



BAB III

PROSES PRODUKSI

III.1. Material Preparation Unit

III.1.1. Bahan Baku Utama

PT Kilang Pertamina Internasional Unit Balongan memiliki kapasitas produksi 150.000 BPSD yang dirancang untuk mengolah minyak bumi seperti minyak minas (light oil) dan minyak duri (heavy oil) dari Dumai dan Riau dengan komposisi awal 80% minyak minas dan 20% minyak duri. Minyak Duri merupakan minyak mentah yang memiliki kualitas lebih rendah karena kandungan residu tinggi dalam proses di Crude Distillation Unit (CDU) sehingga lebih sulit diolah dibandingkan dengan minyak minas yang memiliki residu lebih sedikit. Saat ini, kilang menggunakan crude oil dari sumber domestik seperti Duri, SLC (Minas), dan JMCO, Kresna, BUCO, LSWR V1250, Cinta, dan Klamono. Untuk crude oil impor seperti Penara, Dalia, Escalante, Cabinda, Etame, Rabi Blend Ostra, Aseng, dan Rabi Light. Spesifikasi *feed* minyak di PT Kilang Pertamina Internasional Unit Balongan adalah sebagai berikut.

Tabel 3. 1Komposisi Campuran Crude Oil PT. KPI RU VI

Sumber <i>Crude Oil</i>	Komposisi (%wt)
Duri	20
SLC (Minas)	30
JMCO	5
BUCO	5
Cinta	5
Impor	25
Lainnya	10
Total	100

Tabel 3.2 Data Spesifikasi Crude Oil Duri, Minas, JMCO, dan Cinta

Analisis	Spesifikasi				
	Satuan	Duri	SLC	JMCO	Cinta
SG pada 60/60°F		0.9364	0.8568	0.8312	0.8618
API gravity		19.9	33.6	38.7	32.7
Viskositas Kinematik					
Pada 37,8°C	cSt	299.3	30.68	3.942	30.68
Pada 50°C		195.1	17.14	3.079	23.29
Kadar Air	%vol	0.2	0.25	0.3	0.1
Kadar Sulfur	%wt	0.241	0.112	0.197	0.07
Air dan Sedimen					
Total Nitrogen					
Pour point	°C		33	30	37.8
Kandungan NaCl	Ptb	18	2	21	18
Kandungan abu	%wt	3	0.014	0.004	
RVP pada 100 °C	Psi	0.008		2	0.02
Kandungan asphalt	%wt	0.8	0.185	0.112	0.12
Kandungan wax	%wt	0.223	15.73	12.57	39.63
CCR	%wt	10.01	3.112	1.368	5
MCR	%wt	7.185			
TAN	%wt	1.458	0.123	0.059	0.123
Flash Point	°C	76.5	30	< 0	30
Characteristic Factor	KUCP	11.9	12.5	12.1	12.5
Metal Content					
Nikel	Ppm berat	23.27	9.68	1.22	9.95
Vanadium		0.74	0.1	1	0.1
Merkuri					24.9

III.1.2. Bahan Penunjang

Dalam setiap unit proses, PT Kilang Pertamina Internasional Unit Balongan menggunakan bahan penunjang seperti bahan kimia, katalis, gas alam, dan resin. Hydrogen Plant menggunakan gas alam dari lapangan Jatibarang, Jawa Barat. Dalam proses hydrotreating, hidrogen yang dihasilkan oleh Hydrogen Plant digunakan untuk menghilangkan pengotor pada minyak mentah dan produk. Daftar bahan penunjang yang digunakan di setiap unit kerja PT Kilang Pertamina Internasional Unit Balongan.

Tabel 3.3 Bahan Kimia yang Digunakan dalam Proses

Unit	Jenis	Aplikasi	Fungsi
11	Cairan ammonia	Overhead 11-C-101	Menetralisasi HCl
	Anti Foulant	Suction Feed Pump (11-P-101 A/B) dan Unit desalter	Mencegah fouling pada Heat Exchanger
	Corrosion inhibitor	Overhead 11-C-101	Mencegah korosi
	Kaustik	11-V-101, 11-V-102, 11-V-103, 11-V 106	Mengikat H ₂ S
	Demulsifer	Suction Feed Pump dan Unit desalter	Memisahkan emulsi
	Wetting Agent	Preparasi larutan pada 11-V-114	Mempercepat pemisahan
15	Kalgen	15-B-101 dan 15-E-104 A/B	Mengatasi kesadahan
16	Kurilex	Injeksi pada air dari cooling water untuk 16-E-103 A/B, E-104 A/B, E 105 A/B, E-111 A/B	Pencegah korosi
18	Katalis	18-A-202 dan 18-A-206	Oksidasi Sodium Mercaptide



	Kaustik	18-V-102 dan 18-V-104	Mengikat H ₂ S
	Anti Oksidan	Mengikat produk 18-V-102 dan 18-V 104	Sebagai anti oksidan
23	MDEA	Preparasi larutan pada 23-V-102	Mengikat H ₂ S
24	Anti Foam	Injeksi pada 24-C-201, 24-C-102 (Stripper NH ₃), dan aliran 23-C101	Mencegah foaming
	Soda	24-V-302, 24-V-303, dan 24-Z301	Spent caustic

Tabel 3.4 Katalis dan Resin yang Digunakan dalam Proses

Unit	Jenis Katalis/Resin	Aplikasi	Fungsi
12/13	ICR131KAQ	12/13-R-101/102/103	Mengurangi kandungan logam
14/21	Sulphur Absorber	22-R-102 A/B	Absorpsi H ₂ S
15	Katalis UOP	15-R-101/102/103/104	Memecah rantai hidrokarbon panjang
19	Molsieve Pru ODG-442	19-V-104 A/B	Adsorpsi moisture dari LPG campuran C ₃
	E-315 Katalis propylene metal treater	19-V-111	Menghilangkan kandungan metal
20	Alcoa Selexsorb COS 1/8"	11-V-112 A/B	Menghilangkan COS dari Propylene
	Katalis SHP H14171	9-R-101 A/B	Menjenuhkan senyawa diolefin menjadi monoolefin
	Rock Salt	14/21-V-101	Adsorpsi moisture dari LPG



	Hydrogenator	22-R-101	Hidrogenasi untuk melepas kandungan sulfur
22	High Temperature Shift Converter type C 12-4	22-R-103	Mengubah CO menjadi CO ₂
	Hydrogen Reformer Catalyst	22-F-101	Mengubah gas alam menjadi H ₂
	Anion Resin ASB1p & Kation Resin C-249	22-V-105 A/B	Mereaksikan kation dan anion
	Lynde Adsorbent type LA22LAC612, C200F	22-V-109 A-M	Menyerap pengotor H ₂ (CO, CO ₂ , N ₂ , HC)
23	Karbon aktif	23-S-102	Menyerap komponen yang mengakibatkan foaming
	Amine filter	23-S-101/103	Menyaring partikel ukuran >10 micron di Lean
25	Claus Catalyst	25-R101/102/103	Mereaksikan gas alam
55	Karbon aktif	55-A-101 A/B-S1	Menyaring bahan-bahan Organik
	Strong acid	Kation pada 55- A-101	
	Kation resin	A/B-V1, anion pada 55A-101 A/B-V2	Menghilangkan kation/anion
58	Activated Alumina 1/8", 1/4", ceramic ball	58-D-101 A/B-R1-R2	Adsorpsi moisture dari LPG
59	Molsieve Siliporite	59-A-101 A/BA1	Adsorpsi moisture, CO ₂



III.1.3. Bahan Baku Utilitas

Sebagai bagian dari proses pendukung, unit Utilitas memerlukan bahan baku berupa air dan udara. Air yang digunakan berasal dari Bendungan Salam Darma di Kabupaten Subang dan harus diolah terlebih dahulu untuk menghilangkan kotoran dan mineral. Di kilang Kilang Balongan, air ini digunakan sebagai pendingin, pemasok listrik, pembangkit uap, pemadam kebakaran, serta untuk kebutuhan kantor dan perumahan karyawan. Air sisa proses, seperti *sour water*, diolah kembali melalui proses treatment agar bisa digunakan kembali sebagai air proses. Udara di unit utilitas digunakan sebagai udara tekan, untuk pembakaran, penyediaan nitrogen, serta dalam sistem kontrol pabrik dan unit penyedia nitrogen.

III.2. Uraian Proses Produksi

Kilang Kilang Balongan memproduksi tiga jenis produk: BBM, Non-BBM, dan BBK (Bahan Bakar Khusus). Untuk menghasilkan produk bernilai, *crude oil* diolah di beberapa unit kompleks untuk mendapatkan produk utama seperti *gasoline* (Pertalite, Pertamax, Pertamax Turbo), LPG, *kerosene*, solar (Pertamina DEX), serta produk samping seperti Industrial *diesel oil* (IDF, Decant oil, dan lainnya) dan *Propylene*. Proses utama yang digunakan untuk mengolah *crude oil* di PT Kilang Pertamina Internasional Kilang Balongan melibatkan *Hydro Skimming Complex (HSC)*, *Distillation and Hydrotreating Complex (DHC)*, *Reduce Crude Conversion (RCC)*, dan *Propylene Olefin Complex (POC)*.

III.2.1. *Hydro Skimming Complex (HSC)*

HSC (*Hydrocracking Unit*) Kilang Balongan adalah salah satu unit di kilang minyak Kilang Balongan yang berfungsi untuk mengolah minyak mentah menjadi produk bernilai tambah lebih tinggi melalui proses *hydrocracking*. Dalam *Hydro Skimming Complex Unit* ini, dilakukan proses distilasi dan pengolahan limbah yang dihasilkan dari *crude oil* serta pengolahan produk *naphta*. Unit HSC terdiri dari *Crude Distillation Unit (CDU)* dan *Naphtha Processing Unit (NPU)*. Unit HSC



merupakan tahap awal dalam keseluruhan proses di PT Kilang Pertamina Internasional Kilang Balongan dengan penjelasan sebagai berikut.

III.2.1.1. *Distillation Treating Unit (DTU)*

Unit ini terdiri dari *Crude Distillation Unit* (Unit 11), *Amine Treatment Unit* (Unit 23), *Sour Water Stripper Unit* (Unit 24) dan *Sulphur Plant Unit* (Unit 25). Berikut penjelasan dari DTU

III.2.1.1.1. *Crude Distillation Unit (Unit 11)*

Crude Distillation Unit (CDU) merupakan unit utama dalam proses pengolahan yang dibangun untuk mengolah campuran minyak Indonesia dengan kapasitas 150.000 BPSD. Minyak mentah yang digunakan saat ini mencakup crude oil Duri dan Minas, serta campuran minyak lainnya seperti Jatibarang, Anjuna, Azeri, dan Mudi yang memiliki karakteristik serupa. Minyak mentah dipanaskan melalui beberapa heat exchanger hingga mencapai suhu sekitar 360°C untuk proses distilasi. CDU merupakan unit distilasi atmosferik yang memisahkan minyak mentah menjadi berbagai produk berdasarkan titik didihnya, seperti gas, *naphtha*, *kerosene*, *Light Gas Oil* (LGO), *Heavy Gas Oil* (HGO), dan *Atmospheric Residue*. Tujuan utama CDU adalah memaksimalkan hasil produk akhir, dengan sebagian residu diproses lebih lanjut di unit lain seperti AHU/ARHDM dan Sebagian ke unit RCC. CDU terdiri dari dua seksi bagian, yaitu:

1. Seksi *Crude Distillation* yang mendistilasi campuran crude oil dan menghasilkan distilat overhead terkondensasi, gas oil dan residu
2. Seksi *Overhead Fraksinasi dan Stabilizer* yang memisahkan kondensat menjadi gas ringan, *naphtha*, dan *kerosene*.

Unit ini beroperasi dengan baik pada kapasitas 50-100% dengan kapasitas penuh sebesar 754 ton/jam. Campuran minyak mentah Duri dan Minas dipompa dan dipanaskan hingga 155,1°C sebelum memasuki Desalter untuk mengurangi kadar garam yang dapat menyebabkan korosi. Sebelum masuk ke desalter, minyak diinjeksikan dengan anti-foulant, dan air untuk melarutkan garam dipanaskan



terlebih dahulu sebelum diinjeksikan ke dalam minyak untuk memastikan garam terserap dengan baik.

Untuk mencegah terbentuknya emulsi akibat pencampuran air dengan minyak, yang bisa menyebabkan gangguan seperti air masuk ke kolom uap, digunakan demulsifier. Pada *Desalter*, operasi berlangsung pada suhu sekitar 150°C dengan tekanan 8 kg/cm² g, menjaga air tetap dalam bentuk cair. Minyak mentah yang telah di-*desalter* kemudian dimasukkan ke kolom *Preflash* (11-C-106) untuk dipisahkan sebagian besar fraksi Naphtha sebagai produk atas dan *Crude Oil* yang telah diminimalisir fraksi Naphtha sebagai produk bawah. Naphtha (produk atas) dialirkan menuju stabilizer (11 C-104) yang sebelumnya dipanaskan terlebih dahulu pada *exchanger* (11-E 119). *Stabilizer* berfungsi untuk memisahkan hidrokarbon fasa gas dengan fasa minyak. Hidrokarbon fasa gas sebagai top product akan dikondensasikan dan dimasukkan ke *Stabilizer Overhead Drum* (11-V-104). Pada drum ini terjadi pemisahan antara fraksi off gas dengan fraksi air dan fraksi minyak yang terbawa bersama produk atas. Fraksi off gas akan dikirim ke unit *Amine Treatment* sedangkan fraksi minyak yang terbawa dalam kondensat akan dikembalikan lagi ke stabilizer sebagai refluks. *Crude Oil* dari produk bawah *Preflash* dipanaskan lagi melalui *Hot Preheater Train* hingga mencapai 276,7°C dan kemudian dipanaskan lebih lanjut di *Furnace* hingga mencapai 340-360°C sebelum dialirkan ke *Main Fractionator*.

Crude oil yang berupa uap kemudian dialirkan ke dalam *Main Fractionator* (11- C-101) yang terdiri dari 34 tray, dimana umpan masuk pada tray ke 31. *Main Fractionator* (11-C-101) berfungsi untuk fraksinasi steam ke stripping. Pada saat stripping menggunakan *low pressure steam* yang sudah dipanaskan di bagian konveksi (11 F-101) menjadi 34 *superheated steam* sebelum diinjeksikan ke *stripper*. Dari kolom *Main Fractionator* akan dihasilkan *Top Product* berupa *off gas*, *naphta*, dan kerosin. *Side Stream Product* berupa *untreated Light Gas Oil* (LGO) dan *untreated Heavy Gas Oil* (HGO). *Bottom Product* berupa *Atmospheric Residue* (AR). Untuk memanfaatkan dan mengambil panas dari *Main Fractionator* (11-C-101) digunakan tiga *Pump Around Stream*, yaitu *Top Pump Around Stream* (11-P-104),



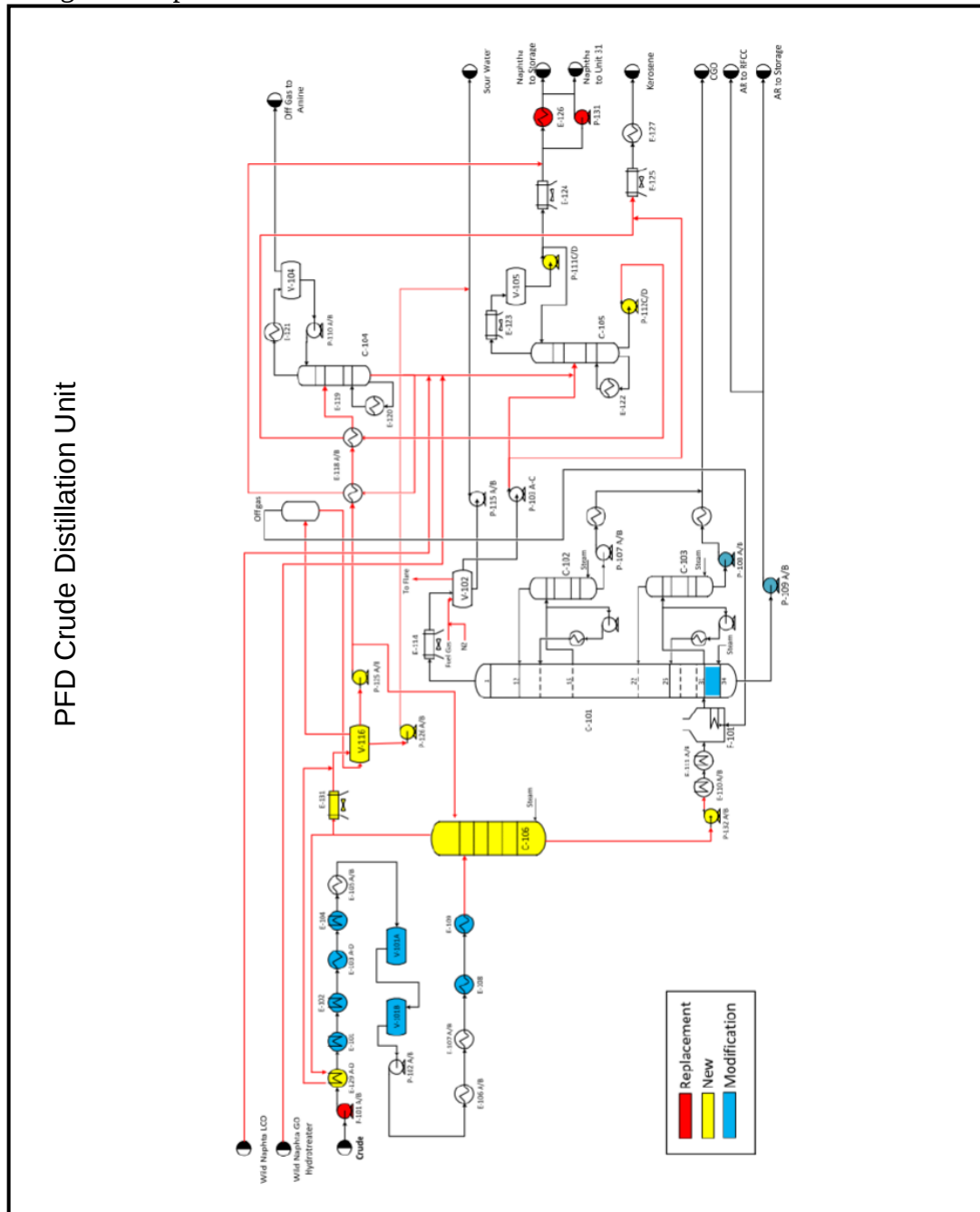
Middle Pump Around Stream (11-P-105), dan *Bottom Pump Around Stream* (11-P-106). *Top Pump Around Stream* (TPA) diambil dari tray nomor 5 dan digunakan sebagai fluida pemanas pada *Cold Preheater Train* (11-E-104) kemudian dikembalikan di *top tray*. *Middle Pump Around Stream* diambil dari tray nomor 15 pada kolom fractionator dan dipompakan ke *Splitter Reboiler* (11-E-122) menggunakan 11-P-105. Kemudian dialirkan ke *Crude Preheated Train* (11-E-106) sebelum dikembalikan ke tray nomor 12. Sebelum memasuki crude preheated train, sebagian minyak dipisahkan dan distrip oleh (11-C-102) untuk menghasilkan produk LGO. *Bottom pump around stream* diambil dari tray nomor 25 dari kolom fractionator dan dipompakan ke *stabilizer reboiler* (11-E-120) menggunakan 11-P-106. Kemudian dialirkan ke *crude preheated train* (11-E-109) sebelum dikembalikan ke tray nomor 22. Sebelum memasuki *crude preheated train*, sebagian minyak dipisahkan dan di-strip oleh (11-C-103) untuk menghasilkan produk HGO. Selain itu, akibat pengambilan panas menyebabkan suhu side stream tersebut turun dan digunakan sebagai refluks untuk pengatur temperatur pada tray di atasnya dan mencegah adanya fraksi berat yang terbawa ke atas. Pada fractionator 11-C-101 juga diambil side streamnya untuk menghasilkan produk light gas oil dan heavy gas oil. Sebelum diambil sebagai produk LGO dan HGO, masing-masing side stream dimasukkan ke dalam LGO stripper (11-C-102) dan HGO stripper (11-C-103). Jumlah stream yang keluar dari LGO stripper sebanyak 81.930 kg/jam sedangkan jumlah stream yang keluar dari HGO stripper sebanyak 45.720 kg/jam. Superheated stripping steam ditambahkan ke dalam LGO dan HGO stripper untuk menurunkan tekanan parsial komponen dalam sidestream yang masuk ke dalam LGO dan HGO stripper sehingga fraksi ringannya dapat terusir dari produk LGO dan HGO. Top Product dari *Main Fractionator* (11-C-101) dikondensasi dengan *Fin Fan Cooler* (11-E-114) serta diinjeksi dengan larutan amonia dan Corrosion Inhibitor. Kemudian dialirkan menuju vessel (11-V-102) dan dipisahkan antara fraksi minyak, gas dan airnya. Fraksi air akan dialirkan ke unit *Sour Water Stripper*. Gas inert dan sedikit hidrokarbon ringan akan terpisah pada vessel karena tidak terkondensasi. Fraksi gas



yang terkondensasi akan dialirkan menuju *off gas KO drum* (11-V-103) dan akan digunakan sebagai *fuelgas* untuk *furnace* (11- F101).

