

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN LPG PLANT
LAPANGAN GAS PANGKALAN SUSU
SUMATERA UTARA**

SKRIPSI

Oleh:
ADE NURANI
04 04 06 002Y



**DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
SEMESTER GENAP 2007/2008**

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi dengan judul:

STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN LPG PLANT LAPANGAN GAS PANGKALAN SUSU SUMATERA UTARA

yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia, sejauh yang saya ketahui bukan merupakan tiruan atau duplikasi dari skripsi yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar kesarjanaan di lingkungan Universitas Indonesia maupun di Perguruan Tinggi atau Instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Depok, 15 Juli 2008

(Ade Nurani)
NPM 040406002Y

PENGESAHAN

Skripsi dengan judul:

STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN LPG PLANT LAPANGAN GAS PANGKALAN SUSU SUMATERA UTARA

Dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia dan disetujui dalam sidang ujian skripsi.

Depok, 15 Juli 2008

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

Dr.Ir. Asep Handaya Saputra M.Eng
NIP 132 056 816

Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc.PhD
NIP 131 803 508

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis mengucapkan terima kasih kepada :

Dr. Ir Asep Handaya Saputra M.Eng

dan

Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc. PhD

selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi, dan bimbingan, serta persetujuan sehingga skripsi ini dapat selesai dengan baik.



Ade Nurani NPM: 040406002Y Departemen Teknik Kimia	Dosen Pembimbing Dr.Ir.Asep Handaya Saputra, M.Eng Ir..Sutrasno Kartohardjono, MSc.PhD
--	--

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN LPG PLANT LAPANGAN GAS
PANGKALAN SUSU SUMATERA UTARA**

ABSTRAK

Liquefied petroleum gas (LPG) merupakan campuran hidrokarbon dengan komponen utama berupa propana, butana, isobutana, propena, dan butena. LPG pada umumnya digunakan untuk 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. Berdasarkan kegunaannya, konsumsi LPG sebagian besar masih didominasi oleh sektor rumah tangga, disusul oleh sektor industri serta hotel dan restoran.

Perancangan ini bertujuan untuk mengetahui kelayakan *LPG Plant* Pangkalan Susu ini untuk dibangun ditinjau dari segi teknis proses maupun keekonomiannya sehingga dapat menjadi rekomendasi dalam rangka pemenuhan kebutuhan LPG yang semakin meningkat akibat diadakannya program konversi minyak tanah oleh pemerintah. Studi teknis yang dilakukan berkaitan dengan kelayakan proses, kondisi operasi serta spesifikasi produk yang diinginkan. Sedangkan studi ekonomi dilakukan untuk melihat kelayakan pembangunan *LPG Plant* Pangkalan Susu berdasarkan parameter ekonomi yaitu NPV, IRR, dan *Payback Period*.

Proses dasar dari *recovery* LPG dari gas bumi adalah dengan menggunakan pemisahan pada temperatur rendah yang menggunakan prinsip perbedaan titik didih. Basis proses yang digunakan pada *plant* ini terdiri dari Unit Kompresi, Unit Dehidrasi Gas Umpan, Unit Fraksionasi, Unit Refrijerasi dan Unit Stabilisasi serta Penyimpanan Produk. Umpan dari *LPG Plant* berasal dari lapangan gas Pangkalan Susu, Sumatra Utara milik PT. Pertamina E&P Region Sumatera sebesar 9.5 MMSCFD.

Produk yang dihasilkan harus memenuhi syarat LPG yang digunakan secara komersial yaitu jumlah komponen propana dan butana lebih dari 97,5 %. Dengan menggunakan basis proses yang telah disebutkan, didapatkan produk LPG sebesar 61,75 ton per hari, kondensat 139,01 barrel per hari dan sisa gas yang masih dapat dijual yaitu sebesar 7,5 MMSCFD.

Perhitungan ekonomi dengan skenario membangun *Power Generation Plant* serta menggunakan fuel gas dari gas sisa menunjukkan total investasi pembangunan *LPG Plant* ini adalah \$ 15.935.917 dengan biaya operasional per tahunnya sebesar \$ 760.325. Dengan nilai MARR 10% maka didapatkan NPV sebesar \$ 36.858.111, IRR 55 % dan periode pengembalian 2 tahun. Jika mengacu pada parameter ekonomi dan parameter yang diberikan oleh PT. Pertamina dimana PBP harus berkisar 2 tahun maka hasil ini memenuhi kelayakan proyek dimana NPV bernilai positif, IRR lebih dari 10% dan periode pengembalian 2 tahun.

Kata kunci : LPG, Pangkalan Susu

Ade Nurani NPM: 040406002Y Chemical Engineering Dept.	Mentors : Dr.Ir.Asep Handaya Saputra, M.Eng Ir..Sutrasno Kartohardjono, MSc.PhD
---	---

**FEASIBILITY STUDY OF PANGKALAN SUSU LPG PLANT
SUMATERA UTARA**

ABSTRACT

Liquefied petroleum gas (LPG) is hydrocarbon mixture with propane, butene, isobutene and butene as main components. Those components exist in gas phase at room temperature and atmospheric pressure and can be liquefied through cooling, compression or the combination of cooling and compression. Until now, the need for LPG still dominated by household need, industrial process, hotel and restaurant

The objection of this study is to explore whether Pangkalan Susu feasible or not to be developed technically and economically. Beside that, this study could be recommended as an alternative to fulfil the LPG demand within Sumatera Utara that increases lately caused by the implementation of Kerosene Conversion Program held by government. Technical study consists of everything that is connected with process liability, operating condition and product specification. Economic study held to see the feasibility of the plant development based on the economic parameter such as Net Present Value, Internal Rate of Return and Payback Period.

Basic process for LPG recovery is Low Temperatur Separation by the difference of the boiling point. Pangkalan Susu LPG Plant consists of Compression Unit, Gas Dehydrating Unit, Fractionation Unit, Refrigeration Unit and Stabilizer – Product Storage Unit. The 9,5 MMSCFD feed gas are taken from SK-V and SK-VI gas well from Pangkalan Susu gas field owned by PT. Pertamina E&P Region Sumatera .

The product has to fulfil the LPG specification which contains more than 97 % of propane and butane. By using the basic process that already being stated before, the LPG product of Pangkalan Susu LPG Plant is 61,75 tonne/day, 139,01 barrel/day condensate and 7,5 MMSCFD used gas that still can be sold.

Economic analysis shows that the total capital investment of this plant is US \$ 15.935.917 with operational cost each year is US \$ 760.325. With 10 % MARR value, NPV results as \$ 36.858.141, IRR 55 % and 2 years payback period. So, it is feasible to develop Pangkalan Susu LPG Plant whether we use common economic parameter or economic parameter that is being asked by PT.Pertamina which payback period need to be around 2 years.

Keyword : LPG, Pangkalan Susu

DAFTAR ISI

PERNYATAAN KEASLIAN SKRIPSI.....	ii
PENGESAHAN.....	iii
UCAPAN TERIMA KASIH.....	iv
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR.....	x
DAFTAR TABEL.....	xii
DAFTAR LAMPIRAN.....	xv
BAB I.....	1
PENDAHULUAN.....	1
1.1 LATAR BELAKANG.....	1
1.2 RUMUSAN MASALAH.....	2
1.3 TUJUAN PENULISAN.....	3
1.4 BATASAN MASALAH.....	3
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN.....	3
BAB II.....	5
TINJAUAN PUSTAKA.....	5
2.1 LOKASI LPG PLANT PANGKALAN SUSU.....	5
2.1.1 SPESIFIKASI GAS UMPAN.....	5
2.1.2 KARAKTERISTIK PVT GAS UMPAN.....	6
2.1.3 PROYEKSI PRODUKSI GAS UMPAN (SK-V & SK-VI).....	7
2.2 GAS BUMI.....	8
2.2.1 DEFINISI GAS BUMI.....	8
2.2.2 SPESIFIKASI GAS BUMI KOMERSIAL.....	8
2.2.3 DEHIDRASI GAS BUMI [5].....	9
2.4 LIQUEFIED PETROLEUM GAS [6].....	15

2.4.1	SIFAT FISIK LPG	17
2.4.2	DESKRIPSI PROSES	18
2.4.3	PENYIMPANAN LPG	20
2.4.4	SISTEM REFRIJERASI [7]	21
2.5	TEORI EKONOMI [10]	22
2.5.1.	<i>NET PRESENT VALUE</i> (NPV)	23
2.5.2.	<i>PAYBACK PERIOD</i>	23
2.5.3.	<i>INTERNAL RATE OF RETURN</i> (IRR)	24
2.5.4.	DEPRESIASI	24
2.5.5.	PAJAK PENDAPATAN	24
2.6	ANALISA PASAR	25
2.6.1	LOKASI PEMASARAN	25
2.6.2	ANALISA SUPLAI LPG	26
2.6.3	ANALISA KEBUTUHAN LPG	28
BAB III	31
METODE PERANCANGAN	31
3.1	PENGUMPULAN DATA TEKNIS DAN STUDI LITERATUR	31
3.2	PENGUMPULAN DATA SUPLAI - PERMINTAAN	31
3.3	PENGUMPULAN DATA KEEKONOMIAN	31
3.4	PEMILIHAN PROSES DASAR <i>RECOVERY</i> LPG	32
3.5	SIMULASI DAN OPTIMASI PROSES <i>RECOVERY</i> LPG	32
3.6	PEMILIHAN BASIS PERANCANGAN PROSES <i>RECOVERY</i> LPG	32
3.7	PENENTUAN DIMENSI DAN KAPASITAS PERALATAN	32
3.8	ANALISA KEEKONOMIAN LPG <i>PLANT</i> PANGKALAN SUSU	32
BAB IV	34
PEMBAHASAN	34
4.1	PERBANDINGAN TEKNOLOGI <i>RECOVERY</i> LPG	34
4.2	PROSES DASAR <i>RECOVERY</i> LPG <i>PLANT</i> PANGKALAN SUSU	34

4.2.1. UNIT KOMPRESI.....	35
4.2.2. UNIT DEHIDRASI GAS BUMI.....	36
4.2.3. UNIT PENDINGINAN.....	39
4.2.4. UNIT FRAKSIONASI.....	40
4.2.5. UNIT REFRIJERASI.....	45
4.2.6. UNIT STABILISASI KONDENSAT & PENYIMPANAN PRODUK.....	49
4.2.7. UTILITAS LPG PLANT.....	51
4.2.8. DIAGRAM PROSES.....	58
4.3. SIMULASI PROSES.....	64
4.3.1. SPESIFIKASI PRODUK.....	64
4.3.2. HASIL PRODUK PER TAHUN.....	65
4.4. NERACA MASSA DAN ENERGI.....	66
4.4.1. NERACA MASSA OVERALL.....	66
4.4.2. NERACA ENERGI OVERALL.....	66
4.4.3. NERACA KARBON.....	68
4.5. TATA LETAK PABRIK.....	68
4.5.1. TATA LETAK PERALATAN.....	69
4.5.2. PLANT LAYOUT.....	70
4.6. PERHITUNGAN KEEKONOMIAN.....	72
4.6.1. KOMPONEN BIAYA [16].....	73
4.6.2. SKENARIO 1.....	76
4.6.3. SKENARIO 2.....	81
4.6.4. SKENARIO 3.....	86
4.6.5. PERBANDINGAN KETIGA SKENARIO.....	89
4.6.6. BENCHMARKING.....	90
4.6.7. ANALISIS SENSITIVITAS.....	90
BAB V.....	94
KESIMPULAN.....	94
PUSTAKA.....	95
LAMPIRAN.....	97

DAFTAR GAMBAR

Gambar 1.1 Perbandingan Nilai Kalor Beberapa Bahan Bakar	2
Gambar 2. 1 Peta Kecamatan Pangkalan Susu.....	5
Gambar 2. 2 Diagram PVT Gas Umpan	7
Gambar 2. 3 Proyeksi Produksi Gas Umpan [3].....	7
Gambar 2. 4 Skema recovery minyak-gas [6].....	15
Gambar 2. 5 Alur pengiriman LPG dari produksi LPG ke konsumen.....	16
Gambar 2. 6 Skema LPG Recovery Dengan Low-Temperature Separation	19
Gambar 2. 7 Skema Recovery LPG Dengan Menggunakan PROMAX.....	20
Gambar 2. 8 Data Pertumbuhan Penduduk Sumatera Utara [11]	26
Gambar 2. 9 Produsen LPG Indonesia [12]	26
Gambar 2. 10 Kapasitas Produksi LPG Indonesia per tahun.....	27
Gambar 2. 11 Jenis Konsumsi LPG Indonesia [12].....	28
Gambar 2. 12 Data Konsumsi LPG Indonesia [14]	28
Gambar 2. 13 Proyeksi Kebutuhan LPG Sebelum dan Sesudah Program Konversi Minyak Tanah	30
Gambar 3. 1 Metode Perancangan LPG Plant Pangkalan Susu.....	33
Gambar 4. 1 Skema Proses Dasar Recovery LPG	35
Gambar 4. 2 Skema Peralatan Unit Dehidrasi Gas Umpan	36
Gambar 4. 3 Skema MR Refrigeration Plant	46
Gambar 4. 4 Skema Peralatan Pada Unit Cooling water 1	52
Gambar 4. 5 Skema Peralatan Pada Unit Cooling water 2	53
Gambar 4. 6 Skema Peralatan Condenser Debutanizer	54
Gambar 4. 7 Skema Peralatan Pada Hot oil System	55
Gambar 4. 8 Skema Peralatan Pada Power Generation Plant	57
Gambar 4. 9 Skema Peralatan Utama LPG Plant Pangkalan Susu	59
Gambar 4. 10 Skema Unit Refrijerasi LPG Plant Pangkalan Susu.....	60
Gambar 4. 11 Skema Peralatan Cooling Water System.....	61

Gambar 4. 12 Skema Peralatan Power Generation Plant.....	62
Gambar 4. 13 Skema Peralatan Hot Oil System	63
Gambar 4. 14 Plant Layout LPG Plant Pangkalan Susu	71
Gambar 4. 15 Cost Breakdown Skenario 1	79
Gambar 4. 16 Cost Breakdown Skenario 2.....	84
Gambar 4. 17 Sensitivitas Net Present Value	92
Gambar 4. 18 Sensitivitas Internal Rate of Return (IRR)	93
Gambar 4. 19 Sensitivitas Payback Period	93

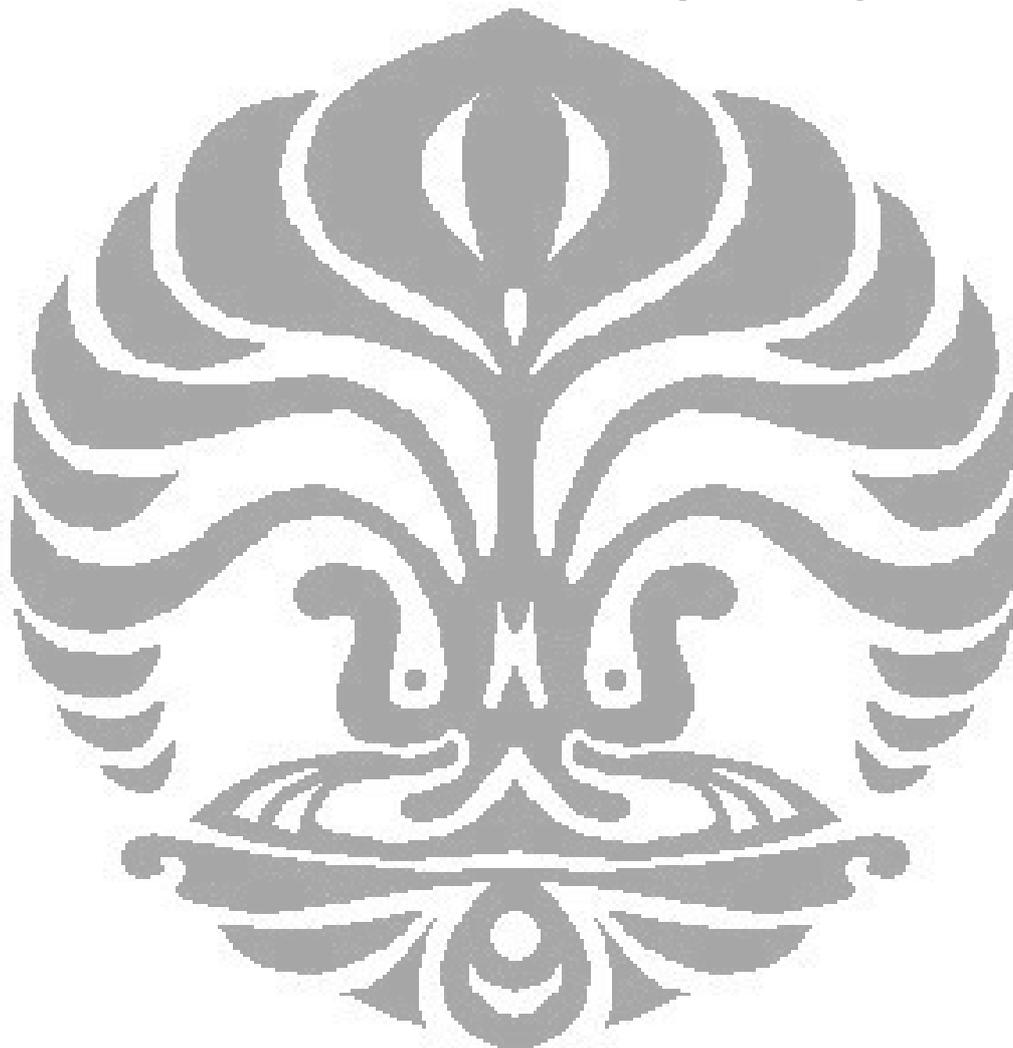


DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Karakteristik Gas Umpan.....	6
Tabel 2. 2 Komposisi Gas bumi Komersial [5]	9
Tabel 2. 3 Jenis-jenis Molecular Sieve [7].....	11
Tabel 2. 4 Karakteristik Molecular Sieve [7].....	12
Tabel 2. 5 Konstanta B dan C untuk Persamaan Ergun	13
Tabel 2. 6 Sifat Fisik dari Komponen Utama LPG [6]	17
Tabel 2. 7 Spesifikasi LPG On-Spec.....	17
Tabel 2. 8 Klasifikasi LPG Oleh CNGA [9]	18
Tabel 2. 9 Batasan Temperatur Berbagai Jenis Refrijeran.....	22
Tabel 2. 10 Produksi LPG Indonesia	27
Tabel 2. 11 Kebutuhan LPG Sumatera Utara per Tahun [15].....	29
Tabel 2. 12 Kebutuhan Tambahan LPG Karena Program Konversi Minyak Tanah [15].....	29
Tabel 4. 1 Perbandingan Proses Recovery LPG	34
Tabel 4. 2 Spesifikasi Kompresor K-100.....	35
Tabel 4. 3 Kebutuhan Kalor Untuk Regenerasi Molecular Sieve.....	38
Tabel 4. 4 Spesifikasi Gas Heater E-100.....	38
Tabel 4. 5 Spesifikasi Kolom Adsorber.....	38
Tabel 4. 6 Spesifikasi Air Cooler AC-100.....	39
Tabel 4. 7 Spesifikasi Gas Chiller LPG-100.....	40
Tabel 4. 8 Spesifikasi Kolom Demethanizer (T-101).....	41
Tabel 4. 9 Spesifikasi Gas Chiller LPG-200.....	41
Tabel 4. 10 Spesifikasi Kolom Deethanizer (T-102).....	42
Tabel 4. 11 Spesifikasi Gas Chiller LPG-201.....	42
Tabel 4. 12 Spesifikasi Reboiler Deethanizer (TR-102).....	43
Tabel 4. 13 Batasan Komposisi Gas Jual.....	43
Tabel 4. 14 Spesifikasi Kolom Debutanizer (T-103).....	44
Tabel 4. 15 Batasan Komposisi Kondensat	44
Tabel 4. 16 Spesifikasi Condenser Debutanizer (TC-103).....	44

