

Pemanfaatan Gas Alam sebagai LPG (*Liquified Petroleum Gas*)

Samuel Sembiring, Ruben Leonardo Panjaitan, Susianto, dan Ali Altway
Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)
e-mail: susianto@chem-eng.its.ac.id; alimohad@chem-eng.its.ac.id

Abstrak—Indonesia merupakan salah satu negara dengan sumber daya alam yang sangat melimpah. Salah satunya adalah gas alam. Berdasarkan data Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) per tanggal 1 Januari 2017 cadangan gas alam mencapai 142,72 TCF. Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan untuk berbagai produk, salah satunya diolah menjadi *Liquefied Petroleum Gas* (LPG). Oleh karena itu akan didirikan pabrik LPG pada tahun 2021 di Bontang, Kalimantan Timur dipilih dikarenakan besarnya potensi gas alam yang tersedia, sumber energi, iklim dan beberapa aspek lain yang sangat mendukung untuk didirikannya pabrik LPG di Bontang, Kalimantan Timur. Pabrik LPG dari gas alam ini direncanakan terdiri dari 4 unit utama, yaitu *Acid Gas Removal Unit*, *Dehydration Unit*, *Refrigeration Propane Unit*, dan *Fractination Unit*. Pabrik direncanakan beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari pertahun dengan kapasitas produksi sebesar 98.712 ton LPG/tahun. Jumlah gas alam yang dibutuhkan sebagai bahan baku sebesar 1,6 juta ton per tahun. Total modal investasi sebesar Rp 2.586.262.350.491. Hasil penjualan per tahun sebesar Rp 1.988.889.225.300. Sehingga diperoleh *Internal Rate of Return* 29,88%, *Pay Out Time* selama 5,6 tahun dan *Break Even Point* 29,76%.

Kata Kunci—LPG, Gas Alam, Fraksinasi.

I. PENDAHULUAN

INDONESIA merupakan salah satu negara dengan sumber daya alam yang sangat melimpah. Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan dalam berbagai aspek kehidupan. Gas alam sering disebut sebagai gas bumi atau gas rawa yang merupakan bahan bakar fosil berbentuk gas yang terutama terdiri dari metana (CH_4), yang merupakan molekul hidrokarbon rantai terpendek dan teringan. Gas alam juga mengandung molekul-molekul hidrokarbon lebih berat etana (C_2H_6), propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}), selain juga gas-gas yang mengandung sulfur (belerang) juga mengandung helium. Berdasarkan data Direktorat Jendral Minyak dan Gas Alam Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral (ESDM) per tanggal 1 Januari 2017 cadangan gas alam mencapai 142,72 TCF, meningkat 2,54% dibandingkan cadangan gas bumi status 1 Januari 2016 sebesar 144,06 TSCF (*Trillion Standard Cubic Feet*). Secara garis besar pemanfaatan gas alam dapat dibagi menjadi 3 kelompok, yaitu: Gas alam sebagai bahan bakar, Gas alam sebagai bahan baku, dan Gas alam sebagai komoditas energi untuk ekspor.

LPG (*Liquefied Petroleum Gas*) adalah suatu produk bahan bakar gas yang pada umumnya berupa gas propana atau butana atau merupakan campuran antara keduanya yang dalam temperature kamar akan berbentuk fasa gas tetapi dalam tekanan tinggi atau pada temperatur sangat rendah akan berbentuk cair yang tidak berasa, tidak berwarna, tidak

berbau. Senyawa yang terdapat dalam LPG adalah propana (C_3H_8), propilen (C_3H_6), iso-butan (C_4H_{16}), butilen (C_4H_8) dan beberapa fraksi C_2 yang lebih ringan dan C_5 yang lebih berat.

II. LOKASI PABRIK DAN KAPASITAS PRODUKSI

Lokasi pabrik LPG direncanakan dibangun di Kota Bontang, Kalimantan Timur. Pemilihan lokasi pabrik didasarkan atas pertimbangan ketersediaan bahan baku, lokasi pemasaran, sumber energy listrik dan air, sumber tenaga kerja, aksesabilitas & fasilitas transportasi, serta hukum & peraturan. Pabrik LPG ini memiliki kapasitas produksi sebesar 98.712 ton LPG/tahun dengan mempertimbangkan kapasitas sumur gas yang digunakan.

III. URAIAN PROSES

Dalam perancangan pabrik LPG perlu dilakukan seleksi proses. Seleksi proses bertujuan untuk mendapatkan hasil maksimal dari segi ekonomi maupun produk. Pada pabrik LPG ini, bahan baku berupa gas alam akan melewati beberapa proses, yaitu *pretreatment* yang meliputi *acid gas removal*, *dehydration*, *refrigeration* dan proses *fraksinasi* untuk mendapatkan komposisi yang diinginkan.

