

Pra-Desain Pabrik LPG dari Gas Alam

Faradisa Ayu Rahmatika, Yulian Naufal Ariq, Susianto, dan Fadlilatul Taufany
Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri,
Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS)
e-mail: susianto@chem-eng.its.ac.id; taufany99@yahoo.com

Abstrak— *Liquefied Petroleum Gas (LPG)* merupakan suatu produk bahan bakar gas yang pada umumnya berupa gas propana atau butana atau merupakan campuran keduanya yang dalam temperatur kamar akan berwujud fasa gas tetapi dalam tekanan tinggi atau pada temperatur sangat rendah akan berbentuk cair yang tidak berbau, tidak berwarna dan tidak berbau. Salah satu bahan pembuatan LPG adalah gas alam. Gas alam merupakan bahan bakar fosil berbentuk gas yang utamanya terdiri dari metana (CH_4). Gas alam merupakan komponen yang vital dalam hal suplai energi, dikarenakan karakteristiknya yang bersih, aman, dan paling efisien dibandingkan dengan sumber energi yang lain. Kelebihan dari LPG yaitu emisi CO_2 yang dikeluarkan lebih sedikit dibanding penggunaan bahan bakar minyak, serta ketersediaan gas alam yang melimpah sehingga LPG dapat dijadikan energi alternatif pengganti bahan bakar minyak yang ketersediaannya semakin menipis. Pabrik LPG dari gas alam ini terdiri dari 4 unit utama yaitu: *Acid gas removal unit* dimana dalam unit ini CO_2 dan H_2S yang terkandung dikurangi kadarnya hingga batas yang diperbolehkan, *Dehydration unit* untuk menghilangkan uap air yang terkandung, *Refrigerasi Propane* untuk mengefisienkan gas alam sebelum menuju unit fraksinasi, dan *Fractination unit* untuk memisahkan hidrokarbon berat dalam gas alam sehingga menghasilkan LPG dengan kandungan metana tinggi. Pabrik ini beroperasi secara kontinyu 24 jam selama 330 hari dengan kapasitas produksi 98.712 LPG/tahun. Analisa perhitungan ekonomi didapatkan IRR 51,29%/tahun, *Pay Out Time (POT)* 7,97 tahun, dan *Break Event Point (BEP)* 22,96%.

Kata Kunci—Gas Alam, *Liquefied Petroleum Gas*, Fraksinasi

I. LATAR BELAKANG

INDONESIA merupakan salah satu negara dengan sumber daya alam yang sangat melimpah. Memasuki era perdagangan bebas, Indonesia dituntut untuk mampu bersaing dengan negara lain dalam bidang industri. Pemerintah Indonesia mendukung berbagai pengembangan dalam bidang industri demi meningkatkan lapangan kerja, mengurangi angka pengangguran, meningkatkan pendapatan nasional, mengurangi impor, dan lain-lain. Perkembangan industri di Indonesia sangat berpengaruh terhadap ketahanan ekonomi Indonesia. Gas alam merupakan salah satu sumber daya alam yang dapat dimanfaatkan dalam berbagai aspek kehidupan. 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. Gas alam dapat dimanfaatkan sebagai bahan bakar pembangkit listrik tenaga uap, bahan bakar industri, bahan bakar kendaraan bermotor, untuk kebutuhan rumah tangga, hotel, restoran dan sebagainya. Selain itu, gas alam juga dimanfaatkan untuk bahan baku plastik, bahan baku pabrik pupuk, petrokimia, metanol, dan sebagainya. Selain itu C_3 dan C_4 digunakan untuk LPG, sedangkan CO_2 untuk *soft drink*, *dry ice*, pengawet makanan, hujan buatan, industri besi tuang, pengelasan dan bahan

Tabel 1.
Komposisi Gas Alam

Komposisi	% Volume
CH_4	83,72
C_2H_6	5,40
C_3H_8	2,88
i- C_4H_{10}	0,55
n- C_4H_{10}	0,62
i- C_5H_{12}	0,21
n- C_5H_{12}	0,14
C_6H_{14}	0,27
C_7H_{16}	0,15
CO_2	6,13
N_2	0,08
Hg	300 ppb
H_2S	5 ppm

pemadam api ringan. Selain itu, penggunaan gas alam yang paling besar adalah digunakan untuk komoditas ekspor di dunia yaitu LNG (*Liquified Natural Gas*) atau gas alam cair

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*). cadangan terbesar terdapat pada wilayah Natuna, yaitu sebesar 49,6 TSCF dengan cadangan berstatus P1 sebesar 47,13 TSCF. Cadangan terbesar selanjutnya berada di Papua (14,79 TSCF), Maluku (11,93 TSCF), Kalimantan (7,48 TSCF), dan Sumatera Selatan (7,32 TSCF).

