kilang Minyak II hanya 200.000 barrel/hari tetapi setelah diadakan proyek tersebut, kapasitasnya meningkat menjadi 230.000 barrel/hari. Area Kilang Minyak II meliputi :

a. *Fuel Oil Complex* II (FOC II) yang memproduksi BBM.
b. *Lube Oil Complex* II (LOC II) yang memproduksi bahan dasar minyak pelumas dan aspal
c. *Utilities Complex* II (UTL.II) yang fungsinya sama dengan UTL I.



Gambar 1.5. Diagram Blok FOC II

Kapasitas desain tiap unit pada FOC II dan LOC II/III dapat dilihat pada tabel I.3

Tabel I.3. Kapasitas desain tiap unit pada FOC II dan LOC II/III

FOC II		LOC II	
Unit	**Kapasitas (ton/hari)**	**Unit**	**Kapasitas (ton/hari)**
CDU II	26.680	*High Vacuum Unit* II	2.238
NHT II	2.440	*Propane Deasphalting Unit* II	583
AH Unibon	2.680	*Furfural Extraction Unit* II	478-573
Platformer II	2.440	*MEX Dewaxing Unit* II	226-377
LPG Recovery	730		
Naphtha Merox	1.620		
THDT	1.800		
Visbreaker	8.387		

Berdasarkan pertimbangan adanya bahan baku *naphta* dan sarana pendukung seperti tangki, dermaga dan *utilities* maka pada tahun 1988 di bangunlah Kilang *Paraxylene* Cilacap (KPC) guna memenuhi kebutuhan bahan baku kilang PTA (*Purified Terephtalic Acid*) di Plaju, sekaligus sebagai usaha meningkatkan nilai tambah produk kilang BBM.

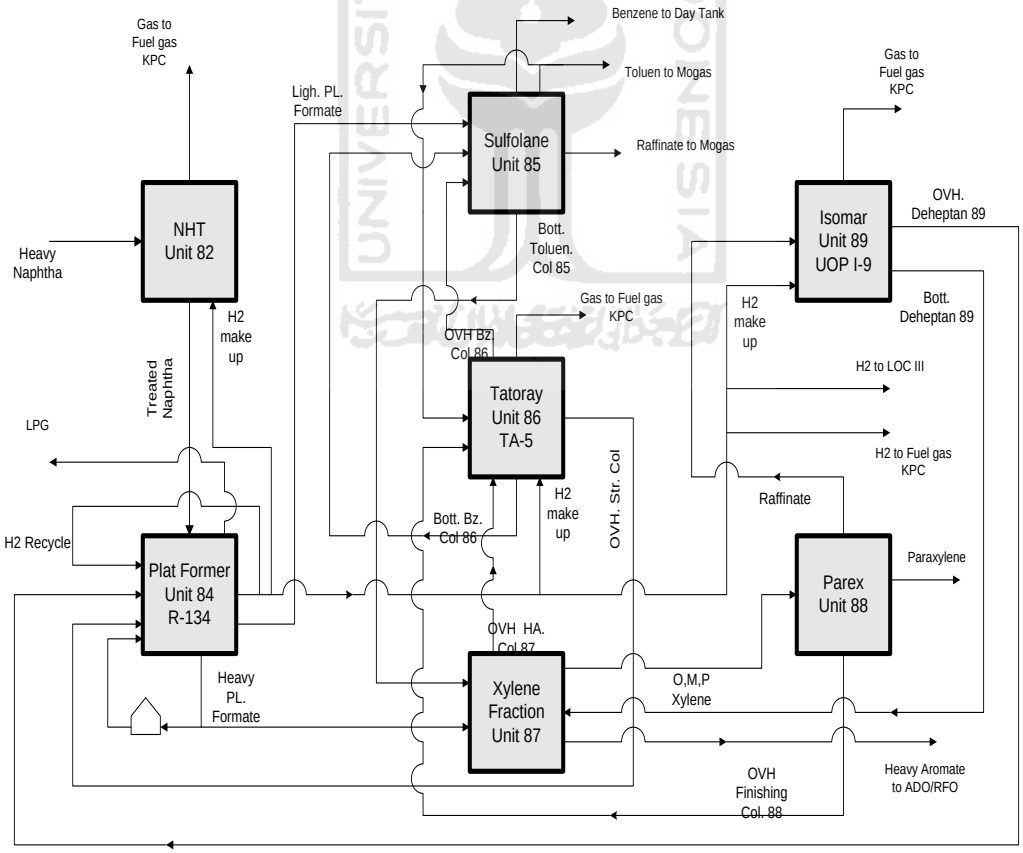
I.2.3 Kilang Paraxylene

Dengan adanya bahan baku *naphtha* yang cukup, sarana pendukung berupa dermaga, tangki, dan utilitas, serta peluang pasar baik di dalam maupun luar negeri yang terbuka lebar, PERTAMINA RU. IV membangun Kilang Paraxylene. Kilang yang dirancang oleh Universal Oil Product (UOP) ini dibangun pada tahun 1988 oleh kontraktor Japan Gasoline Corporation (JGC) dan memulai operasinya setelah diresmikan oleh Presiden Soeharto pada tanggal 20 Desember 1990. Tujuan pembangunan kilang ini adalah untuk mengolah *naphtha* dari FOC II menjadi produk-produk petrokimia, yaitu *paraxylene* dan *benzene* sebagai produk utama serta *raffinate*, *heavy aromate*, *toluene*, dan LPG sebagai produk sampingan. Total kapasitas produksi dari kilang ini adalah 270.000 ton/tahun.

PERTAMINA Refinery Unit IV semakin penting dengan adanya kilang *Paraxylene*, karena dengan mengolah *naphta* 590.000 ton/tahun menjadi produk utama *paraxylene, benzene*, dan produk samping lainnya, otomatis Refinery Unit IV menjadi satu-satunya unit pengolahan minyak bumi di Indonesia yang terintegrasi dengan industri Petrokimia.

Paraxylene yang dihasilkan sebagian digunakan sebagai bahan baku pabrik *Purified Terepthalic Acid* (PTA) pada pusat aromatik di Plaju, Sumatera Selatan. Hal ini merupakan suatu bentuk usaha penghematan devisa sekaligus sebagai usaha peningkatan nilai tambah produksi kilang BBM, sedangkan sebagian lagi diekspor ke luar negeri. Sementara, seluruh *benzene* yang dihasilkan diekspor ke luar negeri. Produk-produk sampingan dari kilang ini dimanfaatkan lebih lanjut untuk memenuhi kebutuhan dalam negeri.

Blok diagram proses yang terjadi di kilang paraxylene dapat ditunjukkan pada Gambar I.6.



Gambar I.6 Diagram Blok Kilang Paraxylene

Kilang *Paraxylene* meliputi beberapa unit dengan kapasitas masing-masing unitnya dapat dilihat pada tabel I.4

Tabel I.4 Kapasitas desain tiap unit di Kilang Paraxylene

Unit Proses	Kapasitas (ton/hari)
Naphtha Hidrotreater	1.791
CCR Platformer	1.791
Sulfolane	1.100
Tatoray	1.730
Xylene Fractionator	4.985
Parex	4.440
Isomar	3.590

I.2.4 Proyek Debottlenecking

Seiring dengan meningkatnya laju pembangunan di Indonesia, kebutuhan akan BBM, minyak pelumas, dan aspal juga meningkat. Sebagai upaya untuk memenuhinya, PERTAMINA merealisasikan Proyek *Debottlenecking* Refinery Unit IV Cilacap yang dibangun pada awal tahun 1996 dan mulai beroperasi pada awal Oktober 1998. Sebenarnya kegiatan perencanaan proyek ini sudah dimulai sejak tanggal 16 Desember 1995 dan yang bertindak sebagai pelaksana EPC *(Engineering, Procurement, and Construction) Contract* adalah Fluor Daniel Sementara perancang dan pemilik lisensi untuk *Lube Oil Complex* adalah SIPM (*Shell International Petroleum Maatschppij*).

Tujuan dari proyek ini adalah untuk :

1. Meningkatkan kapasitas produksi Kilang Minyak I dan II dalam rangka memenuhi kebutuhan BBM dalam negeri,
2. Meningkatkan kapasitas produksi *Lube Oil Plant* dalam rangka memenuhi kebutuhan *Lube Base Oil* dan *Asphalt*, dan
3. Menghemat / menambah devisa Negara.

Lingkup dari proyek ini adalah :

a. Modifikasi FOC I dan II, LOC I dan II, dan *Utilities* II / O*ffsite,*
b. Pembangunan LOC III (*Lube Oil Complex III*),

c. Pembangunan *Utilities* III dan LOC III *Tankage,*

d. Modernisasi Insrumentasi Kilang dengan DCS (*Distributed Control System).*

Berbagai pekerjaan yang dilakukan pada masing-masing area selama proyek *Debottlenecking* dapat dilihat pada tabel I.5 sebagai berikut:

Tabel I.5. Jenis Pekerjaan Dalam Proyek *Debottlenecking* Cilacap

Lokasi	**Unit**	**Jenis Pekerjaan**
FOC I	CDU	Penambahan Crude Desalter
		Modifikasi / penambahan tray pada *Crude Splitter, Product Side Stripper, Naphtha Stabilizer* dan *Gasoline Splitter*
	NHT	Modifikasi / penambahan peralatan
	Kerosene Merox Treating	Modifikasi peralatan
	SWS	Modifikasi / penambahan peralatan
	Lain-lain	Modifikasi / penambahan *pumping* dan *piping system*
		Modifikasi / penambahan *heat exchange system*
FOC II	CDU	Penambahan *Crude Desalter*
		Modifikasi / penambahan tray pada *Crude Splitter, Product Side Stripper, Naphtha Stabilizer* dan *Gasoline Splitter*
	AH Unibon	Modifikasi / penambahan peralatan
	LPG Recovery	Modifikasi / penambahan peralatan
	SWS	Modifikasi / penambahan peralatan
	Lain-lain	Modifikasi / penambahan *pumping* dan *piping system*
		Modifikasi / penambahan *heat exchange system*
LOC I	HVU I	Modifikasi / penambahan peralatan
	Lain –lain	Rekonfigurasi / penambahan *heat exchange, pumping tankfarm* dan *piping system*

LOC II	HVU II	Modifikasi / penambahan peralatan
	PDU II	Modifikasi / penambahan peralatan
	FEU II	Modifikasi / penambahan peralatan
	HOS II	Modifikasi / penambahan peralatan
	Lain-lain	Rekonfigurasi / penambahan *heat exchange*, *pumping tankfarm* dan *piping system*
Lokasi	**Jenis Pekerjaan**	
LOC III	Pembangunan PDU III	
	Pembangunan MDU III	
	Pembangunan HTU / RDU	
	Pembangunan *new tankage*, *pumping* dan *piping system*	
Utilities/ Offsite	Pembangunan *Power Generation* 8 MW dan *Distribution System*	
	Pembangunan Boiler 60 ton /hari beserta BFW dan *SteamDistribution System*	
	Modifikasi / penambahan peralatan pada *Flare System*	
	Pembangunan *Instrument Air*	
	Pembangunan tangki penimbun *Asphalt* dan *Lube Oil*	
	Modifikasi / penambahan kolam pengolah limbah	
	Modifikasi / penambahan *Cooling Water System*	

Dengan selesainya proyek ini, kapasitas pengolahan Kilang Minyak I meningkat 118.000 barrel/hari, dan Kilang Minyak II meningkat menjadi 230.000 barrel/hari. Total kapasitas keseluruhan menjadi 348.000 barrel/hari. Sementara kapasitas produk minyak dasar pelumas (*Lube Base Oil)* meningkat menjadi 428.000 ton/tahun. Produksi aspal juga mengalami peningkatan dari 512.000 ton/tahun menjadi 720.000 ton/tahun.

Perbandingan kapasitas produksi tiap kilang sebelum dan sesudah Proyek *Debottlenecking* dapat dilihat pada tabel I.6, I.7, dan I.8 sebagai berikut:

Tabel I.6. Perbandingan kapasitas produksi sebelum dan sesudah proyek *Debottlenecking* pada FOC I (dalam barrel/hari)

Unit	Hasil Produksi	Sebelum	Sesudah	Kenaikan

CDU	Fraksi minyak	100.000	118.000	18.000 (18%)
NHT	Naphtha dan gasoline	20.000	25.600	5.600 (28%)
Kerosene-Merox	Avtur/kerosene	15.708	17.300	1.592 (10.13%)

Tabel I.7. Perbandingan kapasitas produksi sebelum dan sesudah proyek *Debottlenecking* pada FOC II (dalam barrel/hari)

Unit	Hasil Produksi	Sebelum	Sesudah	Kenaikan
CDU	Fraksi minyak	200.000	230.000	30.000 (15 %)
AH Unibon	Kerosene	20.000	23.000	3.000 (15 %)
LPG Recovery	Gas Propane/Butane	7.321	7.740	419 (5.72%)

Tabel I.8 Perbandingan kapasitas produksi sebelum dan sesudah proyek *Debottlenecking* pada LOC I/II/III (dalam ton/tahun)

Unit	Hasil Produksi	Sebelum	Sesudah	Kenaikan
Lube Base Oil	HVI 60/100/160S/650	255.000	428.000	173.000 (69 %)
Asphalt	Asphalt	512.000	720.000	208.000 (40.63%)
LPG Recovery	Gas Propane/Butane	7.321	7.740	419 (5.72%)

Dengan demikian kapasitas desain FOC I, FOC II, LOC I, II, dan III mengalami perubahan seperti terlihat pada tabel I. 9 dan I.10 seperti di bawah ini:

Tabel I.9 Kapasitas Desain Baru Kilang Minyak I

FOC I		LOC I	
Unit	**Kapasitas (ton/hari)**	**Unit**	**Kapasitas (ton/hari)**
CDU I	16.126	*High Vacuum Unit* I	2.574
NHT I	2.805	*Propane Deasphalting Unit*I	538
Gas Oil HDS	2.300	*Furfural Extraction Unit* I	478-573
Platformer I	1.650	*MEX Dewaxing Unit* I	226-337
Propane Manufacturing	43,5		
Merox Treater	2.116		
Sour Water Stripper	780		

Tabel I.10 Kapasitas Desain Baru Kilang Minyak II

FOC II		LOC II/III		
Unit	**Kapasitas (ton/hari)**	**Unit**	**Kapasitas (ton/hari)**	**Kapasitas (ton/hari)**
CDU II	30.680	*High Vacuum Unit* II	3.883	-
NHT II	2.441	*Propane Deasphalting Unit* II	784	784
AH Unibon	3.084	*Furfural Extraction Unit* II	1786-2270	-
Platformer II	2.441	*MEX Dewaxing Unit* II	501-841	501-841
LPG Recovery	636	*Hydrotreating Unit*	-	1700
Naphtha Merox	1.311			
SWS	2.410			
THDT	1.802			
Visbreaker	8.390			

Proyek Debottlenecking Cilacap (DPC) untuk peningkatan kapasitas operasional PERTAMINA Reffinery Unit. IV Cilacap telah berhasil dilaksanakan dengan modernisasi instrumentasi kilang yang meliputi unit pada :

- FOC I
- FOC II
- Utilites I
- Utilities II
- LOC I
- LOC II

Modernisasi instrumentasi tersebut juga ditambah dengan beroperasinya Utilities IIA yang dihubungkan dengan Utilities I dan Utilities II serta beroperasinya LOC III. Dengan demikian dapat meningkatkan kapasitas operasional PERTAMINA Reffinery Unit . IV Cilacap.

Pendanaan Proyek Debottlenecking Cilacap (DPC) berasal dari pinjaman dari 29 bank dunia yang dikoordinir oleh CITI CORP dengan penjamin US Exim Bank. Dana yang dipinjam sebesar US$ 633 juta dengan pola '*Tyrustee Borrowing Scheme*'. Sedangkan sistem penyediaan dananya adalah "*Non Recourse Financing*" artinya pengembalian pinjaman berasal dari hasil penjualan

produk yang dihasilkan oleh proyek sehingga dana pinjaman tersebut tidak membebani anggaran Pemerintah maupun *cash flow* PERTAMINA.

Tenaga kerja tambahan untuk proyek Debottlenecking Cilacap (DPC) sebagian besar diambil dari tenaga lokal, dimana pada puncak penyelesaian proyek mencapai sekitar 3000 orang yang terdiri dari tenaga kerja lokal, nasional dan asing.

Area untuk pembangunan Lube Oil Complex III seluas 6,8 hektar dengan perincian 4,3 hektar untuk pembangunan kilang LOC III dan 2,5 hektar untuk pembangunan tangki produk. Area ini diambil dari sisa area rencana perluasan pabrik.

Fasilitas untuk melindungi lingkungan dari pencemaran juga ditambah dengan modifikasi peralatan yang ada, serta penambahan peralatan baru. Flare sebagai cerobong asap atau api yang berfungsi untuk menghindarkan pencemaran udara mengalami penambahan peralatan dan sedikit modifikasi flare yang sudah ada. Disamping itu fin fan cooler untuk mengurangi pemakaian air sebagai media pendingin yang sekaligus mengurangi kemungkingan pencemaran air buangan juga sedikit mengalami modifikasi. Begitu juga dengan sarana perlindungan lingkungan yang lain.

1.2.5. Kilang LPG dan Sulphur Recovery Unit

Pemerintah berencana untuk mengurangi kadar emisi Sox pada buangan. Untuk mendukung komitmen terhadap lingkungan pada tanggal 27 Februari 2002 RU IV membangun kilang SRU dengan luas area proyek 24.200 m^2 yang terdiri dari unit proses dan unit penunjang. Proyek ini dapat mengurangi emisi gas dari kilang RU IV, khususnya SO_2 sehingga emisi yang dibuang ke udara akan lebih ramah terhadap lingkungan. Kilang ini mengolah off gas dari berbagai unit di RU IV menjadi produk berupa sulfur cair, LPG, dan condensate.

Kilang SRU ini memiliki beberapa unit antara lain, Gas Treating Unit, LPG Recovery Unit, Sulphur Recovery Unit, Tail Gas Unit, dan Refrigeration. Umpan pada Gas Treating Unit terdiri dari 9 stream sour gas yang sebelumnya kesembilan stream gas ini hanya dikirim ke fuel gas system sebagai bahan bakar kilang atau dibakar di flare. Dengan adanya unit LPG Recovery pada kilang SRU

ini akan menambah aspek komersial dengan pengambilan produk LPG yang memiliki nilai ekonomi tinggi dari stream treated gas.

Dengan melakukan treatmen terhadap 9 stream sour gas dengan jumlah total sebesar 600 metric ton/hari dapat diperoleh produk sulfur cair sebanyak 59-68 metric ton/hari, produk LPG sebanyak 324-407 metric ton/hari dan produk condensate (C_5+) sebanyak 28-103 metric ton/hari. Sedangkan hasil atas yang berupa gas dengan kandungan H_2S sangat rendah dari unit LPG Recovery akan dikirimkan keluar sebagai fuel system.

Unit-unit di Kilang SRU adalah sebagai berikut :

1. Gas Treating

   Gas treating unit dirancang untuk mengurangi kadar hydrogen sulfide (H_2S) di dalam gas buang (sebagai umpan) agar tidak lebih dari 10 ppmv sebelum dikirim ke LPG Recovery unit dan PSA unit yang telah ada. Dalam metode operasi normal larutan amine disirkulasikan untuk menyerap H_2S pada suhu mendekati suhu kamar.

2. LPG Recovery

   Memiliki Cryogenic Refluxted Absorber design sebagai utilitas di LPG Recovery Unit untuk menambah produk LPG Recovery secara umum. Proses ini mempunyai LPG Recovery optimum pada excess 99,9% (pada Deethanizer Bottom Stream). Refrigeration proses digunakan sebagai pelengkap umum Chilling (pendinginan).

3. Sulphur Recovery Unit

   Sulphur Recovery Unit (SRU) didirikan untuk memisahkan acid gas dari amine regeneration di Gas Treating Unit (GTU), dirubah menjadi H_2S dalam bentuk gas menjadi sulphur cair dan dalam bentuk gas sulphur untuk bias dikirim melalui eksport.

4. Tail Gas Unit

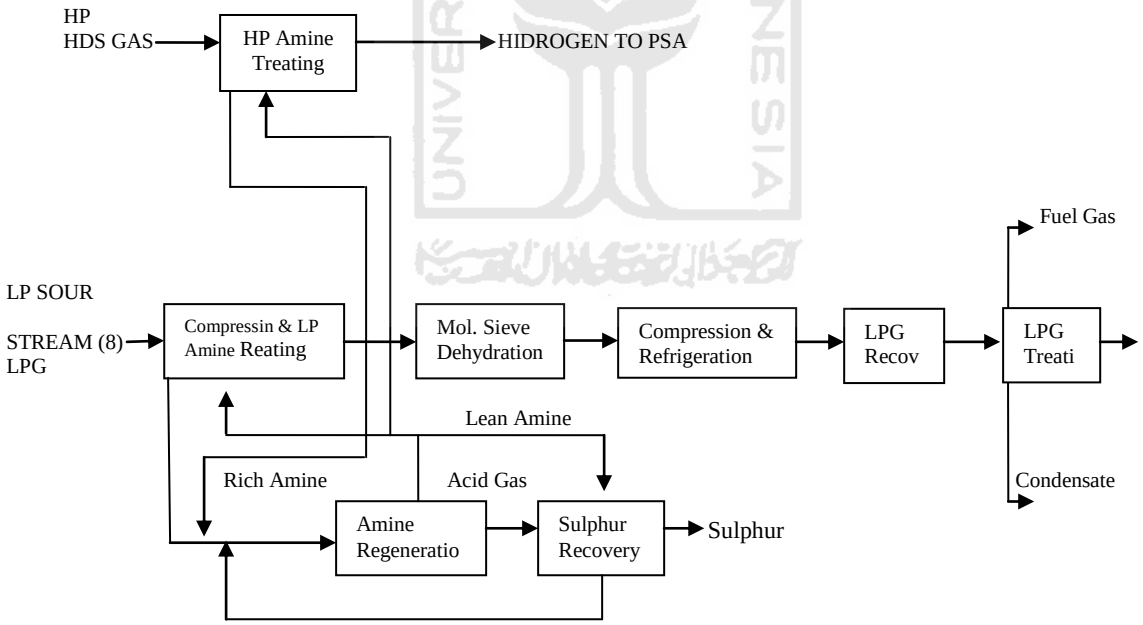
   Tail Gas Unit (TGU) dirancang untuk mengolah acid gas dari Sulphur Recovery Unit (SRU). Semua komponen sulphur diubah menjadi H_2S untuk dihilangkan di unit TGU absorber, arus recycle kembali ke unit SRU dan sebagian dibakar menjadi jenis sulphur yang terdiri dari Sox kemudian dibuang ke atmosfer.

5. Unit 95 : Refrigeration

   Unit Refrigeration dilengkapi dengan pendinginan yang diperlukan untuk LPG Recovery Unit dan juga dilengkapi dengan Trim Amine Chilling di bagian Tail Gas Unit untuk memaksimalkan pengambilan sulphur secara umum. System Refrigeration terdiri dari dua tahap Loop Propane Refrigeration

Komposisi Design Refrigeration

Komponen	Mol, %
Ethane	2,07
Propane	94,54
i-butane	3,79
Total	100



Gambar I.7. Blok Diagram LPG dan Sulphur Recovery

1.3. Lokasi dan Tatata Letak

I.3.1 Lokasi Pabrik

Lokasi perusahaan adalah hal penting yang akan menentukan kelancaran perusahaan dalam menjalankan operasinya. Demikian halnya dalam menentukan lokasi kilang. Hal-hal yang menjadi pertimbangan meliputi biaya produksi, biaya operasi, dampak sosial, kebutuhan bahan bakar minyak, sarana, studi lingkungan dan letak geografis.

PERTAMINA RU. IV Cilacap terletak di Desa Lomanis, Kecamatan Cilacap Tengah, Kabupaten Cilacap. Dipilihnya Cilacap sebagai lokasi kilang minyak didasarkan atas pertimbangan :

a. Studi kebutuhan BBM menunjukkan bahwa konsumsi terbesar adalah penduduk pulau Jawa.
b. Tersedianya sarana pelabuhan alami yang sangat ideal karena lautnya cukup dalam dan tenang karena terlindung pulau Nusakambangan.
c. Terdapatnya jaringan pipa Maos – Yogyakarta dan Cilacap – Padalarang sehingga penyaluran produksi bahan bakar minyak menjadi lebih mudah.
d. Daerah Cilacap dan sekitarnya telah direncanakan oleh pemerintah sebagai pusat pengembangan produksi untuk wilayah Jawa bagian selatan.

Dari hasil pertimbangan tersebut maka dengan adanya areal tanah yang tersedia dan memenuhi persyaratan untuk pembangunan kilang minyak, maka Unit Pengolahan IV dibangun di Cilacap dengan luas area total yang digunakan adalah 526,5 ha.



Gambar I.8. Lokasi Pabrik PERTAMINA RU. IV CILACAP

Keterangan Gambar :

1. Area Kilang, Kantor Pusat Refinery Unit IV
2. Kantor Marine, Area Penimbunan Minyak Mentah / Crude Terminal, Black & White Oil Jetty
3. RSPC Swadana / Hospital, Komplek Perumahan PERTAMINA Tegal Kamulyan
4. Tritih Golf Club Lanud Tunggul Wulung
5. Komplek Perumahan PERTAMINA Gunung Simping
6. Hotel Griya Patra
7. Komplek Perumahan PERTAMINA Gunung Simping
8. UPMS IV Cilacap
9. UPMS IV Depot Cilacap
10. UPMS IV LOBP Cilacap
11. Jalur Pipa Minyak Mentah dan Produk dari / ke Area 70 Kilang
12. Pipa Minyak Mentah di Bawah Laut / Sub Marine Pipeline
13. Bangunan Penahan Ombak / Pelindung Pantai
14. Crude Island Berth
15. Transit Terminal Lomanis UPMS IV Cilacap
16. Single Point Mooring

I.3.2. Tata Letak Kilang

Tata letak kilang minyak Cilacap beserta sarana pendukung yang ada adalah sebagai berikut :

1.	Areal kilang minyak dan perluasan	203,19	ha
2.	Areal terminal dan pelabuhan	50,97	ha
3.	Areal pipa track dan jalur jalan	120,77	ha
4.	Areal perumahan dan sarananya	100,80	ha
5.	Areal rumah sakit dan lingkungannya	10,27	ha
6.	Areal lapangan terbang	70,00	ha
7.	Areal kilang paraxylene	90,00	ha
8.	Sarana Olah Raga dan Redaksi	69,71	ha
	Total	526,71	ha

PT. PERTAMINA (Persero) Refenery Unit IV Cilacap Dalam kegiatan pengoperasiannya kilang minyak Cilacap terdiri dari unit-unit proses dan sarana penunjang yang terbagi dalam beberapa area dimana setiap area memiliki no. unit dan nama unit masing- masing yaitu :

a). Area 10 (Fuel Oil Complex I), terdiri atas :

Unit 11 : Crude Distilling Unit
Unit 12 : Hydrotreating Unit
Unit 13 : Hydrodesulfurizer Unit
Unit 14 : Platforming Unit
Unit 15 : Propane Manufacturing Unit
Unit 16 : Merox Treating Unit
Unit 17 : Sour Water Stripping Unit
Unit 18 : Nitrogen Plant
Unit 19 : Mercury Removal Unit

b). Area 01 (Fuel Oil Complex II), terdiri atas :

Unit 011 : Crude Distilling Unit
Unit 012 : Naphta Hydrotreating Unit
Unit 013 : Aromatic Hydrogenation Unibon Unit
Unit 014 : CCR and Platformer Unit
Unit 015 : LPG Recovery Unit
Unit 016 : Minalk Merox Treating Unit
Unit 017 : Sour Water Stripper Unit
Unit 018 : Thermal Distillate Hydrotreater Unit
Unit 019 : Visbreaker Thermal Cracking Unit

c). Area 20 (Lube Oil Complex I), terdiri atas :

Unit 21 : High Vacuum Unit
Unit 22 : Propane Deasphalting Unit
Unit 23 : Furfural Extraction Unit
Unit 24 : Methyl Ethyl Ketone Dewaxing Unit
Unit 25 : Hot Oil System

d). Area 02 (Lube Oil Complex II), terdiri atas :

Unit 021 : High Vacuum Unit

Unit 022 : Propane Deasphalting Unit

Unit 023 : Furfural Extraction Unit

Unit 024 : Methyl Ethyl Ketone Dewaxing Unit

Unit 025 : Hot Oil System

e). Area 30 (Area Tangki BBM), terdiri atas :

Unit 31 : Tangki-tangki Gasoline dan Vessel penambahan TEL FOC I dan Platformer Feed Tank

Unit 32 : Tangki-tangki Kerosene dan AH Unibon Feed Tank

Unit 33 : Tangki-tangki Automotive Diesel Unit

Unit 34 : Tangki-tangki Industrial Fuel Oil

Unit 35 : Tangki-tangki Komponen IFO dan HVU Feed

Unit 36 : Tangki-tangki Mogas, Heavy Naphta dan penambahan TEL FOCII

Unit 37 : Tangki-tangki LSWR dan IFO

Unit 38 : Tangki-tangki ALC sebagai Feed FOC I

f). Area 40 (Area Tangki Non BBM), terdiri atas :

Unit 41 : Tangki-tangki Lube Oil

Unit 42 : Tangki-tangki Bitumen

Unit 43 : Tangki-tangki Long Residu

Unit 44 : Gasoline Station, Bengkel, Gudang, Pool alat berat

Unit 45 : Tangki-tangki Feed FOC II

Unit 46 : Tangki-tangki Mixed LPG

Unit 47 : Flare System

Unit 48 : Drum Plant, Pengisian Asphalt

g). Area 50 (Utilities Complex I), terdiri atas :

Unit 51 : Pembangkit tenaga Listrik

Unit 52 : Steam Generator Unit

Unit 53 : Cooling Water System

Unit 54 : Unit Pengolahan Air

Unit 55 : Fire Water System Unit

Unit 56 : Unit Sistem Udara Tekan

Unit 57 : Unit Sistem Pengadaan Bahan Bakar Gas dan Minyak

h). Area 05 (Utilities Complex II), terdiri atas :

Unit 051 : Pembankit Tenaga Listrik
Unit 052 : Steam Generator Unit
Unit 053 : Cooling Water System
Unit 054 : Unit Pengolahan Air
Unit 055 : Unit Sistem Air Pemadam Kebakaran
Unit 056 : Unit Sistem Udara Tekan
Unit 057 : Unit Distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas

i). Area 60 (Jaringan Oil Movement dan Pemipaan), terdiri atas :

Unit 61 : Jaringan pipa dari dan ke terminal minyak Area 70
Unit 62 : Cross Country Pipeline
Unit 63 : Stasiun Pompa Air Sungai
Unit 64 : Dermaga Pengapalan Bitumen dan Lube Oil
Unit 66 : Tangki-tangki Balast dan Bunker
Unit 67 : Dermaga Pengapalan Bitumen dan Lube Oil
Unit 68 : Dermaga Pengapalan LPG

j). Area 70 (Terminal Minyak Mentah dan Produk), terdiri atas :

Unit 71 : Tangki-tangi Minyak Mentah FOC II dan Bunker
Unit 72 : Crude Island Board, di sebelah utara pantai pulau Nusakambangan
Unit 73 : Terdiri atas tiga buah dermaga untuk pengapalan minyak putih dan minyak hitam, juga fasilitas penerimaan crude oil

k). Area 80 (Kilang Paraxylene), terdiri atas :

Unit 81 : Nitrogen Plant Unit
Unit 82 : Naphta Hydrotreater
Unit 84 : CCR Platformer Unit
Unit 85 : Sulfolane Unit
Unit 86 : Tatoray Unit
Unit 87 : Xylene Fractionation Unit
Unit 88 : Parex Unit
Unit 89 : Isomar Unit

l). Area 90 (LPG Sulfur Recovery Unit, terdiri atas :

Unit 90 : Utility Fasility Unit

Unit 91 : Gas Treating Unit

Unit 93 : Sulfur Recovery Unit

Unit 94 : Tail Gas dan Thermal Oxidator Unit

Unit 95 : Refrigeration Unit

l). Area 200 (Lube Oil Complex III), terdiri atas :

Unit 220 : Propane Deasphalting Unit

Unit 240 : Metyl Ethyl Ketone Dewaxing Unit

Unit 260 : Hydro Treating Unit

n). Area 500 (Utilities IIA), terdiri atas :

Unit 510 : Pembangkit Tenaga Listrik

Unit 520 : Steam Generator Unit

Unit 530 : Cooling Water System

Unit 560 : Unit Sistem Udara Tekan

I.4 Bahan Baku, Produk dan Pemasaran Produk

Produk PT. PERTAMINA (Persero) RU IV Cilacap bermacam – macam, selain BBM ada juga non BBM . Adapun bahan baku dan produk yang dihasilkan oleh PERTAMINA RU. IV dapat dilihat pada tiap – tiap unit kilang sebagai berikut ;

I.4.1 Kilang Lama

I.4.1.1 Fuel Oil Complex I (FOC I)

a. Bahan baku : *Arabian Light Crude, Iranian Light Crude, Basrah Ligth Crude*

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : hitam
- ✓ Bau : berbau sedikit belerang
- ✓ Spesific gravity pada $60/60^0$F : 0,8594
- ✓ Viskositas kinematik pada $37,8^0$C : 6,590

- ✓ Viskositas kinematik pada 50^0C : 4,754
- ✓ Pour point : < -36 ^{0}C
- ✓ Flash point : -34 ^{0}C
- ✓ Komposisi:
  - ➢ Kadar air : < 0,05 % berat
  - ➢ Kadar sulfur : < 2,10 % berat
  - ➢ Senyawa Hidrokarbon Kompleks (C1-C70) : ± 97,85 % berat

b. Produk yang dihasilkan

1. Kerosine

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih
   - ✓ Bau : khas minyak tanah
   - ✓ Range rantai karbon : C9 – C16
   - ✓ Range titik didih : 300-550 ^{0}F
   - ✓ Density 15^0C : 835 kg/m^3 (max)
   - ✓ Flash point : 38 ^{0}C (min)
   - ✓ Smoke point : 15 mm (min)

2. Avtur

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : seperti bensin
   - ✓ Density 15^0C : 775 kg/m^3
   - ✓ Flash point : 38 ^{0}C (min)
   - ✓ Freezing point : -47 ^{0}C (max)
   - ✓ Visc.kinematic at -20^0C : 8,0 mm^2/s (max)
   - ✓ Smoke point : 25 mm (min)

3. Premium

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair

- ✓ Kenampakan : kuning
- ✓ Bau : khas bensin
- ✓ Research octane number : 88 (min)
- ✓ R.V.P at 100 ^{0}F : 62 Kpa (max)

4. Solar

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : kuning kecoklatan, jernih
   - ✓ Bau : khas solar
   - ✓ Density 15 ^{0}C : 815 kg/m^3 (min)
   - ✓ Cetane number : 45 (min)
   - ✓ Colour ASTM : 3 (max)
   - ✓ Pour point : 18 ^{0}C (max)
   - ✓ Visc.kinematik at 37,8^{0}C : 1,6 cSt (min)
   - ✓ Flash point : 60^{0}C (min)

5. Industrial Diesel Fuel (IDF)

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair, pada temperatur rendah
   - ✓ Kenampakan : hitam gelap kromatik
   - ✓ Bau : bau aspal yang kuat
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,84
   - ✓ Colour ASTM : 6 (min)
   - ✓ Flash point : 150 ^{0}F (min)
   - ✓ Pour point : 65 ^{0}F (max)

6. Industrial Fuel Oil (IFO)

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam

- ✓ Bau : bau aspal yang kuat
- ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,99 (max)
- ✓ Flash point : 150 ^{0}F (min)
- ✓ Pour point : 80 ^{0}F (max)

I.4.1.2. Lube Oil Complex I (LOC I)

a. Bahan Baku : Residu FOC I

Dengan spesifikasi sebagai berikut

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : hitam
- ✓ Bau : berbau aspal
- ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,9647
- ✓ Kinematic viscosity at
  - 37,8 ^{0}C : 868,8 CSt
  - 60 ^{0}C : 198,2 CSt
  - 100 ^{0}C : 32,45 CSt

b. Produk yang dihasilkan

1. HVI 100

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cairan
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : bau minyak pelumas
   - ✓ Flash point : 210 ^{0}C (min)
   - ✓ Visc.kinematic pada 100^{0}C : 6,7 cSt

2. HVI 160S

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : bau minyak pelumas
   - ✓ Flash point : 228 ^{0}C (min)
   - ✓ Visc.kinematic pada 100^{0}C : 10,7 cSt

3. HVI 650

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : bau minyak pelumas
   - ✓ Flash point : 267 ^{0}C (min)
   - ✓ Visc.kinematic pada 100^{0}C : 30,5 cSt

4. Propane Asphalt

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : semi padat
   - ✓ Kenampakan : hitam kecoklatan
   - ✓ Bau : bau aspal
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 1,0 (min)
   - ✓ Flash point : 200 ^{0}C (min)
   - ✓ Solubility in CCl_4 : 99 % berat

5. Minarex B

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam
   - ✓ Bau : bau aspal
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,98
   - ✓ Flash point : 445 ^{0}F (min)
   - ✓ Pour point : 80 ^{0}F (max)
   - ✓ Visc.kinematic pada 210 ^{0}F : 15 cSt

I.4.2. Kilang Baru

I.4.2.1. Fuel Oil Complex II (FOC II)

a. Bahan Baku

Minyak Bumi Ardjuna

Dengan spesifikasi sebagai berikut

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : hitam

- ✓ Bau : berbau belerang
- ✓ Spesific gravity pada 60/60^{0}F : 0,8473
- ✓ Viskositas kinematik pada 30^{0}C : 4.97 Cst
- ✓ Pour point : 27 ^{0}C
- ✓ Komposisi:
  - ➢ Kadar air : < 0,05 % berat
  - ➢ Kadar sulfur : 0.11 % berat
  - ➢ Total (C1-C4) : 1.9 % berat
  - ➢ Ligh destilat : 20.05 % berat
  - ➢ Residu : 39 % berat
  - ➢ Kadar asphal : 0.24 %berat

2. Minyak Bumi attaka

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam
   - ✓ Bau : bau belerang
   - ✓ Spesific gravity pada 60/60^{0}F : 0,8133
   - ✓ Viskositas kinematik pada 10^{0}C : 2.32 Cst
   - ✓ Pour point : -33 ^{0}C
   - ✓ Komposisi :
     - Kadar air : < 0,05 % berat
     - Kadar sulfur : 0.044 % berat
     - Total (C1-C4) : 2.4 % berat
     - Ligh destilat : 32.55 % berat
     - Residu : 15.1 % berat
     - Kadar asphal : 0.07 %berat

3. Minyak Bumi minas

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam
   - ✓ Bau : bau belerang
   - ✓ Spesific gravity pada 60/60^{0}F : 0,8488

- ✓ Viskositas kinematik pada 40^0C : 23.6 Cst
- ✓ Pour point : 36 ^{0}C
- ✓ Komposisi :
  - Kadar air : 0.6 % berat
  - Kadar sulfur : 0.08% berat
  - Total (C1-C4) : 0.45 % berat
  - Ligh destilat : 7.5 % berat
  - Residu : 62.3% berat
  - Kadar asphal : 0.07 %berat

4. Minyak Bumi Arun

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam
   - ✓ Bau : bau belerang
   - ✓ Spesific gravity pada $60/60^0$F : 0,7632
   - ✓ Viskositas kinematik pada 10^0C : 1.11 Cst
   - ✓ Pour point : <-57 ^{0}C
   - ✓ Komposisi :
     - Kadar air : < 0,05 % berat
     - Kadar sulfur : 0.02 % berat
     - Total (C1-C4) : 5.3 % berat
     - Ligh destilat : 48.15 % berat
     - Residu : 7.15 % berat
     - Kadar asphal : 0.07 %berat

b. Produk yang Dihasilkan

1. LPG

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Jenis : LPG campuran
   - ✓ Wujud :gas(P=1atm,T=25^0C)
     Cair (P>5 kg/cm^2)
   - ✓ Kenampakan : tak berwarna

- ✓ Bau : khas (merkaptan)
- ✓ Komposisi
  - C2 : 0,2 % vol
  - C3 + C4 : 97,5 % vol
  - C5 + (C5 and heavier) : 2,0 % vol
- ✓ R.V.P at 100 ^{0}F : 120 Psi (max)
- ✓ Kandungan air : bebas air

2. Gasoline/Premium

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:
   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : kuning
   - ✓ Bau : khas bensin
   - ✓ Research octane number : 88 (min)
   - ✓ R.V.P at 100 ^{0}F : 62 Kpa (max)
   - ✓ Lead content : 0,30 gr/l (max)
3. Naphtha

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:
   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih/ bening
   - ✓ Bau : seperti kerosene
   - ✓ Spesific gravity pada 60/60^{0}F : 0,650
   - ✓ IBP : 25 ^{0}C (min)
   - ✓ End point : 204 ^{0}C (max)
   - ✓ R.V.P at 100 ^{0}F : 13,0 Psi (max)
4. Kerosene

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:
   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih
   - ✓ Bau : khas minyak tanah
   - ✓ Range rantai karbon : C9 – C16
   - ✓ Range titik didih : 300-550 ^{0}F

- ✓ Density 15^0C : 835 kg/m^3 (max)
- ✓ Flash point : 38 ^{0}C (min)
- ✓ Smoke point : 15 mm (min)

5. Solar

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : kuning kecoklatan, jernih
   - ✓ Bau : khas solar
   - ✓ Density 15 ^{0}C : 815 kg/m^3
   - ✓ Cetane number : 45 (min)
   - ✓ Pour point : 18 ^{0}C (max)
   - ✓ Visc.kinematik at 37,8^{0}C : 1,6 cSt (min)
   - ✓ Flash point : 60^{0}C (min)

6. Industrial Diesel Fuel (IDF)

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair, pada temperatur rendah
   - ✓ Kenampakan : hitam gelap
   - ✓ Bau : bau aspal yang kuat
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,84
   - ✓ Flash point : 150 ^{0}F (min)
   - ✓ Pour point : 65 ^{0}F (max)

7. Industrial Fuel Oil (IFO)

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam
   - ✓ Bau : bau aspal yang kuat
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,99
   - ✓ Flash point : 150 ^{0}F (min)
   - ✓ Pour point : 80 ^{0}F (max)

I.4.2.2. Lube Oil Complex II (LOC II)

a. Bahan Baku : Long Residu FOC I

Dengan spesifikasi sebagai berikut

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : hitam
- ✓ Bau : berbau aspal
- ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,9647
- ✓ Kinematic viscosity pada
  - 37,8 ^{0}C : 868,8 CSt
  - 60 ^{0}C : 198,2 CSt
  - 100 ^{0}C : 32,45 CSt

b. Produk yang dihasilkan

1. HVI 100

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : bau minyak pelumas
   - ✓ Flash point : 210 ^{0}C (min)
   - ✓ Visc.kinematic at 100^{0}C : 6,7 cSt

2. HVI 160S

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : bau minyak pelumas
   - ✓ Flash point : 228 ^{0}C (min)
   - ✓ Visc.kinematic pada 100^{0}C : 10,7 cSt

3. HVI 650

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : jernih dan terang
   - ✓ Bau : bau minyak pelumas
   - ✓ Flash point : 267 ^{0}C (min)

- ✓ Visc.kinematic at 100^0C : 30,5 cSt

4. Propane Asphalt

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : semi padat
   - ✓ Kenampakan : hitam kecoklatan
   - ✓ Bau : bau aspal
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 1,0 (min)
   - ✓ Flash point : 200 ^{0}C (min)
   - ✓ Solubility in CCl_4 : 99 % berat

5. Minarex B

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ✓ Wujud : cair
   - ✓ Kenampakan : hitam
   - ✓ Bau : bau aspal
   - ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,98
   - ✓ Flash point : 445 ^{0}F (min)
   - ✓ Pour point : 80 ^{0}F (max)
   - ✓ Visc.kinematic at 210 ^{0}F : 15 cSt

I.4.3. Kilang Paraxylene

a. Bahan Baku : Naphtha

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : jernih/ bening
- ✓ Bau : seperti kerosene
- ✓ Spesific gravity pada 60/60^{0}F : 0,650
- ✓ IBP : 25 ^{0}C
- ✓ End point : 204 ^{0}C

b. Produk yang Dihasilkan :

1. Paraxylene

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : jernih dan terang tanpa sedimen
- ✓ Bau : berbau khas aromatik
- ✓ Purity : 99,65 %berat
- ✓ Bromine index : 200 (max)

2. LPG

   Dengan spesifikasi sebagai berikut

   - ✓ Wujud :gas(P=1atm,T=25^{0}C)
     Cair (P>5 kg/cm^2)
   - ✓ Kenampakan : tak berwarna
   - ✓ Bau : khas (merkaptan)
   - ✓ Komposisi
     C2 : 0,5 % vol
     C3 + C4 : 97,5 % vol
     C5 + (C5 and heavier) : 2,0 % vol
   - ✓ R.V.P at 100 ^{0}F : 120 Psi (max)
   - ✓ Kandungan air : bebas air

3. Benzene

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

   - ❖ Wujud : cair
   - ❖ Kenampakan : jernih tak berwarna
   - ❖ Bau : khas aromatik
   - ❖ Bromine index : 15 (min)
   - ❖ Spesific gravity at 15,56/15,56^{0}C : 0,8830

I.4.4. Lube Oil Complex III (LOC III)

1. **Bahan Baku** : Long Residu FOC I

   Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : hitam
- ✓ Bau : bau aspal
- ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,9647
- ✓ Kinematic viscosity pada
  - 37,8 ^{0}C : 868,8 CSt
  - 60 ^{0}C : 198,2 CSt
  - 100 ^{0}C : 32,45 CSt

2. Produk yang dihasilkan

1. HVI 100

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : jernih dan terang
- ✓ Bau : bau minyak pelumas
- ✓ Flash point : 210 ^{0}C (min)
- ✓ Visc.kinematic at 100^{0}C : 6,7 cSt

2. HVI 160S

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : jernih dan terang
- ✓ Bau : bau minyak pelumas
- ✓ Flash point : 228 ^{0}C (min)
- ✓ Visc.kinematic at 100^{0}C : 10,7 cSt

3. HVI 650

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : jernih dan terang
- ✓ Bau : bau minyak pelumas
- ✓ Flash point : 267 ^{0}C (min)
- ✓ Visc.kinematic at 100^{0}C : 30,5 cSt

4. Propane Asphalt

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

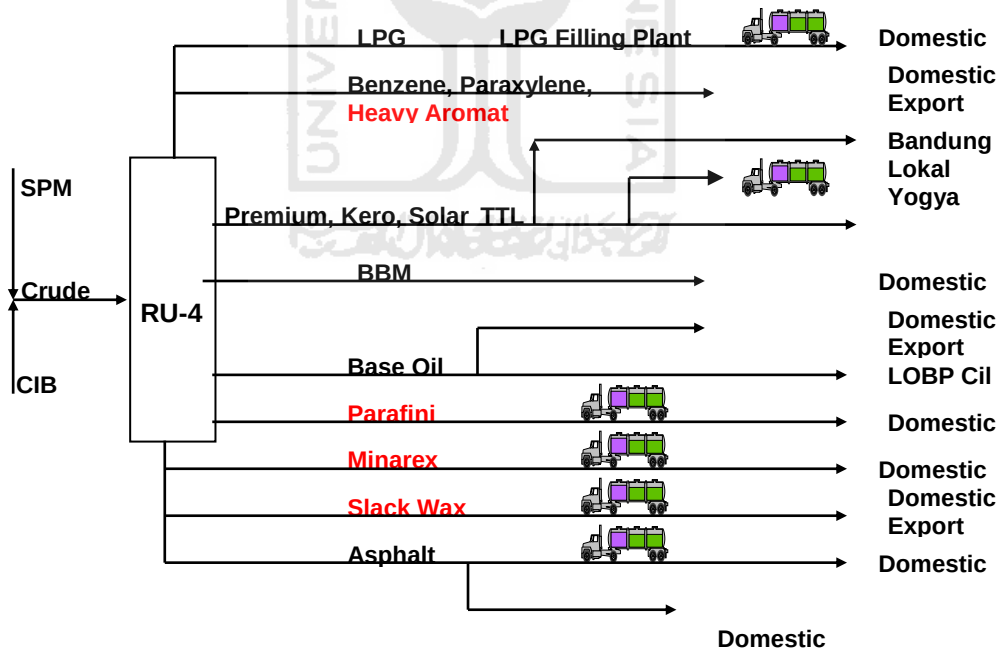
- ✓ Wujud : semi padat
- ✓ Kenampakan : hitam kecoklatan
- ✓ Bau : bau aspal
- ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 1,0 (min)
- ✓ Flash point : 200 ^{0}C (min)
- ✓ Solubility in CCl_4 : 99 % berat

5. Minarex B

Dengan spesifikasi sebagai berikut:

- ✓ Wujud : cair
- ✓ Kenampakan : hitam
- ✓ Bau : bau aspal
- ✓ Spesific gravity at 60/60 ^{0}F : 0,98
- ✓ Flash point : 445 ^{0}F (min)
- ✓ Pour point : 80 ^{0}F (max)
- ✓ Visc.kinematic at 210 ^{0}F : 15 cSt

I.4.5. Pemasaran Produk



Gambar I.9. Sistem Distribusi Produk

I.5. Jumlah Produksi dan Kapasitas kilang PT.PERTAMINA RU IV Cilacap

Produksi PT. PERTAMINA (Persero) RU IV Cilacap bermacam–macam, selain BBM, produk seperti *lube base oil* (bahan dasar minyak pelumas) dan aspal juga dihasilkan oleh PT. Pertamina (Persero) RU IV Cilacap. Tabel berikut menjelaskan produksi RU IV Cilacap dan kapasitasnya dari tiap-tiap unit:

Tabel I.11. Produksi dan Kapasitas FOC I

UNIT	KAPASITAS DESIGN	
	TPSD	BPSD
CDU I	16.126	118.000
NHT I	2.805	25.600
Hydrodesulfurizer	2.300	17.000
Platformer I	1.650	14.900
Propane Manufacturing	43,5	-
Kerosine Merox Treater	2.116	15.700
Sour Water Stripper	780	-
N_2 gas N_2 cair	100 Nm^3/jam 65 Nm^3/jam	-
CRU *Unit*	1615,2	-

Tabel I.12. Produksi dan Kapasitas FOC II

UNIT	KAPASITAS DESIGN	
	TPSD	BPSD
CDU II	30.680	230.000
NHT II	2.441	20.000
AH *Unibon*	3.084	23.000
Platformer II	2.441	20.000
LPG *Recovery*	636	-

Naphtha Merox	1.311	11.100
SWS	2.410	-
TDHT	1.802	13.200
Visbreaker	8.390	55.600

Tabel I.13. Produksi dan Kapasitas LOC I, II, dan III

UNIT	**KAPASITAS DESIGN (dalam TPSD)**		
	LOC I	**LOC II**	**LOC III**
High Vacuum Unit	2.574	3.883	-
Propone Deasphalting Unit	538	784	784
Furfural Extraction Unit	478 – 573	1.786 - 2.270	-
MEK *Dewaxing Unit*	226 – 337	501 - 841	501 – 841
Hydrotreating Unit	-	-	1.700

Tabel I.14. Produksi dan Kapasitas Kilang Paraxylene

UNIT	**KAPASITAS DESIGN (dalam TPSD)**
NHT	1.791
CCR *Platformer*	1.791
Sulfolane	1.100
Tatoray	1.730
Xylene Fractionator	4.985
Parex	4.440
Isomar	3.590

Tabel I.15. Grade dan Kapasitas Lube Base Oil

Grade	**Kapasitas (kilo ton/tahun)**
HVI 60	69,4
HVI 95/100	108,5
HVI 160s	104,6

HVI 650	145,5

I.6. Sarana Penunjang

Dalam kegiatan operasinya, baik Kilang BBM dan Kilang non BBM (NBM) maupun Kilang *Paraxylene* didukung oleh sarana penunjang antara lain:

I.6.1. Unit *Utilities*.