A. *Pretreatment*

Proses ini bertujuan untuk menghilangkan kadar CO_2 dan H_2S serta H_2O yang tidak diinginkan dalam proses pembuatan LPG.

1) *Acid Gas Removal*

Pada umumnya CO_2 dan H_2S menjadi pengotor utama dalam gas alam. Dalam kasus sumur gas di Indonesia, jumlah kandungan CO_2 dalam gas alam tergolong sangat tinggi, sebaliknya H_2S ada dalam kadar yang rendah. Gas CO_2 yang terkandung dalam gas alam dapat menurunkan nilai kalor pembakaran (*heating value*) gas alam sehingga kualitas produk yang dihasilkan dapat yang dihasilkan pun kurang baik. Selain sifatnya sebagai gas asam yang korosif, CO_2 juga dapat merusak system perpipaan pabrik karena dapat membeku pada suhu operasional yang rendah.

Terdapat beberapa teknologi yang diterapkan pada proses CO_2 removal, diantaranya adalah separasi membrane, adsorpsi, distilasi kriogenik, dan absorpsi. Tabel 1 menunjukkan perbandingan dari teknologi CO_2 removal. Berdasarkan perbandingan tersebut diputuskan bahwa teknologi absorpsi karena dinilai akan lebih ekonomis.

Absorpsi gas adalah operasi perpindahan massa dimana gas atau campuran gas dikontakkan dengan cairan sehingga terjadi pelarutan satu atau lebih komponen-komponen gas ke dalam cairan sebagai penyerapnya. Mekanisme perpindahan massa yang terjadi sebagian besar di control oleh laju difusi, dimana laju difusi tersebut dipengaruhi oleh perbedaan

konsentrasi fasa gas dengan fasa cair. Penyerap tertentu akan menyerap setiap satu atau lebih komponen gas [1].

Tabel 1.
Perbandingan Teknologi CO₂ Removal

Separasi Membran	Adsorpsi	Distilasi kriogenik	Absorpsi
Pressure drop tinggi	Butuh suhu operasi tinggi	Butuh kondisi tekanan operasi tinggi	Proses mudah
Selektivitas terhadap CO ₂ buruk	Kurang efektif menyerap CO ₂	Biaya besar	Lebih efektif

Pada absorpsi sendiri ada dua macam proses, yaitu absorpsi fisik dan absorpsi kimia. Absorpsi fisik merupakan absorpsi dimana gas terlarut dalam cairan penyerap tidak disertai dengan reaksi kimia. Penyerapan terjadi karena adanya interaksi fisik, difusi gas kedalam air, atau pelarutan gas ke fase cair dengan prinsip perbedaan konsentrasi. Contoh absorpsi ini adalah absorpsi gas CO₂ dan H₂S dengan air, metanol, propilen, dan karbonat. Penyerapan terjadi karena adanya interaksi fisik, difusi gas kedalam air, atau pelarutan gas ke fase cair dengan prinsip perbedaan konsentrasi. Pada absorpsi fisika, energi yang dibutuhkan untuk regenerasi larutan jauh lebih rendah dari pada reaksi kimia. Hal ini karena pada absorpsi fisika tidak diperlukan penambahan energi untuk regenerasi larutan, cukup menurunkan tekanan sebagai *driving force* (gaya dorong).

Absorpsi kimia merupakan absorpsi dimana gas terlarut di dalam larutan penyerap disertai dengan adanya reaksi kimia. Contoh absorpsi ini adalah absorpsi dengan adanya reaksi kimia antara CO₂ dengan senyawa amina [2]. MEA, DEA, dan MDEA adalah pelarut (absorbent) yang biasa digunakan untuk mengabsorpsi CO₂, dimana pelarut-pelarut tersebut dapat di regenerasi.

Untuk proses absorpsi pada pabrik ini digunakan absorpsi kimia dengan menggunakan senyawa MDEA (Methyl diethanolamine). Senyawa amina adalah pelarut (absorbent) yang paling banyak digunakan pada proses absorpsi CO₂, karena senyawa amina dapat bereaksi dengan CO₂ membentuk senyawa kompleks (ion karbamat) dengan ikatan kimia yang lemah. Ikatan kimia ini dapat dengan mudah terputus dengan pemanasan (mild heating) sehingga regenerasi absorben (senyawa amina) dapat dengan mudah terjadi.