Hidrokarbon fraksi Naphtha akan diproses lebih lanjut di dalam splitter (11-C-105). Pada splitter (11-C-105) dihasilkan produk atas berupa naphtha dan produk bawah berupa kerosene. Produk naphtha akan dikondensasikan dengan Fin Fan Cooler (11- E-124) dan kondensor (11 E-126) kemudian dialirkan menuju tangki penyimpanan dan sebagian produknya akan diteruskan menuju Naphta Processing Unit (NPU). Sedangkan produk bawah dari splitter berupa kerosin akan disimpan di dalam tangki yang sebelumnya diturunkan temperaturnya terlebih dahulu dengan menukarkan panas melewati exchanger (11-E-118), kemudian dikondensasikan dengan Fin Fan Cooler (11- E-125) dan kondensor (11- E-127). Kemudian produk kerosin yang sudah didinginkan dimasukkan ke dalam Clay Treater (11-V-113 A/B) dengan tujuan sebagai stabilisator warna kerosin dan untuk menghilangkan pengotor. Side Stream Product digunakan sebagai refluks untuk mengatur temperatur pada tray di atasnya dan mencegah adanya fraksi berat yang terbawa ke atas. Side Stream Product dari Main Fractionator (11-C-101) berupa Light Gas Oil (LGO) dan Heavy Gas Oil (HGO) masing masing di stripping menggunakan Low Pressure Steam kemudian dicampurkan sehingga menghasilkan Combined Gas Oil (CGO). Tujuan dari stripping tersebut adalah untuk melucuti fraksi ringan dari masingmasing LCO dan HGO yang nantinya akan dikembalikan ke Main Fractionator (11-C-101). Sebelum dicampur menjadi CGO, panas dari LGO dan HGO dimanfaatkan untuk memanaskan crude oil. Sebagian dari Combined Gas Oil (CGO) dialirkan ke Gas Oil Hydrotreating Unit (Unit 21) untuk diproses lebih lanjut dan sisanya ditampung di tangki penyimpanan setelah didinginkan terlebih dahulu oleh Fin Fan Cooler (11-E-112). Striping Stream untuk kolom (11-C-101), (11-C-102) dan (11-C-103) menggunakan Low Pressure Steam (LPS) yang sudah dipanaskan di bagian konveksi Furnace (11-F-101) menjadi superheated steam yang mempunyai suhu 350°C sebelum diinjeksikan ke dalam stripper. Bottom product dari Main Fractionator (11-C-101) berupa Atmospheric Residue (AR) yang mengandung hidrokarbon fraksi

berat digunakan panasnya untuk memanaskan crude oil di Preheater Exchanger (11-E-111, 11-E-110, 11-E-107, 11-E 105, dan 11-E-103) lalu diproses lebih lanjut di Reduce Crude Conversion (RCC) dan sisanya disimpan di tangki. Berikut merupakan diagram alir proses CDU.



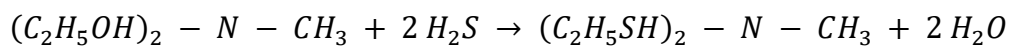
Gambar 3.1 PFD Crude Distillation Unit



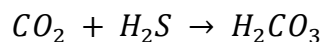
III.2.1.1.2. Amine Treatment Unit (Unit 23)

Unit ini bertugas mengolah sour off-gas dan menghilangkan kandungan H_2S yang terdapat dalam gas tersebut. Sour off-gas yang berasal dari unit CDU, GO-HTU, LCO-HTU, dan ARHDM mengandung banyak sulfur dalam bentuk H_2S , yang bersifat asam dan korosif, sehingga perlu diproses lebih lanjut. Proses yang digunakan adalah SHELL ADIP, yang melibatkan penyerapan H_2S menggunakan larutan diisopropanol amine (DIPA). Namun, saat ini larutan penyerap yang digunakan adalah MDEA (methyl diethanol amine) dengan konsentrasi 2 kg mol/ m^3 . Dalam unit ini, diharapkan kandungan H_2S dalam produk tidak melebihi 50 ppm. Berikut merupakan reaksi antara H_2S dan CO_2 dengan MDEA.

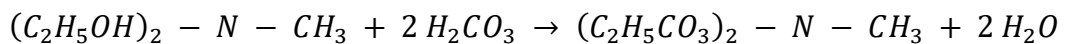
1. Reaksi dengan H_2S menjadi senyawa sulfida.



2. Hidrasi CO_2 menghasilkan asam karbonat (reaksi lambat).



3. Reaksi MDEA dengan asam karbonat.



Unit ini terdiri dari tiga perangkat utama sebagai berikut:

1. Off-gas Absorber

Alat ini mengolah off-gas dari CDU, AHU, GO-HTU, dan LCO-HTU. Hasil olahan digunakan sebagai bahan bakar untuk sistem fuel gas dan sebagai umpan untuk Hydrogen Plant dengan kapasitas 18.522 Nm³/jam.

2. RCC Unsaturated Gas Absorber**

Fungsi dari alat ini adalah untuk mengolah sour gas dari unit RCC, dan hasilnya digunakan untuk fuel gas system serta sebagai umpan Hydrogen Plant dengan kapasitas 39.252 Nm³/jam.

3. Amine Regenerator

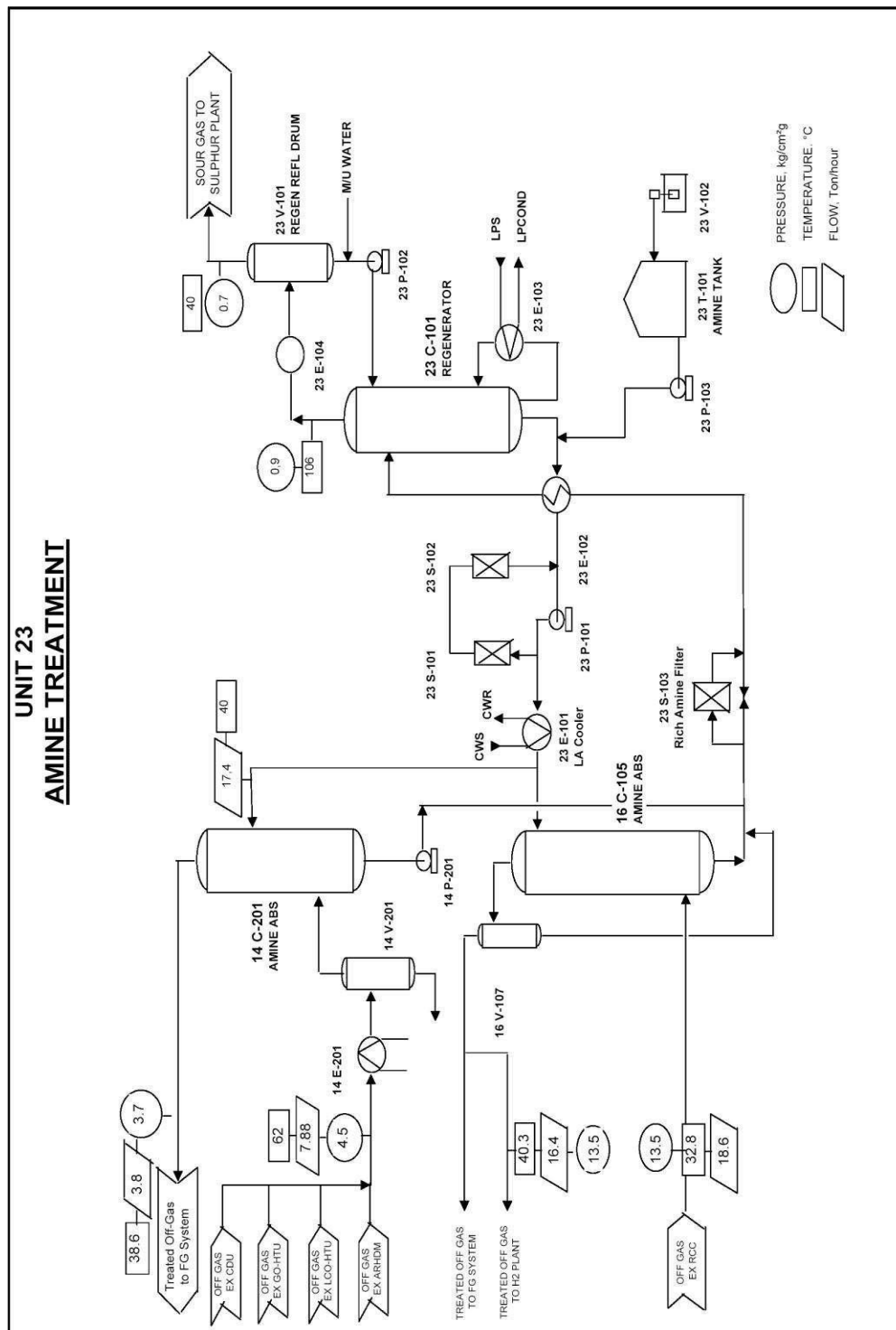
Perangkat ini meregenerasi larutan amine setelah digunakan di kedua absorber sebelumnya, dengan kapasitas 100% gas keluar. Hasilnya adalah larutan amine yang



rendah sulfur dan siap digunakan kembali. Fasilitas make-up disediakan untuk mengantisipasi hilangnya senyawa MDEA yang terbawa oleh sour gas.

Feed untuk off-gas absorber berasal dari off-gas CDU (Unit 11), GO-HTU (Unit 14), LCO-HTU (Unit 21), dan AHU (Unit 12/13), yang kemudian dicampur dan didinginkan di exchanger (14-E-201), lalu disimpan di vessel gas KO drum (14-V-101). Umpan yang masuk ke amine absorber (16-C-105) berasal dari off-gas produk RCC. Produk atas dari amine absorber berupa treated off-gas ditampung di off-gas absorber (14-C-201) dan distabilkan di KO drum (16-V-107) untuk digunakan sebagai fuel gas system dan umpan Hydrogen Plant. Produk bawah berupa hidrokarbon drain dibuang ke flare. Produk bawah dari off-gas absorber dicampur dengan produk bawah RCC unsaturated gas absorber (16-C-105) dan fraksi cair dari RCC unsaturated treated gas KO drum (16-V-107). Sebagian campuran dialirkan melalui rich amine filter (23-S-103) dan sebagian lagi melalui bypass untuk dicampur dan dialirkan melalui exchanger (23-E-102). Aliran disesuaikan dengan regenerator (23-C-101) yang mengoperasikan Reboiler dengan LP Steam. Cairan dari reboiler dimasukkan ke dasar kolom regenerator, sedangkan uapnya masuk ke regenerator di atas cairan.

Produk atas regenerator (23-C-101) dikondensasi di kondensor (23-E-104) dan ditampung di vessel (23-V-101). Cairan dari vessel ditambahkan make-up water dan dipompa untuk dijadikan refluks, sementara uap dari vessel merupakan sour gas untuk Sulphur Plant. Produk bawah regenerator (amine teregenerasi) dicampur dengan amine dari tank (23-T-101) menggunakan pompa (23-P-103) dan digunakan sebagai pemanas di (23-E-102), kemudian dipompa dengan (23-P-101 A/B), sebagian dilewatkan melalui lean amine filter (23-S-101) dan lean amine carbon filter (23-S-102). Produk akhirnya dicampur, sebagian melalui exchanger (23-E-101) dan sebagian dibypass. Aliran dari exchanger (23-E-101) dikembalikan ke RCC unsaturated gas absorber dan off-gas absorber untuk pengolahan lebih lanjut. Berikut adalah diagram alir proses dari ATU.



Gambar 3.2 PFD Amine Treatment Unit



III.2.1.1.3. Sour Water Stripper Unit (Unit 24)

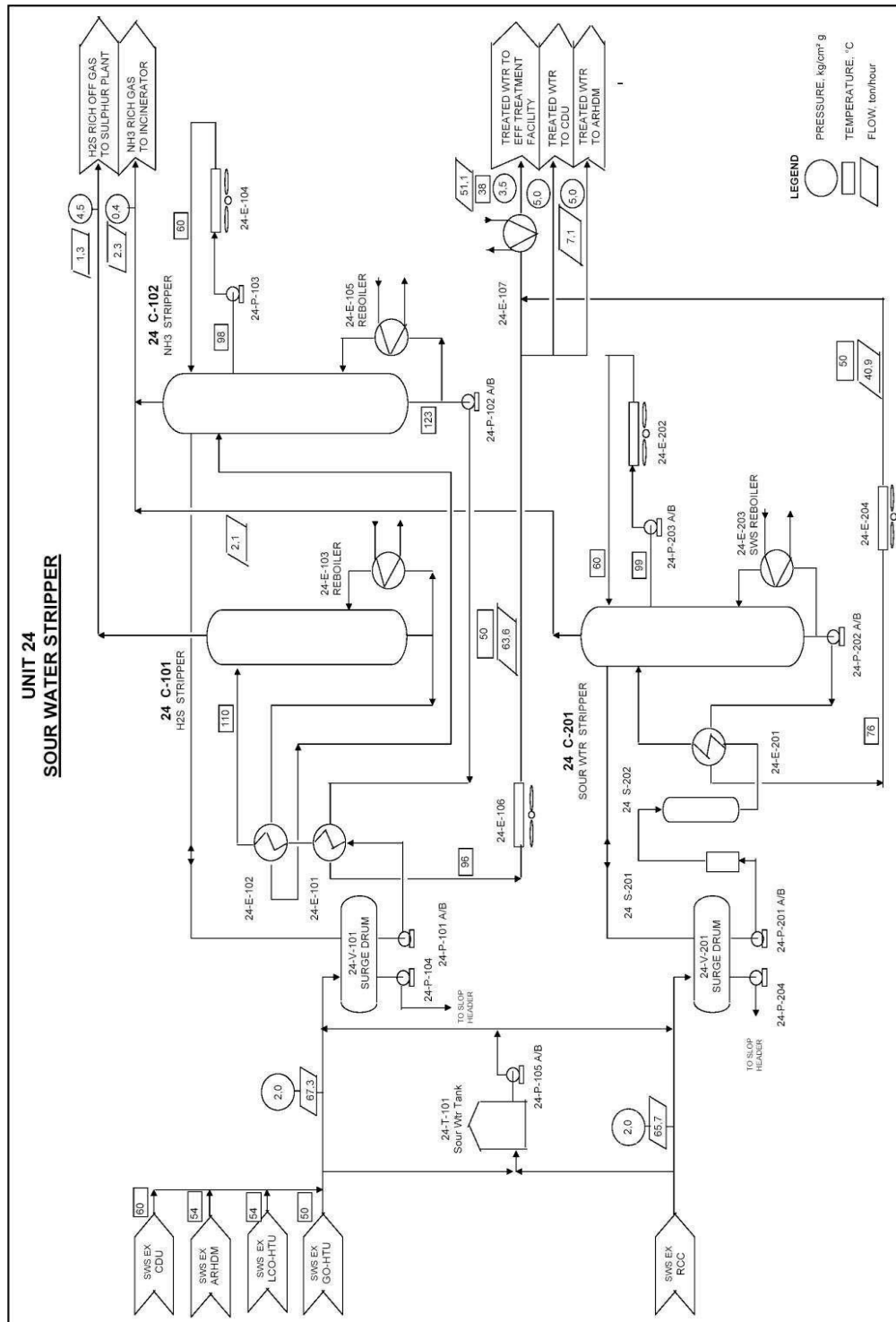
Sour Water Stripper adalah unit yang mengolah air buangan dari berbagai unit lainnya yang masih mengandung H_2S dan NH_3 . Unit ini menghasilkan air yang telah diolah dan ramah lingkungan, yang dapat digunakan kembali dalam proses RU lainnya, serta off gas yang kaya H_2S dan NH_3 , yang dibakar di incinerator. Proses dimulai dengan pemisahan fisik antara air dan minyak berdasarkan specific gravity-nya, diikuti oleh pemisahan air dan gas menggunakan tiga stripper dengan pemanas LMP steam, yakni NH_3 stripper dan H_2S stripper pada train 1, serta Sour Water Stripper pada train 2. Unit ini terbagi menjadi dua seksi, yaitu:

1. Seksi *Sour Water Stripper* (SWS) (Train 1 dan 2)

Seksi ini terdiri dari dua train yang berbeda berdasarkan sumber feed air buangan yang diolah. Train 1 memiliki H_2S dan NH_3 stripper yang bekerja secara seri untuk memproses air buangan dari CDU, AHU, GO-HTU, dan LCO-HTU, dengan kapasitas $67 \text{ m}^3/\text{jam}$. Train 2 memiliki Sour Water Stripper untuk memproses air buangan dari RCC Complex, dengan kapasitas $65,8 \text{ m}^3/\text{jam}$. Air buangan RCC mengandung H_2S yang lebih sedikit karena sebagian besar telah diproses di ARHDM, namun masih mengandung NH_3 karena reaksi denitrogenasi di ARHDM berjalan lambat. Kedua train ini bertugas menghilangkan H_2S dan NH_3 dari air sisa proses. Setelah diolah, air dari kedua train disalurkan ke Effluent Treatment Facility atau dikembalikan ke CDU dan AHU. Gas dari H_2S stripper dan NH_3 stripper yang mengandung H_2S dan NH_3 tinggi dibakar di incinerator.

2. Seksi *Spent Caustic Treating* (Train 3)

Seksi ini mengoksidasi komponen sulfur dalam larutan spent caustic dari beberapa unit operasi menjadi H_2SO_4 di oxidation tower. pH dari treated spent caustic, yang lebih rendah dari spent caustic, diatur dengan caustic soda atau asam sulfat, kemudian disalurkan ke effluent facility. Seksi ini memiliki kapasitas $17,7 \text{ m}^3/\text{hari}$.



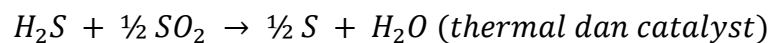
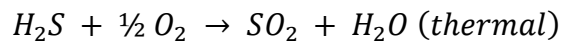
Gambar 3.3 PFD Sour Water Stripping Unit

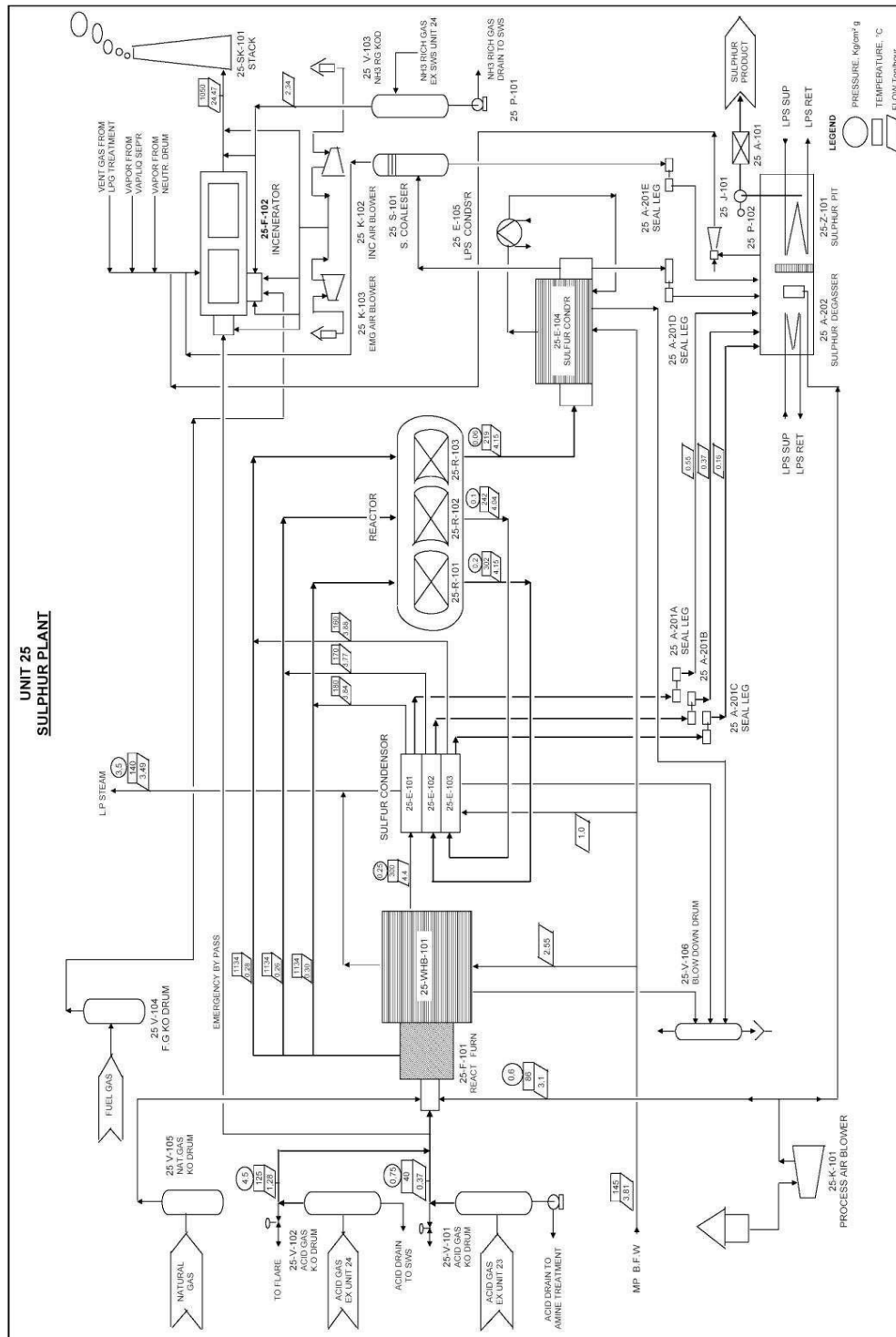


III.2.1.1.4. *Sulphur Plant Unit (Unit 25)*

Sulphur Plant adalah unit yang mengekstraksi sulfur dari off gas amine treatment unit dan H₂S stripper train pertama unit SWS. Unit ini meliputi Claus unit yang menghasilkan sulfur cair dan berfungsi sebagai tempat penyimpanan sulfur padat. Feed untuk unit ini berasal dari acid gas di unit 24 dan 23 serta dari natural gas. Unit ini terdiri dari lima seksi: gas umpan, dapur reaksi dan waste water boiler, reaktor dan sulfur, incinerator, serta sulfur pit.

Proses dimulai dengan pembakaran gas asam di furnace, yang menghilangkan sebagian H₂S, hidrokarbon, dan amonia. H₂S yang tidak terbakar bereaksi dengan SO₂ membentuk sulfur. Produk pembakaran didinginkan di waste heat boiler dan thermal sulfur condenser, dengan panas dari boiler digunakan untuk menghasilkan steam. Sekitar 60% sulfur dihasilkan dari tahap thermal recovery. Selanjutnya, tahap catalyst recovery meliputi reheater, catalytic conversion (converter), dan cooling dengan sulfur condensation. Sulfur yang dihasilkan dialirkan ke sulfur pit untuk degassing. Di sini, sulfur cair dari unit Claus diubah menjadi padat dalam bentuk serpihan untuk disimpan. Reaksi-reaksi dalam proses Claus ditulis dalam formula berikut.





