



UNIVERSITAS INDONESIA

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN LPG PLANT
LAPANGAN GAS SUMATERA SELATAN**

SKRIPSI

diajukan sebagai salah satu syarat menjadi Sarjana Teknik

WIWID MURDANY

0906604621

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA**

JUNI 2012

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

**Skripsi ini adalah hasil karya saya sendiri
dan semua sumber baik yang dikutip maupun dirujuk
telah saya nyatakan dengan benar.**

Nama : Wiwid Murdany

NPM : 0906604621

Tanda Tangan : 

Tanggal : 28 Juni 2012

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh

Nama : Wiwid Murdany
NPM : 0906604621
Program Studi : Teknik Kimia Ekstensi
Judul Skripsi : Studi Kelayakan Pembangunan LPG Plant Lapangan Gas Sumatera Selatan

Telah berhasil dipertahankan di hadapan Dewan Penguji dan diterima sebagai bagian persyaratan yang diperlukan untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

DEWAN PENGUJI

Pembimbing: Dr. Ir. Asep Handaya Saputra., M.Eng

Penguji: Dr. Eny Kusriani

Penguji: Ir. Abdul Wahid., MT

Penguji: Ir. Dijan Supramono., MSc



Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 28 Juni 2012

KATA PENGANTAR

Puji dan syukur penulis panjatkan kehadirat Tuhan Yang Maha Esa atas rahmat dan karunia-Nya sehingga penulis dapat menyelesaikan skripsi ini. Skripsi merupakan syarat kelulusan yang harus dilaksanakan oleh mahasiswa Program S1 Departemen Teknik Kimia. Judul seminar yang penulis pilih adalah “**Studi Kelayakan Pembangunan LPG Plant Lapangan Gas Sumatera Selatan**”.

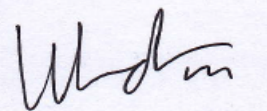
Pada saat penyusunan makalah seminar ini penulis mendapatkan bimbingan dan bantuan dari berbagai pihak, untuk itu pada kesempatan ini penulis sampaikan rasa terima kasih kepada:

1. Dr. Ir. Asep Handaya Saputra M.Eng. selaku pembimbing seminar.
2. Ir. Yuliusman, M. Eng selaku Koordinator Seminar Jurusan Teknik Kimia FTUI.
3. Prof . Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTUI.
4. Seluruh pihak Departemen Teknik Kimia dan Fakultas Teknik yang telah banyak membantu dalam usaha memperoleh data yang diperlukan.
5. Orang tua dan keluarga besar saya yang telah memberikan bantuan dukungan material maupun spiritual.

Penulis menyadari terdapat ketidaksempurnaan dalam makalah ini. Oleh karena itu penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun dari berbagai pihak demi kebaikan bersama.

Akhir kata penulis mengharapkan semoga makalah ini dapat memberikan manfaat kepada berbagai pihak yang berkepentingan.

Depok, Juni 2012



Penulis

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai civitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan di bawah ini:

Nama : Wiwid Murdany
NPM : 0906604621
Program Studi : Teknik Kimia Ekstensi
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Fakultas Teknik
Jenis Karya : Skripsi

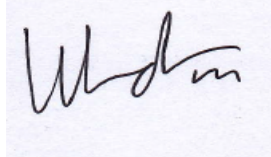
demi pengembangan ilmu pengetahuan, menyetujui untuk memberikan kepada Universitas Indonesia **Hak Bebas Royalti Noneksklusif (*Non-exclusive Royalty Free Right*)** atas karya ilmiah saya yang berjudul :

STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN LPG PLANT LAPANGAN Gas SUMATERA SELATAN

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalihmedia/formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (*database*), merawat, dan mempublikasikan tugas akhir saya tanpa meminta izin dari saya selama tetap mencantumkan nama saya sebagai penulis/pencipta dan sebagai pemilik Hak Cipta. Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok
Pada tanggal : 28 Juni 2012

Yang menyatakan



(Wiwid Murdany)

ABSTRAK

Nama : Wiwid Murdany
Program Studi : Teknik Kimia
Judul : Studi Kelayakan Pembangunan LPG *Plant* Lapangan Gas Sumatera Selatan

Perancangan LPG *Plant* bertujuan untuk mengetahui kelayakan pembangunan LPG *Plant* di daerah Sumatera Selatan ditinjau dari segi teknis maupun ekonomi sehingga dapat menjadi rekomendasi dalam pemenuhan kebutuhan LPG domestik terutama untuk daerah Sumatera Selatan. Proses dasar LPG dari gas bumi adalah menggunakan pemisahan pada temperatur rendah. Produk yang dihasilkan memenuhi syarat LPG yang digunakan secara komersial yaitu jumlah komponen propana dan butana lebih dari 97,5 %. Dari hasil simulasi diperoleh produk LPG sebesar 62,28 ton per hari, kondensat 139,01 barrel per hari dan *lean gas* ke jalur pipa sebesar 16,71 MMSCFD. Biaya investasi LPG *Plant* dengan kapasitas 20 MMSCFD adalah \$23.072.644 dan biaya operasional per tahunnya sebesar \$1.064.262. Dengan tingkat nilai pengembalian yang disyaratkan 10%/tahun diperoleh nilai NPV sebesar \$ 65.279.475, IRR 43 % dan Payback Period kurang dari 2 tahun.

Kata Kunci: Sumatera Selatan, Studi kelayakan, LPG *Plant*

ABSTRACT

Name : Wiwid Murdany
Major : Chemical Engineering
Title : Feasibility Study of Gas Field LPG Plant South Sumatera

The objection of this design is to study whether Gas Field of South Sumatera feasible or not to be developed technically and economically. Beside that, this study could be recommended as an alternative to fulfill the LPG demand especially in South Sumatera. Selected process for LPG recovery is Low Temperatur and Separation system. The product has to fulfill the LPG specification which contains more than 97.5 % of propane and butane. From the simulation, the result product of LPG Plant is 62,28 tonne/day of LPG, 139,01 barrel/day of condensates and 16,71 MMSCFD of lean gas to pipeline. Economic analysis shows that the total capital investment of this plant with 20 MMSCFD capacity is US \$ 23.072.644 and operational cost is US \$ 1.064.262 per year. In case of 10 % MARR, NPV results are \$ 65.279.475, IRR 42 % and payback period is less than 2 years.

Keywords: South Sumatera, Feasibility Study, *LPG Plant*

DAFTAR ISI

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	ii
HALAMAN PENGESAHAN.....	iii
KATA PENGANTAR	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vii
DAFTAR ISI.....	viii
DAFTAR GAMBAR	xi
DAFTAR TABEL.....	xii
BAB 1 PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 RUMUSAN MASALAH.....	2
1.3 TUJUAN PENULISAN	2
1.4 BATASAN MASALAH.....	2
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN.....	3
BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA	4
2.1 GAS BUMI	4
2.1.1 Definisi Gas Bumi	4
2.1.2 Spesifikasi Gas Bumi Komersial	5
2.2 LIQUEFIED PETROLEUM GAS.....	5
2.2.1 Penggolongan LPG.....	6
2.2.2 Sifat Fisik LPG	7
2.2.3 Spesifikasi LPG	7
2.2.4 Deskripsi Proses	8
2.2.5 Penyimpanan LPG.....	12
2.2.6 Sistem Refrijerasi	12
2.3 RANTAI SUPLAI LPG	13

2.4 LOKASI LPG PLANT SUMATERA SELATAN	14
2.5 TEORI EKONOMI	16
2.5.1 Net Present Value (NPV)	16
2.5.2 Payback Period	16
2.5.3 Internal Rate Of Return (IRR)	17
2.6 ANALISA PASAR	17
BAB 3 METODE PERANCANGAN.....	21
3.1 ANALISA KETERSEDIAAN BAHAN BAKU	22
3.2 PENENTUAN KAPASITAS PRODUKSI.....	22
3.3 SELEKSI TEKNOLOGI PROSES	22
3.4 PERANCANGAN TEKNOLOGI TERPILIH.....	23
3.5 PERHITUNGAN CAPEX DAN OPEX	23
3.6 KELAYAKAN EKONOMI.....	23
3.7 ANALISA SENSITIVITAS.....	25
BAB 4 ANALISA DAN PEMBAHASAN.....	26
4.1 ANALISA DI LAPANGAN Gas SUMATERA SELATAN	26
4.1.1 Proyeksi Produksi Gas Umpan	26
4.1.2 Penentuan Kapasitas Produksi.....	26
4.2 PERBANDINGAN TEKNOLOGI <i>RECOVERY</i> LPG	26
4.3 DESKRIPSI PROSES UMUM DI LAPANGAN X.....	27
4.4 STASIUN PENGUMPULAN GAS.....	28
4.5 SIMULASI PROSES LPG.....	29
4.5.1 Unit Pendinginan	30
4.5.2 Unit Fraksionasi.....	30
4.5.3 Unit Refrijerasi	38
4.5.4 Stabilisasi Kondensat & Penyimpanan Produk	44
4.5.5 Utilitas LPG <i>Plant</i>	45
4.6 SPESIFIKASI PRODUK.....	51
4.6.1 Hasil Produk Per Tahun.....	51
4.7 PERHITUNGAN CAPEX DAN OPEX	53
4.7.1 CAPEX (Capital Expenditure)	53
4.7.2 OPEX (Operational Expenditure).....	55

4.7.3 Benchmarking.....	55
4.8 ANALISA KEEKONOMIAN	56
4.8.1 Cash Flows	57
4.8.2 Perhitungan NPV, IRR dan PBP	57
4.9 ANALISA SENSITIVITAS.....	58
4.9.1 Variasi Nilai.....	58
4.9.2 Plot Sensitivitas	59
BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN	61
5.1 KESIMPULAN.....	61
5.2 SARAN	62



DAFTAR GAMBAR

<i>Gambar 2.1</i> Skema recovery minyak-gas.....	7
<i>Gambar 2.2</i> Skema LPG Recovery Dengan Low-Temperature Separation	10
<i>Gambar 2.3</i> skema Recovery LPG Dengan Menggunakan PROMAX	11
<i>Gambar 2.4</i> Rantai Suplai LPG.....	14
<i>Gambar 2.5</i> sebaran cadangan migas	15
<i>Gambar 2.6</i> Produsen LPG Indonesia.....	18
<i>Gambar 2.7</i> Kapasitas Produksi LPG Indonesia per tahun	20
<i>Gambar 2.8</i> Jenis Konsumsi LPG Indonesia	20
<i>Gambar 2.9</i> Data Konsumsi LPG Indonesia	20
<i>Gambar 3.10</i> Diagram Alir Perancangan LPG Plant.....	21
<i>Gambar 4.1</i> Stasiun Pengumpul Gas.....	28
<i>Gambar 4.2</i> Blok Diagram Proses LPG	30
<i>Gambar 4.3</i> Process Flow Diagram proses LPG.....	32
<i>Gambar 4.4</i> Kolom Demethanizer	31
<i>Gambar 4.5</i> Kolom Deethanizer	34
<i>Gambar 4.6</i> Kolom Debuthanizer.....	36
<i>Gambar 4.7</i> Process Flow Diagram sistem refijerasi	43
<i>Gambar 4.8</i> Skema Peralatan Pada Unit Cooling water 1	46
<i>Gambar 4.9</i> Skema Peralatan Pada Unit Cooling water 2	47
<i>Gambar 4.10</i> Skema Peralatan Pada Hot oil System	48
<i>Gambar 4.11</i> Skema Peralatan Pada Power Generation Plant	51
<i>Gambar 4.12</i> Sensitivitas Net Present Value	59
<i>Gambar 4.13</i> Sensitivitas Internal Rate of Return (IRR).....	59
<i>Gambar 4.14</i> Sensitivitas Payback Period.....	60

DAFTAR TABEL

<i>Tabel 2.1 Komposisi Gas bumi Komersial.....</i>	<i>5</i>
<i>Tabel 2.2 Sifat Fisik dari Komponen Utama LPG.....</i>	<i>7</i>
<i>Tabel 2.3 Spesifikasi LPG On-Spec</i>	<i>8</i>
<i>Tabel 2.4 Klasifikasi LPG Oleh CNGA.....</i>	<i>8</i>
<i>Tabel 2.5 Batasan Temperatur Berbagai Jenis Refrijeran</i>	<i>13</i>
<i>Tabel 2.6 Produksi LPG Indonesia.....</i>	<i>19</i>
<i>Tabel 4.1 Perbandingan Proses Recovery LPG</i>	<i>27</i>
<i>Tabel 4.2 Spesifikasi Kompresor K-100.....</i>	<i>29</i>
<i>Tabel 4.3 Spesifikasi Kolom Demethanizer (T-101)</i>	<i>33</i>
<i>Tabel 4.4 Spesifikasi Gas Chiller LPG-200.....</i>	<i>34</i>
<i>Tabel 4.5 Spesifikasi Kolom Deetanizer (T-102).....</i>	<i>35</i>
<i>Tabel 4.6 Spesifikasi Gas Chiller LPG-201.....</i>	<i>36</i>
<i>Tabel 4.7 Spesifikasi Reboiler Deethanizer (TR-102).....</i>	<i>36</i>
<i>Tabel 4.8 Batasan Komposisi Gas Jual</i>	<i>37</i>
<i>Tabel 4.9 Spesifikasi Kolom Debutanizer (T-103).....</i>	<i>38</i>
<i>Tabel 4.10 Batasan Komposisi Kondensat</i>	<i>38</i>
<i>Tabel 4.11 Spesifikasi Condenser Debutanizer</i>	<i>39</i>
<i>Tabel 4.12 Spesifikasi Reboiler Debutanizer (TR-103)</i>	<i>39</i>
<i>Tabel 4.13 Spesifikasi Kompresor pada Unit Refrijerasi MR.....</i>	<i>41</i>
<i>Tabel 4.14 Spesifikasi Kompresor pada Unit Refrijerasi Propana</i>	<i>41</i>
<i>Tabel 4.15 Spesifikasi Separator dua fasa (T-200).....</i>	<i>42</i>
<i>Tabel 4.16 Spesifikasi Heat Exchanger pada Unit Refrijerasi</i>	<i>42</i>
<i>Tabel 4.17 Spesifikasi Cooling tower Pada Unit Refrijerasi.....</i>	<i>43</i>
<i>Tabel 4.18 Kebutuhan Refrijeran.....</i>	<i>43</i>
<i>Tabel 4.19 Spesifikasi Air Cooler AC-101.....</i>	<i>47</i>
<i>Tabel 4.20 Spesifikasi Tangki Penyimpanan LPG.....</i>	<i>48</i>
<i>Tabel 4.21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Kondensat</i>	<i>48</i>
<i>Tabel 4.22 Spesifikasi Pompa Cooling water 1 (P-200).....</i>	<i>50</i>
<i>Tabel 4.23 Spesifikasi Pompa Unit Cooling water 2 (P-201).....</i>	<i>51</i>
<i>Tabel 4.24 Spesifikasi Pompa Pada Hot Oil System</i>	<i>52</i>
<i>Tabel 4.25 Spesifikasi Furnace Pada Unit Hot Oil System</i>	<i>52</i>
<i>Tabel 4.26 Kebutuhan Hot Oil LPG Plant.....</i>	<i>53</i>
<i>Tabel 4.27 Jumlah Kebutuhan Listrik per hari LPG Plant.....</i>	<i>53</i>
<i>Tabel 4.28 Hasil Simulasi LPG Plant.....</i>	<i>54</i>
<i>Tabel 4.29 Produk LPG Plant per Tahun</i>	<i>55</i>
<i>Tabel 4.30 Komponen Biaya CAPEX.....</i>	<i>56</i>
<i>Tabel 4.31 Komponen Biaya OPEX.....</i>	<i>57</i>
<i>Tabel 4.32 Cash Flows keekonomian.....</i>	<i>59</i>
<i>Tabel 4.33 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai CAPEX.....</i>	<i>60</i>
<i>Tabel 4.34 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai OPEX</i>	<i>60</i>
<i>Tabel 4.35 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai Harga LPG.....</i>	<i>60</i>

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Masalah krisis energi merupakan suatu masalah yang telah menjadi isu dunia. Ketergantungan energi dunia yang begitu besar terhadap BBM (Bahan Bakar Minyak) semakin hari semakin menimbulkan kekhawatiran termasuk di Indonesia. Produksi minyak Indonesia yang sebagian besar berasal dari sumur-sumur tua, mengalami penurunan secara alami dari tahun ke tahun. Permasalahan inilah yang pada akhirnya mendorong pencarian energi alternatif sebagai pengganti BBM untuk mencegah adanya krisis energi lebih lanjut.

Salah satu sumber energi pengganti terbaik bagi BBM adalah Gas bumi. Selain sifatnya yang ramah lingkungan, harga yang lebih murah dibandingkan dengan BBM, gas bumi juga memiliki nilai kalor yang lebih tinggi dibandingkan BBM.

Indonesia merupakan produsen gas alam yang cukup besar di dengan jumlah cadangan terbukti pada tahun 2012 sebesar 104,49 triliun kaki kubik (BP Migas, 2012). pada tingkat produksi 7,9 bscf per hari, dan akan habis dalam waktu lebih dari 30 tahun. Sebagian besar gas alam di Indonesia dipasarkan sebagai produk *Sales Gas* dan LPG (*Liquefied Petroleum Gas*). Sedangkan untuk keperluan domestik alokasi gas bumi umumnya digunakan untuk pembangkit listrik, bahan baku pabrik pupuk, dan industri lainnya.

LPG sebagai salah satu turunan dari gas bumi merupakan bahan bakar yang banyak digunakan oleh masyarakat Indonesia, dikarenakan adanya program pengalihan bahan bakar minyak tanah ke LPG pada tahun 2006 yang dilaksanakan pemerintah. Hal ini bertujuan untuk mengurangi emisi CO₂ dan mengurangi beban APBN akibat subsidi BBM. Dengan adanya program pengalihan minyak tanah ke LPG ini, maka kebutuhan LPG nasional juga makin meningkat.

Berdasarkan data produksi, produksi LPG nasional pada tahun 2009-2011 tidak mencukupi untuk memenuhi kebutuhan LPG nasional, sehingga pemerintah harus mengimpor LPG untuk dapat memenuhi kebutuhan LPG nasional (Pertamina, 2012). Oleh karena Indonesia masih memiliki cadangan gas bumi

yang cukup besar, maka diperlukan pengembangan lapangan-lapangan gas bumi yang sudah berjalan sejak lama dijadikan sebuah alternatif untuk dibangun *LPG Plant* untuk dapat memenuhi kebutuhan LPG nasional. Salah satu lapangan gas bumi yang berpotensi menghasilkan LPG adalah Lapangan Gas Sumatera Selatan. Pemilihan lokasi Sumatera Selatan ini dikarenakan berdasarkan data sebaran cadangan migas, Sumatera Selatan masih memiliki cadangan gas bumi yang cukup besar yaitu sebesar 17,74 TCF (BP Migas,2012). Oleh karena itu, diharapkan dengan dapat dibangunnya *LPG Plant* di Lapangan Gas ini, dapat memenuhi sebagian dari kebutuhan LPG di Sumatera Selatan.

1.2 RUMUSAN MASALAH

Rumusan masalah yang terdapat didalam perancangan ini yaitu :

1. Bagaimana hasil produksi dari perancangan *LPG Plant* di Lapangan Gas dengan gas umpan berasal dari 9 sumur gas.
2. Bagaimana tingkat keekonomisan serta kelayakan pembangunan *LPG Plant* Lapangan Gas Sumatera Selatan.
3. Bagaimana pengaruh produksi LPG dalam rangka pemenuhan kebutuhan LPG di daerah sekitar Lapangan Gas Sumatera Selatan.

1.3 TUJUAN PENULISAN

Tujuan penulisan ini adalah untuk membuat suatu studi kelayakan *LPG Plant* yang ditujukan untuk mensuplai kebutuhan LPG di daerah Sumatera Selatan. Studi yang akan dilakukan meliputi kelayakan dari sisi teknis dan ekonomis. Dari sisi teknis yang akan ditinjau adalah proses produksi LPG dengan menghasilkan LPG jenis *mix* (campuran propana dan butana), *Sales Gas*, dan kondensat. Dari sisi ekonomis analisa indikator NPV, IRR serta Payback Period (PBP) untuk menilai kelayakan pembangunan *LPG Plant* secara ekonomi.

1.4 BATASAN MASALAH

Batasan-batasan yang digunakan dalam perancangan ini adalah:

1. Rancangan *LPG Plant* ini meliputi sembilan sumur gas umpan.

2. Penghitungan jumlah produk yang dihasilkan diperoleh menggunakan kapasitas gas mengalir, sedangkan penghitungan ukuran alat tiap teknologi menggunakan kapasitas maksimum yaitu 20 MMSCFD (*Metric Millions Standard Cubic Feet per Days*).
3. Biaya yang diperlukan untuk investasi berasal dari modal sendiri (*equity* 100%).
4. Kajian keekonomian pembangunan LPG *Plant* Lapangan Gas Sumatera Selatan didasarkan pada beberapa parameter seperti *Internal Rate of Return* (IRR), *Payback Period* (PBP), *Net Present Value* (NPV) serta analisis sensitivitas terhadap nilai investasi, harga jual LPG dan biaya produksi per tahun.

1.5 SISTEMATIKA PENULISAN

Makalah ini terdiri atas tiga bab dengan perincian sebagai berikut:

BAB I PENDAHULUAN

Bab ini berisi latar belakang perancangan LPG *Plant* di Lapangan Gas Sumatera Selatan, Rumusan Masalah, Tujuan Penulisan, Batasan Masalah dan Sistematika Penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini berisi penjelasan mengenai definisi gas bumi, definisi LPG, sifat fisik LPG, deskripsi proses LPG, aspek keekonomian dan analisa pasar.