Yang berfungsi menyediakan tenaga listrik, tenaga uap dan kebutuhan air bersih, baik untuk keperluan operasi kilang, perkantoran, perumahan, rumah rakit dan fasilitas lainnya.

Refinery Unit IV mempunyai kapasitas Utilities :

a. Generator (Pembangkit Tenaga Listrik) sebesar 112 MW
b. Boiler sebesar 790 Ton/jam
c. *Sea Water Desalination* (Desalinasi Air Laut) sebesar 540 Ton/jam

I.6.2. Tangki Penimbunan

Yang digunakan sebagai penampung bahan baku minyak mentah, produk antara, produk akhir maupun air bersih untuk keperluan operasional Kilang.

I.6.3. Laboratorium

Yang berfungsi untuk mengontrol spesifikasi dan kualitas dari minyak mentah, produk antara, produk akhir, termasuk juga untuk pusat penelitian dan pengembangan.

I.6.4. Workshop

Yang berfungsi untuk perbaikan peralatan Kilang yang mengalami kerusakan bahkan pada saat tertentu membuat peralatan pengganti yang sangat diperlukan bagi operasi Kilang.

I.6.5. Health Safety Environment (HSE)

Fungsi Bidang HSE adalah menyelenggarakan upaya pencegahan dan pengendalian terjadinya kecelakaan, kebakaran, pencemaran lingkungan guna meminimalkan risiko kerugian perusahaan agar tercipta kegiatan operasi kilang yang aman, efektif dan berwawasan lingkungan.

I.6.6. Marine

Adalah salah satu bagian yang bertugas untuk mengatur lalu lintas kapal – kapal tanker dan mendukung bongkar muat minyak mentah serta produk Kilang yang terletak di area Kilang.

I.6.7. Operasi Komunikasi

Yang menyediakan sarana komunikasi antara lain radio HT, telepon dan peralatan elektronika lainnya untuk kepentingan operasional.

Sarana kesejahteraan dan rekreasi untuk pekerja dan keluarga, meliputi berbagai fasilitas antara lain :

1. Fasilitas Rumah Sakit
2. Sarana Olah Raga
3. Sarana Ibadah
4. Koperasi Wanita Patra
5. Gedung Pertemuan
6. Wisma Griya Patra
7. Koperasi Pekerja PERTAMINA (Kopama)

1.7. STRUKTUR ORGANISASI

PERTAMINA merupakan suatu Badan Usaha Milik Negara (BUMN) dan satu-satunya badan usaha yang mendapat wewenang untuk mengelola kekayaan negara berupa minyak dan gas bumi. PERTAMINA didirikan tahun 1972 berdasarkan Undang – Undang Republik Indonesia No.8 Tahun 1972. PERTAMINA merupakan penggabungan dari PN PERTAMINA dan PN Permina pada tahun 1968.

Dan dalam perkembangannya, berdasarkan Peraturan Pemerintah No.21 Tahun 2003 sebagai amanat dari pasal 60 UU No.22 Tahun 2001 tentang Minyak dan Gas Bumi serta akta pendirian PT (Persero) PERTAMINA yang dilakukan oleh Menteri Keuangan dilaksanakan pengalihan Badan Bukum serta pengalihan Direksi dan Komisaris. Mulai tanggal 1 Oktober 2003 PERTAMINA berubah menjadi persero. Melalui *Surat Ketetapan Direktur Utama No. 53/C00000/2008-SO,* ***Pertamina Unit Pengolahan IV Cilacap*** **(UP IV)** berubah namanya menjadi ***Pertamina Refinery Unit IV Cilacap***. Perubahan ini diharapkan dapat mempercepat transformasi Pertamina menjadi Kilang Minyak yang unggul dan menuju Perusahaan Minyak bertaraf internasional.

1.7.1. Visi, Misi, Motto, Logo, dan Slogan PT. PERTAMINA (Persero)

1. **Visi PT PERTAMINA (Persero)**

   "Menjadi Perusahaan Energi Nasional kelas dunia"

2. **Misi PT PERTAMINA (Persero)**

   "Menjalankan Usaha Inti Minyak, Gas, serta Energi baru dan terbarukan secara terintegrasi, berdasarkan prinsip-prinsip komersial yang kuat"

3. **Motto PT. PERTAMINA (PERSERO)**

“Sikap jujur, tegakkan disiplin, sadar biaya dan puaskan pelanggan”

Visi, Misi, Motto PT. PERTAMINA RU IV Cilacap

Khusus PT PERTAMINA (Persero) Reffinery Unit. IV Cilacap secara organisasi berada di jajaran Direktorat Hilir, dan mengemban tugas mengolah minyak mentah menjadi produk BBM dan Non BBM.

1. **Visi Pertamina RU IV Cilacap**

   ”Menjadi kilang minyak yang unggul di Asia Tenggara dan kompetitif di Asia pada tahun 2015”

2. **Misi Pertamina RU IV Cilacap**

   “Mengolah minyak bumi menjadi produk BBM, Non BBM, dan Petrokimia untuk memberikan nilai tambah bagi perusahaan”, dengan tujuan memuaskan *stakeholder* melalui peningkatan kinerja Perusahaan secara profesional, berstandar internasional, dan berwawasan lingkungan.

3. **Motto Pertamina RU IV Cilacap**

   “Bekerja dalam kebersamaan untuk keunggulan bersama

Nilai – nilai PERTAMINA

Dalam mencapai visi dan misinya, PERTAMINA berkomitmen untuk menerapkan tata nilai sebagai berikut:

- Clean (Bersih)

  Dikelola secara profesional, menghindari benturan kepentingan, tidak menoleransi suap, menjunjung tinggi kepercayaan dan integritas. Berpedoman pada asas – asas tata kelola korporasi yang baik.

- Competitive (kompetitif)

  Mampu berkompetisi dalam skala regional maupun internasional, mendorong pertumbuhan melalui investasi, membangun budaya sadar biaya dan menghargai.

- Confident (Percaya Diri)

Berperan dalam pembangunan ekonomi nasional, menjadi pelopor dalam reformasi BUMN, dan membangun kebanggaan bangsa.

- Customer Focused (Fokus pada Pelanggan)

  Berorientasi pada kepentingan pelanggan, dan berkomitmen untuk memberikan pelayanan terbaik kepada pelanggan.

- Commercial (komersial)

  Menciptakan nilai tambah dengan orientasi komersial, mengambil keputusan berdasarkan prinsip – prinsip bisnis yang kuat.

- Capable (berkemampuan)

  Dikelola oleh pemimpin dan pekerja yang profesional dan memiliki talenta dan penguasaan teknis tinggi, berkomitmen dalam membangun riset dan pengembangan.

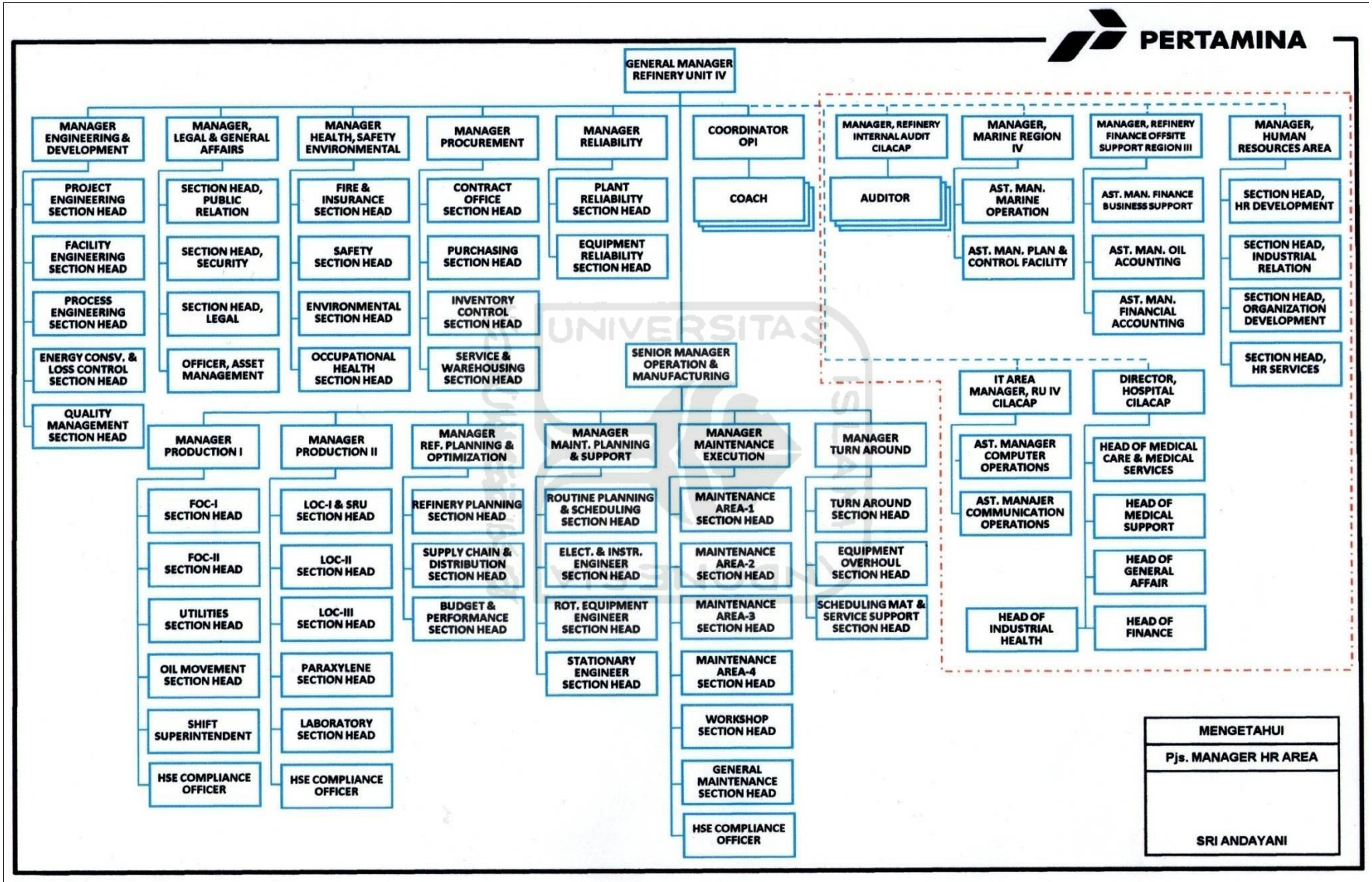
I.7.2. Sistem Manajemen dan Pengawasan

PERTAMINA dikelola oleh suatu Dewan Direksi Perusahaan dan diawasi oleh suatu Dewan Komisaris Pemerintah untuk PERTAMINA (DKPP). Pelaksanaan kegiatan PERTAMINA diawasi oleh seperangkat pengawas yaitu Lembaga Negara, Pemerintah maupun dari unsur *intern* PERTAMINA sendiri.

Dari segi organisasi, PERTAMINA dipimpin oleh seorang Direktur Utama yang membawahi lima orang Direktur, yaitu :

1. President Director & COE
2. Director, Investment planning & Risk Management
3. Director Upstream
4. Director Refinery
5. Director Marketing & Trading
6. Director General Affairs
7. Director Human Resources
8. Director Finance

Sedangkan untuk struktur organisasi PT PERTAMINA (Persero) RU. IV Cilacap adalah sebagai berikut:


PERTAMINA
GENERAL MANAGER REFINERY UNIT IV
MANAGER ENGINEERING & DEVELOPMENT
PROJECT ENGINEERING SECTION HEAD
FACILITY ENGINEERING SECTION HEAD
PROCESS ENGINEERING SECTION HEAD
ENERGY CONSV. & LOSS CONTROL SECTION HEAD
QUALITY MANAGEMENT SECTION HEAD
MANAGER, LEGAL & GENERAL AFFAIRS
SECTION HEAD, PUBLIC RELATION
SECTION HEAD, SECURITY
SECTION HEAD, LEGAL
OFFICER, ASSET MANAGEMENT
MANAGER HEALTH, SAFETY ENVIRONMENTAL
FIRE & INSURANCE SECTION HEAD
SAFETY SECTION HEAD
ENVIRONMENTAL SECTION HEAD
OCCUPATIONAL HEALTH SECTION HEAD
MANAGER PROCUREMENT
CONTRACT OFFICE SECTION HEAD
PURCHASING SECTION HEAD
INVENTORY CONTROL SECTION HEAD
SERVICE & WAREHOUSING SECTION HEAD
MANAGER RELIABILITY
PLANT RELIABILITY SECTION HEAD
EQUIPMENT RELIABILITY SECTION HEAD
COORDINATOR OPI
COACH
MANAGER, REFINERY INTERNAL AUDIT CILACAP
AUDITOR
MANAGER, MARINE REGION IV
AST. MAN. MARINE OPERATION
AST. MAN. PLAN & CONTROL FACILITY
MANAGER, REFINERY FINANCE OFFSITE SUPPORT REGION III
AST. MAN. FINANCE BUSINESS SUPPORT
AST. MAN. OIL ACOUNTING
AST. MAN. FINANCIAL ACCOUNTING
MANAGER, HUMAN RESOURCES AREA
SECTION HEAD, HR DEVELOPMENT
SECTION HEAD, INDUSTRIAL RELATION
SECTION HEAD, ORGANIZATION DEVELOPMENT
SECTION HEAD, HR SERVICES
SENIOR MANAGER OPERATION & MANUFACTURING
IT AREA MANAGER, RU IV CILACAP
AST. MANAGER COMPUTER OPERATIONS
AST. MANAJER COMMUNICATION OPERATIONS
HEAD OF INDUSTRIAL HEALTH
DIRECTOR, HOSPITAL CILACAP
HEAD OF MEDICAL CARE & MEDICAL SERVICES
HEAD OF MEDICAL SUPPORT
HEAD OF GENERAL AFFAIR
HEAD OF FINANCE
MANAGER PRODUCTION I
FOC-I SECTION HEAD
FOC-II SECTION HEAD
UTILITIES SECTION HEAD
OIL MOVEMENT SECTION HEAD
SHIFT SUPERINTENDENT
HSE COMPLIANCE OFFICER
MANAGER PRODUCTION II
LOC-I & SRU SECTION HEAD
LOC-II SECTION HEAD
LOC-III SECTION HEAD
PARAXYLENE SECTION HEAD
LABORATORY SECTION HEAD
HSE COMPLIANCE OFFICER
MANAGER REF. PLANNING & OPTIMIZATION
REFINERY PLANNING SECTION HEAD
SUPPLY CHAIN & DISTRIBUTION SECTION HEAD
BUDGET & PERFORMANCE SECTION HEAD
MANAGER MAINT. PLANNING & SUPPORT
ROUTINE PLANNING & SCHEDULING SECTION HEAD
ELECT. & INSTR. ENGINEER SECTION HEAD
ROT. EQUIPMENT ENGINEER SECTION HEAD
STATIONARY ENGINEER SECTION HEAD
MANAGER MAINTENANCE EXECUTION
MAINTENANCE AREA-1 SECTION HEAD
MAINTENANCE AREA-2 SECTION HEAD
MAINTENANCE AREA-3 SECTION HEAD
MAINTENANCE AREA-4 SECTION HEAD
WORKSHOP SECTION HEAD
GENERAL MAINTENANCE SECTION HEAD
HSE COMPLIANCE OFFICER
MANAGER TURN AROUND
TURN AROUND SECTION HEAD
EQUIPMENT OVERHOUL SECTION HEAD
SCHEDULING MAT & SERVICE SUPPORT SECTION HEAD
MENGETAHUI
Pjs. MANAGER HR AREA
SRI ANDAYANI

I.7.3 Sistem Organisasi dan Kepegawaian

Direktur Pengolahan PERTAMINAmembawahi unit – unit pengolahan yang ada di Indonesia . Kegiatan utama operasi kilang di RU IV Cilacap adalah :

- Kilang Minyak (BBM dan Non BBM)
- Kilang Petrokimia

I.7.3.1. Sistem Organisasi

. Refinery Unit IV Cilacap dipimpin oleh seorang General Manager yang membawahi:

- Engineering and Development Manager
- Legal & General Affairs Manager
- Health Safety Environmental Manager
- Procurement Manager
- Reability Manager
- Senior Manager Operation and Manufacturing (Manajer Kilang) membawahi :
  - Production I Manager
  - Production II Manager
  - Refinery Planning and Potimization Manager
  - Maintenance Planning and Supporting Manager
  - Maintenance Execution Manager
  - Turn Around Manager
- OPI Coordinator
- IT RU IV Cilacap Area Manager
- Director of Pertamina Hospital Cilacap
- Refinery Internal Audit Cilacap Manager
- Marine Region IV Manager
- Refenery finance offsite support region III
- Human Resources Area Manager

I.7.3.2 Sistem Kepegawaian

Dalam kegiatannya sehari-hari, PERTAMINA mempunyai pekerja-pekerja di lingkungannya. Secara garis besar pekerja PERTAMINA dibagi menjadi:

- Pegawai Pembina, pegawai golongan 2 ke atas
- Pegawai Utama, pegawai golongan 5-3
- Pegawai Madya, pegawai golongan 9-6
- Pegawai Biasa, pegawai golongan 16-10

Dengan Pembagian jam kerja sebagai berikut :

- Pekerja Harian :

  Untuk pekerja harian bekerja selama 40 jam kerja setiap minggu dengan perincian sebagai berikut :

  Hari Senin – Jum'at : 07.00 – 15.30
  Istirahat : 12.00 – 13.00

- Pekerja Shift :

  Untuk pekerja shift bekerja dengan sistem 3:1, artinya 3 hari kerja dan 1 hari libur. Periode tersebut berjalan secara bergantian dari jaga pagi, sore, dan malam dengan jam kerja sebagai berikut:

Untuk pekerja operasi:

Shift pagi : 08.00-16.00
Shift sore : 16.00-24.00
Shift malam : 00.00-08.00

Untuk pekerja *security*:

Shift pagi : 06.00-14.00
Shift sore : 14.00-22.00
Shift malam : 22.00-06.00

I.7.4. Fasilitas Kesejahteraan

Fasilitas kesejahteraan yang tersedia di PERTAMINA Reffinery Unit. IV Cilacap adalah:

1. Perumahan

   PERTAMINA RU. IV Cilacap memiliki tiga lokasi kompleks perumahan yang disediakan bagi pekerja staf dan pekerja non staf sesuai kebijaksanaan yang berlaku. Lokasi perumahan tersebut adalah:

- Perumahan Gunung Simping,
- Perumahan Lomanis, Donan,
- Perumahan Tegal Katilayu,
- Untuk tamu disediakan Griya Patra dan Mess No.39 dan No.40 di Perumahan Gunung Simping.

2. Sarana Kesehatan, meliputi:
    - Klinik Darurat, terletak di kilang sebagai pertolongan pertama bila terjadi kecelakaan kerja.
    - Rumah Sakit PERTAMINA Cilacap terletak di kompleks Tegal Katilayu, sebuah rumah sakit yang cukup modern dan berfungsi melayani kesehatan pekerja dan keluarganya serta masyarakat.
3. Sarana Pendidikan

    Untuk meningkatkan kemampuan dan karir, PERTAMINA memberikan kesempatan bagi pekerjanya untuk mengikuti pendidikan atau pelatihan. Selain itu untuk anak-anak pekerjanya, PERTAMINA memiliki TK dan SD YPMC (Yayasan Patra Mandiri Cilacap) yang terbuka bagi keluarga pekerjanya dan untuk umum.
4. Sarana Rekreasi, Olahraga dan Ibadah

    Terdapat dua gedung pertemuan dan rekreasi yang dimiliki PERTAMINA RU. IV untuk pekerja dan keluarganya, yaitu Patra Graha dan Patra Ria. Sedangkan untuk sarana olahraga, fasilitas yang ada:
    - Lapangan sepakbola
    - Lapangan bola voli
    - Lapangan bulutangkis
    - Lapangan tenis
    - Lapangan golf
    - Lapangan basket
    - Kolam renang

    Sarana ibadah:
    - Sebuah masjid di Perumahan Gunung Simping
    - Sebuah masjid di Perumahan Lomanis
    - Sebuah masjid di Perumahan Tegal Katilayu

5. Sarana Perhubungan dan Telekomunikasi

Kompleks-kompleks perumahan PERTAMINA Cilacap, Kantor PERTAMINA dan lokasi kilang dilengkapi dengan sarana telekomunikasi pesawat telepon yang dapat digunakan bagi kegiatan operasional lingkungan PERTAMINA.

6. Perlengkapan Kerja

Untuk perangkat kerja dan keselamatan kerja bagi setiap pekerja maka diberikan antara lain pakaian kerja dan jas hujan, topi dan sepatu keselamatan, pelindung telinga, sarung tangan dan pelindung pernapasan.

7. Keuangan dan Cuti

Finansial yang diberikan pada setiap pekerja terdiri dari:

- Gaji setiap bulan sesuai dengan pangkat dan golongan
- Jasa produksi (bila ada keuntungan yang didapat) dan uang cuti tahunan
- Premi *shift* dan uang lembur bagi pekerja shift

Untuk pekerja yang sudah pensiun diberi pesangon dan tiap bulannya menerima uang pensiun. Untuk keperluan cuti maka pekerja mendapat kesempatan cuti selama 12 hari kerja setiap tahunnya dan setiap 3 tahun mendapatkan cuti sebesar 26 hari kerja.

I.8 Health Safety Enverironment (HSE)

Di PT Pertamina RU IV Cilacap terdapat bagian yang menangani Health Safety Environment (HSE). Bagian ini mempunyai tugas antara lain:

1. Sebagai *advisor body* dalam usaha pencegahan kecelakaan kerja, kebakaran/peledakan, dan pencemaran lingkungan.
2. Melaksanakan penanggulangan kecelakaan kerja, kebakaran/peledakan, dan pencemaran lingkungan.

3. Melakukan pembinaan aspek HSE kepada pekerja maupun mitra kerja (pihak III) untuk meningkatkan *safety awareness*, melalui pelatihan, *safety talk, operation talk*, dsb.
4. Kesiapsiagaan sarana dan prasarana serta personil untuk menunjang pelaksanaan, pencegahan, dan penanggulangan kecelakaan kerja, kebakaran/peledakan, dan pencemaran lingkungan.

Dalam melaksanakan tugasnya, HSE dibagi menjadi 4 bagian dengan fungsi masing-masing termasuk juga dalam usaha penanganan limbah.

I.8.1. Fire and Insurance

Bagian ini mempunyai tugas antara lain:

a. Meningkatkan kesiapsiagaan petugas dan peralatan pemadam kebakaran dalam menghadapi setiap potensi terjadinya kebakaran.
b. Meningkatkan kehandalan sarana untuk penanggulangan kebakaran.
c. Mencegah dan menanggulangi kebakaran/ledakan, serta bekerja sama dengan bagian yang bersangkutan.
d. Mengadakan penyelidikan (*fire investigation*) terhadap setiap kasus terjadinya kebakaran.
e. Pelaksanaan *risk survey* dan kegiatan pemantauan terhadap rekomendasi asuransi.
f. Melakukan *fire inspection* secara rutin dan berkala terhadap sumber bahaya yang berpotensi terhadap resiko kebakaran.
g. Penyelenggaraan usaha pembinaan/pelatihan, administrasi untuk meningkatkan sistem dan prosedur keselamatan kerja.

I.8.2. Enviromental

Bagian ini mempunyai tugas antara lain:

a. Mencegah dan menanggulangi pencemaran di dalam dan di sekitar daerah operasi PT Pertamina RU IV Cilacap.
b. Pengelolaan dan pemantauan kualitas lingkungan sesuai dengan standar dan ketentuan perundangan yang berlaku.
c. Pengelolaan bahan berbahaya dan beracun, mencakup: pengangkutan, penyimpanan, pengoperasian, dan pemusnahan.

d. Pengelolaan *house keeping* dan penghijauan di dalam dan sekitar area kilang.

I.8.3. Safety

Bagian Safety atau Keselamatan Kerja (KK) bertugas merencanakan, mengatur, menganalisa dan mengkoordinasikan pelaksanaan kegiatan pencegahan kecelakaan dan penyakit akibat kerja guna tercapai kondisi kerja yang aman, sesuai norma-norma kesehatan untuk menghindarkan kerugian Perusahaan.

Tanggung jawab bidang tugasnya adalah :

a. Penyelenggaraan kegiatan pencegahan kecelakaan kerja dan penyakit akibat kerja guna mencapai kondisi operasi yang aman sesuai norma-norma keselamatan.
b. Penyelenggaraan kegiatan penanggulangan kecelakaan dan yang mengakibatkan kerusakan peralatan guna meminimalkan kerugian Perusahaan.

I.8.4. Occupational Health

Bagian Occupational Health menangani hal-hal yang berkaitan dengan kesehatan kerja dan penyakit akibat kerja. Adapun kegiatan-kegiatan yang dilakukan oleh unit ini meliputi :

a. Mengukur, memantau, merekomendasi pengendalian bahaya lingkungan kerja industri mulai dari faktor kimia (gas,debu), fisika (bising, getaran, radiasi, iluminasi), biologi (serangga,tikus, binatang buas), dan ergonomi.
b. Melakukan penyuluhan dan bimbingan tentang *health talk.*
c. Pengelolaan kotak P3K
d. Inspeksi dan rekomendasi sanitasi lingkungan kerja bermasalah.

Pemantauan, perawatan alat HSE serta *maintenance* alat ukur Hazard.

I.9. Penanganan Limbah

Di dalam eksplorasi dan produksi minyak dan gas bumi negara, Pertamina RU IV Cilacap tidak dapat lepas dari penanganan limbah yang dihasilkan. Limbah yang dihasilkan dalam pengolahannya dapat diklasifikasikan menjadi tiga, yaitu : bahan buangan cair, gas dan sludge.

a. Pengolahan Buangan Cair

Pada dasarnya prinsip dari pengolahan air limbah adalah menghilangkan unsur – unsur yang tidak dikehendaki dalam air limbah secara fisik, kimia ataupun biologi. Pertamina RU IV Cilacap dalam mengolah limbah cairnya tidak dilakukan pada tiap– tiap unit, namun limbah dari beberapa unit digabung menjadi satu baru kemudian diolah. Limbah cair pengolahannya dilakukan secara bertahap meliputi : *Sour Water Stripper* (SWS), *Corrugated Plate Inceptor* (CPI) dan *Holding Basin*.

1. ***Sour Water Stripper*** **(SWS)**

Unit ini dirancang untuk mengolah sour water dari Visbreaking Unit, Naphta Hydrotreating Unit, High Vacum Unit, Crude Distillation Unit, AH Unibon, Destillate Hydrotreating Unit yang mengandung H_2S, NH_3, fenol, CO_2, mercaptan, cyanida dan pada hydrocracking sour water terdapat fluorida. Unit ini dirancang untuk dapat membersihkan 97 % dari H_2S yang kemudian dibakar diflare, sedang air bersih yang tersisa dapat digunakan kembali. Dalam sour water H_2S dan NH_3 terdapat dalam bentuk NH_4HS yang merupakan garam dari basa lemah dan asam lemah. Di dalam larutan ini, garam terhidrolisa menjadi H_2S dan NH_3.

Reaksi :

$$NH_4 + H_2S \longrightarrow NH_3 + H_2S$$

H_2S dan NH_3 bebas sangat mudah menguap dalam fase cair. Gas H_2S dan NH_3 dapat dipisahkan dengan menggunakan steam sebagai stripping medium atau steam yang terjadi dari pemanasan sour water itu sendiri (dalam reboiler). Hidrolisa akan naik dengan naiknya suhu. Kelarutan H_2S cepat dipisahkan. Sour water yang telah mengalami stripper akan menaikkan konsentrasi NH_3/H Pada unit 052 terdapat empat boiler dengan kapasitas masing – masing 110 ton/jam HP steam. Jenis boiler yang dipakai adalah water tube boiler yang mampu menghasilkan HP steam pada tekanan 60 kg/cm^2 dan temperatur 460^{0}C. Penghasil HP steam lainnya adalah Waste Heat Boiler (WHB) yang terdapat di unit 014 dan 019 menghasilkan MP steam dengan kapasitas masing-masing 30 ton/jam. MP steam digunakan untuk pengabut bahan bakar minyak, vacuum

ejector, soot blowing dan lain – lain. LP steam yang dihasilakn mempunyai tekanan 3,5 kg /cm^2 dan temperatur 330^0C. LP steam digunakan untuk pemanas pipa – pipa, stripping steam pada distilasi.

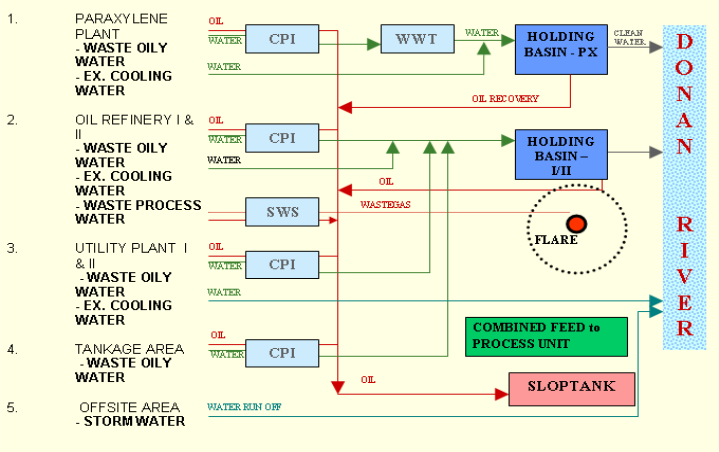
2. ***Corrugated Plate Interceptor* (CPI)**

Corrugated Plate Interceptor (CPI) adalah jenis alat atau bangunan penangkap minyak yang berfungsi untuk memisahkan air dan minyak dengan menggunakan plate sejajar, dibuat dari fiber glass yang bergelombang yang dipasang dengan kemiringan tertentu, bekerja secara gravitasi. CPI memiliki kemampuan memisahkan lebih besar dibanding dengan alat pemisah lain, mampu memisahkan partikel minyak sampai dibawah 150 mikron dengan menggunakan permukaan pemisah tambahan berupa plat sejajar maka didapatkan proses pemisahan dalam kondisi laminer dan stabil. Kecepatan aliran dari plat yang bergelombang dan perbedaan spesifik grafity antara minyak dan air menyebabkan minyak akan naik ke atas, sedangkan air akan turun ke bawah yang kemudian masuk parit dan akhirnya ke Holding Basin untuk diolah lebih lanjut sebelum dibuang ke badan air penerima (Sungai Donan).

3. ***Holding Basin***

Holding basin adalah kolom untuk menahan genangan minyak bekas buangan pabrik supaya tidak lolos ke badan air penerima, dengan perantaraan skimmer (penghisap genangan minyak dipermukaan), floating skimmer (menghisap minyak di bagian tengah), dan baffle (untuk menahan agar minyaknya tidak terbawa ke badan air penerima). Selanjutnya genangan minyak ditampung pada sump pit kemudian dipompakan ke tangki slops untuk direcovery. Holding Basin dibuat dengan tujuan untuk mencegah pencemaran lingkungan, khususnya bila oil water sampai lolos ke badan air. Genangan minyak berasal dari bocoran – bocoran peralatan pabrik atau lainnya. Holding basin yang terdapat di Pertamina RU IV Cilacap ada dua yaitu Exciting Holding Basin Unit 49 dan New Holding Basin Unit 66.

Blok Diagram Pengelolaan Air Buangan Kilang dapat dilihat pada Gambar I.10.



Gambar I.10 Blok Diagram Pengelolaan Air Buangan Kilang

b. Pengolahan Buangan Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara :

a. Dibuat stack / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap.
b. Gas–gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar dengan menggunakan flare.

c. Pengolahan Buangan Sludge

Sludge merupakan salah satu limbah yang dihasilkan dalam industri minyak yang tidak dapat dibuang begitu saja ke alam bebas karena mencemari lingkungan. Pada sludge selain mengandung lumpur / pasir dan air juga masih mengandung hidrokarbon (HC) fraksi berat yang tidak dapat direcovery ke dalam proses maupun bila dibuang ke lingkungan tidak akan terurai secara alamiah dalam waktu singkat. Perlu dilakukan pemusnahan hidrokarbon tersebut untuk menghindari pencemaran lingkungan. Dalam usaha tersebut di PERTAMINA RU IV Cilacap, sludge dibakar dalam suatu ruang pembakar (*incinerator*) pada temperatur tertentu sehingga lumpur/pasir yang tidak terbakar dapat digunakan untuk *landfill* atau dibuang di suatu area tanpa mencemari lingkungan.

BAB II
PROSES PRODUKSI

II.1. Deskripsi Proses

Tujuan pembangunan Kilang *Paraxylene Complex* (KPC) adalah:

1. Memasok kebutuhan bahan baku pabrik PTA Plaju yang beroperasi sejak tahun 1986, dimana bahan baku selama ini masih impor.
2. Menghemat devisa negara.
3. Meningkatkan nilai tambah *naphtha*.

Produk utama yang dihasilkan oleh kilang ini adalah *paraxylene* (99,65%) dan benzene (99,99%). Sedangkan produk samping yang dihasilkan adalah LPG, raffinate, *heavy aromate,* dan toluene. KPC memiliki tujuh unit pemroses yang berfungsi untuk melangsungkan proses untuk mencapai tujuan KPC yang secara jelas dapat dilihat pada tabel II.1

Tabel II.1Unit – Unit Proses di KPC

Kode	Unit Proses	Kapasitas terpasang (ton/hari)
82	*Naphtha Hydrotreater*	1.791
84	*CCR* dan *Platformer*	1.791
85	Sulfolane	1.100
86	Tatoray	1.730
87	*Xylene Fractionation*	4985
88	Parex	4.440
89	Isomar	3.590

Sumber : PT. Pertamina RU – IV Cilacap

Aliran proses yang terjadi pada setiap unit secara rinci adalah sebagai berikut :

II.1.1. Naphtha Hydrotreater Unit (Unit 82)

Naphtha hydrotreater unit adalah tempat terjadinya proses pemisahan katalitik dengan menggunakan katalis UOP S – 9 dan *hydrogen – rich gas stream* untuk memisahkan senyawa organic sulfur, oksigen dan nitrogen yang

terkandung di dalam fraksi *naphtha* serta juga untuk mengilangkan senyawa organo – metalik dan senyawa saturasi olifenik.

Katalis S – 9 digunakan dengan komposisi alumina base dengan senyawa cobalt dan molybdenum sebagai aktif metal. Katalis ini sensitif terhadap berbagai jenis racun yang memengaruhi reaksi dehidrogenasi pada unit *platformer*.

Heavy naphtha dari FOC II masuk ke *Feed Surge Drum* (82-V-201) kemudian dialirkan masuk ke *Charge Pumps* (82-P-201A dan B). Pada *flow control valve*, umpan naphtha bercampur dengan *recycle gas* dari *recycle gas compressor* (82-K-201A dan B). *Combined feed* kemudian akan memasuki sisi *shell* dari delapan *combined feed exchanger* (82-E-201A-H). *Combined feed* tersebut dipanskan oleh panas yang dipindahkan dari keluaran reaktor yang mengalir pada sisi *tube* dari *heat exchanger*. Combined feed yang keluar dari heat exchanger terakhir sudah berubah menjadi 100% vapor. Setelah itu combined feed vapor mengalir menuju charge heater (82-F-201) yang berfungsi untuk memanaskan vapor tersebut hingga temperaturnya mencapai 315^0C. Flue gas dari heater (82-F-201) dikirimkan ke waste heat recovery section yang berlokasi di bagian atas *platformer* reactor heaters.

Combined feed masuk ke bagian atas dari reactor (82-R-201) dan mengalir ke bawah melewati unggun katalis. Pada reactor inilah terjadi reaksi – reaksi penyingkiran senyawa impuritis yang dapat meracuni katalis R-134 di platforming reactor. Keluaran dari reactor ini mengalir ke sisi tube dari exchanger (82-E-201A-H) kemudian didinginkan di air cooled product condenser (82-E-202).

Titik injeksi condensate wash dilokasikan pada tiga tempat, yakni upstream dari 82-E-201-G, downstream dari 82-E-201-H, dan pada inlet dari setiap 82-E-202 fin fan bundles. Wash water digunakan untuk menyingkirkan garam – garam ammonium klorida dan untuk melarutkan hydrogen klorida yang

mungkin ada. Wash water injection pump (82-P-205) memeroleh kondensat dinginnya dari wash water tank (82-V-205).

Dari product condenser, keluaran reactor memasuki product separator (82-V-202) yang akan memisahkan fasa gas dan juga hidrokarbon liquid. Selain itu, product separator juga dilengkapi dengan water boot untuk mengumpulkan air yang diinjeksikan untuk penyingkiran garm – garam.

Gas yang meninggalkan product separator dialirkan dahulu ke recycle compressor suction drum (82-V-203) yang berfungsi untuk mencegah liquid yang mungkin masih ada di dalam gas masuk ke dalam kompresor supaya komprsor terhindar dari kerusakan akibat kemasukan liquid. Setelah itu gas dialrkan ke recycle gas compressors (82-K-201A dan B). Tipe kompresor ini adalah reciprocating dengan single stage lubricated cylinder. Pada discharge kompresor, gas dialirkan kembali ke awal dari reactor circuit dan dicampur dengan fresh feed.

Hidrokarbon cair produk dari separator dipanaskan terlebih dahulu di stripper column feed bottom exchangers (82-E-203A-C) sebelum masuk pada tray ke-7 dari stripper column. Fungsi dari stripper ini adalah untuk menyingkirkan hydrogen, gas ringan, air, dan kontaminan lain seperti hydrogen sulfide dari naphtha sebelum dialirkan ke platforming unit.

Stripper overhead vapor didinginkan di stripper column condenser (82-E-205) kemudian dialirkan ke stripper column receiver (82-V-204). Biasanya tidak ada overhead liquid product yang dihasilkan karena seluruh liquid di dalam receiver dipompa kembali ke stripper sebagai reflux dengan stripper column reflux pump (82-P-203 A dan B).

Sistem stripper bagian atas juga dilengkapi dengan system penambahan Unicor inhibitor untuk mencegah korosi oleh hydrogen sulfide pada system perpipaan dan peralatan proses. Unicor inhibitor dipompakan dari Unicor

Injection Tank (82-V-207) oleh Unicor Injection Pump (82-P-206) dengan tipe positive displacement.

Sebagian naphtha yang keluar dari bagian bawah kolom dipompa oleh Stripper Column Bottom Pumps (82-P-202A dan B) ke reboiler. Stripper Reboiler Heater (82-F-202) digunakan untuk memenuhi panas yang dibutuhkan untuk membangkitkan uap. Bahan bakar heater ini adalah fuel oil dan atau fuel gas. Sebagian naphtha lainnya dipompa menuju Stripper Column Feed Bottom Exchangers (82-E-203A-C) untuk didinginkan terlebih dahulu kemudian langsung dialirkan ke Platforming Unit.

II.1.2. CCR/Platformer Unit (Unit84)

Pada unit ini, deskripsi proses akan dibagi menjadi 2 bagian yaitu di unit Platformer serta pada CCR di mana berlangsungnya regenerasi katalis.

II.1.2.1. Platformer Unit

Fungsi dari proses ini pada awalnya adalah untuk mengubah *straight – run naphtha* yang memiliki nilai oktan rendah menjadi komponen yang memiliki nilai oktan tinggi dengan cara menimbulkan reaksi kimia dengan bantuan katalis sebagai promotor.