Gambar 3.4 PFD Sulphur Plant Unit

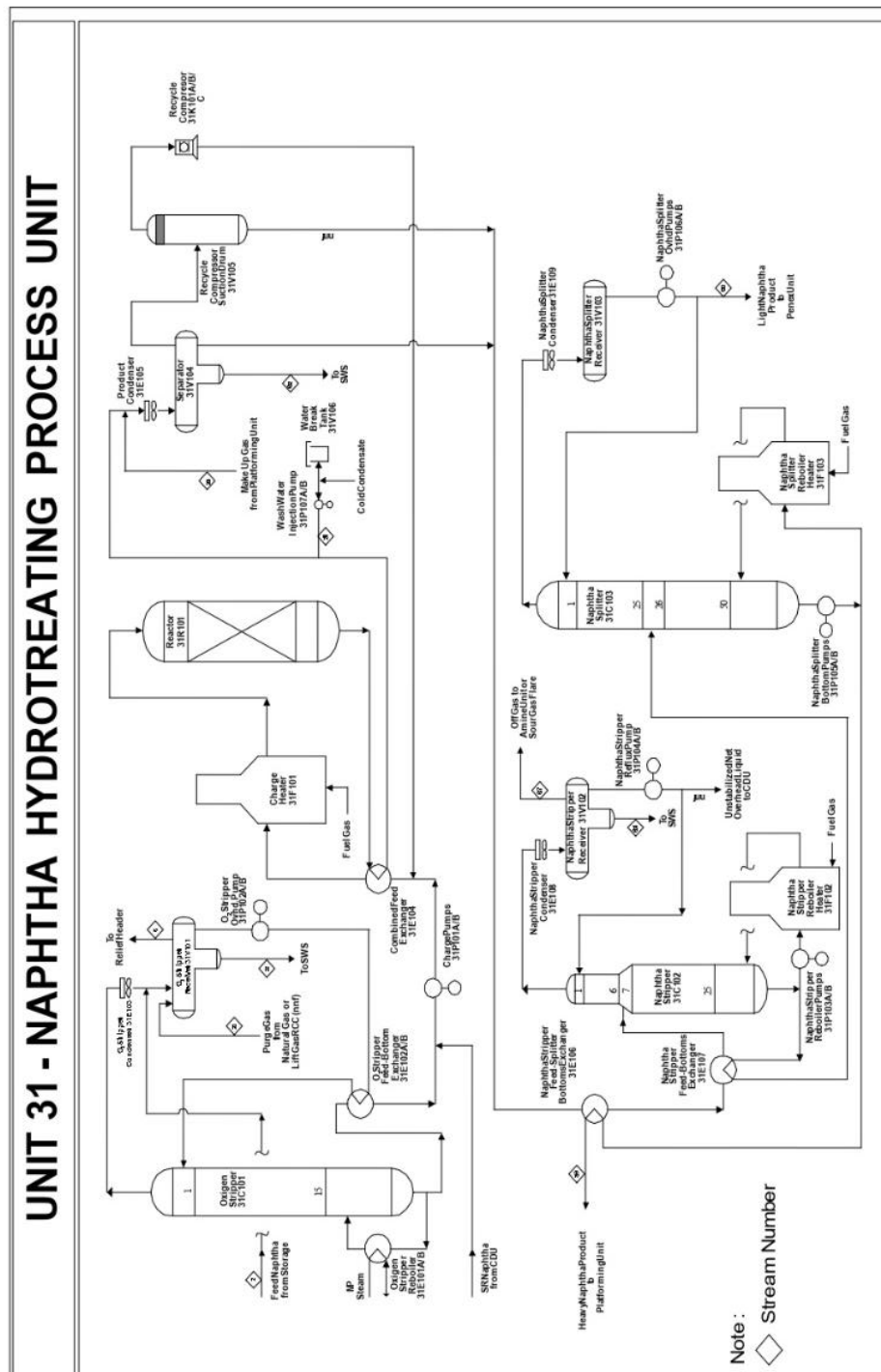


III.2.1.2. Naphta Processing Unit (NPU)

Naphta Processing Unit (NPU) adalah proyek terbaru PT Pertamina Kilang Balongan, dikenal sebagai Kilang Langit Biru Balongan (KLBB), yang mulai dibangun pada tahun 2015. Proyek ini bertujuan untuk mengolah dan meningkatkan nilai oktan dari naphtha. NPU terdiri dari tiga unit proses: Naphtha Hydrotreating Unit (NTU) di Unit 31, Platforming/PLT – Continuous Catalyst Cracking di Unit 32, dan Penex/PNX di Unit 33. Peningkatan nilai oktan dilakukan dengan menghilangkan impurities seperti propana, butana, dan pentana, yang sebelumnya diatasi dengan menambahkan TEL (Tetra Ethyl Lead) dan MTBE (Methyl Tertiary Butyl Ether). Namun, karena TEL dan MTBE dapat mencemari udara dan berbahaya bagi Kesehatan sehingga penggunaannya kini telah dilarang. Unit proses yang terdapat pada NPU adalah sebagai berikut:

III.2.1.2.1. Naphta Hydrotreating Unit (Unit 31)

Unit Naphta Hydrotreating (NHT atau NTU) di fasilitas kode 31 dirancang untuk mengolah straight run naphtha dengan kapasitas 52.000 BPSD (345 m³/jam). Sumber naphtha sebagian besar berasal dari kilang lain Pertamina dan sebagian dari hasil pengolahan Crude Distillation Unit. Proses di NHT menggunakan katalis dan gas H₂ untuk menghilangkan impurities seperti sulfur organik, O₂, dan N₂ dari fraksi hidrokarbon, serta metal organik dan olefin jenuh. NHT menggunakan reaktor fixed bed dan sangat penting untuk proses downstream seperti platforming dan Penex. Hasil Platforming memiliki nilai oktan > 98, sementara Penex memiliki nilai oktan > 82, memungkinkan pencampuran sesuai kebutuhan produk, seperti premium (oktan 88), pertamax (oktan 92), dan pertamax plus (oktan 95).



Gambar 3. 5 PFD Naphta Hydrotreating Unit



III.2.1.2.2. Penex

Unit Penex (*Pentane Heptane Isomerization*) bertujuan untuk melakukan isomerisasi katalitik dari pentana, heksana, dan campurannya dari proses regenerasi CCR. Proses ini menggunakan hidrogen pada tekanan atmosfer dan berlangsung di reaktor fixed bed catalyst untuk mengoptimalkan isomerisasi dan mengurangi hydrocracking. Prosesnya sederhana dan tidak terhambat, dijalankan pada tekanan dan suhu rendah dengan LHSV tinggi dan tekanan hidrogen parsial rendah. Tahapan proses dalam Penex adalah sebagai berikut:

1. *Sulphur Guard Bed*

Sulphur guard berfungsi untuk melindungi katalis dari sulfur yang masih ada dalam liquid feed, meskipun sebagian besar sulfur telah dikurangi oleh unit NHT. Tujuan utamanya adalah memastikan bahwa kadar sulfur tetap aman selama operasi HOT (Hydrogen One Through) Penex, terutama jika terjadi gangguan pada unit NHT yang menyebabkan peningkatan sulfur dalam feed.

2. *Liquid Feed dan Make-up Gas Dryer*

Sebelum masuk ke reaktor, semua normal paraffin dan hydrogen make-up harus dikeringkan untuk mencapai kadar air maksimum 0,01 ppm. Drier digunakan untuk menghilangkan air, yang dapat mengganggu kinerja dan berinteraksi dengan katalis asam. Katalis yang digunakan di Penex mirip dengan yang ada di Platformer, namun komposisinya berbeda.

3. *Reactor Associated Heater and Exchangers*

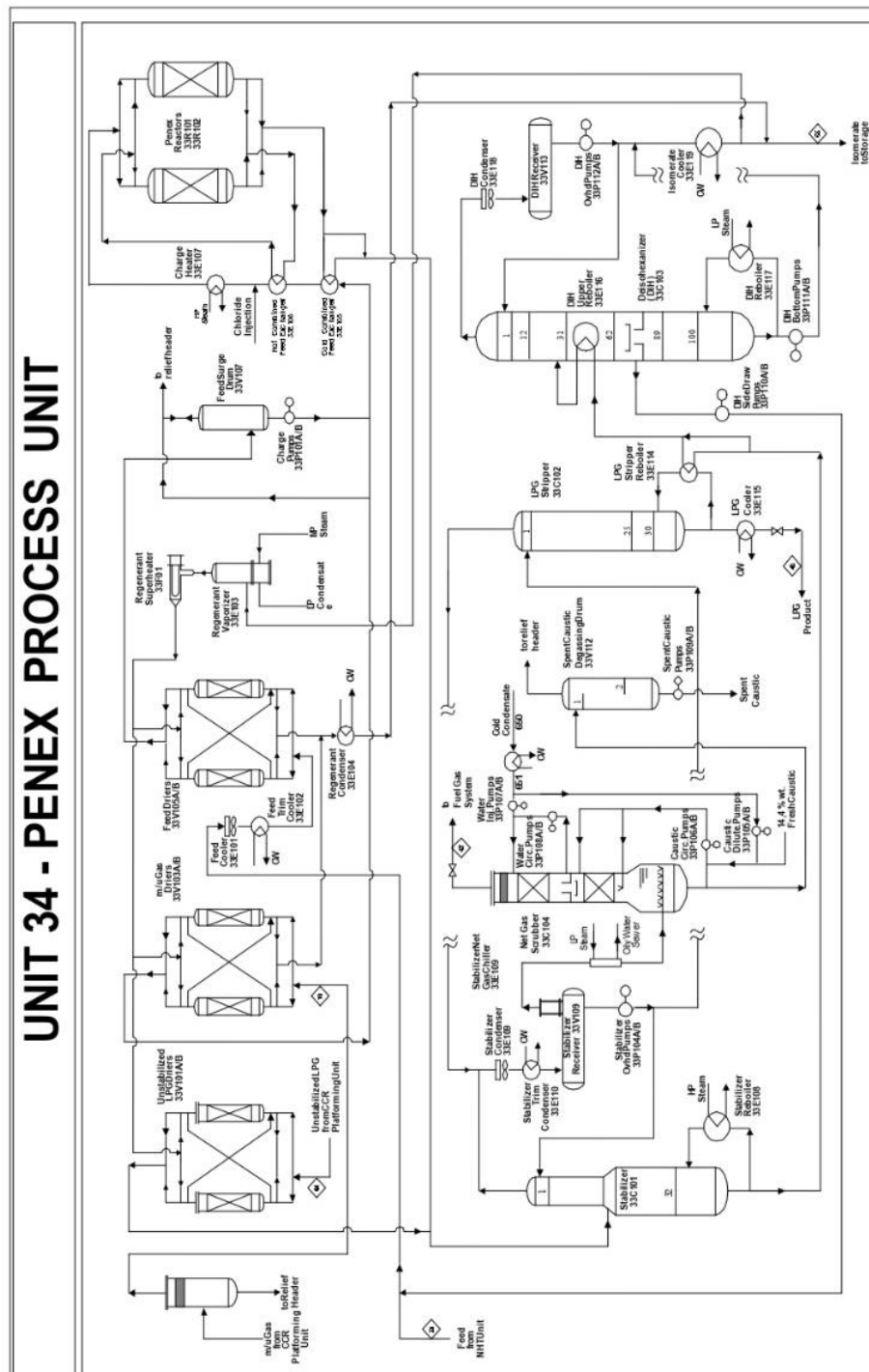
Seksi reaktor dilengkapi dengan heat exchanger untuk mengoptimalkan energi. Proses isomerisasi di reaktor mengubah normal paraffin menjadi isoparaffin dan sikloparaffin menggunakan katalis, mencapai efisiensi 100% dan meningkatkan angka oktan dari naphtha ringan (C5, C6, C7). Katalis dapat diganti sebagian atau dengan menaikkan LHSV untuk mengurangi kerugian. Proses isomerisasi dan hidrogenasi benzena bersifat eksotermik, menyebabkan suhu reaktor naik, sehingga diperlukan dua reaktor dengan heat exchanger dan media pendingin. Reaktor pertama melakukan isomerisasi pada suhu tinggi, sementara reaktor kedua pada suhu rendah



untuk mencegah reaksi balik. Perchlorate ditambahkan sebagai promotor katalis, terurai menjadi hydrogen chloride (HCl) dalam jumlah kecil.

4. *Product Stabilizer*

Keluaran reaktor, yang disebut Penexate (mengandung iso- dan siklo-paraffin), dicampur dengan unstabilized LPG dari Platformer. Fraksi gas dan naphtha dipisahkan menggunakan product stabilizer. Gas dari reaktor Penex lebih sedikit dibandingkan dari unit Platforming karena perbedaan komposisi katalis yang mempengaruhi hydrocracking. Stabilizer memproses gas hidrogen yang tidak terpakai, gas HCl dari perchlorate yang dibersihkan di caustic scrubber, serta gas hidrokarbon (C1-C4). Gas ringan diproses di caustic scrubber sebelum masuk ke refinery fuel gas system, sementara LPG dimurnikan di LPG stripper. Fraksi naphtha masuk ke kolom deisohexanizer untuk fraksinasi, dengan komponen berat seperti metil pentana dan n-heksan didaur ulang, dan hasil isomerisasi C5 dan C6 dikondensasikan. Fraksi C7 dengan angka oktan tinggi digabung dengan produk kondensat dan disimpan, sementara angka oktan fraksi tersebut lebih dari 82. Fraksi C5 dipertahankan untuk RVP gasoline.

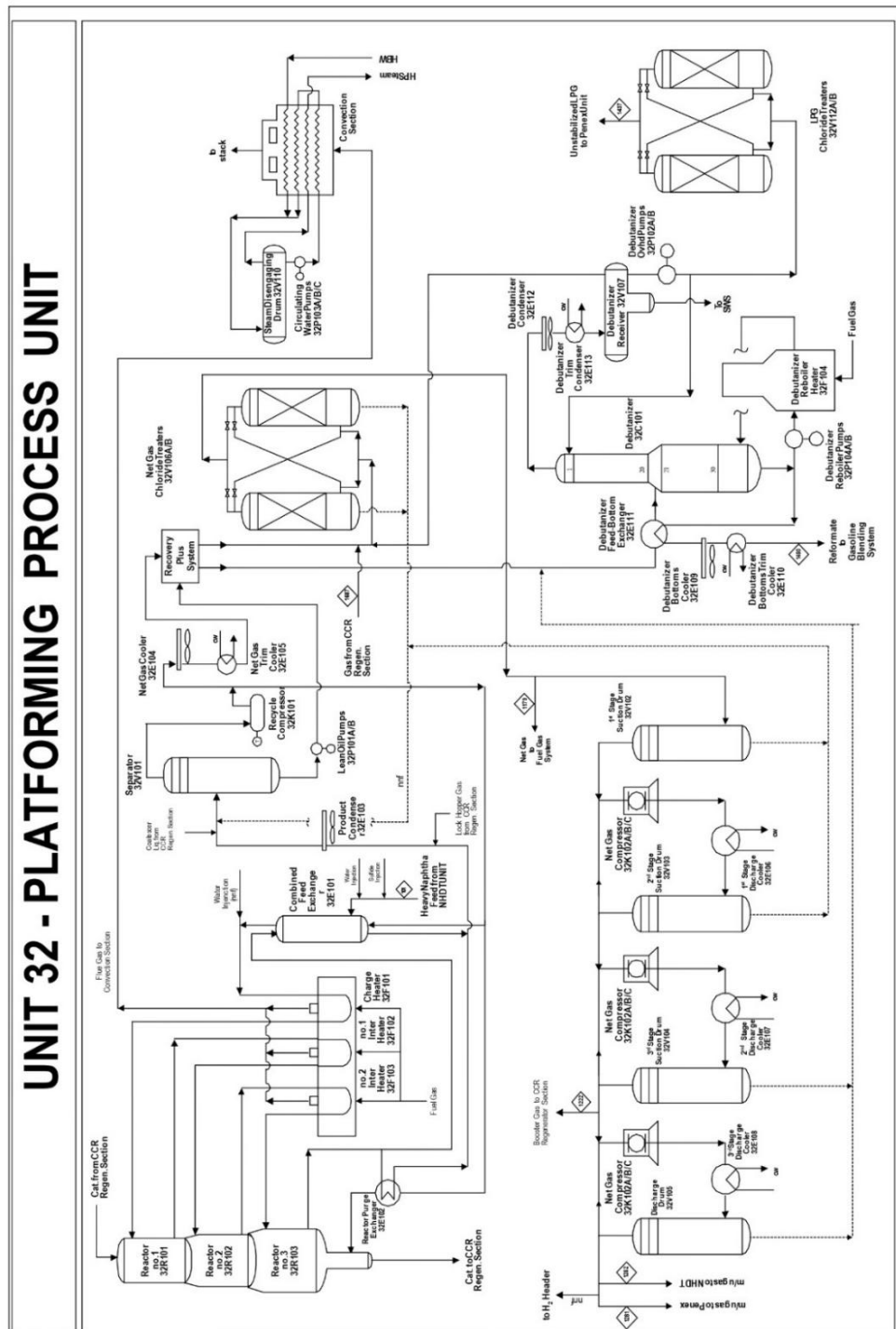




III.2.1.2.3. Platfoming

Unit Platforming (kode 32) di desain untuk memproses 29.000 BPSD (192 m³/jam) heavy hydrotreated naphtha dari unit NHDT. Tujuan utamanya adalah menghasilkan aromatik dari naphtha dan parafin untuk bahan bakar kendaraan dengan angka oktan tinggi (>98). Unit ini terdiri dari empat bagian: reaktor, Net Gas Compressor, Debutanizer, dan Recovery Plus. Sebelum masuk reaktor, umpan dipanaskan dan katalis platina-klorida dimasukkan ke dalam reaktor untuk reforming, yang bersifat endotermis. Setelah reaksi, gas buangan digunakan untuk pembangkit steam, dan umpan dipanaskan lagi dengan heat exchanger sebelum masuk ke separator.

Pada separator, gas (H₂, klorin, off gas, dan LPG) dipisahkan dari naphtha. Gas yang dihasilkan digunakan untuk purge gas katalis dan dialirkan ke net gas chloride treatment untuk menghilangkan klorida. Net gas (hidrogen, off gas, LPG) digunakan di unit CCR dan Platforming, sebagian sebagai fuel gas, dan beberapa dipisahkan sebagai H₂ untuk unit NHDT dan Penex. LPG dan off gas dikembalikan ke separator. Campuran naphtha dari vessel recovery diproses di debutanizer untuk memisahkan naphtha dari LPG. Top product didinginkan dan dipisahkan menjadi fraksi gas dan air. Gas ringan dikembalikan ke net gas chloride treatment, LPG diolah menjadi unstabilized LPG dan dikirim ke unit Penex, sementara air diproses di unit SWS. Bottom product digunakan untuk memanaskan umpan dan disimpan di tangki.



Gambar 3.7 PDF Platforming

III.2.2. Distillation Hydrotreating Complex (DHC)

III.2.2.1. Atmospheric Hydrotreating Unit (AHU)

Unit AHU mengolah Atmospheric Residue dari Crude Distillation Unit (CDU) menjadi Demetalized Atmospheric Residue (DMAR), yang digunakan sebagai feed untuk Residue Catalytic Cracker (RCC). Selain DMAR, unit ini juga menghasilkan off gas, naphtha, kerosene, dan gas oil. Dengan kapasitas 58.000 BPSD (384 m³/jam), AHU tidak hanya mengolah residu tetapi juga mengurangi pengotor seperti sulfur, nitrogen, Micro Carbon Residue (MCR), serta logam berat nikel dan vanadium, yang dapat merusak katalis. Proses ini juga melibatkan reaksi perengkahan yang menurunkan titik didih dan viskositas minyak yang dihasilkan. Berikut merupakan tabel spesifikasi DMAR.

Tabel 3.5 Spesifikasi DMAR

Paraneter	Jumlah	Keuntungan
Sulfur	Max 0.5% - B	Tidak perlu ditambahkan unit flue gas desulfurization di RC
Carbon residue	Max 7-10% - B	Mengurangi kebutuhan pendinginan katalis
Nikel + Vanadium	5-25 ppm	Mengurangi konsumsi katalis

Unit AHU terdiri dari dua train (12 dan 13), masing-masing dengan tiga reaktor yang disusun seri dan satu fractionator yang digunakan bersama. Pembagian ini mengurangi biaya konstruksi karena proses dilakukan pada tekanan tinggi dan memerlukan kapasitas yang terbagi. Reaktor ARHDM melakukan reaksi hidrogenasi dan perengkahan dengan bantuan katalis berbentuk pellet kecil dari alumina, mengandung logam aktif seperti kobalt, nikel, dan molybdenum. Katalis yang digunakan adalah hydrodemetallization, toleran terhadap logam berat, namun tidak dapat diregenerasi dan perlu diganti setiap 15 bulan. Tahapan prosesnya meliputi lima seksi, yaitu:



1. Seksi Feed

Di seksi feed, terjadi pemanasan awal dan penyaringan kotoran dari feed sebelum masuk ke feed surge drum. Feed, berupa Atmospheric Residue (AR) dari CDU atau tangki (cold AR), dipanaskan dan difilter untuk menghilangkan padatan yang dapat merusak katalis. Filter terdiri dari lima unit paralel, masing-masing dengan elemen filter 25 mikron. Jika pressure drop tinggi, dilakukan backflushing untuk membersihkan filter. Feed yang telah difilter dialirkan ke Filtered Feed Surge Drum, dipompa ke furnace, dan dicampur dengan hidrogen sebelum dipanaskan lebih lanjut di furnace dan didistribusikan ke modul 12 dan 13.

2. Seksi Reaksi

Feed dari furnace dibagi dan masuk ke reaktor di modul 12 atau 13, masing-masing dengan tiga reaktor yang berfungsi untuk hydrotreating eksotermis. Untuk mengatur suhu dan kecepatan reaksi, cold quench recycle gas dari Cold High Pressure Separator (CHPS) diinjeksikan sebelum reaktor kedua dan ketiga. Effluent dari reaktor ketiga dikirim ke seksi pendinginan dan pemisahan produk.

3. Seksi Pendinginan dan Pemisahan Produk

Effluent dari reaktor ketiga didinginkan pada feed exchanger menggunakan temperatur combined feed reactor sebelum masuk ke Hot High Pressure Separator (HHPS). Di HHPS, residu dipisahkan dari effluent pada 370 °C. Fraksi uap dari HHPS, mengandung hidrogen, amonia, gas ringan hidrokarbon, dan liquid hidrokarbon, dialirkan ke Cold High Pressure Separator (CHPS). Fraksi liquid panas dari HHPS masuk ke Hot Low Pressure Separator (HLPS). Fraksi uap dari HHPS didinginkan dan dikompresi, sedangkan fraksi minyak dari CHPS dan HLPS dipanaskan dan dialirkan ke atmospheric fractionator untuk fraksinasi lebih lanjut.

