



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

II.1 Sejarah Perusahaan

PGN Saka Indonesia Pangkah Limited (SIPL) merupakan salah satu entitas yang beroperasi di Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur. Kegiatan operasional perusahaan ini terbagi ke dalam dua lokasi utama, yaitu sumur-sumur minyak yang berada di wilayah lepas pantai Ujung Pangkah serta fasilitas pemisahan (processing plant) yang terletak di darat, tepatnya di kawasan industri Maspion, Manyar, Gresik. Saka Energi Indonesia (SAKA) sendiri didirikan pada tanggal 27 Juni 2011 sebagai anak perusahaan yang sepenuhnya dimiliki oleh PT Perusahaan Gas Negara (Persero) Tbk (PGN), sebuah perusahaan nasional terkemuka yang bergerak dalam bidang transportasi dan distribusi gas bumi serta tercatat sahamnya di Bursa Efek Indonesia (BEI). Struktur kepemilikan saham SAKA terdiri dari PGN dengan porsi sebesar 99,997% serta PT PGAS Solution (anak perusahaan PGN lainnya) dengan kepemilikan sebesar 0,003%.

Sejarah singkat pendirian fasilitas ini berawal dari perusahaan asing AMERADA-HESS yang pada tahun 1999 membangun plant pertambangan minyak di wilayah Ujung Pangkah. Selanjutnya, pada tahun 2000 dilakukan kegiatan eksplorasi sekaligus pembangunan pabrik pemrosesan. Setelah itu, pada tahun 2005 seluruh saham diakuisisi oleh HESS Indonesia Pangkah Ltd sebagai pemegang saham tunggal. Momentum penting terjadi pada bulan Maret 2007 dengan dilakukannya *First Gas In*, yaitu dimulainya aliran gas pertama dari sumur lepas pantai Ujung Pangkah menuju fasilitas pemrosesan di Manyar, Gresik, melalui subsea pipeline sepanjang 40 km. Setelah keberhasilan tahap pertama, perusahaan melanjutkan pembangunan *Project Phase II* yang mencakup fasilitas minyak (Oil Facility) dan LPG Facility sebagai persiapan pembukaan sumur minyak tambahan di daerah yang sama. Proyek tahap kedua ini selesai pada akhir tahun 2008, bersamaan dengan dimulainya produksi minyak yang dialirkan ke processing plant.

Pada akhir tahun 2008, struktur kepemilikan saham mengalami perubahan dengan masuknya Kuwait Foreign Petroleum Exploration Company (KUFPEC) yang membeli 25% saham HESS Indonesia Pangkah Ltd. Namun, pada Juni 2013



KUFPEC melepas kembali kepemilikan saham tersebut dan menjualnya kepada PT PGN Saka Energi Indonesia, anak perusahaan PGN yang pada saat itu mulai memperluas investasi dan mengembangkan usaha di bidang eksplorasi hulu migas. Selanjutnya, pada bulan Desember 2013 HESS Indonesia Pangkah Ltd melepas seluruh aset yang dimilikinya, yang kemudian diambil alih sepenuhnya oleh PT PGN Saka Energi Indonesia. SAKA didirikan dengan tujuan utama untuk memastikan keberlanjutan pasokan gas jangka panjang bagi PGN. Hingga kini, SAKA mengelola sepuluh Production Sharing Contract (PSC) di Indonesia serta satu blok shale gas di Amerika Serikat. Dari keseluruhan aset tersebut, tiga PSC sepenuhnya dioperasikan oleh SAKA dengan kepemilikan saham 100%, yakni Pangkah PSC, South Sesulu PSC, dan Wokam II PSC.



II.2 Visi Misi Perusahaan

A. Visi

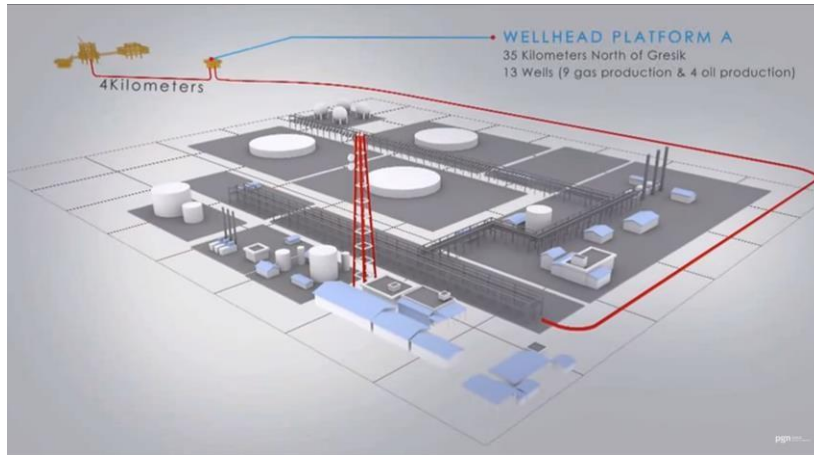
Menjadi Perusahaan eksplorasi dan produksi minyak dan gas yang menguntungkan dan kuat secara finansial di bawah Indonesia *Energy Holding*

B. Misi

Memberikan energi untuk Indonesia, meningkatkan nilai pemegang saham dan meningkatkan kualitas masyarakat dan lingkungan melalui sinergi dengan PGN Group

II.3 Lokasi Pabrik

PGN Saka Indonesia Pangkah Limited (SIPL) berlokasi di Kawasan Industri Maspion Unit C, Jalan Beta Maspion, Manyar Sido Mukti, Kecamatan Manyar, Kabupaten Gresik, Provinsi Jawa Timur. Luas keseluruhan area operasional perusahaan mencapai kurang lebih 286.000 m². Kegiatan operasional SIPL terbagi dalam dua lokasi utama, yaitu fasilitas produksi lepas pantai (*offshore production facility*) yang meliputi *Well Head Platform* (WHP) serta platform tambahan berupa *Compression and Processing Platform* (CPP) yang terletak di wilayah Ujung Pangkah. Sementara itu, pada fasilitas pemrosesan darat (*onshore processing facility*) dilakukan serangkaian aktivitas produksi minyak dan gas. Fasilitas tersebut terdiri atas *Oil Treating Facility* (OTF) yang menghasilkan produk berupa *crude oil*, serta *Gas Processing Facility* (GPF) yang berfungsi untuk memproses gas bumi.

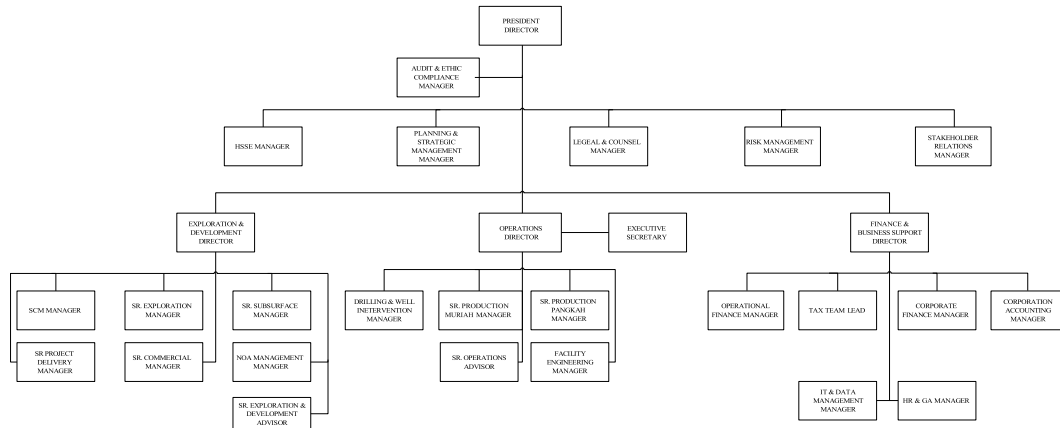


Gambar II. 1 Lay Out Saka Indonesia Pangkah Limited (SIPL)



Gambar II. 2 Lokasi Saka Indonesia Pangkah Limited (SIPL)