Umpan yang sudah bercampur dengan *recycle gas* H_2 dan *propylene dichloride* (PDC) masuk ke preheater 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 and tubes.* Media pemanas yang digunakan adalah keluaran reaktor ke empat. *Charge heater* pada unit ini terdiri dari 4 sel yang terpisah dan masing – masing berfungsi memanaskan umpan untuk reaktor pertama sampai ke empat. *Tube* untuk aliran umpan dipasang tegak lurus terhadap dinding refraktori, sedangkan *burner* berada di dinding *furnace* pada kedua sisi tube (*double fired*), di mana *burner* tersebut menggunakan *fuel gas*. System

double fired ini dapat memberikan panas per panjang *tube* hingga 60% lebih besar dibandingkan dengan *single fired.*

Umpan awal dipanaskan di *charge heater*, lalu masuk ke reaktor 1. Reactor (84-R-201AID) yang digunakan merupakan *vertical stacked reactor* yang terdiri atas 4 buah reactor yang disusun secara seri. Reactor pada unit 84 ini disusun seri untuk memaksimalkan konversi melalui pemanasan ulang umpan tiap reactor. Untuk meminimalkan *pressure drop* di dalam reactor, reactor di desain untuk aliran radial-up flow. Pada jenis reactor ini, umpan hidrokarbon masuk dari bagian atas reactor, mengalir melalui unggun katalis dari bagian luar ke bagian dalam, kemudian mengalir di dalam *center pipe* ke atas dan ke luar dari reactor. Katalis mengalir dari bagian atas reactor 1 dan keluar pada bagian bawah reactor 4. Karena reaksi yang terjadi bersifat endotermik, temperature rekator outlet lebih rendah dibandingkan dengan temperature inletnya. Untuk menjaga laju reaksi dan aktivitas katalis, maka keluaran reactor 1 ini dipanaskan terlebih dahulu di dalam interheater I (84-F-201) sebelum masuk ke reactor 2. Proses ini berlangsung hingga reactor ke empat.

Keluaran reactor 4 dibagi menjadi dua aliran. Aliran pertama menuju *Combined Feed Exchanger* (84-E-201) sebagai media pemanas umpan awal reactor. Aliran kedua menuju *Recycle Gas Heat Exchangeer* (84-E-204A1B) dan digunakan untuk memanaskan *recycle gas* sebelum masuk ke reactor. 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.

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 di mana cairan dan gas dikontakkan secara *counter-current.*

Aliran gas masuk ke dalam *First Stage Recontact Drum* (84-V-202) 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 *counter-current* pada tekanan tinggi. Sebagian gas yang keluar dari *Second Stage Recontact Drum* dialirkan 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 menuju *Debutanizer Column* (84-C-202).

Sebelum masuk ke *Debutanizer Column,* hidrokarbon air dari 84-P-211 digabungkan dengan aliran dari unit Isomar dan Tatoray, lalu dipanaskan di *Debutanizer Column.* Umpan *Debutanizer Column* masuk pada tray dari atas. *Debutanizer Column* bertujuan untuk memisahkan senyawa butana dan hidrokarbon yang lebih ringan dari komponen aromatik.

Uap hidrokarbon ringan dari bagian atas kemudian didinginkan dan dikondensasi di *Fin Fan Cooler* (84-E-208) dan *Product Condenser* (84-E-209) sebelum masukke *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 keluar sebagai produk bawah yang terbagi 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 Debutanizer*) dengan menggunakan larutan *Caustic* (min 11% NaOH) dengan metode operasi *liquid-liquid*. Gas asam harus dihilangkan untuk menurunkan *Cooper Strip* produk LPG. Jika konsentrasi NaOH turun, dapat di-makeup dari *caustic pit.*

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 6-8 mesh. Hasil keluar lewat *bottom* berupa LPG bersih yang dialirkan menuju *Deethanizer Column* (84-C-203). Aliran dari *Sand Filter* dipanaskan dahulu dengan menggunakan *Deethanizer Column Feed Bottom Exchanger* (84-E-218) sebelum masuk *Deethanizer Column*. Pada *Deethanizer Column* akan diambil antara gas hidrokarbon ringan dengan produk LPG. *Column* ini menggunakan media pemanas steam untuk media distilasinya.

Aliran overhead kemudian didinginkan dari temperatur 53^0C hingga 38^0C dalam *Deethanizer Column Receiver* (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 temperature 38^0C agar terbentuk fasa *liquid* yang sempurna.

Bottom Product dari *Debutanizer Column* (84-C-02) masuk *Platformate Splitter Column* (84-C-204) pada tray ke-25 melalui *Debutanizer*

Column Feed Bottom Exchanger (84-E-207 A/D) untuk mendinginkan feed dari temperature 245^0C hingga 38^0C. *Platformate Splitter Column* digunakan untuk memisahkan antara campuran yang masih mengandung senyawa benzene dan toluene, serta hidrokarbon C_8^+. Overhead gas meninggalkan kolom pada temperature 109^0C kemudian didinginkan dengan *Platformate Splitter Column Condenser* (84-E-214) hingga mencapai temperatur 60^0C, hasil pendinginan dialirkan menuju *Platformate 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 *Platformate Splitter Column Overhead Pump* (84-P-208A/B)b di mana sebagian *liquid* dikembalikan ke *Platformate Splitter Column* untuk refluks dan sebagian dikirim ke Sulfolane Unit melalui *Platformate Splitter Column Cooler* untuk mendinginkan aliran hingga mencapai temperatur 38^0C.

Bottom Product pada temperatur 171^0C dari *Platformate Splitter Column,* sebagian dipompakkan dengan *Platformate Splitter Column Bottom Pump* (84-P-206A/B) menuju *Xylene Fractionation Unit Clay Tower* (87-C-210A/B) dan yang lain dipompakan dengan 84-P-207 A/B sebagian ke *Platformate Splitter Column Reboiler Heater* (84-F-203) yang berbahan bakar *fuel gas* dan atau *fuel oil,* dan sebagian dialirkan ke *heavy Platformate Tank* (39-T-202) melalui *Platformate Splitter Column Bottom Cooler* (84-E-213A/B) untuk didinginkan. Hasil dari reboiler digunakan untuk *refluks* dan mengatur temperatur dalam *Enriching Platformate Splitter.*

II.1.2.2. Continuous Catalytic Regeneration (CCR)

Continuous Catalytic Regeneration Platforming (CCR Platformer) secara *continue* mengisi seksi reactor dengan katalis yang sudah diregenerasi yang keadaanya ekuivalen dengan katalis baru.

Regenerator dibagi menjadi tiga zone yaitu:

- ✓ Zone Regenerasi, pada sepertiga bagian atas regenerator. Di zone ini berlangsung proses pembakaran *coke* yang ada di luar permukaan katalis dengan menggunakan aliran udara panas. Temperatur pembakaran ini adalah maksimum 590^0C.
- ✓ Zone klorinasi, pada sepertiga bagian tengah *regenerator*. Di zone ini dimasukkan injeksi chlor untuk mengatur clor level di katalis antara 1 – 1,5% wt.
- ✓ Zone pengeringan, pada sepertiga bawah regenerator, untuk pengeringan katalis dengan angin *instrument* pada temperatur tinggi.

II.1.3. Sulfolane Unit (Unit 85)

Tujuan utama Sulfolane Unit adalah untuk memisahkan senyawa aromatic (Benzene dan Toluene) dari senyawa non aromatic melalui proses ekstraksi dengan *solvent* berupa Sulfolane. Dari proses ekstraksi ini akan dihasilkan ekstrak berupa senyawa aromatic yang terutama mengandung benzene dan toluene serta rafinat berupa senyawa – senyawa non aromatik (rafinat).

Umpan bagi Sulfolane Unit adalah *light platformate* dari CCR/*Platforming Unit.* Produk yang dihasilkan dari unit 85 adalah Benzene dan Toluene dengan kemurnian 99,99%.

Light Platformate dari *Light Platformate Tank* (39-T-201) dipompakan ke *Raindeck Extractor Column* (85-C-201). Pada kolom ini, umpan tersebut dipisahkan melalui proses ekstraksi cair/cair menjadi aliran rafinat non aromatic dan aliran *solvent* yang kaya akan senyawa aromatik. *Solvent* yang digunakan adalah sulfolane yang selektif terhadap senyawa aromatik.

Produk atas kolom berupa rafinat akan didinginkan dulu di *Raffinate Cooler* (85-E-201) kemudian akan memasuki *Raffinate Water Wash Column* (85-C-202) pada tray bawah melalui distributor. Fungsi dari 85-C-202 adalah

untuk mendapatkan kembali *solvent* dari rafinat dan mengembalikan *solvent* tersebut ke unit. Air yang bebas dari *solvent* dipompakan dari *Recovery Column Overhead Receiver Boot* (85-V-203) ke try atas dari 85-C-202. Air digunakan pada kolom ini karena sulfolane sangat tertarik pada air. Produk atas dari kolom ini adalah rafinat yang akan dipompa dengan pompa rafinat (85-P-203A/B) menuju tangki penyimpanan rafinat. Sementara produk bawah dari 85-C-202 adalah air yang kaya akan *solvent* yang akan dialirkan menuju *Water Stripper Column* (85-C-205). Sebagian dari air yang kaya akan *solvent* dipompa oleh *raffinate wash water recycle pump* (85-P-202A/B) ke aliran rafinat sebelum masuk ke *raffinate cooler*.

Produk bawah dari kolom ekstraktor adalah *solvent* yang kaya akan senyawa aromatik (*rich solvent*). *Rich solvent* ini akan dipanaskan di *Lean-Rich Solvent Exchangers* (85-E-202A/B/C) kemudian diinjeksikan pada tray atas dari *Stripper Column* (85-C-203). *Stripper Column* berfungsi sebagai pemisah senyawa hidrokarbon non-aromatik ringan yang masih terbawa dalam *rich solvent.*

Pada *Stripper Column*, produk atasnya adalah senyawa hidrokarbon non-aromatik ringan dan sedkit ekstrak yang terbawa ke atas. Setelah dicampur dengan *overhead vapor* dari *Water Stripper Column*, produk atas ini didinginkan dengan condenser (85-E-204). Kemudian produk atas yang telah terkondensasi dikumpulkan di dalam *Stripper Overhead Receiver* (85-V-201). *Receiver* tersebut berupa sebuah *horizontal vessel* dengan sebuah *boot*. Senyawa hidrokarbon keluar dari bagian bawah *vessel* pada ujung yang berlawanan dengan ujung tempat umpan *receiver* masuk. Kemudian, senyawa hidrokarbon ini dipompa dengan *extractor recycle pump* (85-P-205A/B) kembali ke *Extractor Column*. Sementara *solvent* yang mengandung air dikumpulkan si *receiver boot* kemudian dipompa dengan *stripper column overhead water pump* (85-P-206A/B) dan dicampur dengan *Raffinate Water Wash Column* (85-C-202) *rich water* menuju tray tempat umpan masuk dari *Water Stripper Column* (85-C-205).

Produk bawah dari *Stripper Column* mengandung *solvent*, senyawa aromatic, dan air. *Rich solvent* kemudian dialirkan masuk ke *Recovery Column* (85-C-204) pada tray ke-15 dihitung dari atas. Fungsi dari *Recovery Column* adalah untuk memisahkan ekstrak aromatic dari *solvent* yang akan dikembalikkan ke *Extractor Column.* Produk atas dari *Recovery Column* adalah ekstrak aromatic yang terutama mengandung senyawa C_6A dan C_7A. Ekstrak aromatic ini didinginkan di condenser (85-E-209A/B/C/D) kemudian dikumpulkan di *overhead receiver* dengan sebuah *boot* (85-V-203). Air yang keluar dari *Receiver Boot* inilah yang akan digunakan untuk mengikat *solvent* pada *Raffinate Wash Column* (85-C-202). Sementara senyawa aromatiknya akan dipompa menuju *Clay Tower* (85-C-26A/B) untuk diturunkan *Bromine Index*-nya. Keluaran dari *Clay Tower* dialirkan ke tray dari *benzene column* (85-C-207) untuk dipisahkan benzene murni, dari air, toluene, dan senyawa aromatik lainnya yang lebih berat. Produk atas dari kolom ini adalah senyawa hidrokarbon dan air yang didinginkan terlebih dahulu dengan kondenser jenis *fin-fan* (85-E-214) sebelum dikumpulkan pada *Benzene Column Overhead Receiver* (85-V-202) untuk dipisahkan fasa hidrokarbonnya dan fasa airnya. Produk benzene murni diambil sebagai *liquid side draw* pada tray ke-6 dihitung dari atas. Sementara produk bawahnya dipompa dengan pompa 85-P-213 A/B menuju tray ke-30 dari *Toluene Columnn* (85-C-208). Produk atas dari kolom ini adalah toluene murni dan produk bawahnya adalah senyawa aromatic yang lebih berat (C_8A^+).

II.1.4. Tatoray Unit (Unit 86)

Fungsi dari unit ini adalah trans-alkilasi senyawa aromatic dengan bantuan katalis. Reaksi yang paling sederhana adalah konversi toluene menjadi benzene dan mixed-xylene.

Reaksi yang terjadi di unit ini terdiri dari 2 reaksi yakni:

1. Reaksi disproporsionasi

   $2C_7A \longrightarrow C_6A + C_8A$

2. Reaksi transalkilasi yang merupakan reaksi konversi katalitik.

$C_7A + C_9A \longrightarrow 2C_8A$

Ketiga jenis feed diumpankan terlebih dahulu ke *Feed Surge Drum* (86-V-201) untuk mempermudah pengaturan jumlah *feed*. *Feed* kemudian dicampur dengan gas H_2 dan dipanaskan di *Combined Feed Exchanger* (86-E-201) dengn pemanas berupa aliran keluaran outlet reaktor dan kemudian dipanaskan kembali di *Charge Heater* (86-F-201).

Keluaran reaktor kemudian didinginkan dengan aliran *feed* reaktor pada 86-E-201 dan didinginkan kembali di *Product Condenser* (86-E-202) dan *Trim Cooler* (86-E-203), sebelum akhirnya diumpankan ke *Product Separator* (86-V-202) dengan tujuan untuk menjaga tekanan dalam reaktor sekaligus memisahkan komponen *non-condensable* (gas) dari produk reaktor.

Gas tersebut kemudian akan diumpankan kembali ke dalam reaktor menggunakan *Recycle GasCompressor* (86-K-201) dengan terlebih dahulu dilakukan *continuous bleeding* dan *continuous make-up* untuk menjaga kemurnian gas H_2 di *Recycle gas* tetap tinggi.

Produk reaktor fasa *liquid* kemudian diumpankan ke *Stripper Column* (86-C-201) untuk memisahkan komponen *light-ends* (C_5^-) yang dialirkan kembali ke *Debutanizer Column* (84-C-202) di unit *Platformer*. Sedangkan *stripper column bottom* diumpankan ke *Tatoray Benzene Column* (86-C-202) untuk memisahkan komponen C_6A dan C_7A di overhead (dialirkan ke tangki *feed* Sulfolane) serta komponen C_8A^+ di bottom (dialirkan ke Toluene Column di unit Sulfolane).

II.1.5. Xylene Fractionation (Unit 87)

Unit ini berfungsi untuk memisahkan fraksi C_8A dan fraksi C_9A^+ (berlangsung di *Xylene Splitter Column*) dan selanjutnya memisahkan C_9A dari $C_{10}A^+$ (berlangsung di *Heavy Aromatic Column*). Umpan untuk unit ini adalah *heavy platformate* yang berasal dari CCR/*Platforming Unit*, produk

bawah dari *Toluene Column* pada *Sulfolane Unit*, dan produk bawah dari *Deheptanizer Column* pada Isomar Unit.

Produk bawah dari *Deheptanizer Column* pada Isomar Unit akan masuk ke *Clay Treater* (89-C-201) lalu akan masuk ke *Xylene Splitter Column* (87-C-202 A dan B). Umpan dari Isomar ini akan masuk pada tray ke-47, 55, atau 63. Umpan lainnya diolah terlebih dahulu di *Clay Tower* (87-C-201A/B) sebelum akhirnya masuk ke *Xylene Splitter Column* pada tray yang berbeda. Perbedaan tempat masuk ini disebabkan oleh komposisi umpan dari Sulfolane dan Platformer mengandung lebih banyak fraksi berat sehingga masuk pada tray 77 atau 87.

Xylene Splitter Column ini dibagi menjadi dua, kolom A dan kolom B. Hal ini dikarenakan jika dijadikan satu, maka kolomnya akan terlalu tinggi (120m). Kolom A adalah bagian atas yang terdiri dari tray ke-1 hingga ke-66. Kolom B terdiri dari tray ke-67 hingga 132. *Liquid* dari tray ke-66 dipompa dengan pompa 87-P-201 AB ke tray 67 pada kolom B. *Vapor* dari tray ke-67 memasuki kolom A dari bawah tray ke-66. Produk bagian atas kaya akan senyawa xylene, sementara produk bagian bawah kaya akan senyawa C_9A^+.

Reboiler Circulation Pumps (87-P-202 ABC) mengambil *suction* dari bawah kolom dan mensirkulasikan *liquid* melalui *Xylene Splitter Column Reboiler Heater* (87-F-201). Ketiga pompa tersebut juga digunakan untuk mensirkulasikan cairan produk bawah *Xylene Column* yang panas sebagai sumber panas bagi *desorbent rerun column reboiler* pada unit Parex. Bahan bakar untuk *heater* ini adalah *fuel gas*.

Produk atas *Xylene Column* yang kaya akan senyawa xylene akan didinginkan dahulu sebelum dikembalikan ke kolom sebagai reflux dan diambil sebagai *net overhead* sebagai umpan Parex Unit. Uap produk atas yang telah didinginkan mengalir akibat perbedaan tekanan dari berbagai *column reboilers* dan *steam generator* ke *Xylene Splitter Column Receiver*

(87-V-201). *Non-condensible vapors* yang dikumpulkan pada *steam generator* pada *column reboilers* harus dikembalikan secara manual ke *xylene splitter column receiver* untuk selanjutnya dibuang ke flare.

Produk bawah dari kolom yang kaya akan senyawa C_9A^+ masuk pada tray ke-26 dari *Heavy Aromatic Column* (87-C-203). Pada kolom ini, senyawa C_9A akan dipisahkan dari senyawa $C_{10}A^+$. input panas bagi kolom diperoleh dari kondensasi *xylene splitter column overhead vapor*.

Produk atas yang mengandung senyawa C_9A didinginkan de sebuah *Air Cooled Exchanger* (87-E-204). Uap yang tidak dapat dikondensasikan dibuang secara terus menerus ke *Parex Vent Tank*. Reflux dari *Overhead Pump* (87-P-205 A/B) discharge kembali ke kolom. Sebagian dari aliran produk atas diambil dari *downstream discharge* pompa untuk dijadikan sebagai umpan bagi Tatoray Unit.

II.1.6. Parex Unit (Unit 88)

Unit ini bertujuan memperoleh paraxylene dari campuran xylene, etil benzene, dan toluene dengan cara adsorpsi selektif. Pada prinsipnya, proses yang terjadi adalah penyerapan (adsorpsi) dan pemisahan (separasi). Paraxylene diserap dari *feedstock* oleh adsorben *barium oxide on silica alumina support* yang berbentuk padatan. Untuk memisahkan paraxylene dari adsorben, digunakan desorben paara dietil benzene. Unit parex ini menggunakan suatu *rotary valve* untuk mengalirkan beberapa aliran ke dalam kolom adsorpsi – desorpsi (*adsorbent chamber*) yaitu aliran umpan, aliran ekstrak, aliran rafinat, aliran desorben, dan aliran untuk melakukan *flushing*.

Proses yang terjadi di unit ini dimungkinkan dengan adanya *molecular sieve adsorbent*, yaitu *barium oxide on silica alumina support.* Selektivitas ini memungkinkan terjadinya separasi. Produk yang dihasilkan dari proses ini adalah paraxylene dengan tingkat kemurnian lebih dari 99,65% dan tingkat perolehannya lebih dari 95%.

Feedstock yang masuk ke unit parex merupakan *unextracted-C_8 aromatic* dan *deheptanized-C_8 isomerated* yang berasal dari *xylene column overhead receiver,* diumpankan ke *adsorbent chamber*. Sebelum masuk ke *adsorbent chamber*, umpan disaring dahulu dengan filter, lalu dialirkan ke *rotary valve* yang dipasang parallel terhadap semua pipa proses. Dalam *adsorbent chamber*, umpan yang mengandung C_8 aromatik diadsorpsi paraxylene-nya oleh adsorbent berpori, lalu didesorpsi dengan desorben. Proses adsorpsi dan desorpsi ini berlangsung dalam 4 zona yakni:

1. *Adsorption Zone* (Zona 1)

   Fungsi utama dari zone ini adalah untuk mengadsopsi Paraxylene dari umpan. Solid memasuki dasar zona dengan membawa komponen lain dalam umpan dan desorben dalam porinya. Saat liquid ke bawah, komponen Paraxylene berpindah dari liquid ke pori – pori solid. Pada saat yang sama, komponen lain dan desorben didesorpsi oleh pori – pori karena ada *driving force* yang berupa perbedaan konsentrasi dan perbedaan selektivitas.

2. *Purification Zone* (Zona II)

   Fungsi utama dari zona ini adalah menghilangkan komponen lain dari pori – pori solid. Bila solid sampai pada titik *feed*, pori – pori akan mengandung Paraxylene yang telah diadsorpsi di zona I, namun masih mengandung komponen lain karena pemisahan yang dilakukan belum sempurna. Komponen lain akan dipindahkan secara perlahan – lahan dari pori – pori dan diganti oleh paraxylene dan desorben.

3. *Desorption Zone* (Zona III)

   Pada zona ini, paraxylene akan didesorpsi dari pori – pori. Solid memasuki dasar zona dengan membawa paraxylene dan desorben pada pori – porinya. Liquid yang memasuki puncak hanya akan menarik desorben. Paraxylene yang ada di dalam pori – pori itu akan terusir keluar.

4. *Buffer Zone* (Zona IV)

Fungsi dari zona ini adalah untuk menjaga komponen pengganggu agar tidak menkontaminasi ekstrak.

Feed, ekstrak, desorben dan rafinat masuk dan keluar *adsorbent chamber* pada titik yang berbeda dan bergantian. Proses masuk dan keluarnya *liquid* diatur oleh *rotary valve*. *Adsorbent chamber* dihubungkan dengan pipa – pipa yang berfungsi sebagai saluran pemasukkan dan pengeluaran liquid secara bergantian.

Baik ekstrak maupun rafinat keluar dari *adsorbent chamber* melalui *rotary valve* yang banyak mengandung desorben. Ekstrak dan rafinat yang keluar akan dipisahkan dalam kolom ekstrak dan kolom rafinat. Kolom ekstrak berfungsi memisahkan paraxylene dari desorben. Produk bawah kolom ekstrak dan kolom rafinat adalah desorben yang kemudian dilewatkan ke dalam filter sebelum akhirnya dikembalikan ke *adsorbent chamber*. Produk atas kolom rafinat sebagian dikirim ke unit isomar dan sebagian lagi menjadi refluks untuk menjaga kemurniannya. Produk atas kolom ekstrak masuk ke *finishing column*. Dalam kolom ini, paraxylene dimurnikan (dihilangkan C_7 nya). C_7 yang sudah dipisahkan menjadi produk atas finishing column akhirnya dikirim ke unit tatoray. Sedangkan produk bawahnya (paraxylene murni) dikirim ke *Paraxylene Day Tank.*

II.1.7. Isomar Unit (Unit 89)

Unit ini berfungsi untuk melakukan isomerisasi xylene sehingga membentuk kesetimbangan baru antara orto, meta, dan paraxylene, mengkonversi etil benzene menjadi isomer xylene dan memecah senyawa jenuh yang merupakan kontaminan desorben unit Parex.

Proses yang terjadi di unit ini merupakan reaksi katalitik dengan menggunakan *spherical catalyst* yang memiliki fungsi ganda yakni mengandung *acid sites* (zeolit) dan *metal sites* (platinum).

Umpan unit isomar adalah rafinat dari unit parex. Umpan dicampur dengan *recycle gas* yang kaya akan hidrogen, lalu diuapkan dengan *combined*

feed heat exchanger. Pada *heater* ini, umpan masuk ke *tube side*, sedangkan yang masuk ke *shell side* adalah *effluent reactor*. Umpan dialirkan ke *charge heater* untuk dinaikan temperaturnya. Dari *charge heater*, umpan masuk ke dalam *fixed bed radial flow reactor*. *Effluent* nya kemudian dikondensasi masuk ke dalam *product separator*. Dalam *product separator* ini terjadi pemisahan antara *recycle gas* dan *liquid product*. *Liquid product* kemudian masuk ke kolom deheptanizer untuk dilakukan *stripping*. Pada kolom deheptanizer terjadi pemisahan antara C_3^-, C_4^+. C_3^- dialirkan ke *knock out drum*, sedangkan C_4^+ dialirkan ke unit *xylene fractionation*.

II.2. UNIT PENUNJANG PRODUKSI

II.2.1.Terminal

Pada awalnya bernama *Oil Movements* kemudian berubah menjadi ITP dan merupakan bagian dari proses pengilangan minyak yang ada di RU IV Cilacap. Bagian ini bertanggung jawab dalam menangani pergerakan minyak baik kedalam maupun keluar kilang terlebih dengan kondisi kilang yang memiliki kapasitas pengolahan 348.000 barrel/hari crude oil.

Tugas dan tanggung jawab bagian ini antara lain:

- Menerima *crude oil* dan menyalurkannya ke unit *FOC I* dan *FOC I.I*
- Menerima *stream* dari unit *FOC I* dan *FOC II.*
- Menyiapkan feed untuk *secondary processing*
- Menerima *stream* dari *secondary/tertiery processing*
- Menyalurkan produksi dari kilang ke tangki penampungan
- Melaksanakan *blending* produk menjadi *finish product*
- *Loading*/transfer minyak ke kapal, Perbekalan Dalam Negeri (PDN), dan *Own Use*

Untuk menunjang pelaksanaan tugas dan tanggung jawab tersebut, tersedia fasilitas dan peralatan operasi antara lain :

- Pipa-pipa, untuk penyaluran pergerakan minyak
- Tangki-tangki, untuk penampungan *crude*, produk dan *slops*
- Dermaga, untuk bongkar/muat *crude oil*, BBM dan NBM
- Pompa-pompa, untuk pemompaan *feed* ke kilang, blending, dan lain-lain
- *Oil Catcher* (CPI), untuk menampung minyak yang tercecer dari bocoran pipa-pipa, drain tangki, dari parit dan *holding basin*
- *Holding basin* yang berhubungan dengan CPI berfungsi untuk mengembalikan atau memperbaiki kualitas air buangan, terutama mengembalikan kandungan oksigen.

- *Silencer* untuk mengurangi kebisingan
- *Groyne* sebagai sarana pelindung pantai dari kikisan gelombang laut.

II.2.2.Laboratorium

Bagian laboratorium memegang peranan penting di kilang, karena dari laboratorium ini data-data tentang *raw material* dan produk akan diperoleh. Dengan data-data yang diberikan maka proses produksi akan selalu dapat dikontrol dan dijaga standar mutu sesuai dengan spesifikasi yang diharapkan.

Bagian laboratorium berada di bawah Manajer Kilang yang mempunyai tugas pokok :

- Sebagai pengontrol kualitas bahan baku, apakah sudah memenuhi persyaratan yang diperkenankan atau tidak.
- Sebagai pengontrol kualitas produk, apakah sudah memenuhi standar yang berlaku atau belum.

Bahan-bahan yang diperiksa di laboratorium ini adalah :

- *Crude Oil*
- *Stream product FOC* I/II, *LOC* I/II/IV, dan *paraxylene*
- *Utilities : water, steam, fuel oil, fuel gas, chemical agent*, dan katalis
- *Intermediate product* dan *finishing product*.

Dalam pelaksanaan tugas, bagian laboratorium dibagi menjadi Laboratorium Pengamatan, Laboratorium Analitik dan Gas, Laboratorium Litbang, dan Ren. ADM/ Gudang/ Statistik.

Program Kerja Laboratorium

a. Laboratorium Pengamatan

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap sifat-sifat fisis bahan baku, *intermediate product*, dan *finishing product*.

Sifat-sifat yang diamati antara lain :

1. Distilasi ASTM
2. *Spesific gravity*
3. *Reid vapour pressure*
4. *Flash point* dan *smoke point*
5. *Convadson carbon residu*
6. Warna
7. *Cooper strip* dan *silver strip*
8. *Viscositas kinematic*
9. Kandungan air

b. Laboratorium Analitik dan Gas

Bagian ini mengadakan pemeriksaan terhadap *raw material* mengenai sifat-sifat kimianya, termasuk didalamnya tentang kerak dan *finishing product*.

Alat-alat yang digunakan untuk analisa antara lain :

1. *N_2 analyzer*, untuk menganalisa sulfur, Cl_2, H_2S
2. *Atomic Absorption Spectrophotometer* (AAS), untuk menganalisa semua metal yang ada dalam sampel air maupun zat organik.
3. *Polychromator*, untuk menganalisa semua metal yang ada dalam sampel air maupun zat organik.
4. *Nuclear Magnitute Resonance* (NMR), untuk menganalisa kandungan H_2 dalam sampel avtur.
5. *Portable Oxygen Tester* (POT), untuk menganalisa kandungan oksigen dalam gas pada cerobong asap.

6. *Infra red Spectrophotometer* (IRS), untuk menganalisa kandungan oil dalam sampel air, juga menganalisa aromat dan minyak berat.
7. *Spectro Fluorophotometer*, untuk menganalisa kandungan *oil* dalam *water slop*, menganalisa bahan baku, *stream product*, dan *finishing product* untuk pabrik *paraxylene*.

c. Laboratorium Penelitian dan Pengembangan

Bagian ini bertujuan untuk mengadakan penelitian, misalnya :

1. *Blending fuel oil.*
2. Lindungan lingkungan (pembersihan air buangan).
3. Evaluasi *crude.*
4. Di samping mengadakan penelitian rutin, laboratorium ini juga mengadakan penelitian yang sifatnya non-rutin, misalnya penelitian terhadap produk kilang di unit tertentu yang tidak biasanya dilakukan penelitian, guna mendapatkan alternatif lain tentang penggunaan bahan baku.

d. Ren. ADM/Gudang/Statistik

Bagian ini bertugas untuk mengatur administrasi laboratorium, pergudangan, dan statistik.

e. Laboratorium *Paraxylene*

Laboratorium ini khusus menangani unit *paraxylene* yang mempunyai kerja dan tugas menganalisa terhadap bahan baku, produk yang dihasilkan dan bahan penunjang lainnya.

Peralatan Utama

a. Laboratorium Pengamatan

1. *Auto flash*

   Alat yang digunakan untuk mengecek titik nyala api (*flash point*) dimana ada dua jenis pengukur titik nyala, yaitu termometer *flash point* Abel untuk fraksi ringan (bensin, *kerosene*) dan *Flash Point Bens Shin Marfin* untuk fraksi berat.

2. *Smoke Point Tester*

   Alat yang digunakan untuk mengukur *smoke point* (titik asap) dari suatu minyak yang mempunyai fraksi ringan.

3. *Cooper Strip Tester*

Alat untuk mengetahui pengaruh minyak terhadap tembaga, dimana tes ini dapat digunakan untuk mengetahui kualitas minyak.

4. *Hydrometer*

   Alat untuk mengukur *specific gravity* ($60/60^{o}F$) dari minyak yang berfraksi ringan dan fraksi berat.

5. *Viscometer Bath*

   Alat untuk mengukur viskositas minyak fraksi ringan dan fraksi berat.

6. *Water Content Tester*

   Alat yang digunakan untuk menganalisa kadar air dalam minyak, metode operasinya adalah distilasi, dimana rumus yang digunakan adalah :

$$\%\ air \quad = \quad \frac{volume\ air\ \ dalam\ \ penampung}{volume\ sampel} \times 100\%$$

7. *Pour Point Tester*

   Alat yang digunakan untuk mengukur *pour point* (titik tuang) dari minyak dimana yang diamati adalah temperatur minyak tertinggi pada saat minyak masih dapat di tuang.

b. Laboratorium Analitika dan Gas

1. *Nuclear Magnetic Resolution* (NMR)

   Digunakan untuk menganalisa adanya $CHCL_3$ dalam bahan baku atau produk yang dihasilkan.

2 *Micro Calorimetric Titrating System* (MCTS)

   Digunakan untuk menganalisa kandungan H_2S, Cl, dan S dalam minyak dengan metode titrasi sebagai *carrier* digunakan helium dan oksigen.

3. *Automatic Absorption Spectophotometric* (AAS)

   Digunakan untuk menganalisa semua metal baik dalam air maupun dalam minyak, juga untuk menganalisa TEL (*Tetra Etil Lead*) content dalam premium. Tipe dari AAS adalah *single element*, sebagai pembakarnya adalah *acetylene* dan N_2O.

4. *Inductive Coupled Plasma Spectrophotometric* (ICPS)

   Digunakan untuk analisa metal yang ada dalam air maupun minyak, dengan pembakarnya gas plasma (argon) dan memiliki tipe monomultifire.

5. UV-VIS-NR *Record Spectrophotometric*)

   Digunakan untuk menganalisa Si, NH_3, furfural, *methyl ethyl keton*, dan metal-metal lainnya. Lampu UV digunakan untuk menganalisa avtur dan naftalene.

6. *Infra Red Spectrophotometer*

   Digunakan untuk menganalisa gugus senyawa fungsional secara kualitatif dan menganalisa oil content dalam air buangan secara kualitatif.

7. *Spectrophotometer Fluorophotometer* (RF-520)

   Digunakan untuk menganalisa zat-zat yang bisa berfluorisasi.

8. NMR *Low Resolution*

   Digunakan untuk menganalisa kandungan hidrogen dalam minyak avtur, JP - 4 dan JP - 5.

9. *Aparat Carbon Determinator* (WR-12)

   Digunakan untuk menganalisa kandungan karbon dalam minyak dan katalis.

10. *Sulphur Lamp Apparatur*

    Digunakan untuk analisa sulfur dalam bahan bakar minyak (premium, *kerosene*, solar, avtur)

11. *Calorimetric Adiabatic*

    Digunakan untuk mengetahui nilai bahan bakar dalam minyak.

12. *Portable Oil Content* (POC)

    Digunakan untuk menganalisa *oil content* dalam air buangan.

13. *Karl Fiscer – Automatic Titrator*

    Digunakan untuk menganalisa kandungan air dalam minyak dengan *solvent methanol.*

14. *Salt In Crude Analizer*

    Digunakan untuk menganalisa *salt content* dalam minyak.

d. Laboratorium Penelitian, Pengembangan, dan Lindungan Lingkungan

   Pada dasarnya laboratorium ini tidak memiliki alat – alat yang spesifik dalam melaksanakan tugasnya. Laboratorium ini dapat menggunakan fasilitas

laboratorium lain. Laboratorium ini melakukan pengamatan dan penelitian, yang meliputi :

1. menganalisa sampel-sampel non rutin untuk penelitian
2. menganalisa peralatan untuk maintenance terhadap alat-alat yang ada
3. mengevaluasi dan mengadakan orientasi terhadap *crude*
4. menganalisa *oil content* yang tercecer di dermaga
5. menyalurkan air buangan / lindungan lingkungan.

e. Laboratorium Administrasi, Material, Gudang, dan Statistik

Laboratorium ini tidak mempunyai peralatan untuk mengadakan suatu analisa mengingat kerja dari laboratorium tersebut.

f. Laboratorium *Paraxylene*

Alat yang digunakan pada laboratorium ini adalah :

1. *Moisture meter*

   Digunakan untuk menganalisa kandungan air dan *bromine indeks* dari olefin.

2. *Dissolved Oksigen*

   Digunakan untuk mengecek *feed naphtha* terhadap kandungan oksigen.

3. UV *Visible Spectrophotometer*

   Digunakan untuk menganalisa konduktivitas *feed* maupun produk.

4. *Conductivity meter*

   Digunakan untuk menganalisa konduktivitas *feed* maupun produk.

5. Disamping itu laboratorium ini juga menggunakan peralatan yang ada pada laboratorium lain.

Prosedur Analisis

Prosedur analisis yang digunakan pada laboratorium adalah :

a. Titrasi
b. Iodometri
c. Microkolorimetri
n. ASTM *Standart*
o. UOP Standart

d. Refraksimetri
e. Viscosimetri
f. Flash point testers
g. IP Standart
h. Gravimetri
i. Potensiometri
j. Spektrofotometri
k. Distilasi
l. Kromatografi

Analisa Laboratorium di CCR *Platforming Unit*

Setiap unit proses dikilang mempunyai *sample test* yang terjadwal pada tiap peralatan untuk menjamin kelancaran dan tercapainya target operasi.

Beberapa analisa diperlukan untuk menegetahui kandungan dalam suatu parameter tertentu.

Berikut adalah berbagai analisa laboratorium yang digunakan pada unit CCR *Platforming*:

a. Metode UOP 777

- Tujuan : Menganalisa kandungan jenis hidrokarbon *paraffin, olefin* dan *aromatic* berdasarkan jumlah *carbon number*-nya.
- Analisa : Sampel dianalisa berdasarkan sistem fraksi dari minyak bumi dengan menggunakan gas *chromatography*. sampel dianalisa dengan *Fluorescent Indicator Adsorption* (FIA) untuk mendapatkan perkiraan kandungan olefin total. Pemecahan kejenuhan untuk memperkirakan presentase *paraffin* dan *naphthene* dari *carbon number* dengan memproses sampel pada *silica gel* untuk memperoleh *saturate fraction* dan menganalisanya pada *gas chromatography.*

b. Metode ASTM D 4045 (*Hydrogenolysis Rateometric Colorimetry*)

- Tujuan : Untuk mengetahui kandungan *sulfur* mencapai 50 ppb pada *feedstock* dan *petroleum product.*
- Analisa : Sampel diinjeksikan dengan laju kecepatan konstan ke dalam aliran hidrogen di *hydrogenolisis apparatus*. Sampel dan hidrogen akan terpirolisis pada temperetaur 1300^{o}C atau diatasnya, untuk mengubah senyawa sulfur menjadi H_2S. Hasil pengamatannya dideteksi dengan *rateometric detection* dengan sistem reaksi secara *kolorimetric* antara H_2S dengan *lead asetat*.

c. Metode ASTM D 4629

- Tujuan : Untuk mengetahui kandungan nitrogen mencapai kandungan 0.1 ppm pada *feedstock* cairan hidrokarbon dengan *boiling* range 50^oC sampai 400^oC.
- Analisa : Sampel cairan hidrokarbon diinjeksikan pada aliran gas (helium atau argon). Sampel akan menguap dan terbawa ke daerah temperatur tinggi dimana O_2 akan dimasukkan sehingga nitrogen akan membentuk *nitric oxide* (NO). NO kemudian akan dikontakkan dengan *ozone* dan membentuk *nitrogen oxida* (NO_2), sinar akan dipancarkan untuk mendeteksi kandungan NO_2 yaitu dengan *photomultiplier tube* dan menghasilkan sinyal yang dapat mengukur N dalam sampel.

d. Metode UOP 395

- Tujuan : Mengetahui kandungan *chloride* sampai 1 ppm dengan kandungan umpan mempunyai kadar *sulfur* yang rendah.
- Analisa : Sampel akan didistilasi dengan reduksi *sodium biphenyl* menggunakan sistem *colorimetric*.

e. Metode UOP 709

- Tujuan : Menetapkan kandungan C_6^- hidrokarbon dengan jangkauan pendeteksian mencapai 0.1 mol %.
- Analisa : Sampel nantinya akan dideteksi dengan *detector konduktivitas thermal* yang mempunyai 2 kolom yang dihubungkan secara seri.

f. Metode ASTM D-86 (*Distillation of Petroleum Product*)

- Tujuan : Untuk mendistilasi produk *petroleum* sehingga dapat diketahui nilai *boiling point* nya.
- Analisa : Sejumlah 100 ml sampel , didistilasi dengan menggunakan rangkaian alat ASTM D-86 pada kondisi yang telah

ditentukan. Pengamatan dilakukan oleh pembacaan di termometer dan jumlah kondensat yang dihasilkan.

g. Metode ASTM D-156 (*Saybolt Chromometer Method*)

- Tujuan : Untuk mengetahui warna dari minyak sulingan seperti *gasoline*, bahan bakar, *naphtha* dan *kerosene*.
- Analisa : Sejumlah sampel ditambahkan pada *tubular column* sampai sumber cahaya dapat terlihat lalu warnanya dibandingkan dengan spesifikasi pada *glass standart.*

h. Metode ASTM D-283 (*Hydrometer Method*)

- Tujuan : Untuk menentukan *API Gravity* pada minyak mentah dan *petroleum product*. - Analisa : Sampel dimasukkan pada *glass hydrometer API Gravity* dengan tekanan uap dibawah 26 lbs. *Gravity* kemudian dibaca dengan melihat *standar table* pada suhu 60^{o}C.

i. Metode ASTM D-323 (*Reid Method*)

- Tujuan : Menentukan tekanan uap absolut pada *petroleum* seperti *crude oil* dan *petroleum product* selain LPG.
- Analisa : *Gasoline chamber* untuk menguji *appartus* yang mengisi bersamaan dengan *chilled* sampel dihubungkan dengan seksi udara *chamber* yang bersuhu 100^{o}F, kemudian dengan penjagaan suhu yang konstan. Saat terjadi *equilibrium* kemudian sebuah manometer akan membaca skala saat akhir.

j. Metode ASTM D-2699 (*Reseacrh Octane Number Method*)

- Tujuan : Menentukan karakteristik sifat *knocking* pada *gasoline* motor. RONC dengan angka 100 akan menunjukkan % volum *iso oktan* dalam *blending* dengan *n-heptane*. Untuk RONC diatas, akan menunjukkan perbandingan antara *iso oktan* dan milliliter *tetra ethyl lead.*

- Analisa : RONC pada *gasoline* dapat ditentukan dengan membandingkan kecenderungan *knocking* dengan bahan bakar referensi yang telah diketahui *octan number*-nya. Intensitas *knocking* diukur dengan *electronic detonation meter* yang terdiri dari sebuah unit *single cylinder engine biphenyl* menggunakan sistem *colorimetric*.

II.2.3. UTILITAS

Unit utilitas pada PERTAMINA RU IV adalah semua bahan / sarana / media yang dibutuhkan untuk menunjang operasi pengolahan kilang seperti tenaga listrik, tenaga uap, air pendingin, air bersih, bahan bakar cair/gas, angin instrumen, dan lain-lain sehingga kilang dapat memproduksi BBM dan Non BBM.

Utilities bersifat operasional sehingga semua pelaksanaan berdasarkan standard operasional, prosedur, sistem dan tata kerja individu. Di Pertamina Refinery Unit IV Cilacap, kompleks utilities saat ini terbagi menjadi :

A. Unit Pembangkit Tenaga Listrik

Unit ini memiliki 8 buah turbin generator pembangkit tenaga listrik yang digerakkan oleh tenaga uap. Sistim ini beroperasi dengan *extractive condensing* turbine dengan *high pressure steam* (HP *steam*) yang bertekanan 60 kg/cm^2 dengan temperatur 460 ^{0}C. Dan menghasilkan *medium pressure steam* (MP *steam)* bertekanan 18 kg/cm^2 dengan temperatur 330 ^{0}C serta menghasilkan pula kondensat recovery sebagai air penambah pada tangki *desuperheater* dan tangki BFW.

Sistem pembangkit, terdiri dari :

- Utilities I area 50 : 51 G 1/ 2/ 3 (3 unit) kapasitas @ 8 MW
- Utilities II area 05 : 051 G 101/ 102/ 103 (3 unit) kapasitas @ 20 MW
- Utilities KPC : 51 G 201 (1 unit) kapasitas 20 MW

- Utilities IIA : 510 G 301 (1 unit) kapasiats 8 MW

Dengan kapasitas total terpasang saat ini 112 MW.

B. Unit Pembangkit Tenaga Uap.

Unit ini bertugas untuk menyediakan steam yang digunakan untuk berbagai proses operasi. Unit ini dikategorikan menjadi 3, yaitu :

1. Sistem pembangkit :

   Tenaga uap tekanan 60 kg/cm^2 dan temperatur 460^{o}C atau *High Pressure Steam* dihasilkan dari :

   - Boiler UTL I : 52 B 1/2/3 (3 Unit) kapasitas @60 ton/jam.
   - Boiler UTL II : 052 B101/102/103/104 (4 Unit) kapasitas @110 ton/jam.
   - Boiler UTL KPC: 52 B 201 kapasitas 110 ton/jam.
   - Boiler UTL IIA : 520 B 301 kapasitas 60 ton/jam.

     Sebagian besar uap tekanan tinggi tersebut digunakan sebagai tenaga penggerak turbin generator dan sebagian kecil untuk penggerak turbin pompa *boiler feed water* (BFW) dan *cooling water*.

2. Sistem distribusi tenaga uap terbagi atas :

   - *High pressure steam* dengan tekanan 60 kg/cm^2, temperatur 460^{o}C, superheated. Penghasil *HP steam* adalah semua boiler di utilities dan WHB di unit 14/FOC I.
   - *Medium pressure steam* dengan tekanan 18 kg/cm^2, temperatur 330^{o}C, superheated. MP steam ini dihasilkan dari; ekstraksi turbine generator, WHB unit 014, 019 FOC II, let down station HP/MP.

     MP steam ini digunakan sebagai penggerak turbin pompa, kompressor, pemanas pada heat exchanger, penarik sistem vakum pada ejector di semua area proses.
   - *Low pressure steam* dengan tekanan 3,5 kg/cm^2 temperatur 220^{o}C, superheated. LP dihasilkan dari sistem back pressure turbine dan let down station MP/LP.