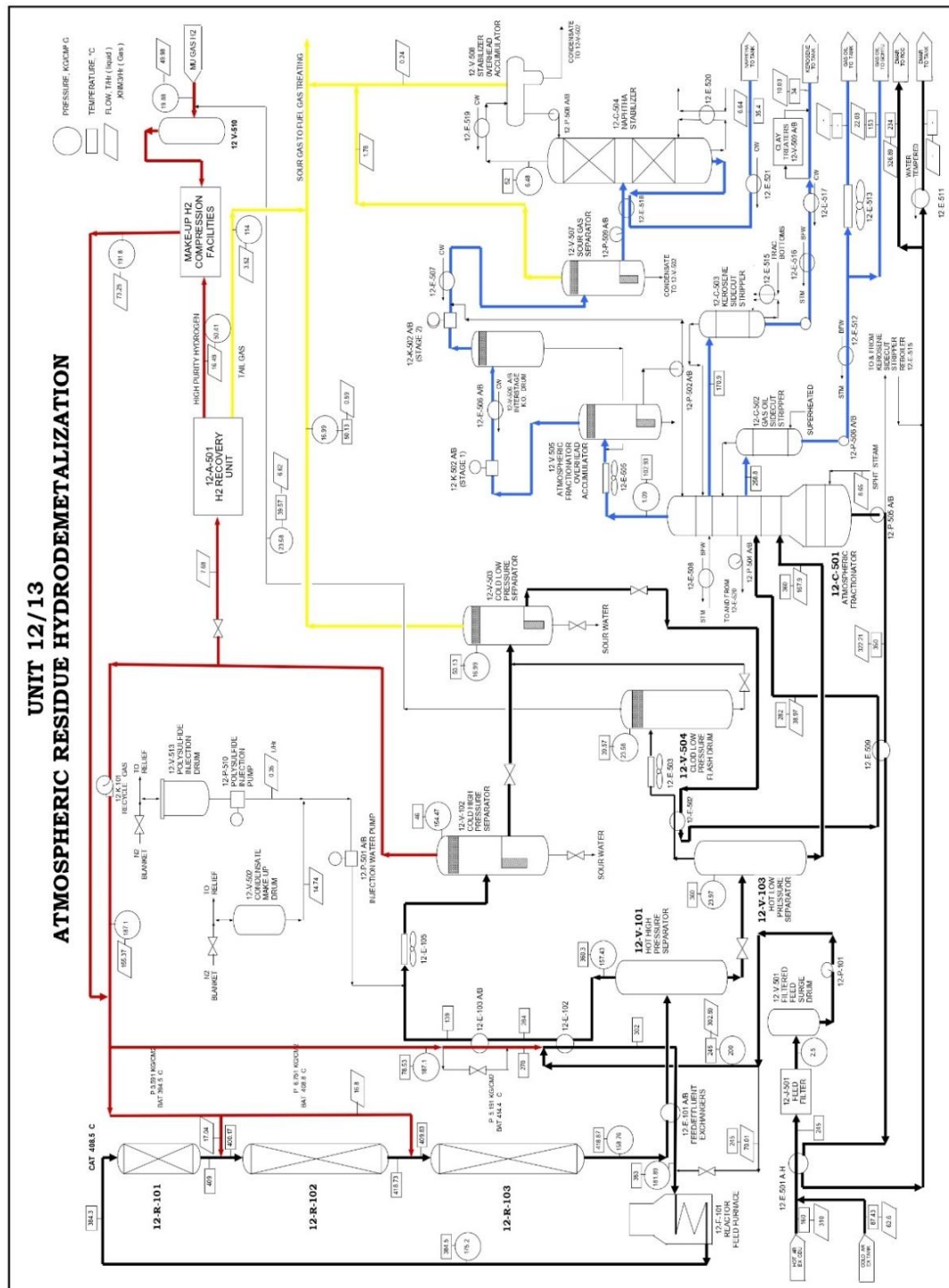
4. Seksi Recycle Gas

Fraksi gas dari CHPS yang kaya hidrogen sebagian dikirim ke Recycle Gas Compressor untuk digunakan kembali di reaktor, dan sebagian lainnya ke Hydrogen Membrane Separator untuk pemurnian dari minyak dan cairan.



5. Seksi Fraksinasi

Minyak berat dari HLPS dan CLPS difraksinasi di atmospheric fractionator dengan dua stripper. Kolom fraksinasi menghasilkan unstabilized naphtha, kerosene, gas oil, DMAR, dan sour gas. Overhead vapor dari kolom dikondensasi, dan unstabilized naphtha dipisahkan dari off gas. Produk gas oil dan kerosene juga diproses lebih lanjut, sedangkan DMAR dipompa untuk digunakan sebagai pemanas atau dikirim ke unit RCC.



Gambar 3.8 PFD Atmospheric Hydrotreating Unit (AHU)



III.2.2.2. Hydro Treating Unit (HTU)

Unit Hydrotreating Unit memiliki fungsi utama yaitu mengurangi impurities yang terkandung pada aliran minyak bumi dan fraksinya serta memperbaiki colour stability dengan proses hidrogenasi. Impurities yang dihilangkan berupa nitrogen, senyawa sulfur organik, dan senyawa logam. HTU terdiri dari beberapa unit, yaitu Hydrogen Plant unit 22, Gas Oil Hydrotreating Unit 14, dan Light Cycle Oil Hydrotreating Unit 21.

III.2.2.2.1. Hydrogen Plant (Unit 22)

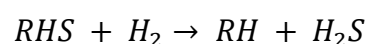
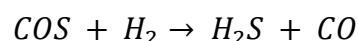
Hydrogen Plant (Unit 22) adalah unit yang dirancang untuk menghasilkan hidrogen dengan kemurnian 99,9% sebesar 76 MMSFSD, menggunakan umpan dari refinery off gas dan gas alam. Gas hidrogen yang dihasilkan oleh Hydrogen Plant digunakan untuk memenuhi kebutuhan hidrogen di unit Light Cycle Oil Hydrotreating Unit (LCO HTU), Gas Oil Hydrotreating Unit (GO HTU), dan Atmospheric Residue Hydro Demetallization Unit (AHU). Proses di *Hydrogen Plant* terbagi menjadi tiga tahap utama: tahap pemurnian umpan, pembentukan H₂ di reformer, dan pemurnian H₂ di unit pressure swing. Secara garis besar, proses di *Hydrogen Plant* meliputi:

1. Feed dan Gas Supply

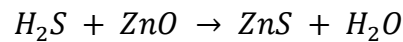
Tahap ini berfungsi untuk menyimpan dan menyiapkan umpan sebelum masuk ke proses berikutnya. Umpan awalnya ditampung, kemudian dikompresi dalam dua tahap, dan selanjutnya dipanaskan menggunakan economizer.

2. Hidrogenasi dan Desulfurisasi

Pada tahap ini, sulfur dalam gas umpan dihilangkan agar sesuai untuk masuk ke reformer. Proses ini melibatkan reaksi hidrogenasi dengan katalis cobalt/molybdenum. Gas umpan dari gas supply akan masuk ke reaktor hidrogenasi (22-R-101) untuk mengonversi sebagian senyawa merkaptan (RSH) dan COS menjadi H₂S. Berikut merupakan reaksi yang terjadi:



Gas H₂S yang dihasilkan pada reaktor kemudian akan diserap di sulfur adsorber (22-R-102 A/B). Pada reaktor terjadi reaksi desulfurisasi antara gas H₂S dengan zat ZnO. Reaksi yang terjadi adalah



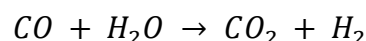
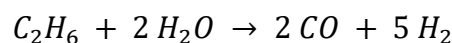
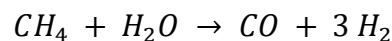
Feed hidrokarbon yang telah dikurangi kandungan sulfurnya (maksimum 0,2 ppm) kemudian dicampur dengan High Pressure Steam melewati flow ratio control dengan ratio steam/karbon tertentu.

3. Steam Reforming

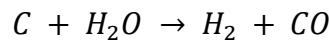
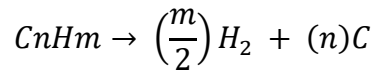
Reformer memiliki 168 burner dengan sistem pemanasan tertutup yang memungkinkan panas yang keluar untuk didaur ulang, meningkatkan efisiensi dan mengurangi konsumsi bahan bakar. Fungsi utama reformer adalah mengkonversi gas hidrokarbon dengan steam menjadi hidrogen, CO, dan CO₂. Kecepatan umpan dan tingkat konversi sangat mempengaruhi hasil produksi.

Dalam reformer, ada dua proses utama: pada unit furnace dan reaktor yang keduanya digabung dalam satu unit. Perbedaan utamanya adalah pada tube reformer yang berisi katalis. Gas panas melewati 288 tube katalis, di mana reaksi endotermis reforming terjadi. Tube atas berisi katalis C11-10-01, sementara tube bawah berisi katalis C11-9-02. Produk dari reformer keluar pada suhu 850°C, lalu didinginkan hingga 375°C di reformer waste heat boiler (22-WHB-101), di mana juga terjadi sintesis gas (syngas).

Dalam proses ini, hidrokarbon dalam umpan bereaksi dengan steam menghasilkan hidrogen, CO₂, dan CO. Suhu reaksi harus tinggi untuk meminimalkan sisa metana yang tidak bereaksi. Suhu pembakaran di bagian radiasi reformer dijaga antara 800°C hingga 950°C untuk menghindari thermal cracking. Reaksi reforming yang terjadi pada reformer (22-F-101) adalah sebagai berikut



Reaksi terjadi pada suhu yang sangat tinggi, menyebabkan perengkakan hidrokarbon kompleks. Reaksi antara karbon dan uap air juga berlangsung, yang meningkatkan produksi hidrogen. Reaksi yang terjadi adalah sebagai berikut:



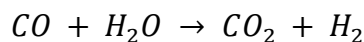
Produk H_2 yang dihasilkan oleh reformer sendiri masih relative rendah yaitu sekitar 40%. Maka untuk mencapai kadar 99% maka dilanjutkan ke proses selanjutnya.

4. Pemurnian Hidrogen

Pemurnian gas hidrogen bertujuan untuk mencapai kemurnian 99,9%. Proses ini dilakukan dalam dua tahap utama:

a. High Temp Shift Converter (HTSC) & Waste Heat Recovery (WHR)

High Temp Shift Converter berfungsi mengubah CO menjadi CO_2 , serta meningkatkan produksi hidrogen. Reaksi ini terjadi di (22-R-103).



Reaksi dalam proses ini dibantu oleh katalis C12-4. Waste Heat Recovery (WHR) berfungsi untuk mengambil panas dari produk reformer dan HTSC, yang kemudian digunakan untuk menghasilkan steam. Setelah melewati HTSC dan WHR, gas hidrogen didinginkan menggunakan fan cooler, dan kondensatnya dipisahkan di KO drum. Kondensat tersebut kemudian dimurnikan untuk digunakan sebagai umpan boiler feed water dalam pembangkitan steam.

b. Pressure Swing Adsorption (PSA)

PSA plant dirancang untuk memurnikan gas hidrogen dengan menyerap kotoran yang terbawa dalam gas secara terus-menerus. Proses ini menghasilkan hidrogen murni pada tekanan tinggi dan tail gas dengan kotoran pada tekanan rendah. Dalam adsorber, dua proses berlangsung bergantian:

1. Adsorpsi



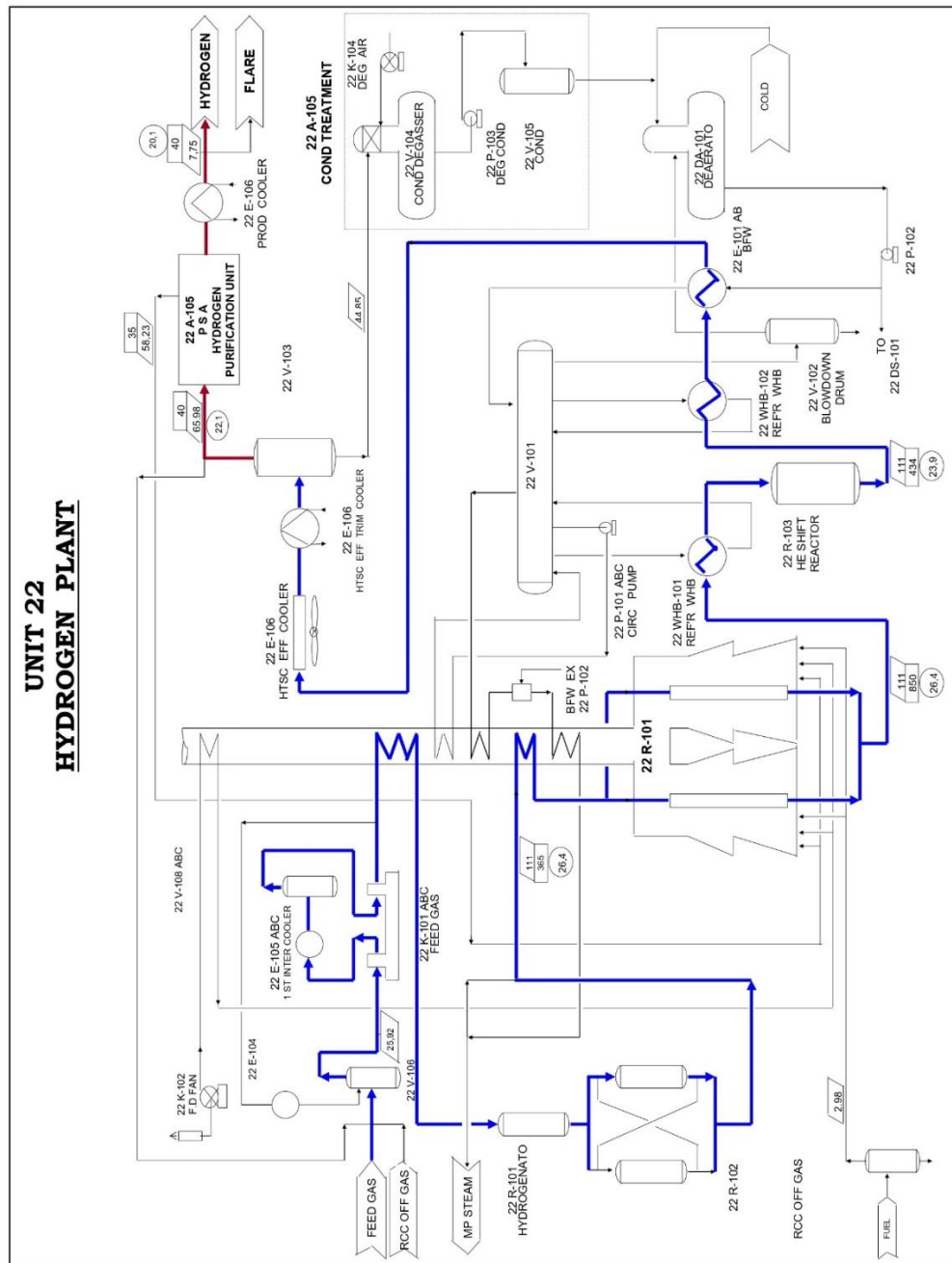
Feed gas mengalir dari bawah ke atas melalui adsorber, di mana kotoran seperti hidrokarbon, CO_2 , CO , dan N_2 teradsorpsi secara selektif oleh molesieve dan bahan aktif lainnya. Hidrogen murni kemudian mengalir ke saluran produk.

2. Regenerasi

Proses regenerasi unggun terdiri dari empat tahap: penurunan tekanan, penurunan tekanan lanjutan dengan aliran berlawanan arah feed, pembersihan impurities dengan hidrogen murni (purge), dan peningkatan tekanan kembali ke tekanan adsorpsi.

3. Pendinginan Produk

H_2 kemudian akan disaring dengan menggunakan filter (22-S-102). Padatan–padatan akan tertahan sehingga didapatkan H_2 dengan tingkat kemurnian tinggi. Lalu gas H_2 yang telah jadi didinginkan hingga temperatur 40°C dengan menggunakan produk cooler (22-E-106) sebelum disalurkan ke unit lain melalui satu pipa dan akan terbagibagi pada ujung pipa tersebut. Berikut diagram alir proses dari *Hydrogen Plant*.



Gambar 3.9 PFD Hydrogen Plant (Unit 22)

III.2.2.2.2. Gas - Oil Hydrotreating Unit (GO-HTU)

GO-HTU mengolah gas oil yang korosif dan tidak stabil, mengandung sulfur dan nitrogen, menjadi gas oil yang sesuai standar pasar dengan kapasitas 32.000 BPSD. Umpan gas oil berasal dari Crude Distillation Unit (CDU) dan Atmospheric Residue Hydrometalization Unit (AHU). Hidrogen untuk proses ini disuplai oleh Hydrogen Plant melalui Steam Methane Reformer dan unit Pressure Swing Adsorption (PSA). Komponen Utama GO-HTU terdiri dari dua bagian:

1. Reaktor: Tempat terjadinya reaksi antara gas oil dan hidrogen dengan bantuan katalis.
2. Fraksinasi: Memisahkan produk gas oil hasil reaksi dari produk lain seperti off gas dan wild naphtha.

Tahapan Proses di GO-HTU sebagai berikut:

1. Feed

Feed GO-HTU yang berasal dari AHU, CDU, dan storage disaring menggunakan feed filter (14-S-101) untuk menghilangkan partikel padat yang lebih besar dari 25 mikron, lalu masuk ke feed surge drum (14-V-101). Air yang terbawa akan dipisahkan di bagian bawah drum, sementara sisa air yang tidak terpisah ditahan oleh wire mesh blanket agar tidak masuk ke pompa feed dan dialirkan ke sour water header. Tekanan fuel gas dalam drum diatur untuk menjaga keseimbangan tekanan dengan pompa reaktor, mencegah tercampurnya feed dengan udara.

Feed dari surge drum kemudian dipompa ke Combined Feed Exchanger (14-E-101) sebagai bypass, lalu masuk ke inlet effluent reaktor sebelum melewati heat exchanger kedua. Setelah keluar, air dari Wash Water Pump (14-P-103) diinjeksikan selama startup, dan feed kemudian diarahkan ke High Pressure Stripper (14-C-101).

2. Reaktor

Gas feed dan recycle dipanaskan di Combined Feed Exchanger (14-E-101) sebelum bergabung dan dipanaskan lebih lanjut di Charge Heater (14-F-101) hingga suhu reaksi. Setelah itu, campuran ini masuk ke reaktor (14-R-101), didistribusikan



merata di permukaan katalis, dan menghasilkan panas eksotermis. Panas dari reaksi dan feed digunakan untuk memanaskan feed di Combined Feed Exchanger.

Effluent reaktor didinginkan menggunakan kondensor (14-E-102) yang terdiri dari 8 tube bank dan air diinjeksi sebelum pendinginan. Setelah pendinginan, effluent masuk ke produk separator (14-V-102) melalui distributor inlet untuk pemisahan hidrokarbon. Wire mesh blanket demister di separator memisahkan air dari hidrokarbon, dengan air yang mengandung H_2S dan NH_3 dikendalikan oleh level controller dan dikirim ke Water SWS Unit. Gas kaya hidrogen dari separator dikirim ke Recycle Gas Compressor melalui Recycle Gas Knock Out Drum (14-V-103) yang dilengkapi dua tray untuk regenerasi. Wire mesh blanket mencegah kondensat masuk ke kompresor.

3. Make-Up Compressor

Tekanan pada reaktor diatur dengan hidrogen dari H_2 plant yang dipompa menggunakan kompresor make-up dua tahap. Hidrogen didinginkan pada make-up inter stage (14-E-103) sebelum masuk pada kompresor tahap dua. Spill back mengontrol tekanan pada suction drum tahap satu dan membutuhkan pendinginan sebelum kembali pada suction drum.

Hidrogen make-up masuk pada reaktor untuk menjaga tekanan pada High Pressure Separator (14-V-102). Hidrogen make-up dan gas recycle bergabung pada Combined Feed Exchanger (14-E-101). Gas dari discharge tahap satu bercampur dengan spill back H_2 dari discharge tahap dua, lalu menuju suction kompresor recycle gas. Recycle gas bersama umpan cair dikirim pada Combined Feed Exchanger, kemudian aliran dibagi menuju combined feed exchanger dan bed kedua reaktor. Fraksinasi

4. Fraksinasi

Hidrokarbon dari produk separator (14-V-102) dikirim ke High Pressure Stripper (14-C-101) melalui tray nomor satu dari 15 tray. Kemudian, hidrokarbon didinginkan pada Interstage Cooler (14-E-103) sebelum masuk ke Make-up Gas Interstage Drum (14-V-104) untuk menghilangkan cairan. Kondensat yang terbentuk



dikirim kembali ke High Pressure Stripper (14-C-101) melalui Exchanger (14-E-104).

5. Recycle Gas Compressor

Gas recycle yang terpisah dari cairan dalam separator dikirim ke Recycle Gas Knock Out Drum (14-V-103) yang dilengkapi dua tray. Feed yang mengalir ke High Pressure Stripper (14-C-106) dipanasi oleh produk bawah dari Fraksinotor (14-C-102) dalam High Pressure Stripper Feed Exchanger (14-E-104) yang memiliki sistem bypass untuk temperatur tinggi. High Pressure Stripper (14-C-101) menggunakan stripping steam untuk menghilangkan H₂S dari produk sebelum menuju Fraksinotor (14-C-102). Vapour dari (14-C-101) diinjeksi dengan inhibitor dan didinginkan oleh High Pressure Stripper Condenser (14-E-105) menggunakan fan dari Fraksinotor Overhead Condenser (14-E-106) sebelum dikirim ke High Pressure Stripper Receiver (14-V-106) melalui distributor.