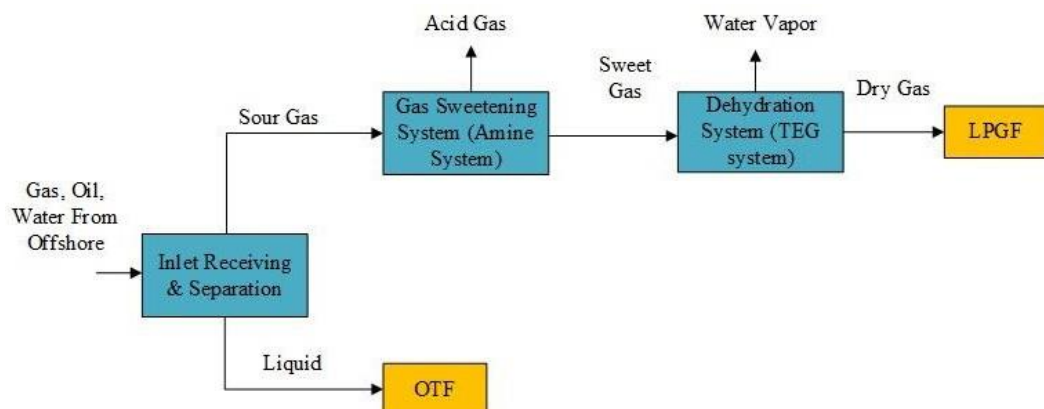
II.4 Struktur Organisasi



Gambar II. 3 Struktur Organisasi Saka Indonesia Pangkah Limited (SIPL)

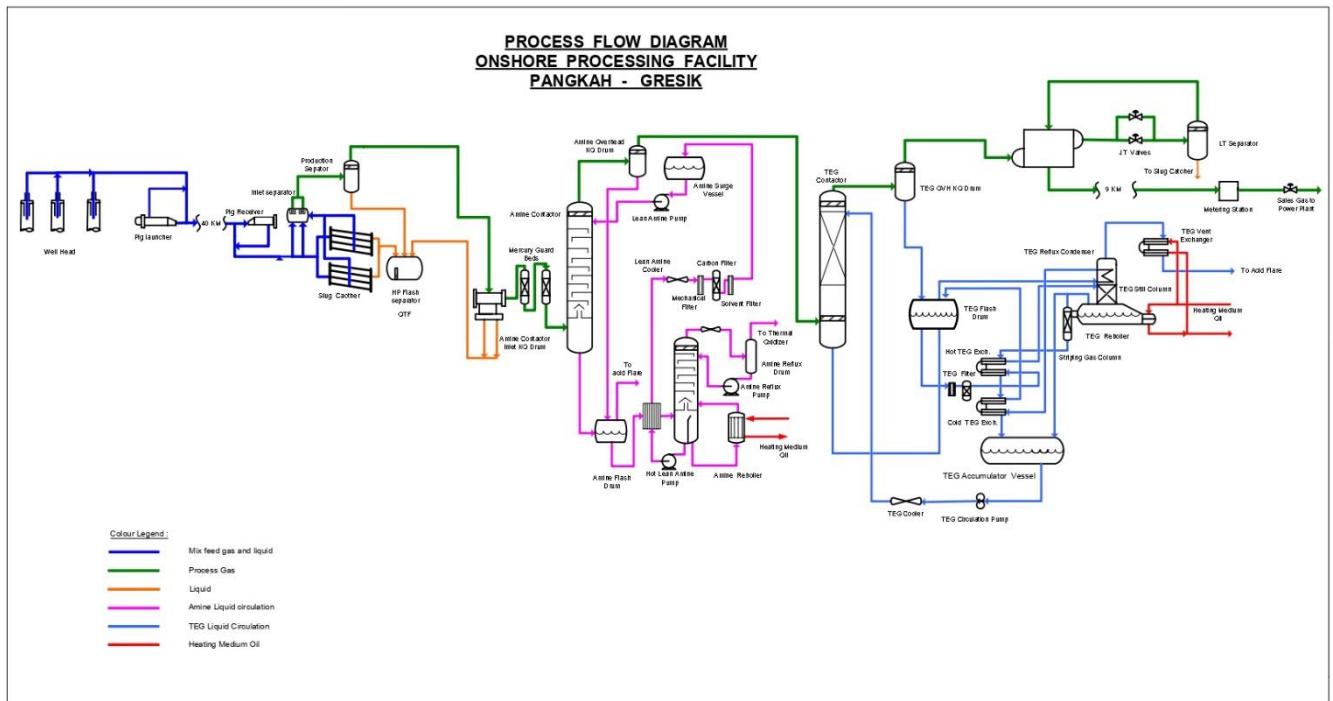
II.5 Uraian Proses

II.5.1 Gas Processing Facility



Gambar II. 4 Diagram Blok Gas Processing Facilities (GPF)

Gas processing facility (GPF) merupakan suatu proses untuk mengolah gas bumi menjadi gas yang memiliki kandungan H_2S dan uap air yang sudah berada dibawah batas maksimal yang diterapkan. Pada Gas processing facility (GPF) terbagi menjadi 3 tahapan proses yaitu :



Gambar II. 5 *Process Flow Diagram (PFD) pada Gas Processing Facility (GPF)*

1. *Inlet receiving & Separation*

Unit ini berfungsi untuk menerima/menampung serta memisahkan *well fluid* dari *offshore* menjadi 2 fase yaitu liquid dan gas.

a. *Inlet separator*

Fluida yang berasal dari fasilitas offshore terlebih dahulu dialirkan menuju *inlet separator* dengan tujuan memisahkan fase *liquid* dan fase gas. Aliran gas hasil pemisahan kemudian diteruskan menuju *production separator*, sedangkan aliran cairan dialirkan ke *slug catcher* sebelum selanjutnya diproses lebih lanjut pada unit *Onshore Terminal Facilities (OTF)*. Peralatan pemisahan yang digunakan adalah *horizontal 2-phase separator* dengan kondisi operasi umpan pada suhu 34 °C serta tekanan sebesar 35 bar.

b. *Slug catcher*

Unit ini berfungsi sebagai wadah penampungan sementara sekaligus berperan dalam mengendalikan aliran cairan agar distribusinya menuju proses berikutnya dapat berlangsung lebih teratur dan terkontrol. Selain

itu, pada unit ini juga berlangsung proses pemisahan, di mana apabila masih terdapat kandungan gas yang terbawa bersama aliran cairan, maka gas tersebut akan dialirkan kembali ke unit sebelumnya untuk diproses ulang. Slug catcher yang digunakan pada fasilitas ini berbentuk pipa dengan diameter 48 inchi dan dioperasikan pada kondisi suhu sebesar 34 °C serta tekanan sebesar 35 bar.

c. *Production separator*

Pada unit *production separator* dilakukan proses pemisahan fase cair (*liquid*) yang terbawa bersama aliran gas. Tahapan ini bertujuan untuk memastikan bahwa tidak ada kandungan cairan yang ikut terbawa menuju proses berikutnya, sehingga aliran gas yang dilanjutkan ke tahap selanjutnya berada dalam kondisi lebih murni dan stabil. Dari hasil pemisahan tersebut, gas yang dihasilkan berupa *sour gas* kemudian dialirkan menuju *amine contactor inlet ko drum*, sedangkan fase cair yang berhasil dipisahkan akan dialirkan menuju *Oil Treatment Facility (OTF)* untuk diproses lebih lanjut. Jenis separator yang digunakan pada proses ini adalah *vertical 2-phase separator* dengan kondisi operasi berupa suhu umpan sebesar 34 °C dan tekanan sebesar 35 bar.