BAB III METODE PERANCANGAN

Bab ini terdiri atas metode perancangan meliputi tahap-tahap studi kelayakan pada LPG *Plant*.

BAB IV ANALISA DAN PEMBAHASAN

Bab ini berisi hasil dan pembahasan dari perancangan LPG *Plant*.

BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

Bab ini terdiri atas kesimpulan dan saran dari hasil studi kelayakan pada LPG *Plant*.

DAFTAR PUSTAKA

Bagian ini berisi rujukan yang digunakan dalam menyusun laporan skripsi ini.

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 GAS BUMI

2.1.1 Definisi Gas Bumi

Gas bumi merupakan senyawa hidrokarbon yang mudah terbakar dengan titik didih yang sangat rendah. Komponen utama penyusun gas bumi adalah senyawa metana dengan titik didih sekitar 119 K. Komponen penyusun lainnya selain metana yaitu etana, propana, butana, pentana, heksana, heptana, oktana, karbon dioksida, nitrogen, dan sulfur. Gas bumi yang biasanya ditemukan bersamaan dengan deposit minyak bumi dalam lapisan bumi, diekstraksi dan disuling menjadi bahan bakar yang memenuhi 25 % pasokan energi dunia (Perry, 1999).

Selain mengandung senyawa hidrokarbon, gas bumi mengandung sejumlah kecil senyawa-senyawa pengotor, yaitu karbon dioksida (CO₂), hidrogen sulfida (H₂S) dan gas nitrogen (N₂). Keberadaan senyawa-senyawa pengotor ini akan dapat mengurangi nilai panas dan merusak sifat-sifat dasar dari gas bumi itu sendiri sehingga untuk mencegah terjadinya hal tersebut maka diperlukan proses pemisahan gas bumi dari senyawa-senyawa pengotornya.

Selain dapat digunakan sebagai bahan bakar rumah tangga, gas bumi juga dapat digunakan untuk bahan bakar alat transportasi dan industri petrokimia. Sebagai bahan bakar rumah tangga, gas bumi dapat digunakan sebagai bahan bakar tungku pemanas, pemanas air, kompor masak dan juga pengering pakaian. Sedangkan, sebagai bahan bakar industri, gas bumi digunakan sebagai bahan bakar *furnace* untuk membakar batubara, keramik dan memproduksi semen. Saat ini, gas bumi sudah digunakan sebagai bahan bakar transportasi yaitu sebagai BBG (Bahan Bakar Gas) untuk bus TransJakarta dan beberapa mobil yang didesain khusus menggunakan BBG.

2.1.2 Spesifikasi Gas Bumi Komersial

Gas bumi yang digunakan untuk tujuan komersial pada umumnya memiliki spesifikasi seperti yang tertera pada tabel 2.1 (MCallister,1992).

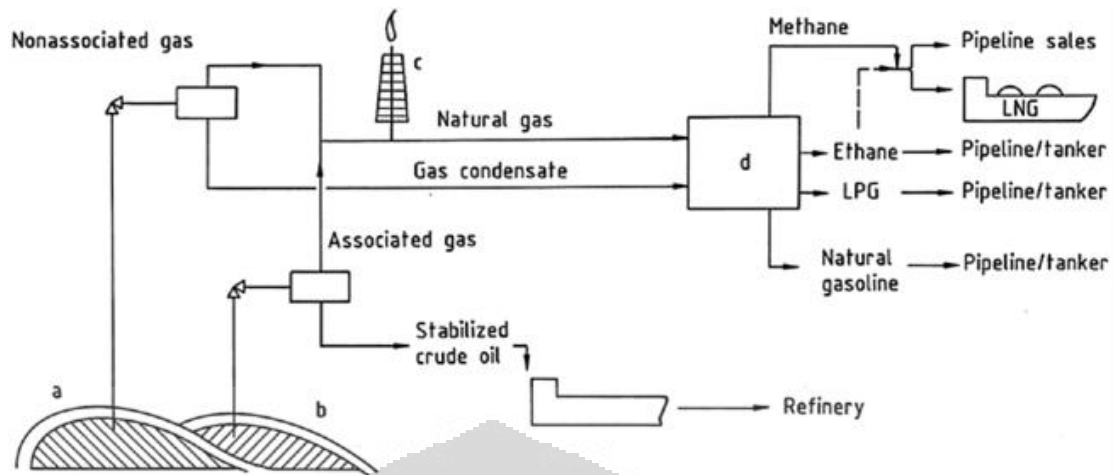
Tabel 2.1 Komposisi Gas bumi Komersial

Sifat Gas bumi	Persyaratan
Nilai kalor	> 950 Btu/ft ³
Kemurnian	bebas dari debu, getah, minyak bumi, dan hidrokarbon yang dapat dicairkan pada temperatur lebih dari 15 °F pada tekanan 800 psig
Kandungan sulfur	< 1 grain (0,065 gram) H ₂ S per 100 ft ³ gas < 20 grain sulfur total per 100 ft ³ gas.
Kandungan CO ₂	< 2% CO ₂
Kandungan uap lembab	< 4 lb uap air per MMcf gas pada P = 14,4 psi dan T = 60 °F
Temperatur	Maks. pada titik pengiriman : 120 °F.

2.2 LIQUEFIED PETROLEUM GAS

Liquefied petroleum gas (LPG) merupakan campuran hidrokarbon dengan komponen utama berupa propana, butana, isobutana, propena, dan butena. Pada umumnya, LPG yang digunakan adalah campuran propana dan butana. Komponen-komponen dalam campuran tersebut berada dalam bentuk gas pada temperatur dan tekanan normal namun dapat dicairkan melalui pendinginan, kompresi, atau kombinasi dari keduanya (BP Migas, 2008).

Gambar 2.1 menunjukkan beberapa cara *recovery* LPG. LPG dapat diperoleh dengan dua cara yaitu dengan mengekstraksi LPG dari aliran-aliran minyak mentah dan mengekstraksi LPG dari aliran gas bumi pada atau dekat *reservoir* yang mengandung propana dan butana. Besarnya *recovery* LPG dan hidrokarbon berat dari gas tergantung pada komposisi gas dan spesifikasi kualitas gas yang akan disalurkan ke konsumen. LPG yang diturunkan dari gas bumi berwujud hidrokarbon jenuh, meskipun pada beberapa kasus juga ada yang merupakan hidrokarbon tak jenuh. Sedangkan LPG yang diturunkan dari penyulingan minyak bumi pada umumnya mengandung komponen-komponen hidrokarbon tak jenuh (olefin).



Gambar 2.1 Skema recovery minyak-gas
(Sumber : BP Migas)

Keterangan : a) gas dan kondensat gas; b) minyak dan gas; c) vent-flare; d) Kilang pengolahan gas

Dalam penggunaan sehari-hari, komponen LPG yang utama adalah propana dan butana. Propana komersial merupakan jenis LPG yang mempunyai harga yang paling tinggi dan biasanya digunakan pada negara yang memiliki empat musim. Butana komersial merupakan jenis LPG yang memiliki harga yang cukup murah dan biasanya lebih cocok untuk digunakan pada negara-negara yang mendapatkan sinar matahari sepanjang tahun. Butana komersial setelah melalui proses deisobutanizer mengandung sedikit propana dan isobutana. Dalam suatu gas bumi yang normal, rasio normal butana terhadap isobutana adalah 2:1.

2.2.1 Penggolongan LPG

Berdasarkan jumlah kandungan komponen utamanya, LPG dapat digolongkan menjadi 3 jenis yaitu (Pertamina,2012):

a. LPG Propana

LPG jenis ini mengandung propana 95% volume masing-masing dan ditambahkan dengan pembau (mercaptant). LPG propana memiliki harga yang paling tinggi dan umumnya digunakan pada negara empat musim.

b. LPG Butana

LPG jenis ini merupakan LPG yang mengandung butana 97,5% volume dan ditambahkan dengan pembau (mercaptant). LPG butana biasanya lebih

cocok untuk digunakan pada negara-negara yang mendapatkan sinar matahari sepanjang tahun. LPG butane setelah melalui proses deisobutanizer mengandung sedikit propane dan isobutana. Dalam gas bumi, rasio normal butane terhadap isobutana adalah 2:1.

c. LPG Mix

LPG mix merupakan campuran antara propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}) dengan komposisi antara 70-80% dan 20-30% volume dan ditambahkan oleh pembau (mercaptant). Umumnya digunakan untuk bahan bakar rumah tangga.

2.2.2 Sifat Fisik LPG

Sifat fisik komponen utama LPG terdapat di Tabel 2.2 (Speight,1993). Selain komponen utama tersebut, terdapat komponen lain dalam jumlah kecil seperti senyawa sulfur, air, dan sisa minyak dan tar.

Tabel 2.2 Sifat Fisik dari Komponen Utama LPG

	Titik Didih (101,3 kPa), °C	Tekanan uap	Densitas cairan (tekanan jenuh) (15.6 °C), kg/m ³	Nilai kalor kotor (25 °C), kJ/kg
Propana	- 42,1	1310	506,0	50 014
Propena	- 47,7	1561	520,4	48 954
n-butana	- 0,5	356	583,0	49 155
Isobutana	- 11,8	498	561,5	49 051
1- butena	- 6,3	435	599,6	48 092
<i>cis</i> -2-butena	3,7	314	625,4	47 941
<i>trans</i> -2- butena	0,9	343	608,2	47 878
isobutena	- 6,9	435	600,5	47 786

2.2.3 Spesifikasi LPG

Tabel 2.3 memuat spesifikasi LPG *On-Spec* (*Handbook of Gas Engineers*,1965) yang umumnya digunakan secara komersial, serta tabel 2.4 (*Hydrocarbon Handbook*,2004) menunjukkan spesifikasi LPG berdasarkan

komponen-komponen yang terdapat di dalamnya menurut klasifikasi CNGA (*California Natural Gasoline Association*).

Tabel 2.3 Spesifikasi LPG *On-Spec*

Komposisi	Propana	Butana	Campuran
C ₂ (% Vol)	3.3	< 0.1	1.7
C ₃ (% Vol)	92.5	13.5	53
i-C ₄ (% Vol)	3.2	35.7	19.4
n-C ₄ (% Vol)	1.0	49.5	25.3
i-C ₅ (% Vol)	-	0.8	0.4
n-C ₅ (% Vol)	-	0.4	0.2
C ₆ (% Vol)	-	0.1	-
H ₂ S (ppm)	< 1	< 1	< 1
Mercaptans (ppm)	2.4	1.8	2.1
SG (15.5 °C)	0.5135	0.5681	0.5408
RVP (psig)	234	96	205
Nilai Kalor (Btu/lb)			
- Gross	21,500	21,200	21,350
- Net	19,900	19,700	19,800

Tabel 2.4 Klasifikasi LPG Oleh CNGA

Kelas Standar CNGA	Jangkauan Max. Tekanan Uap (psi) pada 100 F	Jangkauan Densitas Yang Dijinkan pada 60 F	Komposisi
A	80	0.585 – 0.550	Dominasi C ₄
B	100	0.560 – 0.545	Campuran, C ₄ > C ₃
C	125	0.550 – 0.535	Campuran, C ₄ = C ₃
D	150	0.540 – 0.525	Campuran, C ₃ > C ₄
E	175	0.530 – 0.510	Campuran, C ₃ >> C ₄
F	200	0.520 – 0.504	Dominasi C ₃

2.2.4 Deskripsi Proses

2.2.4.1 Pemisahan LPG di Kilang Pengolahan Gas

Sebagian besar kandungan gas bumi adalah metana dan sebagian kecil adalah etana, propana, butana dan hidrokarbon berat, serta air, karbon dioksida, nitrogen, senyawa sulfur dan senyawa non-hidrokarbon yang banyaknya beragam. Tergantung pada spesifikasi gas yang dibutuhkan oleh konsumen, sebagian etana dan komponen yang lebih berat dipisahkan dari kilang pengolahan gas, yang

menghasilkan produk lain seperti etana, LPG, dan hidrokarbon bertitik didih lebih tinggi (*natural gasoline*) (BP Migas,2008).

2.2.4.2 Teknologi Kilang LPG

Proses pemisahan komponen C₃ dan C₄ dari gas alam dilakukan terhadap gas alam yang sudah dikurangi kadar air dan gas-gas asamnya (H₂S, merkaptan, CO₂). Sejumlah teknologi dasar pemisahan yang dikenal dalam rancangan LPG plant yang terintegrasi dengan proses produksi di lapangan gas adalah sebagai berikut:

- Pemisahan dengan cara penyerapan komponen C₃-C₄ oleh hidrokarbon cair ringan (*light oil absorption*), diikuti dengan pemisahan kembali C₃-C₄ dari hidrokarbon cair dengan cara distilasi;
- Pemisahan dengan cara mendinginkan gas-gas C₃-C₄ dengan siklus refrigerasi hingga di bawah titik embunnya, sehingga gas-gas tersebut terpisah sebagai produk cair;
- Pemisahan dengan cara pendinginan gas alam, dengan memanfaatkan peristiwa penurunan temperatur gas jika dikurangi tekanannya secara mendadak, sehingga komponen C₃-C₄ mengalami pengembunan;
- Pemisahan komponen C₃-C₄ dengan menggunakan membran dengan ukuran pori sedemikian sehingga komponen yang lebih ringan (C₁-C₂) mampu menerobos membran, sedangkan komponen LPG tertinggal dalam aliran gas umpan.

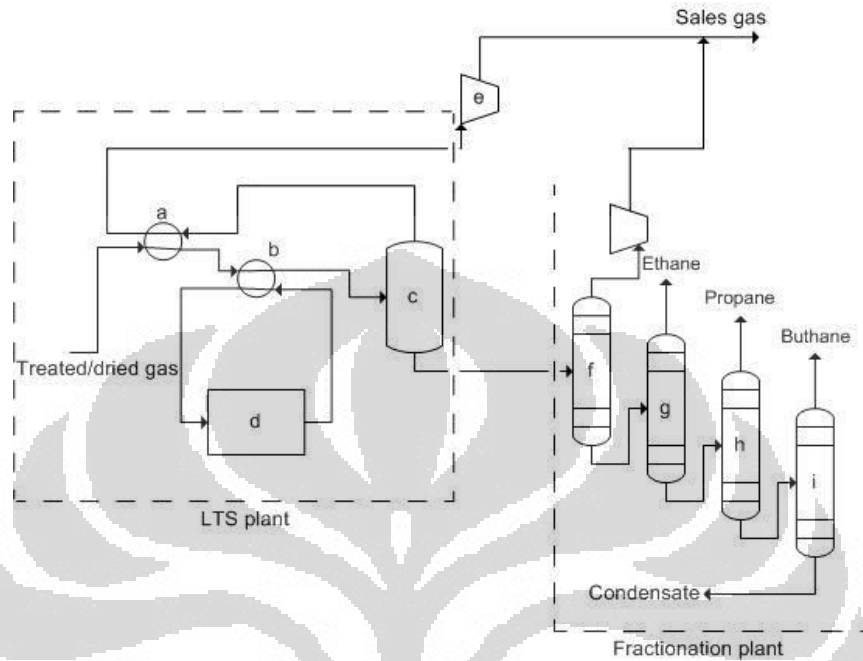
Teknik *recovery* yang paling umum adalah menggunakan refrigerasi untuk memperoleh *recovery* LPG yang lebih tinggi. Dalam proses ini fraksi LPG dikondensasi dari aliran gas bumi. Cairan yang terpisahkan tersebut kemudian difraksionasi untuk memisahkan komponen-komponen LPG.

Teknologi proses yang umum digunakan dalam proses *recovery* LPG dengan refrigerasi ada dua yaitu proses LTS (Low-Temperature Separation) dan proses PROMAX. Berikut dibawah ini adalah penjelasan dari masing-masing teknologi.

a. *Low-Temperature Separation* (LTS)

Refrigerasi gas bumi yang mengandung LPG dapat dilakukan dengan pertukaran panas yang menggunakan aliran refrigerasi eksternal atau secara

cascade (pertukaran panas bertingkat dengan beberapa refrijeran eksternal). Refrijerasi eksternal yang digunakan pada Gambar 2.2 adalah refrijerasi propana alur tertutup (*closed-loop propane refrigeration*).



Gambar 2.2 Skema LPG Recovery Dengan Low-Temperature Separation
(Sumber : BP Migas)

Umpan gas dikontakkan dengan aliran gas yang keluar dari *high pressure separator* (a). Aliran umpan tersebut didinginkan lagi dengan refrijeran eksternal propana yang sangat dingin untuk mengkondensasi fraksi LPG di separator (b). Kondensat yang terbentuk kemudian diumpankan ke kilang fraksionasi.

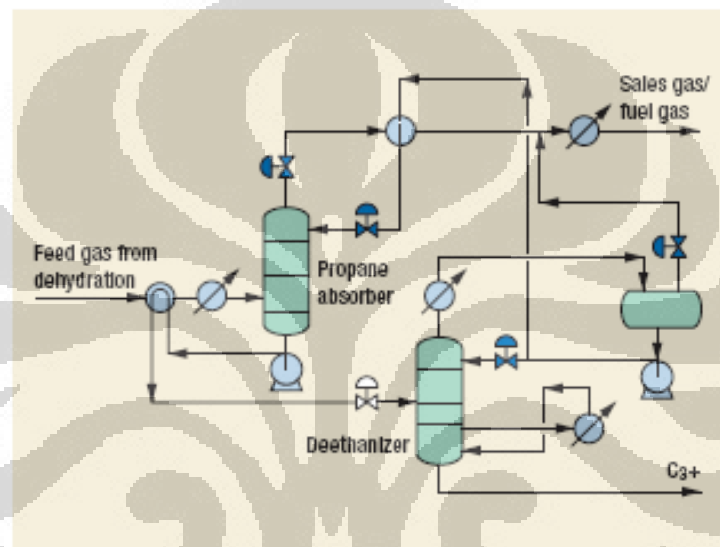
Kilang fraksionasi terdiri dari *Demethanizer*, *Deethanizer*, dan *debutanizer* untuk memisahkan komponen-komponen LPG. Jika tidak ada etana berlebih, maka kolom *Demethanizer* and *Deethanizer* dapat digabung menjadi satu kolom. Keuntungan utama proses tipe ini adalah sederhana dan *pressure drop* rendah.

Sebagai alternatif, pendinginan gas bisa dilakukan oleh suatu sirkuit refrijerasi *cascade*. Sirkuit ini dapat menggunakan campuran etana-propana, propana-etilena, atau propana-etana-metana-nitrogen (disebut *mixed refrijerant*). Sirkuit *cascade* etana-propana menghasilkan temperatur yang lebih rendah dibandingkan sirkuit propana tunggal. Karena itu, metode refrigerasi yang dipilih bergantung pada *recovery* etana dan LPG yang diinginkan. *Recovery* LPG yang

tinggi dibutuhkan di kilang pengolahan gas untuk memenuhi spesifikasi titik embun (*dew point*) gas yang siap dijual (*sales gas*).

b. Proses PROMAX

Jenis teknologi ini dapat digunakan untuk *recovery* propana dan komponen berat lainnya dari suatu pengilangan dan dari associated natural gas bertekanan rendah. Gambar 2.3 menunjukkan skema peralatan proses PROMAX (*Hydrocarbon Handbook, 2004*).



Gambar 2.3 skema *Recovery* LPG Dengan Menggunakan PROMAX
(Sumber: *Hydrocarbon Processing's Gas Process Handbook*)

Gas hidrokarbon bertekanan rendah ditekan dan dikeringkan sebelum didinginkan pada HE dan refrijeran propana. Aliran gas umpan yang telah didinginkan dikontakkan dengan cairan etana yang *direcycle* dari kolom absorber propana. Overhead dari menara ini kemudian didinginkan dan dikondensasikan dengan refrijeran propane untuk menghasilkan aliran refluks yang komposisinya hampir semuanya adalah etana. Aliran slip dari refluks dikembalikan dan *direcycle* menuju kolom absorber propana. Bagian bawah dari kolom *Deethanizer* mengandung komponen propane dan komponen berat lainnya yang kemudian dapat diproses melalui fraksinasi konvensional.

2.2.5 Penyimpanan LPG

Penyimpanan LPG diklasifikasikan sebagai *pressurized storage* pada temperatur lingkungan; *refrigerated storage* pada tekanan lingkungan; dan *semirefrigerated storage* pada tekanan sedang.

Pressure storage tank umumnya 250 psi untuk propana dan 125 psi untuk butana. Angka-angka ini sesuai dengan tekanan uap kedua komponen pada temperatur lingkungan maksimum yang mungkin terjadi. Untuk penyimpanan dengan tonase rendah (hingga 100 ton), bejana biasanya berbentuk silinder yang diletakkan horisontal atau vertikal. Untuk tonase yang lebih besar (hingga kapasitas 1500 ton), penyimpanan dilakukan di *spherical vessel*.

Untuk penyimpanan yang lebih besar dari 1500 ton, *pressurised spherical vessel* atau *refrigerated storage* harus digunakan. *Storage* ini digunakan untuk menyimpan produk LPG pada titik didih atmosferik (yaitu -42°C untuk propana dan -4°C untuk butana). Tekanan tangki biasanya sekitar 15 psi. *Boil-off vapor* biasanya dicairkan oleh sistem refrigerasi. Propana di *semirefrigerated storage* disimpan pada temperatur -10°C dimana tekanan uapnya adalah 46 psi.

2.2.6 Sistem Refrijerasi

Sistem refrijerasi memberi kemungkinan untuk menurunkan temperatur suatu fluida hingga mencapai temperatur yang lebih rendah dibandingkan jika menggunakan air atau udara sebagai media pendingin. Temperatur rendah yang diinginkan bergantung kepada tujuan dari setiap proses (Campbell, 1984).