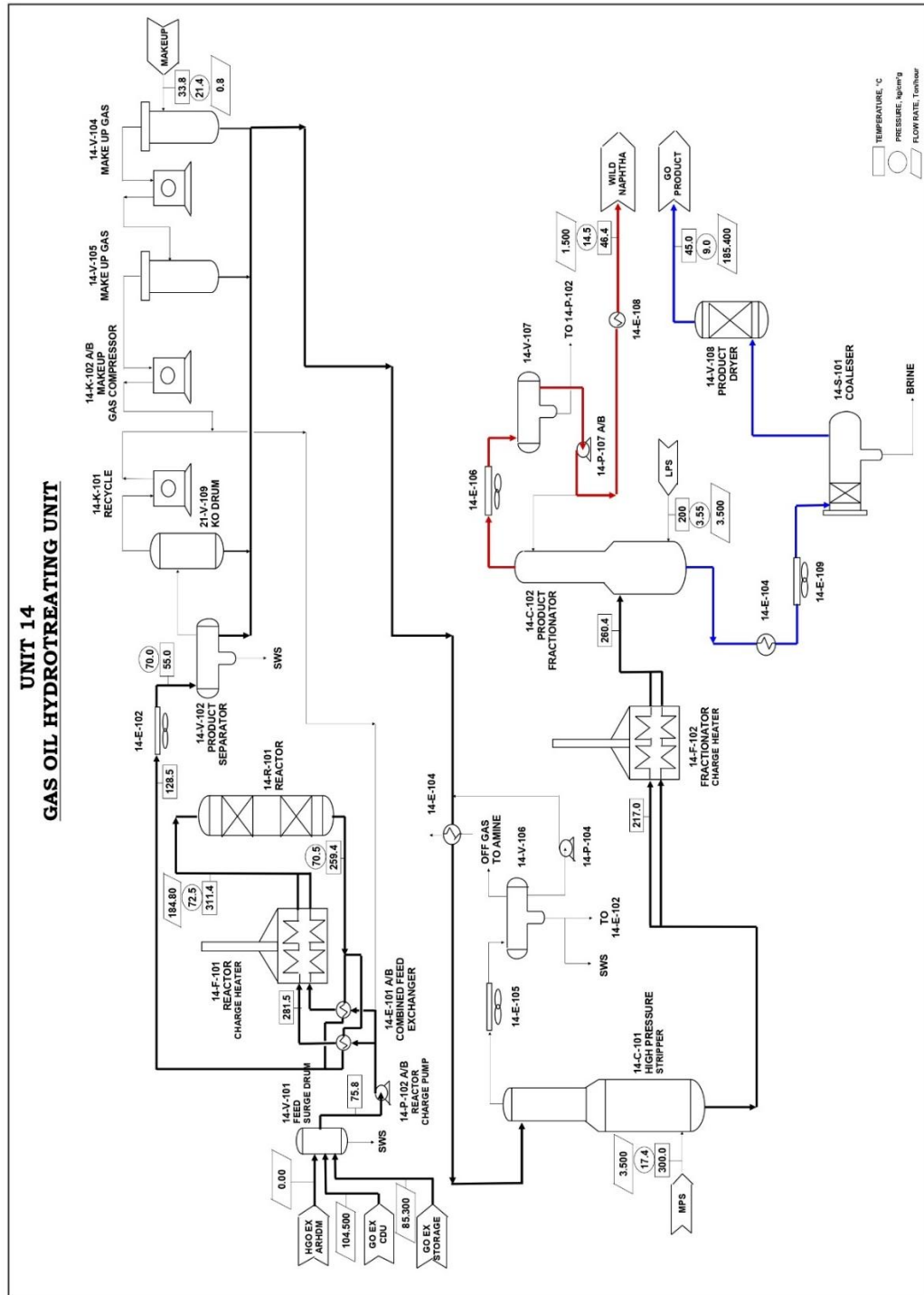
Cairan hidrokarbon dari High Pressure Stripper Receiver dikembalikan sebagai feed ke (14-E-101) sebelum masuk (14-E-104) menggunakan High Pressure Stripper Overhead Pump (14-P-104). Sebagian cairan digunakan sebagai pengencer Unitor dan sebagian disirkulasi ke (14-V-106). Air yang terpisah dikirim ke effluent reaktor sebelum ke (14-E-102) atau ke SWS Unit (24), dengan sisanya dikembalikan ke (14-V-106) untuk menjaga aliran pompa. Gas yang tidak terkondensasi dari (14-V-106) disalurkan ke Amine Treatment Unit (Unit 23) untuk menghilangkan H₂S bersama sour water dari (14-V-102).

Liquid bebas H₂S dari bottom (14-C-102) dibagi menjadi dua aliran yang masuk ke Preheater Product Fraksinotor (14-F-102). Vapour dari top produk Fraksinotor didinginkan dalam Fraksinotor Condenser (14-E-106) sebelum masuk ke produk Fraksinotor Receiver (14-V-107). Di sini, air dipisahkan dari hidrokarbon, dengan sebagian hidrokarbon dipompa (14-P-108), sebagian menjadi refluks untuk kontrol fraksi overhead, dan sisanya didinginkan dalam Net Naphtha Cooler (14-E-107) sebelum dikirim ke Stabilizer CDU (Unit 11).



Air dipompa menggunakan Combined Water Pump (14-P-107) setelah didinginkan di Wash Water Cooler (21-E-109) dan dikirim ke Suction Pump (14-P-103) sebagai wash water untuk effluent reaktor. Air make-up dari kondensat dingin disimpan dalam tangki kondensat berat (14-V-109) dan dipompa ke suction (14-P-107) dengan pompa make-up (14-P-109). Karena tidak ada gas yang diproduksi di (14-C-102), tekanan Fraksinasi dikontrol dengan memasukkan fuel gas ke (14-V-107).

Produk hydrotreating GO dipompa dengan (14-P-106) ke HE (14-E-104) dan Net GO Cooler (14-E-108) sebelum disimpan. Produk dimasukkan ke Coalescer (14-S-102) untuk memisahkan air dan dikeringkan di salt dryer (14-V-108), dengan air dan keluaran dari (14-S-101) dikirim ke waste water treatment. Berikut diagram alir proses Gas Oil Hydrotreating Unit.



Gambar 3.10 PFD Gas Oil Hydrotreating Unit (Unit 14)



III.2.2.2.3. Light Oil Hydrotreating (Unit 21)

LCO-HTU adalah unit kilang yang mengolah Light Cycle Oil (LCO) dari RCC unit yang mengandung sulfur dan nitrogen. Tujuan utama dari unit ini adalah menghilangkan sulfur dan nitrogen tanpa mengubah rentang suhu didih produk, sehingga produk memenuhi spesifikasi pasar. LCO-HTU memiliki kapasitas 15.000 BPSD (99,4 m³/jam) dengan katalis UOP S-19 M, yang terdiri dari oksida nikel/molybdenum dan cobalt/molybdenum dalam basis alumina berbentuk bulat atau ekstrusi. Make-up hydrogen disuplai oleh unit hydrogen plant. Produk dari LCO-HTU meliputi:

1. LCO yang telah diolah, siap dipasarkan setelah ditampung di tangki.
2. Hydrotreated Light Cycle Oil yang dapat dicampur langsung tanpa pengolahan tambahan.
3. Off gas dikirim ke sistem gas bahan bakar refinery.
4. Wild naphtha dikirim ke unit CDU atau RCC untuk pemrosesan lebih lanjut.

Proses yang terjadi pada LCO-HTU terdiri dari beberapa bagian yaitu sebagai berikut.

1. Feed

Feed LCO-HTU berasal dari unit RCC dan storage dimasukkan ke dalam feed surge drum (21-V-101). Untuk menghilangkan pertikel padat yang lebih besar dari 25 micron, LCO dimasukkan ke feed filter (21-S-101) kemudian ke feed surge drum. Air yang terbawa feed dari tangki akan terpisah di bottom feed surge drum dan yang tidak terpisah ditahan oleh wire mesh blanket agar tidak terbawa ke suction pump feed. Selanjutnya air dialirkan ke SWS. Tekanan fuel gas dalam drum ini diatur oleh split range sebagai penyeimbang tekanan suction dari reaktor charge pump dan mencegah feed tercampur udara. LCO dari surge drum dipompa oleh pompa (21-P-02) bersama dengan recycle gas hydrogen ke combined feed exchanger (21-E-101). Sebagian feed di-bypass (21-E-101) langsung ke inlet effluent reactor sebelum masuk ke heat exchanger kedua. Keluaran dari heat exchanger kedua diinjeksikan air



yang berasal dari wash water pump (21-P-103). Selama start-up, feed dapat langsung dialirkan ke high pressure stripper (21-C-101).

2. Reactor

Feed dan recycle gas dipanaskan terlebih dahulu oleh effluent reaktor di dalam combined feed exchanger (21-E-101). Kemudian campuran LCO dan hidrogen bergabung dan langsung ke charge heater (21-F-101) dan dipanaskan sampai suhu reaksi, sebagian lagi bypass. Feed dari dapur kemudian masuk ke bagian atas reaktor (21-R-101) dan didistribusikan dengan merata di atas permukaan bed katalis melalui inlet dari vapour/liquid tray.

Di dalam reaktor terjadi reaksi hidrogenasi antara umpan LCO dari RCC, nitrogen, dan sulfur, serta penjenuhan olefin dengan hidrogen dan bantuan katalis. Make up hidrogen disuplai dari Hydrogen Plant. Karena reaksi eksotermis, temperatur yang keluar dari reaktor akan lebih tinggi dari temperatur feed. Panas hasil reaksi bersama panas yang terkandung dalam feed reaktor akan diambil oleh combined feed exchanger untuk memanaskan feed.

Selanjutnya effluent reaktor didinginkan dalam effluent produk kondensor (21-E-102) yang terdiri dari 8 tube bank dan didistribusikan secara merata. Sebelumnya, air diinjeksikan ke dalam effluent reaktor. Injeksi air dilakukan di effluent reaktor sebelum masuk Heat Exchanger ini. Setelah effluent reaktor didinginkan, kemudian masuk ke dalam produk separator (21-V-102) melalui distributor inlet dimana hidrokarbon terpisah dengan sendirinya. Wire mesh blanket demister yang dipasang di separator berfungsi untuk memisahkan fraksi gas, fraksi air, dan fraksi minyak hidrokarbon.

Fraksi gas yang kaya hidrogen keluar dari separator dan kemudian dikirim ke recycle gas compressor. Recycle gas kembali ke reaktor bersama feed. Fraksi air terkumpul dalam water boot separator akan diatur oleh level controler dan dikirim ke Sour Water Stripper Unit. Air tersebut mengandung H_2S dan NH_3 . Fraksi minyak hidrokarbon bergabung dengan hasil kondensasi dari recycle gas (21-V-109), make up gas suction drum (21-V-105). Fraksi gas yang terikut dalam aliran minyak akibat



tekanan tinggi di separator (21-V-102) masuk ke interstage cooler (21-E-103) dengan pendingin air, kemudian masuk ke make-up gas interstage drum (21-V-104) untuk menghilangkan cairan yang terbentuk akibat pendinginan untuk dikembalikan ke aliran minyak. Aliran fraksi minyak menuju kolom stripper (21C-101) dan bergabung dengan fraksi minyak dari separator (21V-106) kemudian dipanaskan oleh produk bawah kolom fraksinasi (21-C-102) di heat exchanger (21-E-104) sebelum memasuki stripper (21-C-101).

3. Recycle Gas Compressor

Fraksi recycle gas yang terpisah dari separator (21-V-102) masuk ke recycle gas knock out drum (21-V-109) yang dilengkapi dengan dua buah tray untuk keperluan regenerasi, kemudian terjadi pemisahan fraksi gas dan fraksi minyak. Fraksi gas yang sebagian besar H_2 di recycle melalui recycle gas compressor dan bergabung dengan make up gas kembali menuju reaktor. Sedangkan fraksi minyak yang terkondensasi bergabung dengan aliran minyak dari separator (21-V-102). Wire mesh blanket digunakan pada recycle gas knock out drum ini untuk mencegah kondensat terbawa ke kompresor.

4. Make-up Compressor

Tekanan pada reaktor diatur oleh hidrogen dari H_2 plant yang dinaikkan tekanannya menggunakan kompresor make-up dua stage. Aliran make-up hidrogen masuk ke reaktor untuk mempertahankan tekanan di high pressure separator (21-V 102). Make up H_2 masuk ke suction drum tingkat satu (21-V-104) bergabung dengan gas dari aliran fraksi minyak dari separator (21-V-102) yang sebelumnya telah didinginkan oleh interstage cooler (21-E-103), kemudian masuk ke make up kompresor tingkat satu. Sebelumnya gas dari make-up kompresor tingkat satu didinginkan dengan melewatkannya ke dalam make-up interstage cooler (21-E-103) sebelum masuk ke suction drum tingkat dua.

Pada suction drum terdapat pengembalian kondensat yang terbentuk ke aliran fraksi minyak yang disebut spill back. Spill back digunakan untuk mengontrol pressure suction drum tingkat satu, dimana diperlukan pendingin sebelum kembali



ke suction drum. Discharge dari tingkat satu akan bergabung dengan spill back H₂ dari discharge tingkat dua. Gas keluar melalui topmake up kompresor tingkat dua langsung menuju suction dari compressor recycle gas.

Kemudian H₂ dimasukkan ke discharge recycle gas compressor. Make-up hidrogen bersama recycle gas menuju combined feed exchanger (14-E-101). Recycle gas dikirim ke combined feed exchanger bersama umpan cair. Kemudian aliran terbagi menjadi dua, menuju combined feed exchanger dan bed kedua reaktor.

5. Fraksinasi

Fraksinasi bertujuan untuk memisahkan off gas dan wild naphta yang masih terbawa oleh Light Cycle Oil melalui perbedaan titik didih. Campuran aliran fraksi minyak yang berasal dari produk separator (21-V-102) dikirim ke high pressure stripper (21-C-101) yang masuk melalui bagian samping atas tray nomor satu dari 15 tray. Feed yang mengalir ke high pressure stripper (21-C-101) dipanasi oleh produk bawah dari fraksinasi (21-C-102), di dalam high pressure stripper feed exchanger (21-E-104) yang dilengkapi dengan sistem bypass pada temperatur tinggi.

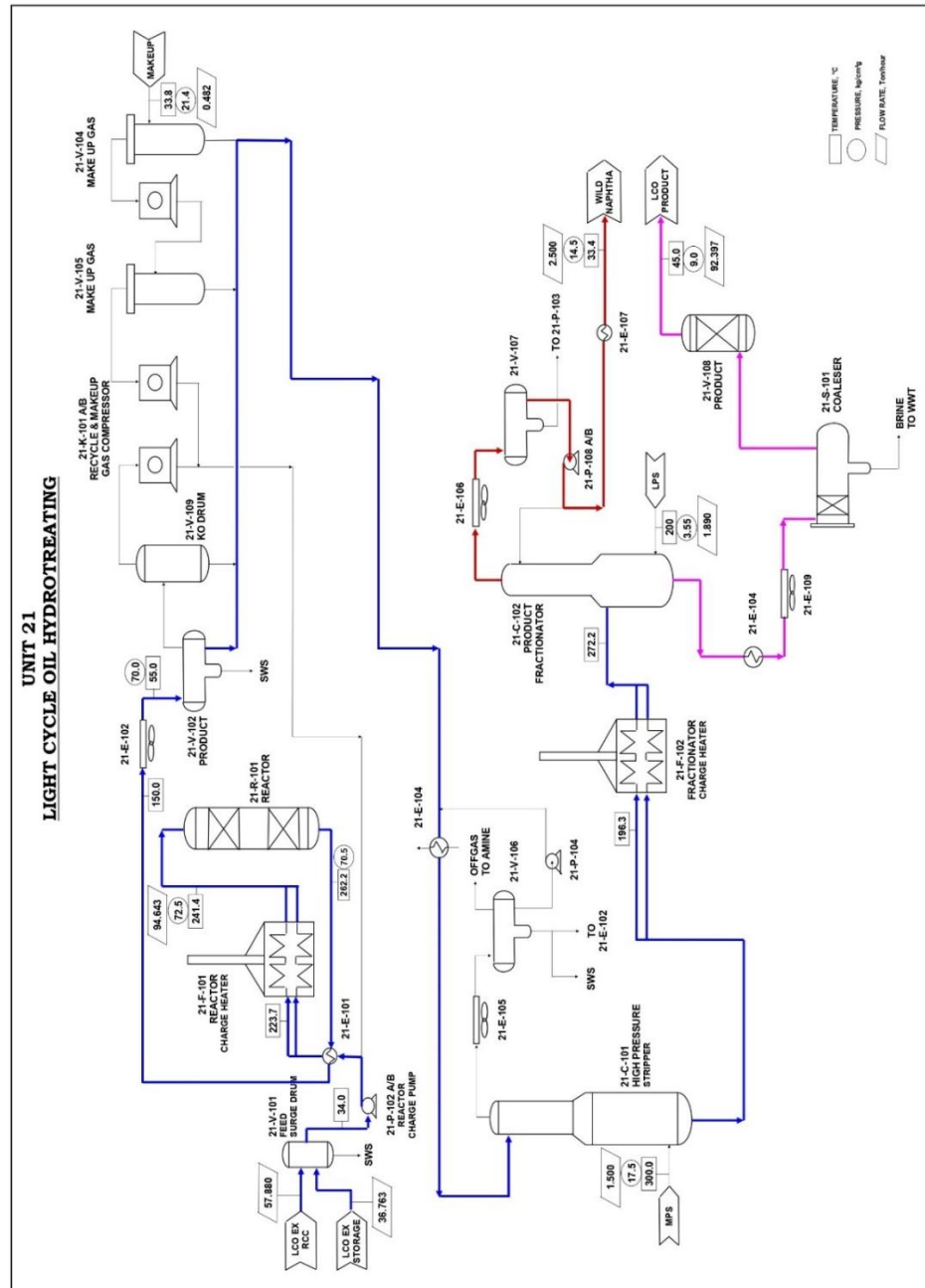
High pressure stripper (21-C-101) dilengkapi dengan stripping steam untuk menghilangkan H₂S dari produk menuju fraksinasi (21-C-102). Vapor yang keluar dari (21-C-101) diinjeksi dengan inhibitor melalui pompa (21 P-105). Untuk mencegah korosi, vapour tersebut didinginkan oleh high pressure stripper condensor (21-E-105) dan dikirim ke high pressure stripper receiver (21-V 106) melalui distributor. Cairan hidrokarbon yang terbentuk dikembalikan sebagai feed (21-C-101) dan sebelumnya masuk (21-E-104) dengan menggunakan high pressure stripper overhead pump (21-P-104). Sebagian cairan hidrokarbon dipakai sebagai pengencer unisor dan sebagian lagi disirkulasi ke (21-V-106). Air yang terpisah dalam (21-V-106), dikirim ke effluent reaktor sebelum ke (21-E-102) dan ke masing-masing tube bundle (21-E102) sebagai wash water atau ke (21-V-109). Kemudian sisanya ke SWS (Unit 24) dan sebagian lagi dikembalikan ke (21-V-106) untuk menjaga minimum aliran pompa.



Gas yang tidak terkondensasi keluar dari (21 V-106) disalurkan ke Amine Treatment Unit (Unit 23) untuk menghilangkan kandungan H₂S bersama dengan sour water dari (21-V-102). Liquid yang telah terbebas dari H₂S keluar dari bottom (21-C-101) terbagi menjadi dua aliran yang sama, kemudian masuk ke dalam reheater produk fraksinasi (21-F-102). Top produk yang meninggalkan fraksinasi berupa vapour didinginkan dalam produk fraksinasi condensor (21-E-106) dengan pendingin fan. Lalu masuk ke produk fraksinasi receiver (21-V-107) melalui inlet distributor, dimana air yang terbawa dipisahkan dari liquid hidrokarbon. Fraksi hidrokarbon dipompa dengan (21-P-107), sebagian menjadi refluks untuk mengontrol end point dari fraksi overhead, sedangkan sisanya didinginkan dalam net naphtha cooler (21 E-108) sebagai wild naphtha dan diteruskan ke stabilizer CDU (Unit 11). Air dipompakan dengan menggunakan combined water pump (21-P-102) menuju suction pump (21-P-103) setelah didinginkan di wash water cooler (21-E-109) sebagai wash water untuk effluent reaktor.

Air make-up berasal dari cold kondensat yang dimasukkan ke dalam tangki untuk kondensat berat (21-V-109) dan dipompa ke suction (21-P-107) dengan menggunakan pompa make-up (21-P-109). Karena tidak ada gas yang terbentuk di (21-V-107), maka untuk mempertahankan tekanan dari fraksinasi dilakukan pengontrolan dengan memasukkan fuel gas ke dalam (21 V-107).

Produk bottom fraksinasi berupa hydrotreated LCO dipompa dengan (21-P-106) ke heat exchanger (21-E-104) yang dilengkapi dengan saluran bypass dan net LCO cooler (21-E-108) yang didinginkan. Sebelum dikirim ke tangki penyimpanan, produk dimasukkan ke coalescer (21-S-102) untuk memisahkan air yang terikut dan dikeringkan dengan melewatkannya ke dalam bejana yang berisi garam/salt dryer di (21-V-108). Air dan keluaran dari (21-S-101) yang terpisahkan bersama, dikirimkan ke waste water treatment. Berikut diagram alir dari Light Oil Hydrotreating.



Gambar 3. 11 PFD Light Cycle Oil Hydrotreating (Unit 21)

III.2.3.Reduce Crude Conversion (RCC)

RCC terbagi menjadi 2 unit, yaitu RCU (Residue Crude Unit) unit 15 dan LEU (Light End Unit) unit 16, 17, 18, 19, 20.

Program Studi S-1 Teknik Kimia

Fakultas Teknik dan Sains

Universitas Pembangunan Nasional "Veteran" Jawa Timur

III.2.3.1. Residue Crude Unit (RCU)

Unit RCU dirancang untuk mengolah residue yang berasal dari minyak berat yang kurang menguntungkan menjadi produk yang lebih menguntungkan. Residue yang diolah merupakan produk bawah unit CDU (Atmospheric Residu disingkat AR) yang mengolah campuran 80 % Duri & 20 % Minas crude serta produk bawah unit ARHDM (DMAR) yang memiliki kandungan logam rendah dengan mempergunakan lisensi UOP. Design Kapasitas olah unit adalah 83 MBSD (505,5 mt/j) dengan ratio AR/DMAR: 35,5 / 64,5 % (29,5 / 53,5 MBSD). Berikut merupakan proses unit RCU

1. Reaktor

Umpan dari surge drum dipompa menggunakan 15-P-105 ABC melalui serangkaian pemanas hingga mencapai suhu 274 °C sebelum masuk ke riser. Laju alir umpan dikendalikan oleh 15-FC-526, sementara suhu dikendalikan oleh 15-TC-530 yang mengatur aliran MCB sebagai pemanas. Umpan diinjeksi ke dalam riser reactor melalui 8 distributor dengan MP steam sebagai atomizer, diatur oleh 15-FC-005. Katalis yang telah dipanaskan dari lower regenerator dialirkan ke riser dengan bantuan lift steam dan lift gas.