2. *Gas sweetening system*

Hasil pemisahan yang diperoleh dari unit separator berupa Gas asam (*sour gas*), yaitu gas yang masih mengandung senyawa asam. Proses pemisahan kandungan asam tersebut sangat penting untuk dilakukan guna mencegah terjadinya potensi korosi pada peralatan maupun fasilitas produksi. Adapun komponen utama yang termasuk ke dalam *acid gas* tersebut antara lain adalah merkuri (Hg), hidrogen sulfida (H₂S), serta karbon dioksida (CO₂).

a. *Amine Contactor Inlet KO Drum*

Sour gas yang berasal dari *production separator* selanjutnya dialirkan menuju *amine contactor inlet ko drum*. Unit operasi ini berupa sebuah bejana silinder horizontal yang dilengkapi dengan filter dan berfungsi untuk memisahkan hidrokarbon cair yang masih terbawa bersama aliran gas. Tahapan pemisahan ini memiliki tujuan utama untuk menjamin kemurnian gas asam dengan kadar hidrokarbon cair seminimal mungkin,

sehingga dapat mencegah terjadinya fenomena *foaming* yang berpotensi mengganggu kinerja peralatan pada tahap proses berikutnya. Hidrokarbon cair yang berhasil dipisahkan kemudian ditampung dan selanjutnya dialirkan kembali menuju tangki minyak mentah sebagai aliran umpan balik (*recycle stream*).

b. *Mercury Guard Beds*

Aliran *sour gas* yang berasal dari *amine contactor inlet KO drum* selanjutnya dialirkan menuju unit *mercury guard bed* yang tersusun atas dua kolom berlapis. Masing-masing kolom tersebut berisi material berbentuk butiran penyerap (*adsorbent beads*) yang berfungsi untuk menangkap serta mengikat partikel merkuri yang masih terbawa bersama aliran gas, sehingga kandungan merkuri dapat diminimalkan sebelum gas memasuki tahapan proses berikutnya.

c. *Guard Beds Filter*

Aliran keluaran dari *mercury guard beds* selanjutnya dialirkan menuju *guard beds filter* yang berfungsi untuk menangkap serta menahan partikel padatan yang masih terbawa bersama aliran gas. Proses ini memiliki tujuan utama untuk mencegah terjadinya *fouling* pada peralatan proses berikutnya, sehingga kinerja peralatan tetap optimal, umur operasionalnya lebih panjang, serta mengurangi potensi gangguan pada jalannya proses secara keseluruhan.

d. *Amine Contactor*

Gas yang telah melalui proses filtrasi pada unit *guard beds* selanjutnya dialirkan menuju kolom *amine contactor*. Kolom ini terdiri atas 12 tingkat baki (*trays*) yang berfungsi sebagai media untuk meningkatkan luas permukaan kontak antara gas dengan larutan penyerap. Di dalam kolom tersebut, aliran gas dipertemukan secara berlawanan arah (*counter-current flow*) dengan larutan MDEA yang dioperasikan pada suhu 46,2°C. Mekanisme kontak ini bertujuan untuk mengikat serta menyerap kandungan gas asam yang terdapat pada aliran gas umpan. Setelah proses penyerapan berlangsung, diperoleh aliran gas bersih pada suhu 53°C yang kemudian diarahkan ke *gas separator drum* bagian atas, sementara larutan

MDEA yang telah jenuh dan mengandung komponen asam (*rich amine*) dengan suhu 36°C dialirkan menuju *liquid separator drum* untuk tahap pemisahan selanjutnya.

e. *Amine Overhead Gas KO Drum*

Gas yang telah mengalami proses penyerapan amina dalam kolom *amine contactor* selanjutnya dialirkan menuju drum pemisah gas atas. Unit operasi ini berfungsi untuk memisahkan fase cair (larutan amina) yang terbawa oleh aliran gas. Gas hasil pemisahan, yang dikenal sebagai *sweet gas*, kemudian dialirkan menuju kolom kontak *triethylene glycol*. Sementara itu, larutan amina yang telah jenuh dengan komponen asam akan dialirkan menuju drum pemisah flash untuk proses regenerasi

f. *Amine Flash Drum*

Larutan amina yang telah jenuh dengan komponen asam (*rich amine*) yang berasal dari kolom *amine contactor* serta *drum pemisah gas atas* selanjutnya dikumpulkan dan dialirkan menuju *flash drum*. Pada tahap ini terjadi proses penurunan tekanan secara mendadak, yakni dari kondisi awal sekitar 35 bar hingga mencapai 4,7 bar. Perubahan tekanan yang signifikan tersebut mengakibatkan terjadinya penguapan hidrokarbon yang sebelumnya terlarut di dalam larutan amina. Uap hidrokarbon yang terbentuk kemudian dialirkan untuk diproses lebih lanjut, baik menuju unit pengolahan elektrostatik maupun ke unit pembakaran sesuai dengan kebutuhan operasi. Namun, berdasarkan kondisi operasional saat ini, seluruh aliran gas hasil penguapan tersebut secara langsung diarahkan menuju unit OTF (*Onshore Terminal Facility*) untuk dilakukan pengolahan lebih lanjut.

g. *Rich Amine Filter*

Rich amine pada suhu 36 °C dialirkan menuju rich amine filter dengan tujuan untuk memisahkan kandungan padatan maupun hidrokarbon yang terakumulasi di dalam larutan amine. Proses penyaringan ini dilakukan agar kotoran atau pengotor tersebut tidak terbawa ke peralatan berikutnya, khususnya *heat exchanger*, sehingga dapat mencegah terjadinya

penumpukan kerak maupun pengendapan yang berpotensi mengganggu kinerja serta umur operasional peralatan.

h. *Lean/Rich Amine Heat Exchanger*

Unit ini berfungsi untuk melakukan proses pemindahan energi panas dari aliran larutan amina lean yang keluar dengan kondisi panas pada suhu sekitar 120°C menuju larutan rich amine yang memiliki suhu awal sebesar 36°C. Melalui mekanisme perpindahan panas tersebut, terjadi kenaikan temperatur pada larutan rich amine sehingga mencapai sekitar 89°C sebelum akhirnya dialirkan menuju regenerator untuk menjalani proses selanjutnya. Peran utama dari unit operasi ini adalah sebagai pemanas awal (*pre-heater*) bagi larutan rich amine, sehingga dapat meningkatkan efisiensi dalam proses regenerasi, serta secara bersamaan juga berfungsi sebagai pendingin awal (*pre-cooler*) bagi larutan amina lean. Adapun jenis penukar panas yang diaplikasikan pada unit ini adalah tipe pelat bingkai (*plate and frame heat exchanger*), yang dipilih karena kemampuannya memberikan efektivitas perpindahan panas yang tinggi serta desainnya yang sesuai untuk kebutuhan operasi pada sistem pengolahan amina.

i. *Amine Regenerator*

Regenerator memiliki fungsi utama untuk memisahkan gas asam yang terlarut dalam larutan amina melalui mekanisme penurunan tekanan sekaligus peningkatan suhu. Larutan amina yang telah jenuh oleh komponen asam (*rich amine*) pada kondisi tekanan 4,7 bar dialirkan menuju regenerator, kemudian tekanannya diturunkan hingga mencapai 0,46 bar. Proses ini dibantu oleh reboiler yang berperan dalam menaikkan suhu larutan amina hingga sekitar 120°C, sehingga komponen gas asam yang terlarut dapat terlepas dari larutan. Selanjutnya, larutan amina yang telah terbebas dari kandungan gas asam (*lean amine*) dengan suhu 120°C dialirkan keluar dari regenerator dan kemudian didinginkan agar dapat digunakan kembali dalam proses penyerapan gas asam pada tahapan berikutnya. Sementara itu, gas asam hasil pemisahan yang keluar dari regenerator dengan suhu sekitar 98°C juga mengalami proses pendinginan sebelum akhirnya dialirkan menuju *amine reflux drum*.

j. *Amine Regen Overhead Cooler*

Suhu hasil keluaran dari unit regenerator terlebih dahulu diturunkan hingga mencapai sekitar 33 °C sebelum dialirkan lebih lanjut menuju amine reflux drum untuk menjalani tahap pemrosesan berikutnya. Proses penurunan suhu ini dilakukan agar kondisi fluida yang keluar dari regenerator berada pada rentang yang sesuai serta aman untuk memasuki peralatan berikutnya, sekaligus menjaga kestabilan operasi pada sistem pemisahan amina secara keseluruhan.