2.2.6.1 Pemilihan Sistem Refrijerasi

Ketika refrijerasi harus dilakukan untuk mencapai temperatur yang sangat rendah sekitar dibawah 40°F maka refrijerasi dengan cara cascade pada umumnya digunakan. Sistem *cascade* menggunakan lebih dari satu jenis refrijeran dan melakukan refrijerasi secara bertahap. Pada umumnya, sistem cascade menggunakan refrijeran propana-etana. Alternatif dari refrijeran sistem cascade adalah penggunaan *Mixed Refrigerant* atau refrijeran campuran, Komponen yang lebih ringan berfungsi untuk menurunkan temperatur evaporasi sedangkan penggunaan komponen yang lebih berat memungkinkan kondensasi terjadi pada

temperatur ambien. Proses evaporasi dari campuran refrijeran ini berlangsung pada jangkauan temperatur berbeda dengan yang terjadi pada komponen tunggal.

Komposisi dari *Mixed Refrigerant* pada umumnya disesuaikan untuk memenuhi kurva pendinginan dari fluida proses yang digunakan. Pertukaran kalor terjadi pada *Heat Exchanger* dengan aliran *countercurrent* dan juga tipe *plate-fin*.

2.2.6.2 Pemilihan Refrijeran

Refrijeran yang ideal bersifat tidak beracun, tidak korosif, memiliki sifat fisik dan PVT yang cocok dengan kebutuhan sistem serta memiliki kalor laten penguapan yang tinggi. Pada proses pengolahan gas, refrijeran yang umum digunakan adalah propana, amonia atau R-22 apabila temperatur rendah yang diinginkan terjadi adalah sekitar -40 F. Pada kondisi kriogenik, refrijeran metana dan etilena biasanya digunakan. Tabel 2.9 menunjukkan batas temperatur operasi untuk setiap jenis refrijeran.

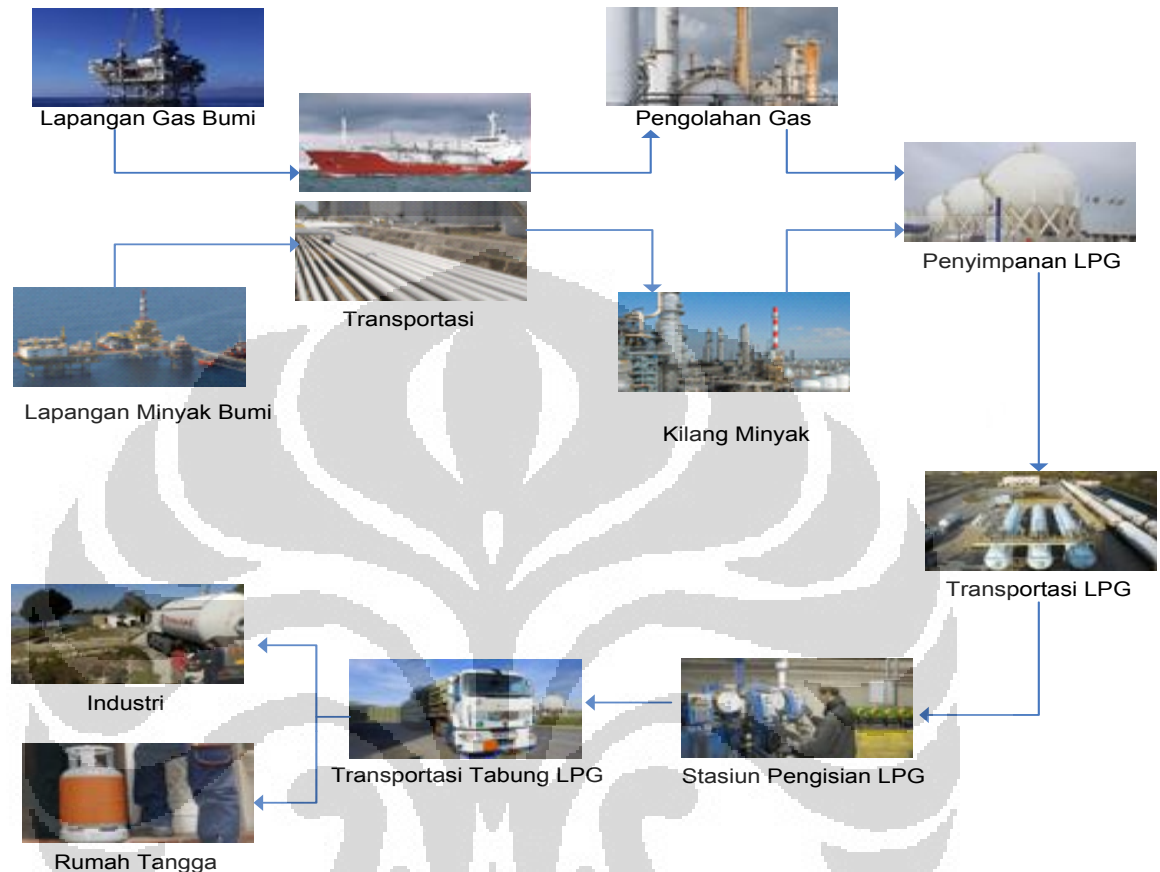
Tabel 2.5 Batasan Temperatur Berbagai Jenis Refrijeran

Refrijeran	Temperatur (°C)
<i>Cooling water</i>	Ambien
Propana	-40
Etilena	-101
Metana	-157
Nitrogen	-196
Hidrogen	-251
Helium	-268

2.3 RANTAI SUPLAI LPG

LPG dikirim dari titik-titik penyaluran dalam bentuk cair ke fasilitas penampungan utama (*primary storage*) dimana LPG ditampung dengan proses refrigerasi dan *pressurization* yang siap dibeli oleh *reseller*. Setelah dibeli, LPG biasanya dikirim ke *bulk distribution depot* dan *cylinder filling Plant* menggunakan *coastal tanker*, *railcar* atau *bulk road tanker*. Dari *bulk distribution depot* dan *cylinder filling Plant*, tangki pendistribusi berukuran kecil menyalurkan LPG ke konsumen. Alternatif lain, LPG dikumpulkan dari kilang minyak terdekat

dan dikirimkan langsung ke konsumen. Proses dari produksi ke konsumen diperlihatkan pada Gambar 2.4.



Gambar 2.4 Rantai Suplai LPG
(Sumber : BP Migas)

2.4 LOKASI LPG PLANT SUMATERA SELATAN

Sumatera Selatan adalah salah satu provinsi Indonesia yang terletak di bagian selatan Pulau Sumatera. Sumatera Selatan mempunyai potensi alam yang cukup banyak dengan cadangan yang masih belum dikelola dan menunggu kedatangan para investor untuk mengelolanya, pada saat ini beberapa peluang investasi yang di prioritaskan untuk ditawarkan adalah :

- Minyak Bumi

Potensi minyak bumi di Sumatera Selatan mempunyai cadangan 5.034.082 MSTB Produksi eksploitasi pertamina dan mitranya selama 1998-2002 baru rata-rata 3.718.720 barrel perhari.

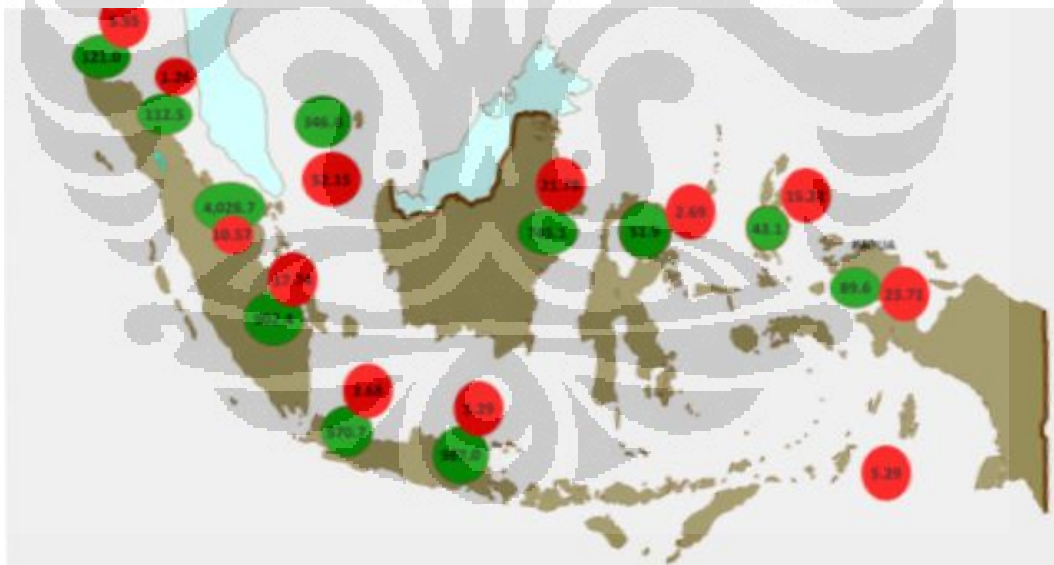
- Gas Alam

Cadangan gas alam yang ditemukan di kabupaten Musi Banyuasin, Lahat, Musi Rawas dan Ogan Komering Ilir mencapai 7.238 BSCF. Produksi eksploitasi 4 tahun terakhir baru rata-rata 2.247.124 MMSCF. Gas alam ini dapat dijadikan bahan pembangkit tenaga listrik, produk plastik dan pupuk.

- Batubara

Cadangan batubara di Sumatera Selatan 18,13 milyar ton. Lokasi batubara terdapat di kabupaten Muara Enim, Lahat, Musi Banyuasin dan Musi Rawas. Mutu cadangan batubara pada umumnya berjenis lignit dengan kandungan kalori antara 4800-5400 Kcal/kg. Cadangan batubara tersebut baru dikelola PT Bukit Asam dan PT Bukit Kendi pada lokasi Kabupaten Muara Enim. ;Sedangkan cadangan sebanyak 13,07 Milyar Ton belum dikelola sama sekali.

Pemilihan lokasi di lapangan Gas Sumatera Selatan ini dikarenakan berdasarkan gambar 2.5 sebaran cadangan migas (BP Migas, 2012), Sumatera Selatan masih memiliki cadangan gas bumi yang cukup besar.



Gambar 2.5 sebaran cadangan migas
(Sumber : BP Migas)

Keterangan : ● cadangan gas; ● cadangan minyak;

2.5 TEORI EKONOMI

Untuk melakukan analisa ekonomi terhadap LPG *Plant* yang akan dibangun dengan tujuan untuk melihat apakah pabrik yang akan dibangun tersebut *feasible*, serta *viable* atau tidak, maka digunakan beberapa parameter. *Feasible* atau tidaknya proyek yang akan dihitung tersebut akan dilihat berdasar berbagai faktor yakni (1) *Payback Period*-nya yang menyatakan kapan modal yang akan diinvestasi dapat kembali, (2) *Internal Rate of Return*, (3) NPV (*Net Present Value*), serta (4) analisa sensitivitas untuk melihat perubahan nilai ekonomis apabila terjadi perubahan terhadap faktor tertentu (Sullivan,2000).

Untuk dapat melakukan perhitungan atau analisa tersebut, terlebih dahulu harus dilakukan perhitungan besarnya total investasi (*total capital investment*) serta biaya operasi yang akan dikeluarkan selama masa operasi dari *Plant* yang akan dibangun.

2.5.1 Net Present Value (NPV)

NPV merupakan nilai saat ini dari aliran uang tunai selama umur operasi UPK. NPV menunjukkan keuntungan dengan melibatkan aliran uang tunai masuk dan keluar. NPV dihitung dengan mengurangi pendapatan yang diterima per tahun dengan biaya yang dikeluarkan untuk operasional tiap tahunnya selama umur operasi UPK. Jika nilai NPV positif maka proyek tersebut ekonomis dan menguntungkan. Jika nilainya negatif maka proyek tidak menguntungkan.

2.5.2 Payback Period

Metode periode pengembalian menghitung lamanya periode proyek yang berkaitan dengan seberapa cepat *recovery* investasi. Metode ini menghitung jumlah tahun yang dibutuhkan ($\theta; \theta \leq N$) saat aliran kas masuk tepat sama dengan aliran kas keluar.

Periode pengembalian sederhana

Proyek dengan seluruh investasi modal dikeluarkan di awal ($\theta=0$) :

$$\sum_{k=1}^{\theta} (R_k - E_k) - I \geq 0 \quad (2.1)$$

Mengabaikan nilai waktu uang dan aliran kas yang terjadi setelah θ .

Periode pengembalian terdiskon

$$\sum_{k=1}^{\theta'} (R_k - E_k)(P/F, i\%, k) - I \geq 0 \quad (2.2)$$

Memperhitungkan nilai waktu dari uang (waktu = θ').

Dimana :

$i\%$ = MARR

I = investasi modal yang dilakukan di awal periode analisis ($k=0$)

θ' = nilai terkecil yang memenuhi persamaan

Metode ini tidak mempertimbangkan umur ekonomis dari aset fisik, sehingga dapat menimbulkan kesalahan jika salah satu alternatif yang memiliki periode pengembalian yang lebih besar menghasilkan tingkat pengembalian (atau PW) yang lebih tinggi atas modal investasi.

2.5.3 Internal Rate Of Return (IRR)

IRR merupakan ukuran tingkat pengembalian internal terhadap investasi pada suatu proyek. IRR dapat diketahui dengan mencari tahun atau waktu dimana nilai NPV = 0.

2.6 ANALISA PASAR

Sebelum mempelajari kelayakan pembangunan LPG *Plant* di Lapangan Gas Sumatera Selatan hendaknya terlebih dahulu dilakukan suatu analisis terhadap pasar potensial yang akan dimasuki oleh produk yang akan dihasilkan oleh perusahaan. Melalui analisis tersebut, akan diketahui keberadaan pasar potensial yang dapat dimasuki oleh produk tersebut. Dalam analisa pasar ini digunakan data historis untuk memproyeksikan keadaan pasar LPG ke depannya. Dalam menganalisis permintaan dan penawaran gas LPG ditinjau secara menyeluruh segala aspek yang berkenaan dengannya terutama masalah ketesediaan LPG.

2.6.1 Lokasi Pemasaran

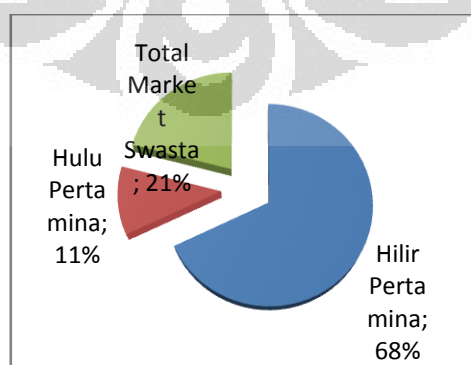
Karena Lapangan Gas terdapat di Provinsi Sumatera Selatan, maka lokasi pemasaran produk LPG difokuskan untuk memenuhi permintaan LPG Sumatera Selatan. Provinsi Sumatera Selatan beribukota Palembang, terletak antara $5^{\circ} 10'' - 1^{\circ} 20''$ LS, $101^{\circ} 40'' - 106^{\circ} 30''$ BT. Secara geografis provinsi Sumatera Selatan berbatasan dengan provinsi Jambi di utara, provinsi Kep. Bangka-Belitung di timur, provinsi Lampung di selatan dan Provinsi Bengkulu di barat.

Sumatera Selatan merupakan provinsi yang keempat terbesar jumlah penduduknya di Indonesia setelah Jawa Barat, Jawa Timur, dan Jawa Tengah. Menurut hasil pencacahan lengkap Sensus Penduduk (SP) 2010 penduduk Sumatera Selatan pada tahun 2010 berjumlah sebanyak 7.450.394 jiwa.

Pemerintah Provinsi Sumatera Selatan telah membangun berbagai prasarana dan infrastruktur untuk memperlancar perdagangan baik antar kabupaten di Sumatera Selatan maupun antara Sumatera Selatan dengan provinsi lainnya. Sektor swasta juga terlibat dengan mendirikan berbagai properti untuk perdagangan, perkantoran, hotel dan lain-lain. Tentu saja sektor lain, seperti koperasi, pertambangan dan energi, industri, pariwisata, pos dan telekomunikasi, transmigrasi, dan sektor sosial kemasyarakatan juga ikut dikembangkan.

2.6.2 Analisa Suplai LPG

Hingga tahun 2007, produsen LPG terbesar dipegang oleh Pertamina Hilir disusul oleh Pertamina Hulu dan Perusahaan Swasta. Gambar 2.6 menunjukkan jenis produsen LPG yang terdapat di Indonesia.



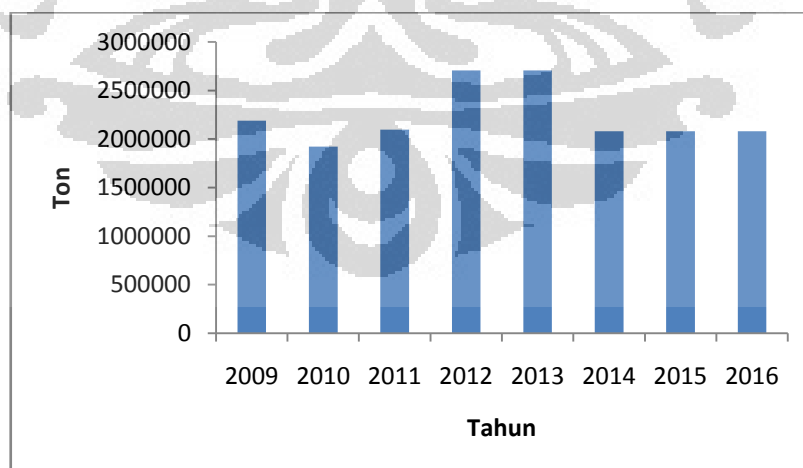
Gambar 2.6 Produsen LPG Indonesia
(Sumber: Pertamina.com)

Berdasarkan produsennya, produksi LPG Indonesia pada tahun 2007 dapat dilihat pada tabel 2.6.

Tabel 2.6 Produksi LPG Indonesia

Refinery	Butane		Propane		Mix		Total	
	Barrels	M. Ton	Barrels	M. Ton	Barrels	M. Ton	Barrels	M. Ton
A. Oil Refinery								
1. Dumai	65.252,50	6.070,00	0,00	0,00	0,00	0,00	65.252,50	6.070,00
2. Musi	119.110,00	11.080,00	0,00	0,00	0,00	0,00	119.110,00	11.080,00
3. Cilacap	170.720,75	15.881,00	0,00	0,00	0,00	0,00	170.720,75	15.881,00
4. Balikpapan	90.773,00	8.444,00	0,00	0,00	0,00	0,00	90.773,00	8.444,00
5. Balongan	404.974,00	37.672,00	0,00	0,00	0,00	0,00	404.974,00	37.672,00
Sub Total	850.830,25	79.147,00	0,00	0,00	0,00	0,00	850.830,25	79.147,00
B. Gas Refinery								
1. Santan	22.796,00	2.077,20	37.666,00	3.036,50	0,00	0,00	60.462,00	5.113,70
2. Mundu	0,00	0,00	0,00	0,00	5.547,00	516,00	5.547,00	516,00
3. Sumbagut	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
4. Arar	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
5. Jabung	156.401,75	14.549,00	264.610,14	21.247,00	0,00	0,00	421.011,89	35.796,00
6. Maruta	0,00	0,00	0,00	0,00	11.393,17	914,82	11.393,17	914,82
7. Medco Kaji	0,00	0,00	0,00	0,00	25.987,26	2.086,66	25.987,26	2.086,66
8. Titis Sampurna	0,00	0,00	0,00	0,00	21.584,53	1.733,14	21.584,53	1.733,14
9. Sumber D. Kelola	0,00	0,00	0,00	0,00	3.295,96	264,65	3.295,96	264,65
Sub Total	179.197,75	16.626,20	302.276,14	24.283,50	67.807,92	5.515,27	549.281,81	46.424,97
Total	1.030.028,00	95.773,20	302.276,14	24.283,50	67.807,92	5.515,27	1.400.112,06	125.571,97

Kapasitas produksi LPG Indonesia per tahun fluktuatif dan cenderung menurun. Hal ini sangat dipengaruhi oleh kontrak LPG yang harus diekspor per tahunnya oleh Pemerintah serta menurunnya jumlah cadangan gas maupun minyak dari *Plant* LPG yang sudah ada. Gambar 2.7 menunjukkan jumlah produksi LPG Indonesia setiap tahunnya dari tahun 2009-2011, dan perkiraan produksi dari tahun 2012-2016.

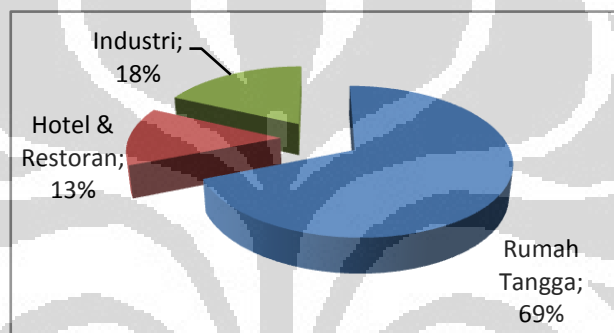


Gambar 2.7 Kapasitas Produksi LPG Indonesia per tahun
(Sumber: Pertamina.com)

Di Sumatera Selatan, produksi LPG untuk memenuhi permintaan konsumen berasal Kilang RU III Plaju dari bahan *crude oil*, selain dari kilang RU III Plaju, suplai LPG diperoleh dari tiga kilang gas mini milik swasta, di antaranya adalah: Titi Sampurna di Prabumulih, Surya Eka Prakarsa di Indralaya dan Medco Energi di Sekayu. Kilang tersebut menggunakan gas bumi sebagai bahan baku.