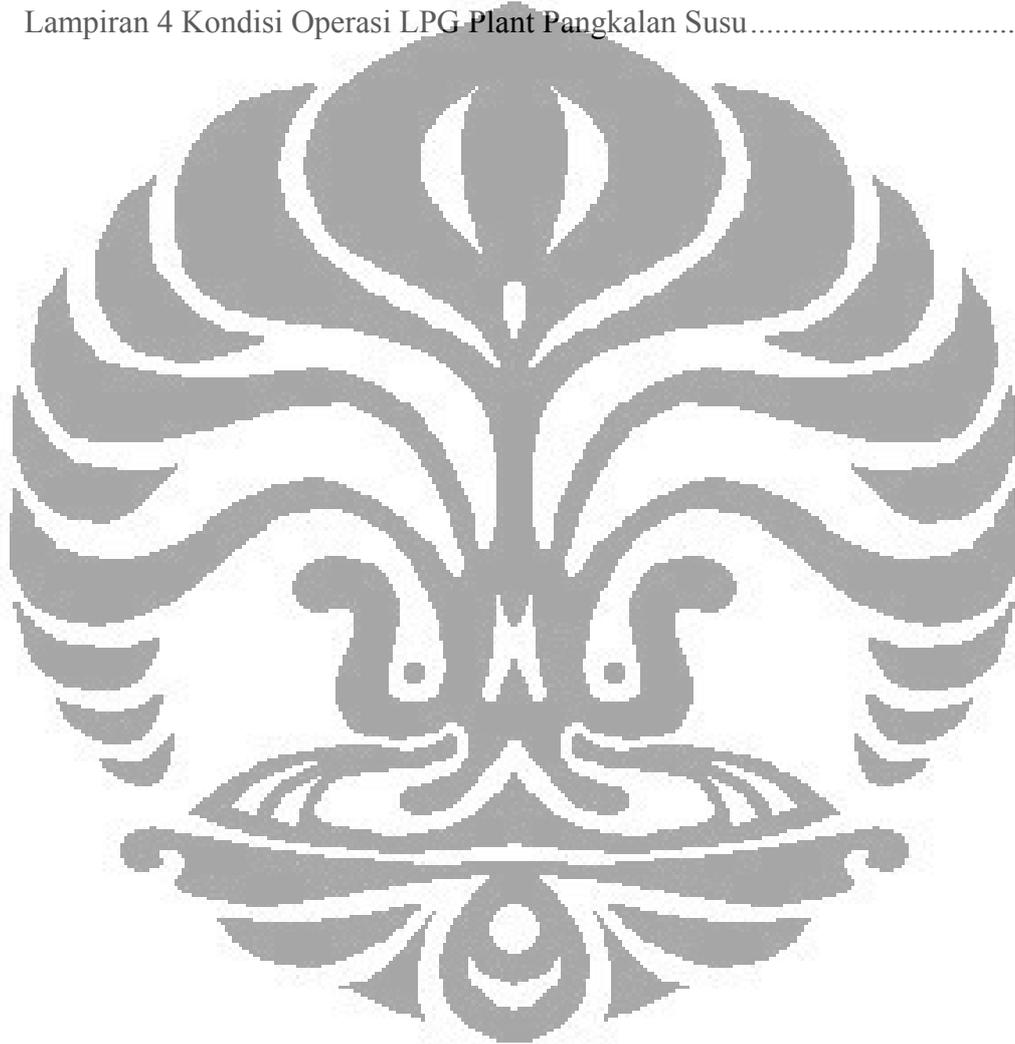
Tabel 4. 17 Spesifikasi Reboiler Debutanizer (TR-103).....	45
Tabel 4. 18 Spesifikasi Kompresor Pada Unit Refrijerasi MR	47
Tabel 4. 19 Spesifikasi Kompresor Pada Refrijerasi Propana.....	47
Tabel 4. 20 Spesifikasi Separator Dua Fasa (T-200)	48
Tabel 4. 21 Spesifikasi Heat Exhanger Pada Unit Refrijerasi	48
Tabel 4. 22 Spesifikasi Cooling tower Pada Unit Refrijerasi	49
Tabel 4. 23 Kebutuhan Refrijeran.....	49
Tabel 4. 24 Spesifikasi Air Cooler AC-101.....	50
Tabel 4. 25 Spesifikasi Tangki Penyimpanan LPG	50
Tabel 4. 26 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Kondensat.....	51
Tabel 4. 27 Spesifikasi Pompa Cooling water 1 (P-200).....	52
Tabel 4. 28 Spesifikasi Pompa Unit Cooling water 2 (P-201).....	53
Tabel 4. 29 Spesifikasi Pompa Pada Unit Cooling water 3	54
Tabel 4. 30 Spesifikasi Pompa Pada Hot Oil System	55
Tabel 4. 31 Spesifikasi Furnace Pada Unit Hot Oil System	56
Tabel 4. 32 Kebutuhan Hot Oil LPG Plant Pangkalan Susu.....	56
Tabel 4. 33 Jumlah Kebutuhan Listrik per hari LPG Plant Pangkalan Susu.....	57
Tabel 4. 34 Hasil Simulasi LPG Plant Pangkalan Susu.....	65
Tabel 4. 35 Produk LPG Plant Pangkalan Susu per Tahun	66
Tabel 4. 36 Neraca Massa Keseluruhan Komponen	66
Tabel 4. 37 Neraca Energi LPG Keseluruhan Komponen	67
Tabel 4. 38 Efisiensi Karbon LPG Plant Pangkalan Susu.....	68
Tabel 4. 39 Biaya Tambahan Peralatan.....	73
Tabel 4. 40 Biaya Pembelian Bahan Baku per Tahun	75
Tabel 4. 41 Biaya Tenaga Kerja.....	75
Tabel 4. 42 Total Capital Investment Skenario 1.....	77
Tabel 4. 43 Komponen Biaya Skenario 1	78
Tabel 4. 44 Cost Breakdown Skenario 1.....	78
Tabel 4. 45 Cash Flow Skenario 1 (dalam US \$).....	80
Tabel 4. 46 Produksi LPG, Sales gas dan Kondensat Skenario 2.....	81
Tabel 4. 47 Total Capital Investment Skenario 2.....	82
Tabel 4. 48 Komponen Biaya Skenario 2	83

Tabel 4. 49 Cost Breakdown Skenario 2.....	83
Tabel 4. 50 Cash Flow Skenario 2 (dalam US \$).....	85
Tabel 4. 51 Cash Flow Skenario 3 (dalam US \$).....	88
Tabel 4. 52 Perbandingan Ketiga Skenario.....	89
Tabel 4. 53 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai Investasi.....	91
Tabel 4. 54Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Biaya Produksi	91
Tabel 4. 55 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Harga Jual LPG....	92



DAFTAR LAMPIRAN

Lampiran 1 Biaya Peralatan LPG Plant Pangkalan Susu.....	97
Lampiran 2 Chemical Engineering Plant Cost Index.....	99
Lampiran 3 Heating Value Komponen Penyusun Gas Bumi	99
Lampiran 4 Kondisi Operasi LPG Plant Pangkalan Susu.....	100



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Penduduk Indonesia tiap tahunnya selalu mengalami pertumbuhan positif. Hal ini berbanding lurus dengan meningkatnya kebutuhan di segala bidang terutama kebutuhan akan energi untuk dapat terus melaksanakan kegiatan penduduk setiap harinya. Bahan bakar minyak merupakan salah satu andalan sumber energi yang masih dipergunakan di Indonesia sampai saat ini.

Ketergantungan energi nasional terhadap keberadaan bahan bakar minyak menempati 54,4 % dari keseluruhan energi yang digunakan untuk memenuhi kebutuhan Indonesia. Di urutan kedua ditempati oleh gas bumi yang menyumbang 26,5%. Sisanya dipenuhi oleh batu bara (14,1%), tenaga air (3,4%) dan panas bumi (1,6%).

Keberadaan BBM sebagai rantai energi mencapai suatu titik kritis semenjak cadangannya semakin menipis karena eksplorasi secara besar – besaran yang tidak diimbangi dengan ditemukannya cadangan minyak yang baru. Tingkat ketergantungan yang tinggi akan sumber bahan bakar ini memaksa Indonesia harus mengimpor lebih banyak lagi BBM dengan harga yang semakin tidak murah. Hal inilah yang pada akhirnya mendorong pencarian energi alternatif sebagai pengganti BBM untuk mencegah adanya krisis energi lebih lanjut.

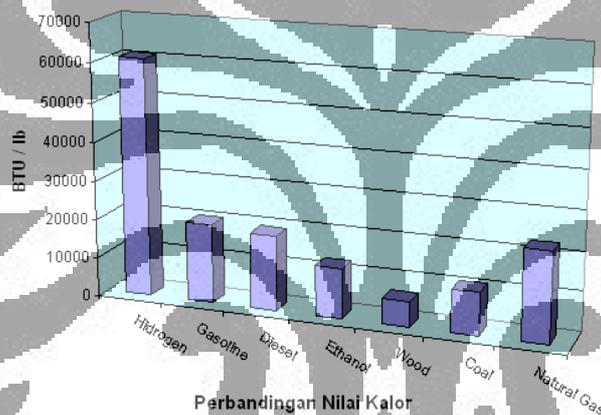
Salah satu bahan bakar minyak yang kental dengan kehidupan masyarakat sehari-hari adalah kerosene atau minyak tanah. Kerosene sudah turun menurun digunakan untuk keperluan rumah tangga terutama memasak.

Pengadaan kerosene untuk pemenuhan kebutuhan masyarakat merupakan salah satu kewajiban pemerintah. Untuk itu, kerosene dimasukkan ke dalam golongan BBM bersubsidi. Seiring dengan berjalannya waktu, BBM menghasilkan emisi karbondioksida yang tidak sedikit kepada lingkungan. Membengkaknya APBN untuk jatah subsidi BBM tiap tahunnya juga merupakan salah satu penyebab adanya program Pemerintah dengan tujuan mengurangi

subsidi terhadap bahan bakar. Program yang telah dilaksanakan sejak tahun 2006 ini diberi nama "Konversi Minyak Tanah ke LPG".

Cadangan gas bumi di Indonesia cukup banyak, beberapa di antaranya belum dieksplorasi. Dalam jumlah yang cukup besar, sumber gas bumi ini terdapat di pulau Kalimantan, Sumatera dan Papua. Pemerintah Indonesia menargetkan bahwa pada 2009 konsumsi BBM dapat dikurangi dan digantikan dengan gas bumi sebesar 35%.

Gas bumi dan turunannya seperti LPG adalah sumber energi pengganti terbaik bagi BBM. Selain sifatnya yang ramah lingkungan, harga yang lebih murah dibandingkan dengan BBM, gas bumi juga memiliki nilai kalor yang lebih tinggi dibandingkan BBM seperti yang ditunjukkan pada gambar 1.1 [1].



Gambar 1. 1 Perbandingan Nilai Kalor Beberapa Bahan Bakar

Dengan adanya program Konversi Minyak Tanah ke LPG yang dicanangkan oleh Pemerintah, maka kebutuhan LPG nasional juga meningkat. Saat ini, lapangan-lapangan gas bumi yang sudah berjalan sejak lama dijadikan sebuah alternatif untuk dibangun *LPG Plant*. Salah satu lapangan gas bumi yang berpotensi menghasilkan LPG adalah Pangkalan Susu Sumatera Utara. Diharapkan dengan dapat dibangunnya *LPG Plant* di Pangkalan Susu ini, dapat memenuhi sebagian dari kebutuhan LPG di Sumatera Utara.

1.2. RUMUSAN MASALAH

Rumusan masalah yang terdapat didalam perancangan ini yaitu :

1. Seberapa besar tingkat suplai dan permintaan LPG Sumatera Utara.

2. Pemilihan teknologi pemisahan gas bumi atau *recovery* LPG.
3. Perancangan *LPG Plant* di Pangkalan Susu dengan gas umpan berasal dari sumur SK-V dan SK-VI.
4. Pengkajian tingkat keekonomisan serta kelayakan pembangunan *LPG Plant* Pangkalan Susu Sumatera Utara

1.3. TUJUAN PENULISAN

Tujuan penulisan ini adalah untuk membuat suatu rancangan *LPG Plant* yang ditujukan untuk mensuplai kebutuhan LPG di daerah Sumatera Utara serta melakukan analisis terhadap aspek keekonomiannya sehingga dapat diketahui kelayakan pembangunan *LPG Plant* tersebut.

1.4. BATASAN MASALAH

Batasan-batasan yang digunakan dalam perancangan ini adalah:

1. Rancangan *LPG Plant* ini hanya meliputi dua sumur gas umpan yaitu SK-V dan SK-VI.
2. Penghitungan jumlah produk yang dihasilkan diperoleh menggunakan kapasitas gas mengalir, sedangkan penghitungan ukuran alat tiap teknologi menggunakan kapasitas maksimum yaitu 12,5 MMSCFD.
3. Penghitungan keekonomian pembangunan *LPG Plant* Pangkalan Susu 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 Pangkalan Susu Sumatera Utara, Rumusan Masalah, Tujuan Penulisan, Batasan Masalah dan Sistematika Penulisan.

BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini berisi penjelasan mengenai lokasi eksploitasi dan produksi gas bumi, definisi dan spesifikasi gas bumi, definisi

LPG, sifat fisik LPG, deskripsi proses *recovery* LPG, aspek keekonomian dan analisa pasar.

BAB III METODE PERANCANGAN

Bab ini berisi mengenai langkah-langkah studi kelayakan pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu yang terdiri dari pengumpulan data teknis dan studi literatur, pengumpulan data suplai dan permintaan, pengumpulan data keekonomian, pemilihan proses dasar *recovery* LPG, simulasi dan optimasi proses, pemilihan basis teknologi, penentuan dimensi dan kapasitas peralatan, analisa keekonomian LPG *Plant* dan analisa mengenai dampak dan lingkungan dari pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu

DAFTAR PUSTAKA

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

LAMPIRAN

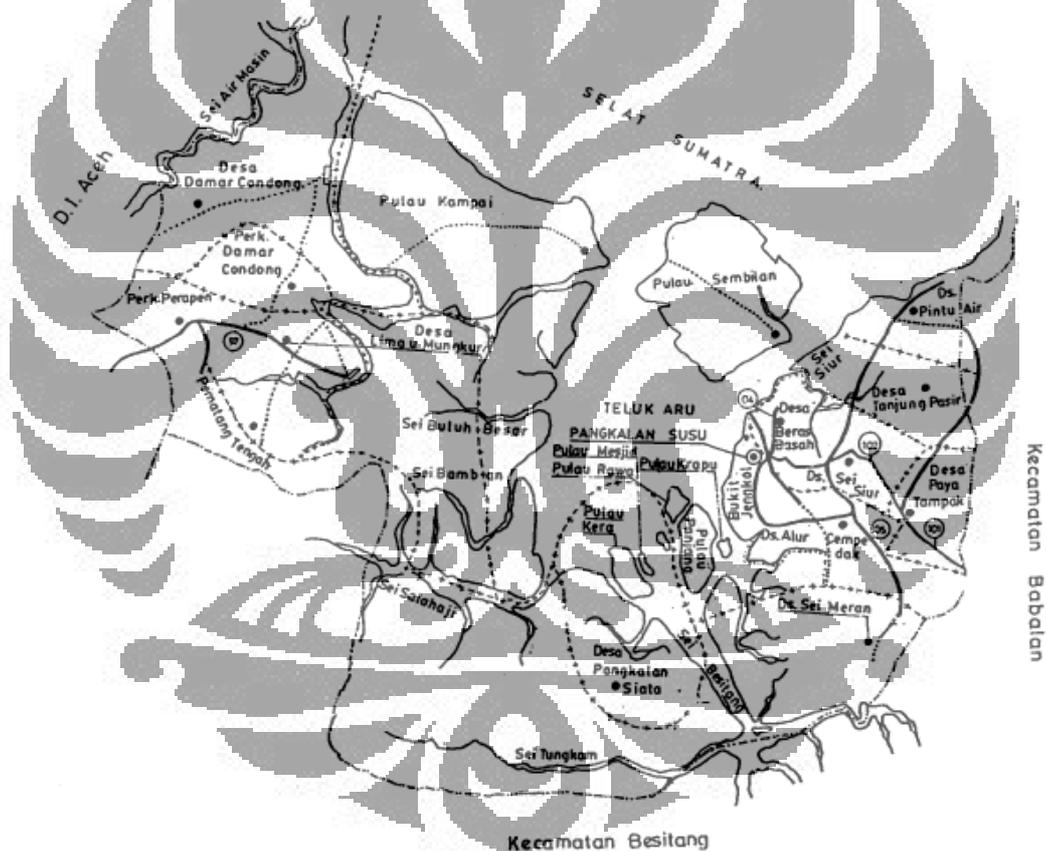
Bab Lampiran berisi mengenai semua data-data dan hasil perhitungan yang mendukung studi kelayakan pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu ini.

BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1. LOKASI LPG PLANT PANGKALAN SUSU

Pangkalan Susu merupakan daerah penghasil gas bumi yang cukup tua di Indonesia. Saat ini Pangkalan Susu merupakan salah satu unit produksi yang dikelola oleh Pertamina, yaitu termasuk ke dalam wilayah Pertamina E&P Region Sumatera. Gambar 2.1 menggambarkan lokasi kecamatan Pangkalan Susu [2]



Gambar 2. 1 Peta Kecamatan Pangkalan Susu

2.1.1 SPESIFIKASI GAS UMPAN

Pangkalan Susu memiliki beberapa jumlah sumur gas yang masih berproduksi dan khusus untuk studi ini digunakan gas umpan yang berasal dari SK-V dan SK-VI yang memiliki spesifikasi seperti yang ditampilkan pada tabel 2.1 [3].

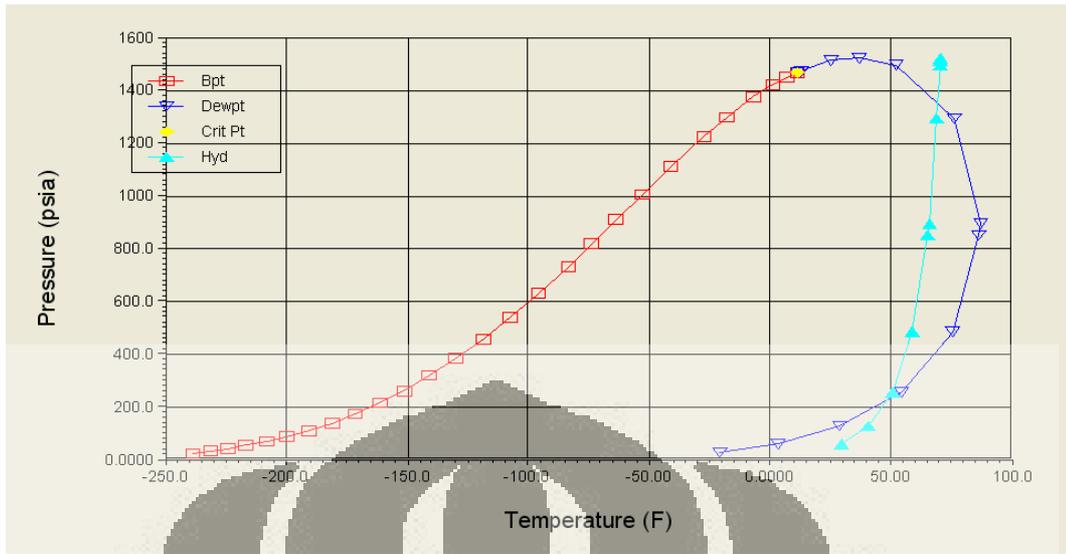
Tabel 2. 1 Karakteristik Gas Umpan

Aliran	SK-V	SK-VI
Fraksi Uap	1,000	1,000
Temperatur (F)	96,08	96,08
Tekanan (psia)	195,8	195,8
Aliran Molar (MMSCFD)	6,3	3,2
Aliran Massa (kg/hr)	2,0022	0,998
Aliran Panas (MMBtu/hr)	-25,87	-13,076
Komposisi (%-mol)		
• N ₂	0,075	0,071
• CO ₂	1,675	1,702
• C ₁	72,803	73,721
• C ₂	12,229	12,180
• C ₃	7,551	7,247
• i-C ₄	1,773	1,643
• n-C ₄	2,238	2,012
• i-C ₅	0,845	0,719
• n-C ₆	0,528	0,440
• C ₆	0,219	0,141
• H ₂ O	0,063	0,125

LPG Plant yang akan dibangun terdiri atas *Dehydration Plant* dan LPG Plant dimana gas dihilangkan kandungannya terlebih dahulu sebelum masuk ke dalam LPG Plant ini. Kilang ini mempunyai beberapa konfigurasi mulai dari yang paling sederhana hingga sampai ke peralatan terlengkap, dimana setelah dianalisis akan didapatkan konfigurasi kilang yang paling ekonomis. Produk yang dihasilkan dari LPG Plant ini berupa LPG, kondensat serta sisa gas yang masih dapat dijual.

2.1.2 KARAKTERISTIK PVT GAS UMPAN

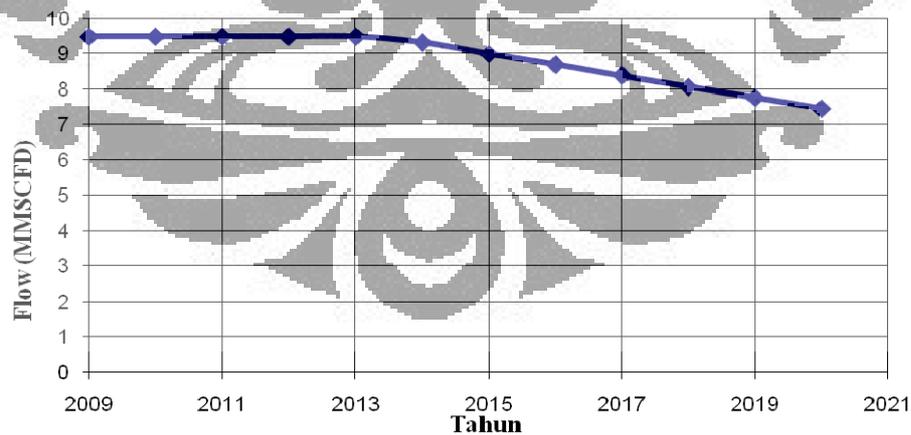
Gambar 2.2 menunjukkan karakteristik PVT gas umpan yang digunakan pada LPG Plant Pangkalan Susu. Garis yang berwarna merah dengan kotak menunjukkan titik didih pada tekanan tertentu sedangkan garis berwarna biru tua dengan segitiga menunjukkan titik embun pada tekanan tertentu. Garis berwarna biru muda yang memotong garis biru segitiga menunjukkan kondisi saat terbentuknya hidrat.



Gambar 2. 2 Diagram PVT Gas Umpan

2.1.3 PROYEKSI PRODUKSI GAS UMPAN (SK-V & SK-VI)

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 Pangkalan Susu akan sangat mempengaruhi jumlah LPG, kondensat dan *sales gas* yang akan dihasilkan. Gambar 2.3 menunjukkan data proyeksi penurunan kapasitas produksi sumur SK-V dan SK-VI Pangkalan Susu dari tahun 2009 hingga tahun 2020.