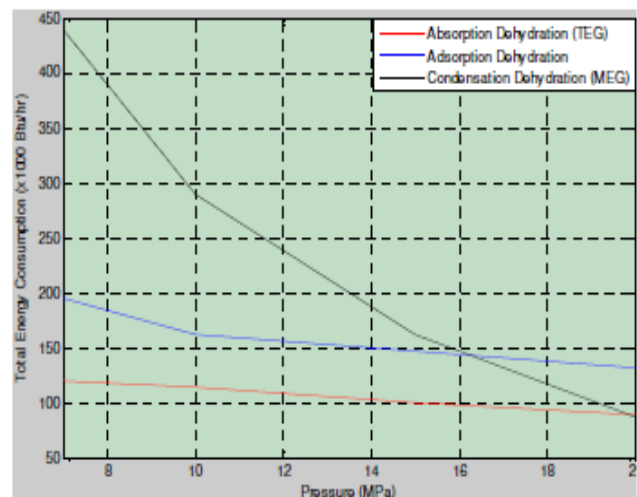
2) Dehidration

Keberadaan *natural gas* (gas alam) di dalam perut bumi tidak dapat terpisahkan dari air. Pada umumnya gas alam (*natural gas*) yang baru keluar dari perut bumi kandungan uap airnya tinggi atau dalam kondisi saturated (jenuh). Kandungan air harus dibuang untuk mengurangi resiko korosi pipa dan menghilangkan resiko penyumbatan saluran yang disebabkan oleh pembentukan hidrat, Hidrat sendiri adalah suatu zat padat yang merupakan campuran antara air dan hidrokarbon ringan yang dapat terjadi diatas titik beku air. Karena banyak kondisi operasi yang melibatkan temperatur dingin, maka untuk mencegah terbentuknya hidrat, kandungan air dalam gas harus dikurangi dengan proses dehidrasi. Proses dehidrasi secara umum bertujuan untuk menghilangkan atau mengurangi kandungan air untuk mencegah terjadinya resiko-resiko yang sebelumnya telah diuraikan [3].

Terdapat beberapa metode yang dapat digunakan dalam proses dehidrasi, diantaranya absorpsi, adsorpsi, kondensasi. Pada proses absorpsi, kadar air dalam gas alam dapat dikurangi hingga 10 ppmv dimana gas dikontakkan dengan cairan khusus yang berfungsi untuk menyerap uap air.

Senyawa-senyawa glikol seperti *ethylene glycol* (EG), *diethylene glycol* (DEG), *triethylene glycol* (TEG), *tetraethylene glycol* (TREG), dan *propylene glycol* dapat digunakan sebagai absorben. *Triethylene glycol* (TEG) adalah absorben yang paling umum digunakan. Metode dehidrasi kedua adalah adsorpsi air oleh pengering padat. Dalam metode ini, menggunakan media *molecular sieve*, silika gel atau alumina yang bertindak sebagai adsorban. Secara garis besar proses adsorpsi dilakukan pada sebuah *fixed bed* yang berisi solid adsorban. Gas bumi yang akan dikeringkan di masukan kedalam *fixed bed* tersebut, selama melewati adsorban, uap air yang terkandung dalam gas terserap, baik pada permukaan luar maupun di dalam pori-pori nya, sedangkan gas bumi terus mengalir dan keluar di bagian bawah kolom. Metode ini dikenal sebagai *Temperature Swing Adsorption* (TSA). Regenerasi juga dapat dilakukan dengan mengubah tekanan yaitu dengan *Pressure Swing Adsorption* (PSA). Namun, PSA tidak diaplikasikan secara industri untuk dehidrasi *Natural Gas*. Metode dehidrasi ketiga menggunakan pendinginan gas untuk mengubah molekul air menjadi fase cair dan kemudian memindahkannya dari aliran.

Dari ketiga metode tersebut, dilakukan perbandingan untuk memilih metode mana yang akan digunakan. Perbandingan ketiga metode dari faktor konsumsi energi dapat dilihat dari grafik pada Gambar 1.



Gambar 1. Faktor Konsumsi Energi pada Metode Dehidrasi [4].

Dari gambar grafik di atas diketahui bahwa metode absorpsi mengkonsumsi energi lebih sedikit dibanding yang lain dari tekanan rendah sampai tekanan tinggi, sehingga metode ini lebih ekonomis untuk menghilangkan air dari gas alam dari metode yang lain [4]. Dari segi biaya, metode adsorpsi merupakan metode termahal dengan *capital cost* yang mencapai 2-3 kali metode absorpsi dan untuk biaya operasi juga lebih tinggi dari metode absorpsi, hal ini disebabkan karena metode adsorpsi membutuhkan ruang yang besar dan membutuhkan setidaknya 2 kolom (hingga 6). Maka dari itu, proses dehidrasi akan menggunakan metode absorpsi dengan absorban *triethylene glycol* (TEG).