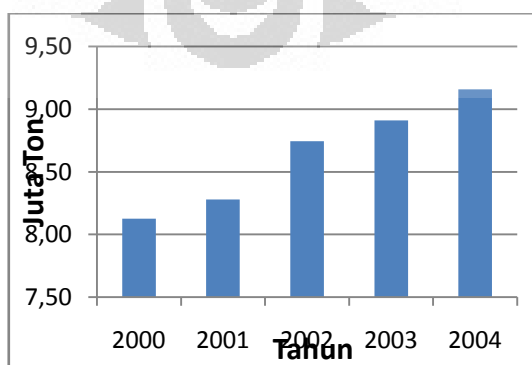
2.6.3 Analisa Kebutuhan LPG

Berdasarkan kegunaannya, konsumsi LPG di Indonesia sebagian besar masih didominasi oleh sektor rumah tangga, disusul oleh sektor industri serta hotel dan restoran seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.8.



Gambar 2.8 Jenis Konsumsi LPG Indonesia
(Sumber: Pengkajian Energi Universitas Indonesia)

Dari tahun ke tahun, kebutuhan akan LPG semakin meningkat. Hal ini berkaitan erat dengan isu ramah lingkungan, kelangkaan BBM serta digalakkannya program “Konversi Minyak Tanah ke LPG” yang dicanangkan oleh Pemerintah. Gambar 2.9 menunjukkan data historis jumlah konsumsi LPG di Indonesia. Untuk daerah di sekitar Lapangan Gas Sumatera Selatan kebutuhan LPG adalah ± 50 ton/hari (pertamina.com).

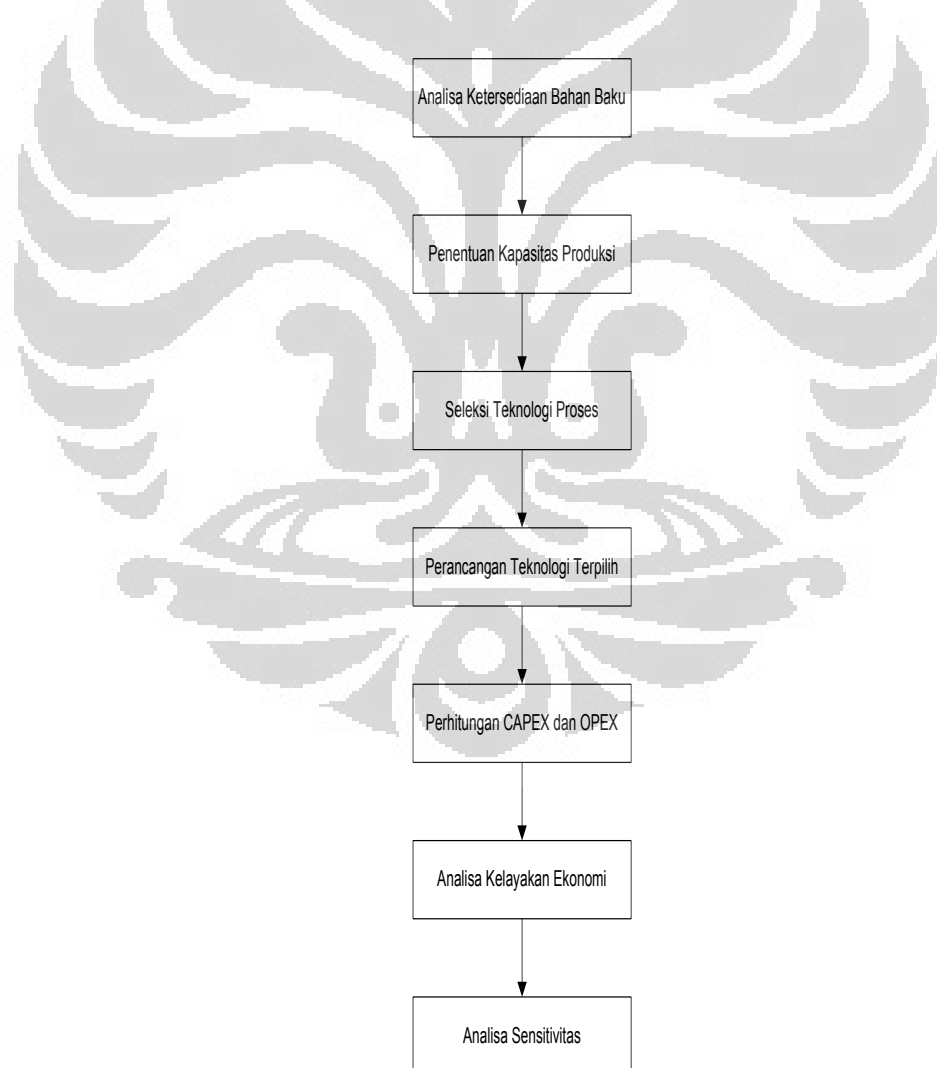


Gambar 2.9 Data Konsumsi LPG Indonesia
(Sumber: Pengkajian Energi Universitas Indonesia)

BAB 3

METODE PERANCANGAN

Untuk dapat menghasilkan rancangan LPG Plant di lapangan Gas Sumatera Selatan, maka perlu dilakukan tahapan studi kelayakan dalam suatu metode perancangan. Tahapan tersebut antara lain analisa ketersediaan bahan baku, penentuan kapasitas produksi, seleksi teknologi proses, perancangan teknologi proses terpilih, perhitungan CAPEX (*Capital Expenditure*) dan OPEX (*Operational Expenditure*), analisa kelayakan ekonomi, serta analisa sensitivitas. Uraian tahapan-tahapan metode perancangan akan dijelaskan pada subbab di bawah ini.



Gambar 3.1 Diagram Alir Perancangan LPG Plant

3.1 ANALISA KETERSEDIAAN BAHAN BAKU

Gas Bumi sebagai bahan baku untuk produksi LPG pada LPG *Plant* ini diperoleh dari 9 sumur gas di lapangan Gas Sumatera Selatan. Untuk analisa ketersediaan gas umpan diasumsikan dengan eksplorasi dan menipisnya cadangan gas bumi yang berasal dari sumur menyebabkan produksi gas bumi yang berasal dari sumur tidak sama setiap tahunnya. Penurunan kapasitas produksi gas di Lapangan Gas Sumatera Selatan akan sangat mempengaruhi jumlah LPG, kondensat dan *sales gas* yang akan dihasilkan.

3.2 PENENTUAN KAPASITAS PRODUKSI

Menentukan kapasitas produksi LPG *Plant* sesuai ketersediaan bahan baku, pada perancangan ini dilakukan perancangan dengan kapasitas yang sesuai dengan ketersediaan bahan baku di lokasi LPG *Plant* ini didirikan.

3.3 SELEKSI TEKNOLOGI PROSES

Seleksi teknologi proses *recovery* LPG dari gas bumi pada dasarnya menentukan jenis teknologi refrijerasi yang digunakan dengan mempertimbangkan berbagai faktor yang sarannya untuk memperoleh suatu teknologi yang andal, efisien dan ekonomis sesuai dengan kondisi lapangan di mana LPG *Plant* tersebut dibangun. Teknologi yang diseleksi adalah teknologi yang telah diuraikan pada bab tinjauan pustaka yaitu:

1. *Low Temperature Separation*, dan
2. Proses PROMAX.

Adapun kriteria yang dilakukan dalam seleksi teknologi proses adalah:

- jumlah alat proses yang digunakan
- kebutuhan energi yang dibutuhkan
- kemudahan operasi termasuk proses *start-up* dan *shutdown* unit
- luas area yang tersedia serta kapasitas yang diinginkan
- aspek keselamatan dan dampak terhadap lingkungan

3.4 PERANCANGAN TEKNOLOGI TERPILIH

Dalam perancangan ini, dilakukan perancangan teknologi terpilih, dengan melakukan perhitungan yang meliputi:

- perhitungan neraca massa dan energi
- perancangan ukuran peralatan proses
- *process flow diagram*

Kemudian simulasi dan optimasi proses menggunakan *software* simulasi proses, dengan tahapan sebagai berikut:

- input komponen-komponen senyawa yang dibutuhkan dalam simulasi proses
- input *equation of state* (persamaan keadaan) yang digunakan sebagai basis perhitungan
- pemasangan alat proses yang digunakan pada *software* simulasi proses
- input data-data teknis yang dibutuhkan pada *software* simulasi proses

3.5 PERHITUNGAN CAPEX DAN OPEX

Dalam perancangan ini, dari hasil perancangan dilakukan perhitungan CAPEX (Capital Expenditure) dan OPEX (Operational Expenditure).

Perhitungan CAPEX meliputi:

- biaya peralatan
- biaya material
- biaya konstruksi
- tanah

Perhitungan OPEX meliputi:

- bahan-bahan yang terkonsumsi (misal: bahan bakar, bahan additif)
- tenaga Kerja
- biaya pemeliharaan
- transportasi produk

3.6 KELAYAKAN EKONOMI

Kajian keekonomian dilakukan untuk mengetahui tingkat keekonomian pembangunan LPG Plant. Indikator yang digunakan untuk evaluasi keekonomian

pembangunan kilang antara lain NPV, IRR, dan PBP. Rumus perhitungannya adalah sebagai berikut:

- Persamaan untuk menghitung NPV:

$$NPV = \sum_{t=0}^T \frac{X_t}{(1+i)^t} \quad (3.1)$$

Dimana:

X_t : cashflow di tahun ke-t

i : sukubunga (*discount rate*)

NPV merupakan nilai saat ini dari aliran uang tunai selama umur operasi UPK. NPV menunjukkan keuntungan dengan melibatkan aliran uang tunai masuk dan keluar. Jika nilai NPV positif maka proyek tersebut ekonomis dan menguntungkan. Jika nilainya negatif maka proyek tidak menguntungkan.

- Persamaan untuk menghitung IRR:

$$\sum_{t=0}^T \frac{X_t}{(1+ROR)^t} = 0 \quad (3.2)$$

Dimana:

X_t : cashflow di tahun ke-t

i : sukubunga (*discount rate*)

IRR merupakan ukuran tingkat pengembalian internal terhadap investasi pada suatu proyek. IRR dapat diketahui dengan mencari tahun atau waktu dimana nilai NPV = 0.

- Persamaan untuk menghitung PBP:

$$\sum_{t=0}^{PBP} X_t = 0 \quad (3.3)$$

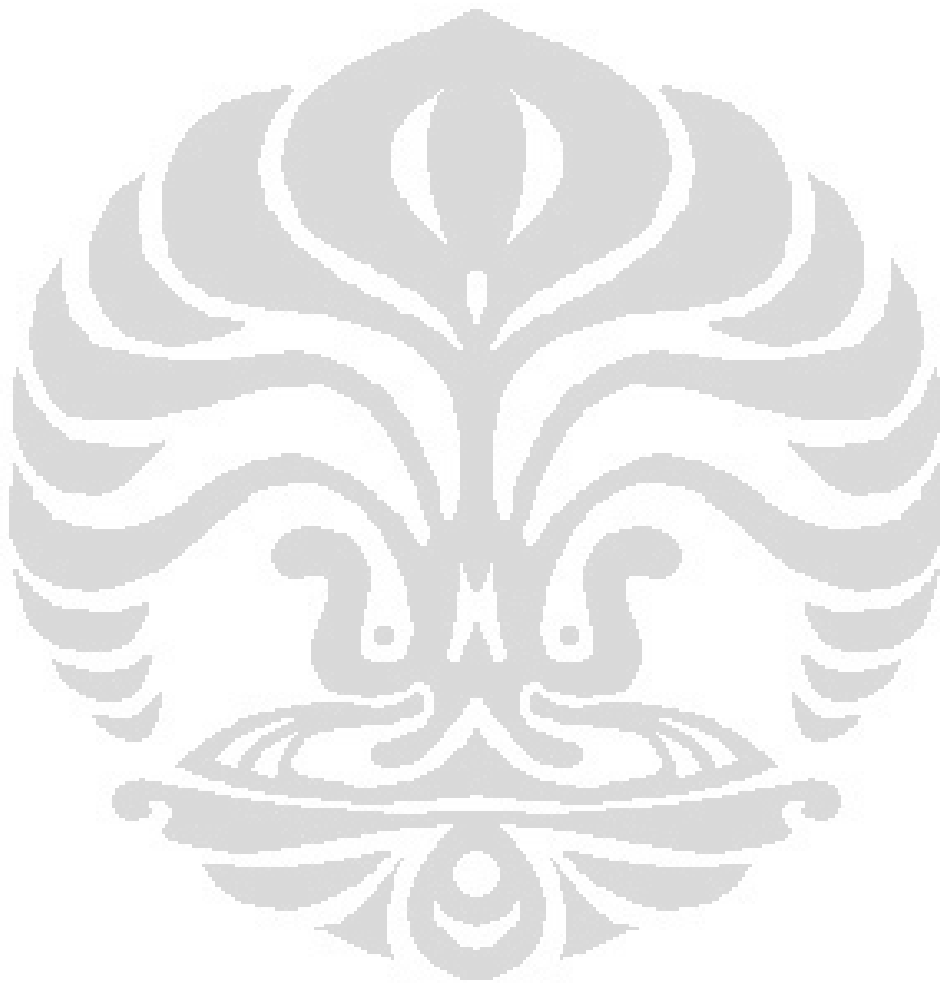
Dimana:

X_t : cashflow di tahun ke-t

Metode periode pengembalian menghitung lamanya periode proyek yang berkaitan dengan seberapa cepat *recovery* investasi. Metode ini menghitung jumlah tahun yang dibutuhkan saat aliran kas masuk tepat sama dengan aliran kas keluar.

3.7 ANALISA SENSITIVITAS

Menguji pengaruh ketidakpastian komponen biaya (seperti biaya bahan baku) pada kelayakan sebuah proyek, pada skripsi ini dilakukan suatu analisa sensitivitas dengan parameter uji perubahan NPV dan IRR jika harga jual produk berubah (naik/turun), CAPEX berubah (naik/turun), dan OPEX berubah (naik/turun).



BAB 4

ANALISA DAN PEMBAHASAN

4.1 ANALISA DI LAPANGAN Gas SUMATERA SELATAN

Gas Bumi sebagai bahan baku untuk produksi LPG pada *LPG Plant* di Lapangan Gas Sumatera Selatan ini berasal dari 9 sumur gas yang terdiri dari Wells_1, Wells_2, Wells_3, Wells_4, Wells_5, Wells_6, Wells_7, Wells_8, Wells_9. Untuk spesifikasi gas umpan ditunjukkan pada tabel spesifikasi gas umpan pada bagian lampiran.

4.1.1 Proyeksi Produksi Gas Umpan

Eksplorasi dan menipisnya cadangan gas bumi yang berasal dari sumur menyebabkan produksi gas bumi yang berasal dari sumur tidak sama setiap tahunnya. Penurunan kapasitas produksi gas di Lapangan Gas Sumatera Selatan akan sangat mempengaruhi jumlah LPG, kondensat dan *sales gas* yang akan dihasilkan. Tabel proyeksi produksi gas umpan di bagian lampiran menunjukkan data proyeksi penurunan kapasitas produksi sumur di lapangan Gas Sumatera Selatan dari tahun 2013 hingga tahun 2033.

4.1.2 Penentuan Kapasitas Produksi

Menentukan kapasitas produksi *LPG Plant* sesuai ketersediaan bahan baku, pada perancangan ini dilakukan perancangan dengan kapasitas produksi 20 MMSCFD yang sesuai dengan ketersediaan bahan baku di lokasi *LPG Plant* ini didirikan.

4.2 PERBANDINGAN TEKNOLOGI *RECOVERY* LPG

Pada studi teknis mengenai teknologi *recovery LPG*, dilakukan perbandingan terhadap dua jenis teknologi yang berbeda yaitu *Low-Temperature Separation* (LTS) dan proses ProMax. Berdasarkan perbandingan teknologi *recovery* LPG pada skripsi Studi Kelayakan Pembangunan *LPG Plant* Lapangan

Gas Pangkalan Susu Sumatera Utara diperoleh perbandingan hasil teknologi *recovery* LPG yang terangkum pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Perbandingan Proses *Recovery* LPG

Parameter	LTS- Separation	ProMax	Unit
Laju Produksi LPG	61,75	58,73	ton/day
Komposisi C ₃ -C ₄	98,99	97,83	%
Laju Produksi Kondensat	140,39	139,21	Barrel/day
Laju Produksi <i>Sales gas</i>	7,5	7,3	MMSCFD
GHV LPG	19.819	19.815	Btu/lb
GHV <i>Sales gas</i>	20.242	19.980	Btu/lb
Total Energi Yang Dibutuhkan	5,65E+07	1,10E+08	Btu/hr
Energi per ton LPG	6,421.187	12,572.75	Kwh/ton

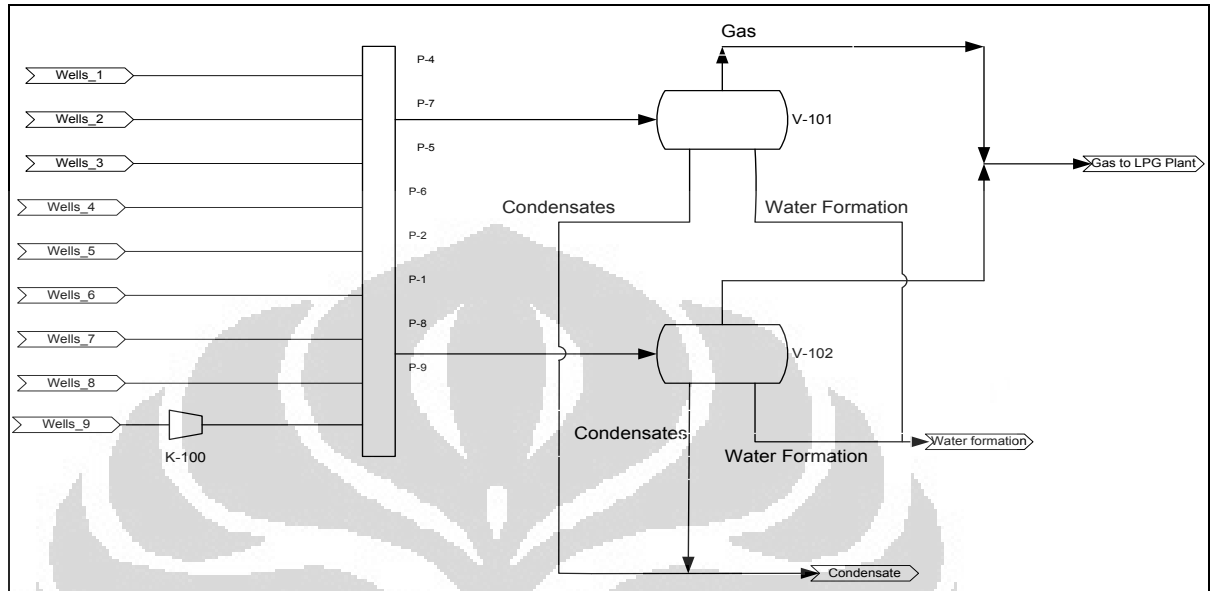
Berdasarkan perbandingan diatas, proses *recovery* LPG dengan menggunakan teknologi *Low-Temperature Separation* (LTS) membutuhkan jumlah energi yang lebih kecil dibandingkan dengan proses BR&E sehingga proses LTS dipilih sebagai proses dasar *recovery* LPG pada LPG Plant Lapangan Gas Sumatera Selatan.

4.3 DESKRIPSI PROSES UMUM DI LAPANGAN X

Pada Proses pengolahan gas, gas yang berasal dari *wells* yang berjumlah sembilan yaitu Wells_1, Wells_2, Wells_3, Wells_4, Wells_5, Wells_6, Wells_7, Wells_8, Wells_9 yang memiliki kondisi operasi serta komposisi yang terlampir di tabel spesifikasi gas umpan di bagian lampiran, dikumpulkan terlebih dahulu di stasiun pengumpul gas. Di stasiun pengumpul gas ini terdapat *Test Separator* dan *Production Separator* yang digunakan untuk memisahkan zat cair yang masih terkandung pada aliran gas yang akan diolah. Hasil pemisahan separator tersebut berupa Gas Umpan yang digunakan sebagai bahan baku untuk proses pembuatan LPG di LPG Plant, serta *water formation* yang diolah terlebih dahulu sebelum dibuang ke lingkungan dan *condensates* yang dimurnikan hingga masuk spesifikasi kondensat kemudian ditampung di tangki kondensat. Gas umpan yang digunakan dalam proses di LPG Plant adalah sebesar 20 MMSCFD dengan

meninjau dari ketersediaan gas dalam sumur selama 20 tahun, pada proses ini dilakukan perhitungan dan simulasi proses LPG dengan life time project 20 tahun.