Gambar 2. 3 Proyeksi Produksi Gas Umpan [3]

2.2 GAS BUMI

2.2.1 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 [4]. 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.

Selain mengandung senyawa hidrokarbon, gas bumi mengandung sejumlah kecil senyawa-senyawa pengotor, yaitu karbon dioksida (CO_2), hidrogen sulfida (H_2S) dan gas nitrogen (N_2). 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.

2.2.2 SPESIFIKASI GAS BUMI KOMERSIAL

Gas bumi yang digunakan untuk tujuan komersial pada umumnya memiliki spesifikasi seperti yang tertera pada tabel 2.2.

Tabel 2. 2 Komposisi Gas bumi Komersial [5]

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.

2.2.3. DEHIDRASI GAS BUMI [5]

Dehidrasi gas atau *gas dehydration* adalah penghilangan kandungan uap air dari gas bumi. Hal ini bertujuan untuk mengurangi dampak-dampak yang ditimbulkannya. Salah satunya ialah terbentuknya hidrat yang dapat menyumbat pipa, keran, ataupun peralatan lainnya.

Kadar uap air pada gas bumi dapat diindikasikan secara tidak langsung dari titik embunnya. Titik embun bisa didefinisikan sebagai temperatur saat gas bumi jenuh terhadap uap air pada tekanan tertentu. Saat titik ini, gas bumi berada pada kesetimbangan dengan air cair. Dengan adanya peningkatan tekanan ataupun penurunan temperatur akan menyebabkan uap air akan terkondensasi. Perbedaan antara temperatur titik embun saat jenuh dan setelah didehidrasi disebut dengan penurunan titik embun.

Hidrat gas bumi merupakan senyawa padatan kristal yang terbentuk karena kombinasi kimia antara gas bumi dengan air pada tekanan tertentu dan temperatur diatas titik beku pada air. Jika terdapat air yang bebas, hidrat akan terbentuk ketika temperatur dibawah temperatur hidrat.

Rumus kimia dari gas bumi untuk hidrat dari gas bumi adalah :

- Metana : CH₄.7H₂O
- Etana : C₂H₆.8H₂O
- Propana : C₃H₈.18H₂O
- Karbon dioksida : CO₂. 7H₂O

Kondisi yang dapat menyebabkan terbentuknya hidrat ialah:

- ✓ Gas bumi berada pada titik embun dari air atau dibawahnya, dimana terdapat air dalam bentuk cair.
- ✓ Temperatur operasi berada di bawah temperatur terbentuknya hidrat dengan mempertimbangkan tekanan dan komposisi gas.
- ✓ Tekanan operasi yang tinggi yang meningkatkan temperatur terbentuknya hidrat.
- ✓ Tingginya kecepatan ataupun agitasi dari fluida pada pipa ataupun peralatan lainnya.
- ✓ Adanya “bibit” kristal hidrat dalam jumlah yang kecil.
- ✓ Adanya H_2S ataupun CO_2 yang merupakan kondisi yang kondusif untuk membentuk hidrat karena gas asam akan lebih mudah larut dengan air dibandingkan hidrokarbon.

2.2.1.1. *Molecular Sieve* [7]

Molecular Sieve (MS) adalah material yang memiliki pori yang sangat kecil dalam ukuran yang sama dan pada umumnya dipakai sebagai adsorben untuk gas dan cairan. MS ini merupakan adsorben yang pada umumnya terbuat dari polimer terkristal aluminosilica, tanah liat, gelas berpori, charcoal, zeolit atau karbon aktif. MS sangat kuat menyerap senyawa polar ataupun senyawa terpolarisasi berkonsentrasi rendah, seperti H_2O , metanol, H_2S , COS, mercaptan, sulfida, amonia, senyawa aromatik, dan merkuri. MS diproduksi dalam berbagai bentuk, yaitu kapsul, granula, pellet, dan bubuk.

Pemilihan MS sebagai *desiccant* pada *LPG Plant* ini adalah karena MS memiliki luas permukaan yang besar untuk kapasitas yang tinggi, memiliki “keaktifan” tinggi terhadap komponen yang ingin dihilangkan (dalam hal ini adalah air), mudah dan ekonomis untuk diregenerasi, memiliki resistansi yang rendah terhadap aliran gas, tidak korosif, tidak beracun, bersifat inert dan tidak mengalami perubahan volume selama proses adsorpsi dan desorpsi serta memiliki daya tahan yang tinggi pada saat “basah”.

Pada proses adsorpsi dengan *Molecular Sieve* ini, molekul yang lebih kecil akan teradsorpsi dan molekul besar tidak. Oleh karena itulah pada adsorpsi pada gas

alam, karena ukuran molekul air lebih kecil dari molekul gas alam lainnya, maka air akan teradsorb pada *Molecular Sieve* yang dipasang.

Molecular Sieve memiliki berbagai keunggulan dibandingkan dengan jenis zat dehidrator lain seperti TEG karena memiliki sifat-sifat berikut:

1. Lebih tahan asam sehingga senyawa ini tidak mudah rusak
2. Tidak beracun, tidak larut dalam air dan pelarut organik lain.
3. Memiliki titik embun yang rendah hingga -120°F
4. Memiliki *rentang* temperatur operasi yang tinggi, dengan temperatur regenerasi 350°F - 700°F
5. Lebih efektif untuk aliran umpan yang rendah dan dengan tingkat kelembaban yang rendah

Molecular Sieve memiliki jenis dan tipe tersendiri sesuai dengan tujuan penggunaannya. Tabel 2.3 menunjukkan jenis-jenis *Molecular Sieve* serta aplikasinya sedangkan tabel 2.4 menunjukkan karakteristik *Molecular Sieve*.

Tabel 2.3 Jenis-jenis *Molecular Sieve* [7]

Tipe	Diameter Pori	Molekul Teradsorpsi	Molekul Terkecuali	% wt Kapasitas Air	Aplikasi
3A	3	< 3 Å (Air dan NH ₃)	> 3 Å (Ethane)	20-23	Menyerap cairan polar pada aliran hidrokarbon tak jenuh (Gas Cracking, Propilene, Butadiene dan asetilene)
4A	4	< 4Å (Ethanol, H ₂ S, CO ₂)	> 4Å (Propane)	22-28.5	Menyerap senyawa polar pada sistem gas/liquid tertutup
5A	5	< 5Å (n-butane, C ₃ -C ₂₂)	> 5Å (Komponen iso)	21.5-28	Memisahkan n-parafin dari hidrokarbon rantai cabang dan siklik melalui adsorpsi selektif.
10X	8	< 8 Å (iso parafin, olefin)	> Di-n-butilamine	28-36	Memisahkan Hidrokarbon aromatik
13 X	10	< 10 Å	(C ₄ F ₉) ₃ N, > 10 Å	28.5-36	Mengeringkan udara pada proses purifikasi dan penghilangan H ₂ S dan merkaptan.

Tabel 2. 4 Karakteristik *Molecular Sieve* [7]

Properti	4A-5A
Luas Permukaan, m ² /gr	650-800
Volume Pori, cm ³ /gr	0.27
Diameter Pori, A	11.4
Densitas Total, kg/m ³	689-721
Kapasitas Panas, kJ/(kg.°C)	1.0

2.2.1.2 Desain Adsorber [7]

Desain sistem dehidrasi gas bumi yang terdiri dari beberapa kolom terdiri atas beberapa langkah antara lain :

1. Menentukan jumlah adsorber dan waktu siklus adsorpsi.

Untuk gas bumi < 50 MMSCFD seperti pada lapangan gas Pangkalan Susu, sistem dengan 2 (dua) buah kolom sudah tepat. Semakin banyak jumlah kolom yang digunakan akan berakibat pada geometri kolom lebih baik, meningkatkan fleksibilitass operasi namun juga meningkatkan biaya investasi serta menurunkan waktu yang dibutuhkan untuk meregenerasi *Molecular Sieve*. Waktu yang dibutuhkan untuk regenerasi kolom dapat dihitung dengan persamaan

$$t_r = \frac{t_a}{n-1} \quad (1)$$

dengan t_r adalah waktu regenerasi, t_a adalah waktu adsorpsi dan n adalah jumlah kolom yang digunakan.

Setelah menentukan jumlah kolom, maka massa *desiccant* yang diperlukan akan ditentukan oleh waktu siklus adsorpsi. Apabila gas umpan sudah dalam keadaan jenuh dengan air, maka waktu siklus dapat berkisar antara 8-16 jam. Namun apabila kandungan air di dalam gas umpan cukup kecil, maka waktu siklus dapat berkisar antara 24-30 jam.

2. Menentukan dimensi kolom adsorber.

Diameter adsorber merupakan fungsi dari kecepatan gas dan *pressure drop* yang diperbolehkan terjadi di sepanjang kolom. Pada umumnya, *pressure drop* per panjang kolom ($\Delta P/L$) yang diperbolehkan sekitar 7-10 kPa/m atau 0,3-0,44 psi/ft. Persamaan Ergun dapat digunakan untuk menentukan *pressure drop* yang diperbolehkan terjadi di sepanjang kolom

$$\frac{\Delta P}{L} = B\mu v_g + C\rho_g v_g^2 \quad (2)$$

dengan $\Delta P/L = \text{pressure drop per panjang kolom (kPa/m)}$

$\mu = \text{viskositas gas (cp)}$

$\rho_g = \text{densitas gas (kg/m}^3\text{)}$

$v_g = \text{kecepatan gas superficial (m/min)}$

Tabel 2. 5 Konstanta B dan C untuk Persamaan Ergun

Tipe Partikel	Satuan SI		Satuan British	
	B	C	B	C
1/8'' bead	4,16	0,00135	0,0560	0,0000889
1/8'' extrudate	5,36	0,00189	0,0722	0,000124
1/16'' bead	11,3	0,00207	0,152	0,000136
1/16'' extrudate	17,7	0,00319	0,238	0,000210

Kecepatan gas superficial dapat ditentukan dengan menurunkan persamaan diatas menjadi

$$v_g = \frac{-B\mu + \left[(B\mu)^2 + 4C\rho_g \left(\frac{\Delta P}{L} \right) \right]^{0,5}}{2C\rho_g} \quad (3)$$

$$v_g = \frac{A}{\sqrt{\rho_g}} \quad (4)$$

dengan $v_g = \text{kecepatan gas superficial (m/min)}$

$\rho_g = \text{densitas gas (kg/m}^3\text{)}$

$A = \text{konstanta (67 untuk ukuran 1/8'' dan 48 untuk ukuran 1/16'')}$

Dimensi kolom adsorpsi dapat dihitung dengan menggunakan persamaan di bawah ini

$$d = \sqrt{\frac{4q_a}{\pi v_g}} \quad (5)$$

dengan $d = \text{diameter kolom (m)}$

$q_a = \text{laju gas actual (m}^3\text{/min)}$

Laju gas aktual dapat dihitung dengan menggunakan persamaan

$$q_a = \frac{q_s}{1440} \left(\frac{P_s}{P} \right) \left(\frac{T}{T_s} \right)^z \quad (6)$$

dengan q_s = laju gas standar

P_s = tekanan standar

P = tekanan aktual

T_s = temperatur standar

T = temperatur aktual

z = kompresibilitas gas pada P dan T

Setelah diameter kolom diperoleh, maka tinggi kolom dapat dihitung melalui persamaan

$$h_B = \frac{400m_w}{\pi x \rho_B d^2} \quad (7)$$

dengan h_B = tinggi kolom

m_w = massa air per siklus

x = kapasitas *desiccant* yang digunakan (%)

ρ_B = densitas *bulk desiccant*

d = diameter kolom

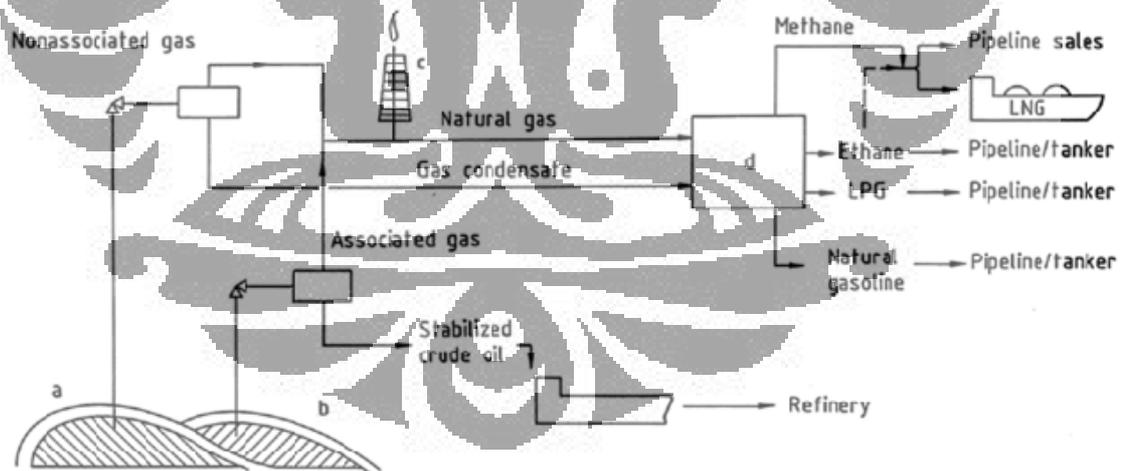
Untuk *Molecular Sieve*, x berkisar antara 7-14 %. Tinggi kolom sebenarnya (*Seam-Seam*) dapat dicari dengan menambahkan tinggi kolom dari hasil perhitungan dengan tinggi *support* kolom dan ruang yang diperlukan untuk memastikan adanya sirkulasi yang baik pada bagian atas kolom. Pada umumnya, tinggi *support* berkisar antara 1-1,5 m.

Perbandingan tinggi kolom dan diameter kolom sebaiknya berada pada rentang 2,5 – 6. Apabila kurang dari 2,5, maka akan berakibat pada penurunan kapasitas *desiccant* yang digunakan sedangkan apabila melebihi 6 maka akan berakibat pada *pressure drop* yang berlebihan. Total *pressure drop* yang diperbolehkan sepanjang kolom adsorber adalah berkisar antara 55-70 kPa (8-10 psi). Apabila tinggi kolom terlalu rendah, maka waktu siklus harus diperpanjang atau jumlah kolom harus diperbanyak. Apabila kolom terlalu tinggi, maka berlaku sebaliknya.

2.4. LIQUEFIED PETROLEUM GAS [6]

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.

Gambar 2.4 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).



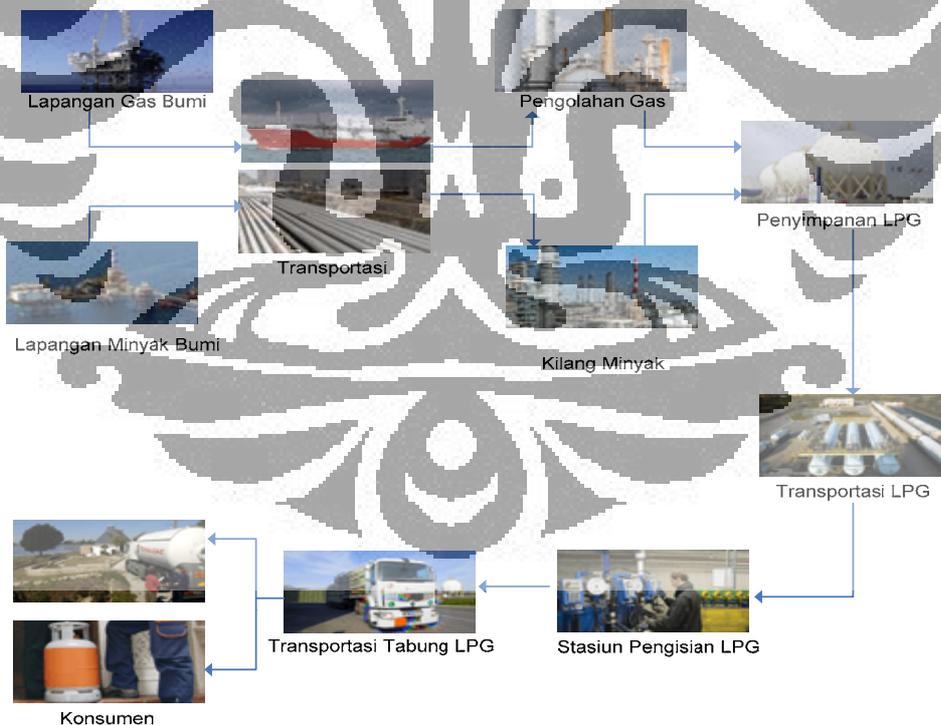
Gambar 2. 4 Skema recovery minyak-gas [6]

Keterangan : a) gas dan kondensat gas; b) minyak dan gas; c) vVent-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 an isobutana. Dalam suatu gas bumi yang normal, rasio normal butana terhadap isobutana adalah 2:1

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 2.5.



Gambar 2. 5 Alur pengiriman LPG dari produksi LPG ke konsumen

2.4.1 SIFAT FISIK LPG

Sifat fisik komponen utama LPG terdapat di Tabel 2.6. Selain komponen utama tersebut, terdapat komponen lain dalam jumlah kecil seperti senyawa sulfur, air, dan sisa minyak dan tar.

Tabel 2. 6 Sifat Fisik dari Komponen Utama LPG [6]

	Titik Didih (101,3 kPa), °C	Tekanan uap	Densitas cairan (tekanan jenuh) (15.6 °C), kg/m³	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

2.4.1.1 Spesifikasi LPG On-Spec [8]

Tabel 2.7 memuat spesifikasi LPG yang umumnya digunakan secara komersial.

Tabel 2. 7 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

2.4.1.2 Spesifikasi LPG Oleh CNGA

Klasifikasi LPG berdasarkan komponen-komponen yang terdapat di dalamnya menurut klasifikasi CNGA (*California Natural Gasoline Association*). Klasifikasi tersebut ditunjukkan oleh tabel 2.8.

Tabel 2. 8 Klasifikasi LPG Oleh CNGA [9]

Kelas Standar CNGA	Jangkauan Max. Tekanan Uap (psi) pada 100 F	Jangkauan Densitas Yang Diijinkan 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

2.4.2 DESKRIPSI PROSES

2.4.2.1 Pemisahan LPG di Kilang Pengolahan Gas [6]

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*).

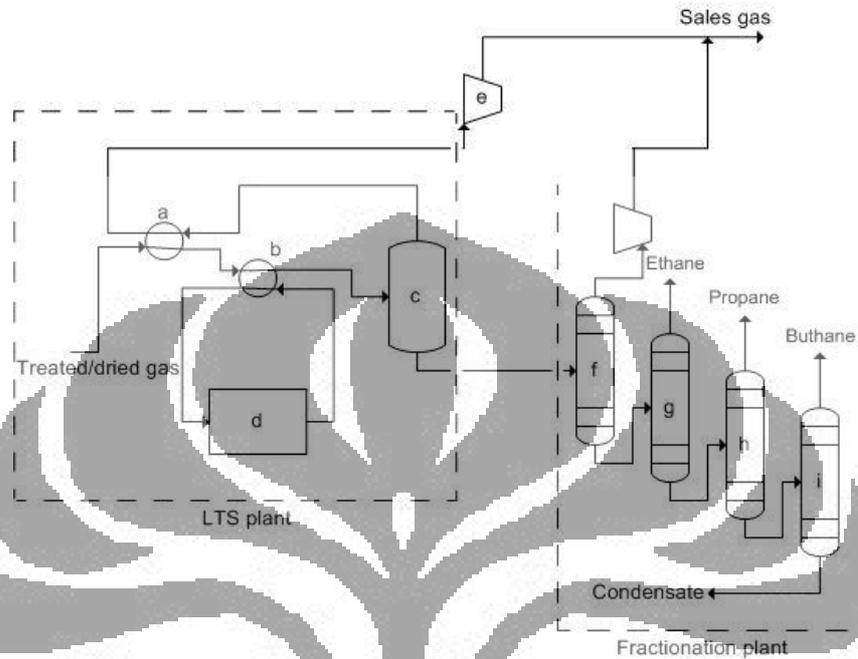
2.4.2.2 Recovery LPG dengan Refrijerasi

Beberapa teknik *recovery* LPG dapat dilakukan di kilang pengolahan gas. Teknik *recovery* yang paling umum adalah menggunakan refrijerasi 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.

a. *Low-Temperature Separation (LTS)*

Refrijerasi gas bumi yang mengandung LPG dapat dilakukan dengan pertukaran panas yang menggunakan aliran refrijeran eksternal atau secara

cascade (pertukaran panas bertingkat dengan beberapa refrijerasi eksternal). Refrijerasi eksternal yang digunakan pada Gambar 2.6 adalah refrijerasi propana alur tertutup (*closed-loop propane refrigeration*).