Liquefied Petroleum Gas (LPG) terdiri dari campuran utama propana dan butana dengan sedikit presentase hidrokarbon tidak jenuh (propilen dan butilen) dan beberapa fraksi C_2 yang lebih ringan dan C_5 yang lebih berat. Senyawa yang terdapat dalam LPG adalah propan (C_3H_8), propilen (C_3H_6), iso-butan (C_4H_{10}) dan butilen (C_4H_8). LPG merupakan campuran dari hidrokarbon yang berbentuk gas pada tekanan atmosfer, namun dapat diembunkan menjadi cair pada suhu normal, dengan tekanan yang cukup besar. Walaupun digunakan sebagai gas, namun untuk kenyamanan dan kemudahan, disimpan dan didistribusikan dalam bentuk cair dengan tekanan tertentu [1]. Feed gas yang akan digunakan pada pabrik ini berasal dari sumur gas Tanjung Santan (SKG Pertamina). Komposisi gas alam disajikan pada Tabel 1.

II. SELEKSI DAN URAIAN PROSES

Bahan baku pembuatan LPG adalah gas alam yang kemudian melewati beberapa proses yaitu: *acid gas removal*, *dehydration*, *refrigeration propane* dan *fractination* untuk mendapatkan komposisi yang diinginkan.

Tabel 2.
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

Tabel 3.
Perbandingan / Karakteristik MEA, DEA, dan MDEA [3] [5]

No.	MEA	DEA	MDEA
1	Senyawa amina paling ekonomis.	Harga tidak terlalu mahal.	Harga lebih mahal.
2	Memiliki sifat paling reaktif dengan CO ₂ namun korosif.	Senyawa yang moderat dan tidak terlalu korosif.	Tidak korosif
3	Memiliki tekanan uap paling tinggi, namun sulit di regenerasi.	Memiliki tekanan uap yang cukup rendah.	Mudah di regenerasi
4	Kurang efektif dalam penyerap CO ₂ diantara DEA dan MDEA	Paling efektif menyerap CO ₂	Reaksi dengan CO ₂ berjalan lambat sehingga kurang efektif. Namun dapat mengikat H ₂ S juga
5	Tekanan Uap (20 °C) sebesar 25 Pa	Tekanan Uap (20°C) sebesar 0.01 Pa	Tekanan Uap (20 °C) sebesar 1 Pa
6	Massa jenis 1012 kg/m ³	Massa jenis 1090 kg/m ³	Massa jenis 1043 kg/m ³

A. Acid Gas Removal

Pada umumnya CO₂ dan H₂S menjadi pengotor utama gas alam. Beberapa teknologi yang diterapkan pada proses CO₂ removal adalah separasi membran, adsorpsi, destilasi kriogenik, dan absorpsi. Teknologi absorpsi memiliki proses yang mudah dan lebih efektif dibanding dengan teknologi lain sehingga dipilih 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. Pada absorpsi terdapat dua macam proses yaitu absorpsi fisik dan absorpsi kimia. Absorpsi fisik merupakan absorpsi dimana gas terlarut dalam cairan penyerap tidak disertai dengan reaksi kimia. 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]. Keuntungan absorpsi kimia adalah meningkatnya koefisien perpindahan massa gas, sebagian dari perubahan ini disebabkan makin

besarnya luas efektif permukaan. Dari hasil studi pustaka, maka diputuskan bahwa pabrik ini akan menggunakan proses absorpsi secara kimia dengan senyawa amine. Senyawa amina adalah pelarut (*absorbent*) yang paling banyak digunakan pada proses absorpsi CO₂, karena senyawa aminadapat bereaksi dengan CO₂ membentuk senyawa kompleks (ion karbamat) dengan ikatan kimia yang lemah [3]. Ikatan kimia ini dapat dengan mudah terputus dengan pemanasan (*mild heating*) sehingga regenerasi absorben (senyawa amina) dapat dengan mudah terjadi [3].