3. Kondensat sistem

Di dalam sistem selalu terjadi kondensasi, dan kondensat yang terjadi dimanfaatkan kembali sebagai boiler *feed water* guna mengurangi water losses. Ada tiga jenis kondensat, yaitu :

- *High pressure condensat* yang berasal dari HP, MP steam line. Kondensat ini ditampung dalam suatu flash drum untuk dipisahkan menjadi LP condensat dan LP steam.
- *Low pressure* condensat yang berasal dari LP steam line.
- *Clean condensat* yang berasal dari surface condenser turbin generator dan brine heater SWD *(sea water desalination)*

C. Unit Distribusi Air Pendingin

Ada dua sistem yang digunakan untuk distribusi air pendingin yaitu sistem bertekanan dan sistem gravity. Sirkulasi air pendingin menggunakan sistem terbuka (once through). Sistem bertekanan digunakan untuk semua unit proses yang didistribusikan dengan pompa :

- UTL I : 53 P1 A/B/C (3 pompa) kapasitas @2000 m^3
- UTL II : 053 P 101 A/B/C (3 pompa) kapasitas @5900 m^3
- UTL KPC : 053 P 201 A/B/C (3 pompa) kapasitas @2300 m^3
- UTL IIA : 530 P 301 A/B (2 pompa) kapasitas @4000 m^3

Untuk mencegah timbulnya mikroorganisme pada sistem air pendingin, diinjeksikan *sodium hypochloride* hasil dari sodium *hypochloride* generator.

D. Unit Pengadaan Air Bersih

Air bersih diperoleh dengan mengolah air laut menjadi air tawar dengan spesifikasi tertentu dengan cara distilasi pada tekanan rendah (vakum). Sistem ini dilaksanakan pada unit *Sea Water Desalination* (SWD). Di Refinery Unit IV Cilacap ada dua sistem SWD yaitu; *multi stage* flash *once through* dan *multi stage flash brine recirculations.*

Utilitas pertamina Refinery Unit IV Cilacap memiliki 8 buah unit SWD yaitu :

- UTL I : 54 WS 1/2/3 (3 unit) kapasitas @ 45 ton/jam (*Type MSF once through),* dan 54 WS 201 (1 unit) kapasitas 45 ton/jam (*Type MSF brine recirculation*).
- UTL II : 054 WS 101/102/103/105 (4 unit) kapasitas @ 90 ton/jam (*Type MSF once through)*

  Produk unit SWD ini digunakan untuk :
- Sebagian besar sebagai air umpan boiler.
- Sebagai jacket water untuk pendingin sistem minyak pelumas pada rotating equipment.
- Sebagai media pencampur bahan kimia untuk keperluan proses
- Sebagai air minum di area kilang

E. Unit Pengadaan Air Pemadam Kebakaran

Digunakan untuk menunjang operasi pemadam kebakaran. Sistem ini terdiri dari 2 pompa air bakar yang *berkapasitas* 600m^3/jam pada tekanan 12,5 kg/cm^2, dan fasilitas pengaman cairan busa udara.

F. Pembangkit Udara Bertekanan.

Fungsi udara bertekanan :

a. Sebagai angin instrumen, dihasilkan dari :
   - UTL I : 56K1/2/3 kapasitas @ 23 Nm^3/menit
   - UTL II : 56K102 kapasitas @ 23 Nm^3/menit
   - UTL KPC : 56K201 kapasitas @ 23 Nm^3/menit
   - UTL IIA : 560K301 kapasitas @ 23 Nm^3/menit

   Angin instrumen ini harus kering dan tidak boleh mengandung minyak. Peralatan di sistem ini terdiri dari inter dan after cooler, receiver, air dryer, air filter dan pipa distribusi.

b. Sebagai plant air untuk tube cleaning pada surface condensor turbine generator dan evaporator condensor SWD.

G. Unit Distribusi Bahan Bakar Cair dan Gas

a. Sistem bahan bakar cair

Terdiri dari sistem HFO dan HGO. Sistem HFO digunakan sebagai bahan bakar pada boiler dan furnace saat normal operasi, sedangkan HGO digunakan pada saat start up dan shut down unit serta untuk flushing oil dan sealing sistem. Untuk mengatur viskositas dipakai sarana heat exchanger dengan media pemanas MP steam. HFO didistribusikan dengan dua sistem yaitu dengan tekanan tinggi 35 kg/cm^2 untuk keperluan sistem *High Vacuum Unit* dan tekanan rendah 18 kg/cm^2 untuk keperluan burner. HFO terdiri dari slack wax, slop wax, heavy aromate dan IFO yang diperoleh dari proses area.

b. Sistem bahan bakar gas

Dipakai dan dimaksimalkan untuk pembakaran di boiler dan furnace. Bahan baku diperoleh dari unit proses dan ditampung di mix drum 57V2 dan 057V102 selanjutnya didistribusikan melalui pipa induk ke semua proses area dengan tekanan diatur 3,5 kg/cm^2. Apabila tekanan lebih dari 4 kg/cm2 akan dibuang ke flare dan apabila kurang dari 2,5 kg/cm2 akan disuplai dari LPG vaporizer sistem dengan media pemanas LP steam. LPG vaporizer ini berfungsi untuk menampung dan memproses propane dan butane yang off spec. Pada sistem bahan bakar gas ini terdapat juga waste gas kompresor yang berfungsi untuk memperkecil gas yang hilang ke flare.

H. Unit Pengadaan Air Baku

Air baku diperoleh dari kali Donan dengan menggunakan pompa jenis submersible yang terdiri dari :

- UTL I : pompa 63 P1 A/B/C kapasitas @ 3800 m^3/jam
- UTL II : pompa 063P101 A/B/C kapasitas @ 7900 m^3/jam
- UTL KPC : pompa 063 P 201 kapasitas 7900 m^3/jam
- UTL IIA : pompa 063 P 301 kapasitas 7900 m^3/jam

Dari kali Donan air sungai dipompakan ke *Jetty* Donan (area 60). Ruangan pengambilan air baku dilengkapi dengan *fixed bar screen, retractable strainer* dan floating *gate* yang berfungsi untuk menyaring kotoran

misalnya sampah, serta *suction screen*. Dari unit 63 dan 063 air baku tersebut kemudian dialirkan melalui pipa kedalam 3 buah tangki. Untuk mencegah terjadinya lumut dan menghindari hidupnya kerang dan mikroorganisme lainnya, pada saluran hisap semua pompa air baku diinjeksikan sodium hipokloride hasil dari sodium hipokloride generator. Air baku ditampung dalam tangki selanjutnya digunakan sebagai media :

- Sistem air pendingin bertekanan (*pressurized cooling water*)
- Sistem gravity untuk surface condensor turbo generator
- Air umpan *sea water desalination*

I. Fire Figthing Water System

Merupakan fasilitas yang digunakan untuk menunjang operasi pemadam kebakaran. System ini terdiri dari dua pompa air bakar dan fasilitas pengaman cairan busa udara. Dua pompa air yang digunakan mempunyai kapasitas 600 m^3/jam pada tekanan 12.5 kg/cm^2.

J. Pengolahan Limbah

Di dalam eksplorasi dan produksi minyak dan gas bumi negara, Pertamina RU IV Cilacap tidak dapat lepas dari penanganan limbah yang dihasilkan. Limbah yang dihasilkan dalam pengolahannya dapat diklasifikasikan menjadi tiga, yaitu : bahan buangan cair, gas dan sludge.

1. Pengolahan Buangan Cair

Pada dasarnya prinsip dari pengolahan air limbah adalah menghilangkan unsur – unsur yang tidak dikehendaki dalam air limbah secara fisik, kimia ataupun biologi. Pertamina RU IV Cilacap dalam mengolah limbah cairnya tidak dilakukan pada tiap– tiap unit, namun limbah dari beberapa unit digabung menjadi satu baru kemudian diolah. Limbah cair pengolahannya dilakukan secara bertahap meliputi : Sour Water Stripper (SWS), Corrugated Plate Inceptor (CPI) dan Holding Basin.

- Sour Water Stripper (SWS)

Unit ini dirancang untuk mengolah sour water dari Visbreaking Unit, Naphta Hydrotreating Unit, High Vacum Unit, Crude Distillation Unit, AH Unibon, Destillate Hydrotreating Unit yang mengandung H_2S, NH_3, fenol, CO_2, mercaptan, cyanida dan pada hydrocracking sour water terdapat fluorida. Unit ini dirancang untuk dapat membersihkan 97 % dari H_2S yang kemudian dibakar diflare, sedang air bersih yang tersisa dapat digunakan kembali. Dalam sour water H_2S dan NH_3 terdapat dalam bentuk NH_4HS yang merupakan garam dari basa lemah dan asam lemah. Di dalam larutan ini, garam terhidrolisa menjadi H_2S dan NH_3.

Reaksi :

$$NH_4 + H_2S \longrightarrow NH_3 + H_2S$$

H_2S dan NH_3 bebas sangat mudah menguap dalam fase cair. Gas H_2S dan NH_3 dapat dipisahkan dengan menggunakan steam sebagai stripping medium atau steam yang terjadi dari pemanasan sour water itu sendiri (dalam reboiler). Hidrolisa akan naik dengan naiknya suhu. Kelarutan H_2S cepat dipisahkan. Sour water yang telah mengalami stripper akan menaikkan konsentrasi NH_3/H Pada unit 052 terdapat empat boiler dengan kapasitas masing – masing 110 ton/jam HP steam. Jenis boiler yang dipakai adalah water tube boiler yang mampu menghasilkan HP steam pada tekanan 60 kg/cm^2 dan temperatur 460^{0}C. Penghasil HP steam lainnya adalah Waste Heat Boiler (WHB) yang terdapat di unit 014 dan 019 menghasilkan MP steam dengan kapasitas masing-masing 30 ton/jam. MP steam digunakan untuk pengabut bahan bakar minyak, vacuum ejector, soot blowing dan lain – lain. LP steam yang dihasilakn mempunyai tekanan 3,5 kg /cm^2 dan temperatur 330^{0}C. LP steam digunakan untuk pemanas pipa – pipa, stripping steam pada distilasi.

- Corrugated Plate Interceptor (CPI**)**

  Corrugated Plate Interceptor (CPI) adalah jenis alat atau bangunan penangkap minyak yang berfungsi untuk memisahkan air dan minyak dengan menggunakan plate sejajar, dibuat dari fiber glass yang bergelombang yang dipasang dengan kemiringan tertentu, bekerja secara gravitasi. CPI memiliki kemampuan memisahkan lebih besar dibanding dengan alat pemisah lain, mampu memisahkan partikel minyak sampai dibawah 150 mikron dengan menggunakan permukaan pemisah tambahan berupa plat sejajar maka didapatkan proses pemisahan dalam kondisi laminer dan stabil. Kecepatan aliran dari plat yang bergelombang dan perbedaan spesifik grafity antara minyak dan air menyebabkan minyak akan naik ke atas, sedangkan air akan turun ke bawah yang kemudian masuk parit dan akhirnya ke Holding Basin untuk diolah lebih lanjut sebelum dibuang ke badan air penerima (Sungai Donan).

- Holding Basin

  Holding basin adalah kolom untuk menahan genangan minyak bekas buangan pabrik supaya tidak lolos ke badan air penerima, dengan perantaraan skimmer (penghisap genangan minyak dipermukaan), floating skimmer (menghisap minyak di bagian tengah), dan baffle (untuk menahan agar minyaknya tidak terbawa ke badan air penerima). Selanjutnya genangan minyak ditampung pada sump pit kemudian dipompakan ke tangki slops untuk direcovery. Holding Basin dibuat dengan tujuan untuk mencegah pencemaran lingkungan, khususnya bila oil water sampai lolos ke badan air. Genangan minyak berasal dari bocoran–bocoran peralatan pabrik atau lainnya. Holding basin yang terdapat di Pertamina RU IV Cilacap ada dua yaitu Exciting Holding Basin Unit 49 dan New Holding Basin Unit 66.

2. Pengolahan Buangan Gas

Untuk menghindari pencemaran udara dari bahan – bahan buangan gas maka dilakukan penanganan terhadap bahan buangan tersebut dengan cara :

a. Dibuat stack / cerobong asap dengan ketinggian tertentu sebagai alat untuk pembuangan asap.
b. Gas–gas hasil proses yang tidak dapat dimanfaatkan dibakar dengan menggunakan flare.

3. Pengolahan Buangan Sludge

Sludge merupakan salah satu limbah yang dihasilkan dalam industri minyak yang tidak dapat dibuang begitu saja ke alam bebas karena mencemari lingkungan. Pada sludge selain mengandung lumpur / pasir dan air juga masih mengandung hidrokarbon (HC) fraksi berat yang tidak dapat direcovery ke dalam proses maupun bila dibuang ke lingkungan tidak akan terurai secara alamiah dalam waktu singkat. Perlu dilakukan pemusnahan hidrokarbon tersebut untuk menghindari pencemaran lingkungan. Dalam usaha tersebut di PERTAMINA RU IV Cilacap, sludge dibakar dalam suatu ruang pembakar (*incinerator*) pada temperatur tertentu sehingga lumpur / pasir yang tidak terbakar dapat digunakan untuk *landfill* atau dibuang di suatu area tanpa mencemari lingkungan.

II.3. SISTEM PEMROSES DAN INSTRUMENTASI

Secara umum, peralatan di KPC dapat dibagi menjadi tiga kelompok, yaitu peralatan untuk pemisahan, pecampuran, dan sintesis atau reaksi kimia. Pengendalian proses di KPC sebagian dikontrol melalui jaringan computer dan sebagian lagi dikendalikan secara manual. Sebagian peralatan dikendalikan dari ruang pengendali yang bisa diset otomatis, manual atau casecade dengan system DCS (*Distributed Control System*). Pengontrolan secara umum dari kilang ini adalah mengontrol level ketinggian fluida, tekanan, temperature, dan laju alir fluida.

II.3.1. Alat – Alat di Kilang KPC

Kilang KPC secara umum dibagi menjadi 7 unit yakni unit NHT (082), Platformer dan CCR (084), Sulfolane (085), Tatoray (086), Xylene kolom (087), Parex (088) dan Isomar (089).

A. NHT (*Naphtha Hydrotreater Unit)*

Terdiri dari : *Feed Surge Drum* (82-V-201), *Combined Heat Exchanger* (82-E-201A-H), *Charge Heater* (82-F-201), Reaktor (82-R-201), *Product Separator* (82-V-202), *Recycle Gas Compressor* (82-K-201A/B), *Stripper Column* (82-C-201), *Stripper Column Reboiler Heater* (82-F-201), *Pump* (82-P-201A/B – 206).

B. Platformer dan CCR

Terdiri dari : *Combined Feed Exchanger* (84-E-201A/H), *Charge Heater* (84-F-201 A-D), *Platforming Reactor* (84-R-201 A-D), *Recycle Gas Compressor* (84-K-201), *Product Separator* (84-V-201 – 206), *Cooler* (84-E-204-215), *Net Gas Chloride Treaters* (84-C-201A/B), *Combined Feed Exchanger* (84-E-207A-D), *Debutanizer Column* (84-C-202), *Caustic Wash* (84-V-221), *Sand Filter* (84-V-222), *Deethanizer Column* (84-C-203), *Reboiler* (84-F-202-203), *Fin Fan Cooler* (84-E-208/2014), *Platformate Splitter Column* (84-C-204), *Pump* (84-P-201-210), *1st Lock Hooper* (84-V-251), *1st Lift Engager* (84-V-252), *Disengaging Hooper* (84-V-253), *Chlorination Blower* (84-K-251), *Dust Collector* (84-S-252), *Chlorination Heater* (84-E-252), *Regeneration Tower* (84-C-251), *2nd Look Hooper* (84-V-257), *2nd Lift Engager* (84-V-257), *Air Heater* (84-E-254), *Regeneration Cooler* (84-E-255), *Regeneration Heater* (84-E-253), *Regeneration Blower* (84-K-253), *Air Dryer* (84-S-253), *Booster Gas* (84-S-254).

C. Sulfolane Unit

Terdiri dari : *Extractor Charge Tank* (39-T-201), *Extractor* (85-C-201), *Raffinate Water Wash Column* (85-C-202), *Stripper Column* (85-C-203), *Recovery Column* (85-C-204), *Clay Tower Charge Tank* (39-T-203), *Clay Tower* (85-C-206A/B), *Benzene Column* (85-C-207), *Toluene Column* (85-C-208), *Fin Fan Cooler* (85-E-204-215), *Solvent*

Regenerator (85-VR-202), *Product Separator* (85-V-201-206), *Furnace* (85-F-201), *Heat Exchanger* (85-E-201-216), *Tank Pump* (39-P-202-204), *Pump* (85-P-201-219).

D. Tatoray Unit

Feed Surge Drum (86-V-201), *Charge Heater* (86-F-201), *Reactor* (86-R-201), *Recycle Gas Compressor* (86-K-201), *Product Separator* (86-V-202-204), *Stripper Column* (86-C-201), *Tatoray Benzene Column* (86-C-202), *Heat Exchanger* (86-E-201-208), *Fin Fan Cooler* (86-E-205, 207), *Pump* (86-P-201-206).

E. Xylene Fractionation

Clay Tower (87-C-201A/B), *Xylene Column* (87-C-202 A/B), *Xylene Column Steam Generator* (87-E-202 A/B), *Parex Feed Surge Drum* (87-V-202), *Heavy Aromatics Column* (87-C-203), *Furnace* (87-F-201), *Product Separator* (87-V-201, 203, 210), *Heat Exchanger* (87-E-203-204), *Fin Fan Cooler* (87-E-201, 204, 205, 206), *Extract Reboiler* (87-RE-205-206), *Pump* (87-P-201-206).

F. Parex Unit

Adsorbent Chamber (88-R-201-202), *Desorbent Surge Drum* (88-V-201), *Desorbent Rerum Column* (88-C-201), *Raffinate Column* (88-C-202), *Product Separator* (88-V-202-211), *Heat Exchanger* (88-E-201-219), *Extract Column* (88-C-203), *Finishing Column* (88-C-204), *Pump* (88-P-201-220).

G. Isomar Unit

Charge Heater (89-F-201-202), *Reactor* (89-R-201), *Recycle Gas Compressor* (89-K-201), *Product Separator* (89-V-201-202), *Clay Tower* (89-C-201), *Dehephanizer Column* (89-C-202), *Heat Exchanger* (89-E-201-208), *Pump* (89-P-201-208).

II.3.2. Sistem Pengendalian dan Instrumentasi

Sistem pengendalian operasi PT. Pertamina RU - IV khususnya pada kilang Paraxylene kebanyakan beroperasi secara otomatis. Sebagian dari alat-alat kendali bekerja secara elektronik, dan sebagian lagi digerakkan oleh instrumen. Instrumen pengendalian proses sangat penting sehingga fluktuasi besaran proses dapat dikendalikan dan senantiasa beroperasi pada rentang waktu yang diinginkan. Secara umum, instrumentasi untuk keperluan pengendalian proses pada KPC adalah sebagai berikut:

II.3.2.1. Ketinggian Fluida

a. LT (*Level Transmitter*). Suatu alat untuk mengukur ketinggian dimana akan mengeluarkan signal antara 0,2 – 1,0 kg/cm^2 untuk jenis pneumatik dan 4 – 20 Ma untuk jenis elektronik.
b. LR (*Level Recorder*). Suatu alat yang mencatat ketinggian dimana dapat mengubah signal dari *level transmitter* ke dalam bentuk skala 0 -100%.
c. LI (*Level Indicator*). Suatu alat yang menunjukkan besarnya ketinggian suatu sistem dan ini sama seperti LR hanya LI bisa menunjukkan level pada saat terakhir saja, jadi tidak dapat menunjukkan keadaan yang lampau.
d. LIC (*Level Indicator Control*). Suatu alat yang berfungsi membuat level suatu sistem konstan pada set point nya.
e. LRC (*Level Recorder Control*). Seperti halnya LIC hanya alat ini dilengkapi dengan recorder.
f. LV (*Level Valve*). Suatu *valve control* yang bergerak oleh signal dari LIC atau LRC.
g. LY (*Level Relay*). Suatu alat untuk mengubah signal level menjadi signal bentuk lain.
h. LSL (*Level Switch Low*). Suatu alat yang memberikan suatu reaksi tertentu bila terjadi *low level* baik itu reaksi berbentuk alarm/trip.
i. LSH (*Level Switch High*). Suatu alat yang memberikan reaksi tertentu bila terjadi *high level* baik itu raksi berbentuk alarm/trip.

II.3.2.2. Tekanan

a. PT (*Pressure Transmitter*). Suatu alat untuk mengukur tekanan yang mengeluarkan signal antara 0,2 – 1 kg/cm^2 untuk jenis pneumatik dan 4-20 Ma untuk jenis elektronik.
b. PR (*Pressure Recorder*). Suatu alat yang mencatat tekanan. Jadi suatu *recorder* disini mengubah signal dari *pressure transmitter* ke dalam bentuk skala 0 – 100%.
c. PI (*Pressure Indicator*). Suatu alat yang menunjukkan langsung besarnya tekanan dari suatu system atau disebut juga manometer.
d. PTI (*Pressure Transmitter Indicator*). Suatu alat yang menunjukkan besarnya tekanan suatu sistem, dan ini diperoleh dari signal *pressure transmitternya.* Ini hamper sama dengan PR, teteapi PTI hanya bisa menunjukkan besarnya tekanan pada saat terakhir, lain halnya dengan *record* yang lampau
e. PIC (*Pressure Indicator Control*). Suatu alat yang berfungsi membuat *pressure* suatu sistem adalah sesuai dengan *set point* nya.
f. PRC (*Pressure Recorder Control*). Seperti halnya PIC hanya di sini dilengkapi dengan *recorder*.
g. PV (*Pressure Valve*). Suatu *control valve* yang bergerak oleh signal dari PIC atau PRC.
h. PY (*Pressure Relay*). Suatu alat untuk mengubah signal *pressure* menjadi signal bentuk lain.
i. PSL (*Pressure Switch Low*). Suatu alat yang memberikan suatu reaksi tertentu bila terjadi *low pressure* baik itu reaksi berbentuk alarm atau trip.
j. PSH (*Pressure Switch High*). Suatu alat yang memberikan reaksi tertentu bila terjadi *high pressure* baik itu reaksi berbentuk alarm atau trip.

II.3.2.3. Temperatur

a. TT (*Temperature Transmitter*). Suatu alat untuk mengukur *temperature* yang mampu mengeluarkan signal antara 0,2 – 1,0

kg/cm^2 untuk jenis pneumatik dan 4 – 20 Ma untuk jenis elektronik.

b. TR (*Temperature Recorder*). Suatu alat untuk merekam temperature, mampu mengubah signal dari *temperature transmitter* ke dalam bentuk skala 0 – 100%.
c. TI (*Temperature Indicator*) .Suatu alat yang menunjukkan besarnya temperatur dan ini sama seperti TR hanya TI bisa menunjukkan level pada saat terakhir saja, jadi tidak dapat menunjukkan keadaan yang lampau.
d. TIC (*Temperature Indicator Control).* Suatu alat yang berfungsi membuat *temperature* suatu sistem adalah sesuai dengan *set point* nya.
e. TRC (*Temperature Recorder Control*). Seperti halnya TIC hanya di sini dilengkapi dengan *recorder*.
f. TIC (*Temperature Valve*). Suatu *control valve* yang bergerak oleh signal dari TIC atau TRC.
g. TY (*Temperature Relay*). Suatu alat untuk mengubah signal *temperature* menjadi signal bentuk lain.
h. TSL (*Temperature Switch Low*). Suatu alat yang memberikan suatu reaksi tertentu bila terjadi *low temperature* baik itu reaksi berbentuk alarm atau trip.
i. TSH (*Temperature Switch High*). Suatu alat yang memberikan reaksi tertentu bila terjadi *high temperature* baik itu reaksi berbentuk alarm atau trip.

II.3.2.4. Laju Alir

a. FT (*Flow Transmitter*). Suatu alat untuk mengukur *flow* yang mampu mengeluarkan signal antara 0,2 – 1,0 kg/cm^2 untuk jenis pneumatik dan 4 – 20 Ma untuk jenis elektronik.
b. FR (*Flow Recorder*). Suatu alat untuk merekam temperature, mampu mengubah signal dari *flow transmitter* ke dalam bentuk skala 0 – 100%.

c. FI (*Flow Indicator*) .Suatu alat yang menunjukkan besarnya *flow* dan ini sama seperti FR hanya FI bisa menunjukkan level pada saat terakhir saja, jadi tidak dapat menunjukkan keadaan yang lampau.
d. FIC (*Flow Indicator Control).* Suatu alat yang berfungsi membuat *flow* suatu sistem adalah sesuai dengan *set point* nya.
e. FQI (*Flow Quantity Indicator*). Suatu aliran yang menunjukkan jumlah aliran secara kumulatif. Ini berbeda dengan FR atau FI yang hanya menunjukkan jumlah aliran pada satuan waktu tertentu misalnya per hari, per jam. Meskipun sama – sama menerima signal dari *flow transmitter.*
f. FRC (*Flow Recorder Control*). Seperti halnya FIC hanya di sini dilengkapi dengan *recorder*.
g. FIC (*Flow Valve*). Suatu *control valve* yang bergerak oleh signal dari FIC atau FRC.
h. FY (*Flow Relay*). Suatu alat untuk mengubah signal *flow* menjadi signal bentuk lain.
i. FSL (*Flow Switch Low*). Suatu alat yang memberikan suatu reaksi tertentu bila terjadi *low temperature* baik itu reaksi berbentuk alarm atau trip.

FSH (*Flow Switch High*). Suatu alat yang memberikan reaksi tertentu bila terjadi *high temperature* baik itu reaksi berbentuk alarm atau trip.

I I.4. PRODUK

Produk – produk yang dihasilkan Pertamina RU – IV adalah BBM, nonBBM, maupun petrokimia. FOC I dan II memproduksi BBM maupun Non BBM sedangkan LOC I, II, III memproduksi minyak dasar pelumas. KPC memproduksi berbagai macam petrokimia yang komersial. Pada tabel II.2 dan II.3 dapat dilihat jenis produk yang diproduksi oleh FOC I, II dan LOC I, II, III serta KPC.

Tabel II.2 Produk dari FOC I dan II

Fuel Oil Complex I		*Fuel Oil Complex II*	
BBM	Non BBM	BBM	Non BBM
Premium	LPG	Premium	LPG
Kerosene	Avtur	Kerosene	*Naphtha*
ADO / IDO	*Naphtha*	ADO / IDO	LSWR
	Long Residu	IFO	

Sumber : PT. Pertamina RU – IV Cilacap

Tabel II.3 Produk dari LOC I, II, III dan KPC

LOC I	LOC II	LOC III	KPC
Minarex – A			
Minarex – B			Paraxylene
Slack Wax	*Slack Wax*		Benzene
Parafinic – 95	Minarex – H	*Asphalt*	LPG
Parafinic – 60	*Asphalt*	*Slack Wax*	Raffinate
Asphalt	VGO		Heavy Aromate
VGO			Toluene
Base Oil Group 1			
HVI – 60	*Base Oil Group II*	*Base Oil Group III*	
HVI – 95	LMO – 95	LMO – 4	
HVI – 160S	MMO – 160S	MMO – 8	
HVI – 650			

Sumber : PT. Pertamina RU – IV Cilacap

Berikut ini merupakan penjelasan mengenai produk – produk yang dihasilkan Kilang Paraxylene Cilacap (KPC):

Bahan – bahan petrokimia diproduksi oleh KPC menghasilkan 590.000 ton/tahun produk dengan produk utama paraxylene dan benzene serta produk sampingan raffinate, *heavy aromate*, dan toluene.

II.4.1. Paraxylene

Produk Paraxylene sebagian diekspor ke luar negeri bersama dengan benzene dan sebagian lagi digunakan untuk memenuhi kebutuhan bahan baku Pusat Aromatik di Pertamina RU – III, Plaju. Di kilang tersebut, paraxylene diolah menjadi *Purified Therepthalic Acid* (PTA) yang selanjutnya dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku bagi industry tekstil. Spesifikasi paraxylene yang dihasilkan dapat dilihat pada tabel II.4

Tabel II.4 Spesifikasi Paraxylene Pertamina RU – IV

Karakteristik	Metode	Spesifikasi
Purity, %wt	ASTM – D 3798	Min 99,65
Appeareance at 30^0C	Visual	C & B without sediment
Bromine Index	ASTM – D 1492	Max 200
Color Saybolt	ASTM – D 156	Min +25
Distillation Range ^0C	ASTM – D 850	2^0C (include 138,4^{0}C)
Doctor Test	ASTM – D 235	Negative
Orto – Xylene, %wt	ASTM – D 3798	Max 0,1
Meta – Xylene, %wt	ASTM – D 3798	Max 0,25
Non – Aromatics, %wt	ASTM – D 3798	Max 0,20

Sumber : PT. Pertamina RU – IV Cilacap

II.4.2. Benzene

Benzene dapat dimanfaatkan sebagai bahan dasar industri petrokimia. Produk ini tidak digunakan untuk memenuhi kebutuhan domestic, seluruhnya diekspor ke luar negeri

II.4.3. Heavy Aromate

Kapasitas produksi *Heavy Aromate* adalah 11.461 ton/tahun. Produk ini dimanfaatkan sebagai *solvent* dan dipasarkan di dalam negeri dalam bentuk cair. Spesifikasi *Heavy Aromate* yang diproduksi oleh Pertamina dapat dilihat pada tabel II.5

Tabel II.5 Spesifikasi *Heavy Aromate* Pertamina RU – IV

Sifat	Satuan	Metode	Spesifikasi
Warna ASTM		ASTM D – 1500	4 max
Penampakan		Visual	Bening
Spec Gravity $60^0/60^0$ F		ASTM D – 1298	0,875 – 0,930
Flash point PMcc	^{0}F	ASTM D – 93	130 min
Cu Stripp pada 100^0C/ 3 jam		ASTM D – 130	No. 1 max
Mixed Aniline Point	^{0}C	ASTM D – 611	16 max
Distillation		ASTM D – 86	
IBP	^{0}C		160 min
FBP	^{0}C		350 max
Aromatic Content	%berat	UOP 744	97 min

Sumber : PT. Pertamina RU – IV Cilacap

II.4.4. Toluene

Produk toluene cair yang diproduksi Pertamina RU – IV dipasarkan di dalam negeri sebanyak 12.127 ton/tahunnya. Produk ini dimanfaatkan sebagai bahan baku untuk pembuatan TNT, *solvent*, pewarna, pembuatan resin, bahan pembuat parfum, pembuatan *plasticizer*, dan obat – obatan. Spesifikasi toluene yang diproduksi Pertamina RU – IV dapat dilihat pada tabel 2.6

Tabel II.6 Spesifikasi Toluene Pertamina RU – IV

Sifat	Satuan	Metode	Spesifikasi
Penampakan		Visual	Cairan bening yang bebas dari sedimen atau kabut, diamati pada 65 – 78^{0}C
Real Desity pada 15,556/15,56 ^{0}C	gr/cc	ASTM D -4052	0,869 – 0,873
Real Density pada 20^{0}C		ASTM D - 4052	0,865 – 0,870
Warna Pt.Co		ASTM D – 1209	20 max
Acid Wash Color		ASTM D – 848	2 max
Keasaman		ASTM D – 847	Tidak ada asam
Komponen Sulfur		ASTM D – 853	Tidak ada sulfur
Distillation Range	^{0}C	ASTM D – 850	Tidak lebih dari 1^{0}C termasuk 110,6^{0}C
Komposisi Tembaga		ASTM D – 849	Passes
Total Non – Aromatik	%vol	ASTM D – 4492	1,5% vol max

Sumber: PT. Pertamina RU – IV Cilacap

BAB III
PENUTUP

III.1 Kesimpulan

Penarikan kesimpulan oleh praktikan didasarkan pada orientasi umum dan khususyang diikuti praktikan selama mengikuti kegiatan Kerja Praktek di PT. Pertamina RU-IV Cilacap. Maka, kesimpulan yang dapat diambil dari orientasi umum dan khusus adalah:

1. PERTAMINA unit pengolahan IV Cilacap merupakan pabrik pengolahan minyak mentah menjadi produk BBM dan NBM dan bukan merupakan eksplorasi minyak bumi. PERTAMINA Refinery Unit IV Cilacap merupakan unit pengolahan terbesar dengan kapasitas 384.000 BPSD dan terlengkap produksinya.
2. *Process Engineering* (PE)
    - Bersama dengan project dan facility engineering, PE memiliki tanggung jawab dalam proses produksi di semua area kilang dan perlindungan lingkungan.
    - Kapasitas produksi *refinery unit* IV merupakan paling besar dari unit-unit pengolahan yang dimiliki oleh PT. Pertamina (Persero) sebanyak 348.000 barrel/hari.
    - *Refinery Unit* IV merupakan salah satu Integrated Plant di Indonesia, dimana proses optimal dengan tetap memperhatikan lingkungan.
    - *Performance* alat, spesifikasi bahan, dan penggunaan teknologi yang tepat merupakan parameter yang dimonitor oleh *Process Engineering* dalam rangka profit perusahaan.
3. Kesehatan Keselamatan Kerja dan Lindungan Lingkungan
    - *Refinery Unit* IV Cilacap merupakan salah satu pelopor "*Green Factory*" di Indonesia, hal ini ditunjukkan dengan diperolehnya sertifikasi ISO 9000 dan 14000 yang sangat mengedepankan sistem manajemen lingkungan.

- Sistem manajemen keselamatan dan kesehatan kerja yang profesional dimana terdistribusi dalam 4 seksi yang tidak hanya mempunyai fungsi penanggulangan pencemaran dan keselamatan kerja tetapi juga bertanggung jawab pada peningkatan kualitas dari pelaksanaan perlindungan lingkungan dan keselamatan kerja tersebut.

4. *Fuel Oil Complex*
    - Refinery Unit IV tidak hanya mengolah crude oil dalam negeri dan middle east tetapi sekarng crude oil yang diolah juga berasal dari campuran beberapa crude oil domestik, sehingga kita kenal dengan nama "Coktail Crude Oil".
    - FOC IIB dibagi menjadi beberapa unit, yaitu: Naphta Hydrotreater Unit, (NHT), Platformer, AH Unibon, TDHT dan *flare system*.
5. *Lube Oil Complex*

    Bahan dasar pembuatan pelumas di Indonesia hanya diproduksi oleh *Refinery Unit* IV, melalui *Lube Oil Complex* I,II,III.
6. Kilang *Paraxylene Complex*
    - Bahan baku Kilang *Paraxylene Complex* (KPC) merupakan *side stream* dari FOC II.
    - Proses terbagi menjadi empat proses utama, yaitu: unit persiapan proses (*Naphta Hydrotreating Unit*), Unit Sintesa (CCR dan *Platforming Unit*), Unit Pemurnian (*Sulfolane, Xylene Fractionation, Parex Process* Unit) dan unit peningkatan produk (*Tatoray Unit, Isomar Process Unit*)
7. Utilitas
    - Unit utilitas menggunakan air payau dan asin yang di proses menjadi BFW melalui teknologi *Sea Water Desalination*, untuk pemenuhan proses produksi akan air dan steam.
    - Generator listrik tidak hanya digunakan untuk pemenuhan kebutuhan listrik di area kilang tetapi juga infrastruktur pendukung seperti perumahan dan rumah sakit.

- Bahan bakar cair dan gas merupakan bahan bakar yang digunakan di areal kilang, dimana bahan bakar gas merupakan bahan bakar utama.

III.2 SARAN

1. Perubahan status PERTAMINA dari BUMN menjadi Persero merupakan tuntutan agar kinerja PERTAMINA harus lebih professional karena beberapa tahun mendatang boleh jadi PERTAMINA bukan satu satunya perusahaan minyak yang mengelola dan mengatur distribusi bahan bakar di Indonesia.
2. Peningkatan kinerja perlu dilakukan pada direktorat yang dimiliki PERTAMINA baik hulu maupun hilir dalam rangka professionalisme dan profit perusahaan.
3. Etos kerja yang ditunjukkan karyawan pada umunya baik, walaupun demikian realitas ini perlu dipertahankan dan ditingkatkan.
4. Pererat jalinan kerjasama antara dunia pendidikan tak hanya melalui kunjungan industri dan kerja praktek tapi dapat dicoba melalui proyek penelitian.

DAFTAR PUSTAKA

Cilacap *Refinery* Pertamina, 1997, *"Operating Manual NHT (Unit 82)"*, PT. Pertamina (Persero) UP IV Cilacap.

JGG Coorporation, 1990, *Data Book Paraxylene Project Pertamina Cilacap, 6ed.*, JGG Coorporation, Japan

Universal Oil Product Process Division, 1988, "Thermodynamic Operations Heat and Weight Balance Report", Illinois

UOP, 1998, *Operating Manual Continous Catalyst Regeneration (CCR)-Platformer*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap

UOP, 1998, *Operating Manual Naphtha Hidrotreating*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap.

UOP, 1998, *Operating Manual Platforming*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap.

UOP, 1998, *Operating Manual Naphtha Hidrotreating*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap.

UOP, 1998, *Operating Manual Aromatic Hydrogenation Unibon (Unit 013)*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap

UOP, 1998, *Operating Manual LPG Plant (Unit 015)*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap

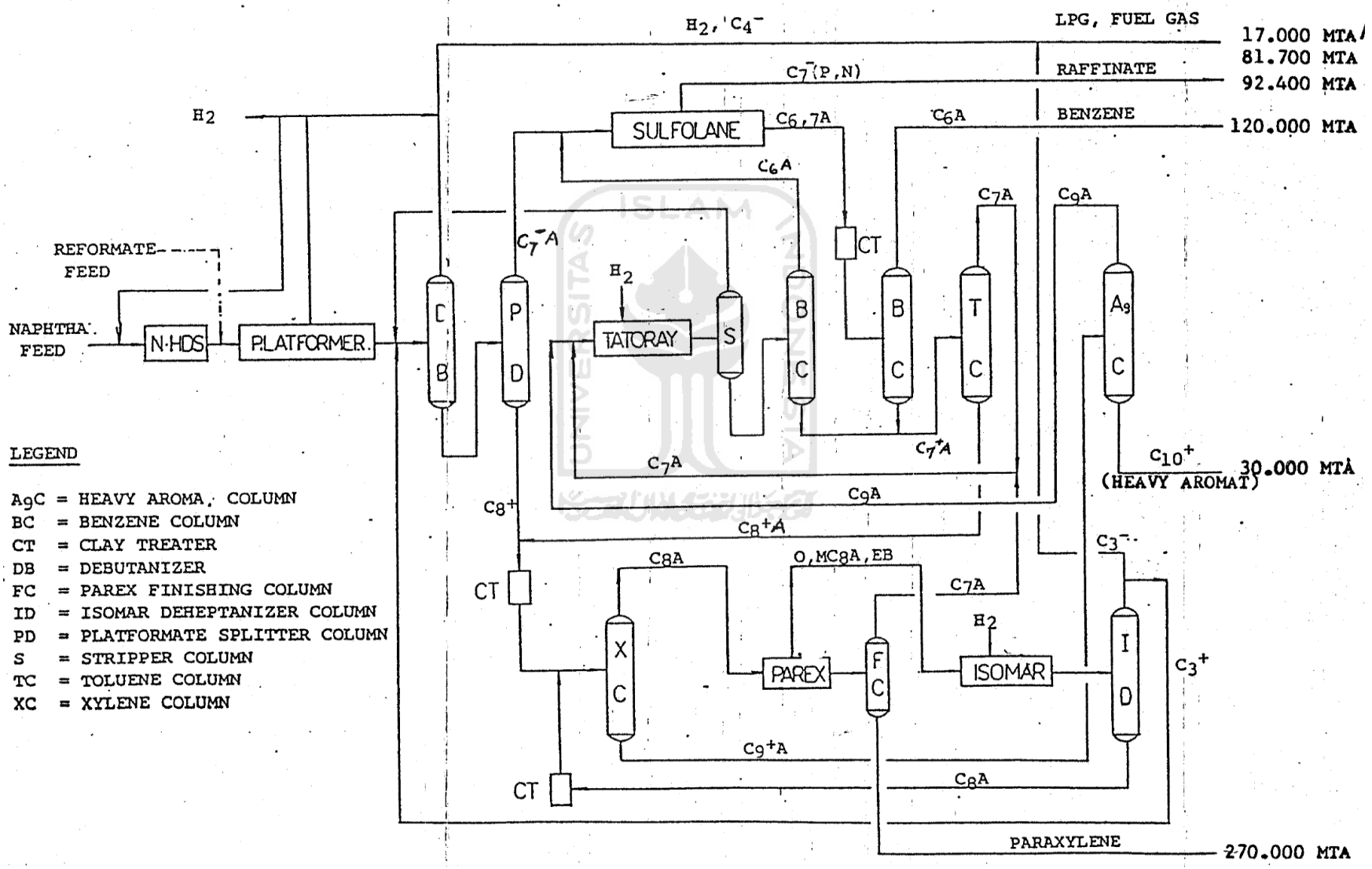
UOP, 1998, *Operating Manual Minalk Merox Treater (Unit 016)*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap

UOP, 1998, *Operating Manual Thermal Distillate Hydrotreater (Unit 018)*, Pertamina UP IV Cilacap, Cilacap.

UOP, 1998, *Operating Manual Sulfolane Unit*, Pertamina RU IV Cilacap, Cilacap.