Gambar 2. 6 Skema LPG Recovery Dengan Low-Temperature Separation

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

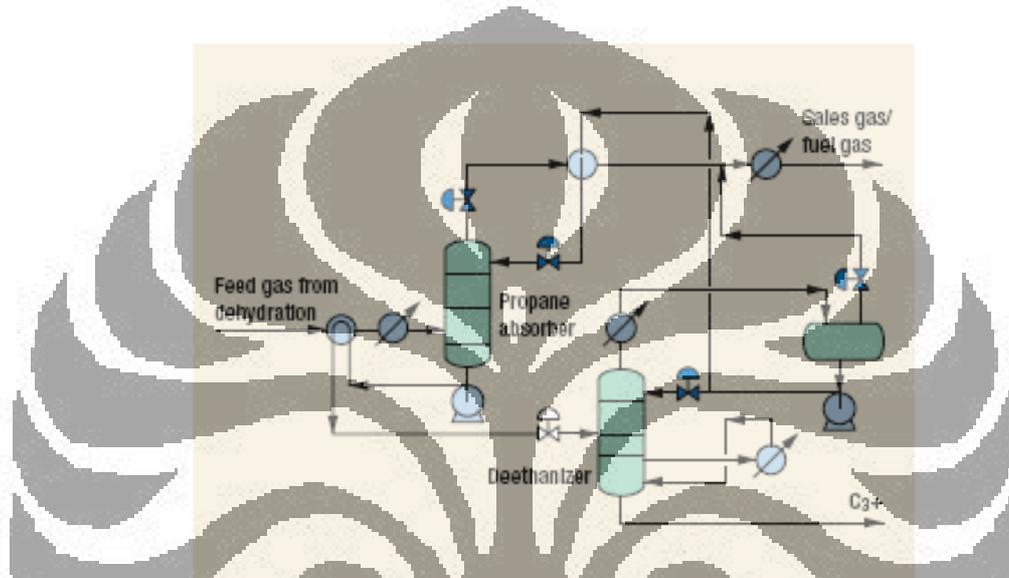
Kilang fraksionasi terdiri dari *Demethanizer*, *Deethanizer*, *Debutanizer* dan *debutanizer* untuk memisahkan komponen-komponen LPG. Jika tidak ada etana berlebih, maka kolom *Demethanizer* and *Deethanizer* dapat digabung menjadi satu kolom. Keuntungan utama proses tipe ini adalah sederhana dan *pressure 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 refrijerasi*). Sirkuit *cascade* etana-propana menghasilkan temperatur yang lebih rendah dibandingkan sirkuit propana tunggal. Karena itu, metode refrijerasi 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 PRO-MAX [18]

Jenis teknologi ini dapat digunakan untuk *recovery* propana dan komponen berat lainnya dari suatu pengilangan dan dari associated natural gas bertekanan rendah. Gambar 2.7 menunjukkan skema peralatan proses PROMAX



Gambar 2. 7 Skema *Recovery* LPG Dengan Menggunakan PROMAX

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 *directed* dari kolom absorber propana. Overhead dari menara ini kemudian didinginkan dan dikondensasikan dengan refrijeran propana untuk menghasilkan aliran refluks yang komposisinya hampir semuanya adalah etana. Aliran slip dari refluks dikembalikan dan *directed* menuju kolom absorber propana. Bagian bawah dari kolom *Deethanizer* mengandung komponen propana dan komponen berat lainnya yang kemudian dapat diproses melalui fraksinasi konvensional.

2.4.3 PENYIMPANAN LPG

Storage 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.

2.4.4 SISTEM REFRIJERASI [7]

Sistem refrigerasi 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.

2.4.4.1 Pemilihan Sistem Refrigerasi

Ketika refrigerasi harus dilakukan untuk mencapai temperatur yang sangat rendah sekitar dibawah 40°F maka refrigerasi dengan cara *cascade* pada umumnya digunakan. Sistem *cascade* menggunakan lebih dari satu jenis refrigeran dan melakukan refrigerasi secara bertahap. Pada umumnya, sistem *cascade* menggunakan refrigeran propana-etana. Alternatif dari refrigeran sistem *cascade* adalah penggunaan *Mixed Refrigerant* atau refrigeran 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 refrigeran 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*.

2.4.4.2 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. 9 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

2.5 TEORI EKONOMI [10]

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.

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 opeasi 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 ($\theta=0$).

$$\sum_{k=1}^{\theta} (R_k - E_k) - I \geq 0 \quad (8)$$

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

- Periode pengembalian terdiskon

$$\sum_{k=1}^{\theta'} (R_k - E_k) (P/F, i\%, k) - I \geq 0 \quad (9)$$

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.

2.5.4. DEPRESIASI

Depresiasi adalah penurunan dalam nilai fisik properti seiring dengan waktu dan penggunaannya. Dalam konsep akuntansi, depresiasi adalah pemotongan tahunan terhadap pendapatan sebelum pajak sehingga pengaruh waktu dan penggunaan atas nilai aset dapat terwakili dalam laporan keuangan suatu perusahaan. Depresiasi adalah biaya non-kas yang berpengaruh terhadap pajak pendapatan.

Metode depresiasi yang digunakan untuk analisis ekonomi LPG Plant Pangkalan Susu adalah metode Garis Lurus. Metode ini mengasumsikan bahwa aset terdepresiasi secara konstan setiap tahunnya selama umur manfaatnya.

$$d_k = \frac{(B - SV_N)}{N} \quad (10)$$

$$d_k^* = k d_k \quad \text{untuk } 1 \leq k \leq N \quad (11)$$

$$BV_k = B - d_k^* \quad (12)$$

Dimana :

N = umur manfaat

B = basis harga, termasuk penyesuaian

d_k = pengurangan depresiasi pada tahun ke k ($1 \leq k \leq N$)

BV_k = nilai buku pada akhir tahun ke k

SV_N = perkiraan nilai sisa pada akhir tahun ke N

d_k^* = depresiasi kumulatif selama tahun ke k

2.5.5. PAJAK PENDAPATAN

Pajak pendapatan dipertimbangkan dalam mengevaluasi proyek-proyek teknis sebab dapat mempengaruhi arus kas keseluruhan proyek sehingga mempengaruhi keuntungan dari satu proyek. Pajak pendapatan merupakan salah

satu jenis pengeluaran dan penghematan pajak pendapatan identik dengan pengurangan pengeluaran (seperti penghematan dalam biaya perawatan).

2.6 ANALISA PASAR

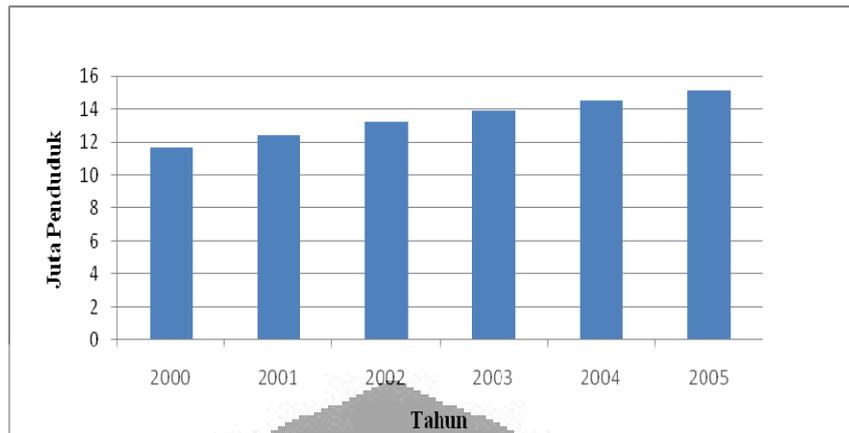
Sebelum mempelajari kelayakan pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu hendaknya terlebih dahulu dilakukan suatu analisis terhadap pasar potensial yang akan dimasuki oleh produk yang akan dihasilkan oleh perusahaan. Melalui analisis tersebut, akan diketahui keberadaan pasar potensial yang dapat dimasuki 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 Pangkalan Susu terdapat di Provinsi Sumatera Utara, maka lokasi pemasaran produk LPG difokuskan untuk memenuhi permintaan LPG Sumatera Utara.

Provinsi Sumatera Utara beribukota Medan, Terletak antara 10 - 40 LU, 980 - 1000 B.T. Batas wilayahnya sebelah utara provinsi Aceh dan Selat Sumatera, sebelah barat berbatasan dengan provinsi Sumatera Barat dan Riau, sedangkan sebelah Timur di batasi oleh Selat Sumatera.

Sumatera Utara merupakan provinsi yang keempat terbesar jumlah penduduknya di Indonesia setelah Jawa Barat, Jawa Timur, dan Jawa Tengah. Menurut hasil pencacahan lengkap Sensus Penduduk (SP) 1990 penduduk Sumatera Utara pada tanggal 31 Oktober 1990 (hari sensus) berjumlah 10,81 juta jiwa, dan pada tahun 2002, jumlah penduduk Sumatera Utara diperkirakan sebesar 11,85 juta jiwa. Kepadatan penduduk Sumatera Utara tahun 1990 adalah 143 jiwa per km² dan tahun 2002 meningkat menjadi 165 jiwa per km², sedangkan laju pertumbuhan penduduk Sumatera Utara selama kurun waktu tahun 1990-2000 adalah 1,20 persen per tahun. Gambar 2.8 menunjukkan pertumbuhan penduduk Sumatera Utara dari tahun 200 hingga tahun 2005.

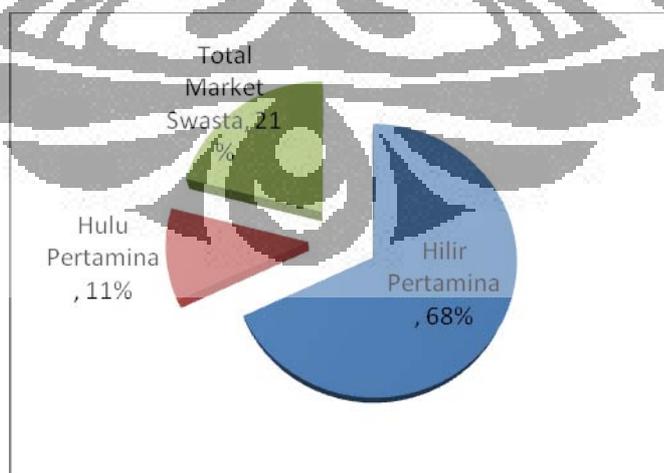


Gambar 2. 8 Data Pertumbuhan Penduduk Sumatera Utara [11]

Pemerintah Provinsi Sumatera Utara telah membangun berbagai prasarana dan infrastruktur untuk memperlancar perdagangan baik antar kabupaten di Sumatera Utara maupun antara Sumatera Utara 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 2.9 menunjukkan jenis produsen LPG yang terdapat di Indonesia.



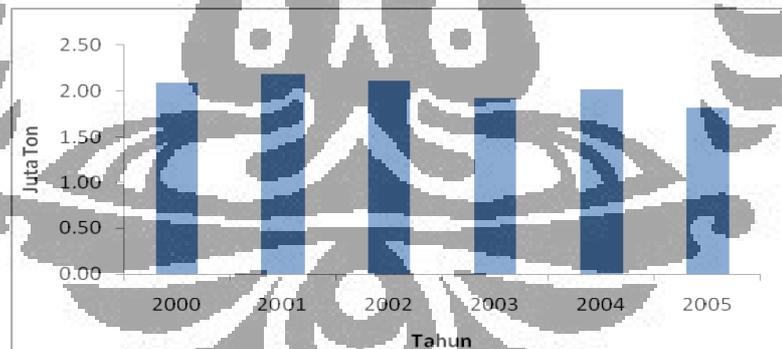
Gambar 2. 9 Produsen LPG Indonesia [12]

Berdasarkan produsennya, produksi LPG Indonesia pada bulan Juli 2007 dapat dilihat pada tabel 2.10.

Tabel 2. 10 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 Di 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 2.10 menunjukkan jumlah produksi LPG Indonesia setiap tahunnya.



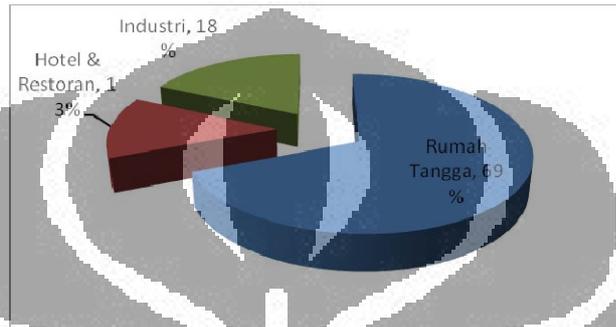
Gambar 2. 10 Kapasitas Produksi LPG Indonesia per tahun

Di Sumatera Utara , produksi LPG untuk memenuhi permintaan konsumen berasal Pertamina Upms-I Medan yang berasal dari 3 unit pengolahan, antara lain unit pengolahan I Pangkalan Susu dengan kapasitas produksi 50 kubik ton/hari, unit Pengolahan II Dumai 100 kubik ton/hari, dan kilang minyak PT. Maruto 30 kubik ton/hari. LPG tersebut disalurkan melalui tiga Stasiun Pengisian Bahan Bulk Elpiji (SPBBE) dan satu Depot LPG Pertamina di Tandem yang kemudian

disalurkan melalui 48 agen yang tersebar di 17 kota dan kabupaten di Sumatera Utara.

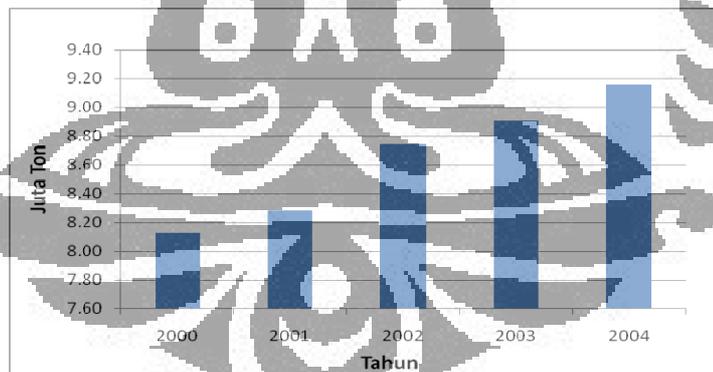
2.6.3 ANALISA KEBUTUHAN LPG

Berdasarkan kegunaannya, konsumsi LPG di Indonesia sebagian besar masih didominasi oleh sektor rumah tangga, disusul oleh sektor industri serta hotel dan restoran.



Gambar 2. 11 Jenis Konsumsi LPG Indonesia [12]

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 2.12 menunjukkan data historis jumlah konsumsi LPG di Indonesia.



Gambar 2. 12 Data Konsumsi LPG Indonesia [14]

Kebutuhan LPG Sumatera Utara setiap tahunnya selalu meningkat, hal ini dapat dilihat pada data konsumsi LPG Sumatera Utara yang disarikan pada tabel 2.11

Tabel 2. 11 Kebutuhan LPG Sumatera Utara per Tahun [15]

Tahun	Kebutuhan Per Tahun (ton)
2006	40.395
2007	44.448
2008	48.893
2009	53.782

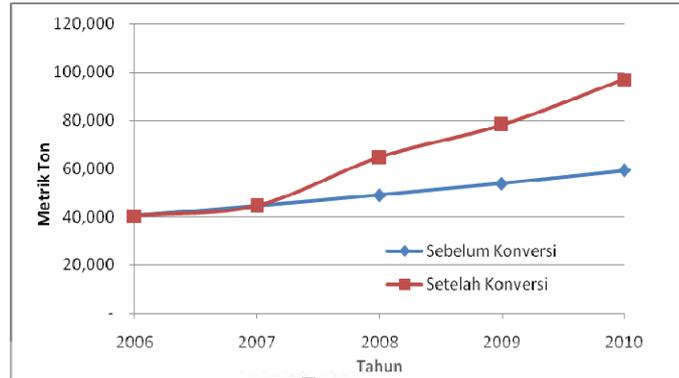
Pada tahun 2006, Pemerintah mendenyahkan program “Zero Kero” yaitu program menurunkan konsumsi minyak tanah hingga 0 kiloliter pada tahun 2012. Latar belakang dicanangkannya program ini adalah untuk mengurangi subsidi BBM terutama minyak tanah yang semakin tahun semakin meningkat, serta diversifikasi energi untuk mengurangi ketergantungan terhadap BBM.

Dengan adanya program ini, maka kebutuhan masyarakat akan LPG akan semakin meningkat dikarenakan oleh adanya jumlah minyak tanah yang dikonversi penggunaannya menjadi LPG. Besarnya tambahan LPG yang diperlukan di daerah Sumatera Utara untuk mensubstitusi minyak tanah ditunjukkan pada tabel 2.12

Tabel 2. 12 Kebutuhan Tambahan LPG Karena Program Konversi Minyak Tanah [15]

Tahun	Kebutuhan Per Tahun (ton)
2008	15.609
2009	24.285

Gambar 2.14 menunjukkan perbandingan antara kebutuhan LPG Sumatera Utara sebelum dilaksanakannya konversi minyak tanah dan kebutuhan LPG di Sumatera Utara setelah dilaksanakannya program konversi minyak tanah.



Gambar 2. 13 Proyeksi Kebutuhan LPG Sebelum dan Sesudah Program Konversi Minyak Tanah

Dengan kondisi produksi LPG per tahun seperti yang digambarkan oleh grafik di atas, serta dengan dicanangkannya program “Konversi Minyak Tanah ke LPG” maka diperlukannya pencarian sumber gas bumi baru serta pembangunan *LPG Plant* yang baru untuk dapat memenuhi kebutuhan masyarakat.

BAB III

METODE PERANCANGAN

Agar dapat menganalisis kelayakan pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu maka perlu dilakukan beberapa tahapan proses atau aktifitas. Uraian proses – proses yang dijalankan untuk menganalisis kelayakan tersebut antara lain

3.1 PENGUMPULAN DATA TEKNIS DAN STUDI LITERATUR

Data teknis yang dimaksud adalah sebagai berikut:

1. Data spesifikasi gas umpan
2. Data spesifikasi LPG yang ingin dihasilkan
3. Lokasi dan letak LPG *Plant* Pangkalan Susu
4. Jenis- Jenis Teknologi *Recovery* LPG

3.2 PENGUMPULAN DATA SUPLAI - PERMINTAAN

Data suplai yang dimaksud adalah data produsen LPG yang ada di Indonesia serta cadangan gas potensial LPG yang berada di sekitar Pangkalan Susu. Sedangkan data permintaan yang dimaksud adalah sebagai berikut:

1. Data produsen LPG Sumatera Utara dan sekitarnya
2. Data konsumsi LPG Sumatera Utara
3. Kebijakan Pemerintah yang berkaitan dengan Program Konversi Minyak Tanah ke LPG.

Data ini digunakan untuk memproyeksikan kebutuhan LPG setelah dilaksanakannya program konversi minyak tanah.

3.3 PENGUMPULAN DATA KEEKONOMIAN

Data lainnya yang meliputi data keekonomian terutama data harga yang berkaitan dengan biaya investasi, meliputi: harga peralatan utama dan peralatan pendukung, biaya instalasi *plant*, biaya konstruksi *plant*, dan biaya-biaya lainnya.

3.4 PEMILIHAN PROSES DASAR *RECOVERY* LPG

Melakukan studi terhadap berbagai jenis teknologi yang dapat digunakan untuk memisahkan LPG dari aliran gas bumi serta memilih 2 jenis teknologi LPG yang akan diperbandingkan.

3.5 SIMULASI DAN OPTIMASI PROSES *RECOVERY* LPG

Melakukan simulasi serta optimasi terhadap tiap jenis teknologi yang telah dipilih dengan cara menentukan kondisi operasi optimum untuk memperoleh kapasitas LPG yang maksimum.

3.6 PEMILIHAN BASIS PERANCANGAN PROSES *RECOVERY* LPG

Dengan melakukan simulasi dan optimasi kondisi operasi, dapat dipilih basis teknologi yang sesuai untuk diterapkan pada LPG *Plant* Pangkalan Susu.

3.7 PENENTUAN DIMENSI DAN KAPASITAS PERALATAN

Dari simulasi dan optimasi yang dilakukan dan dengan mengetahui kapasitas LPG yang dapat diperoleh, maka dapat dihitung jenis dan kapasitas peralatan utama maupun peralatan pendukung dari LPG *Plant* Pangkalan Susu

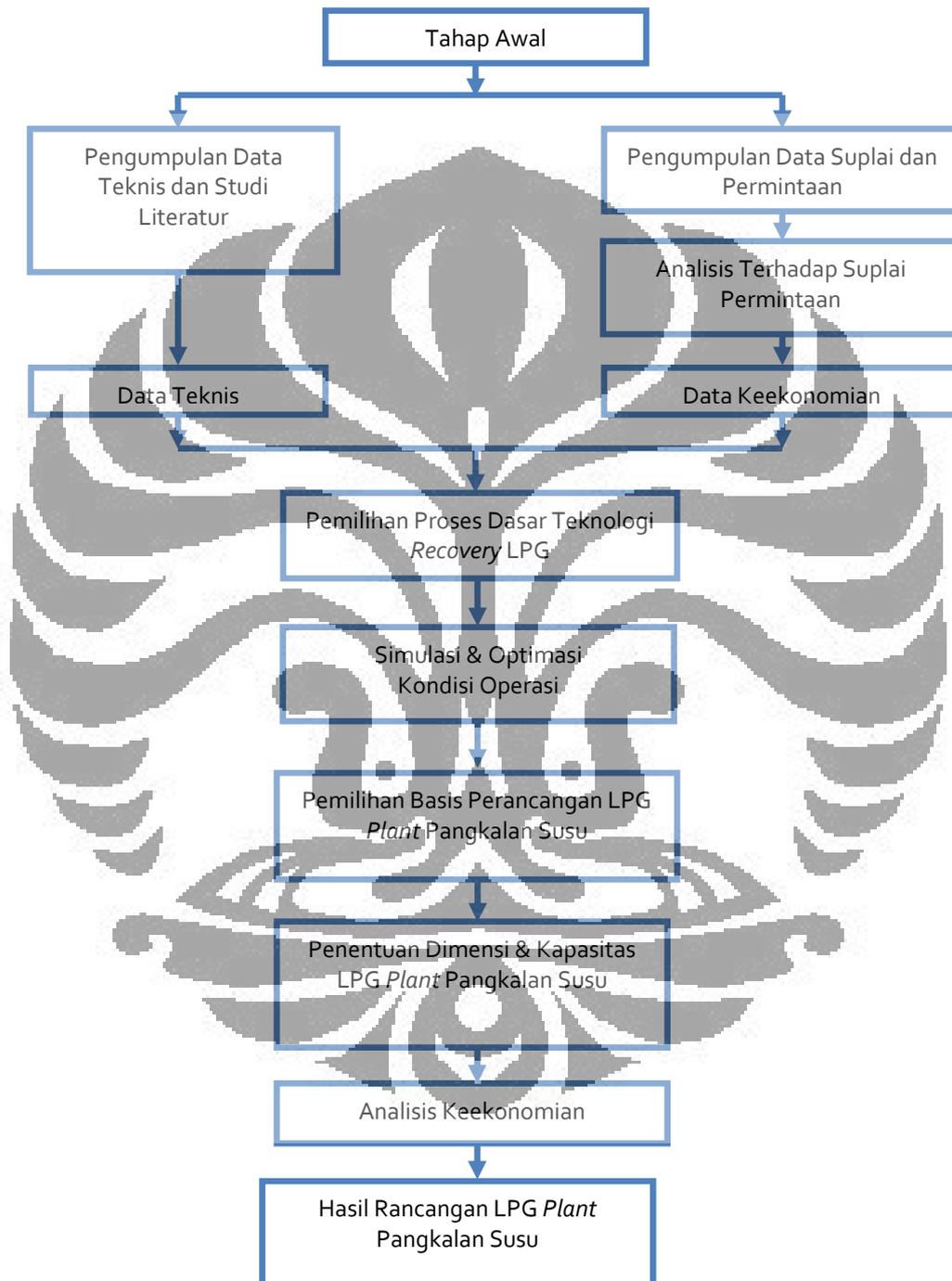
3.8 ANALISA KEEKONOMIAN LPG *PLANT* PANGKALAN SUSU

Studi kelayakan ditinjau secara ekonomi yang dilakukan dengan beberapa metode, yaitu metoda NPV, IRR, *Payback Period*. Analisis dengan keempat metode tersebut dilihat terhadap besarnya nilai tersebut untuk dibandingkan dengan parameter penilaian keekonomian yang sudah ditetapkan sebelumnya. Untuk melihat hubungan antara margin dengan parameter-parameter kelayakan suatu investasi, dilakukan juga analisis sensitivitas.