3) Pendinginan (Refrigeration)

Pendinginan (Refrigeration) memainkan peran utama dalam banyak proses *recovery* hidrokarbon, karena digunakan untuk mendinginkan aliran gas untuk memulihkan sejumlah besar C₃₊ dan untuk menurunkan suhu gas saat gas masuk ke tahap lain dari pemulihan hidrokarbon. Kompresi uap menggunakan propana adalah yang paling umum di pabrik gas. Berikut ini beberapa contoh metode pendinginan:

1. Philip Optimised Cascade Process

Proses Cascade dikembangkan oleh Philip Petroleum Company sekitar tahun 1960. Tujuan pengembangan ini untuk merancang proses refrigerasi yang mudah saat dijalankan dan berjalan lancar saat pengoperasian. Pendinginan (dari proses diperoleh dari proses cascade dengan 3 komponen murni yaitu methane, ethane dan propane pada dua atau tiga level tekanan. Alat yang digunakan adalah Plate Fin Heat Exchanger yang diarahkan secara vertikal. Pendinginan disirkulasi dengan sentrifugal compressor.

2. APCI

Proses ini mempunyai proporsi kapasitas sangat besar dalam produksi LNG di dunia. Kapasitasnya mencapai 4.7 juta ton/tahun. Ada dua proses refrigerasi utama yaitu per cooling menggunakan propana dan pendinginan utama menggunakan mixed refrigerant dengan tambahan nitrogen, metana, ethana dan propana. Metode ini menghasilkan kapasitas yang lebih besar, memerlukan listrik yang lebih kecil, alat yang dibutuhkan lebih sedikit dari metode yang pertama.

B. Fraksinasi

Proses fraksinasi bertujuan untuk memisahkan hidrokarbon berat dalam gas alam sehingga menghasilkan LPG dengan kandungan metana tinggi. Dalam fractionation unit ini akan menghasilkan LPG dan kondensat sebagai produk samping. Sistem fraksinasi ini bekerja berdasarkan prinsip distilasi dan terbagi menjadi 3 sub-sistem, yaitu, De Ethanizer, De Propanizer dan De Butanizer, dimana masing-masing berturut-turut berfungsi untuk memisahkan metana, etana, propana dan butana.

IV. URAIAN PROSES

A. Acid Gas Removal

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan komponen asam dan pengotor dalam gas alam yaitu komponen CO₂ dan H₂S. Gas alam pada temperatur 25 °C dan tekanan 28,47 bar sebagai bahan mentah ditekan oleh Natural Gas Compressor (G-111) sampai tekanan 73 bar dan temperatur gas meningkat menjadi 110,3 °C. Kemudian masuk ke Natural Gas Cooler (E-112) untuk diturunkan temperaturnya menjadi 30 °C dan tekanannya 72 bar. Setelah didinginkan, gas alam masuk ke CO₂ Absorber column (D-110) untuk menghilangkan/memisahkan CO₂ dan H₂S.

Feed gas alam masuk dari bagian bawah menara CO₂ Absorber column (D-110) sedangkan larutan amine sebagai solven untuk menghilangkan acid gas (CO₂ dan H₂S) dengan konsentrasi berat 45% berat dalam air masuk melalui bagian atas menara dengan suhu 35 °C. Gas alam yang telah bersih dari CO₂ dan H₂S kemudian diproses lebih lanjut di unit dehidrasi.

Larutan amine yang telah menyerap CO₂ meninggalkan kolom absorber dari bagian bawah, kemudian dialirkan ke Amine Valve (VLV-116) untuk menurunkan tekanan hingga 3 bar. Selanjutnya larutan amine dialirkan ke Amine Flash Tank (F-114) sehingga hidrokarbon berat yang terlarut pada amine dapat diuapkan. Rich amine yang keluar dari bawah Amine Flash Tank (F-114) dilewatkan ke Amine Heat Exchanger (E-121) untuk menaikkan temperatur sampai 80 °C dengan media pemanas larutan amine yang telah dibersihkan dari CO₂ pada Amine Regenerator Column (D-120).