LAMPIRAN

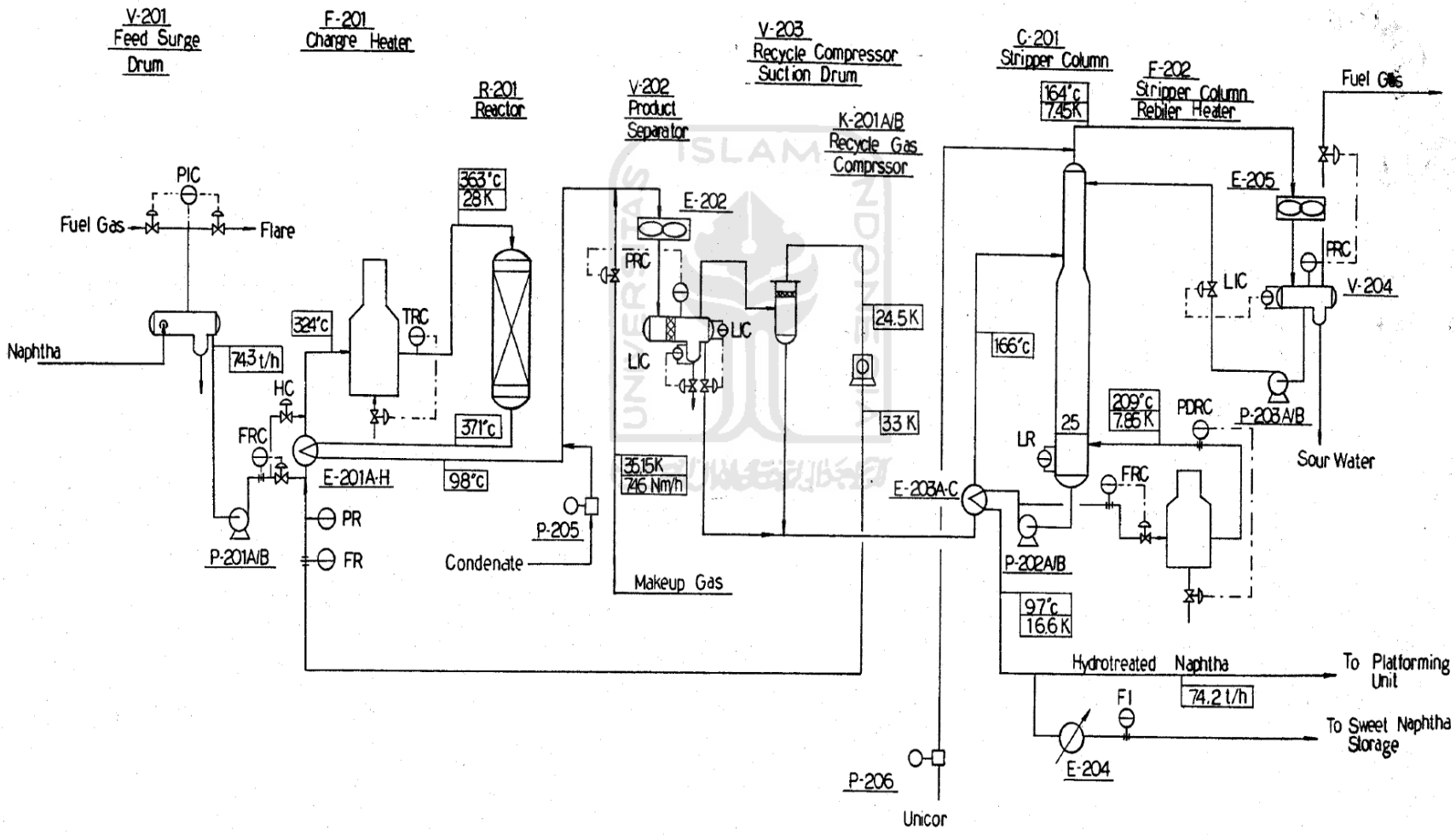
Overall Process Flow Scheme



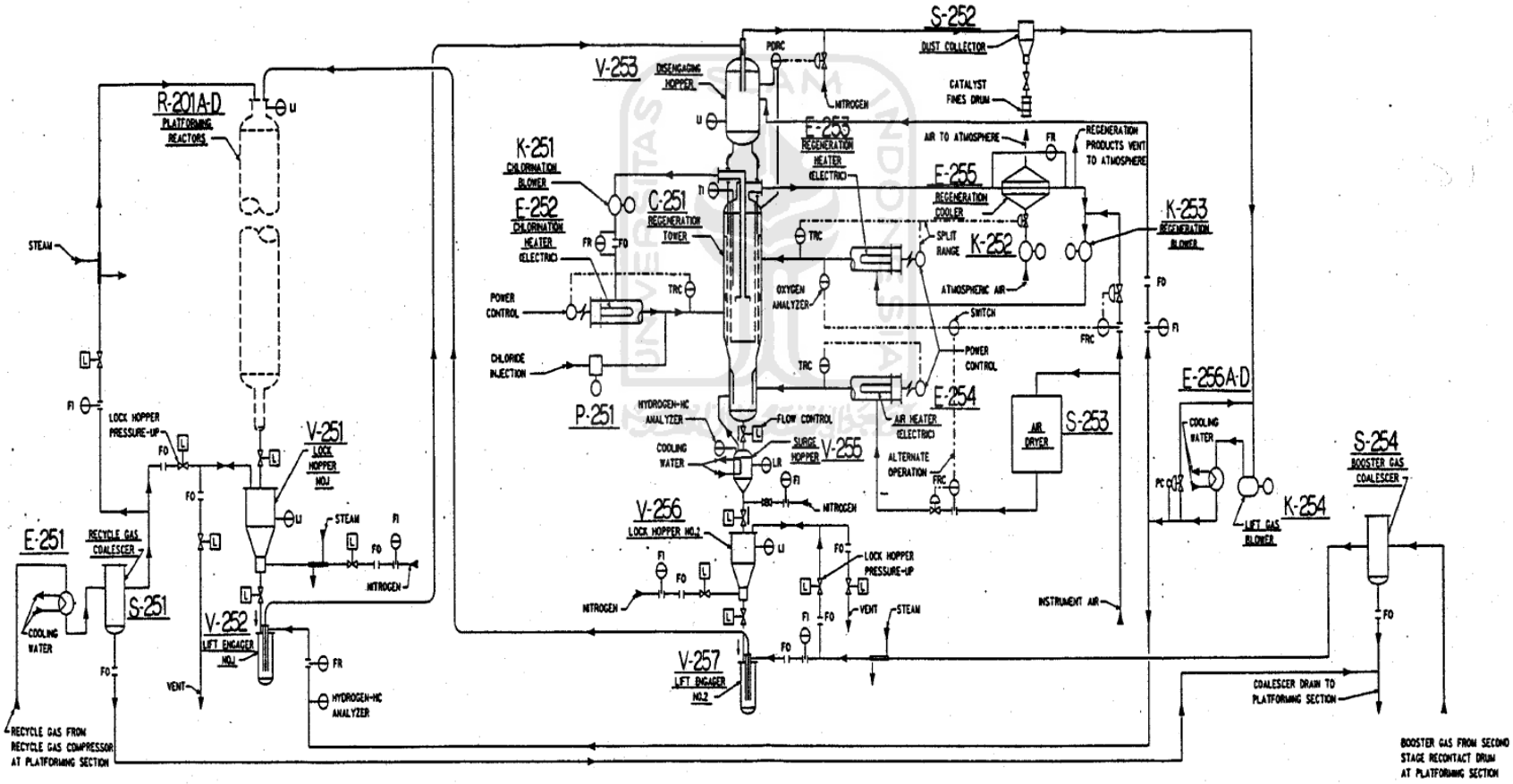
LEGEND

A9C = HEAVY AROMA. COLUMN
BC = BENZENE COLUMN
CT = CLAY TREATER
DB = DEBUTANIZER
FC = PAREX FINISHING COLUMN
ID = ISOMAR DEHEPTANIZER COLUMN
PD = PLATFORMATE SPLITTER COLUMN
S = STRIPPER COLUMN
TC = TOLUENE COLUMN
XC = XYLENE COLUMN

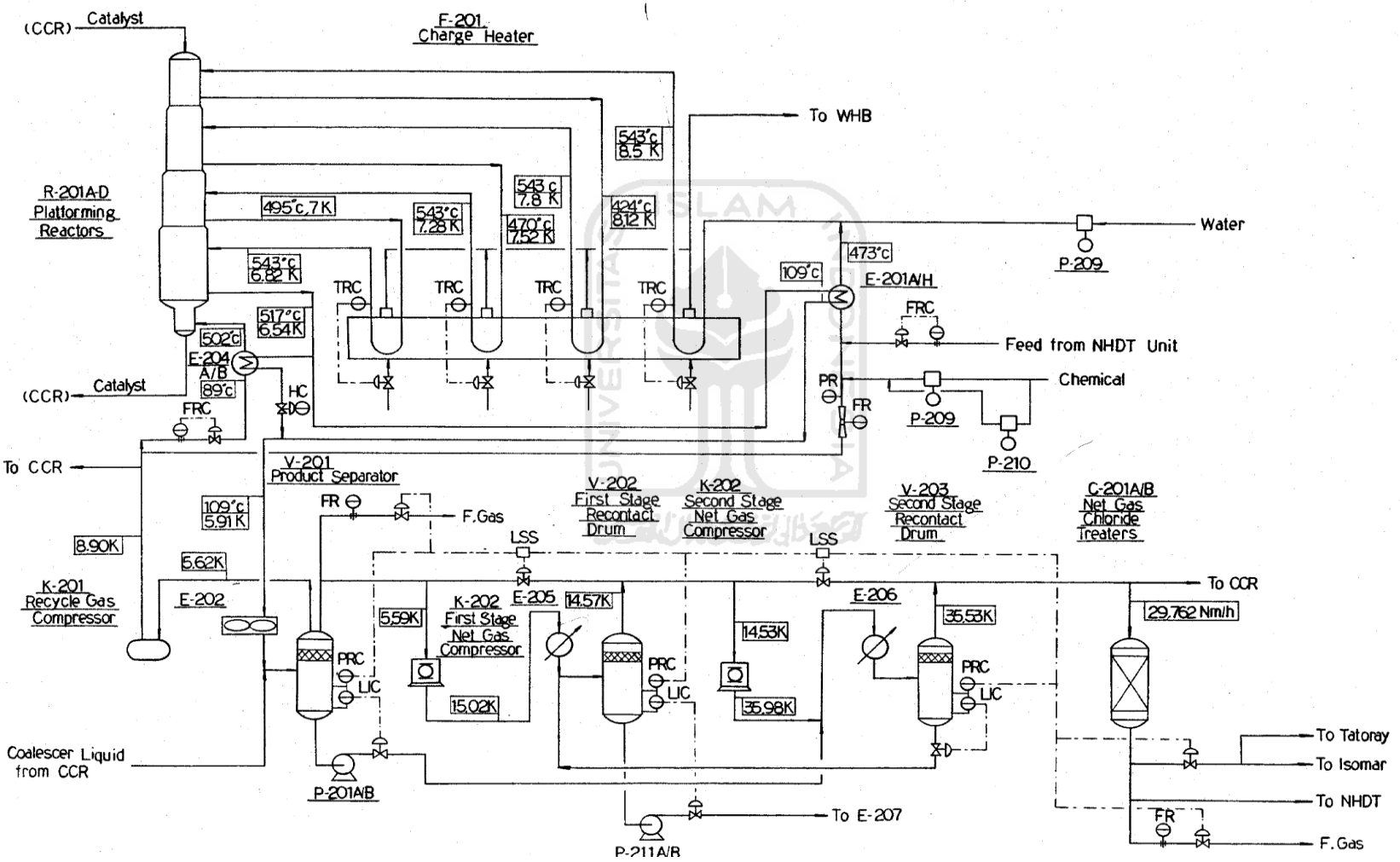
CPX Project
Naphtha Hydrotreating Unit (82)



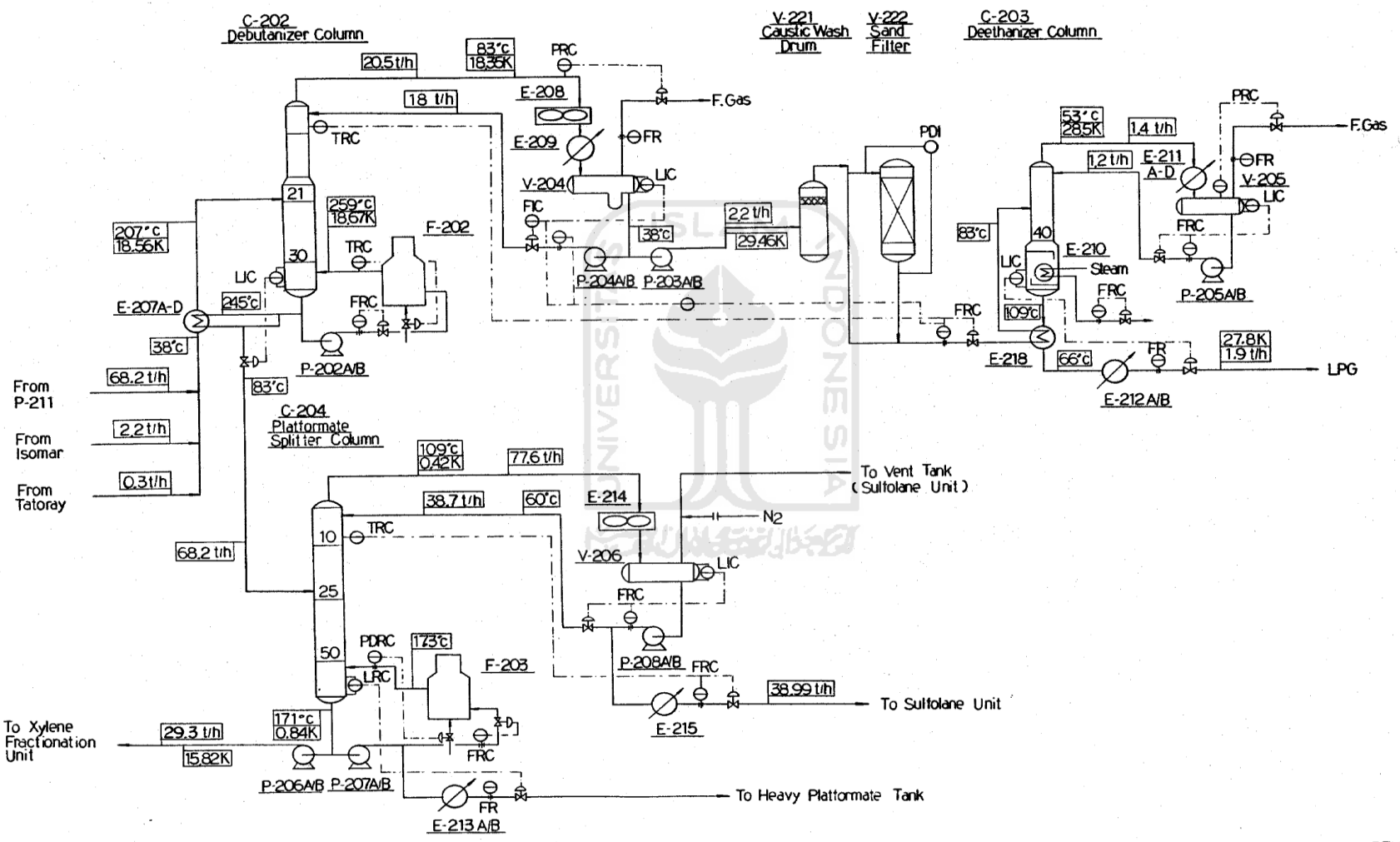
CPX Project
CCR Unit (84)



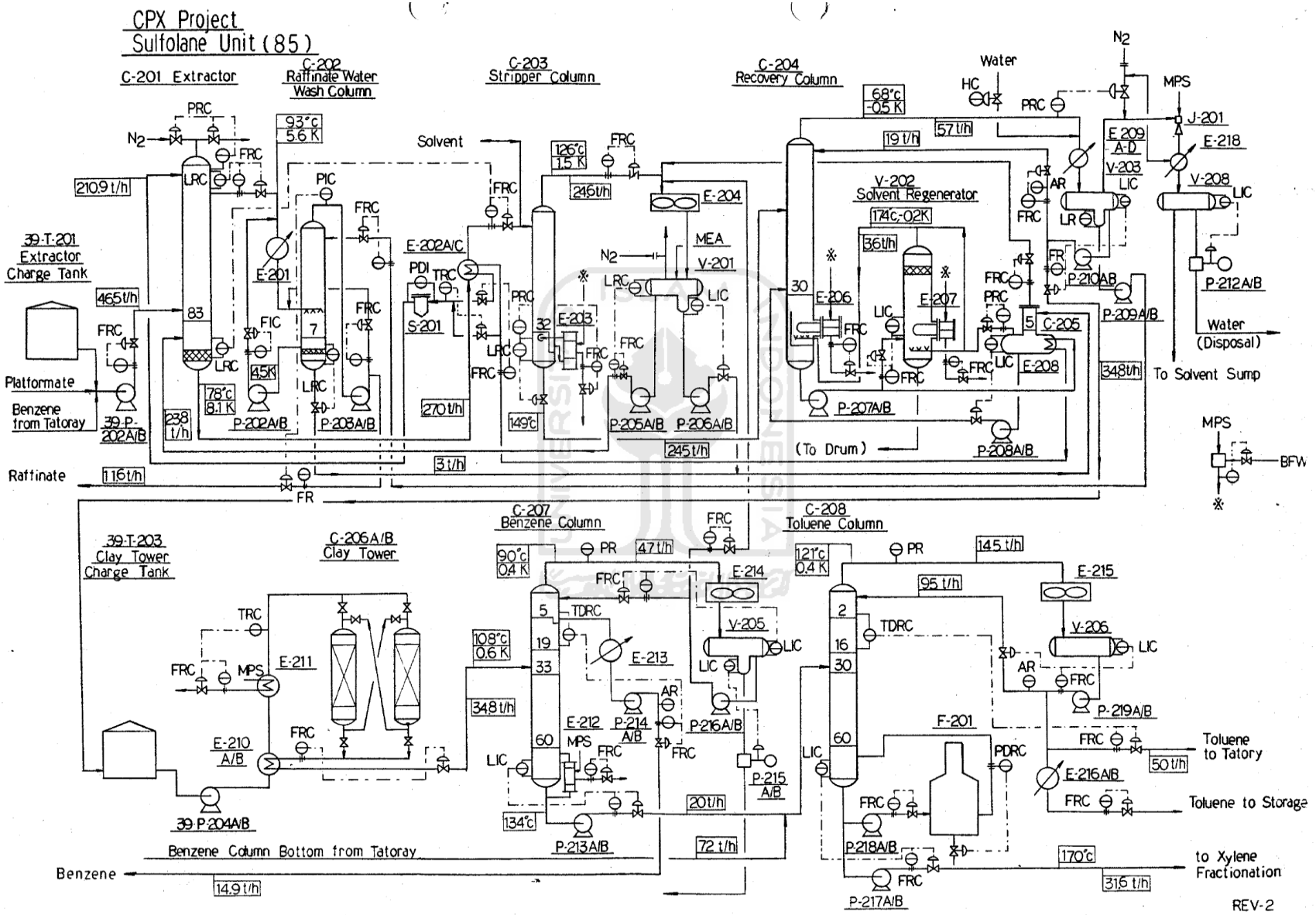
CPX Project
Platforming Unit (1/2)(84)

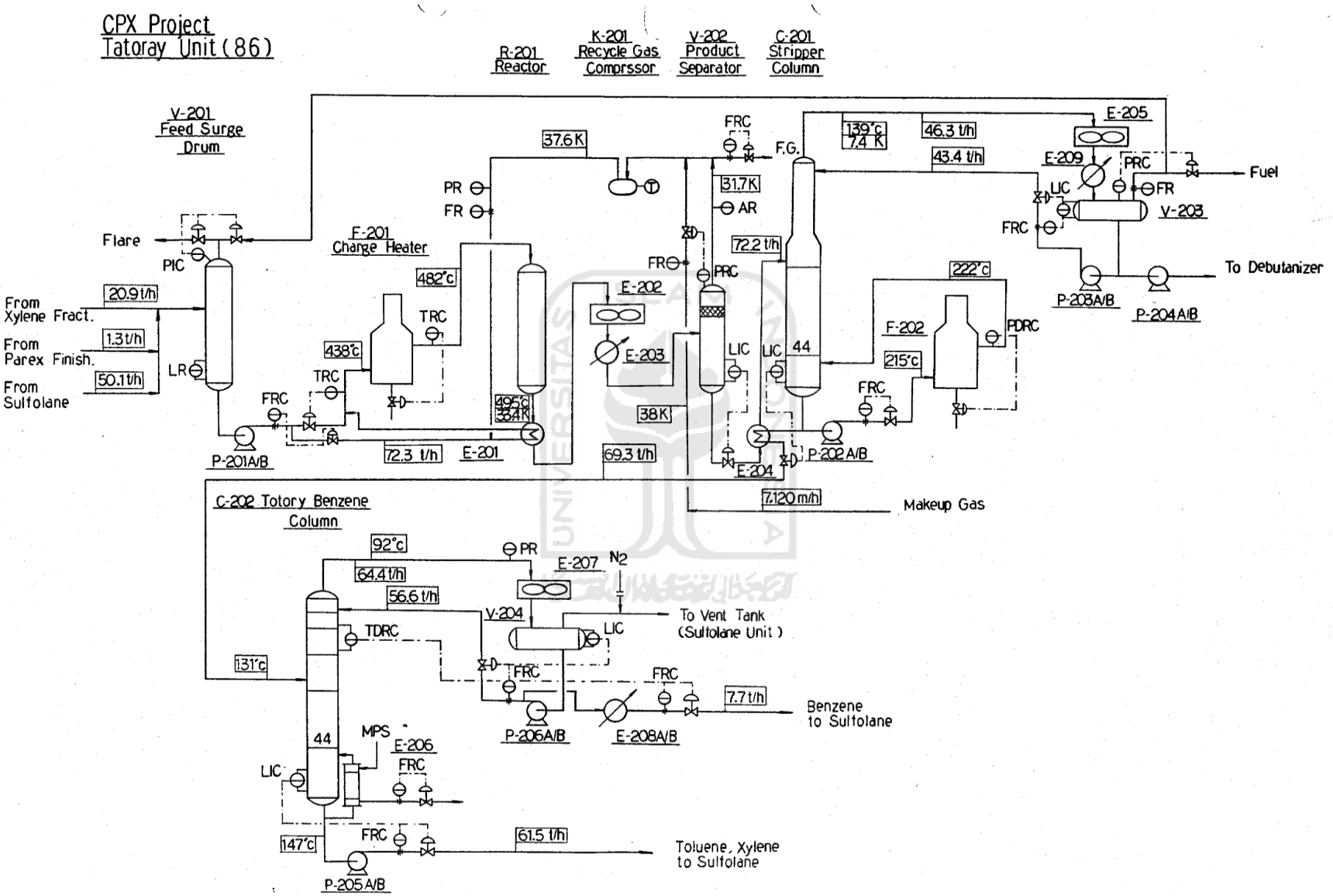


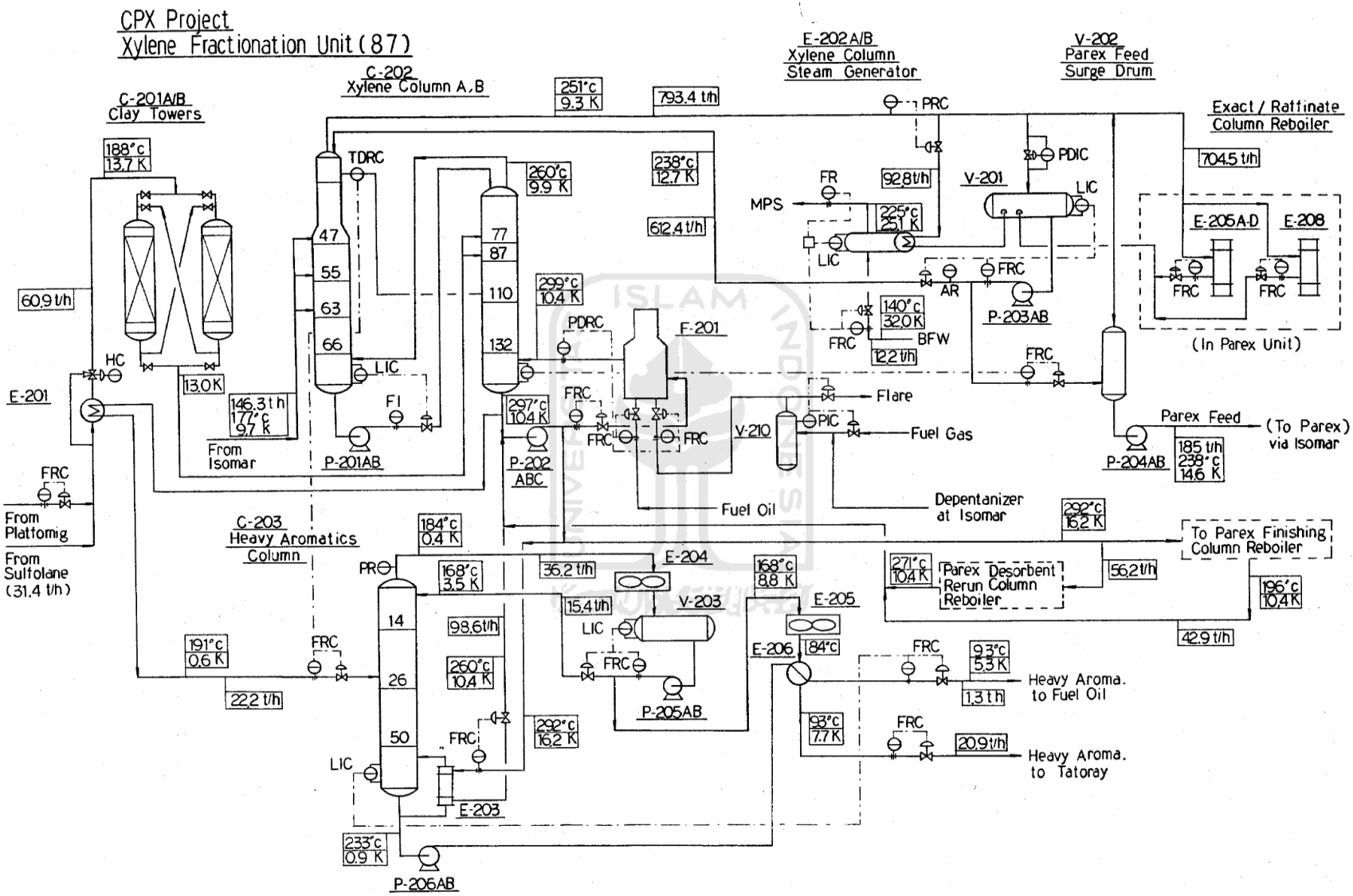
CPX Project
Platforming Unit (2/2)(84)



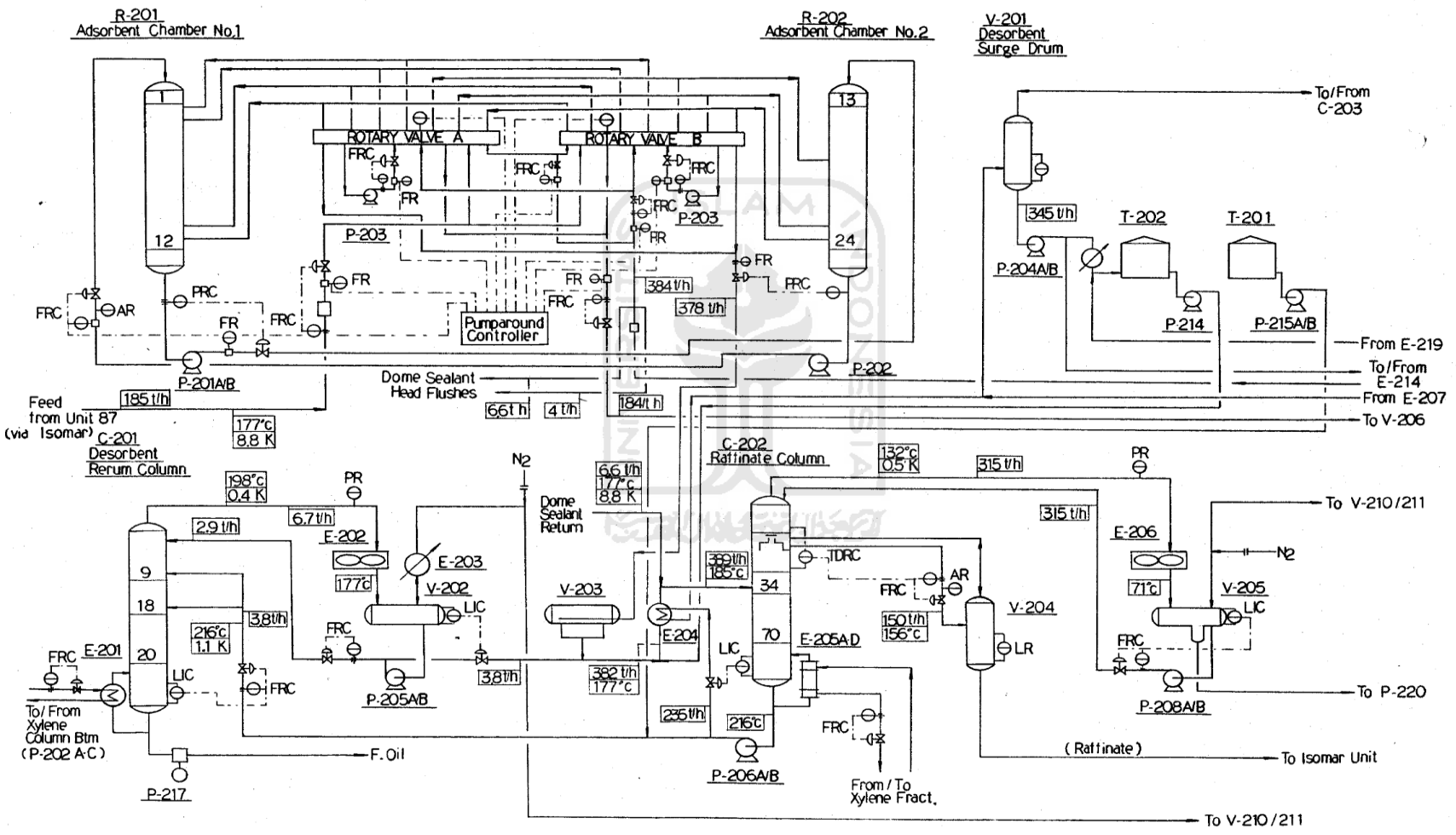
REV-2


CPX Project
Sulfolane Unit (85)
C-201 Extractor
C-202 Raffinate Water Wash Column
C-203 Stripper Column
C-204 Recovery Column
39-T-201 Extractor Charge Tank
Platformate
Benzene from Tatoray
39-P-202A/B
Raffinate
116t/h
210.9t/h
465t/h
238 t/h
93°c 5.6K
78°c 8.1K
45K
P-202A/B
P-203A/B
E-201
E-202A/C
S-201
270t/h
149°c
126°c 1.5K
246t/h
E-203
E-204
P-205A/B
P-206A/B
245t/h
3t/h
Solvent
MEA
V-201
68°c -0.5K
19t/h
57t/h
Water
HC
PRC
N2
MPS
J-201
E-218
E 209 A-D
V-203
V-208
LIC
P-212A/B
Water (Disposal)
To Solvent Sump
V-202 Solvent Regenerator
174c-02K
36t/h
E-206
E-207
C-205
E-208
P-207A/B
P-208A/B
(To Drum)
P-210A/B
P-209A/B
348t/h
MPS
BFW
FR
39-T-203 Clay Tower Charge Tank
C-206A/B Clay Tower
E-211
E-210 A/B
39-P-204A/B
C-207 Benzene Column
90°c 0.4K
47t/h
E-214
V-205
E-213
E-212
P-214 A/B
P-216A/B
P-215 A/B
P-213A/B
134°c
108°c 0.6K
34.8t/h
20t/h
72t/h
C-208 Toluene Column
121°c 0.4K
145t/h
95t/h
E-215
V-206
P-219A/B
F-201
P-218A/B
P-217A/B
E-216A/B
Toluene to Tatory
50t/h
Toluene to Storage
170°c
316t/h
to Xylene Fractionation
Benzene Column Bottom from Tatoray
Benzene
14.9t/h
REV-2

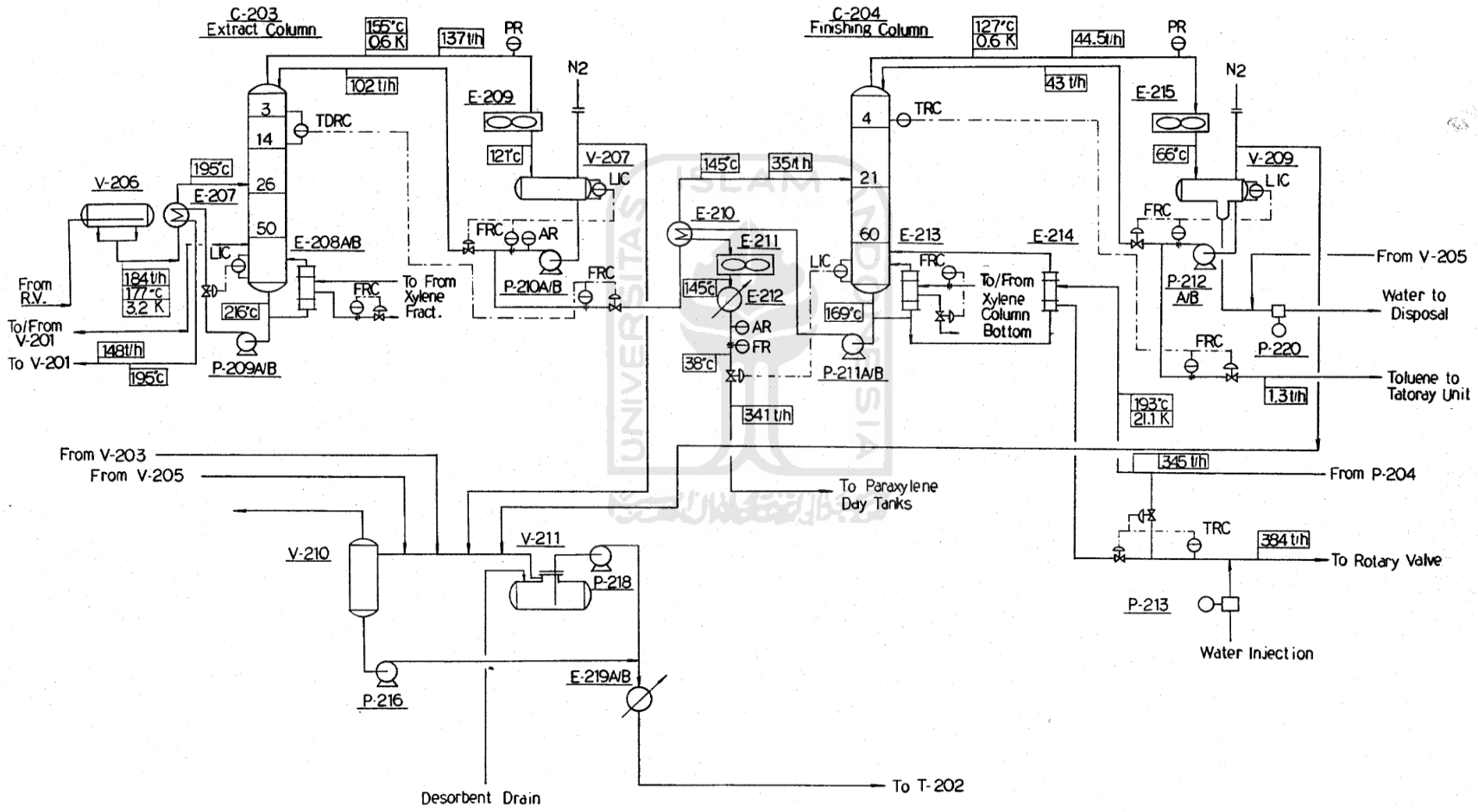

CPX Project
Tatoray Unit (86)
R-201 Reactor
K-201 Recycle Gas Comprssor
V-202 Product Separator
C-201 Stripper Column
V-201 Feed Surge Drum
Flare
PIC
From Xylene Fract.
20.9 t/h
From Parex Finish.
1.3 t/h
From Sulfolane
50.1 t/h
LR
P-201A/B
F-201 Charge Heater
482°c
438°c
TRC
FRC
72.3 t/h
E-201
495°c
35.4K
E-202
E-203
38K
69.3 t/h
37.6K
PR
FR
31.7K
AR
FRC
F.G.
72.2 t/h
FR
PRC
LIC
44
E-204
P-202A/B
139°c
7.4 K
46.3 t/h
43.4 t/h
E-205
E-209
PRC
FR
LIC
V-203
FRC
Fuel
P-203A/B
P-204A/B
To Debutanizer
222°c
F-202
215°c
PDRC
FRC
7,120 m/h
Makeup Gas
C-202 Totory Benzene Column
92°c
64.4 t/h
56.6 t/h
PR
E-207
N2
V-204
LIC
To Vent Tank (Sulfolane Unit)
TDRC
131°c
FRC
FRC
7.7 t/h
Benzene to Sulfolane
P-206A/B
E-208A/B
44
MPS
E-206
FRC
LIC
147°c
FRC
61.5 t/h
Toluene, Xylene to Sulfolane
P-205A/B

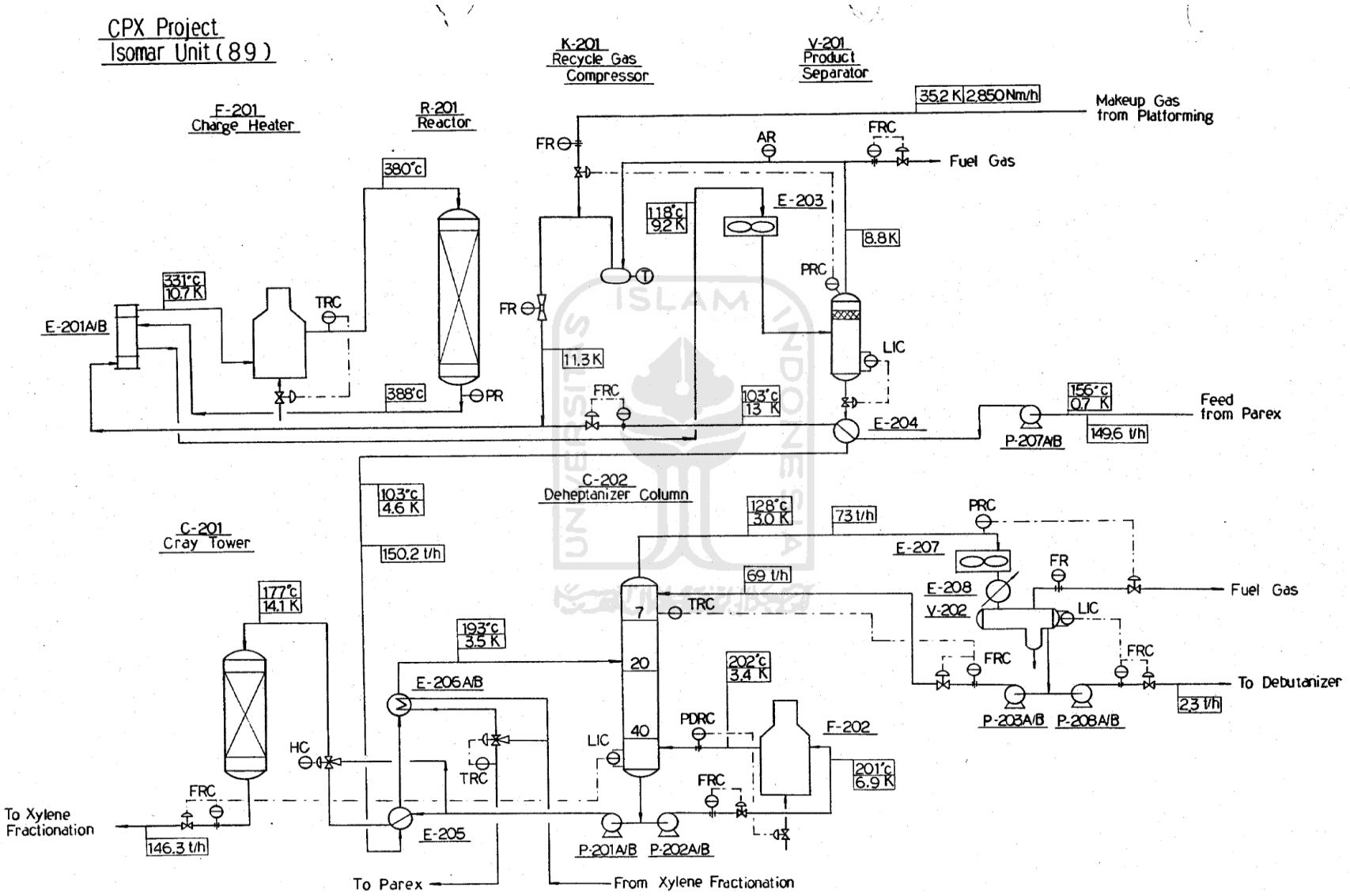

CPX Project
Xylene Fractionation Unit (87)
C-201A/B
Clay Towers
C-202
Xylene Column A,B
E-202 A/B
Xylene Column
Steam Generator
V-202
Parex Feed
Surge Drum
Exact / Raffinate
Column Reboiler
188°c
13.7 K
251°c
9.3 K
793.4 t/h
704.5 t/h
TDRC
260°c
9.9 K
238°c
12.7 K
612.4 t/h
PRC
PDIC
LIC
FR
92.8 t/h
MPS
225°c
25.1 K
V-201
E-205 A-D
E-208
FRC
AR
P-203AB
(In Parex Unit)
140°c
32.0 K
BFW
12.2 t/h
60.9 t/h
47
55
63
66
77
87
110
132
299°c
10.4 K
PDRC
F-201
HC
E-201
13.0 K
146.3 t/h
177°c
9.7 K
From
Isomar
LIC
FI
P-201AB
297°c
10.4 K
FRC
P-202
ABC
Flare
PIC
V-210
Fuel Gas
Fuel Oil
Depentanizer
at Isomar
Parex Feed
(To Parex)
via Isomar
185 t/h
238°c
14.6 K
P-204AB
FRC
From
Plattomig
From
Sulfolane
(31.4 t/h)
C-203
Heavy Aromatics
Column
184°c
0.4 K
292°c
16.2 K
To Parex Finishing
Column Reboiler
PR
168°c
3.5 K
36.2 t/h
E-204
168°c
8.8 K
271°c
10.4 K
Parex Desorbent
Rerun Column
Reboiler
56.2 t/h
196°c
10.4 K
42.9 t/h
14
26
50
98.6 t/h
15.4 t/h
V-203
LIC
E-205
E-206
84°c
191°c
0.6 K
22.2 t/h
260°c
10.4 K
P-205AB
93°c
5.3 K
1.3 t/h
Heavy Aroma.
to Fuel Oil
93°c
7.7 K
20.9 t/h
Heavy Aroma.
to Tatoray
E-203
233°c
0.9 K
P-206AB

CPX Project
Parex Unit (1/2)(88)



CPX Project
Parex Unit (2/2)(88)




CPX Project
Isomar Unit (89)
K-201
Recycle Gas
Compressor
V-201
Product
Separator
35.2 K 2.850 Nm/h
Makeup Gas
from Platforming
F-201
Charge Heater
R-201
Reactor
FR
AR
FRC
Fuel Gas
380°C
118°C
9.2 K
E-203
8.8 K
PRC
331°C
10.7 K
TRC
E-201A/B
FR
LIC
11.3 K
388°C
PR
FRC
103°C
13 K
E-204
156°C
0.7 K
Feed
from Parex
P-207A/B
149.6 t/h
C-202
Deheptanizer Column
103°C
4.6 K
C-201
Cray Tower
150.2 t/h
128°C
3.0 K
73 t/h
PRC
E-207
69 t/h
FR
E-208
V-202
LIC
Fuel Gas
177°C
14.1 K
7
TRC
193°C
3.5 K
20
202°C
3.4 K
FRC
FRC
To Debutanizer
E-206A/B
P-203A/B
P-208A/B
23 t/h
HC
40
LIC
PDRC
F-202
TRC
FRC
201°C
6.9 K
To Xylene
Fractionation
FRC
E-205
P-201A/B
P-202A/B
146.3 t/h
To Parex
From Xylene Fractionation

LAPORAN TUGAS KHUSUS

EVALUASI KINERJA (PERFORMANCE) KATALIS R-134 UNIT PLATFORMER (UNIT 84) KILANG PARAXYLENE

DI PT. PERTAMINA RU IV CILACAP

Diajukan Sebagai Salah Satu Syarat

Untuk Memperoleh Gelar Sarjana Teknik Kimia
Konsentrasi Teknik Kimia



Disusun Oleh:

Nama : Rakhmat Dwi Haryanto **Nama : Dody Guntama**

NIM : 08521002 **NIM : 08521015**

KONSENTRASI TEKNIK KIMIA
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
YOGYAKARTA
2011

DAFTAR ISI

DAFTAR ISI i
DAFTAR TABEL ii
DAFTAR GAMBAR iii
I. PENDAHULUAN
I.1. Latar Belakang Masalah 1
I.2. Rumusan Masalah 1
I.3. Tujuan 2
I.4. Manfaat 2
I.5. Ruang Lingkup 2
II. TINJAUAN PUSTAKA
II.1. Reaktor Platforming 3
II.2. Katalis Unit di Platformer 6
II.3. Unit CCR 8
II.4. Sirkulasi Katalis 10
II.5. Variabel-Variabel yang Berpengaruh dalam operasi Platforming 10
III. METODOLOGI
III.1. Pelaksanaan Tugas Khusus 19
III.2. Pengumpulan Data 19
III.3. Pengolahan Data 20
IV. HASIL DAN PEMBAHASAN
IV.1. Hasil Perhitungan Aktivitas, Selektivitas, Stabilitas Katalis 22
IV.2. Pembahasan 23
V. PENUTUP
V.1. KESIMPULAN 29
V.2. SARAN 29
DAFTAR PUSTAKA
LAMPIRAN TUGAS KHUSUS

DAFTAR TABEL

Tabel IV.1 Hasil Perhitungan Aktifitas Katalis R-134……. 22
Tabel IV.2 Hasil Perhitungan Selektifitas Katalis R-134……. 22
Tabel IV.3 Hasil Perhitungan Stabilitas Katalis R-134…… 22

DAFTAR GAMBAR

2.1 DehirogenasiNaphthene..... 3
2.2 Isomerisasi Naphthene..... 4
2.3 Dehidrosiklisasi Parafin..... 4
2.4 Hydrocracking..... 4
2.5 Demethylisasi..... 5
2.6 Dealkilasi Aromatik..... 5
4.1 Grafik Aktivitas Katalis R-134..... 24
4.2 Grafik Selektivitas Katalis R-134..... 26
4.3 Grafik Stabilitas Katalis R-134.....27

BAB I
PENDAHULUAN

I. 1. Latar Belakang Masalah

Platformer merupakan unit penting di kilang paraxylene. Pada platformer terjadi proses pengubahan senyawa non aromatik menjadi senyawa aromatik. Sehingga kualitas produk yang merupakan senyawa aromatic, sangat ditentukan oleh baik tidaknya proses yang terjadi di unit ini. Reaksi pengubahan senyawa non aromatik menjadi aromatik merupakan reaksi katalitik yang melibatkan katalis R – 134.

Regenerasi katalis di Unit Platformer digunakan untuk mengoperasikan platformer dengan harapan kondisi operasi selalu optimal dengan waktu operasi yang lama. Selama siklus operasi, katalis akan mengalami penurunan keaktifan, selektivitas dan stabilitasnya, karena selama proses platforming terjadi pembentukan coke di permukaan katalis atau penempelan kontaminan lainnya. Pembakaran coke secara terns menerus akan mengembalikan aktifitas, selektivitas dan stabilitas dari katalis Platformer. Namun demikian kondisi katalis tidak akan kembali semula seperti *fresh catalyst* yang bare *diloading.* Untuk itu, mengingat pentingnya prows platforming di Kilang Paraxylene Pertamina UR IV ini serta mahalnya katalis ini, maka perlu terns dilakukan evaluasi aktifitas, selektifitas dan stabilitas katalis platformer.

1.2 Rumusan Masalah

Aktivitas katalis dapat menyatakan suatu kinerja katalis pada suhu tertentu. Dan penurunan kinerja katalis dapat dinyatakan dalam Delta WAIT, sementara selektivitas katalis dapat menyatakan jenis produk yang dihasilkan, dalam hal ini C_5^+ dan dapat dinyatakan dalam Yield Delta. Dan katalis yang ingin dievaluasi adalah katalis UOP R-134 di unit CCR Platforming, Kilang Paraxylene Cilacap.

1.3 Tujuan

Mempelajari *performance* katalis melalui evaluasi parameter aktifitas selektifitas, dan stabilitas katalis R-134 pads Platformer (unit 84) Kilang Paraxylene

1.4 Manfaat

Hasil evaluasi dapat digunakan sebagai bahan pertimbangan dalam menentukan langkah-langkah yang harus diambil dalam menjaga *performance* katalis R-134 pads Unit Platformer (unit 84) Kilang Paraxylene.

1.5. Ruang Lingkup

Ruang lingkup pembahasan tugas khusus ini adalah untuk aktivitas, selektivitas,dan stabilitas katalis R-134 Unit Platformer (Unit 84) Kilang Paraxylene, dengan data aktual dari tanggal 1 Mei sampai 24 Juli 2011.

BAB II
TINJAUAN PUSTAKA

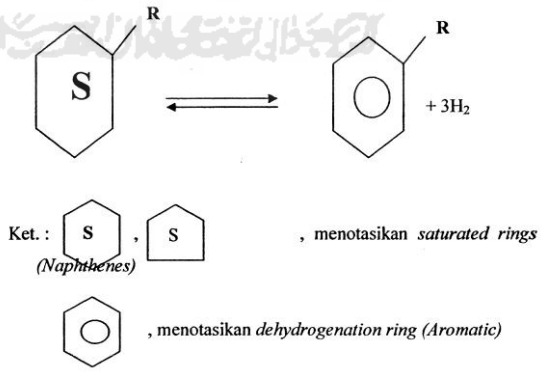
II.1 Reaktor Platfornring

Unit Platforming merupakan salah satu unit di kilang *Paraxylene* Pertamina RU IV, yang dirancang untuk mengolah *sweet naphtha* produk dari *Naphtha Hydrotreater Unit*, untuk memproduksi hidrokarbon aromatik yang berupa *Benzene, Toluene* dan campuran *Xylene* dengan kemurnian tinggi.