Analisis keekonomian LPG *Plant* Pangkalan Susu dilakukan dengan menggunakan 3 skenario yaitu

- 1) Keekonomian LPG *Plant* Tanpa Membangun *Power Generation Plant*
- 2) Keekonomian LPG *Plant* Dengan *Power Generation Plant* (menggunakan Fuel Gas dari Gas umpan Gas LPG *Plant*)
- 3) Keekonomian LPG *Plant* + *Power Generation Plant* (menggunakan Fuel Gas dari *Sales gas*)

Dari ketiga skenario tersebut, akan dipilih skenario terbaik untuk dijadikan sebagai rekomendasi serta untuk dilakukan analisis sensitivitas terhadapnya. Diagram yang memperlihatkan hubungan antara tahapan perancangan ditunjukkan oleh gambar 3.1



Gambar 3. 1 Metode Perancangan LPG *Plant* Pangkalan Susu

BAB IV PEMBAHASAN

4.1 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. Setelah dilakukan simulasi terhadap kondisi operasi setiap jenis teknologi didapatkan parameter-parameter yang akan dibandingkan dari setiap jenis proses. Tabel 4.1 memuat perbandingan hasil teknologi *recovery* LPG.

Tabel 4. 1 Perbandingan Proses *Recovery* LPG

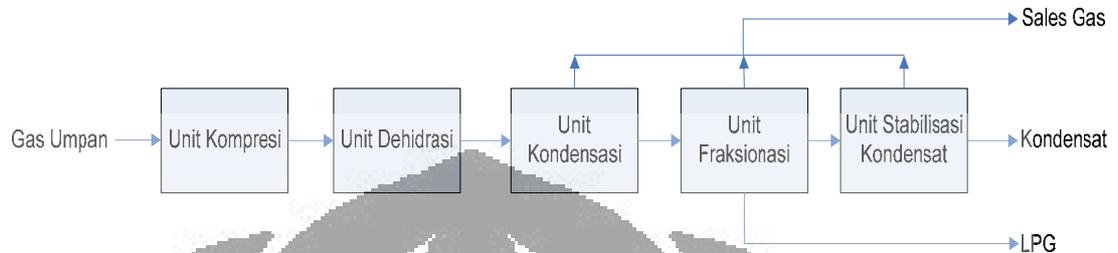
Parameter	LTS- Separation	PROMAX	Unit
Laju Produksi LPG	61,75	58,73	ton/day
Komposisi C ₃ -C ₄	98,99	97,83	%
Laju Produksi Kondensat	140,39	139,21	Barrel/day
Laju Produksi <i>Sales gas</i>	7,5	7,3	MMSCFD
GHV LPG	19.819	19.815	Btu/lb
GHV <i>Sales gas</i>	20.242	19.980	Btu/lb
Total Energi Yang Dibutuhkan	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 PROMAX sehingga proses LTS dipilih sebagai proses dasar *recovery* LPG pada LPG Plant Pangkalan Susu.

4.2 PROSES DASAR *RECOVERY* LPG PLANT PANGKALAN SUSU

LPG *Plant* Pangkalan Susu dengan menggunakan teknologi Low-Temperature Separation dirancang memiliki serangkaian unit yang terdiri dari Unit Kompresi, Unit Dehidrasi, Unit Kondensasi, 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* Pangkalan Susu digambarkan pada gambar 4.1.



Gambar 4. 1 Skema Proses Dasar *Recovery* LPG

4.2.1. UNIT KOMPRESI

Kompresor dalam *LPG Plant* digunakan sebagai alat transfer energi untuk gas dengan tujuan 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.

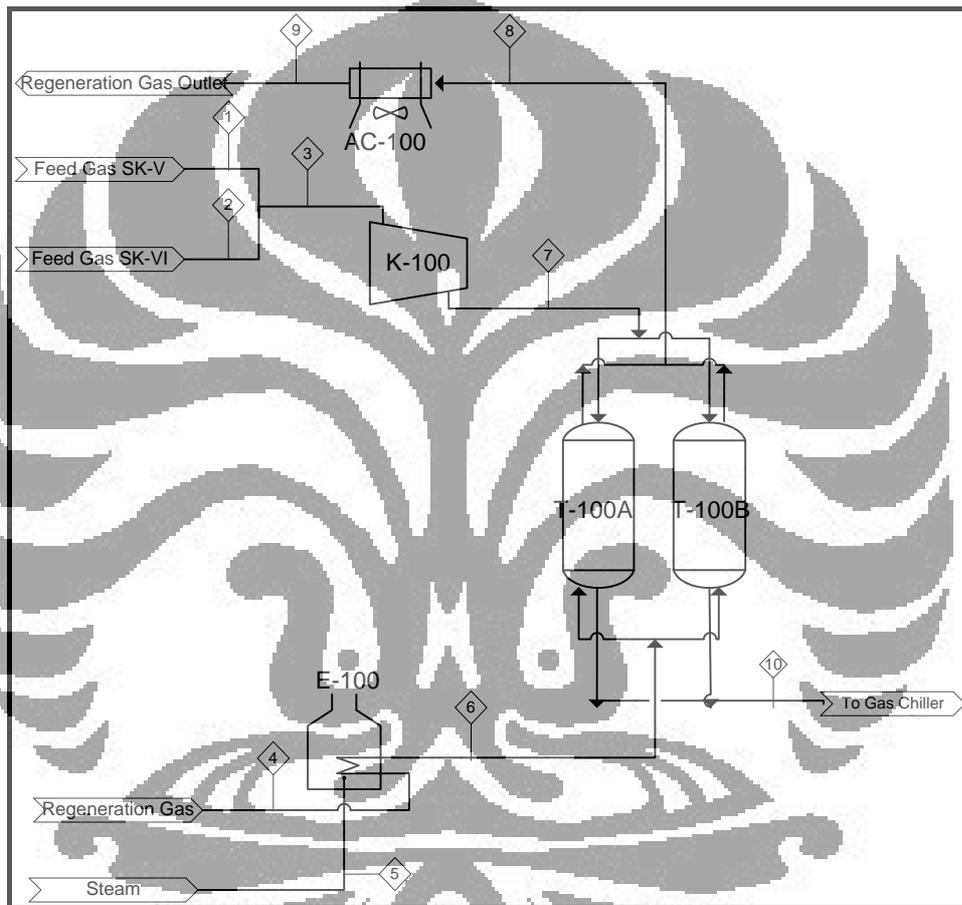
Pada unit ini, gas umpan dinaikkan tekanannya dari 192,02 psia hingga 600 psia. Pemilihan 600 psia sebagai tekanan *outlet* kompresor adalah berdasarkan kondisi operasi yang umumnya digunakan pada *LPG Plant*. Unit ini menggunakan kompresor dengan daya 1250 hp dengan jenis kompresor sentrifugal. Tabel 4.2 memuat spesifikasi kompresor yang digunakan pada unit kompresi.

Tabel 4. 2 Spesifikasi Kompresor K-100

<i>Spesifikasi</i>	<i>K-100</i>
<i>Jenis</i>	Reciprocating
<i>Polytropic Head (ft)</i>	46.125,13
<i>Adiabatic Head (ft)</i>	44.764,37
<i>Efisiensi adiabatik (%)</i>	75
<i>Efisiensi politropik</i>	77,35
<i>Duty (kW)</i>	535
<i>Kapasitas design (kg/hr)</i>	11.035,85
<i>Power Penggerak (hp)</i>	1250
<i>Rasio kompresi</i>	3,18

4.2.2. UNIT DEHIDRASI GAS BUMI

Karena banyaknya kondisi operasi yang menggunakan temperatur dingin, diperlukan proses dehidrasi gas umpan untuk mencegah terbentuknya hidrat pada salah satu aliran atau alat proses. LPG *Plant* Pangkalan Susu menggunakan *Molecular Sieve* sebagai media pengikat air yang terkandung di dalam gas umpan. *Molecular Sieve* dipilih sebagai metode dehidrasi gas umpan karena dapat menghilangkan kandungan air dari gas umpan mendekati 100 %.



Gambar 4. 2 Skema Peralatan Unit Dehidrasi Gas Umpan

Gambar 4.2 menunjukkan sistem Unit Dehidrasi Gas Umpan pada LPG *Plant* Pangkalan Susu. Unit ini terdiri 2 (dua) buah kolom adsorber, 1 (satu) buah Gas Heater dan 1 (satu) buah Air Cooler. Pada saat salah satu dari kolom adsorber digunakan untuk dehidrasi gas umpan, kolom lainnya digunakan untuk proses regenerasi *Molecular Sieve*.

Setelah dikompres hingga 600 psia, gas umpan dimasukkan secara bergantian ke dalam kolom adsorber (T-100A atau T-100B) yang terdiri dari

susunan *Molecular Sieve*. Setelah air diserap oleh *Molecular Sieve*, gas kering (gas umpan yang terbebas dari air) keluar dari kolom adsorber dan masuk ke dalam unit selanjutnya yaitu *Gas Chiller*.

Setiap siklus dijalankan selama 12 jam operasi dan 12 jam masa regenerasi *Molecular Sieve*. Regenerasi dilakukan dengan cara memanaskan kolom adsorber dengan menggunakan gas regenerasi (*regeneration gas*) yang telah dipanaskan melalui *Gas Heater* supaya air dan hidrokarbon ringan yang terkandung di dalam *Molecular Sieve* dapat teruapkan. Gas regenerasi yang telah memanaskan kolom adsorber keluar bersamaan dengan air dan hidrokarbon yang sudah teruapkan dari dalam kolom adsorber dan kemudian didinginkan pada *Air Cooler*. Exhaust gas ini kemudian digunakan sebagai bahan bakar untuk *Fired Heater* dalam *Hot Oil System*.

4.2.2.1 Gas Heater

Gas Heater E-100 digunakan untuk memanaskan temperatur gas untuk regenerasi *Molecular Sieve* pada unit dehidrasi gas umpan. Gas regenerasi ini dipanaskan dengan menggunakan hot oil yang disirkulasikan oleh *Hot Oil System*. Besarnya *duty* yang harus ditransfer kepada gas regenerasi dapat dihitung berdasarkan kalor yang dibutuhkan untuk :

- Memanaskan *Molecular Sieve* hingga 400 F-550 F
- Memanaskan dan menguapkan air yang telah diadsorpsi
- Memanaskan dan menguapkan hidroakrbon yang terperangkap di dalam kolom
- Memanaskan kolom dan alat pendukung kolom
- Memanaskan katup dan perpipaan antara *Fired Heater* dengan kolom
- Memberikan kalor untuk mengantisipasi kalor yang hilang akibat insulasi yang buruk

Berdasarkan perhitungan, kebutuhan kalor total yang harus disuplai oleh gas regenerasi tersebut disarikan pada tabel 4.3.

Tabel 4. 3 Kebutuhan Kalor Untuk Regenerasi *Molecular Sieve*

Kebutuhan Kalor	Perhitungan	Kalor Total (MJ)
Memaskan Kolom	$Q_1 = m_k \times C_{p_k} \times (T_4 - T_1)$	211,250
Memaskan <i>Desiccant</i>	$Q_2 = m_d \times C_{p_d} \times (T_4 - T_1)$	125,796
Memaskan air yang	$Q_3 = m_a \times C_{desorpsi}$	17,105
Menguapkan air yang	$Q_4 = m_a \times C_{p_a} \times (T_B - T_1)$	198,757
Kehilangan Kalor	$Q_5 = 0,25 \times (211,250 + 125,796 + 17,105 + 198,757)$	138,2273
Kalor Total		691,1365

Heat Exchanger E-100 yang merupakan *Gas Heater* untuk gas regenerasi memiliki spesifikasi seperti yang tertera pada tabel 4.4.

Tabel 4. 4 Spesifikasi Gas Heater E-100

No. Alat	E-100
Tipe	<i>Shell & Tube</i>
Luas Area (ft ²)	28,3
LMTD (°F)	76,34
Duty (kW)	119,9
Jumlah <i>Tube</i>	9
Fluida Pemanas	Hot Oil
Kebutuhan Hot Oil (ton/day)	18,192

4.2.2.2 Kolom Adsorber

Kolom adsorber merupakan kolom yang digunakan untuk menghilangkan kandungan air di dalam gas umpan dengan menggunakan *Molecular Sieve* yang terdapat di dalamnya. Berikut ini adalah sizing kolom adsorber yang telah dihitung melalui tahap perhitungan seperti yang tertera pada Bab 2.

Tabel 4. 5 Spesifikasi Kolom Adsorber

No. Alat	T-100A & T-100B
Tekanan Desain Kolom (kPa)	6000
Tekanan Operasi (kPa)	4210
Tebal <i>Shell</i> (mm)	20
Diameter (ft)	2,03
Tinggi Seam-Seam (ft)	13,2
<i>Pressure drop</i> /Length (kPa/m)	3,62

4.2.2.3 Air Cooler

Air Cooler digunakan untuk mendinginkan regenerasi gas setelah mengadsorpsi air dan kandungan hidrokarbon lainnya dari dalam kolom adsorber. Pertimbangan penggunaan Air Cooler sebagai pendingin adalah gas regenerasi tersebut akan didinginkan hingga mencapai temperatur ambien yaitu sekitar 77 °F. Berikut adalah spesifikasi dari Air Cooler yang digunakan

Tabel 4. 6 Spesifikasi Air Cooler AC-100

No. Alat	AC-100
Jenis Alat	Free Standing Air Cooler
Air Inlet Temperature (°F)	77
Air Outlet Temperature (°F)	111,88
Jumlah Kipas	1
Diameter Kipas (ft)	2
Daya per Kipas (hP)	9
Duty	65,76

4.2.3. 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*.

Berikut adalah spesifikasi dari *Gas Chiller* utama yang digunakan pada *LPG Plant* Pangkalan Susu.

Tabel 4. 7 Spesifikasi *Gas Chiller* LPG-100

No. Alat	LPG-100
Fluida Panas	Gas Kering (10)
Fluida Dingin	Aliran 12,13,16,
LMTD (°F)	131,6
UA (KJ/C.s)	10,18
Duty (KJ/s)	744,42

4.2.4. 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 fraksionasi 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.

4.2.4.1 Kolom *Demethanizer*

Kolom *Demethanizer* yang berupa Refluxed Absorber dioperasikan pada *rentang* tekanan tinggi yaitu 380 psia karena gas yang masuk masih memiliki tekanan tinggi yaitu sekitar 594 psia.

Tabel 4. 8 Spesifikasi Kolom *Demethanizer* (T-101)

No. Alat	T-101
Jenis	<i>Tray</i>
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Tekanan Operasi (psia)	380
Diameter (ft)	3
Tinggi Seam-Seam (ft)	12
Jumlah <i>Tray</i>	10
Alat Pendukung	<i>Condenser</i>

Condenser pada kolom *Demethanizer* menggunakan Mized Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. Karena dibutuhkan temperatur pada *top product* kolom *Demethanizer* yaitu sekitar -90 °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. 9 Spesifikasi *Gas Chiller* LPG-200

No. Alat	LPG-200
Fluida Panas	Liquid MR ,Aliran 12
Fluida Dingin	Vapor MR
LMTD (°F)	39,29
UA (KJ/C.s)	13,43
Duty (KJ/s)	293,2

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

4.2.4.2 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.

Tabel 4. 10 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)	10
Tinggi Seam-Seam (ft)	28
Jumlah <i>Tray</i>	14
Total <i>Pressure drop</i> (psi)	0,39
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 -50 °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. 11 Spesifikasi *Gas Chiller* LPG-201

No. Alat	LPG-201
Fluida Panas	Aliran 16
Fluida Dingin	Vapor MR, Mixed MR
LMTD (°F)	136,5
UA (KJ/C.s)	20,14
Duty (KJ/s)	1528

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. 12 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 (ton/day)	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

- ✓ Memiliki tekanan diatas tekanan suction compressor booster Pangkalan Brandan sebesar 11.5 Ksc.
- ✓ Memenuhi spesifikasi kegunaan sebagai bahan bakar dengan nilai gross heating value (GHV) minimum 900 Btu/SCF.
- ✓ Memiliki komposisi :

Tabel 4. 13 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

4.2.4.3 Kolom *Debutanizer*

Kolom *Debutanizer* merupakan kolom distilasi yang dioperasikan pada rentang tekanan sekitar 120-150 psia. Tabel 4.14 menunjukkan spesifikasi dari kolom *Debutanizer* yang digunakan pada *LPG Plant* Pangkalan Susu.

Tabel 4. 14 Spesifikasi Kolom *Debutanizer* (T-103)

No. Alat	T-103
Jenis	<i>Tray</i>
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Tekanan Operasi (psia)	150
Diameter (ft)	5
Tinggi Seam-Seam (ft)	28
Jumlah <i>Tray</i>	14
Total <i>Pressure drop</i> (psi)	0,44
Alat Pendukung	<i>Condenser &</i>
Material	Stainless Steel

Kolom *Debutanizer* bertugas untuk memisahkan LPG dari fraksi beratnya dan memisahkan kondensat dari fraksi ringannya sehingga dapat memenuhi spesifikasi produk LPG (seperti yang tertera pada Bab 2) dan spesifikasi kondensat sebagai berikut.

- ✓ Dapat disimpan pada kondisi ambien (35°C, 30 psia).
- ✓ Nilai RVP maksimum 20 psia karena akan digunakan sebagai campuran minyak mentah.
- ✓ Memiliki Komposisi :

Tabel 4. 15 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. 16 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> (ton/day)	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. 17 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

4.2.5. UNIT REFRIJERASI

Unit Refrijerasi merupakan unit pendukung tercapainya temperatur yang sangat rendah di dalam *LPG Plant* Pangkalan Susu. 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 -90 °F pada *top product* kolom *Demethanizer* dan -50 °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 4.3

diberikan kepada aliran lainnya dan juga sebaliknya. Spesifikasi *Gas Chiller* LPG-200 dan LPG-201 dapat dilihat pada tabel 4.9 dan 4.11.

4.2.5.2 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. 18 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>	47.076,57	43.941,07
<i>Adiabatic Head (ft)</i>	45.388,51	42.311,96
<i>Efisiensi adiabatik (%)</i>	75	70,6
<i>Efisiensi politropik</i>	78,16	73,42
<i>Duty (kW)</i>	616,6	610,6
<i>Kapasitas design (kg/hr)</i>	13.497,65	13.497,65
<i>Power Penggerak (hp)</i>	300	350
<i>Rasio kompresi</i>	4,35	3,46

4.2.5.3 Kompresor Refrijerasi Propana

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

Tabel 4. 19 Spesifikasi Kompresor Pada Refrijerasi Propana

<i>Spesifikasi</i>	<i>K-202</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Polytropic Head (ft)</i>	25.401,64
<i>Adiabatic Head (ft)</i>	24.956,69
<i>Efisiensi adiabatik (%)</i>	75
<i>Efisiensi politropik</i>	76.53
<i>Duty (kW)</i>	176,5
<i>Kapasitas design (kg/hr)</i>	7.731,13
<i>Power Penggerak (hp)</i>	300
<i>Rasio kompresi</i>	3,29

4.2.5.4 Separator Dua fasa

Separator dua fasa digunakan untuk memisahkan *Mixed Refrigerant* menjadi fasa cair dan fasa gas. Spesifikasi dari separator dua fasa yang digunakan adalah

Tabel 4. 20 Spesifikasi Separator Dua Fasa (T-200)

No. Alat	T-100A & T-100B
Jenis	Standard Process Vessel
Tekanan Operasi (psia)	615
Diameter (ft)	4
Tinggi Seam-Seam (ft)	8
Material	Stainless Steel

4.2.5.5 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. 21 Spesifikasi Heat Exchanger Pada Unit Refrijerasi

No. Alat	E-202	E-201
Tipe	<i>Shell & Tube</i>	<i>Shell & Tube</i>
Luas Area (ft ²)	116,2	649,23
LMTD (°F)	78,51	36,35
Duty (kW)	255,1	412,9
Fluida Pendingin	<i>Cooling water</i>	<i>Cooling water</i>
Kebutuhan <i>Cooling water</i> (ton/day)	43,07	53,84

4.2.5.6 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. 22 Spesifikasi *Cooling tower* Pada Unit Refrijerasi

No. Alat	AC-200	AC-201	AC-202
Jenis Alat	Dry CT	Dry CT	Dry CT
Air Inlet Temperature (°F)	77	77	77
Air Outlet Temperature (°F)	81,53	90,45	87,42
Jumlah Kipas	1	1	1
Diameter Kipas (ft)	4	4	4
Daya per Kipas (hP)	9	9	9
Duty	35,99 kW	217 kW	47,87 kW

4.2.5.7 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 di bawah ini menunjukkan kebutuhan refrijeran pada setiap siklus dengan asumsi siklus tertutup dengan loss sebesar 5 % per tahun.