Larutan amine yang banyak mengandung CO₂ setelah keluar dari amine heat exchanger (E-121) dimasukkan ke dalam Amine Regenerator Column (D-120) dan dipanaskan oleh Amine Regeneration Reboiler (E-124). CO₂, uap air dan sebagian kecil uap amine yang keluar melalui puncak regenerator dilewatkan pada Amine Regeneration Condenser (E-122) dengan media air pendingin. Campuran gas dan liquid yang terbentuk ditampung dalam Amine Regeneration Accumulator (F-123) untuk dipompa oleh Amine Regenerator Reflux Pump (L-126) sebagai reflux untuk menara Amine Regenerator Column (D-120), sedangkan gas CO₂ dan H₂S dialirkan ke CO₂ to injection well.

Larutan amine yang telah bersih dari acid gas keluar dari bagian bawah kolom Amine Regeneration Column (D-120) lalu dialirkan pada Amine Heat Exchanger (E-121) untuk didinginkan dengan media pendingin rich amine yang akan masuk ke Amine Regeneration Column (D-120). Setelah mengalami pendinginan oleh Amine Heat Exchanger (E-121), aliran amine kemudian melewati Lean Amine Cooler (E-115) sampai temperatur 35 °C dan menjadi umpan pada kolom absorber.

B. Dehidration

Unit ini berfungsi untuk menghilangkan kandungan air yang terdapat di dalam feed gas. Aliran gas dari CO₂ Absorber column (D-110) dengan temperatur 45,6 °C dan tekanan 69 bar didinginkan dalam drier cooler dengan media air pendingin sampai temperatur 35 °C dan tekanannya menjadi 68 bar. Lalu feed masuk ke dalam unit H₂O Absorber Column (D-210). Feed dialirkan dari bagian bawah kolom dehidrasi sedangkan larutan glycol sebagai solven untuk menghilangkan H₂O masuk melalui bagian atas kolom dengan suhu 40 °C. Feed yang sudah bebas dari H₂O keluar dari bagian atas kolom dengan temperatur 34,2 °C dan tekanan 65 bar. Feed yang sudah bersih dari H₂O kemudian diproses lebih lanjut di unit fraksinasi.

Larutan glycol yang telah menyerap H₂O meninggalkan kolom dehidrasi dari bagian bawah kemudian dialirkan ke Glycol Valve (VLV-211) untuk menurunkan tekanan hingga 1,5 bar. Selanjutnya larutan glycol dialirkan ke Glycol Flash Tank (F-212) sehingga gas hidrokarbon yang terlarut pada glycol dapat diuapkan. Larutan glycol yang keluar dari bawah Glycol Flash Tank (F-212) dilewatkan ke Glycol Heat Exchanger (E-221) untuk menaikkan temperatur sampai 105 °C dengan media pemanas larutan glycol yang telah dibersihkan dari H₂O pada Glycol Regenerator Column (D-220).

Larutan glycol yang banyak mengandung H₂O setelah keluar dari Glycol Heat Exchanger (E-221) dimasukkan ke dalam Glycol Regenerator Column (D-220) dan dipanaskan oleh Glycol Regenerator Reboiler (E-224). Uap air, sebagian kecil hidrokarbon dan glycol yang keluar melalui puncak regenerator dilewatkan pada Glycol Regenerator Condenser (E-222) dengan media air pendingin. Campuran gas dan liquid yang terbentuk ditampung dalam H₂O Accumulator (F-223) untuk dipompa oleh Glycol Regenerator Reflux Pump (L-225) sebagai reflux untuk Glycol Regenerator Column (D-220).

Larutan glycol yang bersih dari hidrokarbon keluar dari bagian bawah Glycol Regenerator Column (D-220) lalu dialirkan ke Glycol Heat Exchanger (E-221) untuk didinginkan dengan media pendingin rich glycol yang akan masuk ke glycol regeneration column. Setelah mengalami pendinginan, aliran glycol dipompa oleh Lean Glycol Pump

(L-213) melewati *Lean Glycol Cooler* (E-214) sampai temperatur 40 °C dan menjadi umpan pada kolom dehidrasi.

C. Refrigeration

Gas Alam dikontakkan dalam *Gas Cooler* (E-311), selanjutnya didinginkan kembali dengan *Cooler* (E-315), lalu sebelum masuk ke proses fraksinasi, gas alam yang telah didinginkan dilewatkan pada *Gas Valve* (VLV-316) untuk diturunkan tekanannya menjadi 35 bar dari 65 bar, hal ini bertujuan untuk mengurangi beban fraksinasi, karena pada saat tekanan diturunkan sebagian besar metana dan etana berubah menjadi gas, sehingga dapat dengan mudah dipisahkan menggunakan *Separator* (F-317). *Refrigerant* yang digunakan pada proses pendinginan ini adalah propana, yang memiliki titik didih -40°C. Setelah melewati *Gas Cooler* (E-311) temperatur propana akan naik hingga suhu -15°C dan berubah fase menjadi gas, selanjutnya propana yang telah digunakan akan di *recycle*. Pertama propana dinaikan tekanannya dari 1 bar menjadi 14 bar menggunakan *Propane Compressor* (G-312), hal ini mengakibatkan naiknya suhu propana menjadi 105°C, selanjutnya propana akan didinginkan hingga suhu 40°C dengan *Propane Cooler* (E-313), kemudian tekanan diturunkan kembali menjadi 1 bar menggunakan *Propane Valve* (VLV-314), pada proses ini suhu propana akan turun hingga menjadi -40 °C sehingga *refrigerant* dapat digunakan kembali.