k. *Amine Reflux Drum*

Di dalam Amine Reflux Drum, berlangsung proses kondensasi terhadap uap amina yang masih terbawa dari tahap sebelumnya. Uap amina yang terkondensasi tersebut kemudian dikembalikan ke dalam siklus amine regenerator agar dapat digunakan kembali dalam proses selanjutnya. Dengan demikian, efisiensi pemanfaatan amina tetap terjaga dan kehilangan bahan kimia dapat diminimalkan. Sementara itu, komponen asam yang tidak ikut terkondensasi, yaitu gas hidrogen sulfida (H_2S) dan karbon dioksida (CO_2), dialirkan menuju unit pembakaran seperti thermal oxidizer atau flare. Pada unit ini, gas asam tersebut akan ditangani melalui proses pembakaran yang bertujuan untuk mengurangi dampak pencemaran lingkungan sekaligus memastikan keamanan operasional fasilitas.

l. *Lean Amine Cooler*

Aliran *lean amine* yang keluar dari unit regenerator terlebih dahulu dialirkan menuju penukar panas (*heat exchanger*) untuk melakukan proses pertukaran energi dengan aliran *rich amine*. Tahap ini bertujuan untuk menurunkan temperatur *lean amine* sebelum memasuki peralatan pendingin (*lean amine cooler*), sehingga kondisi fluida menjadi lebih stabil dan sesuai untuk proses berikutnya. Setelah melalui unit pendingin tersebut, temperatur *lean amine* turun hingga mencapai sekitar 46,2 °C. Pada kondisi ini, *lean amine* telah memenuhi persyaratan operasi sehingga dapat dialirkan lebih lanjut menuju sistem penyaringan (*filter system*) untuk menjalani tahapan proses selanjutnya.

m. *Amine Mechanical Filter*

Proses filtrasi ini dirancang khusus untuk memisahkan serta menyaring partikel-partikel padat yang masih terdapat di dalam aliran cairan sebelum fluida tersebut memasuki tahap adsorpsi pada amine carbon filter. Dengan adanya tahapan ini, kualitas fluida yang masuk ke unit adsorpsi dapat lebih terjaga sehingga proses penyerapan gas berlangsung dengan efisien. Selain itu, penerapan filtrasi juga memberikan kontribusi signifikan dalam memperpanjang umur pakai amine carbon filter, karena beban kerja filter berkurang akibat minimnya partikel pengotor yang ikut masuk ke dalam sistem.

n. *Amine Carbon Filter*

Unit ini memiliki fungsi utama untuk menghilangkan kandungan hidrokarbon yang berperan sebagai kontaminan pada aliran *lean amine*. Pengoperasian sistem dirancang secara otomatis, di mana unit akan aktif ketika konsentrasi hidrokarbon dalam aliran mencapai batas tertentu, yaitu sebesar 10 ppm. Dalam kondisi operasi normal, aliran *lean amine* tidak melewati unit ini, melainkan dialirkan melalui jalur *bypass* untuk kemudian diteruskan ke tahapan proses berikutnya.

o. *Solvent Filter*

Perangkat ini berfungsi sebagai unit penangkap untuk mengumpulkan partikulat berukuran halus serta serpihan karbon yang masih lolos dari proses penyaringan pada filter karbon amina. Partikulat dan sisa karbon tersebut dipisahkan melalui mekanisme kerja alat ini, sehingga aliran yang keluar menjadi lebih bersih dari kontaminan padatan. Selanjutnya, hasil filtrasi berupa cairan amina yang telah terbebas dari partikel halus tersebut dialirkan menuju tangki penampung sementara amina sebelum masuk ke tahapan proses berikutnya.

p. *Amine Surge Vessel*

Tangki penyimpanan ini berperan sebagai wadah penampung (*reservoir*) bagi larutan *lean amine* yang telah melalui proses regenerasi. Keberadaan tangki ini memiliki tujuan utama untuk memastikan ketersediaan *lean amine* dalam jumlah yang memadai dan stabil, sehingga dapat mendukung kelancaran serta kontinuitas proses absorpsi pada unit *amine contactor*. Dengan adanya fasilitas

penyimpanan ini, sistem operasi dapat tetap terjamin karena suplai lean amine yang diperlukan selalu tersedia dalam kapasitas yang sesuai dengan kebutuhan proses.

q. *Amine Drain Vessel*

Sistem ini dilengkapi dengan sebuah tangki drainase amina yang memiliki fungsi utama sebagai penyedia cadangan lean amine. Tangki tersebut berperan penting dalam memastikan ketersediaan suplai amina, yaitu dengan menyediakan tambahan lean amine yang dapat digunakan untuk mengisi ulang *amine surge vessel* apabila terjadi kondisi yang membutuhkan penambahan volume. Dengan adanya fasilitas ini, kontinuitas proses dapat lebih terjamin karena sistem tetap memiliki sumber pasokan lean amine yang siap digunakan saat diperlukan, sehingga keandalan operasi keseluruhan dapat terjaga.

3. Dehydration system

Sistem TEG Dehydration bekerja dengan prinsip adsorpsi, yaitu menghilangkan kandungan air dalam gas menggunakan lean Tri-Ethylene Glycol (TEG) sebagai desiccant yang memiliki afinitas tinggi terhadap molekul air. Pada unit contactor, terjadi perpindahan massa secara *counter current* antara fase gas dan cair, sehingga molekul air berpindah dari gas ke TEG melalui bagian structured packing. Free liquid yang terpisah dari gas dikeluarkan melalui bagian bawah bejana dengan bantuan *vortex breaker*, sedangkan gas yang telah terdehidrasi keluar dari bagian atas contactor dan dialirkan ke TEG Overhead Knock Out Drum untuk memisahkan sisa liquid. Gas kering selanjutnya diteruskan ke unit LPGF untuk pengolahan lebih lanjut. Jika unit LPGF mengalami gangguan, maka aliran gas dialihkan ke gas-gas exchanger untuk mengontrol titik embun dengan memisahkan fraksi gas berat agar tidak terkondensasi. Proses ini terintegrasi dengan sistem TEG Regeneration yang menjaga siklus TEG tetap beroperasi optimal.

a. Sistem TEG

Proses regenerasi TEG dilakukan dengan tujuan utama untuk membersihkan cairan TEG yang telah terkontaminasi atau disebut *rich TEG*, yaitu TEG keluaran dari unit TEG Contactor, sehingga dapat

digunakan kembali dalam siklus operasi berikutnya. Kontaminan yang terdapat di dalam *rich TEG* umumnya berupa air, minyak, serta berbagai zat pengotor lain yang ikut terikat pada TEG setelah berfungsi menyerap uap air dari aliran gas. Melalui tahap regenerasi ini, seluruh kandungan pengotor tersebut dipisahkan sehingga diperoleh TEG yang kembali dalam kondisi murni atau disebut *lean TEG*. Selanjutnya, *lean TEG* ini dialirkan kembali menuju alat utama, yaitu TEG Contactor, untuk kembali menjalankan perannya dalam menyerap uap air dari gas. Siklus ini berlangsung secara berulang dan berkesinambungan, sehingga kualitas TEG tetap terjaga dan pasokan gas kering yang stabil dapat dipastikan sepanjang proses operasi.