4.4 STASIUN PENGUMPULAN GAS



Gambar 4.1 Stasiun Pengumpul Gas

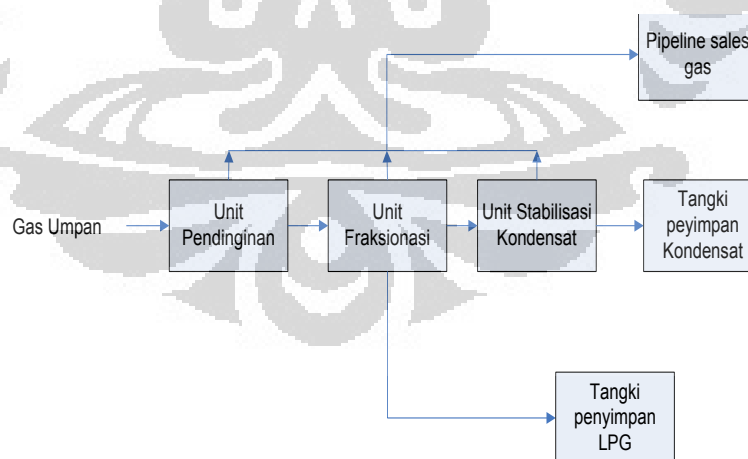
Gas yang terdapat di aliran pipa *Wells Wells_1 – Wells_9* dikumpulkan melalui *manifold* pipa untuk selanjutnya di *LPG Plant* dengan menggunakan teknologi *Low-Temperature Separation* dirancang memiliki serangkaian unit yang terdiri dari Unit Kondensasi, Unit Fraksinasi dan Unit Stabilisasi Kondensat. Setelah melalui serangkaian sub-proses tersebut dihasilkan produk akhir berupa LPG, Kondensat dan sisa gas yang masih dapat dijual (*Sales gas*). Kompresor dalam stasiun pengumpul digunakan sebagai alat untuk menaikkan tekanan gas. Peningkatan tekanan ini bertujuan untuk memberikan energi yang cukup pada saat tekanan diturunkan sehingga terjadi perubahan fasa. Setelah dinaikkan tekanannya, gas kemudian diproses pada unit dehidrasi untuk diambil kandungan airnya. Pada unit ini, gas umpan *mixing* dari sumur gas *Wells_1 – Wells_9* dicampur dengan sumur gas *Wells_9* yang dinaikkan tekanannya dari 283,07 psia hingga 600 psia, kemudian diperoleh tekanan gas campuran semua sumur untuk umpan LPG sebesar 600 psia. Pemilihan 600 psia sebagai tekanan *outlet* kompresor adalah berdasarkan kondisi operasi yang umumnya digunakan pada *LPG Plant*.

Tabel 4.2 Spesifikasi Kompresor K-100

<i>Spesifikasi</i>	<i>K-100</i>
<i>Jenis</i>	Reciprocating
<i>Polytropic Head (ft)</i>	32420
<i>Adiabatic Head (ft)</i>	31680
<i>Efisiensi adiabatik (%)</i>	75
<i>Efisiensi politropik (%)</i>	76,75
<i>Duty (hp)</i>	155,2
<i>Kapasitas design (ACFM)</i>	116,7

4.5 SIMULASI PROSES LPG

LPG *Plant* dengan menggunakan teknologi Low-Temperature Separation dirancang memiliki serangkaian unit yang terdiri dari, Unit Pendinginan, Unit Fraksionasi dan Unit Stabilisasi Kondensat. Setelah melalui serangkaian sub-proses tersebut dihasilkan produk akhir berupa LPG, Kondensat dan sisa gas yang masih dapat dijual (*Sales gas*). Skema setiap unit yang terdapat di LPG *Plant* digambarkan pada gambar 4.2, serta PFD (*Process Flow Diagrams*) dan simulasi proses LPG *Plant* digambarkan pada gambar 4.3, dan untuk PFD sistem refrijerasi digambarkan pada gambar 4.4.



Gambar 4.2 Blok Diagram Proses LPG

4.5.1 Unit Pendinginan

Unit ini berfungsi untuk menurunkan temperatur gas umpan agar lebih rendah lagi sehingga terdapat fraksi gas yang berubah fasa menjadi cair. Sub-Proses Pendinginan terdiri atas *Gas-Gas Heat Exchanger* (yang biasa disebut sebagai *Gas Chiller*).

Gas Chiller dengan konfigurasi *Multiflow Heat Exchanger* merupakan suatu alat yang digunakan untuk mempertukarkan kalor lebih dari 2 (dua) jenis aliran. Pertimbangan penggunaan *Gas Chiller* dibandingkan dengan menggunakan *Heat Exchanger* biasa adalah bahwa masih ada kalor yang dapat dilepas dan diberikan kepada aliran lainnya dan juga sebaliknya.

Sebagai contoh, *Gas Chiller* LPG-100 digunakan untuk mendinginkan gas kering bertekanan tinggi sebelum dimasukkan ke dalam *Demethanizer*. Gas kering ini didinginkan dengan menggunakan *top product* kolom *Demethanizer*, *bottom product* dari *Demethanizer* dan juga didinginkan dengan menggunakan *top product* kolom *Deethanizer*. Selain memiliki fungsi untuk mendinginkan fluida panas, *Gas Chiller* juga berfungsi untuk memanaskan fluida dingin sebelum dilepas atau diproses kembali.

Pada *Gas Chiller*, gas kering keluaran unit dehidrasi diturunkan temperaturnya dengan media pendingin yaitu aliran *top product* dan *bottom product* dari kolom *Demethanizer* serta *top product* Kolom De-ethanizer. Keluaran kedua kolom tersebut memiliki temperatur yang sangat rendah sehingga dapat digunakan untuk mendinginkan gas kering. Temperatur keluaran gas kering dari *Gas Chiller* yaitu 77 °F. Penurunan tekanan gas pada unit *Gas-Gas Heat Exchanger* ditetapkan sebesar 3 psi baik pada sisi *tube* maupun sisi *shell*.

4.5.2 Unit Fraksionasi

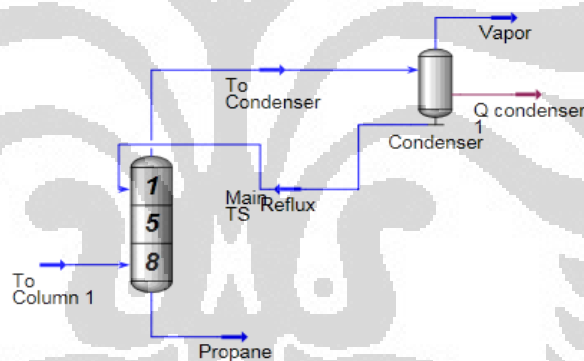
Unit Fraksionasi merupakan inti proses pemisahan komponen LPG dari fraksi ringan yaitu metana dan etana. Proses pemisahan cairan hasil kondensasi yang terjadi pada *Gas Chiller* dilakukan di unit *Demethanizer*, *Deethanizer* dan *Debutanizer* dengan prinsip perbedaan titik didih. Setiap kolom dioperasikan menurut tekanan dan kondisi tertentu supaya dapat dicapai semaksimal mungkin fraksi hidrokarbon ringan yang keluar melalui *top product* dan semaksimal

mungkin propana dan butana yang keluar sebagai produk cair pada *bottom product* di setiap kolom.

Jenis *tray* yang digunakan untuk tiap kolom fraksinasi adalah jenis *sieve tray* dengan alasan bahwa *sieve tray* memiliki kapasitas dan efisiensi yang baik. Material kolom menggunakan baja Stainless Steel yang memiliki *corrosion allowance* yang rendah dan memiliki *maximum allowable stress* yang tinggi sehingga mampu untuk dioperasikan pada tekanan tinggi.

4.5.2.1 Kolom Demethanizer

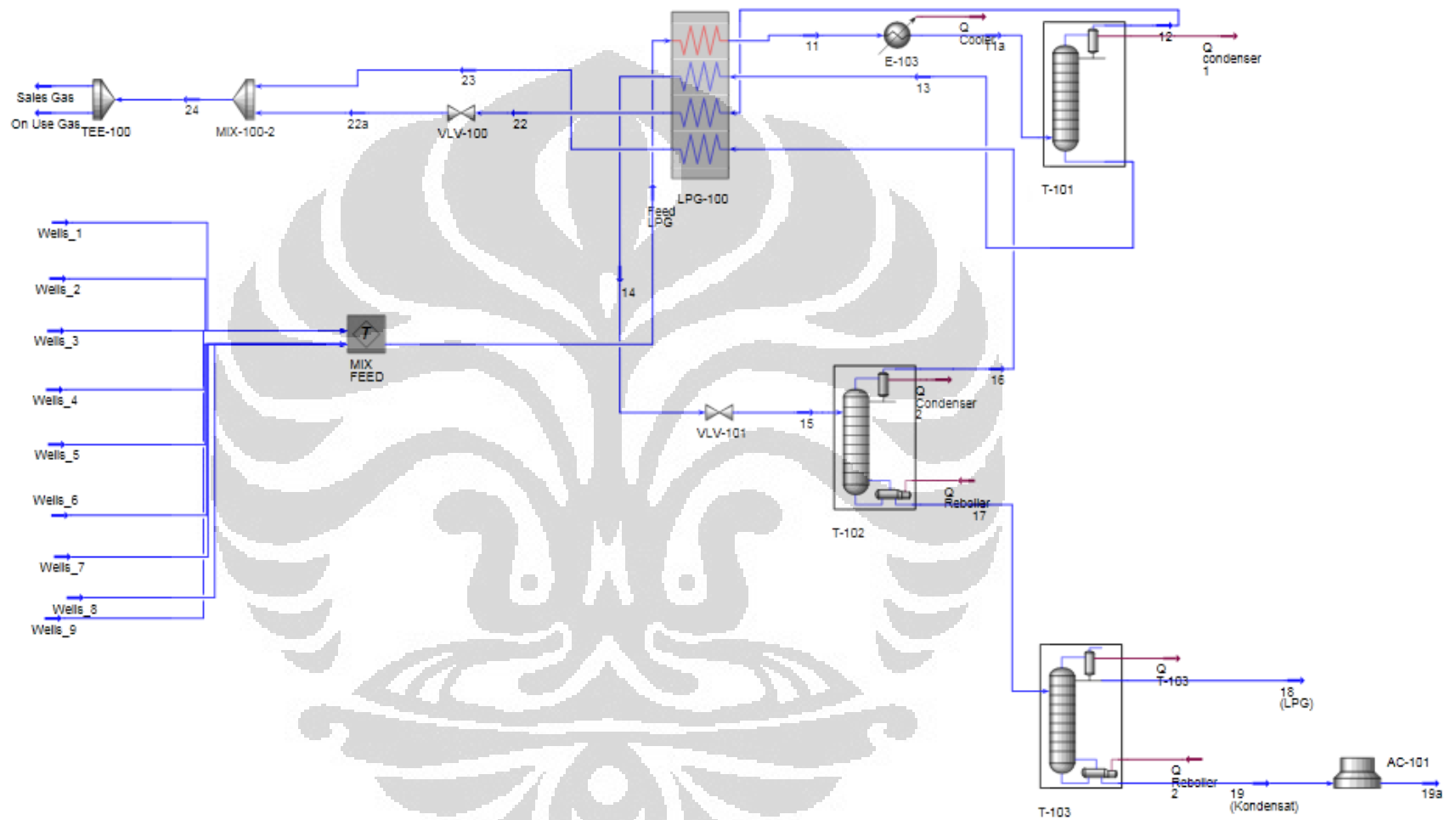
Kolom *Demethanizer* yang berupa Refluxed Absorber dioperasikan pada rentang tekanan tinggi yaitu 350 psia karena gas yang masuk masih memiliki tekanan tinggi yaitu sekitar 594 psia.



Gambar 4.4 Kolom Demethanizer

Tabel 4.3 Spesifikasi Kolom *Demethanizer* (T-101)

No. Alat	T-101
Jenis	<i>Tray</i>
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Tekanan Operasi (psia)	350
Diameter (ft)	3
Tinggi Seam-Seam (ft)	12
Jumlah <i>Tray</i>	8
Alat Pendukung	<i>Condenser</i>



Gambar 4.3 Process Flow Diagram proses LPG

Condenser pada kolom *Demethanizer* menggunakan Mized Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. Karena dibutuhkan temperatur pada *top product* kolom *Demethanizer* yaitu sekitar -120°F , maka fungsi *condenser* pada kolom *Demethanizer* digantikan oleh *Gas Chiller*. Berikut adalah spesifikasi *Gas Chiller* yang digunakan sebagai *condenser* pada kolom *Demethanizer*.

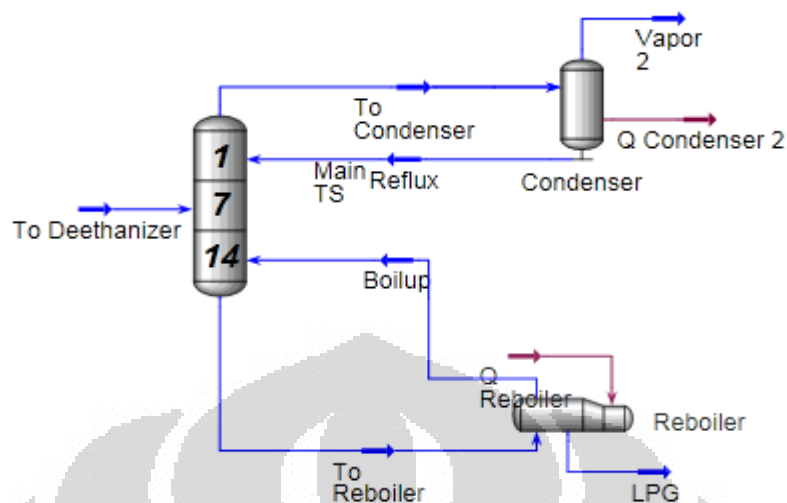
Tabel 4.4 Spesifikasi *Gas Chiller* LPG-200

No. Alat	LPG-200
Fluida Panas	Liquid MR
Fluida Dingin	Vapor MR
LMTD ($^{\circ}\text{F}$)	45,64
UA (Btu/F-)	64670
Duty (Btu/hr)	2,95e+06

Gas Chiller LPG-200 terintegrasi di dalam unit refrijerasi bersamaan dengan LPG-201 yang berfungsi sebagai *condenser* bagi kolom *Deethanizer*.

4.5.2.2 Kolom *Deethanizer*

Kolom *Deethanizer* merupakan kolom distilasi yang dioperasikan pada *rentang* tekanan 180-200 psia. Kolom ini memiliki *Condenser* dan *Reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi LPG dan Kondensat sebagai produk final. Semakin tinggi tekanan di dalam kolom *Deethanizer* ini akan menghasilkan jumlah LPG yang semakin banyak. Namun variable yang membatasi tekanan tidak boleh melebihi 200 psia adalah komposisi produk LPG dan biaya fabrikasi kolom yang akan lebih mahal apabila tekanannya lebih tinggi lagi.



Gambar 4.5 Kolom Deethanizer

Tabel 4.5 Spesifikasi Kolom *Deethanizer* (T-102)

No. Alat	T-102
Jenis	<i>Tray</i>
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Tekanan Operasi (psia)	180
Diameter (ft)	5
Tinggi Seam-Seam (ft)	28
Jumlah <i>Tray</i>	14
Alat Pendukung	<i>Condenser & Reboiler</i>

Condenser pada kolom *Deethanizer* menggunakan Mized Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. Karena dibutuhkan temperatur pada *top product* kolom *Deethanizer* yaitu sekitar $-108\text{ }^{\circ}\text{F}$, maka fungsi *condenser* pada kolom *Deethanizer* digantikan oleh *Gas Chiller*. Berikut adalah spesifikasi *Gas Chiller* yang digunakan sebagai *condenser* pada kolom *Deethanizer*.

Tabel 4.6 Spesifikasi *Gas Chiller* LPG-201

No. Alat	LPG-201
Fluida Panas	Aliran 16
Fluida Dingin	Vapor MR, Mixed MR
LMTD (°F)	79,21
UA (Btu/F-hr)	541,6
Duty (Btu/hr)	42900

Reboiler pada kolom *Deethanizer* menggunakan hot oil yang dihasilkan sebagai fluida pemanas. Kebutuhan hot oil untuk memanaskan *reboiler* ini adalah 130,92 ton per hari. Berikut adalah spesifikasi *reboiler* pada kolom *Debutanizer*.

Tabel 4.7 Spesifikasi *Reboiler Deethanizer* (TR-102)

No. Alat	TR-102
Jenis <i>Reboiler</i>	U-Tube Kettle Type
Luas Permukaan (ft ²)	14,1
LMTD (oF)	194,3
Fluida Pemanas	Hot Oil
Kebutuhan Hot Oil	130,92

Top product dari kolom *Demethanizer* dan kolom *Deethanizer* yang sudah dipanaskan di dalam *Gas Chiller* akan disatukan pada satu aliran dan dijual sebagai produk gas dengan fraksi metana dan etana yang lebih dominan. Produk gas jual (*Sales gas*) yang dihasilkan harus memenuhi kriteria sebagai berikut

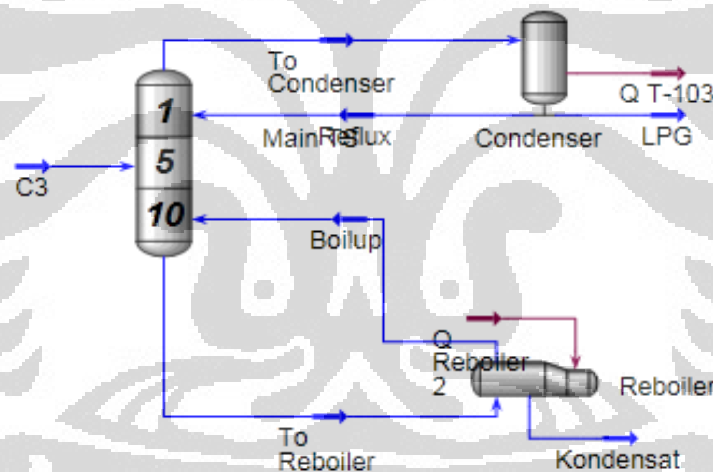
- ✓ Memenuhi spesifikasi kegunaan sebagai bahan bakar dengan nilai gross heating value (GHV) minimum 900 Btu/SCF.
- ✓ Memiliki komposisi :

Tabel 4.8 Batasan Komposisi Gas Jual

No.	Komponen	%-mol
1	C1	> 80,0
2	C2	< 10,0
3	C3	< 10,0
4	C4	< 10,0
5	C5+	< 10,0
6	CO ₂	< 6

4.5.2.3 Kolom *Debutanizer*

Kolom *Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang dioperasikan pada *rentang* tekanan sekitar 120-150 psia. Tabel 4.9 menunjukkan spesifikasi dari kolom *Debutanizer* yang digunakan pada *LPG Plant*.



Gambar 4.6 Kolom Debutanizer

Tabel 4.9 Spesifikasi Kolom *Debutanizer* (T-103)

No. Alat	T-103
Jenis	<i>Tray</i>
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Tekanan Operasi (psia)	180
Diameter (ft)	3,5
Tinggi Seam-Seam (ft)	28
Jumlah <i>Tray</i>	10
Alat Pendukung	<i>Condenser</i> & <i>Reboiler</i>

Kolom *Debutanizer* bertugas untuk memisahkan LPG dari fraksi beratnya dan memisahkan kondensat dari fraksi ringannya sehingga dapat memenuhi spesifikasi produk LPG dan spesifikasi kondensat sebagai berikut.

- ✓ Dapat disimpan pada kondisi ambien (35°C, 30 psia).
- ✓ Memiliki Komposisi :

Tabel 4.10 Batasan Komposisi Kondensat

No.	Komponen	%-mol
1	C3	< 2,5
2	C4	< 32,5
3	C5+	> 65,0

Condenser pada kolom *Debutanizer* menggunakan *cooling water* yang disirkulasikan pada unit *Cooling water* sebagai fluida pendinginnya. Spesifikasi *condenser* yang digunakan pada kolom *Debutanizer* adalah sebagai berikut.

Tabel 4.11 Spesifikasi *Condenser Debutanizer* (TC-103)

No. Alat	TC-103
Tipe	<i>Shell & Tube</i>
Luas Area (ft ²)	2862,8
LMTD (°F)	23,39
Kebutuhan <i>Cooling water</i>	4210

Reboiler pada kolom *Debutanizer* menggunakan hot oil sebagai fluida pemanas. Kebutuhan hot oil untuk memanaskan *reboiler* ini adalah 874,64 ton per hari. Berikut adalah spesifikasi *reboiler* pada kolom *Debutanizer*.

Tabel 4.12 Spesifikasi *Reboiler Debutanizer* (TR-103)

No. Alat	TR-103
Jenis <i>Reboiler</i>	U-Tube Kettle Type
Luas Permukaan (ft ²)	110
LMTD (°F)	99,49
Fluida Pemanas	Hot Oil
Kebutuhan Hot Oil (ton/day)	874,64

4.5.3 Unit Refrijerasi

Unit Refrijerasi merupakan unit pendukung tercapainya temperatur yang sangat rendah di dalam *LPG Plant*. Temperatur yang sangat rendah ini diperlukan bagi *top product* kolom *Demethanizer* dan *top product* kolom *Deethanizer*.

Condenser dari kolom *Demethanizer* dan kolom *Deethanizer* merupakan *Gas Chiller* dengan menggunakan sistem refrijerasi campuran (*Mixed Refrigerant*). Pertimbangan penggunaan *Mixed Refrigerant* untuk menurunkan temperatur *top product* setiap kolom adalah karena diperlukannya pencapaian temperatur yang sangat rendah yaitu sekitar -120 °F pada *top product* kolom *Demethanizer* dan -105 °F pada *top product* kolom *Deethanizer*. Refrijeran propana tidak dapat digunakan sebagai refrijeran utama pada sistem refrijerasi ini karena memiliki batas pendinginan yaitu -40 °F. Walaupun tidak dapat digunakan sebagai refrijeran utama, propana digunakan sebagai fluida pendingin bagi *Mixed Refrigerant*. Skema proses refrijerasi dapat dilihat pada Gambar 4.10.