Dalam reaktor *Platforming* terjadi 6 reaksi, yaitu:

1. Dehidrogenasi *Naphthene*

   Reaksi ini bertujuan mengubah sikloheksana menjadi senyawa aromatik dan merupakan reaksi yang paling cepat terjadi di dalam reaktor *Platformer*. Hidrokarbon naftenik dalam umpan diharapkan berjumlah besar karena reaksinya mudah dipromosikan. Selain itu, reaksi ini juga menghasilkan gas H_2 sebagai produk samping. Reaksi ini bersifat endotermik (ΔH^o = *+ 16.9 kkal/mol* H_2), yang didukung oleh temperatur tinggi dan tekanan rendah. Reaksi irii dipromosikan oleh fungsi logam dari katalis. Berikut reaksinya :

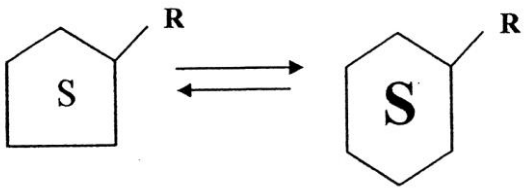


2. Isomerisasi *Naphthene* dan *Paraffin*

   (i) Reaksi isomerisasi siklopentan menjadi sikloheksan merupakan Iangkah pertama sebelum dehidrogenasi *naphtheneMekanisme* reaksi ini adalah penataan ulang cincin hidrokarbon *(ring rearrangement).* Pada saat reaksi ini berlangsung, kemungkinan rantai cincin terbuka menjadi parafin cukup tinggi sehingga reaksi alkilsiklopentan

menjadi sikloheksan tidak 100% selektif. Selektifitas reaksi ini dipengaruhi oleh 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 typikal operasi, kesetimbangan *thermodynamic* tidak berpengaruh pada cabang isomer *(Octane* yang lebih tinggi).

Berikut reaksinya :

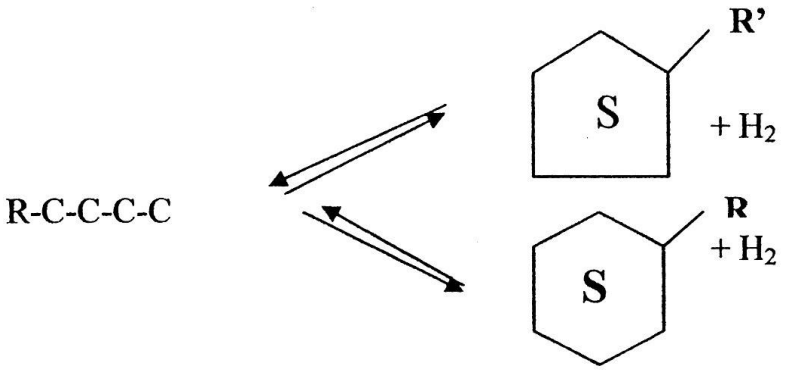


3. Dehidrosiklisasi *Paraffin*

Reaksi ini merupakan reaksi yang paling sulit. Pada reaksi ini terjadi penataan ulang molekuler yang sangat sulit dari *Paraffin* menjadi *Naphthene.* Dehidrosiklisasi pada parafin ringan dibatasi oleh kesetimbangan kirnianya. Semakin panjang rantai parafin (Mr ») yang bereaksi, reaksi dehidrosiklisasi semakin mudah terjadi tetapi rantai yang panjang juga meningkatkan peluang terjadinya *hydrocracking.*

Reaksi ini dipromosikan oleh fungsi asam dan logam dari katalis yang dibantu oleh kondisi temperatur tinggi dan tekanan rendah. Dehidrosiklisasi parafin bersifat endotermik ($\Delta H^{O} \pm 10.5$ kkaUmolH_2)

Berikut reaksinya :



4. *Hydrocracking*

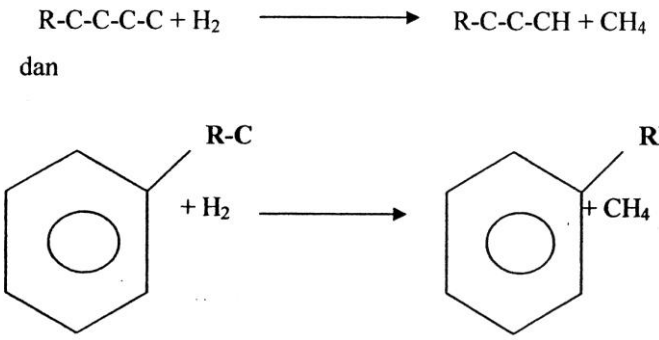
Reaksi ini merupakan reaksi samping yang tidak diharapkan tetapi selalu terjadi selama operasi platfonner. Reaksi ini mengkonsumsi hidrogen sehingga akan menurunkan perolehan *reformate. Hydrocracking* terjadi karena rantai cincin terbuka saat isomerisasi dan adanya *paraffin* rantai panjang. Reaksi ini dipromosikan oleh fungsi asam dari katalis dan dibantu oleh temperatur dan tekanan tinggi. Laju reaksi *hydrocracking* diinhibisi oleh tekanan parsial H_2 yang rendah karena selektivitas reaksi nheksane menjadi aromatik tinggi pada kondisi tekanan rendah dan temperatur tinggi. *Hydrocracking* termasuk reaksi eksotermik dengan panas reaksi standar (ΔH^O) -13.5 kkal/mol H_2. Kehilangan *paraffin* dari *gasoline boiling range* melalui *hydrocracking* dapat mengkosentrasikan aromatik dalam produk yang nantinya berkontribusi dalam peningkatan *octane.* Berikut reaksinya :



5. Demetilasi

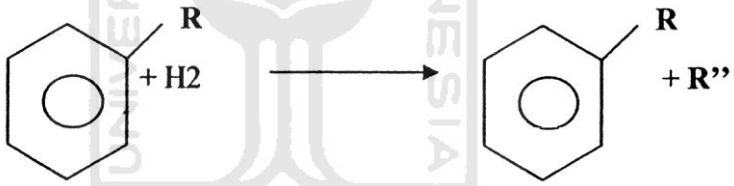
Demetilasi adalah reaksi pemutusan gugus metil dari cincin aromatik. Reaksi ini jarang terjadi dalam operasi platformer. Reaksi demetilasi dipromosikan oleh fungsi logam katalis, serta tekanan dan temperatur tinggi. Selain itu, reaksi ini diinhibisi oleh penambahan sulfur atau logam kedua pada katalis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

Berikut reaksinya :



6. Dealkilasi Aromatik

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



II.2 Katalis di Unit Platformer

Katalis yang dipakai dalam unit platformer ini adalah UOP R-134. Karakteristik katalis R-134 dapat dilihat pada Tabel II 1:

Tabel II 1 Karakteristik Katalis Platforming Tipe R-134

Spesifikasi	R-134
Nominal Diameter	1/16"
Sock Loaded Density	35 Ib/ft^2
Platinum	0.29 % wt
Chloride	1.2 - 1.3 % wt

Karena harga katalis ini sangat mahal, maka harus dicegah adanya kesalahan operasi. Macam-macam penyebab kerusakan katalis :

1. **Rusaknya katalis oleh coke dari feed**

Katalis platformer harus dilindungi dari pembentukan coke yang terus bertambah dengan mempertahankan keseimbangan karbon. Keseimbangan karbon ini dapat dijaga dengan mengatur kondisi operasi dan memberikan recycle gas hidrogen ke dalam reaktor.

Kecepatan pembentukan karbon dan keseimbangan karbon akan naik oleh hal-hal di bawah ini dimana hal ini akanmenurunkan umur katalis.

a. Menaikkan suhu reaktor

b. Menurunkan tekanan reaktor

c. Menurunkan H_2/HC ratio

d. Mengolah naphtha dengan end point tinggi

Bila end point lebih tinggi dari 204°C komponen-komponen *policyclic* akan naik dengan cepat sekali, dimana senyawa ini akan membentuk karbon deposit. Gejala yang terjadi jika EP tinggi akan terlihat sebagai berikut:

- Kualitas produk akan rendah pada suhu dan feed yang sama
- Jumlah perbedaan suhu turun, terutama perbedaan suhu di reaktor 1.
- Make net gas di separator turun
- Jumlah hidrogen di recycle gas turun

2. Rusaknya katalis disebabkan keracunan feednya.

A. Material yang menghambat hidrocracking

Keracunan ini disebabkan oleh banyaknya air atau nitrogen sebagai amonia atau sebagai organik amine. Gejala-gejala yang ditimbulkan adalah sebagai berikut:

- Stabilizer gas dan liquid overhead turun
- Kualitas produksi turun
- Kemurnian hidrogen di recycle gas naik
- Separator make net gas dan perbedaan suhu reaktor akan naik atau tetap.

Keracunan nitrogen atau air ini akan menyebabkan hilangnya chloride dalam katalis. Oleh karena itu feed harus selalu diperiksa kandungan aimya, sama halnya recycle gas harus diperiksa kadar amoniaknya.

B. Material yang mempercepat aktivitas hidrocracking

Organik dan inorganik cloride merupakan penyebab dari keracunan ini. Halogen halogen yang lain juga mempunyai efek yang sama, sama halnya dengan adanya sedikit air. Oleh sebab itu khususnya air harus dihilangkan meskipun jumlahnya sedikit. Gejalagejala yang ditimbulkan oleh keracunan jenis ini adalah sebagai berikut:

- Perbedaan suhu reaktor turun
- Kemurnian hidrogen di recycle gas turun

C. Material yang menghambat aktivitas aromatisasi katalis.

Keracunan ini disebabkan oleh metal-metal atau banyaknya sulfur yang ada dalam feed. Gejala-gejala yang ditimbulkan adalah sebagai berikut:

- Kualitas produksi turun
- Perbedaan suhu reaktor turun, terutama di reaktor no. l
- Separator make net gas turun
- Kemurnian di recycle gas biasanya turun.

II.3 Unit CCR (*Continues Catalyst Regeneration)*

Regenerasi katalis di Platformer Unit dilakukan agar operasi platformer dapat selalu memberikan hasil platformate yang baik, serta untuk mendapatlan waktu operasi yang tinggi. Selama siklus operasi, katalis akan mengalami penurunan performance, karena adanya pembentukan coke, serta adanya racun yang menempel pada lapisan katalis. Operasi pembakaran coke terus menerus dilakukan dengan harapan untuk

mengembalikan keaktifan, selektivitas, serta stabilitas katalis, sehingga katalis akan menjadi kembali segar.

Pada prinsipnya, pelaksanaan regenerasi katalis terdiri dari 4 dasar operasi, yaitu:

1. Pembakaran coke
2. Oksidasi metal promoter (misal Platina) dan pengaturan Clorine balance
3. Pengeringan
4. Reduksi metal promoters.

Proses 1 sampai 3 terjadi pada Regeneration Tower, sedangkan yang terakhir terjadi di daerah reduksi di puncak reaktor. Regeneration Tower memiliki prinsip kerja yang hampir sama dengan reaktor platformer, dimana katalis mengalur ke bawah melalui anulus, dengan aliran gas dari outside ke inside anulus.

Pertama kali katalis akan masuk ke puncak daerah regenerasi, dimana di sini, coke yang menempel di penmukaan katalis akan dibakar pada temperatur tinggi dengan kadar oxygen rendah (0.6-1.0 %mol).

Katalis kemudian masuk ke daerah Chlorinasi, dimana katalis akan dioksidasi pada temperatur tinggi dengan kadar oxygen yang relatif tinggi pula (18-20 %mol). *Propylene dichloride* diinjeksikan ke dalam sirkulasi gas di daerah ini, dengan tujuan untuj menjaga kandungan *cloride* di katalis.

Dari daerah *Chlorinasi*, katalis selanjutnya akan memasuki daerah pengeringan, dimana angin instrument yang telah disaring dan dipanaskan dimasukkan ke daerah ini, dengan tujuan untuk mengeringkan sisa air yang masih ada pada katalis.

Katalis selanjutnya meninggalkan *Regenerator* Tower dan dikirim ke puncak reaktor, dimana di sini katalis akan di reduksi oleh *hidrogen recycle gas* pada temperatur tinggi sebelum memasuki reaktor bed.

II.4 Sirkulasi Katalis

Agar katalis dapat diregenerasi, katalis dari reaktor harus dipindahkan dari reaktor ke regenerator dan sebaliknya. Untuk melaksanakan hal itu, ada suatu sistem yang saling berkaitan satu sama lain, dimana cara kerjanya dikontrol oleh 2 logic system, yaitu:

- satu untuk spent katalis
- satu untuk regenerated katalis.

Sirkulasi katalis dapat dijelaskan sebagai berikut:

Spent katalis mengalir dari bottom reaktor terakhir masuk ke kolektor katalis, lock hoper no.1, dan ke Lift Engager no.l. Dengan sirkulasi nitrogen, katalis selanjutnya ditransfer ke *Disengaging Hopper* di atas Regenerator Tower. Katalis yang berukuran lembut akan meninggalkan puncak *Disengaging Hopper* bersama dengan gas nitrogen, lalu masuk ke *dust colector,* dimana di sini akan terjadi pemisahan antara debu katalis dan N_2.

Katalis dari bottom *Disengaging Hopper* mengalir berdasarkan gravitasi menuju *Regenerator lower,* dan akan mengalami regenerasi.Dari *bottom Regenerator Tower* ini katalis yang keluar akan ditampung di *Surge Hopper,* dan selanjutnya akan dikembalikan ke reaktor melalui *Lock Hopper no.2* dan *Lift Engager no.2* setelah melewati daerah reduksi. Gas yang digunakan untuk menaikkan katalis ini adalah recycle gas H_2. Katalis mengalir berdasarkan gravitasi dari reaktor pertama ke reaktor terakhir melalui **8** buah pipa agar supaya katalis merata sampai di reaktor bed. Kecepatan katalis mengalir dari seluruh system diatur oleh flow kontrol hopper dimana katalis mengalir sedikit demi sedikit secara terus menerus dari *Regenerator Tower ke Surge Hopper.*

II .5 Variahel - Variabel yang Berpengaruh dalam operasi Platforming

Variabel-variabel yang berpengaruh dalam operasi platforming ada dua jenis, yaitu independent variables dan dependent variables.

1**. Independent variables**

Variable yang termasuk dalam jenis ini meliputi:

- **Tipe katalis**

Pemilihan tipe katalis tergantung pada kondisi operasi yang dipilih, hasil yang diinginkan (yield), aktivitas, dan stabilitas yang diinginkan. Tipe katalis akan mempengaruhi temperatur yang diperlukan untuk menghasilkan kualitas produk yang diinginkan.

- **Temperatur Reaktor**

Temperatur reaktor platformer merupakan variable utama yang mengontrol untuk mendapatkan kualitas produk. Katalis platformer dapat dioperasikan pada range suhu yang luas dengan pengaruh kecil terhadap yield product dan stabilitas katalis, tetapi pada suhu yang sangat tinggi, diatas 543°C akan menyebabkan terjadinya reaksi-reaksi thermal yang akan mengurangi yield platformate, serta stabilitas katalis. Temperatur reaktor biasanya dinyatakan sebagai *WAIT (Weighted Average Inlet Temperature) atau WABT (Weighted Average Bed Temperature)*, dimana

WAIT = jumlah dari {fraksi berat katalis dalam bed kali suhu masuk bed}
= (0.1 x RIT R-201 A) +(0.15 x RIT R-201 B) + (0.25 x RIT R-201 C) + **(0.5** x RIT R-201 D)

WABT = jumlah dari {fraksi berat katalis dalam bed kali suhu rata-rata bed}

- **Space Velocity**

Space velocity adalah ukuran untuk menyatakan jumlah naphtha yang diproses dengan sejumlah katalis pada waktu tertentu. Space velocity ini biasanya dinyatakan sebagai *LHSV (Liquid Hourly Space Velocity).*

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

Space velocity mempunyai pengaruh terutama pada kualitas produk (misalnya: angka oktan). Semakin besar space velocity, maka akan semakin rendah kualitas produk, karena semakin sedikit reaksi diinginkan yang terjadi. Space velocity mempunyai pengaruh sedikit terhadap yield product dan stabilitas katalis. Namun demikian pada space velocity yang sangat rendah, akan memungkinkan reaksi termal yang dapat menurunkan yield platformate. Sementara itu karena tidak ada batasan maksimal untuk space velocity, maka temperatur harus dinaikkan untuk mempertahankan kualitas produk, namun demikian juga pada suhu tertentu juga akan menyebabkan reaksi thermal yang tidak diinginkan yang akan mengurangi selektivitas.

- **Tekanan reaktor**

Karena pengaruhnya terhadap laju reaksi, maka tekanan parsial hidrogen juga menjadi variabel yang mempengaruhi proses platforming. Namun demikian untuk memudahkan penggunaan, tekanan total reaktor dapat digunakan sebagai perwakilan, dan kemurnian hidrogen tidak diperlukan.

Tekanan reaktor akan mempengaruhi *yield platformate*, temperature input reaktor dan stabilitas katalis. Dengan naiknya tekanan, maka reaksi hidrocracking akan meningkat, sebab kenaikan tekanan juga berarti kenaikan tekanan parsial hidrogen, sehingga yield liquid platformate akan turun. Sementara jika tekanan sistem turun, akan menyebabkan hasil aromatik yang berlebihan, sehingga EBP akan naik. Selain itu reaksi temperatur yang dibutuhkan untuk mencapai kualitas produk tertentu akan turun, tetapi dilain pihak pembentukan coke akan semakin cepat, sehingga akan memperpendek siklus katalis.

- **Ratio Hidrogen/Hidrokarbon**

Rasio H_2/HC didefinisikan sebagai jumlah mol Hidrogen recycle per jumlah mol naphtha yang diumpankan ke reaktor. Recycle gas hidrogen dibutuhkan karena untuk membersihkan produk dari katalis, serta untuk suplai hidrogen untuk reaksi.

Peningkatan ratio H_2/HC akan menyebabkan umpan masuk lebih cepat ke dalam reaktor, pembentukan coke akan turun, tetapi akan membutuhkan suplai panas yang lebih besar. Sehingga peningkatan ratio ini akan meningkatkan stabilitas katalis dengan pengaruh kecil terhadap kualitas produk dan yield. Sebaliknya jika ratio H_2/HC sangat kecil, kecenderungan pembentukan coke dalam reaktor akan semakin besar, yang akan meracuni katalis. Untuk itu ratio H_2/HC ini harus selalu dijaga untuk menjaga katalis platfonner agar tidak teracuni oleh coke.

- **Karakteristik Umpan**

Karakteristik umpan yang berhubungan dengan variabel platformer adalah Sumber umpan, *IBP* dan *EBP*, kandungan *Parafin (P), Naphthete (N), dan Aromatic (A).*

Sumber umpan yang dimaksud adalah *straight run naphta atau cracked naphtha*. Cracked naphtha akan memiliki hidrokarbon polisiklik yang lebih banyak, maka dari itu naphtha jenis ini akan lebih sulit untuk direform.

Naphtha dengan *IBP* rendah berarti banyak mengandung C_5. Maka dari itu karena C_5 memiliki angka oktane yang relative rendah, maka akan mengurangi angka oktan platformate.

Feed dengan *EBP* yang rendah berarti paling banyak mengandung komponen C_6 dan C_7, yang mana komponen-komponen tersebut adalah paling sulit untuk di reform. Sebaliknya feed dengan *EBP* yeng tinggi akan menaikkan laju coking, serta menaikkan *EBP platformate*.

- **Feed additive**

  Penambahan kloride dan air pada umpan diperlukan untuk menjaga keseimbangan kadar klorida pada katalis platformer

2. **Dependent variables**

Yang termasuk dalam variabel ini adalah:

- **Aktivitas katalis**

Aktivitas katalis digunakan untuk mendiskripsikan pada temperatur berapakah katalis harus dioperasikan untuk mendapatkan produk yang diinginkan. Dalam pembahasan ini temperatur katalis akan dinyatakan dalam *WAIT*, dan qualitas produk akan dinyatakan dalam *RONC (Research Octane Number Clear).*

Perhitungan sederhana untuk aktivitas katalis ini adalah dengan memperkirakan kebutuhan *Start Of Run WAIT (SOR WAIT,* yaitu suhu dimana katalis segar di operasikan untuk mendapatkan RONC tertentu untuk feed yang mengandung *Naphthene dan Aromatik* tertentu serta *LHSV* tertentu pula. Selanjutnya dengan mengetahui *WAIT aktual* yang sekarang dioperasikan dalam reaktor platformer, aktivitas katalis ini dapat dinyatakan dalam *Delta WAIT,* yaitu selisih antara *WAIT aktual* dengan *SOR WAIT;* yang berarti bahwa pada saat pengukuran terakhir (aktual) tersebut, katalis telah kehilangan aktivitasnya sebesar *Delta WAIT* dibandingkan katalis segarnya.

Secara prosedural, perhitungan *Delta WAIT* adalah sebagai berikut:

a. Mencatat data-data operasi yang dijalankan di platformer, yang meliputi:
   - Tipe katalis
   - RONC
   - LHSV
   - Feed (% N, %A, dan N+3.SA)
   - Temperatur katalis (RIT R-201 A, RIT R-201 B, RIT R-201 C, dan RIT-R-201D atau WAIT aktual)

b. Dengan menggunakan Figure l, akan didapatkan SOR WAIT untuk 1,0 LHSV.
c. Dengan menggunakan Figure2 akan didapatkan koreksi WAIT untuk LHSV aktual.
d. Dengan menggunakan Table.3, akan didapatkan koreksi katalis, dimana untuk R-134 bemilai -5°C
e. Menghitung SOR WAIT, dengan persamaan
   SOR WAIT = SOR $WAIT_{1,0\ LHSV}$ + Koreksi $WAIT_{LHSV}$ aktual+ Koreksi Katalis
f. Menghitung Delta WAIT, dengan persamaan Delta WAIT = $WAIT_{aktual}$ - SOR WAIT

- **Selektivitas katalis**

Selektivitas didefinisikan sebagai kecenderungan katalis platformer untuk menghasilkan bahan yang diinginkan. Produk yang diinginkan adalah platformate (berupa cairan CS). Selektivitas katalis dipengaruhi oleb beberapa hal. Dalam hal ini selektivitas dipengaruhi oleh kadar N dan A, kualitas produk (RONC), dan tekanan rata-rata reaktor. Pada umumnya yield C_5^+ akan mengikuti kasus-kasus di bawah ini.

a. Hasil C_5^+ akan meningkat dengan penurunan tekanan rata-rata reaktor. Selain itu perbandingan pengaruh tekanan pada dua RONC dengan N+2A yang tetap menunjukkan semakin tinggi RONC, akan menghasilkan yield yang semakin besar pula.
b. Hasil C_5^+ akan berkurang jika RONC dinaikkan, pada tekanan dan N+2A tetap.
c. Hasil C_5^+ umumnya akan bertambah dengan meningkatnya nilai N+2A pada tekanan dan RONC tetap.

Untuk menentukan selektivitas, yield sebenarnya tidak akan diukur. Namun demikian selektivitas dapat diperkirakan dengan cara membandingkan yield pada saat tertentu dengan yield pada saat yang

diambil sebagai basis:

Cara perhitungan untuk selektivitas dapat dilakukan sebagai berikut:

1. Mendata kondisi operasi unit yang sesungguhnya, yang meliputi :
   - RONC
   - N + 2A
   - *Pressure Average* reaktor
2. Menghitung harga rata-rata RONC dan N+2A antara base case dengan new case
3. Memperkirakan C_5^+ Decrease RONC effect, dengan memanfaatkan figure 8 (EP < 176°C) atau figure 4 (EP = 176-204°**C),** serta menghitung Yield Delta karena RONC.

   Yield Delta = (C_5^+ Decrease) x(RONCnew case – $RONC_{base\ case}$)
4. Memperkirakan C_5^+ Increase N+2A effect, dengan memanfaatkan figure 9 (EP<176°C) atau figure 10 (EP= 176-204°C), serta menghitung Yield Delta karena RONC**.**

   Yield Delta =($C5^+$ Increase) x ($N+2A_{new\ case}$ - $N+2A_{base\ case}$)
5. Memperkirakan C_5^+ Increase Pressure effect, dengan memanfaatkan figure 10 (EP<176°C) dan figure 6 (EP= 176-204°C), serta menghitung Yield Delta karena pressure

   Yield Delta = (C_5^+ Increase) x ($P_{base\ case} - P_{new\ case}$**)**
6. Menghitung Net Yield Delta, yaitu total 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. Set grafik yang lainnya adalah untuk naphta dengan *light-boiling-range,* yang memiliki *End Boiling Point* kurang dari l76°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.*

- ***Stabilitas Katalis***

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

Dalam jangka waktu tertentu dari pengoperasian platforming akan menyebabkan terbentuknya coke,. maka diperlukan regenerasi katalis. Dalam menghitung berapa besar coke yang terbentuk, dapat dilakukan dengan cara sebagai berikut :

1. Mendata kondisi operas 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_2/HC
   - Kandungan umpan (N + A)
   - End Point
   - Spent Catalyst Coke Level
   - Catalyst Circulation Rate
2. Memperkirakan Base Case Coke Laydown

$$Coke\ Ladydown\ Base\ Case = \frac{x}{(100-x)}\ x\ Cat\ Cir\ Rate$$

   Ket: x = Spent Catalyst Coke Level.
3. Memperkirakan nilai Relative Coke Factor dengan pengaruh :
   - RONC (fig. 16)
   - Kandungan umpan (N + A) (fig. 17)
   - End Point (fig. 18)
   - Pressure Average reaktor (fig. 19)

- Rasio H_2/HC (fig. 20)

4. Memperkirakan effect perubahan laju pembakaran (New Coke Laydown)

$$New\ Coke\ Ladydown = \left[(Base\ CL) \frac{BPD_N\ RCF_N\ RCF_N\ RCF_N\ RCF_N}{BPD_B\ RCF_B\ RCF_B\ RCF_B\ RCF_B\ RCF_B} \right]$$

LHSV RONC N+A EP Press H_2/HC

BAB III
METODOLOGI

III.I Pelaksanaan Tugas Khusus

Secara keseluruhan tahap-tahap yang dilakukan selama melakukan tugas khusus adalah sebagai berikut :

1. Pembelajaran dan pemahaman teori proses di perpustakaan PE
2. Evaluasi ke pembimbing lapangan
3. Pemahaman *flow sheet* di *control room*
4. Observasi langsung ke lapangan
5. Pengumpulan data
6. Pengolahan data
7. Evaluasi hasil ke pembimbing lapangan

III.2. Pengumpulan Data

Data yang diperlukan untuk penghitungan performance katalis UOP R-134

1. RONC (*Research Octane Number Clear*)
2. Volume Gas H_2 yang Terpakai (Nm^3/jam)
3. Jumlah Senyawa Aromatik yang Dihasilkan (ton/hari)
4. Laju Alir Umpan (Ton/hari)
5. Volume Katalis (m^3)
6. *Spent Catalyst Carbon* (%)
7. *End Point* (^0C)
8. Kadar Naphtene (N) %LV
9. Kadar Aromatik (A) %LV
10. Tekanan (kg/cm^2G)
11. RIT R-201 A (^0C)
12. RIT R-201 B (^0C)
13. RIT R-201 C (^0C)
14. RIT R-201 D (^0C)

III.3. Pengolahan Data

Perhitungan evaluasi *performance* katalis R-134 pada unti Platformer di kilang paraxylene meliputi:

1. Mengitung aktivitas katalis R-134
    a. Menghitung $WAIT_{aktual}$

       $WAIT_{aktual}$ = (0.1 x RIT R-201A) + (0.15 x RIT R-201B) + (0.25 x RIT R-201C) + (0.5 x RIT R-201D)
    b. Menghitung LHSV
    c. Menghitung N+3,5A
    d. Menghitung SOR WAIT untuk 1.0 LHSV, dengan memanfaatkan figure 2.
    e. Menghitung koreksi SOR WAIT untuk LHSV sebenarnya, dengan memanfaatkan figure 3.
    f. Menghitung koreksi untuk tipe katalis, dengan memanfaatkan table 3. Untuk katalis tipe R-134, koreksi katalis adalah -5 ^{o}C.
    g. Menghitung SOR WAIT, dengan menambahkan hasil perhitungan no 3,4, dan 5
    h. Menghitung ΔWAIT

       ΔWAIT = $WAIT_{aktual}$ – SOR WAIT
2. Menghitung selektivitas katalis R-134

   Base Case yang dipilih adalah tanggal 1 Oktober 2010
    a. Menghitung harga rata-rata RONC, dan N+2A antara base case dengan new case
    b. Memperkirakan C_5^+ Decrease RONC effect, dengan memanfaatkan figure 8, serta menghitung Yield Delta karena RONC.

       Yield Delta = (C_5^+ Decrease) x ($RONC_{new\ case}$ – $RONC_{base\ case}$)
    c. Memperkirakan C_5^+ Increase N+2A effect, dengan memanfaatkan figure 9, serta menghitung Yield Delta karena RONC.

       Yield Delta = (C_5^+ Increase) x ($N+2A_{new\ case}$ – $N+2A_{base\ case}$)

d. Memperkirakan C_5^+ Increase Pressure effect, dengan memanfaatkan figure 10, serta menghitung Yield Delta karena pressure

   Yield Delta = (C_5^+ Increase) x ($P_{base\ case} - P_{new\ case}$)

e. Menghitung Net Yield Delta, yaitu total Yield Delta

3. Menghitung stabilitas katalis R-134

   Base Case yang dipilih adalah tanggal 1 Oktober 2010

   a. Menghitung *Base Case Coke Laydown*

      Coke Laydown Base Case = $\frac{x}{(100-x)}$ x *Catalyst Circulation Rate*

      Keterangan : x = *Spent Catalyst Coke Level*

   b. Mencari nilai *Relative Coke Factor*

      - RONC (*fig.* 16)
      - *Feed Naphtha* N+A (*fig.* 17)
      - *End Point* (*fig.* 18)
      - *Pressure Average Reactor* (*fig.* 19)
      - Rasio H_2/HC (*fig.* 20)

   c. Mencari *New Coke Laydown*

      NCL = [(*Base Case*) $\frac{BPDN}{BPDB}\ \frac{RCFN1}{RCFB}\ \frac{RCFN2}{RCFB}\ \frac{RCFN3}{RCFB}\ \frac{RCFN4}{RCFB}\ \frac{RCFN5}{RCFB}$]

      Keterangan : BPDN = LHSV

      RCFN1 = RONC

      RCFN2 = N+A

      RCFN3 = EP

      RCFN4 = Press

      RCFN5 = H_2/HC

BAB IV
HASIL PERHITUNGAN DAN PEMBAHASAN

IV.1 Hasil Perhitungan Aktifitas, Selektifitas, Stabilitas Katalis.

Perhitungan aktifitas, selektifitas dan stabilitas katalis R-134 merupakan harga rata-rata mulai tanggal l Mei sampai 24 Juli seperti disajikan berturut-turut pada Tabel IV.1, Tabel IV.2 dan Tabel IV.3.

Tabel IV.1 Hasil Perhitungan Aktifitas Katalis R-134

WAIT(^{O}C)	SOR WAIT (^{O}C)	Delta WAIT (^{O}C)
513.3	497.9	12.8

Tabel IV.2 Hasil Perhitungan Selektifitas Katalis R-134

Yield delta RONC effect	Yield delta N+2A effect	Net Yield delta
-1.19	1.16	-0.03

Tabel IV.3 Hasil Perhitungan Stabilitas Katalis R-134

RCF RONC	RCF Press	RCF N+A	RCF Endpoint	RCF H2/HC	Coke Laydown
1.85	1.27	0.71	0.57	1.19	20.83

IV.2 Pembahasan

Platformer merupakan salah satu unit yang sangat penting di kilang paraxylene PT. Pertamina RU – IV. Fungsi utama dari unit ini adalah untuk mengubah senyawa non aromatik berupa *sweet naphtha* dari unit NHT, menjadi senyawa aromatik. Selain itu platformer juga berfungsi untuk menaikkan bilangan oktan *sweet naphtha* sehingga kualitas *platformate* sesuai dengan spesifikasi yang diingiinkan.

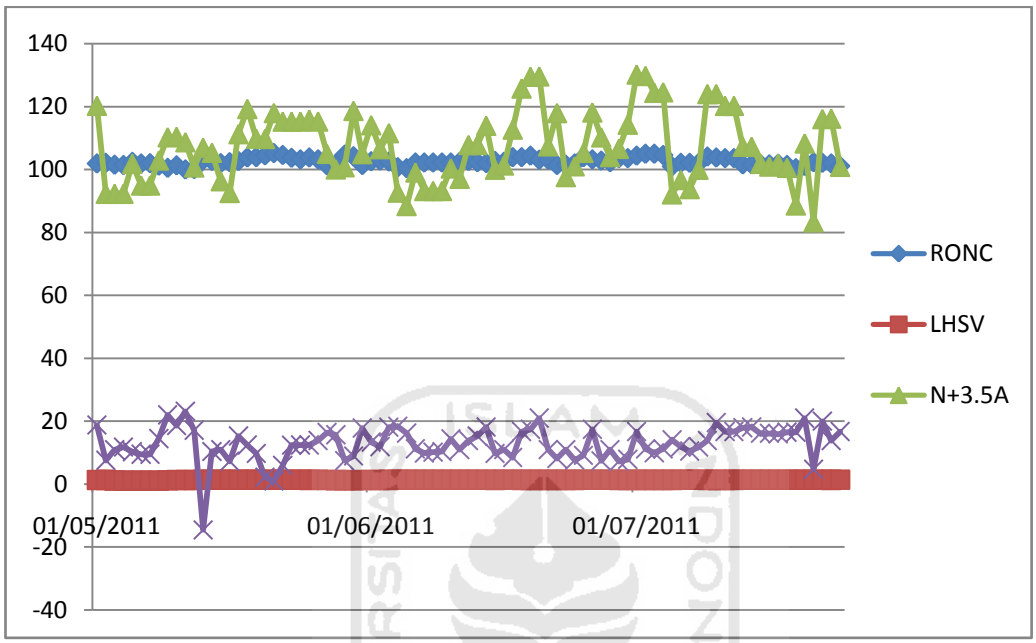
Kinerja platformer sangat dipengaruhi oleh katalis R-134 yang terdapat di reaktor platformer. Katalis R-134 berfungsi sebagai promotor dan juga pemercepat terjadinya reaksi – reaksi yang terdapat di platformer. Karena itulah sangat penting untuk mengevaluasi *performance* dari katalis R-134 ini, karena kinerja dari katalis ini sangat memengaruhi kinerja platformer dan juga sangat memengaruhi kualitas serta kuantitas produk yang terbentuk. Evaluasi *performance* katalis R-134 dapat dilihat dari yield yang diperoleh serta peramalan *performance* katalis dapat dilihat dari aktivitas katalis, selektivitas katalis dan juga stabilitas katalis R-134.

a. Aktivitas Katalis

Aktivitas katalis menunjukkan keaktifan katalis dalam menghadirkan suatu reaksi, yang dalam hal ini dinyatakan oleh suatu temperatur dimana katalis tertentu harus dioperasikan untuk mendapatkan kualitas produk yang diinginkan. Pengukurannya dilakukan dengan cara menghitung beda temperatur operasi katalis aktual (WAIT actual) dengan temperatur operasi katalis segar (SOR WAIT) untuk mendapatkan produk yang sama (ΔWAIT).

Dari hasil perhitungan, didapatkan nilai delta WAIT rata-rata untuk periode 1 Mei sampai 24 Juli 2011 sebesar 12.8℃. Hal ini berarti bahwa katalis harus dioperasikan pada suhu 12.8 °C di atas suhu katalis yang sedang dioperasikan. Hal ini dimaksud agar perolehan kualitas dan kuantitas produk sesuai dengan produk yang dihasilkan apabila menggunakan katalis yang masih segar. Dengan kata lain, jika dibandingkan dengan katalis yang masih segar, katalis R-134 yang

digunakan saat ini telah mengalami penurunan aktivitas sebesar rata-rata 12.8 °C. Penurunan aktivitas katalis ini masih tergolong sedang. Untuk melihat profil aktivitas katalis R-134, dapat dilihat pada grafik aktivitas katalis R-134.



Gambar 4.1 Grafik Aktivitas Katalis R-134

Penurunan aktivitas ini dipengaruhi oleh 3 variabel, yaitu RONC (*Research Octane Number Clear*), LHSV (*Liquid Hourly Space Velocity*), serta kandungan naphtene dan aromatiknya (N dan Anya).

RONC adalah parameter kualitas produk yang ingin dicapai dalam proses, sehingga akan sangat memengaruhi kualitas produk yang akan dihasilkan. RONC tidak bisa dimanipulasi karena bergantung pada keadaan operasi serta komposisi umpan. Kandungan N dan A yang terdapat dalam umpan platformer sangat bergantung pada umpan yang masuk ke unit platformer. Sementara LHSV sangat bergantung pada jumlah *feed* (laju alir *feed*) yang masuk ke dalam reaktor. Dari data hasil perhitungan dan grafik dapat dilihat bahwa semakin besar nilai LHSV dan N+3.5A nya, maka besarnya delta WAIT juga akan bertambah menjadi

semakin besar. Dengan kata lain semakin besar LHSV dan N+3.5A, maka aktivitas katalis akan semakin menurun.

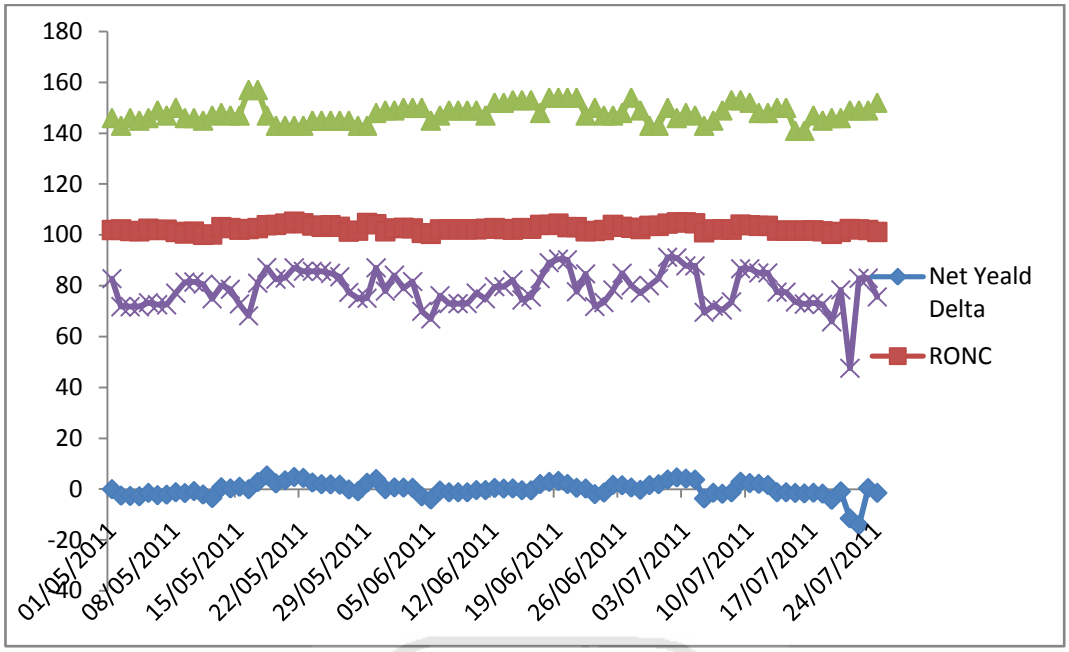
Karena N+3.5A sangat bergantung oleh *feed* yang masuk, maka variabel ini tak bisa diubah dan dimanipulasi. Sementara LHSV dapat dimanipulasi dengan cara menurunkan laju alir umpan. Laju alir umpan sangat memengaruhi waktu tinggal reaktan di dalam reaktor. Apabila laju alir umpan terlalu besar, maka beberapa reaksi yang seharusnya terjadi, misalnya siklikasi paraffin menjadi naphtene yang membutuhkan waktu lama akan terhambat dan akan menurunkan kualitas produk. Oleh karena itu, laju alir umpan harus benar – benar dikontrol agar produk yang dihasilkan maksimal dan sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan.

Secara keseluruhan, pada periode 1 Mei sampai 24 Juli 2011, dapat dikatakan bahwa untuk mencapai produk yang diinginkan, yaitu dengan mutu produk / nilai RONC rata-rata sebesar 102.5, dengan kondisi operasi kandungan umpan (N+3.5A) rata-rata sebesar 107.25 LV%, nilai LHSV rata-rata sebesar 1.38 hr^{-1}, maka katalis harus dioperasikan pada suhu 12.8 °C lebih tinggi dari suhu saat katalis masih segar.

b. Selektivitas Katalis

Selektivitas katalis menunjukkan kecenderungan katalis untuk menghasilkan produk yang diinginkan, dinyatakan dalam *Net Yield Delta* yang dapat bernilai positif atau negative. *Net Yield Delta* bernilai positif apabila terjadi penambahan yield terhadap yield basis, sebaliknya bernilai negatif bila terjadi penurunan yield terhadap yield basis.

Dari hasil perhitungan didapat selama periode 1 Mei sampai 24 Juli 2011, dengan base case yang diambil tanggal 1 Mei 2011 , didapat nilai Net Yield Delta rata – rata adalah sebesar -0.03 LV%. Hal ini menunjukkan bahwa periode tersebut yield mengalami penurunan sebesar 0.03 LV%, terhadap yield base pada tanggal 1 Mei 2011. Dari hasil perhitungan tersebut dapat dikatakan bahwa selektivitas katalis R-134 pada periode ini masih cukup baik karena penurunannya kecil. Untuk melihat profil selektivitas katalis R-134 dapat dilihat pada grafik 4.2



Grafik 4.2 Selektivitas Katalis R-134

Dari grafik, dapat dilihat bahwa Net Yield Delta pada periode Mei – Juli 2011 selalu berubah – ubah dan tidak selalu bernilai positif. Ketika Net Yield Delta bernilai negatif, hal ini menunjukkan bahwa ada penurunan yield sebesar nilai yang ditunjukkan. Secara keseluruhan yield rata – rata pada periode ini bernilai negatif. Tetapi, dapat dikatakan bahwa selektifitas katalis R-134 pada periode ini masih cukup baik karena penurunannya kecil.

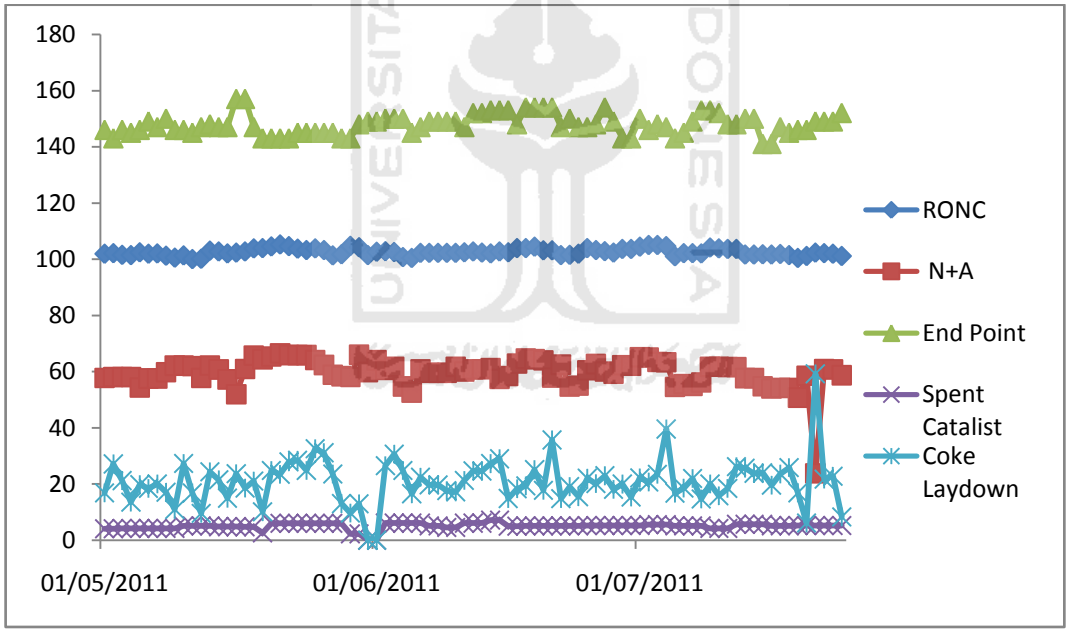
Selektivitas katalis dipengaruhi oleh kandungan N dan A pada feed, RONC serta tekanan. Semakin besar nilai kandungan N dan A dalam feed, maka proses dehidrogenasi naphthene akan semakin meningkat, sehingga yield juga bertambah. Sementara hubungan antara yield dan RONC dipengaruhi oleh temperatur. Semakin tinggi temperatur operasi, maka akan semakin baik RONC yang didapat. Namun dengan temperatur yang tinggi, akan menimbulkan *thermal cracking* yang akan memperbanyak hasil gas (hidrokarbon ringan) dibandingkan dengan senyawa aromatnya. Dengan kata lain yieldnya akan menurun.

Agar stabilitas katalis tetap baik dan bernilai positif, maka temperature operasi harus dijaga dan dikontrol. Sehingga yield yang didapat tidak menurun dan tetap selalu bernilai positif.

c. Stabilitas Katalis

Stabilitas katalis adalah parameter 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.