b. *Rich TEG*

Rich TEG yang keluar dari TEG Contactor selanjutnya dialirkan menuju TEG Reflux Condenser. Pada unit ini, *rich TEG* berperan sebagai media pendingin untuk menurunkan temperatur uap TEG yang berasal dari TEG Reboiler, sekaligus menerima panas hingga mencapai suhu sekitar 53 °C. Setelah proses tersebut, *rich TEG* dialirkan menuju Cold Exchanger. Pada tahap ini, *rich TEG* mengalami kenaikan temperatur hingga mencapai 77 °C, karena alat penukar panas tersebut difungsikan untuk mendinginkan aliran *lean TEG*. Kemudian, *rich TEG* diteruskan ke TEG Flash Drum yang berfungsi sebagai pemisah tiga fase. Pada unit ini dilakukan pemisahan hidrokarbon dan uap air yang masih terbawa, melalui mekanisme penurunan tekanan hingga mencapai 5 barg. Setelah melalui proses pemisahan, *rich TEG* dialirkan ke unit penyaringan berupa TEG *Cartridge Type Fine Filters* yang bertugas memisahkan partikel padatan yang masih terkandung dalam aliran. Selanjutnya, aliran juga diproses melalui TEG *Activated Carbon Filter* yang berfungsi untuk menghilangkan sisa hidrokarbon yang masih terikat. Tahap berikutnya, aliran TEG diteruskan ke Hot TEG Exchanger untuk menerima tambahan panas sebelum masuk ke TEG Still Column. Di dalam kolom tersebut, *rich TEG* bergerak ke arah bawah melewati bagian padat, sedangkan uap air dialirkan secara *counter current* menuju TEG Vent Exchanger untuk dipanaskan kembali sebelum dialirkan ke header flare acid



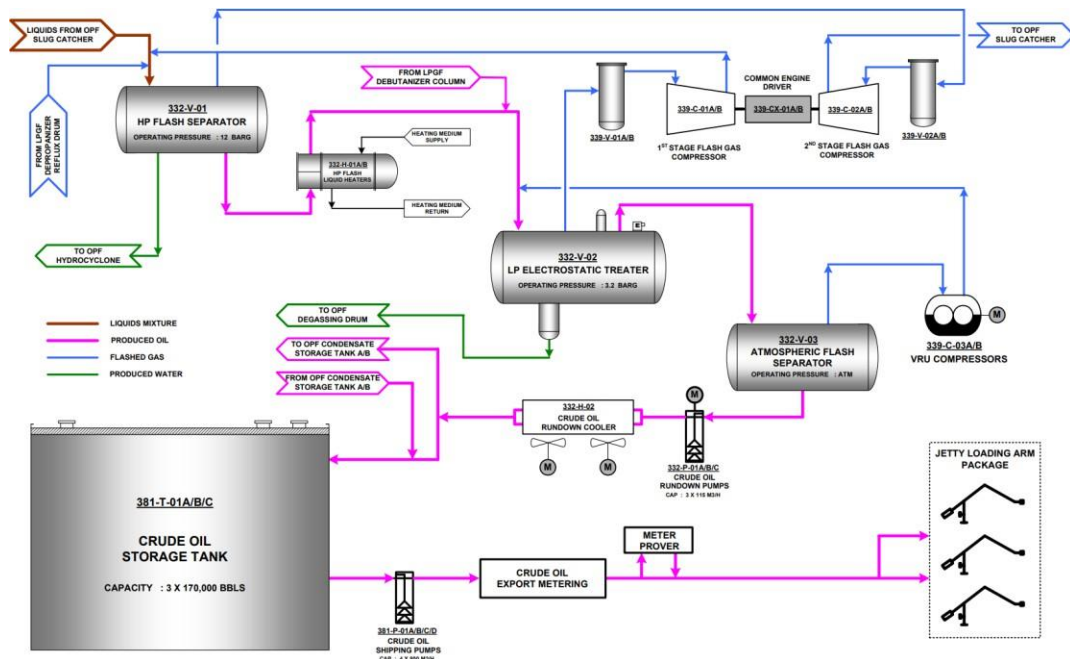
gas. Proses ini bertujuan untuk meningkatkan efisiensi pemisahan serta memastikan kualitas TEG yang dihasilkan sesuai dengan kebutuhan proses dehidrasi gas.

c. *TEG Reboiler*

Pada unit TEG Reboiler, dengan kondisi operasi pada tekanan 0,06 barg dan temperatur 94,01 °C, konsentrasi lean TEG telah mencapai tingkat kemurnian sekitar 95–97%. Selanjutnya, aliran hasil tersebut dialirkan menuju Gas Stripping Column untuk menjalani proses pemurnian lanjutan sehingga konsentrasi lean TEG dapat meningkat hingga lebih dari 99%. Lean TEG yang telah mencapai kemurnian sesuai standar kemudian dialirkan secara berurutan melalui Hot TEG Exchanger dan Cold TEG Exchanger dengan tujuan untuk menurunkan temperatur sebelum menuju ke TEG Accumulator Vessel. Peralatan ini berfungsi untuk menjamin bahwa aliran lean TEG yang dialirkan ke TEG Contactor tetap berada pada kondisi stabil, sehingga proses dehidrasi gas dapat berlangsung secara optimal dan konsisten.

II.5.2 Oil Treating Facility

Oil Treating Facility (OTF) merupakan salah satu unit pengolahan yang memiliki fungsi utama dalam proses pemurnian minyak mentah. Minyak mentah yang dialirkan ke dalam unit ini dapat berasal dari dua sumber, yaitu hasil proses pemisahan awal pada *Inlet Receiving & Separation* maupun dari hasil samping proses pengolahan gas pada *Gas Processing Facility* (GPF) dan *LPG Facility* (LPGF). Seluruh minyak mentah tersebut kemudian diproses lebih lanjut di OTF untuk menghilangkan kandungan air, gas, serta berbagai jenis kontaminan lain yang masih terbawa dari tahap sebelumnya. Dengan melalui proses pemurnian ini, minyak mentah yang dihasilkan akan memiliki kualitas yang lebih baik dan memenuhi standar yang dipersyaratkan untuk tahap distribusi maupun pemanfaatan selanjutnya. Secara umum, rangkaian pengolahan yang berlangsung di OTF terbagi ke dalam empat tahapan utama, yaitu:



Gambar II. 6 *Process Flow Diagram* (PFD) pada *Oil Treating Facility* (OTF)

1. Pemisahan liquid dan gas di HP Flash Separator

Umpan yang masuk ke dalam HP Flash Separator berasal dari beberapa aliran utama, yaitu cairan hasil keluaran *Slug Catcher* pada unit *Inlet Receiving & Separation*, aliran *recycle* dari *reflux drum* depropanizer, serta aliran dari Kompresor Gas Kilat Tahap Pertama, yang terlebih dahulu digabungkan dalam

static mixer untuk homogenisasi sebelum diproses. Di dalam HP Flash Separator, pemisahan terjadi secara fisik melalui mekanisme *flash*, yaitu terlepasnya gas dari campuran cair akibat penurunan tekanan mendadak dari 35 barg menjadi 12 barg, serta pemisahan fisis lebih lanjut berdasarkan perbedaan massa jenis komponen. Dari proses ini, umpan terpisah menjadi tiga fase utama: gas, minyak, dan air, di mana gas dialirkan ke *Second Stage Flash Gas Compressor*, air diarahkan ke *Hydrocyclone Separator* untuk pengolahan lanjutan, sedangkan minyak diteruskan ke *FIP Flash Liquid Heater* untuk tahap proses berikutnya.

2. Pemanasan dan Pemisahan minyak di LP Electrostatic Treater

Produk crude oil yang keluar dari HP Flash Separator tidak langsung dialirkan menuju LP Electrostatic Treater, melainkan terlebih dahulu dipanaskan di HP Flash Liquid Heater pada rentang suhu 41 °C hingga 60 °C. Pemanasan ini bertujuan untuk menguapkan fraksi hidrokarbon ringan yang masih terkandung dalam crude oil, dimana jumlahnya dapat diketahui melalui nilai Reid Vapour Pressure (RVP). Semakin tinggi nilai RVP menunjukkan semakin besar kandungan hidrokarbon, sehingga pemanasan diperlukan untuk menurunkan nilai RVP agar sesuai dengan spesifikasi produk, yaitu kurang dari 10. Setelah itu, aliran crude oil digabungkan dengan aliran recycle dari hasil bawah Debutanizer Column menggunakan static mixer sebelum memasuki LP Electrostatic Treater. Pada unit ini, pemisahan berlangsung dalam dua tahap. Pertama, pemisahan fisik atau flash akibat penurunan tekanan dari 12 barg menjadi 3,4 barg, yang menyebabkan hidrokarbon ringan terlepas sebagai gas, sementara minyak dan air terpisah membentuk dua lapisan berdasarkan perbedaan massa jenis. Kedua, crude oil dialirkan melalui pipa yang diberi arus elektrostatis untuk memecah emulsi minyak-air, sehingga lapisan minyak dan air terpisah lebih jelas. Gas hasil pemisahan selanjutnya dialirkan ke Second Stage Flash Gas Compressor, sedangkan crude oil dialirkan ke Atmospheric Flash Separator, dan minyak dari kedua proses tersebut diteruskan ke OTF Degassing Drum.