Di dalam riser, katalis panas bertemu dengan umpan minyak, menyebabkan pertukaran panas, penguapan, dan perengkahan hidrokarbon. Campuran uap dan katalis naik melalui riser dengan sedikit back mixing. Aliran katalis ke riser diatur oleh 15-SLV-102 untuk mengontrol suhu reaktor, 15-TC-022. Pada bagian atas riser, reaksi perengkahan selesai, dan uap hidrokarbon dipisahkan dari katalis oleh riser terminator. Katalis kemudian jatuh ke bagian stripping untuk meminimalkan reaksi perengkahan sekunder yang tidak diinginkan.

Uap hidrokarbon yang masih bercampur dengan katalis masuk ke 13 cyclone single stage untuk pemisahan akhir, di mana 99,999% katalis dapat dipisahkan. Katalis yang dipulihkan jatuh ke bagian bawah cyclone menuju bagian stripping dengan 7 grid, di mana sisa hidrokarbon dilucuti menggunakan dua stripping steam 15-FC-010/011. Uap hidrokarbon kemudian naik ke plenum chamber, bergabung



dengan uap hidrokarbon dari cyclone lain, dan keluar melalui puncak reaktor menuju Main Column.

2. Regenerator

Regenerator memiliki dua fungsi utama: mengembalikan aktivitas katalis yang telah menurun setelah perengkahan dan menyediakan panas untuk reaksi perengkahan. Spent catalyst yang mengandung coke dengan karbon, hidrogen, serta sedikit sulfur dan nitrogen, mengalir dari reactor stripper ke upper regenerator melalui spent catalyst standpipe yang dikendalikan oleh 15-SLV-101 untuk mengatur level 15-LC-003.

Regenerasi katalis dilakukan dengan membakar karbon menggunakan oksigen dari udara yang dipasok oleh Main Air Blower. Di upper regenerator, pembakaran parsial coke dilakukan untuk menghindari kenaikan suhu yang berlebihan, sehingga sekitar 80% coke dihilangkan dengan membakar C menjadi CO.

Catalyst kemudian mengalir ke lower regenerator yang dikendalikan oleh 15-SLV-103 untuk mengatur level upper regenerator. Catalyst cooler digunakan untuk menyerap panas dari pembakaran coke, menghasilkan steam. Pengaturan panas dilakukan dengan mengatur jumlah udara fluidisasi (lance air) di setiap catalyst cooler. Udara berlebih digunakan di lower regenerator untuk membakar sisa coke menjadi CO₂ secara sempurna.

Catalyst panas dengan suhu 700 - 735 °C kemudian dialirkan dari lower regenerator ke riser melalui regenerated catalyst standpipe, diatur oleh 15-SLV-102 untuk mengontrol suhu 15-TC-022. Catalyst ini naik ke riser dengan bantuan lift gas dan lift steam, bertemu dengan umpan residu yang diinjeksi ke riser.

Aliran katalis antara reaktor dan regenerator adalah inti dari proses RCC, dengan jumlah sirkulasi yang sangat besar, sekitar 40 - 70 ton per menit. Flue gas yang mengandung CO dari upper regenerator melewati 20 cyclone dua tahap untuk memulihkan partikel katalis, dengan 75 - 90% katalis dipisahkan di tahap pertama dan sisanya di tahap kedua. Tekanan flue gas diturunkan melalui orifice chamber,

dan gas panas bertekanan rendah digunakan untuk menghasilkan superheat steam di CO boiler dengan membakar CO menjadi CO₂.

3. Main kolom

Pemisahan produk dilakukan dalam main fractionating column menjadi fraksi-fraksi Decant Oil, Light Cycle Oil, Naphtha, Unstabilized Gasoline dan Wet Gas. Uap hydrocarbon panas dari reaktor masuk ke main column pada 510 – 535 °C dan harus didinginkan ke 315 - 370 °C sebelum dilakukan pemisahan. Pendinginan uap dari reaktor tersebut dilakukan dengan mengkontakannya dengan sejumlah besar stream sirkulasi Main Column Bottom yang telah didinginkan terlebih dahulu pada 15-E-104/105/106. Main Column Bottom dirancang untuk me desuperheat uap hydrocarbon dari reaktor, mengkonden sasi produk bottom dan menghilangkan entrained catalyst particle.

Laju sirkulasi slurry oil umumnya berkisar 130 - 180 % laju umpan atau 14,5 M3/Jam per meter persegi diameter kolom. Sebagian sirkulasi dari MCB dilakukan pada disc and donut tray, dari sini uap naik keseksi HCO dimana fraksinasi awal dilakukan. Dari seksi HCO uap minyak naik keseksi LCO, sebagian LCO dikirim ke sponge adsorber untuk menyerap sebagian C3/C4 dan material C5/C6 dari sponge gas lalu membawanya kembali ke. Sebagian LCO yang lain dimasukkan kedalam stripper untuk mengendalikan flash pointnya. Reflux pada Main Column dipergunakan untuk mengendalikan temp overhead system dan heat balance kolom serta menentukan EP gasoline. Berikut merupakan spesifikasi produk yang dihasilkan.

Tabel 3.6 Spesifikasi Produk RCU

A.	Combined Feed			
	Spec. Gravity	0.9184	Hydrogen, % wt	12.85
	Ni + V, ppm wt	22	Nitrogen, ppm wt	2350
	MCR, % wt	5.6	Total Sulphur, % wt	0.09
B.	NAPHTA			

	C5, 90 % Vol, °C	175 max.	C4, % wt	1 max
	E.P, °C	205 max.	RVP, psi	8 max.
	Perf Gum, mg/100 ml	4 max.	Mixed C3/C4 - C3 rec, vol %	95 min
	RON	91 min	- C4 rec, vol %	97 min
C.	LIGHT CYCLE OIL			
	IBP, °C	205	Flash Point	85 min
	90 % vol, °C	350 max.	Gap5%LCO & 95%Naphta	15 min
D.	DECANT OIL			
	Flash Point	70 min	Str Acid Nbr, mg KOH/gr	nil.
	Catalyst content	30 max.	Ttl Acid Nbr, mg KOH/gr	3 max.
	Viscosity 50 °C	150 max.	Hot Filtration Test, % wt	0,1 max.
	CCR, % wt	18 max.	Sulphur Content, % wt	4 max.
	Ash content, % wt	0,10 max	Water by Dist, % vol	1 max.
	Sediment	0,15 max		

Berikut ini merupakan produk yang dihasilkan RCC:

1. Dry Gas

Gas yang keluar dari sponge oil absorber tower sering disebut dry gas, yang terdiri dari hydrogen, methane, ethane, ethylene, dan sedikit hydrogen sulphide. Setelah proses penghilangan H₂S dan gas asam menggunakan amine-treating, dry gas ini bisa dicampur menjadi gas bahan bakar kilang. Dry gas tidak diinginkan sebagai produk sampingan unit RFCC karena dapat meningkatkan beban pada kompresor gas basah dan sering menjadi masalah pada catalytic cracker. Produksi dry gas umumnya disebabkan oleh thermal cracking, keberadaan logam dalam



umpan, dan catalytic cracking yang tidak selektif. Beberapa faktor utama yang meningkatkan produksi dry gas meliputi:

- a. Peningkatan olefin, naphthene, dan aromatic dalam umpan, yang ditunjukkan oleh kenaikan refractive index (RI), penurunan UOP K, dan aniline point.
- b. Peningkatan konsentrasi logam (Ni dan V) dalam umpan dan pada katalis.
- c. Penurunan MAT katalis E-cat, luas permukaan, rare earth, dan MAT katalis baru.
- d. Peningkatan temperatur reaktor atau regenerator.
- e. Penurunan atomizing steam.
- f. Peningkatan waktu tinggal uap hidrokarbon dalam reaktor.
- g. Peningkatan sirkulasi MCB dan HCO recycle.
- h. Penurunan performa nozzle umpan.

2. LPG

LPG diperoleh dari overhead stream debutanizer atau stabilizer yang banyak mengandung olefin, propylene dan butylene. Faktor-faktor yang dapat meningkatkan yield LPG dan olefinicity adalah:

- a. Perubahan catalyst yang meminimize reaksi hydrogen transfer.
- b. Naikkan konversi.
- c. Naikkan temperatur reaktor. Menaikkan RX temp pada gasoline yield maksimum akan mengakibatkan overcracking gasoline dan fraksi LCO sehingga LPG dan olefinicity akan meningkat.
- d. Naikkan temperatur feed/catalyst mix zone.
- e. Turunnya residence time cracking.
- f. Penambahan additive ZSM-5.

3. Gasoline/Naphta

Merupakan produk yang paling berharga yg dihasilkan oleh unit cat cracker.

Faktor-faktor yang meningkatkan yield gasoline adalah sebagai berikut :

- a. Naikkan Cat / Oil ratio dengan menurunkan temperatur umpan ke riser.
- b. Naikkan aktifitas catalyst dg menaikkan fresh cat addition atau activity.



- c. Naikkan EP-gasoline dg menurunkan main column top pump around rate.
- d. Naikkan RX temp (jika tidak mengakibatkan overcrack produk gasoline).

Faktor-faktor yang mempengaruhi ON gasoline:

- 1. Kondisi Operasi.
 - a. Reaktor temp, RX temp naik maka ON akan naik.
 - b. Regenerator temp, RG temp turun maka ON akan naik.
 - c. Cat / Oil ratio, C/O turun ON akan naik.
 - d. End Point Gasoline, pada paraffin stock EP tidak mempengaruhi ON, pada naphthenic atau aromatik stock bila EP naik maka RON akan naik.
 - e. RVP Gasoline naik maka RON atau MON akan naik.
 - f. Coke content regent catalyst, coke content naik ON akan naik.
 - g. Naphtha quench & HCO recycle, quench/recycle naik ON akan naik.
- 2. Kualitas Umpan.
 - a. API Gravity, API naik ON akan turun karena paraffin makin naik.
 - b. K Factor, KF naik maka ON akan turun karena paraffin makin naik.
 - c. Aniline Point, AP naik maka ON akan turun karena paraffin naik.
 - d. Sodium, additive sodium akan menurunkan konversi dan ON.
- 3. Catalyst.
 - a. Rare Earth, RE pada zeolit naik maka ON akan turun.
 - b. Unit Cell Size, UCS naik maka ON akan turun
 - c. Matrix activity, MA naik maka ON akan naik.
 - d. Coke on Reg Catalyst, CRC naik maka ON akan turun.

Faktor-faktor yang dapat menurunkan Benzene pada gasoline:

- a. Waktu kontak yang pendek pada riser dan reactor dilute phase.
- b. Cat / Oil ratio yang rendah dan temperatur reactor yang rendah.
- c. Catalyst dengan sifat hydrogen transfer yang rendah.

Faktor-faktor yang dapat menurunkan Sulfur pada gasoline:

- a. End Point Gasoline, EP turun maka sulfur akan turun.
- b. Temperatur reaktor, RX temp turun maka sulfur akan turun.



- c. Matrix Activity, MA naik maka sulfur akan turun.
- d. Catalyst Activity, CA naik maka sulfur akan turun.
- e. Cat / Oil ratio, C/O naik maka sulfur akan turun.
- 4. Light Cycle Oil

LCO merupakan aromatic tinggi dengan typical cut point antara 221 - 343 °C yang secara luas dipergunakan sebagai blending stock pada heating oil atau diesel fuel. Sering kali dikehendaki operasi RFCC pada maksimum cracking severity minimal yield LCO.

5. HCO & Decant Oil

HCO seringkali hanya dipergunakan sebagai pumparound stream untuk pertukaran panas dan mengendalikan panas pada main column. Sedangkan DCO merupakan fraksi paling berat yang mempunyai harga jual paling rendah. DCO disebut juga sebagai slurry oil, clarified oil, bottom dan RFCC residu yang dijual sebagai umpan carbon black. Sifat-sifat DCO bervariasi tergantung kualitas umpan dan kondisi operasi. API gravity merupakan indikasi kasar aromaticity dan boiling range. Produk DCO umumnya memerlukan filtrasi untuk memisahkan catalyst fine.

6. Coke

Coke merupakan campuran carbon dan hydrogen dengan sebagian kecil sulphur, nitrogen dan trace metal. Coke dapat mendeaktivasi katalis dengan cara menutup sisi aktif atau menutup porikatalis. Coke tersebut dihilangkan dengan cara dibakar dalam regenerator dengan mempergunakan udara pembakaran. Pembakaran coke akan menghasilkan panas reaksi yang dipergunakan untuk mengkonversi feed menjadi produk dalam reaktor. Struktur dan uraian kimia pembentukan coke sangat sulit didefinisikan dan pada umumnya type coke pada RFCC berasal dari empat sumber sebagai berikut.

a. CCR / MCR

Coke dari fraksi umpan yang sangat berat dan yield-nya dapat diperkirakan dengan Conradson. Carbon (CCR), Micro Carbon (MCR) atau Ramsbottom Residue



test. Sekitar 50 % CCR atau MCR dalam feed yang akan menjadi coke, makin tinggi MCR maka akan makin tinggi coke yang akan terbentuk.

b. NonVaporized Feed Coke.

Sebagian kecil dari umpan yang tidak teruapkan akan langsung terdeposit sebagai coke pada katalis. Untuk mengatur penguapan feed dengan baik sangat ditentukan oleh design feed nozzle serta pemakaian dispersion steam. Coke ini mudah terakumulasi pada low velocity zone dan overhead line yang dapat mengakibatkan kenaikan beda tekanan RX – MC.

c. Catalytic Coke (Conversion Coke).

Merupakan by-product perengkahan umpan RFCC menjadi produk yang lebih ringan merupakan fungsi konversi, catalyst type dan hydrocarbon/catalyst residence time dalam reaktor. Ada 2 cara untuk mengatur coke in yaitu dengan menurunkan temperatur reaktor guna menurunkan konversi atau menaikkan temperatur feed yang akan menurunkan katalis sirkulasi dari RG (C/O ratio turun).

d. Contaminant Coke (metals coke).

Aktifitas katalitis metals (Ni & V) yg terdeposit pd katalis akan menghasilkan coke. Oleh karenanya diperlukan pengendalian metal tersebut melalui cat add.

e. Catalyst Circulation Coke (Stripper Coke).

Coke kaya hydrogen yang berasal reactor-stripper. Efisiensi catalyst stripping (stripping steam) dan catalyst pore size distribution mempengaruhi jumlah hydrocarbon yang terbawa kedalam regenerator.

Variable operasi yang digunakan pada unit ini yaitu sebagai berikut.

1. Konversi

Severity unit RCC ditentukan oleh tingkat konversi yang merupakan persen feed yang dapat diubah menjadi gasoline dan produk ringan lainnya

2. Catalyst / Oil Ratio

C/O ratio adalah perbandingan berat katalis sirkulasi (kg/j) terhadap berat umpan (kg/j), digunakan untuk menentukan jumlah katalis aktif per satuan berat umpan. Untuk unit FCC/RCC, C/O ratio yang direkomendasikan berkisar antara 5



hingga 10, dengan UOP menyarankan 6,4 hingga 8,6, dan umumnya menggunakan nilai 7,4. Semakin tinggi C/O ratio, semakin banyak reaksi perengkahan katalitik dan reaksi transfer hidrogen yang terjadi, yang dapat meningkatkan produksi coke. C/O ratio cenderung menurun seiring dengan peningkatan temperatur regenerator dan temperatur umpan. C/O ratio yang rendah dan temperatur reaksi yang tinggi dapat menyebabkan thermal cracking, sehingga meningkatkan produksi coke dan dry gas.

3. Temperatur Reaktor

Temperatur reaktor merupakan kontrol utama severity reaksi yang secara langsung mempengaruhi besarnya aliran sirkulasi katalis yang menentukan distribusi dan sifat-sifat produk.

4. Temperatur Umpan

Temperatur umpan akan mempengaruhi viskositas yang sangat menentukan kondisi pengkabutan umpan pada feed nozzle, dan juga mempengaruhi supply panas yang dibutuhkan bagi reaksi perengkahan katalitis yang terjadi pada riser reactor.

5. Lift Gas

Lift gas yang dipergunakan adalah off gas yang berasal dari sponge absorber yang diinjeksikan dari bagian bawah (wye piece) riser untuk mengangkat percepatan katalis kebagian atas riser tempat umpan diinjeksikan. Selain lift gas juga dipergunakan lift steam ini untuk membantu mempertahankan kecepatan katalis pada 14,5 - 16,8 m/dtk. Normalnya, lift gas dan lift steam adalah 2 % berat umpan.

6. Dispersion Steam

Steam ini dipergunakan untuk membantu pengkabutan umpan agar mudah kontak dengan katalis panas. Penggunaan steam umumnya sekitar 2 % berat umpan. Kenaikkan dispersion steam sebesar 0,2 % wt. Pada saat start up steam dipergunakan untuk sirkulasi katalis, namun pemakaian yang terlalu lama akan cenderung merusak katalis karena aus.

7. Stripping Steam

Stripping steam dipergunakan untuk melucuti sisa uap hidrokarbon yang masih menempel pada partikel katalis setelah jatuh dari cyclone, sehingga beban



regenerator tidak terlalu tinggi. Pemakaiannya tergantung pada besarnya sirkulasi katalis yang umumnya sekitar 1 - 2 kg steam/ton katalis sirkulasi.

8. Tekanan Reaktor

Tekanan reaktor tergantung pada tekanan main column yang juga tergantung pada tekanan overhead receiver yang diatur melalui kontrol 15 PC-502, namun tekanan ini dijaga konstant. Kenaikkan tekanan reaktor akan menaikkan sedikit konversi dan menaikkan produksi coke. Normalnya tekanan sedikit bervariasi sesuai dengan perubahan laju umpan dan perubahan beban main column, namun perubahan tekanan harus dihindari guna menjaga fluktuasi kecepatan pada riser, cyclone dan sirkulasi katalis.

9. Keseimbangan Tekanan

Aliran katalis dari lower regenerator ke riser reaktor disebabkan oleh beda tekanan dan head katalis dalam stand pipe. Kenaikkan salah satu level katalis akan menaikkan beda tekanan dan aliran katalis dari lower RG ke riser RX. Kenaikkan tekanan pada RX akan menghambat laju alir katalis dari lower RG ke riser RX.

10. Udara Pembakaran

Kebutuhan total udara pembakaran untuk regenerator sebanding dengan jumlah CO₂/CO dalam gas buang. Upper regenerator dirancang untuk pembakaran parsial coke menjadi CO, memungkinkan pembakaran sekitar 70-80% dari total coke, sementara lower regenerator untuk pembakaran sempurna menjadi CO₂, menghasilkan katalis yang lebih bersih. Karena energi yang dibutuhkan untuk membakar coke menjadi CO lebih rendah daripada menjadi CO₂, total energi yang dihasilkan hampir sama.

Pada lower regenerator, aliran udara dipertahankan pada 30% dari total kebutuhan, sedangkan pada upper regenerator, aliran udara disesuaikan dengan jumlah coke. Kekurangan udara pada upper regenerator dapat mengurangi pembakaran coke dan meningkatkan beban pada lower regenerator, menyebabkan sebagian katalis kurang teregenerasi dan tidak aktif. Sebaliknya, kelebihan udara dapat menyebabkan gelembung pada bed katalis dan after burning, yang berpotensi



merusak cyclone atau saluran flue gas. Nozzle distributor udara dirancang untuk tekanan beda 0,05-0,07 kg/cm². Distribusi udara yang tidak merata dapat merusak distributor dan menyebabkan erosi, terutama pada lengan distributor upper regenerator.

11. Temperatur Upper Regenerator

Temperatur dense phase upper RG tidak dapat langsung dikontrol, tetapi tergantung pada kondisi reaktor, komposisi umpan dan udara pembakaran. Pengendalian temperatur dilakukan dengan mengatur beban penyerapan panas back mix catalyst cooler dan pemakaian udara pembakaran. Faktor-faktor yang menyebabkan kenaikan temperatur dense phase adalah:

- a. Kenaikkan SG umpan, Avr Boiling Point dan MCR.
- b. Penurunan UOP K faktor umpan.
- c. Kenaikkan temperatur feed.
- d. Kenaikkan temperatur reaktor.
- e. Kenaikkan tekanan reaktor.

12. Temperatur Lower Regenerator

Temperatur lower regenerator dipengaruhi oleh jumlah coke yang tidak terbakar di upper regenerator serta beban aliran melalui catalyst cooler. Pengaturan temperatur dilakukan dengan mengontrol aliran katalis melalui catalyst cooler. Temperatur fase padat di lower regenerator adalah variabel kunci dalam pengendalian reaksi perengkahan.