D. Fraksinasi

Gas yang berasal dari *Separator* (F-317) dengan temperatur -69 °C dan tekanan 35 bar masuk *deethanizer column* (D-410) untuk memisahkan etana dari fraksi berat lainnya pada tekanan 30 bar. Etana dan metana akan menguap sehingga akan keluar sebagai *top product*. Aliran dari atas kolom ini kemudian didinginkan dalam *Deethanizer Condensor* (E-411) dengan media pendingin propana. Melalui pendinginan ini, sebagian akan terkondensasi. Bagian yang terkondensasi akan dipisahkan dalam *Lean Gas Accumulator* (F-412) dan dikembalikan sebagai *reflux*. Komponen yang lebih berat akan terakumulasi pada bagian bawah kolom dan menjadi *bottom product*. Produk bawah kolom *deethanizer column* akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *deethanizer reboiler* (E-413) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju Kolom *Depropanizer Column* (D-420) melewati *Deethanizer Valve* (VLV-415) untuk menurunkan tekanannya sampai 22 bar.

Setelah melewati *Deethanizer Valve* (VLV-415), aliran campuran liquid dan gas masuk ke *Depropanizer Column* (D-420). Kolom ini merupakan kolom fraksinasi yang digunakan untuk memisahkan propana dari hidrokarbon berat lainnya. Gas propana yang keluar dari bagian atas *Depropanizer Column* (D-420) akan didinginkan dalam *Depropanizer Condensor* (E-421) menggunakan air pendingin sebagai media pendingin. Aliran sebagian dialirkan kembali ke kolom sebagai *reflux* setelah melalui *Propane Accumulator* (F-422). Hasil Produk atas *Depropanizer Column* (D-420) berupa propana cair dicampur dengan *top product Debutanizer Column* (D-430) untuk menjadi produk LPG Mix.

Produk bawah *Depropanizer Column* (D-420) akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *Depropanizer Reboiler* (E-423) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju

Debutanizer Column (D-430). Aliran campuran liquid dan gas masuk ke *Debutanizer Column* (D-430). Kolom ini merupakan kolom fraksinasi yang digunakan untuk memisahkan butana dari hidrokarbon berat lainnya. Gas butana yang keluar dari bagian atas *debutanizer column* akan didinginkan dalam *Debutanizer Condensor* (E-431) menggunakan air sebagai media pendingin. Aliran sebagian dialirkan kembali ke kolom sebagai *reflux* setelah melalui *LPG Accumulator* (F-432). Hasil produk atas *Debutanizer Column* (D-430) berupa butana cair yang akan dicampur dengan *top product depropanizer column* (D-320) untuk menjadi produk LPG Mix. Produk bawah *Debutanizer Column* (D-430) akan keluar dari bagian bawah kolom dan dipanaskan pada *Debutanizer Reboiler* (E-434) dengan media pemanas steam. *Bottom product* yang menjadi uap dikembalikan kedalam kolom dan *bottom product* yang berfase liquid dialirkan menuju *Condensate Storage* (F-436).

V. NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

Berdasarkan hasil perhitungan neraca massa, kapasitas produksi pabrik LPG sebesar 98.712 ton/tahun. Kebutuhan gas alam yang digunakan sebagai bahan baku sebanyak 1,6 juta ton/tahun. Sedangkan kebutuhan MDEA sebanyak 2 juta kg/tahun, TEG 76 juta kg/tahun. Dalam memproduksi LPG ini diperlukan energi steam 67.581 kg/jam, dan air pendingin 1.900.055 kg/jam.

VI. PERALATAN UTAM

Alat utama yang digunakan pada proses pembuatan LPG, antara lain:

1. *CO₂ Absorber column*, berfungsi untuk menghilangkan/memisahkan CO₂ dan H₂S dari gas alam.
2. *H₂O Absorber Column*, berfungsi untuk memisahkan air dari gas alam
3. *Deethanizer Column*, berfungsi untuk memisahkan etana dari fraksi berat lainnya.
4. *Depropanizer Column*, berfungsi untuk memisahkan propana dari fraksi berat lainnya.
5. *Debutanizer Column*, berfungsi untuk memisahkan butana dari fraksi berat lainnya.