3. Pendinginan dan penyimpanan produk *crude oil*

Pada sistem Atmospheric Flash Separator, proses yang terjadi merupakan flash biasa yang

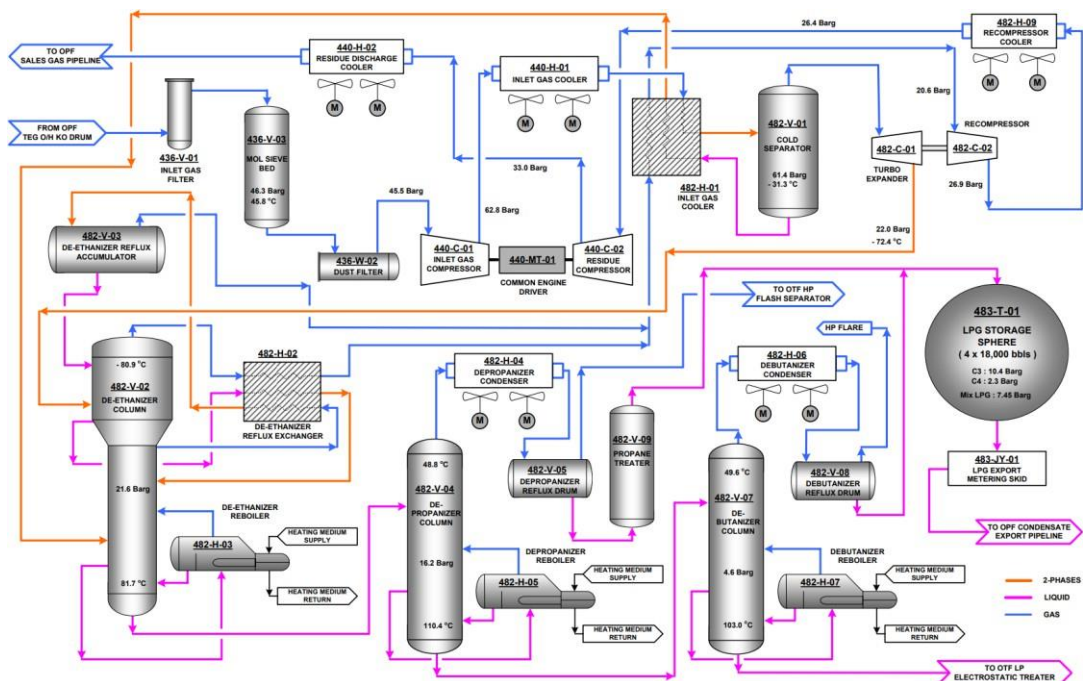
disebabkan oleh penurunan tekanan dari 3,4 barg menjadi 1 bar. Gas yang terpisah dari fase cair dialirkan menuju Unit Pemulihan Tenaga (UPT), sedangkan minyak yang terakumulasi di dalam vessel dipompa menuju Pendingin Penurunan Minyak Mentah untuk diturunkan suhunya hingga mencapai kondisi penyimpanan sebesar 28 °C. Setelah melalui tahap pendinginan, minyak tersebut kemudian dialirkan ke tangki penyimpanan Crude Oil. Penetapan nilai Reid Vapor Pressure (RVP) sebesar 10 psi dilakukan untuk mencegah terjadinya penguapan hidrokarbon ringan pada saat terjadi kenaikan suhu di tangki penyimpanan minyak mentah, karena penguapan komponen hidrokarbon ringan tersebut dapat memengaruhi kualitas minyak dan menghasilkan produk minyak yang tidak diinginkan.

4. Kompresi gas hasil separasi

Produk gas yang berasal dari HP Flash Separator selanjutnya dikompresi oleh 2nd Stage Flash Gas Compressor dengan kenaikan tekanan dari 12 bar menjadi 35 bar. Setelah melalui proses kompresi, aliran gas tersebut kemudian dialirkan kembali (*recycle*) untuk dijadikan umpan pada inlet separator atau separator yang terletak sebelum Slug Catcher. Sementara itu, produk gas dari LP Electrostatic Treater dikompresi menggunakan 1st Stage Flash Gas Compressor untuk meningkatkan tekanannya dari 3,4 barg menjadi 12 barg. Gas hasil kompresi ini kemudian direcycle dan digabungkan dengan aliran umpan yang masuk menuju HP Flash Separator. Selain itu, produk gas yang dihasilkan dari Atmospheric Flash Separator diproses lebih lanjut melalui Vapour Recovery Unit (VRU) untuk dilakukan kompresi, sehingga dapat dialirkan kembali (*recycling*) sebagai umpan menuju LP Electrostatic Treater.

II.5.3 Liquid Petroleum Gas Facility

Proses pengolahan Liquefied Petroleum Gas (LPG) mencakup empat tahapan utama, yaitu dehidrasi untuk menghilangkan kandungan air dalam aliran gas, kompresi guna meningkatkan tekanan sesuai kebutuhan proses, kriogenik untuk menurunkan suhu sehingga pemisahan komponen hidrokarbon lebih efektif, serta treat train dan fractionation yang berfungsi memurnikan dan memisahkan fraksi hidrokarbon agar diperoleh LPG dengan kualitas sesuai standar.



Gambar II. 7 *Process Flow Diagram (PFD) pada Liquid Petroleum Gas Recovery Facility (LPGF)*

1. Dehidrasi

a. Filtrasi TEG

Proses filtrasi TEG dilakukan pada unit inlet gas dengan kondisi umpan yang berasal dari TEG Knock Out (KO) drum serta aliran gas dari inlet gas filter, yang masuk ke sistem pada tekanan sebesar 46 bar dan suhu 45,8 °C. Filtrasi ini bertujuan untuk memisahkan serta menyaring sisa TEG yang masih terbawa bersama aliran gas, sehingga gas yang keluar dari proses tersebut benar-benar terbebas dari kandungan TEG dan sesuai dengan standar kualitas yang diinginkan untuk tahap pemrosesan selanjutnya.

b. Adsorpsi uap air

Proses kerja molecular sieve dryer dilakukan dengan mengalirkan gas melalui unit tersebut untuk menyerap kandungan uap air hingga mencapai kadar 0,008 ppm volume. Pada tahap operasi adsorpsi, kondisi dijaga pada suhu sekitar 45 °C dengan tekanan sebesar 33–34 bar. Molecular sieve yang digunakan berbentuk kolom berisi material isian dengan susunan *random packing* jenis “siliporite”, yaitu alumino silikat berupa zeolit A dalam bentuk natrium. Sistem ini dirancang untuk beroperasi secara bergantian, di mana dua unit molecular sieve berfungsi secara *online* sedangkan satu unit lainnya berada dalam tahap regenerasi. Proses adsorpsi dilakukan selama kurang lebih 24 jam, sedangkan proses regenerasi berlangsung selama sekitar 12 jam, sehingga keseluruhan sistem dapat bekerja secara berkesinambungan dalam menjaga kualitas gas yang diproses.

c. Filtrasi gas

Gas kering yang telah dihasilkan selanjutnya dialirkan menuju unit *dust filter* dengan tujuan untuk menyaring gas dari partikel-partikel pengotor, baik berupa butiran debu maupun butiran *molecular sieve* yang kemungkinan terlepas selama proses sebelumnya. Melalui tahap ini, kualitas gas dapat lebih terjamin karena material padat yang terbawa aliran berhasil dipisahkan. Setelah melewati proses penyaringan pada *dust filter*, aliran gas kemudian diarahkan menuju sistem pengolahan gas (*gas processing system*) untuk melalui tahapan pemrosesan lebih lanjut sesuai dengan kebutuhan operasional.