Tabel 4. 23 Kebutuhan Refrijeran

No.	Refrijeran	Kebutuhan (ton/day)
1.	Mixed Refrigerant	89,99
2.	Propana	147,59

4.2.6. UNIT STABILISASI KONDENSAT & PENYIMPANAN PRODUK

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

4.2.6.1 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. 24 Spesifikasi Air Cooler AC-101

No. Alat	AC-101
Jenis Alat	Dry CT
Air Inlet Temperature (°F)	77
Air Outlet Temperature (°F)	81,53
Jumlah Kipas	1
Diameter Kipas (ft)	4
Daya per Kipas (hP)	9
Duty	35,99 kW

4.2.6.1 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 Pangkalan Susu 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. 25 Spesifikasi Tangki Penyimpanan LPG

No. Alat	ST-100
Jenis	Spherical Tank
Kapasitas (ton)	25
Tekanan Operasi (psi)	150

4.2.6.2 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. 26 Spesifikasi Tangki Penyimpanan Kondensat

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

4.2.7. UTILITAS LPG PLANT

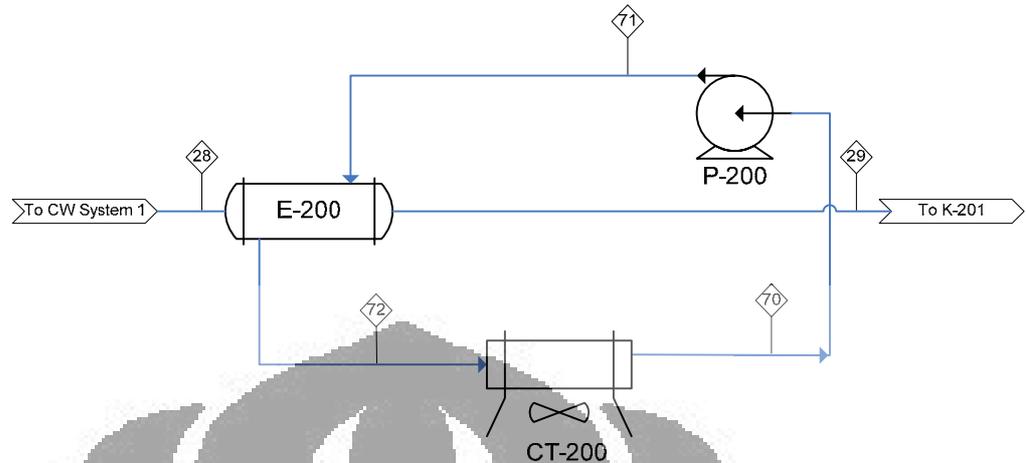
Selain bahan baku dan kebutuhan energi, *LPG Plant* Pangkalan Susu juga membutuhkan beberapa utilitas untuk mendukung keberlangsungan proses. Adapun utilitas ini meliputi:

4.2.7.1. 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* Pangkalan Susu, air digunakan dalam siklus tertutup sehingga kebutuhan air per tahunnya diasumsikan tetap dengan asumsi loss 5 %. Kebutuhan air pendingin di dalam *LPG Plant* Pangkalan Susu 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. 4 Skema Peralatan Pada Unit *Cooling water* 1

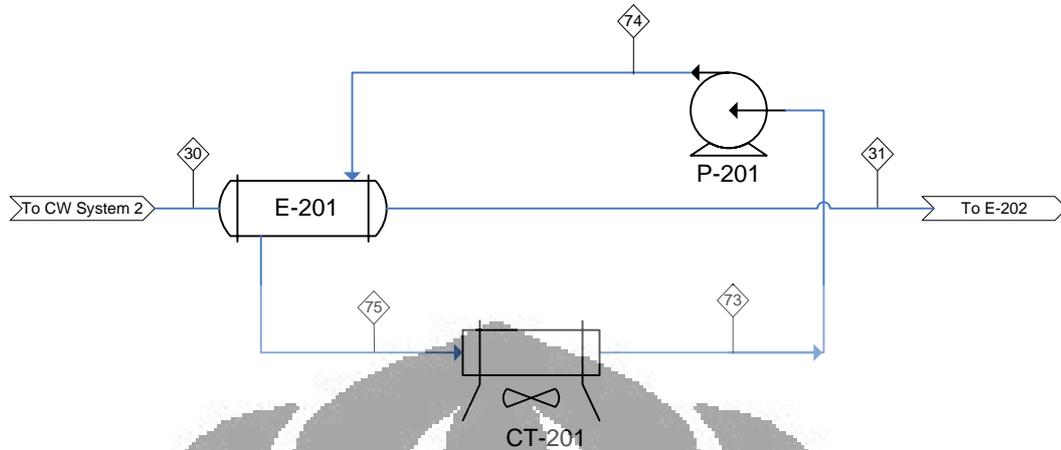
Gambar diatas menunjukkan Unit *Cooling water* E-200 yang digunakan pada unit refrijerasi LPG Plant Pangkalan Susu. Air dipompa dari tekanan mendekati atmosferik yaitu 24 psia menjadi 30 psia. Setelah dipompa, air berfungsi mendinginkan aliran refrijeran atau aliran yang lebih panas sehingga temperaturnya mendekati temperatur ambien yaitu 77 °F. 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. 27 Spesifikasi Pompa *Cooling water* 1 (P-200)

<i>Spesifikasi</i>	<i>P-200</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	15,11
<i>Kapasitas design (USGPM)</i>	8,63
<i>Power Penggerak (hp)</i>	0,125

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



Gambar 4. 5 Skema Peralatan Pada Unit *Cooling water* 2

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

Air yang telah digunakan untuk mendinginkan refrijerasi (C) akan masuk dari bagian atas *cooling tower*. Jumlah air yang dibutuhkan untuk unit ini adalah sebesar 56,532 ton dengan loss per tahun adalah sebesar 5 %.

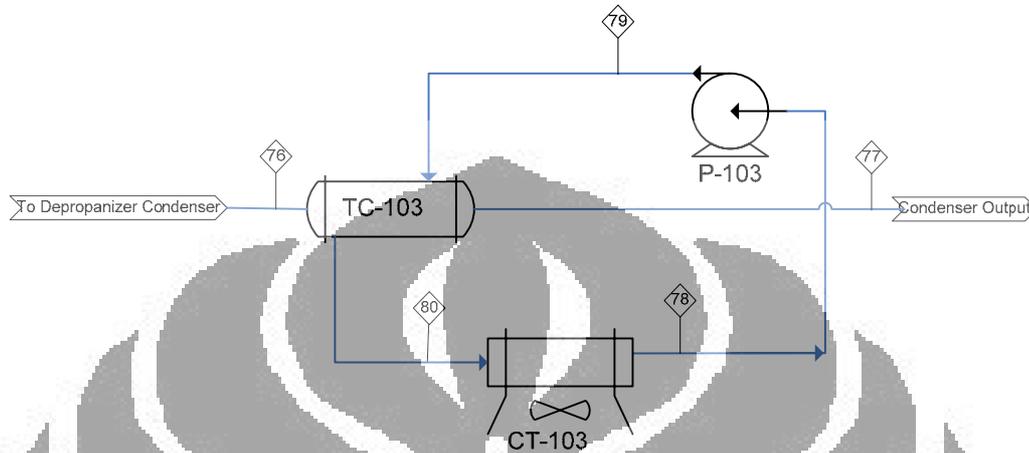
Selain menggunakan *cooling tower*, unit *Cooling water* juga menggunakan pompa untuk mensirkulasikan air dari *cooling tower* menuju ke *Heat Exchanger* kembali. Tabel 4.28 memuat spesifikasi pompa yang digunakan pada unit *Cooling water*.

Tabel 4. 28 Spesifikasi Pompa Unit *Cooling water* 2 (P-201)

<i>Spesifikasi</i>	<i>P-201</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	15,26
<i>Kapasitas design (USGPM)</i>	10,89
<i>Power Penggerak (hp)</i>	0,125

c. Unit *Cooling water* sebagai *Condenser Debutanizer*

Seperti yang telah dijelaskan pada sub-bab sebelumnya, *condenser* yang digunakan oleh kolom *Debutanizer* menggunakan *cooling water* sebagai fluida pendingin sistem.



Gambar 4. 6 Skema Peralatan *Condenser Debutanizer*

Aliran *top product* kolom *Debutanizer* sejumlah 15,36 MMSCFD membutuhkan lebih banyak air untuk mendinginkan temperaturnya dari 104.4 °F hingga 86.54 °F. Karena beban pendinginan yang lebih besar inilah maka *cooling water* yang dibutuhkan pada unit ini lebih banyak dibandingkan dengan unit *cooling water* lainnya, Jumlah total *cooling water* yang dibutuhkan oleh unit ini adalah 4421 ton dengan asumsi loss 5 % per tahun.

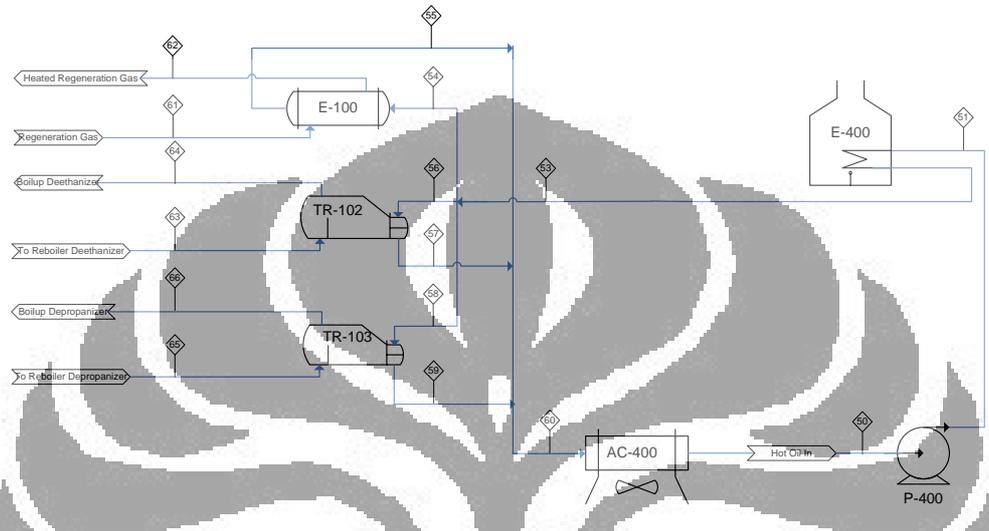
Karena jumlah air yang lebih banyak, maka *cooling tower* dan pompa yang dibutuhkan juga semakin besar. Berikut adalah spesifikasi dari *cooling tower* dan pompa yang digunakan pada unit ini.

Tabel 4. 29 Spesifikasi Pompa Pada Unit *Cooling water* 3

<i>Spesifikasi</i>	<i>TR-103</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	15,11
<i>Kapasitas design (USGPM)</i>	843,37
<i>Power Penggerak (hp)</i>	5

4.2.7.2. 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* Pangkalan Susu.



Gambar 4. 7 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. 30 Spesifikasi Pompa Pada Hot Oil System

<i>Spesifikasi</i>	<i>P-400</i>
<i>Jenis</i>	Sentrifugal
<i>Design Head (ft)</i>	554,1
<i>Duty (kW)</i>	4
<i>Kapasitas design (USGPM)</i>	34,51
<i>Power Penggerak (hp)</i>	7,5

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

Tabel 4. 31 Spesifikasi *Furnace* Pada Unit Hot Oil System

No. Alat	E-400
Jenis	Box-Type <i>Furnace</i>
Fired Duty (MMBtu/jam)	27.08
Efisiensi Termal (%)	70
Kebutuhan Gas (MMSCFD)	0,79

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* Pangkalan Susu.

Tabel 4. 32 Kebutuhan Hot Oil LPG *Plant* Pangkalan Susu

No.	Alat	Kebutuhan Hot Oil (ton)
E-100	Heater Regeneration gas	18,912
TR-102	<i>Reboiler</i> Kolom <i>Deethanizer</i>	130,92
TR-103	<i>Reboiler</i> Kolom <i>Debutanizer</i>	874,64

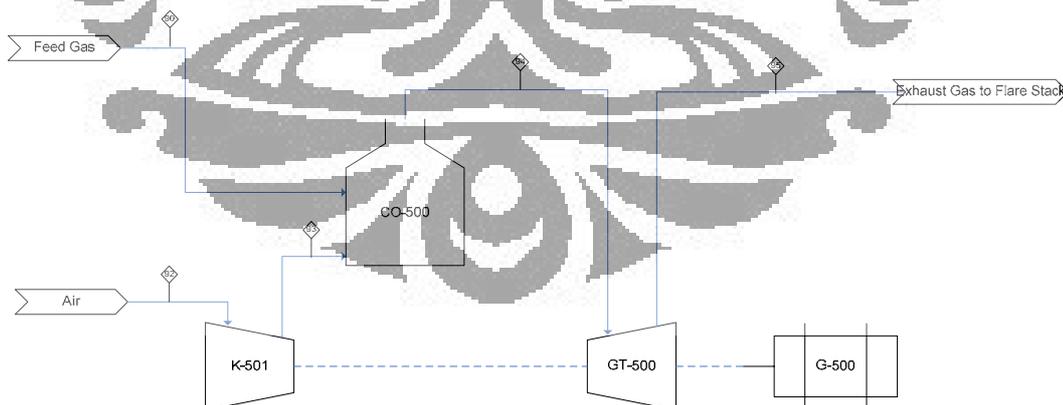
4.2.7.3. Listrik

Pada LPG *Plant* Pangkalan Susu, listrik diperlukan untuk menggerakkan beberapa alat seperti kompresor, pompa dan *fan* pada *cooling tower*. Rincian kebutuhan total listrik pada LPG *Plant* Pangkalan Susu disarikan pada tabel 4.33

Tabel 4. 33 Jumlah Kebutuhan Listrik per hari LPG *Plant* Pangkalan Susu

No.	Alat	Jenis	Power (kW)
1	K-100	Gas umpan Compressor	932
2	K-200	MCR Compressor	150
3	K-201	MCR Compressor	172
4	K-202	Propane Compressor	93
5	P-201	Pompa Air	0
6	P-202	Pompa Air	0
7	P-400	Pompa Air	6
8	P-401	Pompa Hot Oil	1
9	TR-103	Pompa <i>Debutanizer</i>	3
10	AC-100	Air Cooler ReGas	65,76
11	CT-200	Propana Air Cooler	35,99
12	CT-201	CW Air Cooler 1	217
13	AC-202	CW Air Cooler 2	47,87
14	AC-400	Hot Oil System Air Cooler	315
	K-500	Air Compressor	969
			3007

Karena jumlah listrik yang diperlukan oleh LPG *Plant* Pangkalan Susu sangat besar yaitu sekitar 2 MW, maka listrik yang diperlukan akan disuplai oleh *Power Generation Plant* Pangkalan Susu. *Power Generation Plant* ini menggunakan gas umpan sebagai bahan bakarnya. Berikut adalah skema peralatan yang digunakan pada *Power Generation Plant*.



Gambar 4. 8 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

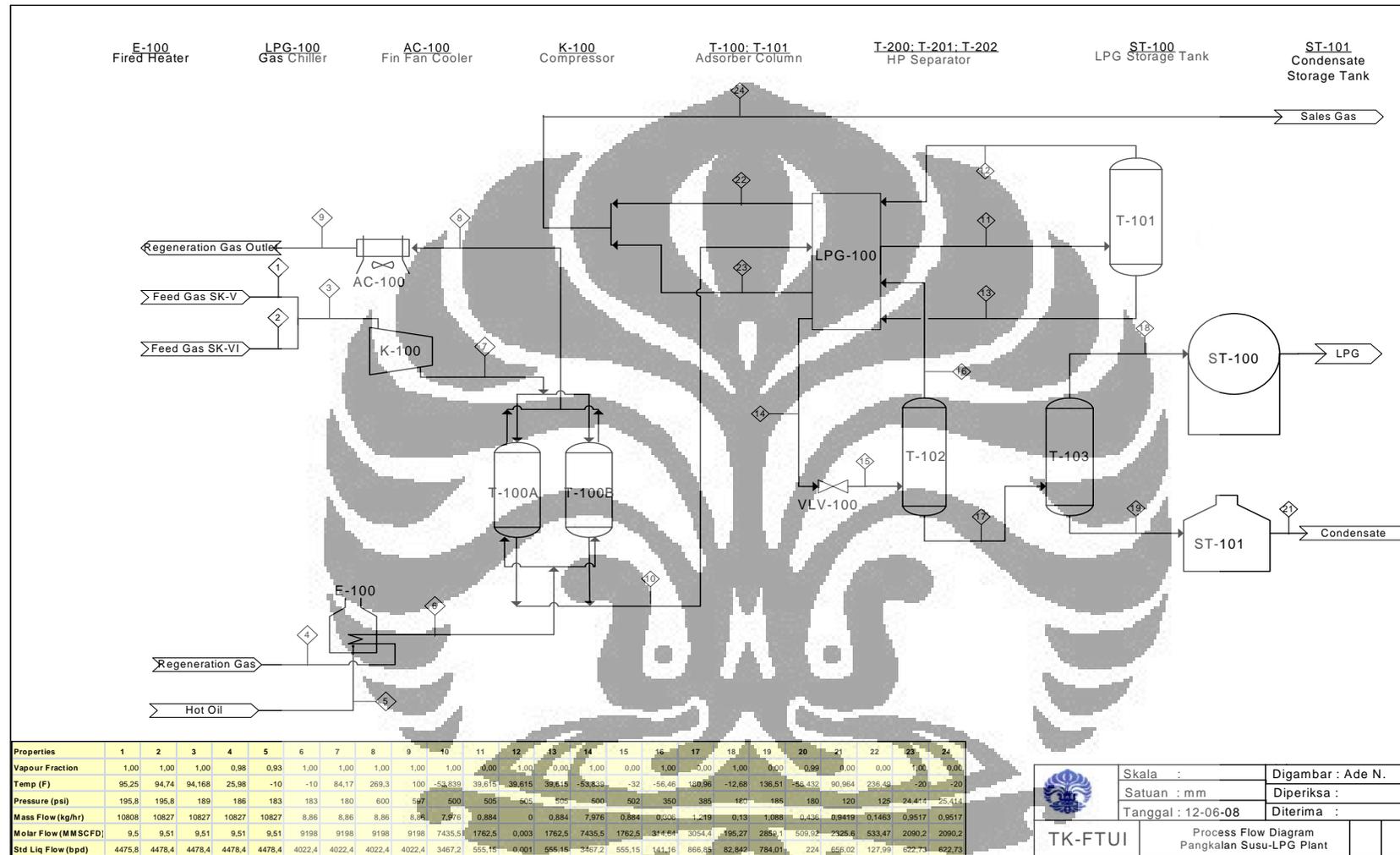
combustion chamber dan menggerakkan gas turbin. Energi yang dihasilkan dari pergerakan sudu-sudu pada turbin akan dikonversi menjadi energi listrik di dalam generator. Jumlah daya yang dihasilkan oleh Gas Turbin adalah sebesar 3823 kW dengan efisiensi generator sekitar 57 %.