VII. ANALISA EKONOMI

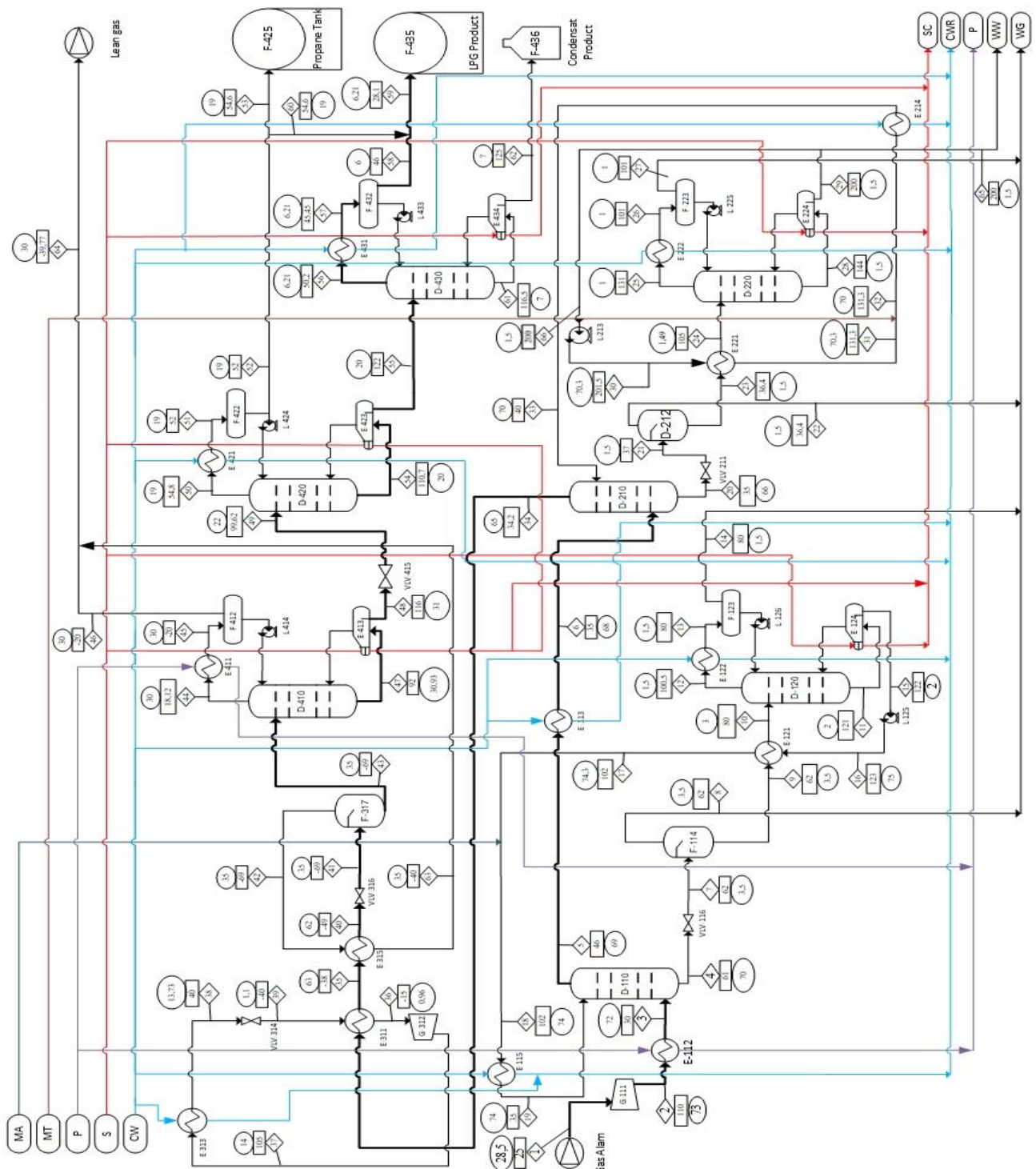
Analisa Ekonomi dihitung untuk dapat mengetahui apakah suatu pabrik yang direncanakan layak didirikan atau tidak. Pada Pra Desain Pabrik LPG ini dilakukan evaluasi atau studi kelayakan dan penilaian investasi. Faktor-faktor yang perlu ditinjau untuk memutuskan layak atau tidaknya pabrik ini didirikan adalah:

1. Laju Pengembalian Modal (Internal Rate of Return).
2. Waktu Pengembalian Modal Minimum (Payout Time).
3. Titik Impas (Break Even Point / BEP)

Dari hasil perhitungan pada neraca ekonomi didapatkan *Total Capital Investment* pabrik ini sebesar Rp 431.043.725.082,00 yang terdiri dari Fixed Capital Investment (FCI) dan Working Capital (WC). Sedangkan biaya produksi untuk kapasitas produk per tahun sebesar Rp 1.055.279.017.625. Hasil penjualan per tahun sebesar Rp 1.988.889.225.300. Umur dari pabrik ini diperkirakan selama 10 tahun. Pabrik beroperasi selama 330 hari/tahun Selain itu, diperoleh IRR sebesar 29,88% dan BEP sebesar 29,76% dimana pengembalian modalnya selama 5,6 tahun.

KETERANGAN	
	Nomor Aliran
	Ukuran (bar)
	Suhu (°C)
	Bahan baku
	Produk / effluent
	Steam
	Cooling Water
	Make Up H ₂ O
	Make Up Amine
	Waste Water
	Steam Cookdown
	Waste Gas
	Cooling Water Return
	Propyane (-40 °C)

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah
1	F-426	Condensate Storage	1
2	F-425	LPG Storage	1
3	F-434	De-saturator Reboiler	1
4	L-433	De-saturator Pump	1
5	E-432	De-saturator Cooler	1
6	E-431	De-saturator Condenser	1
7	D-430	De-saturator Column	1
8	L-424	De-propanizer Pump	1
9	E-423	De-propanizer Reboiler	1
10	F-422	Propane Accumulator	1
11	D-420	De-propanizer Column	1
12	L-414	De-ethanizer Reflux Pump	1
13	E-413	De-ethanizer Reboiler	1
14	E-412	De-ethanizer Condenser	1
15	D-410	De-ethanizer Column	1
16	F-317	Gas Separator	1
17	V-131-316	Gas Valve	1
18	V-131-315	Cooler Valve	1
19	V-131-314	Propane Cooler	1
20	E-312	Propane Compressor	1
21	E-311	Gas Cooler	1
22	L-225	Glycol Regenerator Reflux Pump	1
23	E-224	Glycol Regenerator Reboiler	1
24	E-223	Glycol Regenerator Condenser	1
25	D-220	Glycol Heat Exchanger	1
26	E-221	Glycol Cooler	1
27	E-214	Glycol Heat Exchanger	1
28	D-212	Glycol Heat Exchanger	1
29	V-121-211	Glycol Valve	1
30	L-126	H ₂ O Absorber Column	1
31	L-125	Lean Amine Pump	1
32	E-124	Lean Amine Reboiler	1
33	F-124	CO ₂ Accumulator	1
34	E-122	CO ₂ Accumulator	1
35	E-121	CO ₂ Accumulator	1
36	V-121-210	Lean Amine Valve	1
37	E-116	Lean Amine Cooler	1
38	F-114	Amine Head Tank	1
39	E-113	Lean Gas Cooler	1
40	E-112	Lean Gas Cooler	1
41	E-111	Natural Gas Cooler	1
42	D-110	Natural Gas Compressor	1
43	D-110	H ₂ O Absorber Column	1



Gambar 2. Process Flow Diagram Pabrik LPG dari Gas Alam

Hal ini menunjukkan bahwa pabrik ini layak untuk didirikan karena POT yang didapatkan lebih kecil dari perkiraan usia Peralatan.

VIII. KESIMPULAN

Gas alam dapat dimanfaatkan dalam pembuatan LPG (*Liquified Petroleum Gas*). Dari hasil kajian teknis dan analisa ekonomi maka pabrik LPG dapat didirikan dengan didapatkan nilai IRR sebesar 29,88%, dan *Pay Out Time* selama 5,6 tahun.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] R. E. Treybal, *Mass-transfer Operations*, 3rd ed. New York: McGraw-Hill, 1980.
- [2] S. Xu, Y. W. Wang, F. D. Otto, and A. E. Mather, "Kinetics of the reaction of carbon dioxide with 2-amino-2-methyl-1-propanol solutions," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 51, no. 6, pp. 841–850, 1996.
- [3] A. J. Kidnay and W. Parrish, *Fundamentals of Natural Gas Processing*. Boca Raton, Florida: CRC Press, 2006.
- [4] B. S. Kinigoma and G. O. Ani, "Comparison of gas dehydration methods based on energy consumption," *J. Appl. Sci. Environ. Manag.*, vol. 20, no. 2, pp. 253–258, 2016.