d. Regenerasi

Sebagian aliran gas yang keluar dari dust filter kemudian dikompresi dari tekanan 32,8 bar hingga 36,2 bar dan selanjutnya dipanaskan dalam heater gas dari suhu 51,9°C hingga mencapai 288°C, dengan ketentuan bahwa suhu minimal yang harus dicapai adalah 230°C sebagai syarat untuk mengeringkan bahan isian agar dapat kembali menyerap air. Gas kering panas tersebut dialirkan dari bagian bawah menuju ke atas melalui molecular sieve, yang merupakan kebalikan dari arah aliran pada proses

adsorpsi uap air. Pada tahap ini diharapkan gas kering mampu membawa uap air yang sebelumnya telah diserap oleh molecular sieve. Proses regenerasi molecular sieve berlangsung selama kurang lebih 12 jam, namun setelah tahap tersebut biasanya dilakukan proses pendinginan karena kondisi kolom masih dalam keadaan panas, sebelum akhirnya molecular sieve masuk ke tahap *stand by*. Gas yang keluar dari bagian atas molecular sieve kemudian didinginkan menggunakan empat buah cooler hingga suhunya turun menjadi 32°C, setelah itu uap air yang terkandung dipisahkan melalui regen gas scrubber. Produk bawah dari regen gas scrubber berupa cairan akan dialirkan menuju HP Flash Separator yang terdapat pada OTF, sedangkan hasil atas dari regen gas scrubber diumpankan kembali sebagai aliran masuk ke gas filter.

2. Tahap Kompresi

Pada tahap ini, aliran gas terlebih dahulu dikompresi menggunakan inlet gas compressor yang digerakkan oleh penggerak khusus sehingga tekanan meningkat dari 34 bar menjadi 57 bar. Proses kompresi ini menyebabkan suhu gas naik dari 45,5 °C hingga mencapai 91 °C. Setelah proses kompresi, gas yang telah mengalami peningkatan suhu tersebut selanjutnya didinginkan kembali dengan menggunakan dua unit fan cooler hingga suhu turun ke kisaran 32–35 °C pada kondisi tekanan 56 bar. Gas yang telah melalui tahapan pendinginan ini kemudian diarahkan untuk memasuki cryogenic gas unit sebagai bagian dari proses pengolahan berikutnya.

3. Tahap cryogenic

a. Pertukaran panas dan separasi

- 1) Gas yang telah melalui tahap kompresi selanjutnya dialirkan menuju *inlet gas exchanger* untuk didinginkan hingga mencapai suhu sekitar -37 °C. Proses pendinginan ini menggunakan dua sumber pendingin, yaitu aliran keluaran bagian bawah *cold flash separator* dan aliran dari kolom adsorpsi yang banyak mengandung komponen gas metana (C1) serta etana (C2).
- 2) Setelah itu, gas dialirkan menuju *cold flash separator* yang berfungsi untuk melakukan pemisahan fase ringan pertama. Pada unit ini, aliran

keluaran bagian bawah yang mengandung fraksi hidrokarbon C3 ke bawah akan mengalami kondensasi hingga mencapai suhu sekitar $-57\text{ }^{\circ}\text{C}$. Aliran tersebut kemudian dimanfaatkan kembali dengan dialirkan ke *inlet gas exchanger* sebagai pendingin utama, sehingga suhunya meningkat menjadi sekitar $25\text{ }^{\circ}\text{C}$ sebelum akhirnya diumpankan ke dalam kolom *De-ethanizer* pada tray ke-40.

- 3) Sementara itu, aliran keluaran bagian atas dari *cold flash separator* yang kaya akan metana (C1) dan etana (C2) akan diekspansikan menggunakan *turbo expander*. Peralatan ini tersusun dalam satu poros (*one shaft*) yang terhubung dengan *recompressor*, sehingga pada saat ekspansi terjadi penurunan tekanan gas dari 57 bar menjadi sekitar 17 bar.

b. *De-ethanizer* kolom

- 1) Pada tahapan ini, komponen etana (C2) berperan sebagai *light key*, sedangkan propana (C3) berfungsi sebagai *heavy key*. Aliran gas yang telah mengalami proses ekspansi dengan kondisi operasi pada tekanan sekitar 17 bar dan suhu $-70\text{ }^{\circ}\text{C}$ selanjutnya diarahkan menuju *De-Ethanizer Column* (*Cycle Clam Overhead*) dan masuk melalui tray ke-14. Pada tray tersebut, sebagian kandungan C3 dan C4 yang masih terdapat dalam aliran akan tertahan serta diadsorb oleh refluks, sementara komponen yang lebih ringan yaitu metana (C1) dan etana (C2) akan mengalami penguapan dan menjadi produk atas dari kolom adsorpsi. Gas yang terbentuk kemudian akan terkumpul pada chimney tray ke-15, sebelum dialirkan menuju liquid draw “CC”. Aliran ini kemudian digunakan sebagai pendingin pada unit reflux gas exchanger, di mana terjadi proses penyerapan panas sehingga suhu keluaran menurun hingga mencapai $-39\text{ }^{\circ}\text{C}$. Setelah melalui tahap pendinginan tersebut, aliran kembali diumpankan ke dalam *De-Ethanizer* melalui tray ke-27 untuk melanjutkan proses pemisahan berikutnya.
- 2) Kolom *De-Ethanizer* merupakan suatu unit yang terdiri atas kombinasi sistem adsorpsi pada tray 1-14 dan kolom distilasi pada tray 16-50 serta

memiliki *chimnetray* pada tray 15, 27,40 dan 50 untuk penampungan sementara.

c. Tahap refluks

Seluruh aliran inlet kemudian diarahkan ke kolom 16 dan kolom 27 untuk menjalani proses distilasi, dengan tujuan memisahkan komponen-komponen berdasarkan titik didihnya. Dalam proses ini, komponen C3 dan C4 akan bergerak menuju bagian bawah kolom, sedangkan C2 akan terkumpul sebagai produk di bagian atas kolom. Produk atas tersebut kemudian diambil sebagai *vapor draw* yang diberi label “BB” dan difungsikan sebagai refluks dengan kondisi operasi tekanan sebesar 17 bar dan suhu 24 °C. Refluks ini kemudian dialirkan ke *exchanger* untuk dilakukan kondensasi, sehingga suhunya turun menjadi -78 °C sebelum diakumulasi di kolom De-Ethanizer pada bagian refluks. Selanjutnya, aliran dari kolom De-Ethanizer akan dibagi; sebagian refluks pada tray 1 digunakan untuk mengadsorb C3 dan C4 yang masih lolos dari pemisahan awal, dan aliran tersebut kemudian dimasukkan kembali ke tray 16 sebagai refluks tambahan untuk pemurnian lebih lanjut dalam proses distilasi.

d. Alur refluks produk atas adsorber

- 1) Produk yang berasal dari menara adsorber, yaitu C2, dialirkan ke aliran Overhead “AA” yang memiliki kondisi suhu -80 °C dan tekanan 17 bar. Aliran ini pertama-tama digunakan sebagai media pendingin pada refluks *exchanger*, sehingga suhunya meningkat menjadi -55 °C. Meskipun terjadi peningkatan suhu, kondisi Overhead “AA” masih cukup rendah sehingga aliran ini kemudian dimanfaatkan kembali sebagai pendingin pada inlet gas *exchanger*, yang mengakibatkan suhu keluaran *exchanger* naik menjadi 30 °C.
- 2) Selanjutnya, Overhead “AA” dikompresi menggunakan recompressor yang satu poros dengan expander, sehingga kondisi gas keluar recompressor berada pada tekanan 18,1 bar dan suhu 43,1 °C. Gas hasil kompresi kemudian didinginkan menggunakan fan cooler hingga tekanan menurun menjadi 17,9 bar dan suhunya mencapai 33 °C.
- 3) Untuk memenuhi kebutuhan *sales gas pipeline*, gas harus memiliki

tekanan minimal 20 bar agar dapat disalurkan ke PJB. Oleh karena itu, gas dikompresi kembali hingga mencapai tekanan 34,8 bar dengan suhu 43 °C. Setelah itu, gas didinginkan menggunakan fan cooler sehingga tekanan turun menjadi 28,7 bar dan suhu menjadi 38 °C.