Dari hasil perhitungan, didapat nilai *new coke laydown* rata – rata adalah 20.8274 %. Hal ini menunjukkan bahwa stabilitas katalis pada periode 1 Mei – 24 Juli 2011 mengalami penurunan sebesar 20.8274 %. Penurunan stabilitas katalis ini dapat dipengaruhi oleh LHSV, RONC, kandungan N dan A, pengaruh H_2/HC serta pengaruh *End Point*. Untuk melihat profil stabilitas katalis R-134 pada periode Mei – Juli 2011, dapat dilihat pada grafik 4.3.



Grafik 4.3 Stabilitas Katalis R-134

Dari grafik, dapat dilihat bahwa *coke lay down* katalis R-134 selalu berubah – ubah. Semakin tinggi nilai *coke lay down* maka semakin tidak stabil katalis R-134. Dari grafik dapat dilihat bahwa pada periode Juli 2011 didapat *coke lay down* terbesar yakni 59.23%. Namun rata – rata *coke lay down* adalah 20.8274% menunjukkan kestabilan katalis masih tergolong bagus.

Stabilitas katalis sangat dipengaruhi oleh pembentukan *coke* yang dapat menutupi permukaan katalis. *Coke* itu sendiri juga dipengaruhi oleh laju alir umpan, dimana semakin tinggi laju alir umpan maka akan semakin banyak racun – racun katalis yang terbawa oleh umpan. Sehingga *coke* akan terbentuk semakin banyak.

RONC yang tinggi juga akan menyebabkan pembentukkan *coke* yang semakin besar. Karena untuk menghasilkan RONC yang besar dibutuhkan temperatur yang tinggi sehingga peluang *cracking* akan semakin besar. Jumlah N dan A juga memengaruhi pembentukan *coke*, dimana semakin sedikit jumlah N dan A maka semakin sedikit jumlah paraffin yang terikut. Dengan semakin sedikitnya jumlah paraffin, maka kemungkinan *cracking* akan semakin kecil.

Rasio H_2/HC juga memengaruhi pembentukan *coke*. Semakin tinggi nilai H_2 maka akan semakin kecil terbentuknya *coke* dipermukaan katalis. Hal ini dikarenakan H_2 berfungsi sebagai pengusir material yang terkondensasi sehingga tidak terdeposit di permukaan katalis. Hal ini berbanding terbalik dengan pengaruh *End Point*. Semakin tinggi nilai *End Point* maka akan semakin besar kemungkinan terbentuknya *coke* karena adanya *cracking*.

Dengan melihat parameter – parameter yang ada (stabilitas, selektivitas dan aktivitas katalis R-134), maka dapat dikatakan peramalan *performance* katalis R-134 untuk periode Mei – Juli 2011 mengalami penurunan. Namun besarnya penurunan ini masih tergolong wajar, mengingat katalis yang diregenerasi tidak akan bisa bekerja seperti katalis yang masih *fresh*.

BAB V
PENUTUP

V.1 KESIMPULAN

Berdasarkan pengamatan, perhitungan dan pembahasan maka dapat disimpulkan bahwa :

1. Performance katalis dapat dilihat dari parameter aktivitas, selektivitas dan stabilitas.
2. Aktivitas katalis R-134 dipengaruhi oleh kandungan N, A, LHSV, dan RONC.
3. Selektivitas katalis R-134 dipengaruhi oleh tekanan rata- rata reaktor kandungan N, A, dan RONC.
4. Stabilitas katalis R-134 dipengaruhi oleh laju alir feed, RONC, kandungan N, A, tekanan rata-rata reaktor , End Point, dan rasio H2/HC.
5. Aktivitas katalis R-134 mengalami penurunan sebesar 12.8 ^{0}C.
6. Selektivitas katalis R-134 mengalami penurunan sebesar 0.03 LV %.
7. Stabilitas katalis mengalami penurunan sebesar 20.83 % .
8. *Performance* Katalis R-134 pada periode Mei – Juli 2011 mengalami penurunan tetapi masih dapat dikatakan baik, hal ini masih tergolong wajar, mengingat katalis yang diregenerasi tidak akan bisa bekerja seperti katalis yang masih *fresh*.

V.2. SARAN

Untuk meningkatkan kinerja *Primary Reformer* disarankan :

1. Menjaga temperatur reaktor sesuai dengan desain agar tidak terjadi *cracking* dan menghindari terbentuknya coke.
2. Penyesuain WAIT jika terjadi perubahan kuantitas feed platformer. Yaitu dengan memperbesar LHSV sehingga SOR WAIT bertambah, sehingga delta WAIT menurun.
3. Menjaga laju alir umpan sesuai sehingga tidak membawa banyak racun bagi katalis.
4. Menjaga rasio H_2/HC sehingga stabilitas katalis dapat terjaga.

5. Menjaga RONC sesuai dengan desain agar tidak terjadi *cracking* karena *over heat*.
6. Menjaga Continuos Catalyst Regeneration (CCR) supaya dapat terus beroperasi optimal.
7. Perlu dilakukan evaluasi berkala terhadap kinerja katalis platformer dengan tujuan menjaga kinerja katalis tetap pada kondisi yang optimal.

DAFTAR PUSTAKA

Himmelblau, David. 1982. *Basic Principle and Calculation in Chemical Engineering*, 4th ed. John Wiley & sons. USA.

JGG Coorporation. 1990. *Data Book Paraxylene Project Pertamina Cilacap Vol 6*. JGG Coorporation. Japan

Perry, R.1999. *Perry's Chemical Engineers' Handbook, 5th ed*. Mc.Graw-Hill Book Company. Singapore

Pertamina. 1997. *Operating Manual for Paraxylene Refinery (Debottlenecking Project)*. PT. Pertamina RU – IV. Cilacap – Jawa Tengah.

UOP. 1998. *Operating Manual Platforming*. Pertamina RU – IV. Cilacap – Jawa Tengah.

LAMPIRAN
TUGAS KHUSUS

LAMPIRAN PERHITUNGAN

A. Aktivitas Katalis

1. Data operasi katalis R-134 pada tanggal 1 Mei 2011

   N = 32.76%

   A = 25.02%

   RONC = 101.9

   Volume katalis = 76.41 m^3

   T1 = 511^0C

   T2 = 511^0C

   T3 = 511^0C

   T4 = 511^0C

2. Menghitung LHSV

   Laju alir massa umpan = 77902.14 Kg/jam

   Densitas umpan = 0.7596 Kg/L

   Laju alir volume umpan $= \frac{Laju\ alir\ massa\ umpan}{Densitas\ \ umpan}$

   $= \frac{77902.14\ (\frac{Kg}{jam})}{0.7596\ (\frac{Kg}{L})}$ x $\frac{1\ m^3}{1000\ L}$

   = 102.557 m^3/ jam

   LHSV $= \frac{Laju\ \ alir\ \ volume\ \ umpan\ \ (\frac{m^3}{jam})}{Volume\ \ \ katali\ s\ (m^3)}$

   $= \frac{102.557(\frac{m^3}{jam})}{76.41\ m(^3)}$

   $= 1.3422\ jam^{-1}$

3. Menghitung nilai $WAIT_{actual}$

   WAIT = $(0.1x511°C) + (0.15x511°C) + (0.25x511°C) + (0.5x511°C)$

   WAIT = 510.975^0C

4. Menghitung N+3.5A

   N+3.5A = $32.76\% + (3.5x25.02\%)$

N+3.5A = 120.33%

5. Mencari SOR WAIT dengan menggunakan *figure* 1. Untuk RONC = 101.9 dan N+3.5A = 120.33% didapatkan SOR WAIT = 490^0C.

6. Mencari koreksi SOR WAIT untuk LHSV sebenarnya dengan memanfaatkan *figure* 2. Untuk LHSV = 1.3422 jam^{-1} akan didapatkan koreksi SOR WAIT = 7.2^0C.

7. Mendata koreksi untuk tipe katalis, untuk tipe katalis R-134 didapatkan koreksi katalis adalah = -5^0C.

8. Menghitung $SOR\ WAIT_{koreksi}$
   $SOR\ WAIT_{koreksi}$ = SOR WAIT + koreksi SOR WAIT + koreksi katalis
   $SOR\ WAIT_{koreksi} = 490^0C + 7.2^0C + (-5^0C)$
   $= 492.2^0C$

9. Menghitung Delta WAIT
   Delta WAIT $= WAIT_{aktual} - SOR\ WAIT_{aktual}$
   $= 510.975^0C - 492.2^0C$
   $= 18.77^0C$

10. Untuk menghitung data – data selanjutnya dapat menggunakan cara yang sama seperti di atas.

B. Selektivitas Katalis R-134

1. Data operasi katalis R-134 pada tanggal 1 Mei 2011
   RONC = 101.9
   N = 32.76%
   A = 25.02%

N + 2A = $(32.76\%) + (2 \times 25.02\%)$

= 82.8%

Tekanan = $5.6\ kg/cm^2$

End Point = 146^0C

Data operasi pada tanggal 1 Mei 2011 digunakan sebagai *base case*.

Data operasi katalis R-134 pada tanggal 2 Mei 2011

RONC = 102.1

N = 44.45%

A = 13.69%

N + 2A = $(44.45\%) + (2 \times 13.69\%)$

= 71.83%

Tekanan = $5.6\ kg/cm^2$

End Point = 143^0C

Sementara pada tanggal 2 Mei 2011 dan seterusnya adalah *new case.*

2. Menghitung *yield delta* (LV-%) dengan melihat RONC *effect*. Untuk melihat *yield delta* bedasarkan *effect* RONC maka perlu dicari penurunan *yield* pada *figure* 4 (*full-boiling-range*) atau *figure* 8 (*light-boiling-range*).

   Bedasarkan grafik 8, didapat penurunan *yield* untuk RONC 102.1 adalah 0.99. Sementara bedasarkan grafik 8, didapat penurunan *yield* untuk RONC 101.9 adalah 0.98. Karena pada tanggal 1 Mei 2011 adalah *base case*, maka perhitungan dimulai dari tanggal 2 Mei 2011.

   Yield Delta = penurunan *yield* x (RONC *new case* – RONC *base case*)

   Yield Delta = 0.98 x (102.1 – 101.9)

   = 0.196 LV %

3. Menghitung *yield delta* (LV-%) dengan melihat N + 2A *effect*. Untuk melihat *yield delta* bedasarkan *effect* N + 2A maka perlu dicari penurunan *yield* pada *figure* 6 (*full-boiling-range*) atau *figure* 9 (*light-boiling-range*).

Bedasarkan grafik 9, didapat penurunan *yield* untuk N + 2A 82.8 adalah 0.79. Sementara bedasarkan grafik 6, didapat penurunan *yield* untuk N + 2A 71.83 adalah 0.25. Karena pada tanggal 1 Mei 2011 adalah *base case*, maka perhitungan dimulai dari tanggal 2 Mei 2011.

Yield Delta = penurunan *yield* x (N+2A *new case* – N+2A*base case*)

= 0.25 x (82.8 – 71.83)

= − 2.7425 LV%

4. Menentukkan *overall yield delta (Net Yield Delta)*

   Net Yield Delta = $(0.196 + (-2.7425))\ LV\%$

   = $-\ 2.5465\ LV\%$

5. Untuk menghitung data – data selanjutnya dapat menggunakan cara yang sama.

C. Stabilitas Katalis R-134

1. Data katalis R-134 pada tanggal 1 Mei 2011 dijadikan sebagai *base case*.

   RONC = 101.9

   LHSV = 1.3422 jam^{-1}
   Tekanan = 5.6 kg/cm^2
   Laju alir gas H_2 = 54357.48 Nm^3/jam
   Laju alir HC = 1869.7 Ton/hari
   End Point = 146^0C
   Catalyst Circulation Rate = 421.848 Kg/jam
   Spent Catalyst Coke = 4.1 %berat

2. Menghitung H_2/HC

   Laju alir mol gas H_2 = $\dfrac{Laju\ alir\ gas\ H2\ (\frac{Ndm^3}{jam})}{22.4\ (\frac{dm^3}{mol})}$

$$= \frac{54357.48\left(\frac{Nm^3}{jam}\right) x \frac{1000\ dm^3}{1\ Nm^3}}{22.4\ (\frac{dm^3}{mol})}$$

$$= 2426673.2 \text{ mol/jam}$$

Laju alir mol HC $$= \frac{Laju\ alir\ HC\ \left(\frac{ton}{hari}\right)}{Berat\ molekul\ HC}$$

$$= \frac{1869.7\left(\frac{ton}{hari}\right) x \frac{1\ hari}{24\ jam} x \frac{1000000\ g}{1\ ton}}{104\ (\frac{g}{mol})}$$

$$= 749058.9 \text{ Mol/jam}$$

H_2/HC $$= \frac{2426673.2\ (\frac{mol}{jam})}{749058.9\ (\frac{mol}{jam})}$$

$$= 3.2396$$

Untuk menghitung H_2/HC pada *new case* menggunakan cara yang sama.

3. Data katalis R-134 pada tanggal 2 Mei 2011 dijadikan sebagai *new case.*

RONC = 102.1
LHSV = 1.3997 jam^{-1}
Tekanan = 5.6 kg/cm^2
H_2/HC = 3.2396
End Point = 143 ^{0}C
Catalyst Circulation Rate = 421.848 Kg/jam
Spent Catalyst Coke = 4.1 %berat

4. Menghitung *Base Case Coke Lay Down*

Base case menggunakan data pada tanggal 1 Mei 2011, yaitu *spent catalyst coke* = 4.1 %berat

Base Case Coke Laydown $= \frac{Spent\ catalyst\ \ (\%berat\ )}{(100 - spent\ \ catalyst\ )\%\ berat}$ x CCR

$$= \frac{4.1}{(100-4.1)}\ x\ 421.848 \text{ (kg/jam)}$$

$$= 18.0352 \text{ (kg/jam)}$$

Dengan cara yang sama didapat BCCL pada tanggal 2 Mei 2011 adalah sebesar 18.0352 (kg/jam)

5. Memperkirakan *Relative Coke Factor* (RCF) dengan pengaruh
   a. RONC (*fig.* 16)
   b. N + A (*fig.* 17)
   c. *End Point* (*fig.* 18)
   d. Tekanan (*fig.* 19)
   e. Rasio H_2/HC (*fig.* 20)

Tabel 1. Data RCF Tanggal 1 dan 2 Mei 2011

	RONC	N+A	*End Point*	Tekanan	Rasio H_2/HC
Base Case	1.61	0.725	0.55	1.27	1.2
New Case	1.71	0.715	0.52	1.27	1.3

6. Menghitung efek perubahan laju pembakaran (*New Coke Laydown)*

NCL $= [\ BCCL\ x \left(\frac{RCFan}{RCF\ ab}\right) x \left(\frac{RCFbn}{RCFbb}\right) x \left(\frac{RCFcn}{RCFcb}\right) x \left(\frac{RCFdn}{RCFdb}\right) x (\frac{RCFen}{RCFeb})]$

$= [\ 18.0352\ x \frac{1.61}{1.71} x \frac{0.725}{0.715} x \frac{0.55}{0.52} x \frac{1.27}{1.27} x \frac{1.2}{1.3}\ ]$

= 16.8105 kg/ jam

Untuk menghitung data – data selanjutnya dapat menggunakan cara yang sama.

TABEL 1. AKTIVITAS KATALIS R-134 DI PLATFORMER

Tanggal	N ,LV%	A ,LV%	RONC	LHSV ,hr-1	WAIT ,oC	N+3.5A ,LV%	SOR WAIT at 1.0 LHSV ,°C	Correction Catalyst ,°C	Correction Actual LHSV ,°C	SOR WAIT ,oC	Delta WAIT ,oC
5/1/2011	32.76	25.02	101.9	1.3422	510.974881	120.33	490.0000	-5	7.2	492.2000	18.7749
5/2/2011	44.45	13.69	102.1	1.3997	511.831602	92.365	501.2500	-5	8	504.2500	7.5816
5/3/2011	44.45	13.69	101.5	1.1913	507.581532	92.365	497.1428	-5	4.5	496.6428	10.9387
5/4/2011	44.45	13.69	101.4	1.1582	506.999945	92.365	496.4286	-5	3.8	495.2286	11.7713
5/5/2011	35.37	19.01	102.4	1.1576	507.680753	101.905	498.5714	-5	3.8	497.3714	10.3094
5/6/2011	42.67	14.95	101.9	1.1469	507.998064	94.995	500.0000	-5	3.5	498.5000	9.4981
5/7/2011	42.67	14.95	102	1.1465	507.98492	94.995	500.0000	-5	3.5	498.5000	9.4849
5/8/2011	42.62	17.24	101.2	1.1453	508.000818	102.96	495.0000	-5	3.5	493.5000	14.5008
5/9/2011	42.92	19.26	100.5	1.2214	508.962665	110.33	487.1430	-5	4.8	486.9430	22.0197
5/10/2011	42.89	19.31	101.3	1.3601	511.419359	110.475	490.0000	-5	7.8	492.8000	18.6194
5/11/2011	43.3	18.7	100	1.3489	512.488852	108.75	487.1430	-5	7.2	489.3430	23.1459
5/12/2011	40.55	17.2	100.1	1.3657	512.78428	100.75	492.8571	-5	7.8	495.6571	17.1272
5/13/2011	44.27	17.93	103	1.4286	513.999341	107.025	525.0000	-5	8.5	528.5000	-14.5007
5/14/2011	42.94	17.85	102.7	1.4016	514.002362	105.415	500.6250	-5	8	503.6250	10.3774
5/15/2011	41.62	15.64	102	1.4023	514.002386	96.36	500.0000	-5	8	503.0000	11.0024
5/16/2011	35.64	16.28	102.3	1.4026	513.999271	92.62	503.7500	-5	8	506.7500	7.2493
5/17/2011	40.79	20.15	102.7	1.4031	513.997314	111.315	495.7143	-5	8	498.7143	15.2830
5/18/2011	44.32	21.43	103.8	1.4017	514.000089	119.325	498.5714	-5	8	501.5714	12.4287
5/19/2011	46.29	18.17	103.9	1.4014	513.997223	109.885	501.2500	-5	8	504.2500	9.7472
5/20/2011	47.63	17.76	104.5	1.4037	514.005954	109.79	508.7500	-5	8	511.7500	2.2560
5/21/2011	45.96	20.59	105.2	1.4017	514.000858	118.025	510.0000	-5	8	513.0000	1.0009
5/22/2011	46.19	19.75	104.6	1.4029	514.000037	115.315	505.0000	-5	8	508.0000	6.0000
5/23/2011	46.19	19.75	103.7	1.4005	513.998947	115.315	498.5714	-5	8	501.5714	12.4275
5/24/2011	46.19	19.75	103.2	1.4010	514.012546	115.315	498.5712	-5	8	501.5712	12.4413
5/25/2011	43.5	20.7	103.8	1.3984	514.008807	115.95	498.5716	-5	8	501.5716	12.4372
5/26/2011	41.24	21.17	103.2	1.4016	514.013882	115.335	497.1429	-5	8	500.1429	13.8710
5/27/2011	40.46	18.46	101.3	1.3448	512.880353	105.07	494.2857	-5	7.2	496.4857	16.3947

5/28/2011	41.74	16.68	101.7	1.2956	511.995059	100.12	494.2855	-5	7	496.2855	15.7096
5/29/2011	41	17.09	104.7	1.2963	511.993065	100.815	502.5000	-5	7	504.5000	7.4931
5/30/2011	45	21.06	104.2	1.2681	512.013483	118.71	501.2500	-5	6.8	503.0500	8.9635
5/31/2011	41.87	18.03	101.4	1.3225	512.807782	104.975	492.8571	-5	7.1	494.9571	17.8507
6/1/2011	44.10	20.02	102.6	1.35663645	513.102121	114.17	497.1428	-5	7.6	499.7428	13.3593
6/2/2011	42.29	18.36	102.8	1.35849908	513.101343	106.55	498.5714	-5	7.6	501.1714	11.9299
6/3/2011	41.84	19.94	102.5	1.38532888	513.772385	111.63	492.8571	-5	7.8	495.6571	18.1153
6/4/2011	39.55	15.20	100.7	1.42564662	514.002988	92.75	492.1428	-5	8.5	495.6428	18.3602
6/5/2011	38.22	14.36	100.4	1.42927346	513.989514	88.48	494.2857	-5	8.5	497.7857	16.2038
6/6/2011	45.45	15.34	102.2	1.4296756	514.003571	99.14	499.2857	-5	8.5	502.7857	11.2179
6/7/2011	46.11	13.47	102.2	1.42857569	513.99707	93.255	500.6250	-5	8.5	504.1250	9.8721
6/8/2011	46.11	13.47	102.2	1.41203074	513.99299	93.255	500.6250	-5	8.2	503.8250	10.1680
6/9/2011	46.11	13.47	102.2	1.40927836	513.996646	93.255	500.6250	-5	8	503.6250	10.3716
6/10/2011	46.25	15.48	102.2	1.41013859	514.002325	100.43	496.4285	-5	8.2	499.6285	14.3738
6/11/2011	45.19	14.84	102.4	1.40811244	514.003369	97.13	500.0000	-5	8	503.0000	11.0034
6/12/2011	42.10	18.79	102.7	1.40844971	514.001242	107.865	497.1428	-5	8	500.1428	13.8584
6/13/2011	42.10	18.79	102.3	1.40903192	514.000626	107.865	495.7143	-5	8	498.7143	15.2863
6/14/2011	40.15	21.10	102	1.40868358	514.002652	114	492.8571	-5	8	495.8571	18.1456
6/15/2011	40.36	17.05	102.7	1.39763502	514.001501	100.035	501.2500	-5	8	504.2500	9.7515
6/16/2011	41.32	17.16	102.4	1.4028053	513.999167	101.38	500.0000	-5	8	503.0000	10.9992
6/17/2011	42.95	19.95	103.9	1.40708133	514.001923	112.775	502.5000	-5	8	505.5000	8.5019
6/18/2011	40.22	24.46	103.9	1.39166473	514.00195	125.83	494.2857	-5	8	497.2857	16.7163
6/19/2011	38.39	26.05	104.4	1.39131674	514.002383	129.565	493.5714	-5	8	496.5714	17.4310
6/20/2011	37.80	26.25	103.1	1.39278803	514.002383	129.675	490.0000	-5	8	493.0000	21.0024
6/21/2011	38.05	19.83	103.1	1.39320944	514.002383	107.455	500.0000	-5	8	503.0000	11.0024
6/22/2011	40.32	22.20	101.4	1.39713003	514.002383	118.02	502.8572	-5	8	505.8572	8.1452
6/23/2011	37.48	17.20	101.5	1.3983216	514.002383	97.68	500.0000	-5	8	503.0000	11.0024
6/24/2011	36.58	18.44	101.9	1.39516733	514.002383	101.12	503.3714	-5	8	506.3714	7.6310
6/25/2011	42.59	17.94	103.9	1.40277135	514.002383	105.38	501.8750	-5	8	504.8750	9.1274
6/26/2011	40.56	22.19	103.2	1.40528301	514.002383	118.225	493.5714	-5	8	496.5714	17.4310
6/27/2011	39.92	20.11	102.8	1.40554163	514.002383	110.305	503.5714	-5	8	506.5714	7.4310

6/28/2011	41.45	17.88	102.3	1.40251615	514.002383	104.03	500.0000	-5	8	503.0000	11.0024
6/29/2011	44.63	17.72	103.6	1.39769932	514.002383	106.65	503.7500	-5	8	506.7500	7.2524
6/30/2011	41.20	20.90	103.6	1.39601601	514.002383	114.35	503.1250	-5	8	506.1250	7.8774
7/1/2011	39.21	26.02	104.4	1.39479443	514	130.28	494.2857	-5	8	497.2857	16.7143
7/2/2011	39.24	25.88	105.0	1.38521444	514	129.82	500.0000	-5	7.8	502.8000	11.2000
7/3/2011	39.13	24.38	105.0	1.38411406	514	124.46	501.2500	-5	7.8	504.0500	9.9500
7/4/2011	38.82	24.52	104.6	1.38527598	514	124.64	500.0000	-5	7.8	502.8000	11.2000
7/5/2011	39.51	15.05	101.0	1.38401467	514	92.185	497.1429	-5	7.8	499.9429	14.0571
7/6/2011	39.2	16.44	102.1	1.42317442	514	96.74	498.5714	-5	8.5	502.0714	11.9286
7/7/2011	39.44	15.55	102.1	1.42211444	514	93.865	500.0000	-5	8.5	503.5000	10.5000
7/8/2011	38.59	17.55	102.0	1.4223739	514	100.015	498.6716	-5	8.5	502.1716	11.8284
7/9/2011	36.89	24.91	104.1	1.39308609	514	124.075	497.1429	-5	8	500.1429	13.8571
7/10/2011	36.89	24.91	103.8	1.39173888	514	124.075	491.4286	-5	8	494.4286	19.5714
7/11/2011	38.24	23.45	103.6	1.39333305	514	120.315	494.2857	-5	8	497.2857	16.7143
7/12/2011	38.24	23.45	103.6	1.39193025	514	120.315	494.2857	-5	8	497.2857	16.7143
7/13/2011	37.9	19.83	101.6	1.41240202	514	107.305	492.8571	-5	8.2	496.0571	17.9429
7/14/2011	37.9	19.83	101.6	1.4094315	514	107.305	492.8571	-5	8	495.8571	18.1429
7/15/2011	36.03	18.82	101.7	1.40861049	514	101.9	494.8569	-5	8	497.8569	16.1431
7/16/2011	35.26	18.79	101.6	1.40888906	514	101.025	494.8568	-5	8	497.8568	16.1432
7/17/2011	35.12	19.09	101.8	1.41505101	514	101.935	494.8570	-5	8.2	498.0570	15.9430
7/18/2011	35.66	18.56	101.4	1.41573103	514	100.62	494.2857	-5	8.2	497.4857	16.5143
7/19/2011	35.6	15.16	100.4	1.4132364	514	88.66	494.2857	-5	8.2	497.4857	16.5143
7/20/2011	38.61	19.93	101.1	1.40716093	514	108.365	490.0000	-5	8	493.0000	21.0000
7/21/2011	0	23.80	102.3	1.40837755	514	83.3	506.2500	-5	8	509.2500	4.7500
7/22/2011	38.84	22.08	102.1	1.40379984	514	116.12	491.0000	-5	8	494.0000	20.0000
7/23/2011	38.74	22.15	101.9	1.39923184	514	116.265	497.1429	-5	8	500.1429	13.8571
7/24/2011	41.89	16.87	101.1	1.40278697	514	100.935	494.2857	-5	8	497.2857	16.7143
rata2	40.54447	19.06	102.5	1.4	513.3	107.2	497.9	-5.0	7.6	500.5	12.7609

Tabel 2. SELEKTIVITAS KATALIS R-134 DI PLATFORMER

Tanggal	Pressure kgcm²	RONC	EP	N	A	N+2A	RONC Effect	N + 2A Effect	Net Yield
							yield delta	yield delta	delta
5/1/2011	5.6	101.9	146	32.76	25.02	82.8	0	0	0
5/2/2011	5.6	102.1	143	44.45	13.69	71.83	0.196	-2.7425	-2.5465
5/3/2011	5.6	101.5	146	44.45	13.69	71.83	-0.376	-2.3037	-2.6797
5/4/2011	5.6	101.4	145	44.45	13.69	71.83	-0.39	-2.4134	-2.8034
5/5/2011	5.6	102.4	146	35.37	19.01	73.39	0.51	-1.9761	-1.4661
5/6/2011	5.6	101.9	149	42.67	14.95	72.57	0	-2.3529	-2.3529
5/7/2011	5.6	102	147	42.67	14.95	72.57	0.084	-2.2506	-2.1666
5/8/2011	5.6	101.2	150	42.62	17.24	77.1	0	-1.197	-1.197
5/9/2011	5.6	100.5	146	42.92	19.26	81.44	-1.288	-0.2584	-1.5464
5/10/2011	5.6	101.3	146	42.89	19.31	81.51	-0.498	-0.2451	-0.7431
5/11/2011	5.6	100	145	43.3	18.7	80.7	-1.767	-0.336	-2.103
5/12/2011	5.6	100.1	147	40.55	17.2	74.95	-1.692	-1.8055	-3.4975
5/13/2011	5.6	103	148	44.27	17.93	80.13	1.265	-0.5073	0.7577
5/14/2011	5.6	102.7	147	42.94	17.85	78.64	0.752	-0.4576	0.2944
5/15/2011	5.6	102	147	41.62	15.64	72.9	0.084	0.845	0.929
5/16/2011	5.6	102.3	157	35.64	16.28	68.2	0.36	-0.3828	-0.0228
5/17/2011	5.6	102.7	157	40.79	20.15	81.09	0.752	2.0826	2.8346
5/18/2011	5.6	103.8	147	44.32	21.43	87.18	2.755	2.649	5.404
5/19/2011	5.6	103.9	143	46.29	18.17	82.63	-0.22	2.4909	2.2709
5/20/2011	5.6	104.5	143	47.63	17.76	83.15	0.48	2.9986	3.4786
5/21/2011	5.6	105.2	143	45.96	20.59	87.14	1.463	3.3478	4.8108
5/22/2011	5.6	104.6	143	46.19	19.75	85.69	0.72	3.7191	4.4391
5/23/2011	5.6	103.7	145	46.19	19.75	85.69	-0.452	3.0723	2.6203
5/24/2011	5.6	103.2	145	46.19	19.75	85.69	-0.792	2.7489	1.9569
5/25/2011	5.6	103.8	145	43.5	20.7	84.9	-0.8845	2.7684	1.8839
5/26/2011	5.6	103.2	145	41.24	21.17	83.58	-0.792	2.5308	1.7388
5/27/2011	5.6	101.3	145	40.46	18.46	77.38	-2.492	2.358	-0.134
5/28/2011	5.6	101.7	143	41.74	16.68	75.1	-2.328	1.5066	-0.8214
5/29/2011	5.6	104.7	143	41	17.09	75.18	0.942	1.5848	2.5268

5/30/2011	5.6	104.2	148	45	21.06	87.12	0.123	3.872	3.995
5/31/2011	5.6	101.4	149	41.87	18.03	77.93	-2.106	2.1025	-0.0035
6/1/2011	5.6	102.6	149	44.10	20.02	84.14	-1.41	2.1199	0.7099
6/2/2011	5.6	102.8	150	42.29	18.36	79.01	-1.274	1.88851	0.61451
6/3/2011	5.6	102.5	150	41.84	19.94	81.72	-1.472	2.013	0.541
6/4/2011	5.6	100.7	150	39.55	15.20	69.95	-2.924	0.08815	-2.83585
6/5/2011	5.6	100.4	145	38.22	14.36	66.94	-3.367	-0.7095	-4.0765
6/6/2011	5.6	102.2	147	45.45	15.34	76.13	-1.862	1.322	-0.54
6/7/2011	5.6	102.2	149	46.11	13.47	73.05	-1.976	0.7413	-1.2347
6/8/2011	5.6	102.2	149	46.11	13.47	73.05	-1.976	0.7413	-1.2347
6/9/2011	5.6	102.2	149	46.11	13.47	73.05	-1.976	0.7413	-1.2347
6/10/2011	5.6	102.2	149	46.25	15.48	77.21	-1.824	1.4611	-0.3629
6/11/2011	5.6	102.4	147	45.19	14.84	74.87	-1.496	1.1235	-0.3725
6/12/2011	5.6	102.7	152	42.10	18.79	79.68	-1.386	1.8796	0.4936
6/13/2011	5.6	102.3	152	42.10	18.79	79.68	-1.62	1.8288	0.2088
6/14/2011	5.6	102	153	40.15	21.10	82.35	-1.764	2.0528	0.2888
6/15/2011	5.6	102.7	153	40.36	17.05	74.46	-1.456	1.0374	-0.4186
6/16/2011	5.6	102.4	153	41.32	17.16	75.64	-1.734	1.2546	-0.4794
6/17/2011	5.6	103.9	148	42.95	19.95	82.85	-0.242	2.2661	2.0241
6/18/2011	5.6	103.9	154	40.22	24.46	89.14	-0.24	3.11958	2.87958
6/19/2011	5.6	104.4	154	38.39	26.05	90.49	0.42	2.83095	3.25095
6/20/2011	5.6	103.1	154	37.80	26.25	90.3	-0.87	2.9092	2.0392
6/21/2011	5.6	103.1	154	38.05	19.83	77.71	-1.15	1.67895	0.52895
6/22/2011	5.6	101.4	147	40.32	22.20	84.72	-2.106	2.356	0.25
6/23/2011	5.6	101.5	150	37.48	17.20	71.88	-2.444	0.4956	-1.9484
6/24/2011	5.6	101.9	147	36.58	18.44	73.46	-2.178	0.8274	-1.3506
6/25/2011	5.6	103.9	147	42.59	17.94	78.47	-0.27	1.969	1.699
6/26/2011	5.6	103.2	148	40.56	22.19	84.94	-1.08	2.6214	1.5414
6/27/2011	5.6	102.8	154	39.92	20.11	80.14	-1.326	1.9647	0.6387
6/28/2011	5.6	102.3	149	41.45	17.88	77.21	-1.764	1.49955	-0.26445
6/29/2011	5.6	103.6	143	44.63	17.72	80.07	-0.6	2.2155	1.6155
6/30/2011	5.6	103.6	143	41.20	20.90	83	-0.6	2.5612	1.9612
7/1/2011	5.6	104.4	150	39.21	26.02	91.25	0.33	3.4768	3.8068

7/2/2011	5.6	105.0	146	39.24	25.88	91	0.99	3.6516	4.6416
7/3/2011	5.6	105.0	148	39.13	24.38	87.89	1.215	2.9392	4.1542
7/4/2011	5.6	104.6	147	38.82	24.52	87.86	0.675	3.1178	3.7928
7/5/2011	5.6	101.0	143	39.51	15.05	69.61	-3.689	0.0189	-3.6701
7/6/2011	5.6	102.1	145	39.2	16.44	72.08	-1.96	0.5376	-1.4224
7/7/2011	5.6	102.1	149	39.44	15.55	70.54	-2.04	0.2142	-1.8258
7/8/2011	5.6	102.0	153	38.59	17.55	73.69	-2.079	0.834	-1.245
7/9/2011	5.6	104.1	153	36.89	24.91	86.71	1.69E-14	2.9223	2.9223
7/10/2011	5.6	103.8	152	36.89	24.91	86.71	-0.33	2.7504	2.4204
7/11/2011	5.6	103.6	148	38.24	23.45	85.14	-0.56	2.6554	2.0954
7/12/2011	5.6	103.6	148	38.24	23.45	85.14	-0.55	2.1868	1.6368
7/13/2011	5.6	101.6	150	37.9	19.83	77.56	-2.35	1.1256	-1.2244
7/14/2011	5.6	101.6	150	37.9	19.83	77.56	-2.35	1.1256	-1.2244
7/15/2011	5.6	101.7	141	36.03	18.82	73.67	-2.28	0.7885	-1.4915
7/16/2011	5.6	101.6	141	35.26	18.79	72.84	-2.35	0.664	-1.686
7/17/2011	5.6	101.8	147	35.12	19.09	73.3	-2.208	0.7938	-1.4142
7/18/2011	5.6	101.4	145	35.66	18.56	72.78	-2.43	0.652	-1.778
7/19/2011	5.6	100.4	146	35.6	15.16	65.92	-3.404	-0.792	-4.196
7/20/2011	5.6	101.1	146	38.61	19.93	78.47	-2.46	1.611	-0.849
7/21/2011	5.6	102.3	149	0	23.80	47.6	-2.97	-8.5488	-11.5188
7/22/2011	5.6	102.1	149	38.84	22.08	83	-16.6	2.4264	-14.1736
7/23/2011	5.6	101.9	149	38.74	22.15	83.04	-1.848	2.2984	0.4504
7/24/2011	5.6	101.1	152	41.89	16.87	75.63	-2.55	1.0998	-1.4502
Rerata	5.6	102.53	147.94	40.544	19.058	78.66	-1.19	1.16	-0.03

TABEL 3. STABILITAS KATALIS R-134 DI PLATFORMER

Tanggal	Pressure kgcm²	RONC	EP °c	N	A	N + A	Spent Catalyst %	Circ Catalyst kg/hr	LHSV /hr	H2/HC	Base Case coke down	Relative Coke Factor					Coke Laydown
												RCFRONC	RCFPress	RCFN+A	RCFEndpoint	RCFH2/Hc	
5/1/2010	5.6	101.9	146	32.76	25.02	57.78	4.10	421.8480	1.3422	3.2396	18.035212	1.61	1.27	0.725	0.55	1.20	16.8104839
5/2/2010	5.6	102.1	143	44.45	13.69	58.14	4.10	421.8480	1.3997	3.1463	18.035212	1.71	1.27	0.715	0.52	1.30	27.1723471
5/3/2010	5.6	101.5	146	44.45	13.69	58.14	4.27	408.2400	1.1913	3.6914	18.209389	1.50	1.27	0.715	0.55	0.93	21.2417954
5/4/2010	5.6	101.4	145	44.45	13.69	58.14	4.27	408.2400	1.1582	3.8696	18.209389	1.45	1.27	0.715	0.54	0.84	13.5492229
5/5/2010	5.6	102.4	146	35.37	19.01	54.38	4.27	399.1680	1.1576	3.9423	17.804736	1.80	1.27	0.760	0.55	0.84	19.8423065
5/6/2010	5.6	101.9	149	42.67	14.95	57.62	4.27	394.6320	1.1469	3.8860	17.602409	1.61	1.27	0.723	0.58	0.84	18.4548613
5/7/2010	5.6	102.0	147	42.67	14.95	57.62	4.27	362.8800	1.1465	4.0131	16.186123	1.67	1.27	0.723	0.56	0.80	20.0752823
5/8/2010	5.6	101.2	150	42.62	17.24	59.86	4.27	362.8800	1.1453	3.9762	16.186123	1.32	1.27	0.700	0.59	0.80	17.0394271
5/9/2010	5.6	100.5	146	42.92	19.26	62.18	4.27	362.8800	1.2214	3.6199	16.186123	1.15	1.27	0.655	0.55	1.00	10.9626290
5/10/2010	5.6	101.3	146	42.89	19.31	62.20	5.18	344.7360	1.3601	3.1728	18.832867	1.40	1.27	0.662	0.55	1.20	27.3197831
5/11/2010	5.6	100.0	145	43.30	18.70	62.00	5.18	353.8080	1.3489	3.1875	19.328469	0.98	1.27	0.664	0.54	1.20	16.8742908
5/12/2010	5.6	100.1	147	40.55	17.20	57.75	5.18	367.4160	1.3657	3.2071	20.071872	0.99	1.27	0.726	0.56	1.20	9.5473407
5/13/2010	5.6	103.0	148	44.27	17.93	62.20	5.18	399.1680	1.4286	3.1201	21.806478	2.07	1.27	0.662	0.57	1.30	24.3570781
5/14/2010	5.6	102.7	147	42.94	17.85	60.79	4.86	408.2400	1.4016	3.1286	20.853967	1.85	1.27	0.675	0.56	1.30	21.5084791
5/15/2010	5.6	102.0	147	41.62	15.64	57.26	4.86	403.7040	1.4023	3.1200	20.622256	1.67	1.27	0.725	0.56	1.30	14.9670437
5/16/2010	5.6	102.3	157	35.64	16.28	51.92	4.86	403.7040	1.4026	3.1096	20.622256	1.77	1.27	0.812	0.65	1.30	23.6649218
5/17/2010	5.6	102.7	157	40.79	20.15	60.94	4.77	399.1680	1.4031	3.0680	19.994029	1.85	1.27	0.677	0.65	1.30	18.5606970
5/18/2010	5.6	103.8	147	44.32	21.43	65.75	4.77	399.1680	1.4017	3.1041	19.994029	2.32	1.27	0.675	0.56	1.30	21.0734217
5/19/2010	5.6	103.9	143	46.29	18.17	64.46	2.61	399.1680	1.4014	3.1008	10.697489	2.36	1.27	0.678	0.52	1.30	10.0879551
5/20/2010	5.6	104.5	143	47.63	17.76	65.39	6.10	394.6320	1.4037	3.1038	25.636371	2.51	1.27	0.676	0.52	1.30	24.8316074
5/21/2010	5.6	105.2	143	45.96	20.59	66.55	6.10	353.8080	1.4017	3.1078	22.984332	2.75	1.27	0.637	0.52	1.30	23.4611217
5/22/2010	5.6	104.6	143	46.19	19.75	65.94	6.10	399.1680	1.4029	3.0949	25.931042	2.55	1.27	0.673	0.52	1.30	27.9276812
5/23/2010	5.6	103.7	145	46.19	19.75	65.94	6.10	403.7040	1.4005	3.1003	26.225712	2.28	1.27	0.673	0.54	1.30	28.4736307
5/24/2010	5.6	103.2	145	46.19	19.75	65.94	6.10	403.7040	1.4010	3.1146	26.225712	2.10	1.27	0.673	0.54	1.30	24.8077743
5/25/2010	5.6	103.8	145	43.50	20.70	64.20	6.10	412.7760	1.3984	3.1181	26.815054	2.32	1.27	0.644	0.54	1.30	32.5777256
5/26/2010	5.6	103.2	145	41.24	21.17	62.41	6.10	349.2720	1.4016	3.1598	22.689661	2.10	1.27	0.662	0.54	1.15	31.1461219

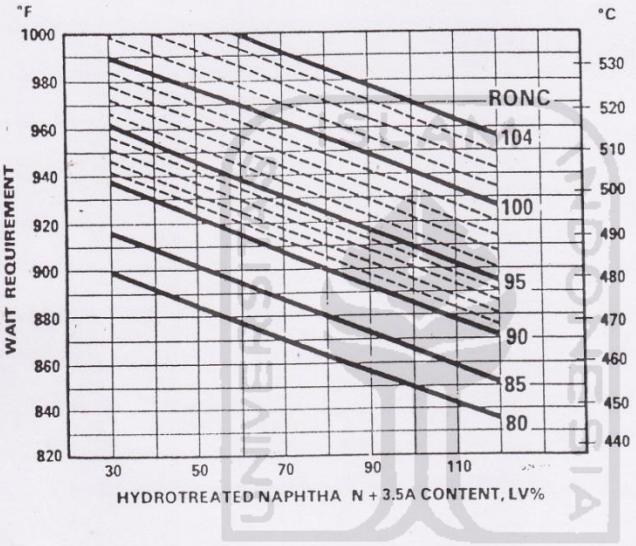
5/27/2010	5.6	101.3	145	40.46	18.46	58.92	6.10	362.8800	1.3448	3.2614	23.573674	1.40	1.27	0.705	0.54	1.18	23.5523431
5/28/2010	5.6	101.7	143	41.74	16.68	58.42	6.10	362.8800	1.2956	3.3971	23.573674	1.55	1.27	0.710	0.52	1.10	13.0456320
5/29/2010	5.6	104.7	143	41.00	17.09	58.09	2.25	362.8800	1.2963	3.3500	8.3527366	2.60	1.27	0.713	0.52	1.18	9.7096585
5/30/2010	5.6	104.2	148	45.00	21.06	66.06	2.25	376.4880	1.2681	3.4132	8.6659642	2.45	1.27	0.637	0.57	1.10	12.9702819
5/31/2010	5.6	101.4	149	41.87	18.03	59.90	0.00	362.8800	1.3225	3.2325	0	1.45	1.27	0.676	0.58	1.15	0.0000000
6/1/2010	5.6	102.6	149	44.10	20.02	64.12	0.00	362.8800	1.3566	3.2242	0.0000	1.89	1.27	0.637	0.58	1.15	0.0000000
6/2/2010	5.6	102.8	150	42.29	18.36	60.65	6.12	362.8800	1.3585	3.2275	23.6560	1.99	1.27	0.677	0.59	1.15	26.5477788
6/3/2010	5.6	102.5	150	41.84	19.94	61.78	6.12	362.8800	1.3853	3.1901	23.6560	1.83	1.27	0.656	0.59	1.15	30.6282992
6/4/2010	5.6	100.7	150	39.55	15.20	54.75	6.12	362.8800	1.4256	3.2178	23.6560	1.22	1.27	0.760	0.59	1.15	24.8675586
6/5/2010	5.6	100.4	145	38.22	14.36	52.58	6.12	362.8800	1.4293	3.1124	23.6560	1.10	1.27	0.775	0.54	1.30	16.5572602
6/6/2010	5.6	102.2	147	45.45	15.34	60.79	6.12	362.8800	1.4297	3.1107	23.6560	1.74	1.27	0.675	0.56	1.30	22.4413223
6/7/2010	5.6	102.2	149	46.11	13.47	59.58	5.15	362.8800	1.4286	3.1368	19.7030	1.74	1.27	0.687	0.58	1.30	19.7030258
6/8/2010	5.6	102.2	149	46.11	13.47	59.58	5.15	362.8800	1.4120	3.0624	19.7030	1.74	1.27	0.687	0.58	1.30	19.7030258
6/9/2010	5.6	102.2	149	46.11	13.47	59.58	4.53	362.8800	1.4093	3.1034	17.2185	1.74	1.27	0.687	0.58	1.30	17.6553466
6/10/2010	5.6	102.2	149	46.25	15.48	61.73	4.53	362.8800	1.4101	3.0967	17.2185	1.74	1.27	0.670	0.58	1.30	17.2389584
6/11/2010	5.6	102.4	147	45.19	14.84	60.03	6.12	362.8800	1.4081	3.1267	23.6560	1.80	1.27	0.670	0.56	1.30	21.3230810
6/12/2010	5.6	102.7	152	42.10	18.79	60.89	6.12	362.8800	1.4084	3.1220	23.6560	1.85	1.27	0.675	0.6	1.30	24.7252013
6/13/2010	5.6	102.3	152	42.10	18.79	60.89	6.12	362.8800	1.4090	3.1421	23.6560	1.77	1.27	0.675	0.6	1.30	24.5886502
6/14/2010	5.6	102.0	153	40.15	21.10	61.25	7.20	362.8800	1.4087	3.1289	28.1545	1.67	1.27	0.677	0.61	1.30	27.2795340
6/15/2010	5.6	102.7	153	40.36	17.05	57.41	7.20	362.8800	1.3976	3.2061	28.1545	1.85	1.27	0.713	0.61	1.15	29.0033232
6/16/2010	5.6	102.4	153	41.32	17.16	58.48	5.02	362.8800	1.4028	3.1642	19.1794	1.80	1.27	0.711	0.61	1.15	14.8586574
6/17/2010	5.6	103.9	148	42.95	19.95	62.90	5.02	362.8800	1.4071	3.1469	19.1794	2.36	1.27	0.663	0.57	1.30	18.3523569
6/18/2010	5.6	103.9	154	40.22	24.46	64.68	5.15	362.8800	1.3917	3.1498	19.7030	2.36	1.27	0.637	0.62	1.30	19.3442743
6/19/2010	5.6	104.4	154	38.39	26.05	64.44	5.15	362.8800	1.3913	3.1456	19.7030	2.40	1.27	0.638	0.62	1.30	25.1044503
6/20/2010	5.6	103.1	154	37.80	26.25	64.05	5.15	362.8800	1.3928	3.1934	19.7030	2.09	1.27	0.650	0.62	1.15	17.7874539
6/21/2010	5.6	103.1	154	38.05	19.83	57.88	5.12	362.8800	1.3932	3.1546	19.5821	2.09	1.27	0.720	0.62	1.15	35.7134833