4.2.7.4 Flare Stack

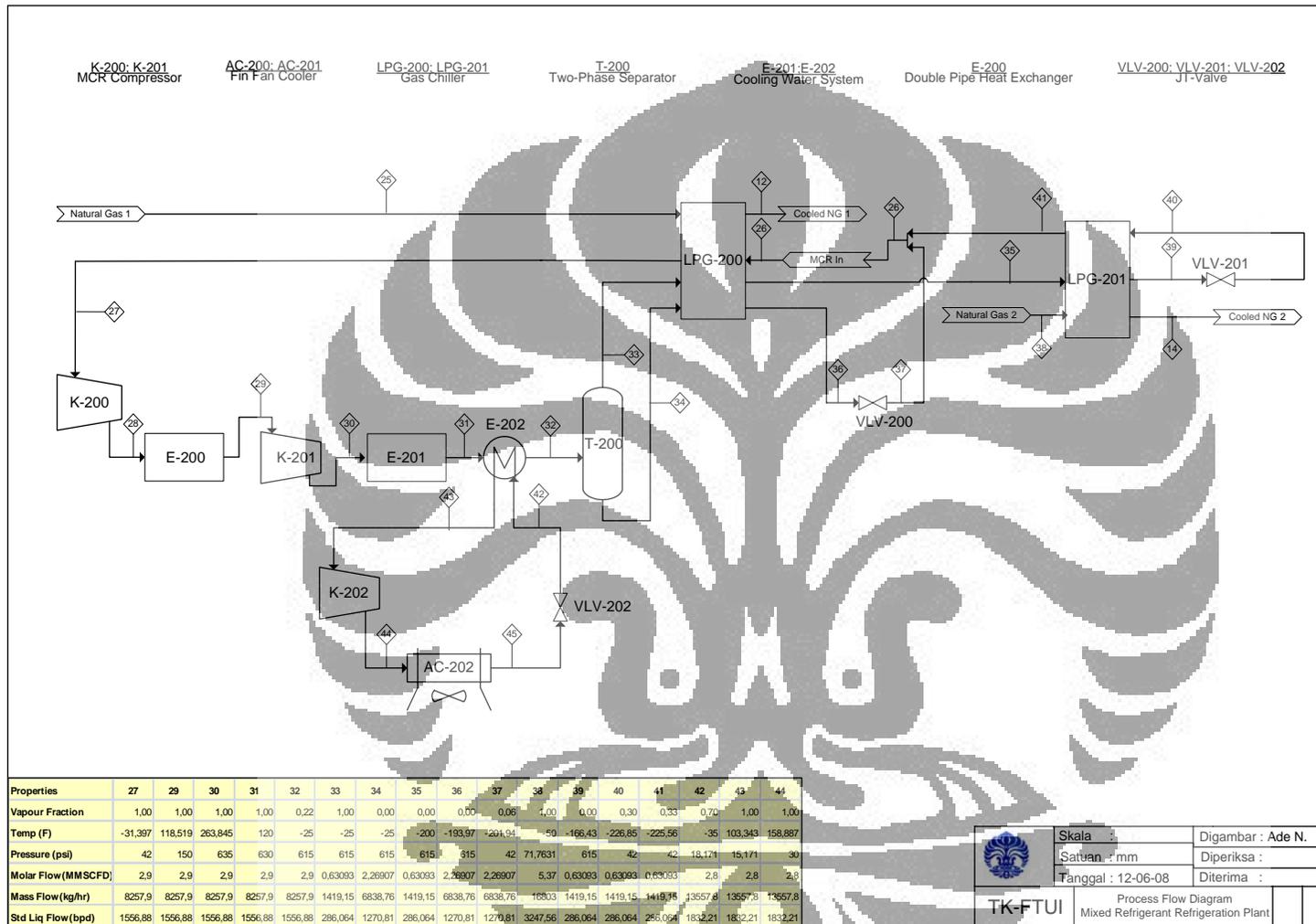
Stack ini digunakan untuk melepaskan regenerasi gas yang sudah digunakan untuk memanaskan kolom absorber dan menguapkan air dan hidrokarbon yang terkandung di dalamnya. Sebelum dilepas ke flare stack, regenerasi gas tersebut didinginkan terlebih dahulu pada Air Cooler (AC-100). Laju alir regenerasi gas yang keluar melalui kolom absorber adalah 0,8 MMSCFD dengan temperatur 100 °F. Tinggi stack yang digunakan yaitu sekitar 25ft (7.62 m)

4.2.8 DIAGRAM PROSES

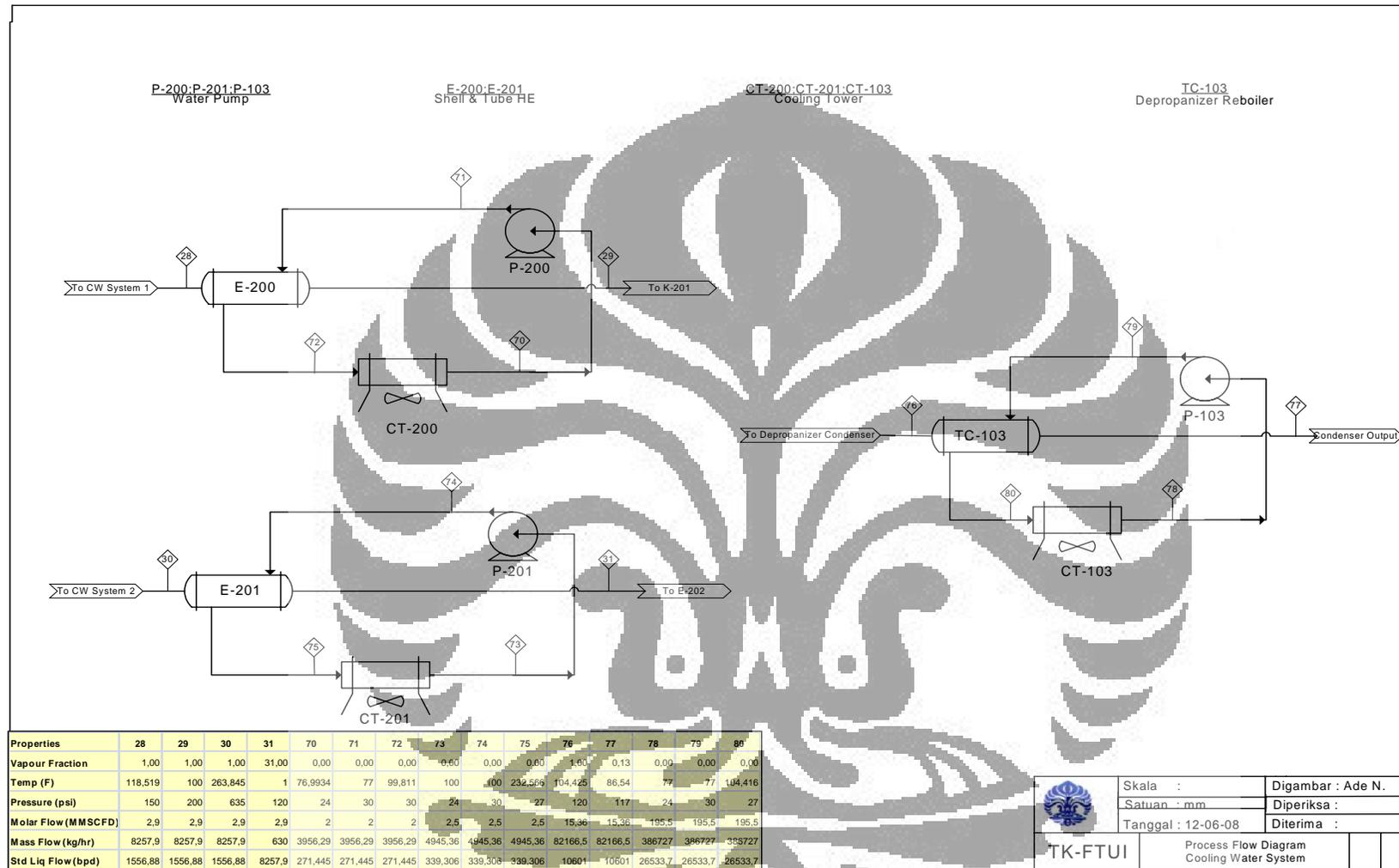
Berikut ini adalah beberapa diagram proses dari setiap unit yang ada di LPG Plant Pangkalan Susu.



Gambar 4. 9 Skema Peralatan Utama LPG Plant Pangkalan Susu



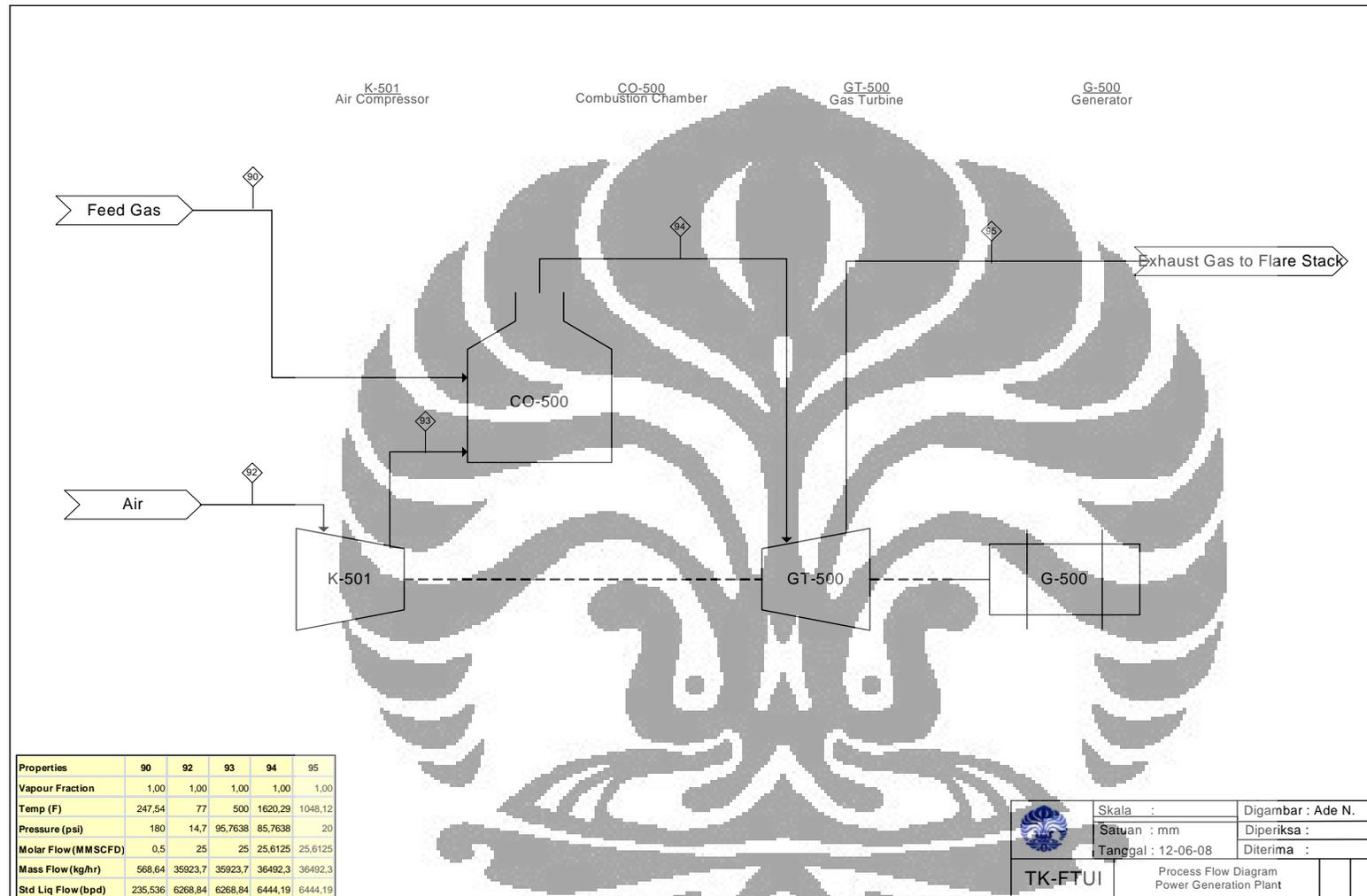
Gambar 4. 10 Skema Unit Refrijerasi LPG Plant Pangkalan Susu



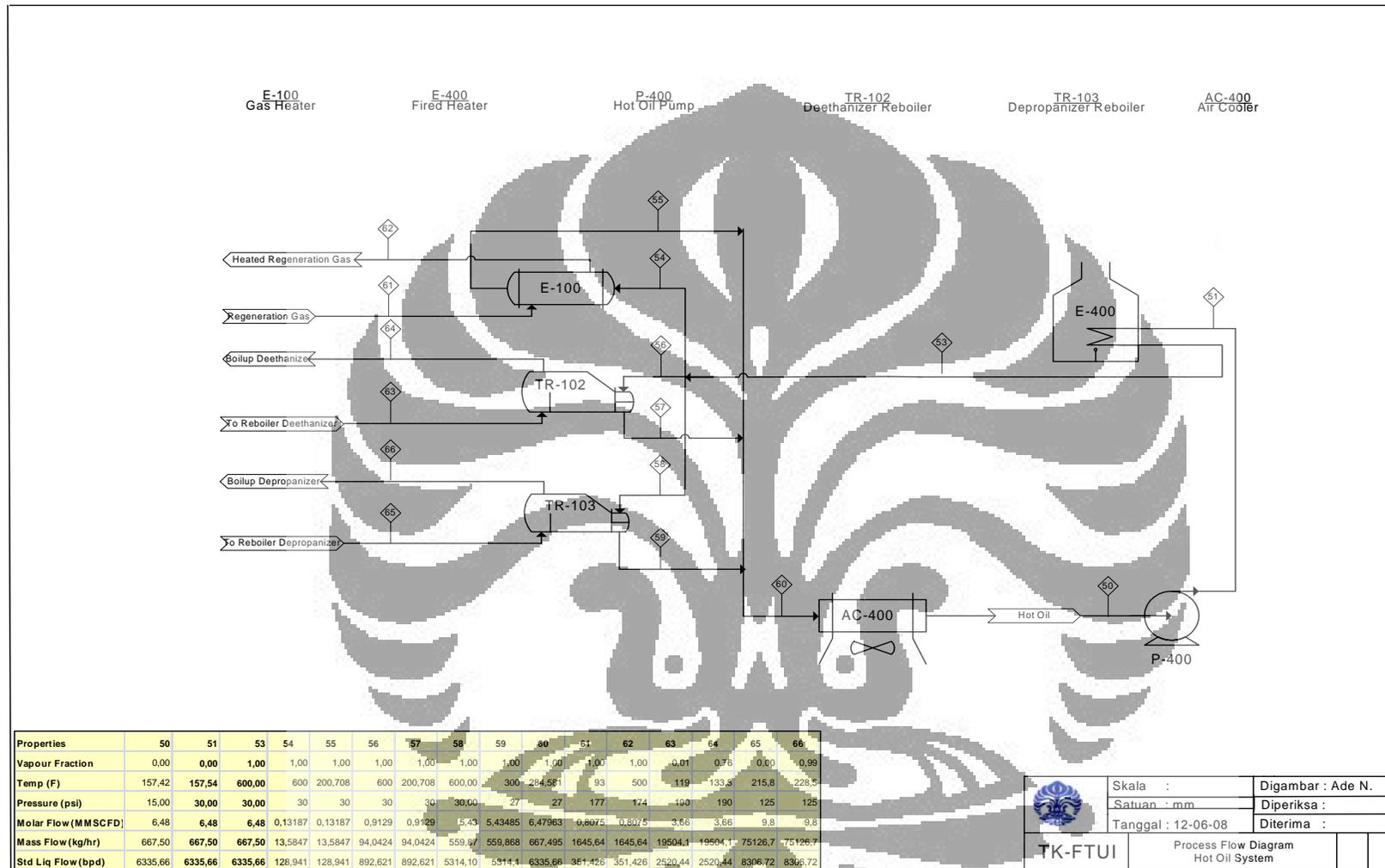
Properties	28	29	30	31	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80
Vapour Fraction	1,00	1,00	1,00	31,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,00	0,13	0,00	0,00	0,00
Temp (F)	118,519	100	263,845	1	76,9934	77	99,811	100	100	232,569	104,425	86,54	77	77	184,416
Pressure (psi)	150	200	635	120	24	30	30	24	30	27	120	117	24	30	27
Molar Flow (MMSCFD)	2,9	2,9	2,9	2,9	2	2	2	2,5	2,5	2,5	15,36	15,36	195,5	195,5	195,5
Mass Flow (kg/hr)	8257,9	8257,9	8257,9	630	3956,29	3956,29	3956,29	4945,36	4945,36	4945,36	82166,5	82166,5	386727	386727	386727
Std Liq Flow (bpd)	1556,88	1556,88	1556,88	8257,9	271,445	271,445	271,445	339,306	339,306	339,306	10601	10601	26533,7	26533,7	26533,7

	Skala :	Digambar : Ade N.
	Satuan : mm	Diperiksa :
	Tanggal : 12-06-08	Diterima :
TK-FTUI	Process Flow Diagram Cooling Water System	

Gambar 4. 11-Skema Peralatan Cooling Water System



Gambar 4. 12 Skema Peralatan *Power Generation Plant*



Gambar 4. 13 Skema Peralatan Hot Oil System

4.3 SIMULASI PROSES

Dari alur proses dan kondisi operasi yang telah ditentukan, maka dilakukan simulasi proses. Simulasi yang dilakukan dengan memvariasikan variable-variabel di bawah ini :

- Temperatur gas masuk *Demethanizer*
- Tekanan *Demethanizer*, *Deethanizer* dan *Debutanizer*
- Jumlah *tray* di setiap kolom

Dengan memvariasikan variable-variabel diatas, parameter yang diamati dari hasil proses sebagai bahan pertimbangan pemilihan kondisi operasi optimum adalah sebagai berikut :

- Laju Produksi LPG
- Laju Produksi kondensat
- Fraksi C3, i-C4 dan n-C4 dalam LPG
- Kandungan energi gas jual
- Kebutuhan energi total

4.3.1. SPESIFIKASI PRODUK

Tabel di bawah ini menunjukkan jumlah LPG, *Sales gas* serta kondensat yang dihasilkan pada basis dasar simulasi yaitu gas umpan dengan aliran sebesar 9,5 MMSCFD. Berdasarkan simulasi, didapatkan bahawa untuk gas umpan sebesar 9,5 MMSCFD akan didapatkan LPG sebesar 61,75 ton/hari, *Sales gas* 7,5 MMSCFD dan kondensat sebanyak 139,1 barrel/hari. Tabel 4.34 memuat spesifikasi produk sebagai hasil simulasi LPG Plant Pangkalan Susu.

Tabel 4. 34 Hasil Simulasi LPG *Plant* Pangkalan Susu

Stream (Main)	LPG	<i>Sales gas</i>	Kondensat
Vapor Fraction	0	1	0
Temperature (F)	86,90	91,4	91,4
Pressure (psia)	120	177	20
Molar Flow (MMSCFD)	1,059	7,00	0,161
Mass Flow (kg/hr)	2572,8	6888	576,74
Heat Flow (MMBtu/hr)	731,48	3242,97	139,10
Composition (%-mol)			
Nitrogen	0	0,085	0
CO ₂	0	1,933	0
Methane	0	83,925	0
Ethane	0,077	14,009	0
Propane	66,796	0	0,009
i-Butane	15,376	0	0,879
n-Butane	17,672	0	11,328
i-Pentane	0,073	0	46,969
n-Pentane	0,008	0	29,422
Hexane	0	0	11,393
H ₂ O	0	0	0

4.3.2 HASIL PRODUK PER TAHUN

Hasil produk LPG, Sales Gas dan kondensat per tahun sebanding dengan jumlah gas umpan yang digunakan. Studi kelayakan ini menggunakan data *Gas deliverability* sebagai basis jumlah gas umpan yang digunakan pada LPG Plant Pangkalan Susu. Dengan memvariasikan aliran gas umpan yang masuk ke dalam LPG *Plant* Pangkalan Susu sesuai dengan data *Gas deliverability* yang tertera pada Bab 2, maka didapatkan jumlah LPG, *Sales gas* dan kondensat setiap tahunnya sejak tahun 2014 mengalami penurunan. Berikut adalah jumlah LPG, *Sales gas* dan Kondensat yang dihasilkan per tahun.

Tabel 4. 35 Produk LPG *Plant* Pangkalan Susu per Tahun

Tahun	LPG (ton/hari)	Sales gas (MMSCFD)	Kondensat (barrel/hari)
2010	61,75	7,00	139,1
2011	61,75	7,00	139,1
2012	61,75	7,00	139,1
2013	61,75	7,00	139,1
2014	60,7	6,83	136,9
2015	58,62	6,55	132,2
2016	56,6	6,28	127,6
2017	54,52	6,02	122,9
2018	52,57	5,74	118,5
2019	50,55	5,47	114
2020	48,4	5,18	109,1

4.4 NERACA MASSA DAN ENERGI

Neraca massa dan energi digunakan sebagai neraca keseimbangan proses yang terjadi di dalam LPG *Plant* Pangkalan Susu. Berikut akan dibahas neraca massa dan neraca energi overall di dalam LPG *Plant* Pangkalan Susu.

4.4.1 NERACA MASSA OVERALL

Neraca massa komponen pada PLTGU Kaji ini terdapat pada PFD. Neraca massa keseluruhan (*overall*) ditunjukkan pada tabel di bawah ini

Tabel 4. 36 Neraca Massa Keseluruhan Komponen

Massa In		Massa Out	
No. Aliran	Kg/hr	No. Aliran	lb/hr
1	7207,3	18	2572,8
2	3595,9	21	576,74
4	745,33	9	745,33
		24	7653,6
Total Massa Masuk	11.548,53	Total Massa Keluar	11.548,53

4.4.2 NERACA ENERGI OVERALL

Neraca energi menunjukkan kesetimbangan antara energi yang dibutuhkan dan energi yang dihasilkan selama berjalannya proses produksi. Selain

untuk mengetahui kebutuhan energi pada suatu proses, perhitungan neraca energi ini juga sangat penting untuk memperoleh nilai efisiensi energi sehingga dapat dilakukan evaluasi untuk mencapai efisiensi energi optimum dan meminimalkan kehilangan energi.

Pada perhitungan neraca energi ini, keseluruhan energi dapat dikelompokkan menjadi energi yang masuk dan energi yang keluar sistem. Dibawah ini merupakan neraca energi secara keseluruhan baik yang masuk atau yang dihasilkan (keluar) dari *LPG Plant Pangkalan Susu*.