13. Regenerator Level

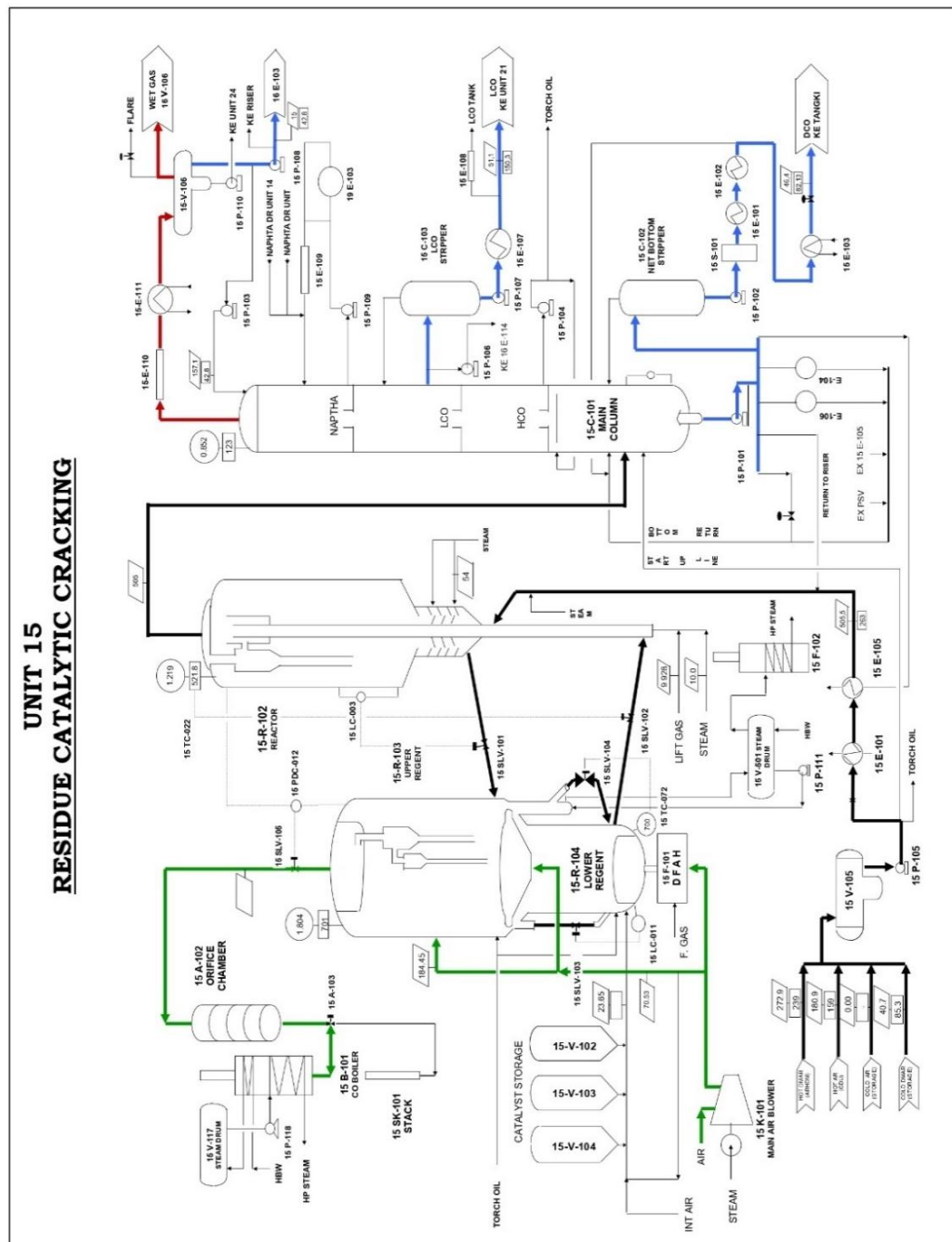
Level katalis akan sedikit bervariasi sesuai dengan perubahan kondisi operasi, tetapi harus dijaga dengan mengatur keseimbangan antara upper dan lower regenerator. Untuk mempertahankan keaktifan katalis, dilakukan penarikan dan penambahan katalis secara kontinu, dengan laju penambahan sekitar 2% dari total inventaris katalis per hari. Pada upper regenerator, level katalis harus dipertahankan cukup tinggi (>30%) untuk merendam discharge cyclone dipleg, yang berfungsi sebagai seal katalis dan mencegah carry over katalis.



14. Regenerator Pressure

Meningkatnya tekanan regenerator dapat membantu memperbaiki regenerasi katalis, meskipun demikian variabel ini jarang dipergunakan untuk tujuan ini, karena akan mempengaruhi beda tekanan slide valve, konsumsi power MAB, catalyst entrainment dan yang lebih penting adalah efisiensi cyclone. Penurunan tekanan regenerator akan mengakibatkan:

- a. Meningkatnya beda tekanan spent catalyst stand pipe (15-SLV-101).
- b. Menurunnya beda tekanan regenerated catalyst stand pipe (15-SLV 102).
- c. Meningkatnya konsumsi power pada MAB.
- d. Sedikit memperbaiki distribusi udara.
- e. Meningkatkan entrainment katalis pada cyclone.



Gambar 3.12 PFD Recidue Catalytic Cracking Unit



III.2.3.2. Light End Unit (LEU)

Unit ini berfungsi untuk memisahkan overhead main column vapor antara yang jenuh dengan tak jenuh dengan cara mengkompresi vapor tersebut lalu memisahkannya lebih lanjut menjadi produk stabilized Naphtha, LPG dan Offgas. Unit ini dirancang dengan kapasitas 341 mt/jam, mempergunakan lisensi dari UOP.

III.2.3.2.1. LPG Untreated Unit (Unit 16)

Pada unit ini terdiri dari beberapa alat sebagai berikut.

1. Wet Gas Compressor-16 K-101

Unit ini digunakan untuk mengompresi uap hidrokarbon dari overhead main column. Hasil kompresi kemudian dikondensasikan dan didinginkan untuk memisahkan cairan hidrokarbon yang dapat dikondensasikan dari uap non-kondensabel dalam HP receiver. Tekanan hisap kompresor sangat berpengaruh terhadap tekanan overhead kolom, sehingga pengendalian tekanan hisap perlu dilakukan dengan hati-hati melalui pengaturan spill back, kecepatan turbin, dan tekanan di overhead receiver 15-V-106 (15-PRC-502).

2. Primary Absorber 16-C-101

Unit ini berfungsi untuk menyerap total C_3 (propane/propylene) dan C_4 (butane/butylene) dari gas hidrokarbon hasil kompresi menggunakan naphtha (unstabilized dan stabilized) sebagai lean oil. Produk off gas kemudian dialirkan ke sponge absorber untuk proses absorpsi lebih lanjut, sementara rich oil (naphtha) dikembalikan ke main column 15-C-101. Temperatur lean oil (16-TI-008/036), laju alir lean oil (15-FC-506 & 16-FC-006), dan tekanan kolom (15-PC-009) adalah variabel operasi utama yang mempengaruhi efisiensi absorpsi. Efisiensi absorpsi meningkat dengan menurunnya temperatur overhead column dan meningkatnya laju alir lean oil, dengan batas maksimum flooding. Temperatur lean oil dan kolom ditentukan oleh kemampuan pertukaran panas dari chiller water exchanger, sehingga kinerja sistem chiller water sangat memengaruhi kinerja primary absorber.



3. Sponge Absorber 16-C-102

Unit ini berfungsi untuk menyerap C_5+ dari off gas hasil 16-C-101 menggunakan LCO sebagai lean oil (16-FC-012). Produk off gas yang dihasilkan adalah gas kering (bebas C_3+) yang digunakan sebagai lift gas untuk reaktor 15 R-102, sementara sisanya dialirkan ke amine absorber 16-C-105. Rich oil LCO dari bagian bawah dikembalikan ke main column 15-C-101. Variabel operasi utama yang mempengaruhi efisiensi absorpsi adalah temperatur (15-TI-022), laju alir lean oil (15-FC-012), dan tekanan kolom (15-PC-009). Efisiensi absorpsi meningkat dengan menurunnya temperatur overhead column dan meningkatnya laju alir lean oil, dengan batas maksimum flooding.

4. Stripper 16 C-103

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan fraksi C_2- dan H_2S dari produk C_3+ (LPG dan naphtha). Gas hasil pelucutan dikembalikan ke HP receiver 16-V-104. Variabel operasi utama yang mempengaruhi pelucutan C_2- dan H_2S adalah temperatur overhead (16-TI-015) dan reboiler (15-TI-013). Temperatur overhead dikendalikan oleh feed heater 16-E-108, sementara temperatur reboiler (16-E-113/114) diatur oleh aliran LCO dan naphtha.

5. Debutanizer 16 C-104

Unit ini berfungsi untuk memisahkan produk LPG dari Naphtha sebelum treatment. Tekanan dan temperatur adalah variabel utama pemisahan. Tekanan kolom diatur oleh 16-PC-016, sedangkan temperatur overhead diatur oleh LPG reflux 16-TC-029, dan temperatur bottom kolom diatur oleh HCO melalui reboiler 16-E-116 A/B dengan 16-FC-015/016.

6. Amine ABSORBER 16-C-105

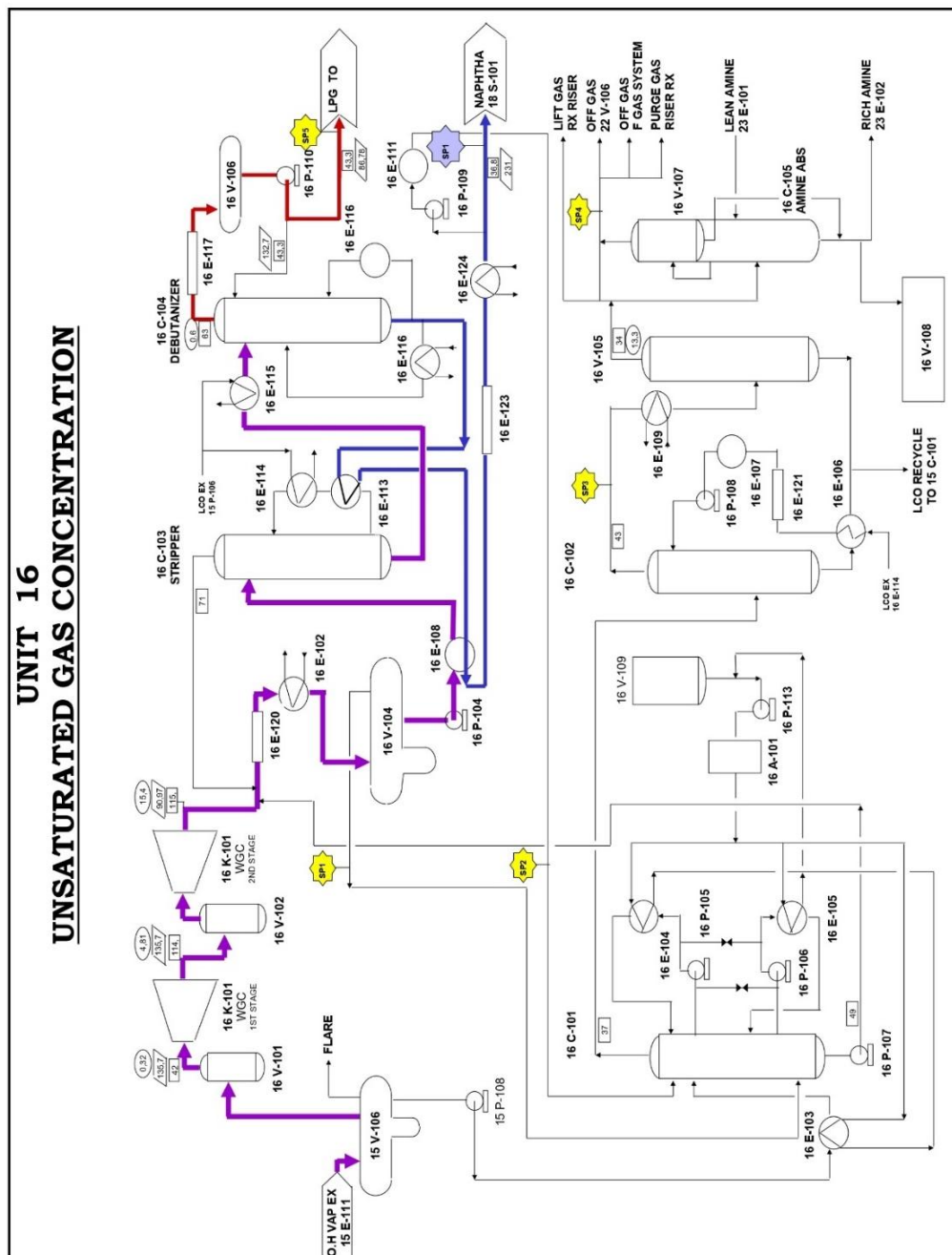
Unit ini berfungsi untuk menyerap H_2S dalam off gas dari sponge absorber 16-C-102 menggunakan larutan DIPA (10% vol) sebagai lean oil. Gas yang telah diolah digunakan sebagai refinery off gas dan dikirim ke unit 62. Rich amine hasil absorpsi diregenerasi di unit 23 untuk menghilangkan H_2S . Variabel operasi utama yang mempengaruhi efisiensi absorpsi adalah laju alir (16-FC-031), konsentrasi lean oil



DIPA, tekanan (16-PC-009), dan temperatur (16-TI-040). Peningkatan laju alir lean oil meningkatkan efisiensi absorpsi hingga batas maksimum flooding. Kondisi operasi 16-C-105 adalah sebagai berikut

Tabel 3. 7 Kondisi Operasi 16-C-105

Temperatur	38 °C.
Tekanan	13,6 kg/cm ² .
Amine Rate	29.2 m ³ /j.
H ₂ S loading lean amine	0,003 mol H ₂ S/mol DIPA.
H ₂ S loading rich amine	:0,077 mol H ₂ S/mol DIPA.



Gambar 3.13 PFD Unsaturated Gas Plant (Unit 16)



III.2.3.2.2. LPG Treatment Unit (Unit 17)

Unit ini berfungsi untuk memurnikan produk LPG Unsaturated Gas Plant dengan cara mengambil senyawa merkaptan dan organik sulfur lainnya dengan 87 merubahnya menjadi senyawa disulfida. Mempunyai produk Treated Mixed LPG untuk selanjutnya dikirim ke Propylene Recovery Unit (unit 19). Unit LPG Treatment Unit dirancang untuk mengolah feed dari produk atas Debutanizer pada Unsaturated Gas Plant sebanyak 22.500 BPSD. Tahapan Proses LPG Treatment Unit: Pada LPG Treatment Unit, dilakukan proses ekstraksi dan pencucian dari Unsaturated LPG Treatment.

1. Ekstraksi Hidrogen Sulfida pada Vessel I

Feed berupa LPG tak jenuh masuk ke strainer (17-S-101) untuk menyaring partikel padat berukuran 150 mikron. Setelah itu, feed masuk ke ekstraktor fiber film contactor (EFFC) (17-A-201) dan dikontakkan dengan caustic secara co-current, dimana H₂S diekstraksi oleh larutan caustic. Feed yang telah diekstraksi masuk ke separator (17-V-101) untuk memisahkan fase LPG dari larutan caustic. Fase LPG yang keluar dari puncak separator masuk ke vessel II dan III, sementara spent caustic yang keluar dari bagian bawah separator menuju ke tempat penampungan caustic.

2. Ekstraksi Merkaptan pada Vessel II dan Vessel III

LPG dari vessel I masuk ke dalam sistem ekstraksi dua tahap (vessel II dan vessel III) untuk menghilangkan merkaptan dan sulfur menggunakan caustic dari (17-V-106). Proses ekstraksi dilakukan secara co-current. LPG yang keluar dari bagian atas ekstraktor dua tahap masuk ke vessel III, sementara caustic yang keluar dari bagian bawah dikirim ke oxidation tower untuk diregenerasi dengan udara.

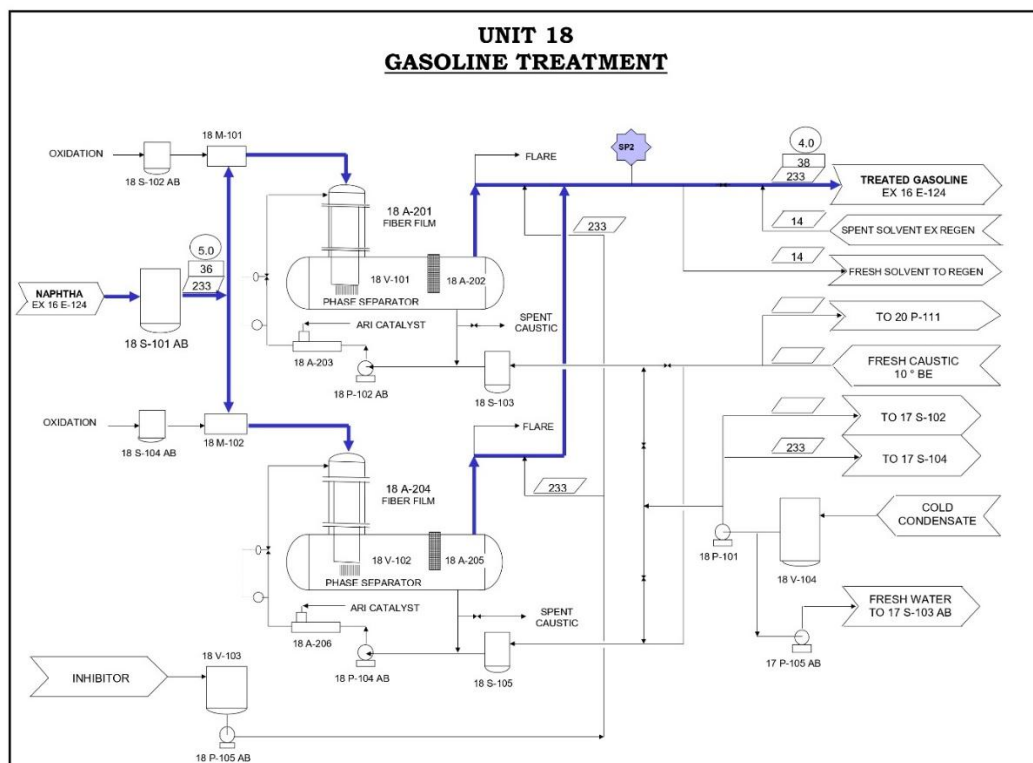
3. Aquafine pada Vessel IV

Treated LPG yang mengandung caustic masuk pada bagian atas vessel IV dan mengalami kontak dengan serat-serat logam yang terbasahi oleh sirkulasi air. Proses pengontakan antara LPG dan air dilakukan secara co-current. Selanjutnya, treated LPG, caustic, dan air masuk ke dalam separator (17-V-104). Di dalam separator terdapat shroud contactor yang berfungsi untuk mengikat caustic, 88 kemudian

III.2.3.2.3. Gasoline Treatment (Unit 18)

Unit ini mengolah ulang Naphtha agar sesuai dengan standar kualitas komponen Blending Premium, menghasilkan produk Treated Gasoline. Unit ini dirancang untuk memproses 47.500 BPSD Untreated RCC Gasoline dari RCC complex, dengan kapasitas operasi minimal 50%. Prosesnya meliputi:

1. Feed berupa untreated gasoline disaring dari partikel padat di strainer (18-S-101).
2. Feed dibagi menjadi dua aliran paralel, diinjeksi dengan udara untuk oksidasi.
3. Feed yang bercampur udara dikontakkan dengan caustic di fiber film contactor untuk mengekstrak H_2S dan mengoksidasi merkaptan.
4. Feed dan caustic dipisahkan di separator, di mana gasoline menuju ke storage, dan caustic ke tangki penampungan, dengan 20% disirkulasikan kembali ke fiber film contactor.



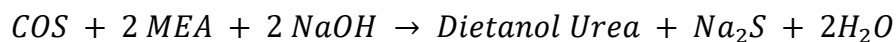
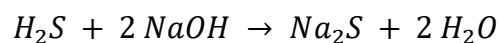
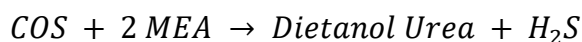
Gambar 3. 15 PFD Gasoline Treatment (Unit 18)



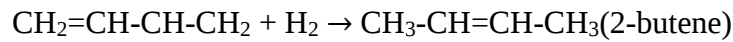
III.2.3.2.4. Propylene Recovery Unit (Unit 19)

Unit ini memisahkan Mixed Butane dan memproses LPG C₃ dan C₄ dari Gas Concentration Unit untuk menghasilkan propylene dengan kemurnian tinggi (minimum 99,6%), serta produk propylene (7150 BPSD), Propana, dan campuran butana. Tahapan Proses:

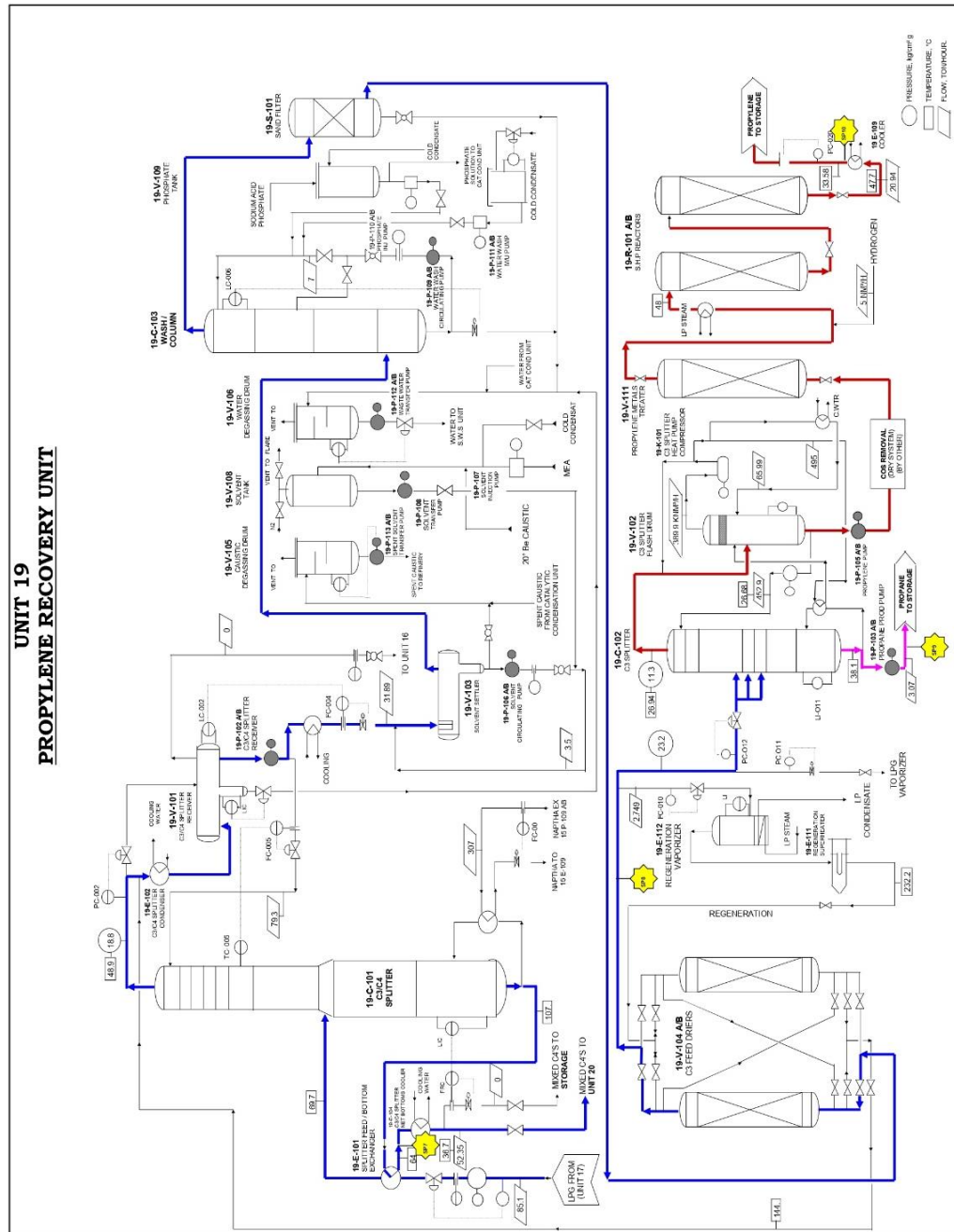
1. Feed dari unit LPG treatment dipompakan ke C₃/C₄ splitter (19-C-101) untuk memisahkan campuran C₃ (propana dan propilen) di atas dan campuran C₄ (butan dan butilen) di bawah.
2. C₃ (propana dan propilen) direfluks untuk mengambil C₄ yang terbawa, lalu dikirim ke solvent settler untuk menghilangkan sulfur dengan larutan NaOH. Air hasilnya dikirim ke water degassing drum dan Unit Sour Water Stripper (Unit 24).
3. C₄ dari bottom splitter dipanaskan, sebagian dikirim ke unit Catalytic Condensation (Unit 20), dan sisanya ke tangki penampungan.
4. C₃ dari solvent settler dikontakkan dengan larutan fosfat di wash water column untuk mengikat NaOH yang tersisa, dan dipisahkan di sand filter.
5. C₃ dari sand filter dikeringkan di C₃ feed driers, kadar moisture diperiksa, lalu dipisahkan di C₃ splitter menjadi uap propylene (di atas) dan propane (di bawah). Propylene cair dipisahkan dari COS di COS removal menggunakan MEA dan NaOH dengan reaksi berikut.