6/22/2010	5.6	101.4	147	40.32	22.20	62.52	5.12	362.8800	1.3971	3.1679	19.5821	1.45	1.27	0.630	0.56	1.15	14.8155667
6/23/2010	5.6	101.5	150	37.48	17.20	54.68	5.12	362.8800	1.3983	3.2006	19.5821	1.50	1.27	0.764	0.59	1.15	19.0717401
6/24/2010	5.6	101.9	147	36.58	18.44	55.02	5.12	362.8800	1.3952	3.1573	19.5821	1.61	1.27	0.770	0.56	1.15	15.5149145
6/25/2010	5.6	103.9	147	42.59	17.94	60.53	5.25	362.8800	1.4028	3.1815	20.1068	2.36	1.27	0.663	0.56	1.15	22.0336306
6/26/2010	5.6	103.2	148	40.56	22.19	62.75	5.25	362.8800	1.4053	3.1712	20.1068	2.10	1.27	0.668	0.57	1.15	20.1893224
6/27/2010	5.6	102.8	154	39.92	20.11	60.03	5.25	362.8800	1.4055	3.1526	20.1068	1.90	1.27	0.676	0.62	1.15	22.9363830
6/28/2010	5.6	102.3	149	41.45	17.88	59.33	5.25	362.8800	1.4025	3.1812	20.1068	1.77	1.27	0.680	0.58	1.15	18.0966244
6/29/2010	5.6	103.6	143	44.63	17.72	62.35	5.25	362.8800	1.3977	3.1570	20.1068	2.26	1.27	0.660	0.52	1.15	19.9856820
6/30/2010	5.6	103.6	143	41.20	20.90	62.10	5.25	362.8800	1.3960	3.1846	20.1068	2.26	1.27	0.664	0.52	1.15	15.3877380
7/1/2010	5.6	104.4	150	39.21	26.02	65.23	5.25	366.0552	1.3948	3.1332	20.2827	2.40	1.27	0.637	0.59	1.30	22.2057498
7/2/2010	5.6	105.0	146	39.24	25.88	65.12	5.65	371.9520	1.3852	3.1673	22.2738	2.65	1.27	0.639	0.55	1.15	20.7142210
7/3/2010	5.6	105.0	148	39.13	24.38	63.51	5.65	371.9520	1.3841	3.1534	22.2738	2.65	1.27	0.663	0.57	1.15	23.4544505
7/4/2010	5.6	104.6	147	38.82	24.52	63.34	5.65	366.5088	1.3853	3.1907	21.9478	2.55	1.27	0.666	0.56	1.15	39.5869541
7/5/2010	5.6	101.0	143	39.51	15.05	54.56	5.18	390.0960	1.3840	3.1850	21.3109	1.30	1.27	0.780	0.52	1.15	16.7847442
7/6/2010	5.6	102.1	145	39.20	16.44	55.64	5.18	392.3640	1.4232	3.1568	21.4348	1.71	1.27	0.725	0.54	1.15	18.5970106
7/7/2010	5.6	102.1	149	39.44	15.55	54.99	5.18	405.9720	1.4221	3.1715	22.1782	1.71	1.27	0.778	0.58	1.15	22.0170306
7/8/2010	5.6	102.0	153	38.59	17.55	56.14	5.18	390.0960	1.4224	3.1533	21.3109	1.67	1.27	0.763	0.61	1.15	14.7054278
7/9/2010	5.6	104.1	153	36.89	24.91	61.80	4.21	381.0240	1.3931	3.1367	16.7461	2.42	1.27	0.675	0.61	1.30	20.0754705
7/10/2010	5.6	103.8	152	36.89	24.91	61.80	4.21	374.2200	1.3917	3.1540	16.4471	2.32	1.27	0.675	0.6	1.15	15.7918804
7/11/2010	5.6	103.6	148	38.24	23.45	61.69	4.21	370.5912	1.3933	3.1445	16.2876	2.26	1.27	0.672	0.57	1.30	18.4120666
7/12/2010	5.6	103.6	148	38.24	23.45	61.69	5.70	366.5088	1.3919	3.1636	22.1538	2.26	1.27	0.672	0.57	1.15	26.2012390
7/13/2010	5.6	101.6	150	37.90	19.83	57.73	5.70	375.5808	1.4124	3.1423	22.7021	1.52	1.27	0.722	0.59	1.30	25.6632738
7/14/2010	5.6	101.6	150	37.90	19.83	57.73	5.70	387.8280	1.4094	3.2084	23.4424	1.52	1.27	0.722	0.59	1.15	23.8410759
7/15/2010	5.6	101.7	141	36.03	18.82	54.85	5.70	390.0960	1.4086	3.2154	23.5795	1.55	1.27	0.775	0.53	1.15	23.9829970
7/16/2010	5.6	101.6	141	35.26	18.79	54.05	5.20	390.0960	1.4089	3.2067	21.3977	1.52	1.27	0.777	0.53	1.15	19.5560817
7/17/2010	5.6	101.8	147	35.12	19.09	54.21	5.20	390.0960	1.4151	3.1729	21.3977	1.57	1.27	0.779	0.56	1.15	23.5897583

7/18/2010	5.6	101.4	145	35.66	18.56	54.22	5.20	379.2096	1.4157	3.2423	20.8005	1.45	1.27	0.779	0.55	1.15	25.8900659
7/19/2010	5.6	100.4	146	35.60	15.16	50.76	5.27	362.8800	1.4132	3.2095	20.1877	1.10	1.27	0.825	0.55	1.15	16.9005301
7/20/2010	5.6	101.1	146	38.61	19.93	58.54	5.27	362.8800	1.4072	3.1478	20.1877	1.33	1.27	0.721	0.55	1.30	6.1007823
7/21/2010	5.6	102.3	149	0.00	23.80	23.80	5.27	362.8800	1.4084	3.1451	20.1877	1.77	1.27	1.700	0.58	1.30	59.2281280
7/22/2010	5.6	102.1	149	38.84	22.08	60.92	5.27	367.4160	1.4038	3.1640	20.4400	1.71	1.27	0.678	0.58	1.15	21.7416451
7/23/2010	5.6	101.9	149	38.74	22.15	60.89	5.27	371.9520	1.3992	3.1531	20.6924	1.61	1.27	0.677	0.58	1.15	22.7675934
7/24/2010	5.6	101.1	152	41.89	16.87	58.76	5.27	371.0448	1.4028	3.1681	20.6419	1.33	1.27	0.720	0.6	1.15	15.4595345
Rerata	5.6	102.53	148	40.54	19.06	59.6	5.067059	375.431379	1.3752	3.2230	20.071691	1.847059	1.27	0.7083	0.568352941	1.186588	20.8274741

FIGURE 1

SOR WAIT REQUIREMENT AT 1.0 LHSV
SEMI-REGEN

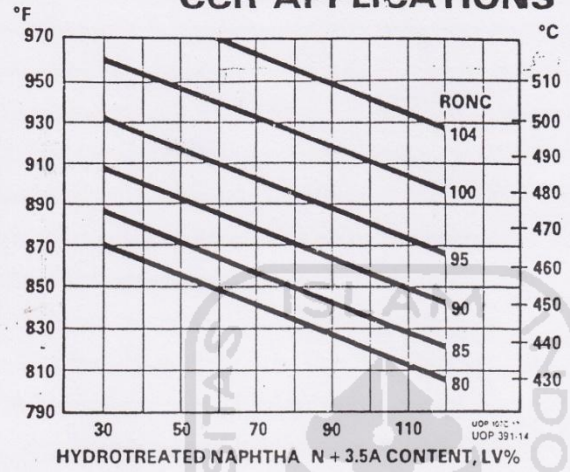


BASIS:

1. R-20 SERIES OR ALL PLATINUM CATALYSTS
2. 200-600 PSIG AVERAGE REACTOR PRESSURE
3. STANDARD WATER AND CHLORIDE LEVELS
4. 100-165°C (210-330°F) ASTM 50% POINT ON CHARGE
5. (WAIT – WABT) LESS THAN 15°C (25°F)

FIGURE 2

SOR WAIT REQUIREMENT AT 1.0 LHSV CCR APPLICATIONS



BASIS:

1. R-30 SERIES CATALYST
2. 8.5 TO 12 kg/cm^2 (125 to 175 psig) AVERAGE REACTOR PRESSURE
3. STANDARD WATER AND CHLORIDE LEVELS
4. 100-165°C (210-330°F) ASTM 50% POINT ON CHARGE
5. (WAIT – WABT) LESS THAN 20°C (35°F)

uop

FIGURE 3

WAIT REQUIREMENT CORRECTION FOR LHSV

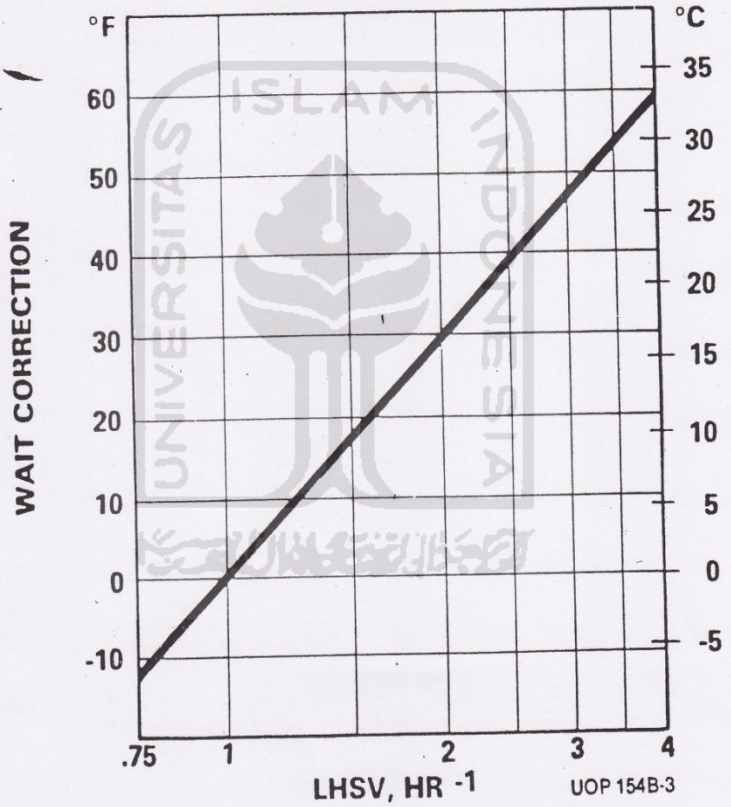
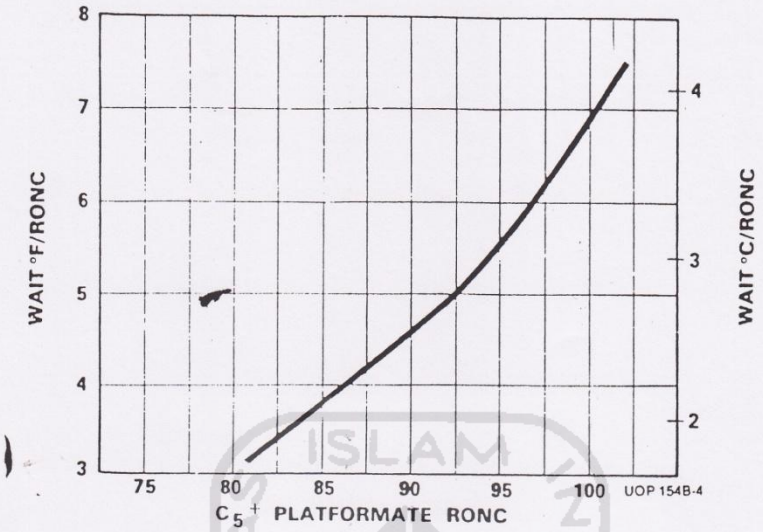


FIGURE 4

TEMPERATURE — OCTANE RESPONSE



UOP

FIGURE 5

EFFECT OF F-1 CLEAR OCTANE NUMBER ON C_5^+ LV% YIELD

GOOD FOR

1. FULL BOILING RANGE STRAIGHT RUN NAPHTHA
2. 21 kg / cm 2 (300 psig) AVERAGE REACTOR PRESSURE

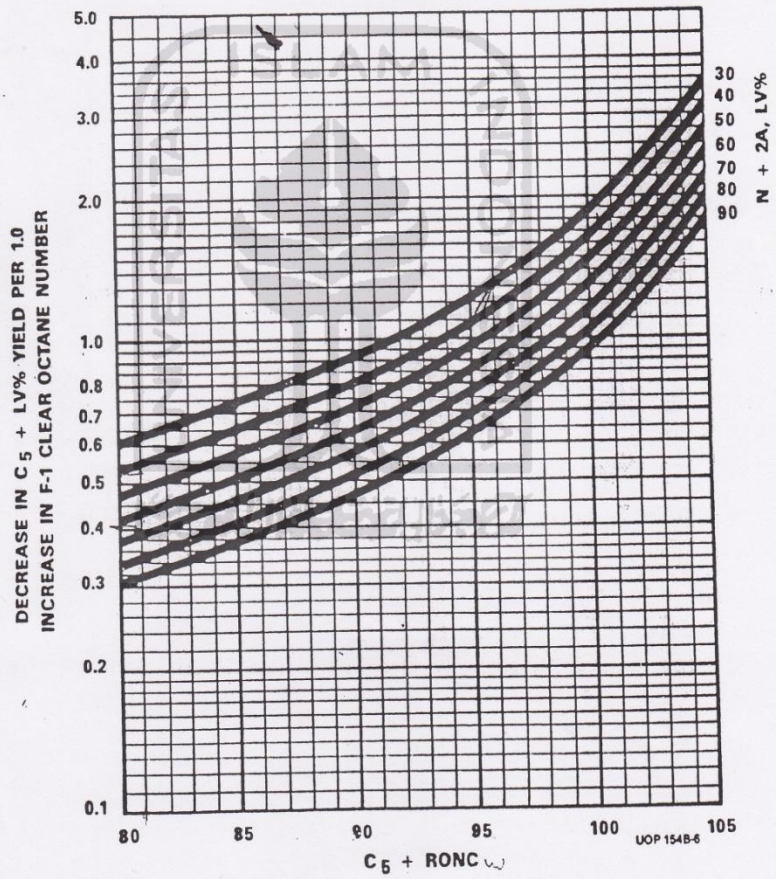
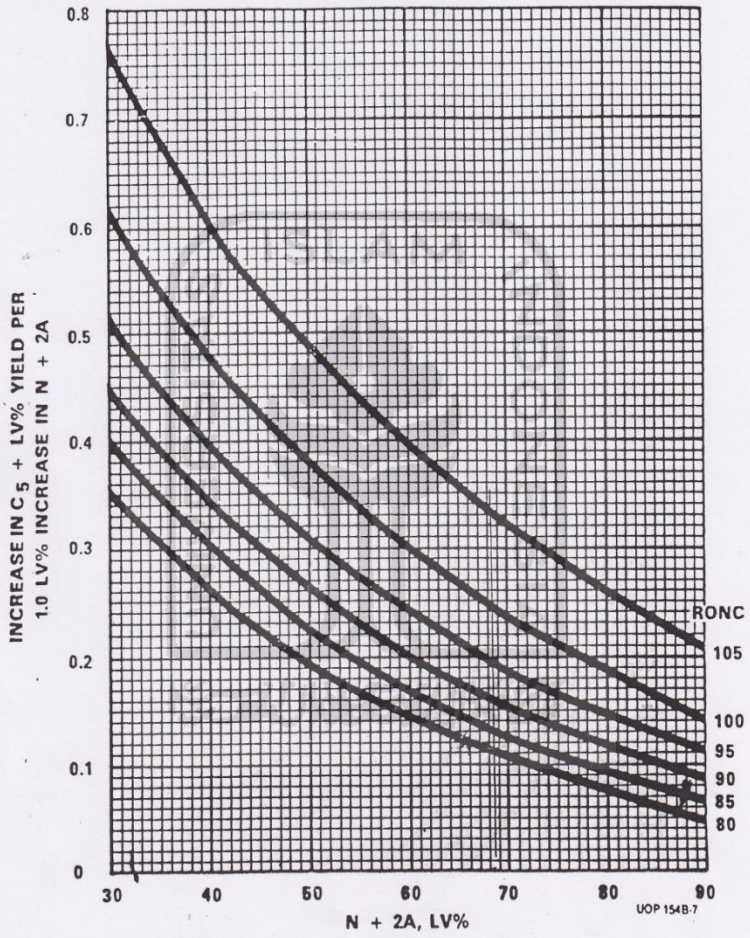


FIGURE 6

EFFECT OF CYCLIC CONTENT ON C_5^+ LV% YIELD

GOOD FOR

1. FULL BOILING RANGE STRAIGHT RUN NAPHTHA
2. 21 kg / cm^2 (300 psig) AVERAGE REACTOR PRESSURE



uop

FIGURE 7

EFFECT OF REACTOR PRESSURE ON C_5^+ LV% YIELD

GOOD FOR

1. FULL BOILING RANGE STRAIGHT RUN NAPHTHA
2. AVERAGE REACTOR PRESSURE 8.5 TO 42.0 kg / cm^2 (125 TO 600 psig)

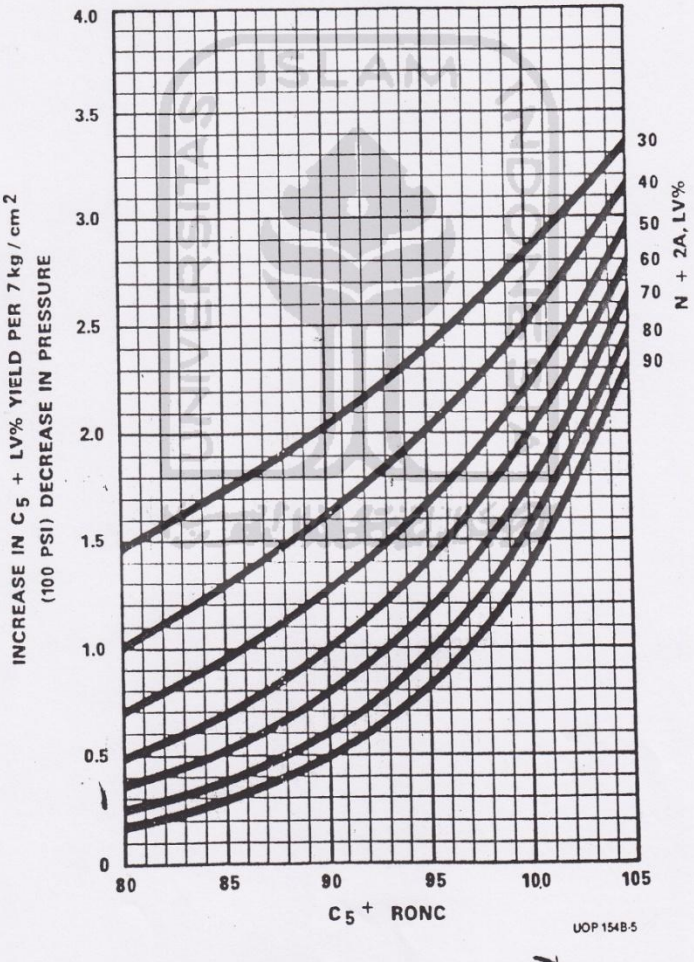
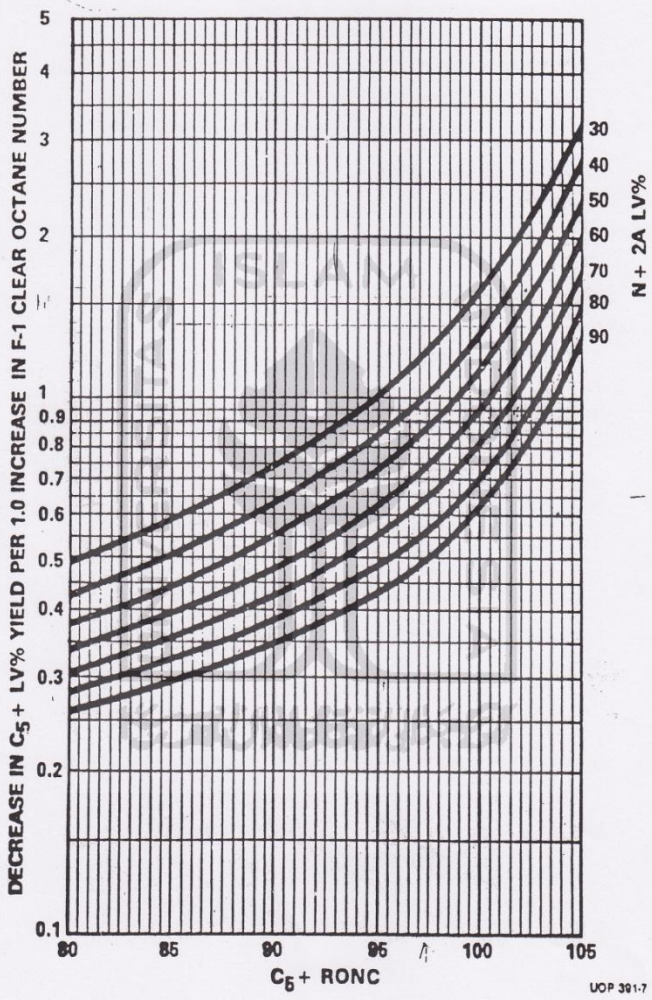


FIGURE 8

EFFECT OF F-1 CLEAR OCTANE NUMBER ON C_5+ LV% YIELD

GOOD FOR

1. FULL BOILING RANGE STRAIGHT RUN NAPHTHA
2. 8.5 kg/cm^2 (125 psig) AVERAGE REACTOR PRESSURE
3. R-30 SERIES CATALYSTS



UOP

FIGURE 9

EFFECT OF CYCLIC CONTENT ON C_5+ LV% YIELD

GOOD FOR

1. FULL BOILING RANGE STRAIGHT RUN NAPHTHA
2. 8.5 kg/cm^2 (125 psig) AVERAGE REACTOR PRESSURE
3. R-30 SERIES CATALYSTS

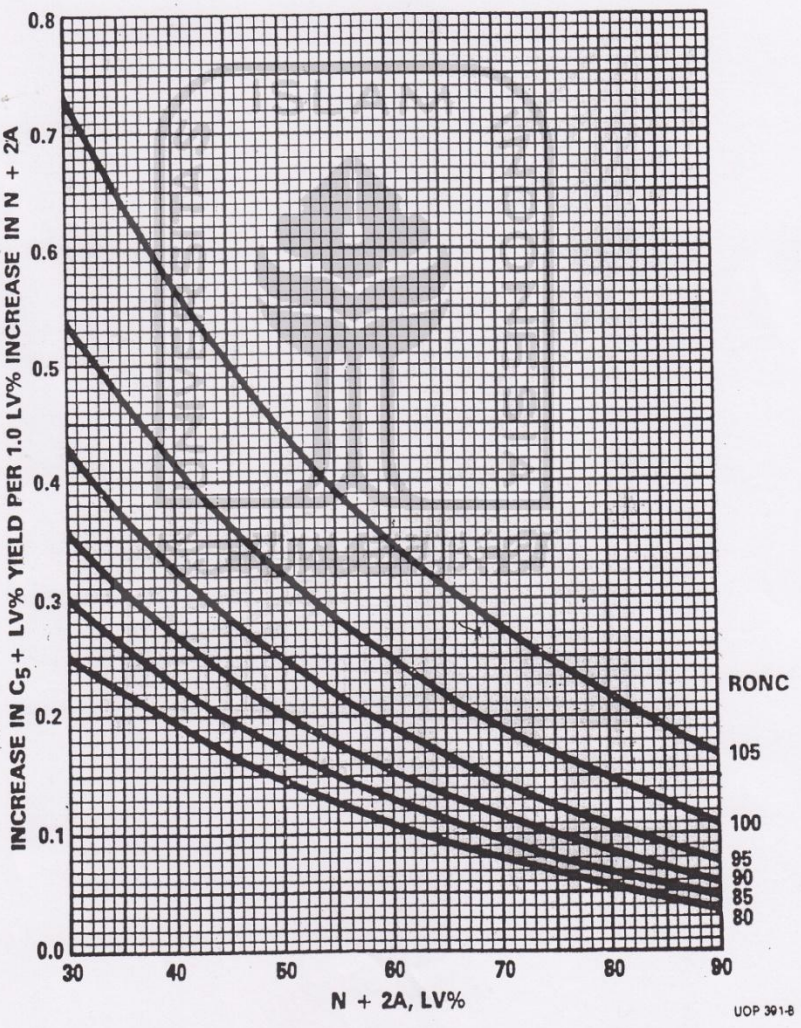


FIGURE 10

EFFECT OF REACTOR PRESSURE ON C_5^+ LV% YIELD

GOOD FOR

1. FULL BOILING RANGE STRAIGHT RUN NAPHTHA
2. AVERAGE REACTOR PRESSURE 8.5 TO 42.0 kg / cm^2 (125 TO 600 psig)

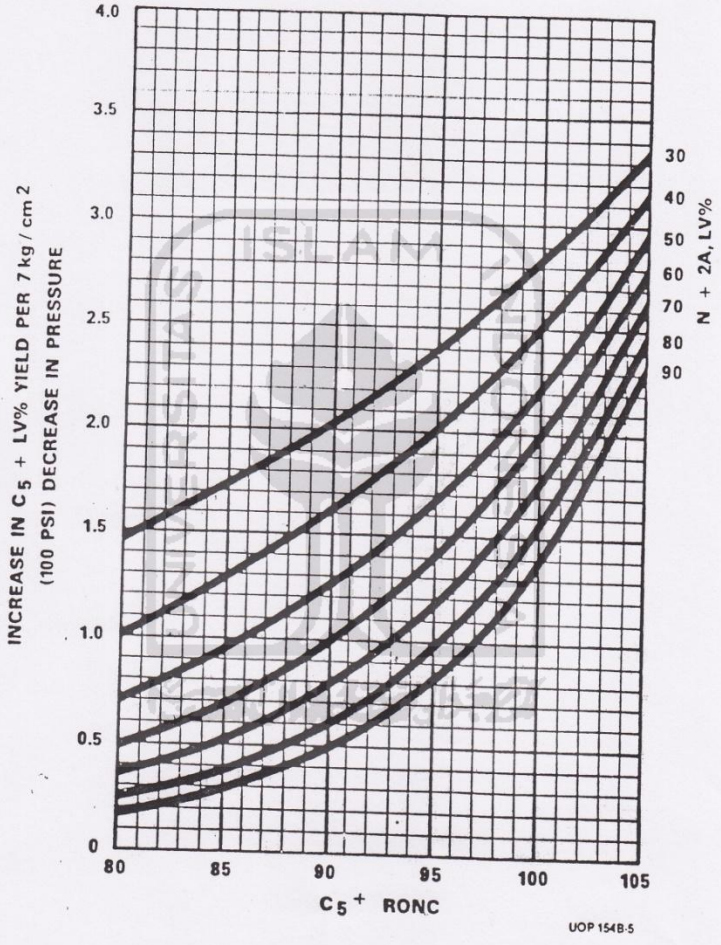


FIGURE 16

EFFECT OF C_5+ RONC ON RELATIVE COKING FACTOR

HYDROTREATED STRAIGHT RUN NAPHTHA

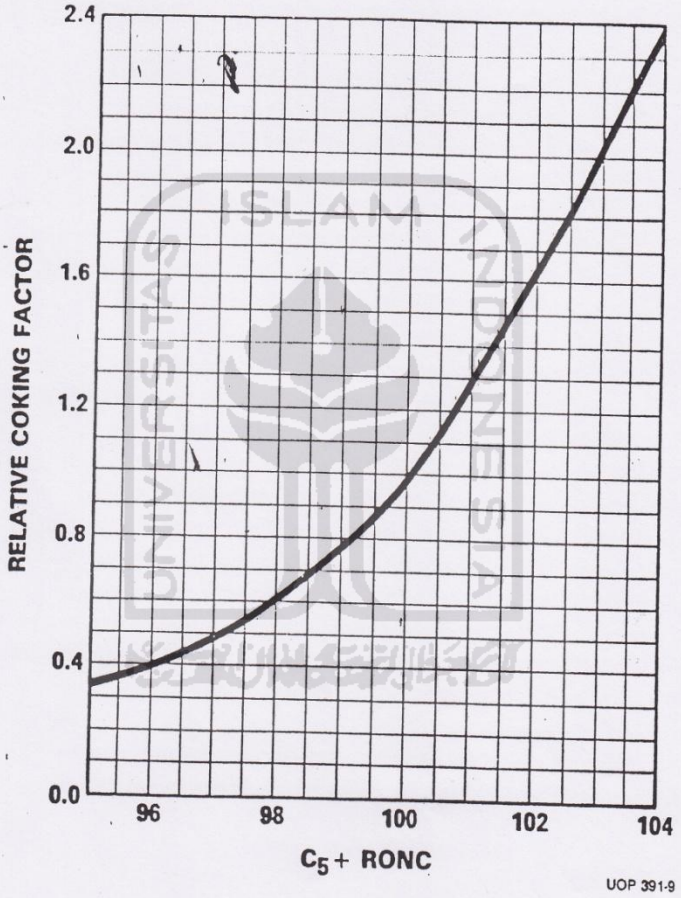
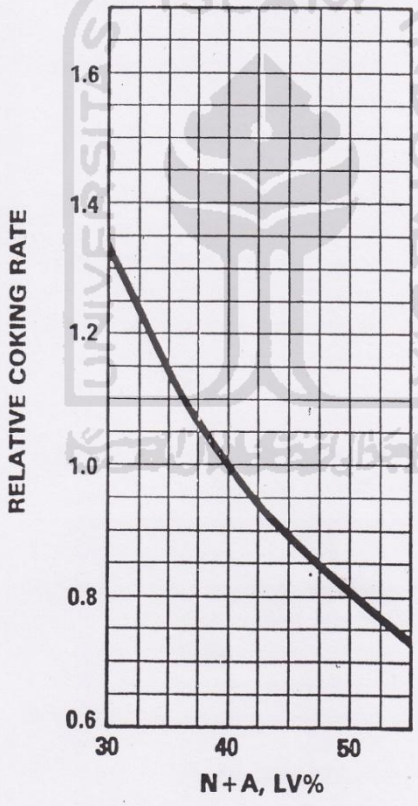


FIGURE 17

EFFECT OF N+A ON RELATIVE COKING FACTOR

HYDROTREATED STRAIGHT RUN NAPHTHA

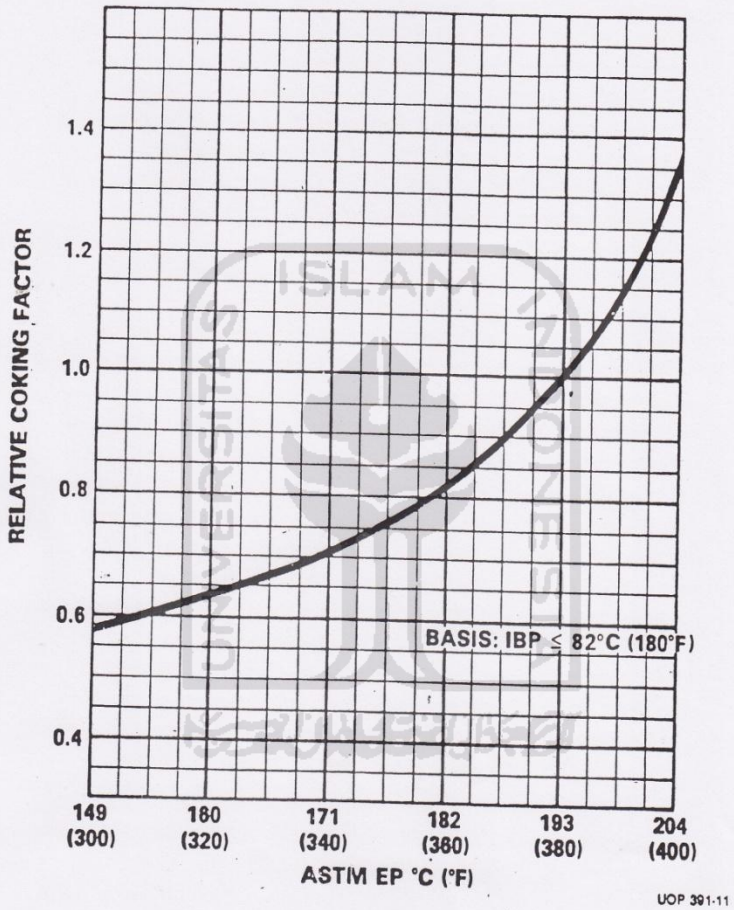


UOP 391-10

FIGURE 18

EFFECT OF CHARGE ENDPOINT ON RELATIVE COKING FACTOR

HYDROTREATED STRAIGHT RUN NAPHTHA



uop

FIGURE 19

EFFECT OF AVERAGE REACTOR PRESSURE ON RELATIVE COKING FACTOR

HYDROTREATED STRAIGHT RUN NAPHTHA

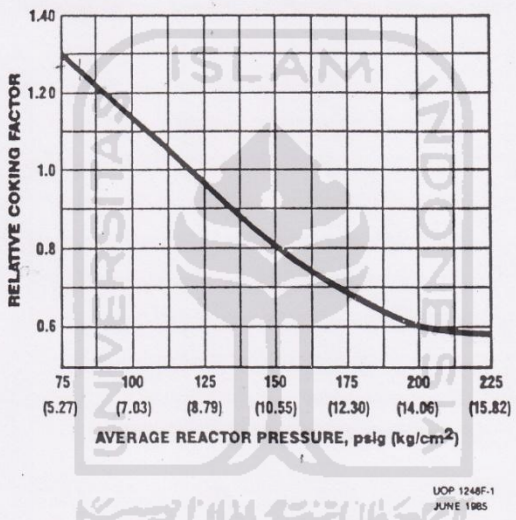
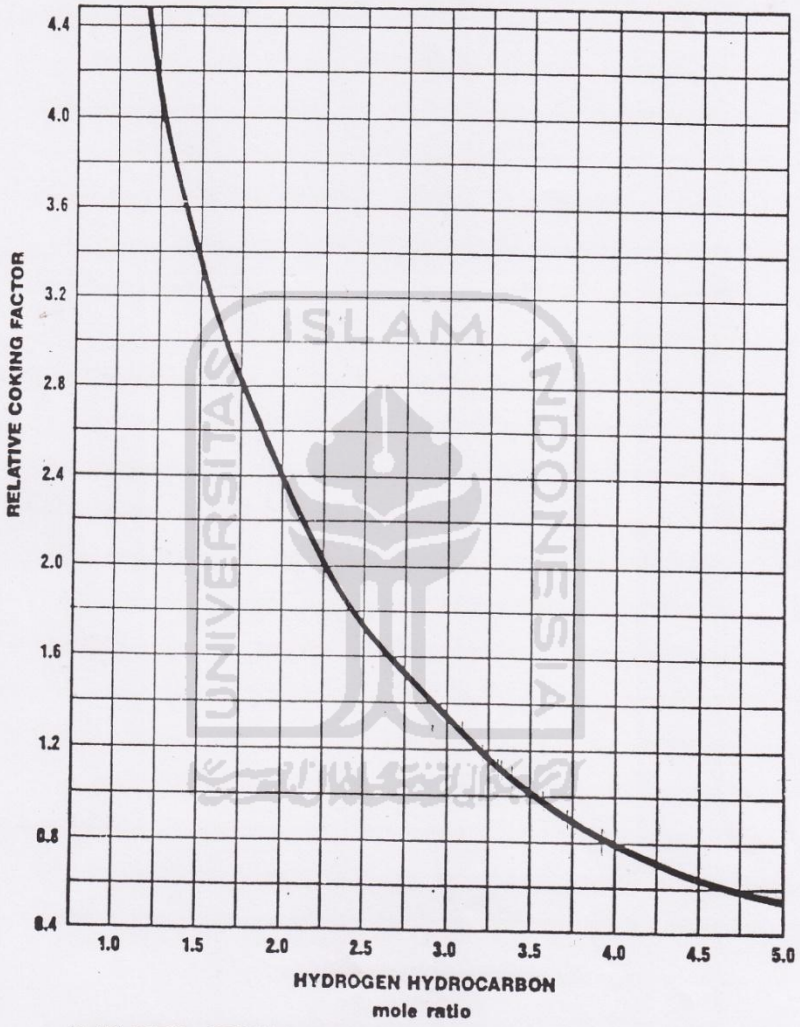


FIGURE 20

EFFECT OF H_2/HC RATIO ON RELATIVE COKING FACTOR

HYDROTREATED STRAIGHT RUN NAPHTHA



H_2HC RATIO = COMBINED FEED H_2HC RATIO + 0.7 • H_2 NET GAS MOL RATIO
(H_2 NET GAS MOL RATIO IS BASED ON FRESH FEED)

UOP 1248F-2

uop

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
http://www.uii.ac.id atau http://www.fti-uii.org e-mail : fti@uii.ac.id

AGENDA KEGIATAN KERJA PRAKTEK

Nama Mahasiswa 1 : Rakhmat Dwi Haryanto
No. MHS 1 : 08521002
Tempat Kerja Praktek : PT. Pertamina Unit IV
Unit Kerja : Kilang Petrokimia Paraxylene

No	Tanggal	Kegiatan	Tanda Tangan
1	1 Juli 2011	Registrasi KP di ruang HRD	
2	13 Juli 2011	Orientasi Umum dan Pengenalan APD	
3	14 Juli 2011	Penyerahan kepada pembimbing lapangan	
4	15 Juli 2011	Pengenalan kilang Area A, B, dan C	
5	18 Juli 2011	Bimbingan dan membuat agenda mingguan	
6	19 Juli 2011	Mencari informasi orientasi umum PT Pertamina	
7	20 Juli 2011	Bimbingan orientasi umum kilang di PT Pertamina	
8	21 Juli 2011	Mempelajari tentang FOC I dan LOC serta presentasi	
9	22 Juli 2011	Mempelajari tentang FOC II dan mempresentasikan	
10	25 Juli 2011	Mempelajari kilang Paraxylene melihat ke kilang PPC	
11	26 Juli 2011	Mempelajari unit NHT dan Platformer	
12	27 Juli 2011	Mempelajari kembali unit NHT dan Platformer serta ke lapangan.	
13	28 Juli 2011	Pengambilan data tugas khusus.	
14	29 Juli 2011	Mengerjakan tugas khusus.	
15	1 Agustus 2011	Mempresentasikan blok diagram PPC secara umum.	
16	2 Agustus 2011	Mempelajari PFD NHT di controll room.	
17	3 Agustus 2011	Memprosentasikan PFD NHT dan bimbingan.	
18	4 Agustus 2011	Mempelajari PFD Platformer di controll room.	

Cilacap, 15 Agustus 2011
Pembimbing di Tempat KP*)

PT. PERTAMINA
REFINERY UNIT IV
CILACAP

Juliarto Triwibowo

*) Cap Instansi/Perusahaan tempat KP

No	Tanggal	Kegiatan	Tanda Tangan
19	05 Agustus 2011	Mempresentasikan PFD Platformer dan bimbingan	
20	08 Agustus 2011	Mempelajari PFD debutanizer, deethanizer, splitter ordum	
21	09 Agustus 2011	Mempresentasikan pembimbing, menyerahkan laporan	
22	10 Agustus 2011	Mengambil laporan umum, menyerahkan laporan khusus	
23	11 Agustus 2011	Mengambil laporan khusus dan berdiskusi	
24	12 Agustus 2011	Menyiapkan administrasi untuk laporan	
25	15 Agustus 2011	Menandatangani lembar pengesahan, administrasi.	

Cilacap, 15 Agustus 2011

Pembimbing di Tempat KP*)

PT. PERTAMINA
REFINERY UNIT IV
CILACAP
(PERSERO)

Juliarto Triwibowo

*)Cap Instansi/Perusahaan tempat KP

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
http://www.uii.ac.id atau http://www.fti-uii.org e-mail : fti@uii.ac.id

AGENDA KEGIATAN KERJA PRAKTEK

Nama Mahasiswa 1 : Dody Guntama
No. MHS 1 : 08521015
Tempat Kerja Praktek : PT. Pertamina Unit IV
Unit Kerja : Kilang Petrokimia Paraxylene

No	Tanggal	Kegiatan	Tanda Tangan
1	01-07-2011	Registrasi di ruang HRD	
2	13-07-2011	Orientasi umum dan pemingatan akan safety	
3	14-07-2011	Penyerahan ke pembimbing lapang KP	
4	15-07-2011	Pengenalan kilang Area A, B, C di kontrol room	
5	18-07-2011	Bimbingan dan membuat agenda mingguan	
6	19-07-2011	Mencari informasi orientasi umum PT pertamina di perpus	
7	20-07-2011	Bimbingan tentang orientasi umum kilang di pertamina	
8	21-07-2011	Belajar FCC1 dan LDC I, II, III dan mempresentasikan	
9	22-07-2011	Mempelajari FCC II dan mempresentasikan ke pembimbing	
10	25-07-2011	Belajar secara umum KPC dan melihat langsung ke kilang KPC	
11	26-07-2011	Mempelajari Unit NHT dan Platformer secara detail	
12	27-07-2011	Mempelajari NHT dan Platformer dan melihat penggantian Clay	
13	28-07-2011	Pengambilan data tugas khusus dari DCS dan laboratorium	
14	29-07-2011	Mengerjakan tugas khusus diperpustakaan	
15	1-08-2011	Mempresentasikan blok diagram KPC yang umum	
16	2-08-2011	Mempelajari PFD NHT secara detail di control room	
17	3-08-2011	Presentasi PFD NHT ke pembimbing dan bimbingan	
18	4-08-2011	Mempelajari PFD platformer di control room	

Cilacap, 15 Agustus 2011
Pembimbing di Tempat KP*)

PT. PERTAMINA REFINERY UNIT IV CILACAP (PERSERO)

Yuliantoro Trihandoyo

*) Cap Instansi/Perusahaan tempat KP

No	Tanggal	Kegiatan	Tanda Tangan
19	5 -08-2011	mempresentasikan PFD platformer kepembimbing	
20	8 - 08 - 2011	belajar tentang dehidrator, deaerator, splitter	
21	9 - 08 - 2011	mempresentasikan dehidrator, deaerator, splitter, laporan	
22	10 - 08 - 2011	mengambil laporan, diskusi, merevisi laporan	
23	11 - 08 - 2011	mengambil laporan, tugas, dan diskusi tugas	
24	12 - 08 - 2011	menyiapkan administrasi untuk laporan	
25	15 - 08 - 2011	menandatangani lembar pengesahan dan administrasi	

Cilacap, 15 Agustus 2011

Pembimbing di Tempat KP*)

PT. PERTAMINA
REFINERY UNIT IV
CILACAP
(PERSERO)

Yuliarto Triwibowo

*)Cap Instansi/Perusahaan tempat KP

UNIVERSITAS ISLAM INDONESIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
JURUSAN : TEKNIK INDUSTRI, TEKNIK KIMIA, TEKNIK INFORMATIKA, TEKNIK ELEKTRO, DAN TEKNIK MESIN
Kampus : Jalan Kaliurang Km. 14,4 Telp. (0274) 895287, 895007 Facs. (0274) 895007 Ext. 148; Kotak Pos 75 Sleman 55501 Yogyakarta
http://www.uii.ac.id atau http://www.fti-uii.org e-mail : fti@uii.ac.id

KARTU KONSULTASI BIMBINGAN KERJA PRAKTEK

Nama Mahasiswa 1 : Rakhmat Dwi Haryanto
No. MHS 1 : 08521002
Nama Mahasiswa 2 : Dody Guntama
No. MHS 2 : 08521015

Judul Kerja Praktek)* : "Evaluasi Kinerja (Performance) katalis R-134 UNH Plat Formance) Ka

Mulai Masa Bimbingan : 21 Juni 2011
Selesai Masa Bimbingan : **18 Desember 2011**

No	Tanggal	Materi Bimbingan	Paraf Dosen
1	27-06-2011	Bimbingan awal	
2	05-07-2011	Bimbingan kedua (pemberian arahan dan tugas)	
3	30-07-2011	Bimbingan ketiga (Tugas khusus)	
4	13-08-2011	Bimbingan keempat (Tugas khusus)	
5	28-09-2011	Bimbingan kelima (Laporan KP)	
6	29-09-2011	Bimbingan keenam (Penyelesaian Laporan)	

Disetujui Draft Penulisan:
Yogyakarta, _____
Pembimbing

Tuasikal M Amin, Ir., M.Sn

)* Judul Kerja Praktek Ditulis dengan Huruf Balok
- Kartu Konsultasi Bimbingan dilampirkan pada Laporan Kerja Praktek
- Kartu Konsultasi Bimbingan dapat difotocopy