Pada unit *Acid Gas Removal*, teknologi yang digunakan adalah absorpsi kimia dengan absorben MDEA karena merupakan absorben yang mudah di regenerasi sehingga mengurangi resiko absorben yang *loss*, energi yang dibutuhkan untuk meregenerasi MDEA juga lebih kecil jika dibandingkan dengan senyawa amine yang lain. Senyawa MDEA juga tidak korosif, sehingga lebih baik dari DEA dan MEA yang dapat menyebabkan korosi. Selain itu selain CO₂, senyawa MDEA juga dapat menyerap H₂S [4].

B. Dehidration

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. Proses dehidrasi secara umum bertujuan untuk menghilangkan atau mengurangi kandungan air untuk mencegah terjadinya resiko-resiko yang sebelumnya telah diuraikan [4].

Beberapa metode yang dapat digunakan dalam proses dehidrasi adalah absorpsi, adsorpsi, dan kondensasi. Proses absorpsi dilakukan dengan mengontakkan gas dengan pelarut yang berfungsi untuk menyerap uap air. Pelarut yang digunakan untuk penyerapan harus memiliki sifat-sifat berikut, afinitas tinggi untuk air dan rendah untuk hidrokarbon, volatilitas rendah pada suhu operasi absorpsi, viskositas rendah agar mudah dipompa, stabilitas termal yang baik, dan tidak korosif. Absorben yang umum digunakan adalah *triethylene glycol* (TEG).

Absorpsi air dilakukan dengan pengering padat. Dalam metode ini menggunakan *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-porinya, 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 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. Ini membenarkan fakta bahwa dalam industri Pengolahan Gas

Tabel 4.
Perbandingan / Karakteristik Metode Pendinginan

Parameter	APCI	Conoco Philips
Kapasitas	4,7 ton/tahun	3,3 ton/tahun
Kebutuhan Listrik	12,2kW*hari/ton	20,4kW*hari/ton
Alat yang dibutuhkan	Sedang	Banyak
Refrigerant	propana, etilen dan metana murni	komponen dari metana, ethana, propana, butana dan nitrogen
Proses Operasi	pure component cascade proses	mixed refrigerant proses

Alam, dehidrasi penyerapan sering diterapkan dalam dehidrasi *Natural Gas*. Sehingga pada pabrik ini, proses dehidrasi dilakukan dengan menggunakan metode absorpsi dengan absorban *triethylene glycol* (TEG).

C. 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, yaitu yang pertama *Philip Optimised Cascade Proses*, proses Cascade yang 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*.

Metode yang kedua adalah 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 *pre-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.

D. Uraian Proses

1) Proses 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 Regeneration 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.

2) Proses Dehidrasi

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 H_2O 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 Colum* (D-220).

Larutan *glycol* yang bersih dari hidrokarbon keluar dari bagian bawah *Glycol Regenerator Colum* (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.

3) Proses Pendinginan

Unit ini berfungsi untuk menurunkan temperatur aliran gas dari H_2O *Absorber Column* (D-210) dengan temperatur 34,2 °C menjadi -38 °C. Pendinginan ini bertujuan untuk mengubah fase gas alam menjadi *liquid*, sehingga gas metana dan etana dapat dipisahkan pada proses fraksinasi. 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 dinaikkan 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.

4) Proses 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).

III. NERACA MASSA DAN NERACA ENERGI

A. Neraca Massa

Untuk membuat pabrik LPG dari Gas Alam dengan kapasitas 98.712 ton/tahun ini diperlukan bahan baku gas alam sebesar 1.600.838 ton gas alam/tahun.

B. Neraca Energi

Dalam memproduksi LPG dari Gas Alam dengan kapasitas 98.712 ton/tahun ini diperlukan energi steam 67581 kg/jam, dan air pendingin 1900055 kg/jam.

IV. ANALISA EKONOMI

Berdasarkan analisis ekonomi untuk memproduksi LPG dengan kapasitas 98.712 ton/tahun, diperlukan biaya produksi sebesar Rp 4.880.483.249.280 dengan investasi (*Total Cost Investment*) sebesar Rp 3.075.666.887.212 dengan proporsional pembiayaan 40% dari modal sendiri dan

60% dari modal pinjaman. Harga penjualan LPG sebesar Rp 5.094.250/ton. Dengan estimasi umur pabrik 15 tahun, dapat diketahui *internal rate of return* (IRR) sebesar 51,29 %, *pay out time* (POT) 7,97 tahun, dan *break even point* (BEP) sebesar 22,96 % pada suku bunga bank sebesar 12% dan laju inflasi sebesar 10%.