MR masuk pada aliran MR In dan menerima kalor dari *top product* kolom *Demethanizer* di dalam *Gas Chiller* (LPG-200). Setelah mengalami perubahan fasa menjadi uap, MR dikompres hingga mencapai tekanan yang lebih tinggi. MR kemudian didinginkan pada Air Cooler (AC-200) hingga mencapai temperatur ambient sekitar 100 °F. MR yang sudah didinginkan dikompres kembali hingga mencapai tekanan sekitar 640 psia. MR yang sudah dikompres pada tahap kedua tersebut didinginkan oleh refrijeran propana supaya dapat menyerap kalor kembali di dalam *Gas Chiller* (LPG-200).

MR yang sudah mulai teruapkan mengalami flashing di dalam valve (VLV-200) untuk mencapai temperatur yang lebih rendah lagi. MR yang sudah didinginkan ini kemudian dimasukkan ke dalam *Gas Chiller* kedua (LPG-201) untuk menerima kalor dari *top product* kolom *Deethanizer* sehingga *top product* kolom *Deethanizer* ini mampu mencapai temperatur -108 °F.

4.5.3.1 Gas Chiller

Gas Chiller dengan konfigurasi *Multiflow Heat Exchanger* merupakan suatu alat yang digunakan untuk mempertukarkan kalor lebih dari 2 (dua) jenis aliran. Pertimbangan penggunaan *Gas Chiller* dibandingkan dengan menggunakan *Heat Exchanger* biasa adalah bahwa masih ada kalor yang dapat dilepas dan diberikan kepada aliran lainnya dan juga sebaliknya.

4.5.3.2 Kompresor *Mixed Refrigerant* (MR)

Selain digunakan untuk meningkatkan tekanan gas umpan utama, kompresor juga digunakan pada MR Refrigeration *Plant*. Spesifikasi kompresor yang digunakan pada unit MR Refrigeration *Plant* adalah sebagai berikut

Tabel 4.13 Spesifikasi Kompresor Pada Unit Refrijerasi *MR*

<i>Spesifikasi</i>	<i>K-200</i>	<i>K-201</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal	Sentrifugal
<i>Polytropic Head (ft)</i>	53.930	40360
<i>Adiabatic Head (ft)</i>	52.480	38890
<i>Efisiensi adiabatik (%)</i>	75	70,6
<i>Efisiensi politropik</i>	77,075	73,284
<i>Duty (hp)</i>	291,833	229,723
<i>Kapasitas design (ACFM)</i>	853,3	147,9

4.5.3.3 Kompresor Refrijeran Propana

Kompresor pada Sub-Proses Refrijerasi Propana digunakan untuk meningkatkan tekanan refrijeran agar propana dapat didinginkan kembali. Spesifikasi kompresor yang akan digunakan adalah sebagai berikut

Tabel 4.14 Spesifikasi Kompesor Pada Refrijerasi Propana

<i>Spesifikasi</i>	<i>K-202</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Polytropic Head (ft)</i>	13840
<i>Adiabatic Head (ft)</i>	13680
<i>Efisiensi adiabatik (%)</i>	75
<i>Efisiensi politropik</i>	75,865
<i>Duty (hp)</i>	124,926
<i>Kapasitas design (ACFM)</i>	2009

4.5.3.4 Separator Dua Fasa

Separator dua fasa digunakan untuk memisahkan *Mixed Refrigerant* menjadi fasa cair dan fasa gas .Spesifikasi dari separator dua fasa yang digunakan ditunjukkan pada tabel 4.15.

Tabel 4.15 Spesifikasi Separator Dua Fasa (T-200)

No. Alat	T-200
Jenis	Standard Process Vessel
Tekanan Operasi (psia)	615
Diameter (ft)	2,5
Tinggi (ft)	13,75

4.5.3.5 Heat Exchanger

Pada *LPG Plant* ini digunakan 1 buah *Heat Exchanger* pada MR Refrigeration *Plant* untuk mempertukarkan kalor antara MR dengan Propana. Berikut adalah spesifikasi dari *Heat Exchanger* yang digunakan pada MR Refrigeration *Plant*.

Tabel 4.16 Spesifikasi Heat Exhanger Pada Unit Refrijerasi

No. Alat	E-202	E-201
Tipe	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>
LMTD (°F)	24,67	25,06
Duty (Btu/hr)	1,459e+06	6,816e+05
Fluida Pendingin	<i>Cooling water</i>	<i>Cooling water</i>
Kebutuhan <i>Cooling water</i> (ton/day)	147,06	53,84

4.5.3.6 Cooling Tower

Selain digunakan untuk mendinginkan regenerasi gas setelah mengadsorpsi air dan kandungan hidrokarbon lainnya dari dalam kolom adsorber, air cooler juga digunakan untuk mendinginkan propana dan *cooling water* pada siklus refrijerasi. Pertimbangan penggunaan *cooling tower* sebagai pendingin adalah karena gas regenerasi tersebut akan didinginkan hingga mencapai temperatur ambient yaitu sekitar 77 °F. Berikut adalah spesifikasi dari *cooling tower* yang digunakan.

Tabel 4.17 Spesifikasi *Cooling tower* Pada Unit Refrijerasi

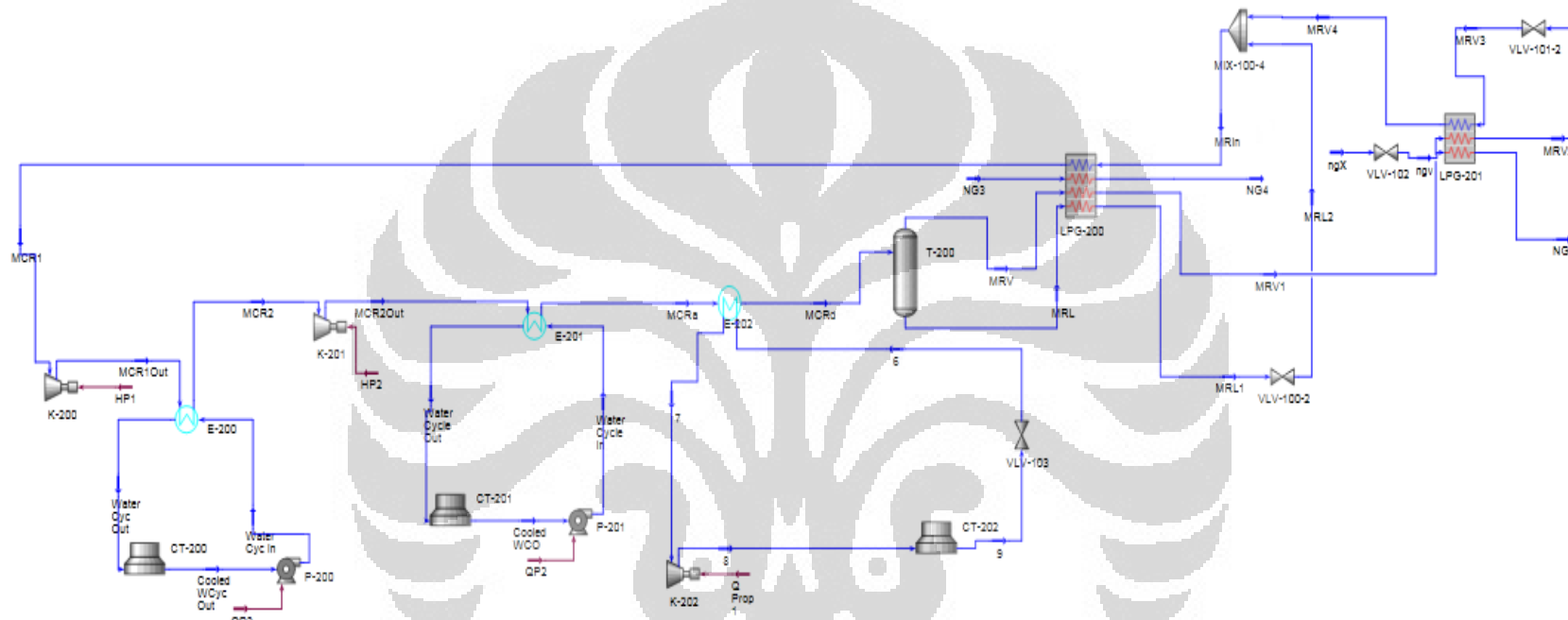
No. Alat	CT-200	CT-201	CT-202
Jenis Alat	Dry CT	Dry CT	Dry CT
Air Inlet Temperature (°F)	77	77	77
Air Outlet Temperature (°F)	81,89	80,02	84,90
Jumlah Kipas	1	1	1
Diameter Kipas (ft)	4	4	4
Daya per Kipas (hP)	9	9	9

4.5.3.7 Refrijeran

Refrijeran yang dibutuhkan terdiri dari dua jenis yaitu *Mixed Refrigerant* (MR) dan propana. Komposisi *Mixed Refrigerant* yang digunakan terdiri atas nitrogen (2,2 %), metana (25 %), etana (55 %) dan propana (19 %). Setiap siklus refrijerasi membutuhkan jumlah refrijeran yang berbeda. Tabel 4.18 menunjukkan kebutuhan refrijeran pada setiap siklus dengan asumsi siklus tertutup dengan loss sebesar 5 % per tahun.

Tabel 4.18 Kebutuhan Refrijeran

No.	Refrijeran	Kebutuhan (ton)
1.	Mixed Refrigerant	89,90
2.	Propana	147,60



Gambar 4.7 Process Flow Diagram sistem refijerasi

4.5.4 Stabilisasi Kondensat & Penyimpanan Produk

Unit Stabilisasi kondensat dan penyimpanan produk terdiri dari sebuah Air Cooler dan tangki penyimpanan LPG serta penyimpanan kondensat.

4.5.4.1 Air Cooler

Stabilisasi Kondensat berfungsi memisahkan fraksi ringan yang ikut terkondensasi dan terbawa dalam fraksi kondensat sehingga dapat diperoleh produk kondensat yang stabil (tidak mudah menguap) pada kondisi sekitar ambien.

Air Cooler atau *Fin Fan Cooler* untuk stabilisasi kondensat berfungsi untuk memberikan temperatur ambien dan tekanan atmosferik sehingga tidak mengalami flash kembali pada saat disimpan di dalam tangki penyimpanan kondensat. Stabilisasi kondensat ini menghasilkan kondensat dengan Reid Vapor Pressure (RVP) sebesar 18,66 psi sebanyak 139,1 barel per hari. Tabel 4.23 menunjukkan spesifikasi dari *air cooler*

Tabel 4.19 Spesifikasi Air Cooler AC-101

No. Alat	AC-101
Jenis Alat	Dry CT
Air Inlet Temperature (°F)	77
Air Outlet Temperature (°F)	77,96
Jumlah Kipas	1
Diameter Kipas (ft)	4
Daya per Kipas (hP)	9

4.5.4.2 Tangki Penyimpanan LPG

LPG disimpan di dalam sebuah spherical tank yang bertekanan tinggi supaya LPG tidak teruapkan kembali. Jumlah spherical tank yang dibutuhkan bergantung kepada asumsi laju penyaluran LPG setiap harinya. Pada *LPG Plant* diasumsikan laju penyaluran LPG setiap harinya adalah 60 ton, sehingga kapasitas LPG Storage Tank yang dibutuhkan harus lebih besar daripada laju penyaluran LPG yaitu 25 ton sebanyak 3 buah.

Tangki penyimpanan LPG menggunakan tangki jenis spherical dengan pertimbangan bahwa tangki jenis spherical memiliki keunggulan dalam menahan tekanan yang sangat tinggi. Tekanan tinggi dibutuhkan dalam penyimpanan LPG untuk mencegah fasa cair LPG berubah menjadi fasa gas kembali.

Tabel 4.20 Spesifikasi Tangki Penyimpanan LPG

No. Alat	ST-100
Jenis	Spherical Tank
Kapasitas (ton)	25
Tekanan Operasi (psi)	180

4.5.4.3 Tangki Penyimpanan Kondensat

Tangki penyimpanan kondensat digunakan untuk menyimpan produk kondensat dari proses sebelum ditransportasikan. Tangki penyimpanan kondensat berbentuk silinder dengan tutup. Tekanan didalam tangki penyimpanan ini dipilih tekanan yang mendekati tekanan atmosferik sehingga tidak memerlukan tangki bertekanan yang dapat mempengaruhi besar nilai investasi.

Tabel 4.21 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Kondensat

No. Alat	ST-101
Jenis Tangki	Cone-Roof Tank
Kapasitas (barrel)	2000
Tekanan Operasi (psi)	20

4.5.5 Utilitas LPG Plant

Selain bahan baku dan kebutuhan energi, LPG Plant juga membutuhkan beberapa utilitas untuk mendukung keberlangsungan proses. Adapun utilitas ini meliputi:

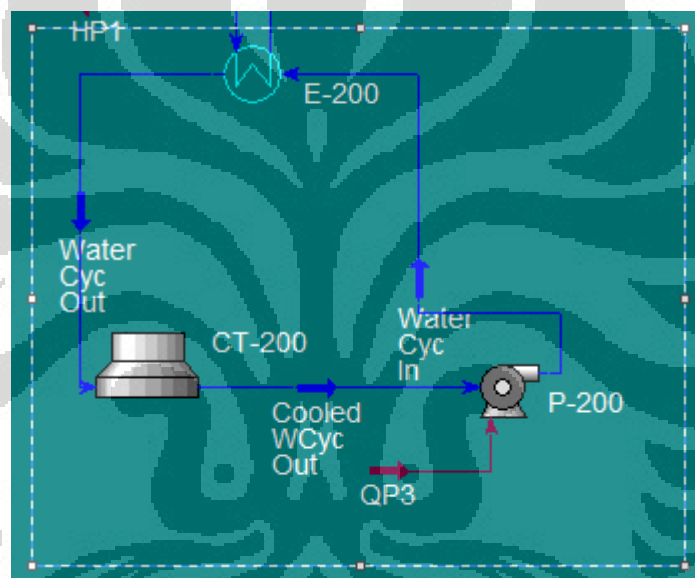
4.5.5.1 Unit Cooling water

Air merupakan salah satu komponen yang penting di dalam LPG Plant ini. Cooling water atau air pendingin digunakan untuk mendinginkan aliran hingga temperatur 100 °F. Pada LPG Plant, air digunakan dalam siklus tertutup sehingga kebutuhan air per tahunnya diasumsikan tetap dengan asumsi loss 5 %. Kebutuhan

air pendingin di dalam *LPG Plant* disuplai dari air PDAM dengan pertimbangan bahwa air PDAM sudah mengalami pre-treatment untuk memisahkan mineral dan zat pengotor lainnya sehingga lebih baik untuk digunakan sebagai air pendingin di dalam proses dan tidak memerlukan unit *Water Treatment*. Jumlah total air yang diperlukan pada unit ini adalah 6420,86 ton per tahun.

Siklus pendinginan dengan menggunakan air pendingin berlangsung pada unit refrijerasi di dalam E-201 dan E-200 serta *condenser* pada kolom *Debutanizer*.

a. Unit *Cooling water* pada Unit Refrijerasi 1 (E-200)



Gambar 4.8 Skema Peralatan Pada Unit *Cooling water* 1

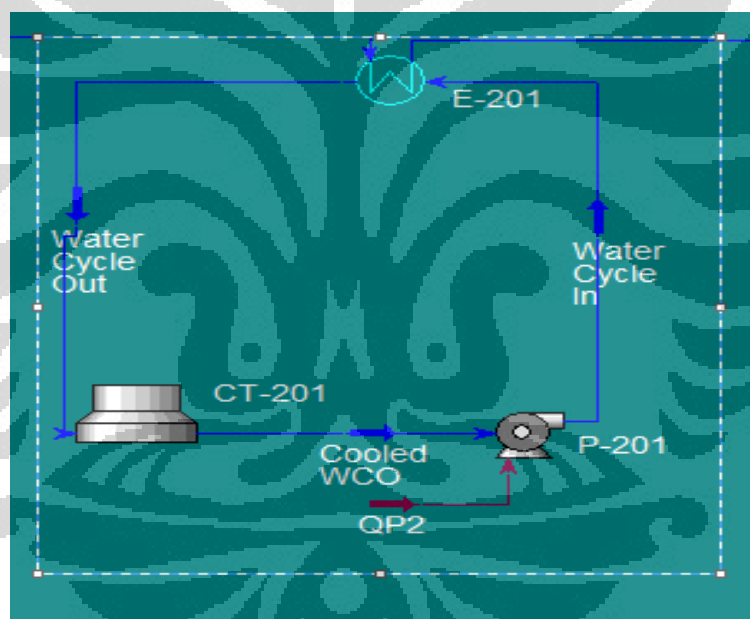
Gambar 4.8 menunjukkan Unit *Cooling water* E-200 yang digunakan pada unit refrijerasi *LPG Plant*. Air dipompa dari tekanan mendekati atmosferik yaitu 24 psia menjadi 30 psia. Setelah dipompa, air berfungsi mendinginkan aliran refrijeran atau aliran yang lebih panas sehingga temperturnya mendekati temperatur ambien yaitu 77 °F. Setelah air digunakan untuk mendinginkan refrijeran, akan terjadi kenaikan temperatur dari air. Supaya dapat digunakan kembali untuk mendinginkan refrijeran, maka perlu digunakan cooling tower untuk mengkondensasi kembali air yang telah berubah fasa menjadi uap tersebut.

Selain menggunakan *cooling tower*, unit *Cooling water* juga menggunakan pompa untuk mensirkulasikan air dari *cooling tower* menuju ke *Heat Exchanger* kembali. Total kebutuhan air pada siklus ini adalah 45,885 ton per tahun dengan asumsi loss 5

Tabel 4.22 Spesifikasi Pompa *Cooling water* 1 (P-200)

<i>Spesifikasi</i>	<i>P-200</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	13,74
<i>Kapasitas design</i>	7,917
<i>Power Penggerak (hp)</i>	0,036

b. Unit *Cooling water* pada Unit Refrijerasi 2 (E-201)



Gambar 4.9 Skema Peralatan Pada Unit *Cooling water* 2

Gambar 4.9 menunjukkan Unit *Cooling water* E-201 yang digunakan pada unit refrijerasi LPG *Plant* Lubuk Linggau. Air dipompa dari tekanan mendekati atmosferik yaitu 24 psia menjadi 30 psia. Setelah dipompa, air berfungsi mendinginkan aliran refrijeran atau aliran yang lebih panas sehingga temperaturnya mendekati temperatur ambien yaitu 77 °F.

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan refrijeran (C) akan masuk dari bagian atas *cooling tower*. Jumlah air yang dibutuhkan untuk unit ini adalah sebesar 19651,6 ton dengan loss per tahun adalah sebesar 5 %.

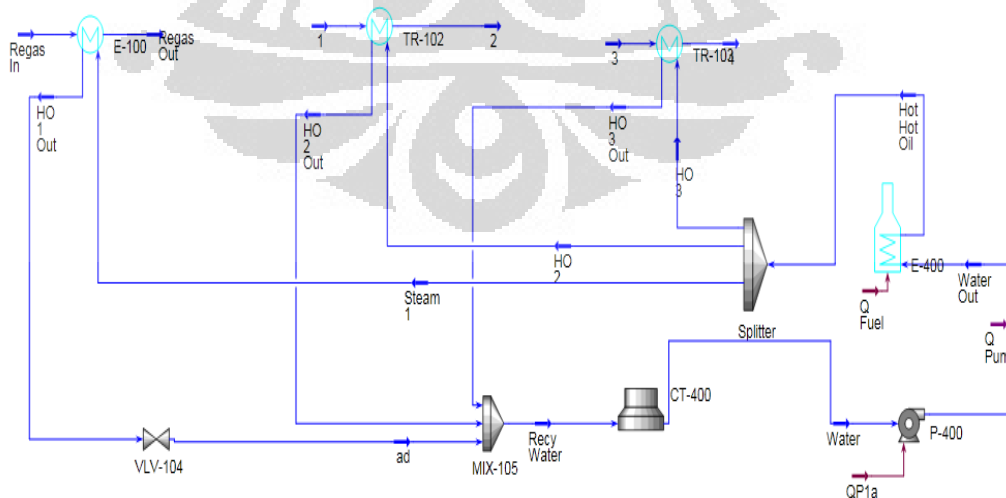
Selain menggunakan *cooling tower*, unit *Cooling water* juga menggunakan pompa untuk mensirkulasikan air dari *cooling tower* menuju ke *Heat Exchanger* kembali. Tabel memuat spesifikasi pompa yang digunakan pada unit *Cooling water*.

Tabel 4.23 Spesifikasi Pompa Unit *Cooling water* 2 (P-201)

<i>Spesifikasi</i>	<i>P-201</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	13,87
<i>Kapasitas design</i>	9,896
<i>Power Penggerak (hp)</i>	0,0462

4.5.5.2 Hot Oil System

Hot oil merupakan fluida yang sangat baik apabila ingin digunakan sebagai fluida pemanas pada *reboiler* maupun pada pemanas gas regenerasi. Karena sifatnya yang tidak flammable dan mudah untuk diregenerasikan, maka *hot oil* dipilih sebagai fluida panas di dalam *LPG Plant*.



Gambar 4.10 Skema Peralatan Pada *Hot oil System*

Hot oil digenerasikan dengan cara memanaskan *hot oil* dengan menggunakan Fired Heater yang menggunakan bahan bakar gas sisa hasil regenerasi. Setelah dipanaskan, *hot oil* mencapai suhu 500 F dan berubah fasa menjadi uap. Setelah mentransfer kalor kepada *reboiler* dan pemanas regenerasi gas, *hot oil* berubah fasa menjadi cair, dan temperatur *hot oil* masih tinggi yaitu sekitar 286 °F sehingga harus didinginkan dengan menggunakan Fin Fan Cooler. Setelah melalui pendinginan pada Fin Fan Cooler, *hot oil* berubah fasa kembali menjadi fasa cair dan dipompakan kembali untuk dipanaskan di dalam Fired Heater. Berikut adalah spesifikasi pompa yang digunakan untuk mengalirkan *hot oil* sebelum dipanaskan pada unit *Furnace* E-400.