- 4) Setelah melalui serangkaian proses kompresi dan pendinginan, gas kemudian dialirkan ke PJB melalui gas pipeline untuk distribusi lebih lanjut.

d. *Reboiler*

- 1) Produk bawah akan terakumulasi terlebih dahulu pada chimnetray 50, kemudian dialirkan menuju reboiler untuk dipanaskan menggunakan medium pemanas tanpa kontak langsung dengan produk. Pemanasan ini dilakukan hingga tercapai temperatur di mana uap fase ringan menguap, yaitu sekitar 76–77 °C. Fase yang menguap akan dikembalikan ke kolom distilasi, sementara fraksi berat berupa cairan dimasukkan kembali ke bawah kolom distilasi, terakumulasi, dan selanjutnya menjadi produk bawah.
- 2) Temperatur reboiler dikontrol berdasarkan sinyal dari *analyzer* yang memonitor rasio C2/C3, dengan nilai target sebesar 0,025. Apabila rasio yang terdeteksi oleh *analyzer* menurun, sistem akan mengirimkan sinyal untuk menurunkan temperatur reboiler. Untuk menaikkan atau menurunkan suhu reboiler, sinyal tersebut akan mengatur bukaan katup (*valve*) masuk medium pemanas. Pengendalian temperatur reboiler ini bertujuan untuk meminimalkan terbawanya produk C2 ke fraksi bawah dan sekaligus mencegah terbawanya produk C3 ke fraksi atas kolom.
- 3) Sumber panas untuk medium pemanas berasal dari *waste heat recovery unit*, yaitu pemanfaatan panas yang dihasilkan oleh turbin gas kompresi. Hal ini memungkinkan pemanasan reboiler dilakukan secara efisien dengan memanfaatkan energi panas yang seharusnya terbuang.
- 4) Medium pemanas yang digunakan adalah Dowtherm Q Heat Transfer Fluid, yang terdiri dari beberapa komponen, antara lain 1,1-Diphenylethene, Benzene Ethylenated, serta residu. Medium pemanas

ini memiliki karakteristik titik didih sekitar 267 °C dan titik beku sekitar -40 °C, sehingga mampu menyediakan rentang operasi yang stabil untuk pemanasan reboiler.

4. Tahap *treat train & fractionation*

a. *De-Propanizer*

- 1) Produk yang keluar dari bawah kolom De-Ethimizer diumpungkan ke dalam kolom De-Propanizer Chimney tray 32 untuk menjalani proses distilasi lebih lanjut. Dalam kolom De-Propanizer ini, komponen C3 berperan sebagai *light key*, sedangkan C4 berperan sebagai *heavy key*.
- 2) Bagian atas kolom beroperasi pada suhu sekitar 47 °C, yang dijaga dan dikontrol secara terus-menerus menggunakan *analyzer* produk atas Propane. Apabila terjadi peningkatan kandungan C4 yang terbawa ke atas kolom, suhu operasi bagian atas akan diturunkan dengan memberikan perintah pada katup refluks untuk menambah aliran refluks. Langkah ini dilakukan agar produk tetap memenuhi spesifikasi dengan kemurnian >98%.
- 3) Produk atas berupa C3 selanjutnya dikondensasikan melalui De-Propanizer Condenser dan ditampung sementara di De-Propanizer Reflux Drum.
- 4) Sebagian dari aliran ini dibagi untuk dijadikan refluks kembali ke kolom, sementara sisanya dijadikan produk akhir C3 dengan kemurnian lebih dari 98% yang kemudian dialirkan ke *spherical tank*.

b. *Reboiler De-Propanizer*

- 1) Produk bawah yang terbentuk akan terakumulasi pada chimney tray 50, kemudian dialirkan ke reboiler untuk dipanaskan menggunakan *heating medium* tanpa kontak langsung dengan aliran cairan. Pemanasan ini bertujuan untuk mencapai temperatur uap pada fase ringan sekitar 110°C. Fase yang menguap akan dikembalikan ke kolom distilasi sebagai reflux, sedangkan fase berat yang tetap berupa cairan akan dimasukkan kembali ke bagian bawah kolom distilasi untuk terus terakumulasi, sehingga membentuk produk bawah.
- 2) Temperatur reboiler dikontrol berdasarkan sinyal yang diterima dari

analyzer, yang memantau rasio komposisi $C_3/(C_4+i-C_4)$. Apabila rasio yang terdeteksi menurun, *analyzer* akan mengirimkan sinyal untuk menurunkan temperatur reboiler. Sebaliknya, jika diperlukan penyesuaian naik atau turun pada suhu reboiler, sinyal tersebut akan diteruskan untuk mengatur bukaan valve yang mengendalikan aliran *heating medium* ke reboiler, sehingga suhu dapat dikontrol secara optimal.

- 3) Produk bawah dari De-Propanizer yang masih mengandung C_4 dan $i-C_4$ dalam jumlah cukup tinggi kemudian diumpankan ke proses selanjutnya, yaitu De-Butanizer Column, untuk pemisahan komponen lebih lanjut sesuai spesifikasi produk yang diinginkan.

c. *De-Butanizer*

- 1) Produk yang keluar dari kolom De-Propanizer kemudian diumpankan ke kolom De-Butanizer Chimney Tray 26 untuk menjalani proses distilasi lebih lanjut. Dalam kolom De-Butanizer, senyawa C_4 dan $i-C_4$ berperan sebagai *light key*, sedangkan senyawa C_5 berfungsi sebagai *heavy key*, sehingga pemisahan fraksi dapat berlangsung sesuai target desain.
- 2) Bagian atas kolom De-Butanizer dioperasikan dengan pengendalian suhu yang dijaga pada $46,9^\circ\text{C}$. Pengaturan suhu ini bertujuan untuk memastikan bahwa produk yang dihasilkan tetap memenuhi spesifikasi kemurnian minimum sebesar 98%, sesuai dengan standar kualitas yang ditetapkan.
- 3) Produk yang berada di bagian atas kolom, berupa fraksi C_4 dan $i-C_4$, kemudian dikondensasikan menggunakan De-Butanizer Condenser sebelum ditampung ke dalam De-Propanizer Reflux Drum. Proses kondensasi ini bertujuan untuk memisahkan fasa cair dari uap secara efektif, sehingga memudahkan pengaturan aliran refluks dan pengambilan produk akhir.
- 4) Sebagian dari produk yang dikondensasikan kemudian dibagi menjadi dua aliran; aliran pertama dijadikan refluks dengan suhu $46,9^\circ\text{C}$ untuk menjaga kestabilan kolom, sedangkan aliran kedua dialirkan sebagai



produk akhir berupa C3 dengan kemurnian lebih dari 98%, yang kemudian ditampung dalam *spherical tank* untuk tahap penyimpanan atau distribusi lebih lanjut.

d. *Reboiler De-Butanizer*

- 1) Produk bagian bawah akan terakumulasi terlebih dahulu pada chimney tray 48, kemudian dialirkan ke boiler untuk dipanaskan menggunakan *heating medium* tanpa terjadi kontak langsung dengan produk. Proses pemanasan ini bertujuan untuk menaikkan temperatur uap dari fase ringan hingga mencapai sekitar 101,9°C. Uap yang terbentuk dari fase ringan tersebut kemudian dikembalikan kembali ke kolom distilasi untuk melanjutkan proses pemisahan, sedangkan fase berat yang berbentuk cair akan dimasukkan kembali dan terakumulasi di bagian bawah kolom distilasi, sehingga membentuk produk bawah dari proses distilasi.
- 2) Produk bawah yang terdiri dari senyawa C5 dan C6 dalam bentuk cair selanjutnya dialirkan menuju LP Electrostatic Treater yang terdapat di fasilitas OTF untuk dilakukan perlakuan lebih lanjut sebelum tahap pemrosesan berikutnya.