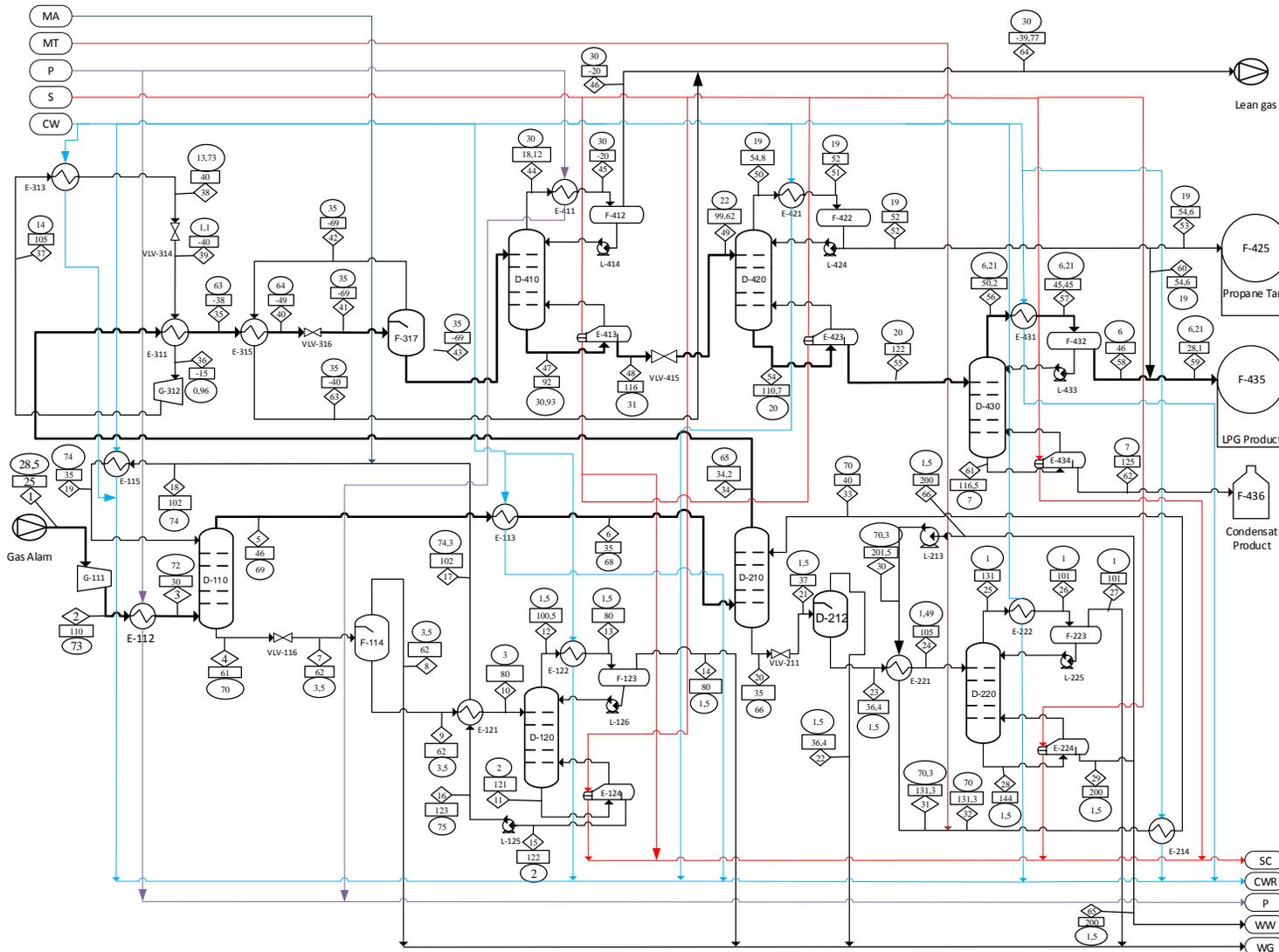
V. KESIMPULAN

Melalui perhitungan pada neraca massa, Produk LPG yang diproses dari bahan baku gas alam sudah memenuhi spesifikasi LPG di pasaran. Dengan estimasi umur pabrik selama 15 tahun, didapatkan perhitungan IRR 51,29% yang sudah melebihi suku bunga bank sebesar 12%, POT 7,97 tahun, dan BEP 22,96%. Dari estimasi proses dan ekonomi tersebut, pabrik LPG dari Gas Alam ini layak didirikan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Kementerian Energi dan Sumber Daya Mineral, "Standar Pelayanan Perpustakaan Pusat Pengembangan SDM Aparatur," 2019.
- [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, doi: 10.1016/0009-2509(95)00327-4.
- [3] R. Wang, D. F. Li, C. Zhou, M. Liu, and D. T. Liang, "Impact of DEA solutions with and without CO₂ loading on porous polypropylene membranes intended for use as contactors," *J. Memb. Sci.*, vol. 229, no. 1–2, pp. 147–157, Feb. 2004, doi: 10.1016/j.memsci.2003.10.022.
- [4] A. J. Kidnay and W. R. Parrish, *Fundamentals of Natural Gas Processing*. CRC Press, 2006.

Process Flow Diagram Pabrik LPG dari Gas Alam



KETERANGAN		
	Nomor Aliran	MT Make Up TEG
	Tekanan (bar)	MA Make Up Amine
	Suhu (°C)	WW Waste Water
	Bahan baku	SC Steam Condensate
	Produk / effluent	WG Waste Gas
	Steam	CWR Cooling Water Return
	Cooling Water	P Propane (-40 °C)

51	F-436	Condensat Storage	1
50	F-435	LPG Storage	1
49	F-425	Propane Storage	1
48	E-434	De-butanizer Reboiler	1
47	L-433	De-butanizer Pump	1
46	F-432	LPG Accumulator	1
45	E-431	De-butanizer Condenser	1
44	D-430	De-butanizer Column	1
43	L-424	De-propanizer Pump	1