Tabel 4.24 Spesifikasi Pompa Pada Hot Oil System

<i>Spesifikasi</i>	<i>P-400</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	63,68
<i>Duty (kW)</i>	4
<i>Kapasitas design (USGPM)</i>	117,5
<i>Power Penggerak (hp)</i>	1,99

Furnace(E-400) digunakan untuk memanaskan *hot oil* pada unit *Hot oil System*. *Furnace* ini menggunakan gas sisa regenerasi sebagai bahan bakarnya.

Tabel 4.25 Spesifikasi *Furnace* Pada Unit Hot Oil System

No. Alat	E-400
Jenis	Box-Type <i>Furnace</i>
Fired Duty (MMBtu/jam)	1,86
Efisiensi Termal (%)	70
Kebutuhan Gas (MMSCFD)	1,5

Setelah memberikan kalor kepada aliran yang ingin dipanaskan, *hot oil* didinginkan pada *Cooling tower* CT-400 agar dapat dikondensasi menjadi cair kembali pada temperatur sekitar 77 °F. Setelah berubah fasa menjadi cair kembali,

hot oil dipompakan kembali menuju *furnace*. Berikut adalah perhitungan kebutuhan hot oil yang digunakan pada *LPG Plant*.

Tabel 4.26 Kebutuhan Hot Oil *LPG Plant*

No.	Alat	Kebutuhan Hot Oil (ton)
E-100	Heater Regeneration gas	18,912
TR-102	<i>Reboiler Kolom Deethanizer</i>	253,3
TR-103	<i>Reboiler Kolom Debutanizer</i>	494,5

4.5.5.3 Listrik

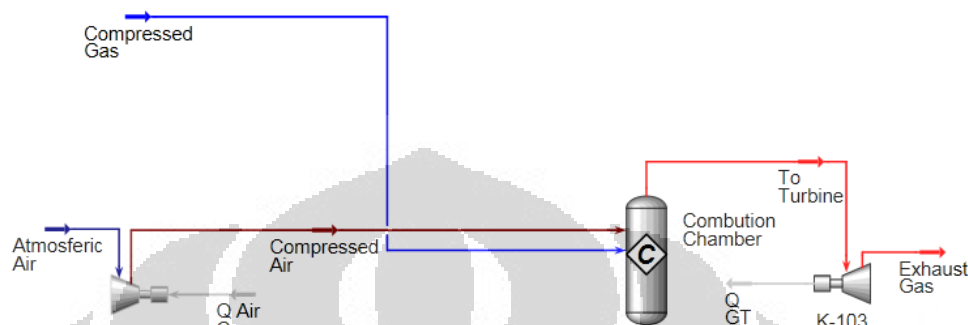
Pada *LPG Plant*, listrik diperlukan untuk menggerakkan beberapa alat seperti kompresor, pompa dan *fan* pada cooling tower. Rincian kebutuhan total listrik pada *LPG Plant* dirangkum pada tabel 4.27.

Tabel 4.27 Jumlah Kebutuhan Listrik per hari *LPG Plant*

No.	Alat	Jenis	Power (kW)
1	K-100	Gas umpan Compressor	115,75
2	K-200	MCR Compressor	217,6
3	K-201	MCR Compressor	171,3
4	K-202	Propane Compressor	93,16
5	P-200	Pompa Air	0,02
6	P-201	Pompa Air	0,03
7	P-400	Pompa air	1,49
8	TR-103	Pompa <i>Debutanizer</i>	3
9	AC-100	Air Cooler ReGas	65,76
10	CT-200	Propana Air Cooler	35,99
11	CT-201	CW Air Cooler 1	217
12	AC-202	CW Air Cooler 2	47,87
13	AC-400	Hot Oil System Air Cooler	315
14	K-500	Air Compressor	723,3
		Jumlah	2007,27

Karena jumlah listrik yang diperlukan oleh *LPG Plant* sangat besar yaitu sekitar 2 MW, maka listrik yang diperlukan akan disuplai oleh *Power Generation*

Plant . *Power Generation Plant* ini menggunakan gas umpan sebagai bahan bakarnya. Gambar 4.11 berikut adalah skema peralatan yang digunakan pada *Power Generation Plant*.



Gambar 4.11 Skema Peralatan Pada *Power Generation Plant*

Untuk kebutuhan listrik 2 MW, dibutuhkan gas sebanyak 0,5 MMSCFD dengan rasio bahan bakar dan udara adalah 50. Gas hasil pembakaran keluar dari combustion chamber dan menggerakkan gas turbin. Energi yang dihasilkan dari pergerakan sudu-sudu pada turbin akan dikonversi menjadi energi listrik di dalam generator. Jumlah daya yang dihasilkan oleh Gas Turbin adalah sebesar 3823 kW dengan efisiensi generator sekitar 57 %.

4.6 SPESIFIKASI PRODUK

Tabel 4.28 menunjukkan jumlah LPG, *Sales gas*, *On Use Gas* serta kondensat yang dihasilkan pada basis dasar simulasi yaitu gas umpan dengan aliran sebesar 20 MMSCFD.

4.6.1 Hasil Produk Per Tahun

Studi kelayakan ini menggunakan data *Gas deliverability* sebagai basis jumlah gas umpan yang digunakan pada LPG Plant. Dengan memvariasikan aliran gas umpan yang masuk ke dalam LPG Plant sesuai dengan data proyeksi gas umpan yang ditunjukkan pada tabel data proyeksi gas umpan pada bagian lampiran, maka didapatkan jumlah LPG, seperti yang tercantum pada tabel 4.29.

Untuk 10 tahun pertama gas umpan yang masuk sebagai bahan baku LPG *Plant* sebesar 20 MMSCFD, di mana untuk tahun berikutnya mengalami penurunan jumlah gas umpan.

Hasil Produk LPG *Plant* berupa LPG, Lean Gas, dan kondensat, di mana pada produk Lean Gas, sebesar 2 MMSCFD diasumsikan untuk dimanfaatkan sebagai *On Use Gas* untuk penggerak kompresor dan kebutuhan energi lainnya di dalam LPG *Plant*.

Berdasarkan tabel 4.29 terjadi penurunan gas umpan mulai tahun 2023, untuk tahun 2013-2022 gas umpan yang masuk berjumlah tetap sebesar 20 MMSCFD dan diperoleh produk rata-rata LPG dalam kurun waktu tersebut

sebesar 58,10 ton/day, produk rata-rata kondensat 117,63 barrel/day, dan produk rata-rata Sales Gas sebesar 16,80 MMSCFD. Sedangkan untuk rata-rata selama 20 tahun bernilai kecil, dikarenakan penurunan gas umpan yang drastis mulai 2023.

Tabel 4.28 Hasil Simulasi LPG *Plant*

Stream (Main)	Feed Gas	LPG	Sales gas	On Use gas	Kondensat
Vapor Fraction	1	0	1	1	0
Temperature (F)	106,6	98,38	-145,8	-145,8	100
Pressure (psia)	600	150	160	160	30
Molar Flow (MMSCFD)	20	1,092	16,71	2	0,1405
Mass Flow ((tonne/d)	491,7	62,28	-365,4	43,74	12,73
Heat Flow (Btu/hr)	-7,15E+07	-5,43E+04	-3,32E+04	-3,32E+04	-1,19E+06
Liq Vol Flow (barrel/day)	3,54E+06	740,6	2,96E+06	3,55E+05	125,1
Composition (%-mol)					
Nitrogen	9,04	0	9,66	9,66	0
CO ₂	1,26	0	1,34	1,34	0
Methane	78,44	0	83,86	83,86	0
Ethane	4,8	0,07	5,13	5,13	0
Propane	4,08	74,71	0	0	0,01
i-Butane	0,58	10,52	0	0	0,2
n-Butane	0,79	14,16	0	0	2,19
i-Pentane	0,27	0,45	0	0	34,92
n-Pentane	0,25	0,09	0	0	34,35
Heptane	0,2	0	0	0	28,34
Hexane	0,21	0	0	0	33,2
Octane	0,07	0	0	0	0
Nonane	0,01	0	0	0	0

Tabel 4.29 Produk LPG *Plant* per Tahun

Tahun	<i>Feed Gas</i> (MMSCFD)	LPG (ton/hari)	<i>Lean gas</i> (MMSCFD)	<i>Sales Gas</i> (MMSCFD)	<i>On Use gas</i> (MMSCFD)	Kondensat (barrel/hari)
2013	20	62,28	18,71	16,71	2,00	125,1
2014	20	61,35	18,73	16,73	2,00	123,8
2015	20	60,47	18,74	16,74	2,00	122,2
2016	20	59,80	18,82	16,82	2,00	121,0
2017	20	58,79	18,78	16,78	2,00	119,0
2018	20	58,30	18,81	16,81	2,00	118,2
2019	20	57,34	18,81	16,81	2,00	116,3
2020	20	55,54	18,85	16,85	2,00	112,8
2021	20	54,21	18,87	16,87	2,00	110,2
2022	20	52,92	18,91	16,91	2,00	107,7
2023	18,63	49,29	17,62	15,62	2,00	100,3
2024	12,72	33,65	12,03	10,03	2,00	68,51
2025	9,79	25,90	9,26	7,26	2,00	52,73
2026	8,04	21,27	7,60	5,6	2,00	43,30
2027	6,77	17,91	6,40	4,4	2,00	36,46
2028	5,79	15,32	5,48	3,48	2,00	31,18
2029	4,97	13,15	4,70	2,7	2,00	26,77
2030	4,32	11,43	4,09	2,09	2,00	23,27
2031	3,78	10,00	3,57	1,57	2,00	20,36
2032	3,34	8,84	3,16	1,16	2,00	18,00
Rata-rata	13,91	39,39	13,10	11,10	2,00	79,86

4.7 PERHITUNGAN CAPEX DAN OPEX

CAPEX (Capital Expenditure) dan OPEX (Operational Expenditure) merupakan komponen biaya yang menentukan perhitungan keekonomian di dalam suatu LPG *Plant*.

4.7.1 CAPEX (Capital Expenditure)

Dalam studi ini, CAPEX terdiri dari komponen-komponen sebagai berikut:

- a) Biaya investasi alat
- b) Biaya langsung
- c) Biaya tidak langsung
- d) Biaya fasilitas
- e) Plant Start up
- f) Modal kerja

Biaya investasi alat dapat dilihat pada lampiran biaya investasi alat, perhitungan biaya investasi alat ini berdasarkan software Capital Cost Estimator untuk tahun 2013. Biaya langsung, biaya tidak langsung, biaya fasilitas, plant start up dan modal kerja diperoleh berdasarkan perhitungan prosentase dari jumlah biaya investasi alat. Besarnya prosentase ini mengikuti rule of thumb yang digunakan dalam perhitungan desain pabrik. Besaran tersebut bersumber dari buku Plant Design and Economics for Chemical Engineer oleh Timmerhaus. Untuk pembebasan lahan digunakan basis harga Rp 25000/m² dengan perkiraan lahan yang digunakan 6,5 hektar.

Hasil ringkasan dari komponen biaya CAPEX adalah sebagai berikut:

Tabel 4.30 Komponen Biaya CAPEX

Estimasi Biaya Investasi			11.923.847
Biaya Investasi Langsung	Fraksi	Biaya	
Perpipaan	0,2	2.384.769	
Instalasi Peralatan	0,05	596.192	
Instrumentasi	0,03	357.715	
Insulasi	0,02	238.477	
Penataan, Pengecatan & Safety	0,03	357.715	
Site Preparation	0,02	238.477	
Gedung	0,02	238.477	
			4.411.823
pembebasan lahan	0,015	178.858	
			178.858
Biaya Investasi Tak Langsung			
Engineering, konstruksi, start-up	0,15	1.788.577	
Kontraktor	0,08	953.908	
Dana Cadangan	0,1	1.192.385	
Fasilitas Off-Site	0,02	238.477	
Plant Start Up	0,05	596.192	
Modal Kerja	0,15	1.788.577	
			6.558.116
Total Capital Investment			23.072.644

4.7.2 OPEX (Operational Expenditure)

Dalam studi ini, OPEX terdiri dari komponen-komponen sebagai berikut:

- a) Biaya tenaga kerja
- b) Biaya Operasional
- c) Biaya utilitas
- d) Biaya fixed cost

Perhitungan biaya tenaga kerja menggunakan asumsi 1 supervisor, 3 engineer, 5 operator, 9 security untuk di bagian plant, serta overhead, supervisory, dan laboratorium berdasarkan prosentase dari jumlah biaya untuk plant, besarnya prosentase ini mengikuti rule of thumb yang digunakan dalam perhitungan desain pabrik. Untuk biaya operasional perhitungan berdasarkan prosentase dari biaya investasi, dan untuk utilitas berdasarkan jumlah air dan refrigeran yang digunakan

Tabel 4.31 Komponen Biaya OPEX

Biaya	Fraksi	per tahun
Tenaga Kerja		262.800
Overhead	0,20	52.560
Supervisory	0,10	26.280
Laboratorium	0,10	26.280
Operasional		
Pemeliharaan	0,02	238.477
Operating Supplies	0,15	35.772
K3LL	0,01	115.363
Utilitas		79.844
Fixed Cost		
Asuransi, Cti	0,01	119.238
Administrasi, rev	0,05	30.320
Penjualan	0,01	77.328
Total Operational Cost		1.064.262

4.7.3 Benchmarking

Pada bagian 4.7.1 telah dilakukan kalkulasi terhadap biaya CAPEX atau biaya investasi total yaitu sebesar \$23.072.644. Berdasarkan literatur yang diperoleh, *capital expenditure* untuk membangun LPG Plant PT Odira Energi Persada pada tahun 2006 dengan kapasitas 10 MMSCFD adalah sebesar \$12,5

juta, sehingga perkiraan untuk LPG Plant yang akan dibangun dengan kapasitas 20 MMSCFD dengan menggunakan persamaan di bawah ini adalah:

$$CAPEX_A = \left[\frac{Kapasitas_A}{Kapasitas_B} \right]^{0,65} \times CAPEX_B \times \frac{CEIndex_1}{CEIndex_2} \quad (4.1)$$

$$CAPEX_A = \left[\frac{20}{10} \right]^{0,65} \times 12500000 \times \frac{623}{499}$$

$$CAPEX_A = 24488772$$

Hasil perhitungan di atas diperoleh nilai benchmarking CAPEX untuk kapasitas 20 MMSCFD adalah sebesar \$ 24.488.772, dengan membandingkan hasil kalkulasi yang telah dilakukan sebelumnya dan hasil benchmarking, nilai CAPEX tidak berbeda jauh, sehingga dapat dikatakan bahwa CAPEX yang dihitung pada studi kelayakan ini masuk akal.

4.8 ANALISA KEEKONOMIAN

Pada bagian ini akan dibahas mengenai perhitungan keekonomian *Plant* ini. Tujuan utama dari perhitungan keekonomian *Plant* adalah untuk melihat apakah *Plant* ini layak untuk dibangun secara ekonomi atau tidak. Beberapa parameter dan asumsi yang menjadi dasar perhitungan keekonomian adalah:

- Modal investasi 100 % berasal dari dana perusahaan sendiri
- Analisis ekonomi akan dilakukan berdasarkan lama umur pabrik yaitu 20 tahun
- Depresiasi peralatan dan bangunan menggunakan Metode Garis Lurus
- Tidak ada nilai sisa dari seluruh peralatan yang digunakan pada LPG *Plant* (*salvage value* = 0)
- Pajak Pendapatan sebesar 30 %
- Produk LPG akan dijual sesuai dengan harga pasar LPG dari ARAMCO yaitu \$ 1025/ton
- Produk kondensat akan dijual sesuai dengan harga pasar kondensat yaitu \$ 70/barrel
- Produk *sales gas* akan dijual dengan harga \$ 2,5 / MMBtu

- Kelayakan keekonomian LPG Plant dinilai dengan menggunakan parameter keekonomian secara umum dimana nilai NPV > 0, nilai IRR > nilai MARR yang ditetapkan dan juga parameter PBP.
- Asumsi tingkat pengembalian yang disyaratkan sebesar 10%

4.8.1 Cash Flows

Cash flow yang akan dibuat adalah *after tax cash flow*. Cash flow dihitung dengan menggunakan metode Present Worth dan MARR 10 %.

Tabel 4.32 Cash Flows keekonomian

Tahun	Penerimaan	Biaya Operasi/investasi	Bahan Baku	Depresiasi	Pendapatan Kena Pajak	Pajak Pendapatan (30%)	Pengeluaran Total	Net Cash Flow
0		23.072.644						-23.072.644
1	39.181.118	1.064.262	18.839.800	596.192	18.680.863	5.604.259	25.508.321	12.429.939
2	38.832.115	1.064.262	18.839.800	596.192	18.331.861	5.499.558	25.403.620	11.097.308
3	38.485.458	1.064.262	18.839.800	596.192	17.985.203	5.395.561	25.299.623	9.906.518
4	38.281.635	1.064.262	18.839.800	596.192	17.781.381	5.334.414	25.238.476	8.908.477
5	37.837.328	1.064.262	18.839.800	596.192	17.337.073	5.201.122	25.105.184	7.905.388
6	37.666.668	1.064.262	18.839.800	596.192	17.166.413	5.149.924	25.053.986	7.119.859
7	37.275.718	1.064.262	18.839.800	596.192	16.775.463	5.032.639	24.936.701	6.332.383
8	36.577.188	1.064.262	18.839.800	596.192	16.076.933	4.823.080	24.727.142	5.528.046
9	36.052.835	1.064.262	18.839.800	596.192	15.552.581	4.665.774	24.569.836	4.869.940
10	35.590.048	1.064.262	18.839.800	596.192	15.089.793	4.526.938	24.431.000	4.301.813
11	33.014.923	1.064.262	17.549.274	596.192	13.805.194	4.141.558	22.755.094	3.596.070
12	22.017.660	1.064.262	11.982.113	596.192	8.375.093	2.512.528	15.558.903	2.057.760
13	16.567.565	1.064.262	9.222.082	596.192	5.685.029	1.705.509	11.991.853	1.325.584
14	14.675.518	1.064.262	7.573.600	596.192	5.441.464	1.632.439	10.270.301	1.159.894
15	10.945.183	1.064.262	6.377.272	596.192	2.907.456	872.237	8.313.771	629.960
16	9.128.350	1.064.262	5.454.122	596.192	2.013.774	604.132	7.122.516	436.469
17	7.598.903	1.064.262	4.681.690	596.192	1.256.758	377.027	6.122.980	291.938
18	6.393.310	1.064.262	4.069.397	596.192	663.459	199.038	5.332.696	190.804
19	5.380.393	1.064.262	3.560.722	596.192	159.216	47.765	4.672.749	115.700
20	5.380.393	1.064.262	3.146.247	596.192	573.692	172.107	4.382.616	148.270

4.8.2 Perhitungan NPV, IRR dan PBP

Sesuai dengan perhitungan net cash flow pada MARR 10 %, *Net Present Value* (NPV) LPG Plant dari tabel 4.32 adalah US \$ 65.279.475,00. Kemudian nilai *Internal Rate of Return* (IRR) pada tingkat pengembalian 10% adalah 43%. Dapat dilihat pada pula pada tabel 4.32, pada tahun ke-2 atau tahun 2014, net cash flow > 1, hal ini berarti bahwa *Pay Back Period* (PBP) kurang dari 2 tahun.

4.9 ANALISA SENSITIVITAS

Pada analisa sensitivitas ini akan dilakukan perubahan terhadap nilai investasi, besar biaya produksi. Tabel-tabel berikut ini menunjukkan besarnya pengaruh perubahan faktor tersebut terhadap nilai NPV, IRR, dan *Payback Period*.

4.9.1 Variasi Nilai

Perubahan nilai investasi divariasikan dari kondisi dimana nilai CAPEX berkurang sebesar 50 % dan nilai CAPEX meningkat 50 %. Berikut adalah tabel yang menunjukkan perubahan nilai investasi terhadap NPV, IRR dan PBP.

Tabel 4. 33Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai CAPEX

Perubahan (%)	NPV	IRR (%)	PBP (tahun)
-50	76.815.797	97	0,92
0	65.279.475	43	1,67
50	53.743.153	25	3,33

Perubahan biaya produksi divariasikan dari kondisi dimana biaya OPEX berkurang sebesar 50 % dan meningkat 50 %. Berikut adalah tabel yang menunjukkan perubahan biaya produksi terhadap NPV, IRR dan PBP.

Tabel 4.34 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai OPEX

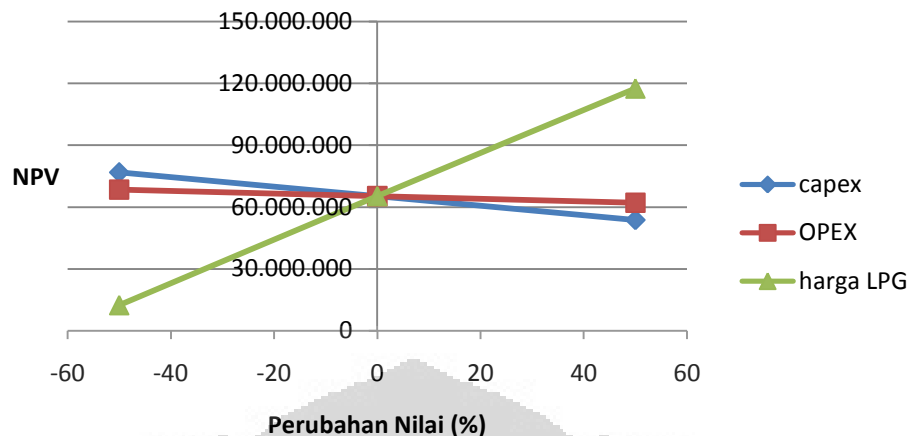
Perubahan (%)	NPV	IRR (%)	PBP (tahun)
-50	62.108.304	41	1,75
0	65.279.475	43	1,67
50	68.450.646	45	1,68

Perubahan harga LPG divariasikan dari kondisi dimana harga LPG turun sebesar 50 % dan meningkat 50 %. Berikut adalah tabel yang menunjukkan perubahan biaya produksi terhadap NPV, IRR dan PBP.