Setelah itu, propylene dipisahkan dari logam pada unit metal treater. Dari metal treater, propylene dimasukkan ke reaktor SHP untuk mengubah kandungan diene dan acetylene pada fraksi C₄ yang terikut menjadi monoolefin untuk memenuhi persyaratan produksi. Reaksi SHP berlangsung pada kondisi fasa cair dalam fixed bed catalyst dengan jumlah H₂ yang terbatas. Reaksi yang terjadi adalah:



Berikut ini merupakan PFD propylen recovery unit.



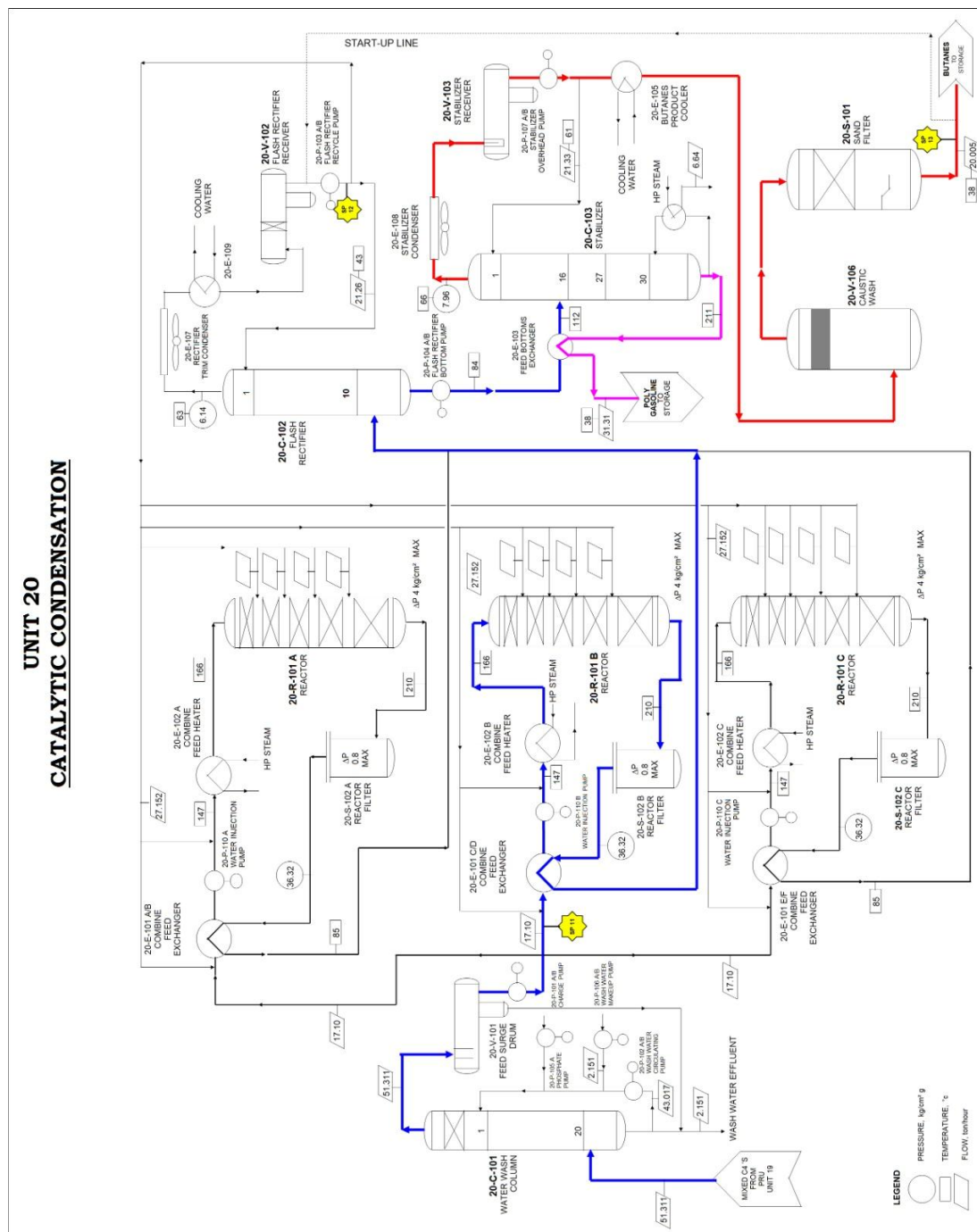
Gambar 3. 16 PFD Propylene Recovery Unit (Unit 19)



III.2.3.2.5. Catalytic Condensation Unit (Unit 20)

Catalytic condensation adalah reaksi alkilasi dan polimerisasi senyawa olefin menjadi produk dengan fraksi tinggi menggunakan katalisator asam fosfat padat. Unit Catalytic Condensation memiliki kapasitas 13.000 BPSD dan menggunakan tiga reaktor paralel untuk mengolah campuran butane/butilene dari Propylene Recovery Unit (Unit 19) menjadi gasoline beroktan tinggi. Produk yang dihasilkan adalah polygasoline dengan berat molekul tinggi dan butana. Tahapan Proses:

1. Seksi Reaktor:
 - a. Feed campuran butane-butilene dari Propylene Recovery Unit dicuci dengan larutan fosfat di wash water column secara counter current. Larutan fosfat berfungsi sebagai katalis dan menghilangkan kotoran.
 - b. Campuran butana kemudian dipompakan ke tiga reaktor paralel, di mana terjadi reaksi isomerisasi dan alkilasi.
2. Seksi Rectification:
 - a. Effluent dari reaktor disaring untuk mencegah katalis padat terikut, lalu dipisahkan di flash rectifier menjadi saturated LPG, polygasoline, dan unreacted umpan.
 - b. Uap butilen dan butana dihasilkan di bagian atas, dikondensasi, dan sebagian dikembalikan ke flash rectifier sebagai reflux, sementara sebagian lagi direcycle ke reaktor.
3. Seksi Stabilizer:
 - a. Feed dipisahkan secara distilasi di stabilizer, menghasilkan LPG butana di bagian atas, yang dikeringkan di water boot.
 - b. Kondensat kemudian dicuci dengan caustic untuk menghilangkan sulfur, disaring di sand filter, dan disimpan. Produk bawah berupa polygasoline didinginkan sebelum disimpan di tangki.



Gambar 3.17 PFD Catalytic Condensation Unit (Unit 20)



III.2.4. Propylene Olefin Complex (POC)

Pada PT Kilang Pertamina Internasional Kilang Balongan terdapat unit terbaru yaitu unit POC. Unit POC menerima umpan dari off gas RCC dan menghasilkan produk propilen. POC terdiri atas beberapa unit, yaitu sebagai berikut.

III.2.4.1. Olefine Complex Unit (OCU)

III.2.4.1.1. Low Pressure Recovery

1. Amine/Water Wash Tower

Amine/water wash tower (34-C-101) berfungsi menghilangkan gas asam dari off gas RCC yang berasal dari sistem OSBL. Wash water diambil dari OSBL dan dikembalikan ke SWS. Pelarut amin masuk dari amine regeneration package (34-A-101), sedangkan larutan amin yang sudah jenuh diregenerasi kembali di amine regeneration package yang sama.

2. Oxygen Converter

Oxygen Converter (34-R-101 A/B) berfungsi menghilangkan asetilena, oksigen, dan pengotor lain dari aliran off gas. Operasi yang baik dan aman diperlukan untuk mencegah bahaya, karena oksigen dapat bereaksi dengan oksida nitrit pada suhu kriogenik, membentuk gum yang bersifat eksplosif di dalam cold box. Terjadi reaksi primer dan sekunder sebagai berikut:

Reaksi Primer:

- a. Oksigen + Hidrogen $\rightarrow$ Air
- b. Asetilen + Hidrogen $\rightarrow$ Etilena + Etana
- c. Etilena + Hidrogen $\rightarrow$ Etana
- d. C3 Asetilena + Hidrogen $\rightarrow$ Propilena + Propana
- e. Butadiena + Hidrogen $\rightarrow$ Butena + Butana
- f. Etilena + Hidrogen $\rightarrow$ Etana
- g. C3 Asetilena + Hidrogen $\rightarrow$ Butena + Butana

Reaksi Sekunder:

- a. $\text{H}_2\text{S} \rightarrow$ Merkaptan
- b. $\text{COS} \rightarrow$ Merkaptan



- c. $\text{SO}_2 \rightarrow \text{Merkaptan}$
- d. $\text{NO}_x + \text{Hidrogen} \rightarrow \text{Amonia} + \text{Air}$
- e. $\text{Nitril} \rightarrow \text{Amina}$
- f. $\text{HCN} \rightarrow \text{Amonia}$
- g. $\text{Sianida organik} \rightarrow \text{Amina}$

Katalis dalam Oxygen Converter juga mengurangi pengotor seperti arsen dan fosfin pada off gas.

3. Caustic Water Wash

Caustic/Water Wash Tower berfungsi menghilangkan sisa gas asam, seperti H_2S dan CO_2 , dari aliran off gas RCC. Soda kaustik ditambahkan untuk menghilangkan gas-gas asam ini, dan sisa soda kaustik dicuci dengan wash water untuk mencegah carry over.

4. Off Gas Feed Treatment

Gas proses dari KO Drum dialirkan ke off gas dryer untuk mengurangi kandungan air, merkaptan, amina, amonia, serta sedikit H_2 , CO_2 , dan COS. Effluent dari dryer kemudian dikirim ke Mercury Absorber untuk menghilangkan merkuri menggunakan karbon aktif, karena merkuri dapat menyebabkan kerapuhan pada pipa dan peralatan dari alloy aluminium di RCC off gas cooler (34-E-107). Setelah itu, gas disaring untuk menghilangkan padatan.

5. Off Gas Chilling and Demethanation

Off gas yang telah ditreatment diumpankan ke Demethanizer (34-C-103) untuk fraksinasi, di mana etilena diserap oleh cairan kaya etana atau propilena dari produk bawah Front End Deethylenizer. Sebelum masuk ke Demethanizer, off gas dan larutan pencuci dari produk bawah didinginkan menggunakan heat exchanger dengan produk atas dari Demethanizer, Deethanizer, dan aliran refrigerant biner. RCC off gas cooler (34-E-107) berbentuk cold box dengan casing baja dan insulasi loose perlite di dalamnya. Untuk menjaga kondisi kering dan atmosfer inert, cold box dipurging dengan nitrogen.



6. Front End Deethylenizer

Unit 34-C-104 memisahkan etilena dari etana dan komponen berat dalam aliran produk bawah Demethanizer. Produk atas, yang mengandung 99,95% etilena, dikondensasikan dengan refrigerant biner dan dipompakan ke OCU reactor. Produk bawah, yang mengandung etana dan komponen berat, di-recycle ke Demethanizer sebagai cairan pencuci dan sebagian dialirkan ke Deethanizer.

7. Deethanizer

Unit 34-C-105 memisahkan produk bawah dari Front End Deethylenizer menjadi dua aliran: produk atas kaya etana dan produk bawah sebagai fraksi C3 yang lebih berat. Produk atas dialirkan ke sistem fuel gas melalui RCC Off-gas Cooler, sementara produk bawah dipompakan ke OSBL sebagai produk C3+. Refluks dilakukan dengan kondensasi parsial aliran produk atas menggunakan refrigerant biner yang lebih kuat.

III.2.4.1.2. Selective C4 Hydrogenation (Unit 35)

1. C₄ Feed Treatment

Umpan campuran C₄ dari OSBL dikirim ke C₄ Feed Water Wash Tower (35-C-101) untuk menghilangkan kaustik. Di kolom ini, campuran C₄ dicuci dengan air dingin secara counter-current. Setelah pencucian, campuran C₄ keluar dari bagian atas kolom dan masuk ke C₄ Feed Surge Drum (35-V-103).

2. Selective C₄ Hydrogenation Unit

Umpan C₄ dari Feed Treater Effluent Filters (35-S-101 A/B) dikirim ke Selective C₄ Hydrogenation Unit (SHU), yang dirancang untuk menghasilkan aliran dengan maksimum 50 ppm butadiena, rasio 1-butena/1-butana 100:3, dan pembentukan n-butana maksimum 1,5%wt. Umpan H₂ dan C₄ dikontrol dengan laju 66.828 kg/jam pada kasus minimum, 53.383 kg/jam pada kasus normal, dan 50.488 kg/jam pada kasus maksimum dengan 0,51-0,52 mol% butadiena. Temperatur umpan ke reaktor adalah 50°C pada kondisi SOR dan 80°C pada kondisi EOR. Reaksi utama dalam SHU meliputi selektif hidrogenasi 1,3-butadiena, isomerisasi butena, dan penjenruhan olefin.



III.2.4.1.3. Catalyst Distillation Deisobutanizer (Unit 36)

Produk C₄ dari SHU diumpankan ke kolom CD Hydro Deisobutenizer bersama sedikit hidrogen murni. Isobutene dihilangkan di overhead bersama isobutane dan sisa butadiene. Untuk meningkatkan pemulihan n-butene, bed katalis digunakan untuk mengisomerisasi 1-butene menjadi 2-butene dan menghidrogenasi butadiene. Produk bawah, kaya 2-butene, dikirim ke Olefin Conversion Unit, sementara produk atas yang mengandung isobutane, isobutene, dan sebagian 1-butene dikirim ke OSBL. Overhead didinginkan dengan udara dan cooling water, dan gas buangan diproses sebelum dikirim ke sistem bahan bakar. Produk bawah didinginkan dengan air sebelum masuk ke Olefin Conversion Unit.

III.2.4.1.4. Olefin Conversion (Unit 37)

1. Fresh/Recycle C₄ Surge Drum, DP Reactor Feed Preheat System, dan Feed Treatment.

Fresh dan recycle C₄ dari Deisobutanizer dan depropylenizer dicampur dalam Fresh/Recycle C₄ Surge Drum, lalu dicampur dengan etilen dari RCC offgas Cooler dan OCU deethylenizer. Drum ini menampung campuran C₄ untuk umpan DP Reactor dan menjaga kapasitas aliran. Campuran C₄ dipanaskan dan diolah sebelum masuk ke OCT Reactor untuk menghilangkan kontaminan. Umpan diproses pada suhu dan tekanan tertentu.

2. DP Reactors dan Regeneration System

DP Reactor memproses campuran etilen dan 2-butene dengan menggunakan dua lapisan katalis untuk menghasilkan propilen dan olefin C₅-C₇. Reaksi utama dan samping berlangsung di reaktor, dengan etilen sebagai stoikiometri. C₄ didaur ulang dari depropylenizer untuk menggantikan konversi butene yang rendah. Katalis reaktor perlu regenerasi berkala untuk menghilangkan kokas dan mengembalikan aktivitas katalis. Regenerasi dilakukan dengan pemanasan dan penggunaan nitrogen, udara, serta hidrogen.



3. Deethylenizer

Deethylenizer memisahkan etilen dari produk DP Reactor dengan menggunakan refrigerant untuk mengkondensasikan produk atas dan reboiler untuk produk bawah. Produk atas mengandung sekitar 98,6% mol etilen dan dikirim ke RCC Off Gas Cooler dan OCU Feed mixer, sementara produk bawah dikirim ke depropilenizer.

4. Depropylenizer

Depropylenizer memisahkan propilen dari C_4 dan fraksi berat, menghasilkan produk propilen dari propan yang terdapat dalam umpan C_4 . Produk atas dikondensasikan oleh udara pendingin, dan produk bawah di reboiler dengan LP steam. Desainnya untuk memisahkan C_3S dari C_4 dan fraksi berat.

5. Debutanizer.

Debutanizer memisahkan C_4 LPG dari C_5 dan produk gasoline fraksi berat. Produk atas dikondensasikan oleh air pendingin, sementara produk bawah di reboiler dengan LP steam. Desainnya untuk memisahkan 2% berat C_5 dan komponen fraksi berat dari C_4 LPG serta 0,5% volume C_4s dari produk bawah. Produk C_{5+} gasoline dipompa sebelum dikirim ke OSBL.

III.2.4.1.5. Regeneration System (Unit 38)

1. Regeneration LPR, OCT, and N2 Treater

Regenerasi off gas dryer/treaters (34-V-104 A/B), OCT Feed Treaters (37-V-108 A/B), dan Nitrogen Feed Treater (38-V-103) dilakukan menggunakan gas regenerasi yang dikombinasikan dengan Demethanizer (34-C-103), produk atas Deethanizer (34-C-105), dan gas venting dari Deisobutanizer Vent Condenser. Gas regenerasi dipanaskan secara parsial dalam Feed/Effluent Exchanger (38-E-101) dan kemudian dipanaskan lebih lanjut dengan HP Steam dalam Dryer/Treater Regeneration Heater (38-E-102). Pemanasan akhir untuk mencapai suhu regenerasi yang diperlukan dilakukan di Trim Electric Heater (38-E-104). Gas regenerasi dari dryer/treaters kemudian didinginkan di dalam Dryer/Treater Feed/Effluent Exchanger (38-E-101) dan selanjutnya menggunakan air pendingin dalam

Program Studi S-1 Teknik Kimia



Dryer/Treater Effluent Cooler (38-E-103). Effluent yang telah didinginkan dikirim ke Regeneration Gas Knock Out Drum (38-V-101). Uap yang dihasilkan di dalam KO Drum tersebut dikirim ke sistem fuel gas dalam batas tertentu, sementara air yang terkondensasi dikirim ke SWS (34-A-102).

2. Regeneration System for Reactor

Impurity Adsorbers (34-V-102 A/B) diaktifkan dengan menggunakan nitrogen, hidrogen, dan DMDS untuk presulfiding katalis. Oxygen Converters (34-R-101A/B) diregenerasi menggunakan nitrogen, steam, udara pabrik, hidrogen, dan DMDS untuk tujuan yang sama. SHU Reactors (35-R-101 A/B) diregenerasi dengan kombinasi nitrogen, steam, udara pabrik, dan hidrogen. Sementara itu, DP Reactors (37-R-101 A/B) diregenerasi menggunakan nitrogen, udara pabrik, dan hidrogen. Fired heater digunakan untuk menyediakan pemanasan yang cukup guna memenuhi kebutuhan regenerasi semua media gas reaktor tersebut.

3. Regeneration System for C4 Feed Treaters

Regenerasi pada C₄ Feed Treaters (35-V-101 A/B) dilakukan dengan resirkulasi sistem regenerasi. Sistem regenerasi terdiri dari sebuah loop dengan blower, heater, dan cooler untuk menyediakan gas regenerasi pada suhu yang dibutuhkan selama berbagai tahap pada siklus regenerasi. Gas regenerasi disirkulasi oleh C₄ Treater Regeneration Blowers (38-K-101 A) dengan blower 38-K-101 B dipasang sebagai cadangan. Gas regenerasi dipanaskan dengan HP Steam dalam C₄ Treater Regeneration Heater (38-E-110) untuk menyediakan panas pada gas regenerasi. Gas regenerasi selanjutnya dipanaskan menjadi suhu panas regenerasi dalam C₄ Treater Trim Heater (38-E-111). Gas regenerasi yang dingin disediakan dengan pendinginan keluaran C₄ Treater Regeneration Blower dalam air pendingin. Keluaran gas regenerasi dari C₄ Feed Treater didinginkan oleh air pendingin dalam 105 C₄ Treater Regeneration Cooler (38-E-107 A/B). Keluaran yang telah didinginkan tersebut mengalir ke C₄ Feed Treater Regeneration KO Drum (38-V-105).



Uap dari KO Drum tersebut di resirkulasi ke suction C₄ Treater Regeneration Blower. Terdapat make up gas regenerasi segar yang konstan yaitu sebesar 2000 kg/jam, dari penyedia gas regenerasi dan aliran purging, di bawah pengendalian tekanan, yang dikirim ke sistem fuel gas pada batasan tertentu. Dalam tahapan awal regenerasi, hidrokarbon C₄ yang terkondensasi dikirim ke C₄ Feed Water Wash Column (35-C-101) untuk recovery. Dalam tahap selanjutnya, air dikirim ke SWS.

III.2.4.1.6. Binary Refrigeration System (Unit 39)

Binary Refrigeration Unit adalah sistem pendinginan tertutup yang menggunakan campuran sekitar 31 mol% etilen dan 69 mol% propilen, dengan sedikit kandungan metana, etana, dan propana. Sistem ini beroperasi dalam tiga tahap dan memanfaatkan turbin untuk menggerakkan centrifugal compressor. Sumber uap etilen berasal dari overhead deethylenizer, sementara uap propilen diperoleh dari overhead depropylenizer atau propylene liquid dari OSBL. Untuk mengontrol suhu di Binary Refrigerant Third Stage Suction Drum, cooling water digunakan sebagai intercooler pada discharge dari compressor tahap kedua. Sistem pendinginan ini terbagi menjadi tiga sirkuit utama: Heavy Binary Refrigerant Circuit, Medium Binary Refrigerant Circuit, dan Light Binary Refrigerant Circuit.