42	E-423	De-propanizer Reboiler	1
41	F-422	Propane Accumulator	1
40	E-421	De-propanizer Condenser	1
39	D-420	De-propanizer Column	1
38	VLV-415	Deethanizer Valve	1
37	L-414	De-ethanizer Reflux Pump	1
36	E-413	De-ethanizer Reboiler	1
35	F-412	Lean Gas Accumulator	1
34	E-411	De-ethanizer Condenser	1
33	D-410	De-ethanizer Column	1
32	F-317	Gas Separator	1
31	VLV-316	Gas Valve	1
30	E-315	Cooler	1
29	VLV-314	Propane Valve	1
28	E-313	Propane Cooler	1
27	E-312	Propane Compressor	1
26	E-311	Gas Cooler	1
25	L-225	Glycol Regenerator Reflux Pump	1
24	E-224	Glycol Regenerator Reboiler	1
23	F-223	H ₂ O Accumulator	1
22	E-222	Glycol Regenerator Condensor	1
21	E-221	Glycol Heat Exchanger	1
20	D-220	Glycol Regenerator Column	1
19	E-214	Glycol Cooler	1
18	L-213	Glycol Pump	1
17	D-212	Glycol Flash Tank	1
16	VLV-211	Glycol Valve	1
15	D-210	H ₂ O Absorber Column	1
14	L-126	Amine Regenerator Reflux Pump	1
13	L-125	Lean Amine Pump	1
12	E-124	Amine Regenerator Reboiler	1
11	F-123	CO ₂ Accumulator	1
10	E-122	Amine Regenerator Condensor	1
9	E-121	Amine Heat Exchanger	1
8	D-120	Amine Regenerator Column	1
7	VLV-116	Amine Valve	1
6	E-115	Lean Amine Cooler	1
5	F-114	Amine Flash Tank	1
4	E-113	Lean Gas Cooler	1
3	E-112	Natural Gas Cooler	1
2	G-111	Natural Gas Compressor	1
1	D-110	CO ₂ Absorber Column	1

No	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah
Digambar oleh:			
	1.	Faradis Ayu Rahmatika (0221154000029)	
	2.	Yulian Naufal Ariq (0221154000063)	

Diperiksa oleh:			
	1.	Dr. Ir. Susanto, DEA.	
	2.	Fadhillah Taufiq, ST., Ph.D	

Flowsheet
**TUGAS PRA DESAIN PABRIK
 LPG DARI GAS ALAM**