Tabel 4.34 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai Harga LPG

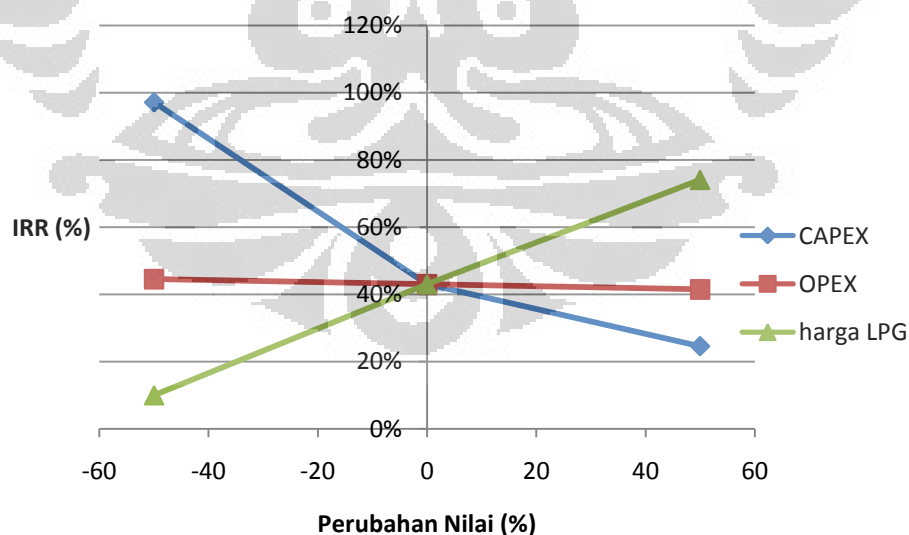
Perubahan (%)	NPV	IRR	PBP (tahun)
-50	12.442.387	10	4,11
0	65.279.475	43	1,67
50	117.428.476	74	1,16

4.9.2 Plot Sensitivitas



Gambar 4.12 Sensitivitas *Net Present Value*

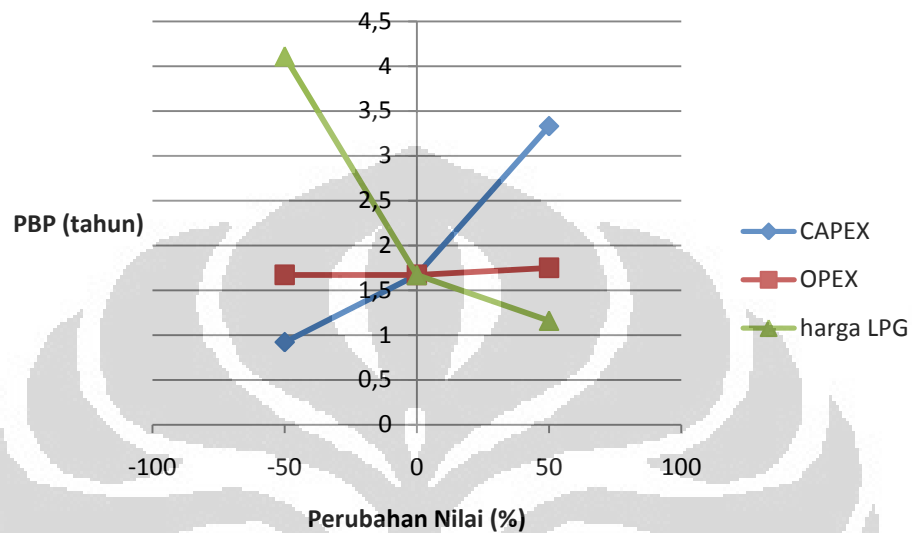
Pada gambar 4.12 di atas dapat dilihat bahwa dengan dengan bertambahnya nilai investasi, bertambahnya biaya produksi LPG *Plant*, dan turunnya harga LPG nilai dari NPV akan semakin berkurang. Sebaliknya, Nilai NPV akan bertambah seiring dengan berkurangnya nilai investasi, biaya produksi, serta meningkatnya harga LPG. Dari kedua komponen tersebut perubahan terhadap nilai harga LPG mempunyai sensitivitas paling tinggi.



Gambar 4.13 Sensitivitas *Internal Rate of Return (IRR)*

Terlihat pada gambar 4.13 perubahan terhadap nilai CAPEX juga sangat mempengaruhi besarnya IRR. Dapat dilihat pada gambar 4.17 peningkatan nilai

investasi, peningkatan biaya produksi, serta menurunnya harga LPG akan menjadikan waktu pengembalian modal menjadi lama. Sama halnya seperti sebelumnya, komponen yang paling sensitif untuk waktu pengembalian adalah harga LPG.



Gambar 4.14 Sensitivitas *Payback Period*

BAB 5

KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 KESIMPULAN

Dari hasil simulasi dan perhitungan ekonomi pembangunan LPG *Plant* di Lapangan Gas Sumatera Selatan, maka dapat disimpulkan bahwa:

1. LPG *Plant* Lapangan Gas Sumatera Selatan yang dirancang dengan menggunakan teknologi proses *Low Temperature Separation* dapat menghasilkan produk LPG sebesar 62,28 ton per harinya dengan komposisi propana, i-butana dan n-butana lebih dari 98 %.
2. Setelah diproses pada LPG *Plant*, gas bumi yang masih bisa dijual sebesar 16,71 MMSCFD dengan heating value sebesar 942 Btu/scf.
3. Selain menghasilkan LPG, LPG *Plant* Lapangan Gas ini juga menghasilkan produk kondensat sebanyak 139,01 barrel per hari.
4. Nilai investasi yang diperlukan untuk pembangunan LPG *Plant* Lapangan Gas untuk kapasitas gas umpan 20 MMSCFD bernilai \$ 23.072.644 dengan tingkat nilai pengembalian yang disyaratkan 10%/tahun diperoleh nilai NPV sebesar \$ 65.279.475, IRR 43 % dan Payback Period selama 1,67 tahun.
5. Pada analisa kelayakan teknis, dengan mengacu pada spesifikasi produk LPG, Sales Gas, serta kondensat, produk dari LPG *Plant* yang dihasilkan adalah layak dari segi teknis.
6. Pada analisa kelayakan ekonomi, dengan nilai NPV positif, dan nilai IRR lebih dari 10%, dan PBP kurang dari 2 tahun, maka LPG *Plant* yang dirancang adalah layak dari segi ekonomi.
7. Pada analisa sensitivitas, variabel yang paling berpengaruh adalah perubahan harga LPG.

5.2 SARAN

Agar studi kelayakan yang dilakukan dapat lebih baik, maka terdapat saran yang penulis ajukan, di antaranya:

1. Perubahan skenario gas umpan sebagai bahan baku *LPG Plant*.
2. Analisa skema usaha, dengan berbagai skenario misalnya: Plant menjalankan usaha dengan skema *processing fee*. Dalam skema ini kilang hanya mengolah *gas umpan* menjadi produk LPG dan mendapat pemasukan dari *processing fee*. *Lean gas*, kondensat dan produk LPG dikembalikan lagi ke pemilik gas.



DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. *Hydrocarbon Processing's Gas Process Handbook*. Gulf Publishing Co. Schaumbur : 2004
- Anonim. 2008. *Kegunaan LPG*. Diakses pada tanggal 5 Mei 2012 pada World Wide Web <http://www.pertamina.com>.
- Anonim. 2012. *Sumsel Lumbung Energi*. Diakses 13 Mei 2012 pada World Wide Web <http://www.sumselprov.go.id/>.
- BP Migas. 2008. *Pengembangan Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia Aspek Teknologi dan Pengolahan Gas*. Jakarta.
- BP Migas. 2012. *Sebaran Gas Domestik*. Jakarta.
- Campbell, John M. 1992. *Gas Conditioning and Processing, Volume 2 : The Equipment Modules*. Campbell Petroleum Series.
- Handbook of Gas Engineers. New York : Industrial Press . 1965
- McAllister, E. W. 1992. *Pipeline Rules of Thumb Handbook*. Texas : Gulf Publishing, 1992.
- Nurani, Ade. *Studi Kelayakan Pembangunan LPG Plant Lapangan Gas Pangkalan Susu Sumatera Utara*. Depok: Fakultas Teknik Universitas Indonesia, 2008 .
- Pengkajian Energi Universitas Indonesia, *Indonesia Energy Outlook and Statistics 2006* (Depok: 2006).
- Perry. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. s.l. : McGraw-Hill, 1999
- Pertamina. "Produksi LPG 2012" (Jakarta 2012)
- Speight, John. 1993. *Gas Environmental and Processing*. Gulf Publishing Co. Schaumbur : 1993
- Sullivan, William. 2000. *Engineering Economy 11th Edition*. New Jersey : Prentice Hall, 2000.



LAMPIRAN

Lampiran 1 Spesifikasi Gas Umpan

Aliran	Wells_1	Wells_2	Wells_3	Wells_4	Wells_5	Wells_6	Wells_7	Wells_8	Wells_9
Fraksi Uap	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000	1,000
Temperatur (F)	113	111	106	106	111	113	106	106	99
Tekanan (psia)	1502	679,7	1048	1048	679,7	1502	1048	1048	283,7
Komposisi (%-mol)									
• H ₂ S	-	-	2,30	-	-	-	-	-	-
• CO ₂	1,42	4,94	1,42	1,42	2,15	1,42	1,42	1,42	5,09
• N ₂	2,30	5,09	87,87	2,32	3,35	2,31	2,32	2,32	4,94
• C ₁	87,67	76,46	4,15	88,09	78,78	87,86	88,09	88,09	76,46
• C ₂	4,14	5,59	1,81	4,14	7,21	4,14	4,14	4,14	5,59
• C ₃	1,81	5,39	0,49	1,79	5,81	1,80	1,79	1,79	5,39
• i-C ₄	0,49	0,67	0,63	0,48	0,77	0,48	0,48	0,48	0,67
• n-C ₄	0,63	1,13	0,29	0,61	1,14	0,62	0,61	0,61	1,13
• i-C ₅	0,29	0,26	0,26	0,27	0,27	0,29	0,27	0,27	0,26
• n-C ₆	0,27	0,22	0,36	0,25	0,21	0,26	0,25	0,25	0,22
• C ₆	0,32	0,10	0,28	0,26	0,15	0,30	0,26	0,26	0,10
• C ₇	0,38	0,09	0,13	0,26	0,10	0,33	0,26	0,26	0,09
• C ₈	0,18	0,04	0,02	0,09	0,04	0,14	0,09	0,09	0,04
• C ₉	0,04	0,01	0,01	0,01	0,01	0,03	0,01	0,01	0,01
• C ₁₀	0,02	-	-	-	-	0,01	-	-	-
• C ₁₁	0,01	-	-	-	-	-	-	-	-
• C ₁₂	0,01	-	-	-	-	-	-	-	-
• C ₁₃	0,01	-	-	-	-	-	-	-	-

Lampiran 2 Proyeksi Produksi Gas Umpan

Well Year	MMSCFD									Total Field Production
	Wells_1	Wells_2	Wells_3	Wells_4	Wells_5	Wells_6	Wells_7	Wells_8	Wells_9	MMSCFD
2013	2,48	2,96	1,39	3,17	1,54	1,41	3,45	0,40	3,20	20,00
2014	2,64	2,58	1,24	3,36	1,47	1,36	3,68	0,40	3,27	20,00
2015	2,76	2,37	1,15	3,48	1,35	1,29	3,88	0,39	3,32	20,00
2016	2,85	2,12	1,09	3,59	1,27	1,24	4,12	0,39	3,39	20,05
2017	2,83	1,89	1,03	3,68	1,19	1,19	4,38	0,38	3,42	20,00
2018	2,65	1,79	0,98	3,77	1,13	1,17	4,71	0,38	3,43	20,00
2019	2,68	1,63	0,93	3,78	1,07	1,14	5,08	0,37	3,31	20,00
2020	2,90	1,55	0,90	3,51	1,06	1,18	5,88	0,39	2,66	20,04
2021	3,00	1,48	0,86	2,77	1,05	1,23	6,97	0,40	2,23	20,00
2022	2,89	1,39	0,80	2,31	1,01	1,26	8,04	0,42	1,89	20,00
2023	2,67	1,25	0,72	1,82	0,91	1,24	8,16	0,41	1,46	18,63
2024	2,24	0,97	0,61	1,30	0,69	1,02	4,49	0,34	1,07	12,72
2025	1,91	0,77	0,53	1,00	0,54	0,84	3,10	0,28	0,83	9,79
2026	1,66	0,63	0,46	0,81	0,43	0,71	2,43	0,23	0,67	8,04
2027	1,46	0,53	0,41	0,68	0,36	0,61	1,98	0,20	0,55	6,77
2028	1,30	0,45	0,37	0,57	0,30	0,53	1,65	0,17	0,46	5,79
2029	1,15	0,38	0,33	0,48	0,25	0,46	1,38	0,15	0,38	4,97
2030	1,04	0,33	0,30	0,42	0,22	0,41	1,17	0,13	0,33	4,32
2031	0,94	0,29	0,27	0,36	0,19	0,36	0,99	0,11	0,28	3,78
2032	0,85	0,25	0,25	0,32	0,16	0,32	0,84	0,10	0,24	3,34
2033	0,77	0,22	0,22	0,28	0,14	0,29	0,72	0,09	0,21	2,95
Total										281

Lampiran 3 Estimasi Harga Investasi Alat

Stasiun pengumpul gas	Harga (US\$)	
Feed Compressor	1.618.700	
Separator 1	113.600	
Separator 2	113.600	
Jumlah		1.845.900
Unit proses LPG	Harga (US\$)	
T-101-cond	375.600	
T-101-cond acc	112.300	
T-101-reflux pump	39.200	
T-101-tower	177.200	
T-102-cond	188.800	
T-102-cond acc	97.400	
T-102-reb	68.100	
T-102-reflux pump	32.800	
T-102-tower	245.800	
T-103-cond	138.300	
T-103-cond acc	92.100	
T-103-reb	261.900	
T-103-reflux pump	44.800	
T-103-tower	231.100	
Gas Chiller	100.167	
Condensate Stabilizer	9.470	
Condensate Condenser	14.895	
LPG Storage Tank	51.603	
Condensate Storage Tank	23.288	
Jumlah		2.304.823
Unit Refrijerasi	Harga (US\$)	
Gas Chiller 2	93.814	
Gas Chiller 3	18.011	
MCR Compressor	544.433	
MCR Compressor	712.602	
Propane Compressor	455.425	
MCR HE 1	12.960	
MCR HE 2	19.455	
MCR Air Cooler 1	16.574	
MCR Heat Exchanger	15.940	
2 Phase Separator	59.900	
Refrijeran MCR	47.327	

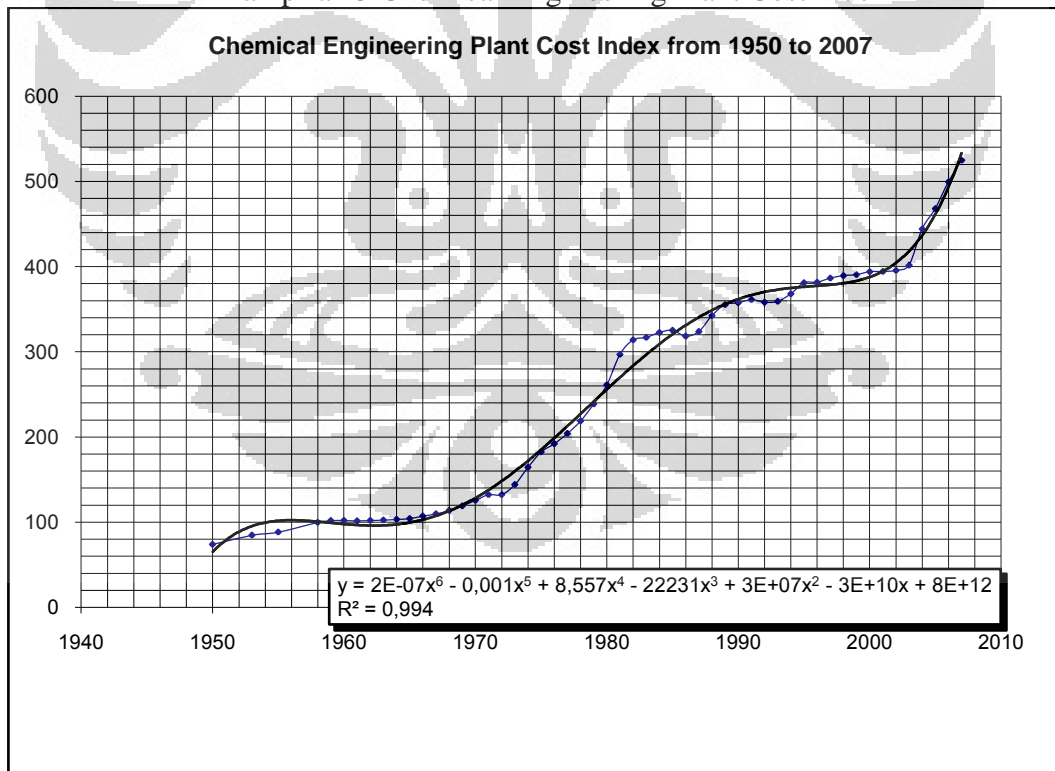
Refrijeran Propana	134.969	
Jumlah		2.131.410
Unit Cooling Water		Harga (US\$)
Water pump	7.653	
Water pump	7.255	
Air Cooler Air	16.574	
Air Cooler Air	16.574	
Jumlah		48.057
Steam Generation Plant		Harga (US\$)
Pompa Air	5.873	
Air Cooler Steam	16.574	
Furnace	154.127	
Pompa Depropanizer	7.673	
Steam Compressor	207.321	
Jumlah		391.568
Power Generation Plant		Harga (US\$)
Air Compressor	2.866.936	
Combustion Chamber	520.155	
Gas Turbine	1.808.426	
Generator	6.573	
Jumlah		5.202.089
Jumlah Total		11.923.847

Lampiran 4 Tabel Basis Perhitungan CAPEX

Typical percentages of fixed-capital investment values for direct and indirect cost segments for multipurpose plants or large additions to existing facilities

Component:	Range, %
Direct costs	
Purchased equipment	15-40
Purchased equipment installation	6-14
Instrumentation and controls (installed)	2-8
Piping (installed)	3-20
Electrical (installed)	2-10
Buildings (including services), etc.	3-18
Yard improvements	2-5
Service facilities (installed)	8-20
Land	1-2
Total direct costs	
Indirect costs	
Engineering and supervision	4-21
Construction expense	4-16
Contractor's fee	2-6
Contingency	5-15
Total fixed-capital investment	

Lampiran 5 Chemical Engineering Plant Cost Index



Lampiran 6 Heating Value Komponen Penyusun Gas Bumi

Komponen	Gross Heating Value (btu/scf)
N ₂	0,0
CO ₂	0,0
C ₁	1010,0
C ₂	1769,6
C ₃	2516,1
iC ₄	3251,9
nC ₄	3262,3
iC ₅	4000,9
nC ₅	4008,9
C ₆	4755,9
H ₂ O	0,0

Lampiran 7 Kondisi Operasi LPG Plant

Properties	Wells_1	Wells_2	Wells_3	Wells_4	Wells_5	Wells_6	Wells_7	Wells_8	Wells_9	Feed LPG	11	11a
Vapour Fraction	0,99	0,99	0,99	0,93	0,82	0,99	0,99	0,99	1	1	0,99	0,99
Temp (F)	113	111	106	106	111	113	106	106	99	106,6	90	85
Pressure (psi)	1502	679,7	1048	1048	679,7	1502	1048	1048	283,7	600	594	594
Molar Flow (MMSCFD)	2,48	2,96	1,39	3,17	1,54	1,41	3,45	0,4	3,2	20	20	20
Mass Flow (ton/hari)	57,09	75,62	48,27	74,17	39,34	32,46	78,60	9,11	79,17	491,7	491,7	491,7
Std Liq Flow (bpd)	439400	524200	246800	565600	272700	249800	611300	708800	566700	3544000	3544000	3544000

Properties	12	13	14	15	16	17	18	19	19a	22	22a	23	24	Sales Gas	On Use Gas
Vapour Fraction	1	0	0,13	0,2	1	0	0	0	0	1	1	0,56	0,99	0,99	0,99
Temp (F)	-120,8	3,721	70	60,61	-66,85	127,5	98,39	273,9	100	-144,2	-144,2	-115	-143,1	-143,1	-143,1
Pressure (psi)	380	385	382	282	180	190	150	160	30	177	177	177	177	177	177
Molar Flow (MMSCFD)	18,23	1,707	1,707	1,707	0,474	1,233	1,092	0,141	0,141	18,23	18,23	0,474	18,71	16,71	2
Mass Flow (ton/hari)	396,5	87,67	87,67	87,67	12,67	75	62,28	12,73	12,73	396,5	396,5	12,67	409,1	365,4	43,74
Std Liq Flow (bpd)	7271	1103	1103	1119	232,2	861,8	740,6	125,1	125,1	3233000	3233000	83900	3317000	2962000	354600