Tabel 4. 37 Neraca Energi LPG Keseluruhan Komponen

Energi Masuk		Energi Keluar	
Unit	MMBtu/hr	Unit	MMBtu/hr
Aliran 1	1.079.899	Aliran 9	130.439
Aliran 2	546.723	Aliran 18	272.343
Aliran 4	131.349	Aliran 19	50.496
Aliran 92	161	Aliran 24	929.498
GT-500	378.048	Aliran 95	321.427
		K-500	138.004
		K-100	69.838
		K-200	20.758
		K-201	24.349
		K-202	13.246
		P-200	4
		P-201	5
		P-400	212
		TR-103	379
		AC-100	9.350
		CT200	5.177
		CT-201	31.214
		AC-202	6.886
		AC-400	45.310
Total Energi Masuk	2.136.180	Total Energi Keluar	2.068.934

Berdasarkan perhitungan neraca energi diatas, efisiensi energi keseluruhan adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Energi} &= \frac{\text{Energi Masuk} - \text{Energi Keluar}}{\text{Energi Masuk}} \times 100\% \\
 &= \frac{(2.136.180 - 2.068.934)}{(2.136.180)} \times 100\% \\
 &= 96,85\%
 \end{aligned}$$

4.4.3 NERACA KARBON

Tabel di bawah ini menunjukkan efisiensi karbon di dalam LPG Plant Pangkalan Susu

Tabel 4. 38 Efisiensi Karbon LPG Plant Pangkalan Susu

	Asal Karbon	Total Karbon (lbmole/hr)
Masuk	Gas Umpan SK-V	15.361
	Gas Umpan SK-VI	7.653
	Total Karbon Masok	23.014
Keluar	LPG	5.780
	Kondensat	1.171
	Sales Gas	15.987
	Total Karbon Keluar	22.938

Berdasarkan perhitungan neraca karbon diatas, efisiensi karbon keseluruhan adalah

$$\begin{aligned}
 \text{Efisiensi Energi} &= \frac{\text{Karbon Masok} - \text{Karbon Keluar}}{\text{Karbon Masok}} \times 100\% \\
 &= \frac{(23.014 - 22.938)}{(23.014)} \times 100\% \\
 &= 99,67\%
 \end{aligned}$$

4.5 TATA LETAK PABRIK

Lokasi LPG Plant Pangkalan Susu akan dibangun di Kecamatan Pangkalan Susu, Kabupaten Langkat, Sumatera Utara. Lokasi LPG Plant tidak jauh dari lokasi sumur gas SK-V dan SK-VI serta berada diantara lokasi sumur dengan Compressor Station Pangkalan Brandan..

Tata letak LPG Plant terbagi atas dua bagian:

- **Inside Battery Limit**

Merupakan batasan atas fasilitas proses dan peralatan yang termasuk di dalamnya.

- ***Outside Battery Limit***

Outside Battery Limit meliputi pokok bahasan yang lebih luas daripada Inside Battery Limit. Outside Battery Limit meliputi bagian – bagian yang penting dan dibutuhkan untuk kelancaran suatu unit proses seperti storage tank baik untuk bahan baku maupun hasil proses, *cooling tower*, flare, pipe rack dan juga utilitas-utilitas lain yang tidak termasuk didalam Inside Battery Limit.

Inside Battery Limit yang meliputi peralatan utama pada unit proses terletak di dalam *Plant* sedangkan peralatan tambahan seperti ruang administrasi utama, control room, gudang atau work shop, dan control room terletak dekat di jalan raya utama. Jika terdapat perluasan di masa yang akan datang, maka telah disiapkan lahan di dekat Outside Battery Limit.

4.5.1. TATA LETAK PERALATAN

Tata letak peralatan ini meliputi peralatan-peralatan utama dimana peralatan-peralatan tersebut ditata dalam sketsa pabrik beserta dengan jalur pipa yang digunakan. Pengaturan dari peralatan pabrik didasarkan dari jarak minimum antara peralatan yang mengikuti pertimbangan keselamatan. Pada tata letak ini sangat mempertimbangkan ketertiban urutan proses dan kemudahan dalam pelaksanaan produksi. Unsur elevasi atau posisi vertikal peralatan juga menentukan pertimbangan tata letak, pada tata letak ini unsur elevasi diasumsikan bahwa peralatan berada pada ketinggian yang sama.

4.5.1.1 Tangki

Untuk tangki, karena digunakan tangki dengan rasio diameter/tinggi yang relatif besar, tidak dipermasalahkan orientasinya, namun yang perlu diperhatikan adalah efisiensi dari perpipaan dan nilai estetika dari pabrik secara keseluruhan.

4.5.1.2 Kompresor

Peletakan kompresor dibutuhkan suatu bangunan tersendiri karena membutuhkan beberapa peralatan tambahan seperti condensate pump, air blower, inlet air filter, waste heat system, compressor suction pipe yang digunakan agar

udara yang masuk ke kompresor bebas dari partikel asin seperti kelembaban dan partikel-partikel, pulsation dampener untuk mengurangi efek getar reciprocating kompresor. Selain itu, letak kompresor harus agak terpisah dari alat-alat ini berkaitan dengan kondisi operasi tekanan yang tinggi. Kompresor yang digunakan harus dipisahkan/diberikan jarak minimal terhadap bangunan pusat karyawan dan terhadap masyarakat sekitar supaya tidak menimbulkan polusi suara.

4.5.1.3 Heat Exchanger

Heat Exchanger diletakkan di dalam area proses, dekat dengan peralatan lain yang berhubungan untuk mendukung faktor keekonomisan dari pipa yang dibutuhkan, kebutuhan proses, operator dan aspek maintenance.

4.5.1.4 Flare

Radius Flare minimum adalah 400 m dan bisa dikurangi hingga 61 m dengan meningkatkan tinggi flare. Pada *Plant* ini digunakan flare dengan tinggi yang sedang karena gas buangan dari *Plant* hanya berupa CO₂ dan uap air.

4.5.1.5 Pipe Rack

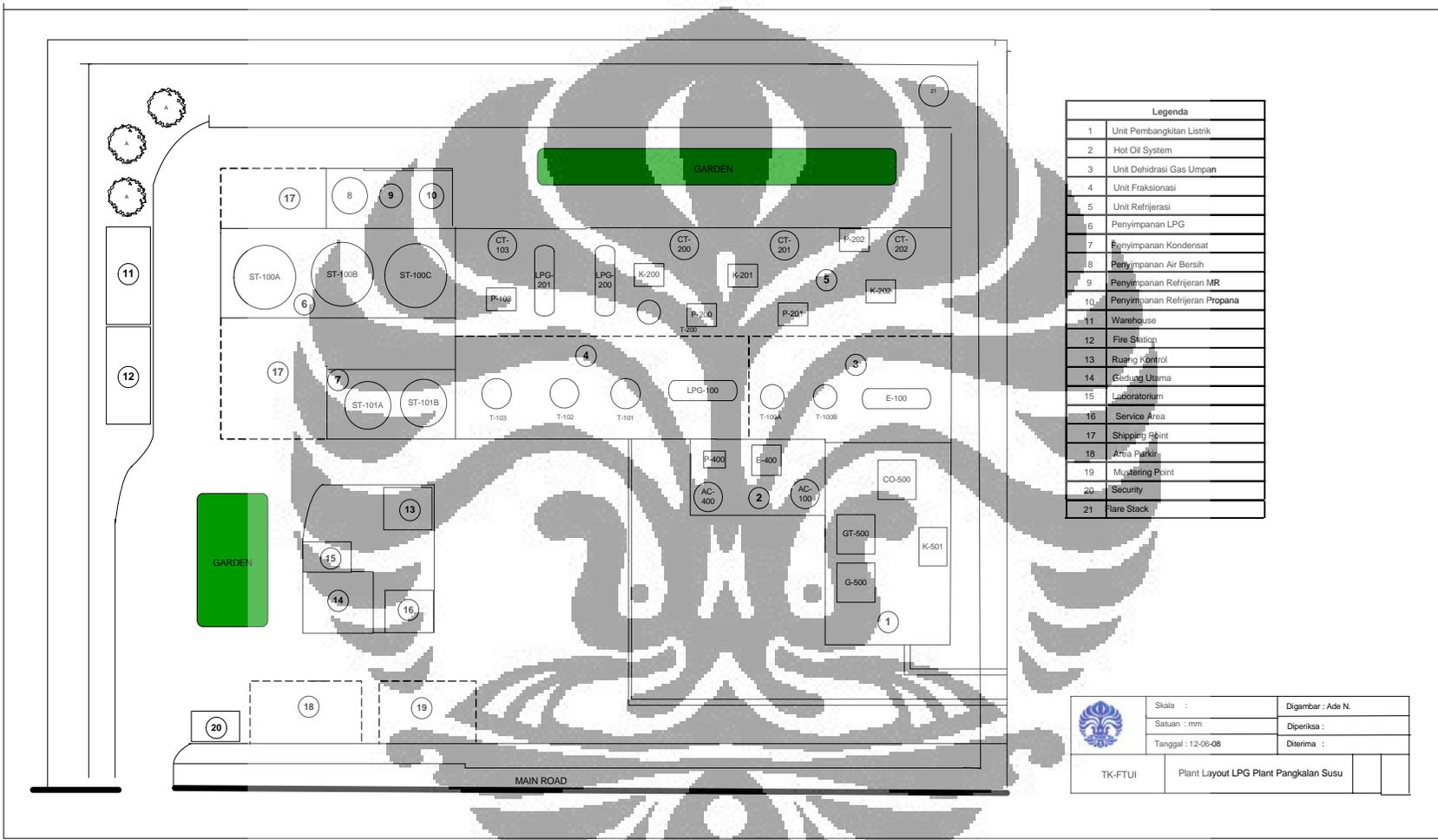
Pipe Rack adalah arteri utama dari sebuah unit proses. Kebanyakan pipe rack diletakkan di tengah-tengah alat proses agar efisiensi perpipaan dapat ditingkatkan.

4.5.1.6 Ruang Control

Ruang control memegang peranan dalam operasional sehari-hari pabrik, sehingga peletakkannya harus diatur cukup jauh dari peralatan yang berbahaya, mudah meledak maupun mudah terbakar. Peletakkan ruang kontrol berpengaruh pada keefisienan pengendalian proses. Letak ruang control diharapkan sebaiknya dapat dijangkau dari unit manapun dalam waktu cepat agar distribusi sistem control lebih optimal. Biasanya ruang control dibangun dengan konstruksi blastproof dan mempunyai energi cadangan serta menggunakan air conditioning.

4.5.2 PLANT LAYOUT

Plant layout dari LPG Plant Pangkalan Susu dapat dilihat Gambar 4.14 di halaman selanjutnya.



Gambar 4. 14 Plant Layout LPG Plant Pangkalan Susu

4.6 PERHITUNGAN 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. Dalam menghitung keekonomian LPG *Plant* Pangkalan Susu, terdapat beberapa skenario yaitu

- 4) Keekonomian LPG *Plant* Tanpa Membangun *Power Generation Plant*
- 5) Keekonomian LPG *Plant* Dengan *Power Generation Plant* (menggunakan Fuel Gas dari Gas umpan Gas LPG *Plant*)
- 6) Keekonomian LPG *Plant* + *Power Generation Plant* (menggunakan Fuel Gas dari *Sales gas*)

Beberapa parameter dan asumsi yang menjadi dasar perhitungan keekonomian adalah

- Modal investasi 100 % berasal dari dana PT. Pertamina persero
- Analisis ekonomi akan dilakukan berdasarkan lama umur pabrik yaitu 10 tahun
- Depresiasi peralatan dan bangunan menggunakan Metode Garis Lurus
- Tidak ada nilai sisa dari seluruh peralatan yang digunakan pada LPG *Plant* Pangkalan Susu (*salvage value* = 0)
- Pajak Pendapatan sebesar 30 %
- Produk LPG akan dijual sesuai dengan harga pasar LPG non-subsidi yaitu \$ 800/ton
- Produk kondensat akan dijual sesuai dengan harga pasar kondensat yaitu \$ 70
- Produk *sales gas* akan dijual dengan harga \$ 4 / MMBtu
- Kurs dollar yang digunakan adalah Rp. 9.300,- per 1 dollar US.
- Biaya produksi setiap tahun mengalami peningkatan sebesar 5 %
- Kelayakan keekonomian LPG *Plant* Pangkalan Susu dinilai dengan menggunakan dua parameter yaitu parameter keekonomian secara umum dimana nilai NPV > 0, nilai IRR > nilai MARR yang ditetapkan dan juga parameter yang diajukan oleh PT.Pertamina E&P region Sumatera dimana nilai PBP untuk LPG *Plant* berkisar 2 tahun.

4.6.1 KOMPONEN BIAYA [16]

Komponen biaya merupakan salah satu faktor penentu perhitungan keekonomian di dalam suatu *LPG Plant*. Berikut adalah komponen-komponen perhitungan keekonomian *LPG Plant* Pangkalan Susu untuk dibandingkan dari satu skenario dengan skenario lainnya.

4.6.1.1 Total Capital Investment

Total capital investment ini meliputi komponen-komponen seperti:

a. Total Biaya Peralatan (C_{TBM})

Biaya ini terdiri dari pembelian untuk peralatan fabrikasi (C_{FE}), pembelian untuk mesin proses (C_{PM}), pembelian (C_{Spare}), pembelian untuk tanki penyimpanan ($C_{Storage}$)

Biaya-biaya peralatan yang dihitung merupakan biaya *free on board*. Artinya biaya-biaya pembelian peralatan itu tidak termasuk ke dalam biaya pengiriman, biaya pemasangan, biaya konstruksi dan lain sebagainya.

Basis harga yang digunakan adalah tahun 2000 yang menggunakan indeks *Chemical Engineering Plant Cost Index* (CEPCI) sebesar 394. Dengan demikian, dengan pembelian peralatan yang akan dilakukan pada tahun 2010, maka digunakan indeks sebesar 560. Untuk beberapa peralatan yang tidak mempunyai spesifikasinya di vendor, digunakan metode *six tenth factor rule* untuk menentukan harga peralatan dengan kapasitas yang diinginkan.

Selain biaya untuk pembelian peralatan, terdapat juga komponen biaya tambahan lain untuk peralatan yang meliputi biaya instalasi, pemasangan pipa, instrumentasi, konstruksi, listrik serta biaya pengiriman.

Tabel 4: 39 Biaya Tambahan Peralatan

Biaya Tambahan Peralatan	Fraksi
Instalasi Peralatan	0,1
Piping	0,2
Instrumentasi & Kontrol	0,1
Instalasi Listrik	0,03
Konstruksi	0,05
Biaya Pengiriman	0,05

b. Total of depreciable capital (C_{TDC}) yang terdiri dari:

- Direct permanent investment (C_{DPI})

Direct permanent investment adalah biaya tetap yang harus dikeluarkan pada saat membangun suatu pabrik

- Biaya preparasi lokasi (C_{site}) yang diasumsikan sebesar 4 % dari C_{TBM} . Biaya ini meliputi biaya survei lahan, drainase, pembuatan jalan, dan biaya preprasi lahan lainnya.
- Biaya fasilitas service (C_{serv}) yang diasumsikan sebesar 8,4% dari C_{TBM} . Biaya ini meliputi biaya pembangunan bangunan kantor, gudang, garasi, peralatan safety, tempat makan dan fasilitas pekerja yang lainnya.
- Biaya tidak terduga dan kontraktor (C_{cont}) yang umumnya diasumsikan sebesar 15% dari C_{DPI}

c. Total permanent investment (C_{TPI}) yang meliputi:

- Biaya tanah (C_{land}) untuk tanah seluas 16 hektar yang jumlahnya sebesar 5 % dari C_{TDC}
- Biaya royalti yang besarnya 2% dari C_{TDC}
- Biaya *startup Plant* yang besarnya 10% C_{TDC}

4.6.1.2 Biaya Produksi dan Pengeluaran Umum

Biaya produksi dan pengeluaran umum merupakan biaya yang harus dikeluarkan setiap tahunnya untuk operasional LPG *Plant* Pangkalan Susu. Biaya produksi dan pengeluaran umum ini terdiri atas

a. Biaya Pembelian Bahan Baku

Bahan baku yang dibeli oleh LPG *Plant* Pangkalan Susu adalah gas umpan yang berasal dari sumur SK-V dan SK-VI setiap tahunnya dengan asumsi har kerja adalah 340 hari. Besarnya kapasitas gas yang dibeli per tahun bervariasi sesuai *gas deliverability* yang tertera pada bab 2 dengan asumsi harga gas adalah \$ 4 / MMBtu. Berikut adalah perhitungan biaya bahan baku untuk membeli gas umpan setiap tahunnya

Tabel 4. 40 Biaya Pembelian Bahan Baku per Tahun

Tahun	US \$/MMBtu	MMSCFD	Biaya Bahan Baku (US \$)
2010	4	9,5	17.189.156
2011	4,0	9,5	17.189.156
2012	4,0	9,5	17.189.156
2013	4,0	9,5	17.189.156
2014	4,0	9,33	16.875.778
2015	4,0	9,01	16.301.383
2016	4,0	8,70	15.733.070
2017	4,0	8,38	15.170.924
2018	4,0	8,08	14.615.034
2019	4,0	7,77	14.065.491
2020	4,0	7,47	13.522.393

b. Biaya Tenaga Kerja

Perhitungan biaya tenaga kerja menggunakan asumsi total operator dan maintenance yang dipekerjakan adalah 20 orang dengan gaji per bulannya yaitu Rp. 5.000.000,- (setara dengan \$ 538 per bulan) Tabel 4.41 memuat rincian biaya tenaga kerja yang harus dikeluarkan setiap tahunnya.

Tabel 4. 41 Biaya Tenaga Kerja

Tenaga Kerja	Biaya Tenaga Kerja (US \$)
Operator & Maintenance	125.000
Overhead	25.000
Supervisory	12.500
Laboratorium	12.500
	175.000

c. Biaya Utilitas

Cooling water

Kebutuhan *cooling water* saat start-up adalah sebesar 4.524 ton. Dengan harga *cooling water* sebesar \$1/meter³, maka biaya untuk pembelian *cooling water* untuk start-up adalah sebesar US \$ 4.524. Dengan kembali mengasumsikan terjadi loss sebesar 5%, maka biaya untuk make-up *cooling water* untuk 1 tahun adalah sebesar \$ 76.195.

d. Biaya maintenance dan operating supplies

Biaya maintenance untuk *Plant* ini berdasarkan rule of thumb adalah sebesar 2% dari biaya investasi untuk peralatan yaitu sebesar \$ 172.379 per tahun. Sedangkan operating supplies merupakan biaya pembelian bahan untuk maintenance yang umumnya sebesar 15% dari biaya maintenance yaitu sebesar \$ 25.857.

e. Administrasi, Asuransi & Penjualan

- Biaya Asuransi sebesar 3% dari Total Depreciable Capital
- Biaya Administrasi sebesar 1% dari Total Revenue
- Biaya Penjualan sebesar 5% dari Total Revenue

4.6.1.3 Biaya bunga dan depresiasi

Biaya bunga adalah sejumlah biaya yang harus dibayarkan atas pinjaman modal. Dalam hal ini, modal untuk investasi berasal dari dana milik PT.Pertamina Persero sehingga biaya bunga tidak diperhitungkan karena *equity* 100 % berasal dari dana pribadi.

4.6.2 SKENARIO 1

Skenario 1 menganalisa keekonomian LPG *Plant* Pangkalan Susu dengan mengasumsikan bahwa kebutuhan listrik *Plant* dipenuhi dari instalasi PLN sebesar 2 MW sehingga tidak dibangun *Power Generation Plant*. Hal ini akan berpengaruh terhadap peningkatan biaya utilitas per tahun untuk membayar kebutuhan listrik. Asumsi biaya listrik yang digunakan pada skenario ini adalah sebesar \$ 0,14 per kwh.

4.6.2.1 Total Capital Investment

Pada skenario 1, total investasi peralatan yang dibutuhkan adalah sebesar \$ 8.250.782 dengan komponen terbesar berada pada biaya pembelian peralatan yaitu sebesar \$ 7.230.073. Komponen-komponen dari setiap total investasi peralatan dapat dilihat pada tabel 4.42

Tabel 4. 42 Total Capital Investment Skenario 1

Jenis Investasi	Biaya (US \$)
<i>Equipment (C_{TBM})</i>	
Unit Dehidrasi Gas Umpan	1.956.350
Unit Fraksionasi & Stabilisasi	649.441
Unit Refrijerasi	1.973.427
Unit Utilitas	407.039
Unit Power Generation	0
Biaya tambahan peralatan	1.745.190
C Spare	498.626
Total C_{TBM}	7.230.073
<i>Total Depreciabel Capital (C_{TDC})</i>	
<i>C_{DPI}</i>	
C _{site}	199.450
C _{serv}	398.901
C _{Alloc}	113.052
Total C_{DPI}	711.403
C _{Cont}	106.710
Total C_{TDC}	818.114
<i>Total Permanent Investment (C_{TPI})</i>	
C _{land}	99.725
C _{royalty}	16.362
C _{start up}	86.508
Total C_{TPI}	202.595
<i>Total Capital Investment</i>	8.250.782

4.6.2.2 Biaya Produksi & Pengeluaran

Biaya untuk membayar kebutuhan listrik termasuk ke dalam biaya produksi. Kebutuhan listrik per hari adalah 2,2 MW , sehingga total kebutuhan listrik per tahun adalah 754,947 MW. Dengan biaya listrik PLN sebesar \$ 0,14/kwh maka total biaya listrik yang dibutuhkan per tahun adalah \$ 105.693.

Berikut adalah contoh perhitungan biaya produksi dan pengeluaran untuk Skenario 1 pada tahun 2010.

Tabel 4. 43 Komponen Biaya Skenario 1

Komponen Biaya	Jumlah (US \$)
Bahan Baku	17.189.156
Tenaga Kerja	175.000
Utilitas	215.085
Maintenance	95.435
Operating Suplies	14.315
Administrasi	134.419
Asuransi	47.717
Penjualan	67.210
Depresiasi	671.223
Total Biaya Tahun 2010	18.609.561

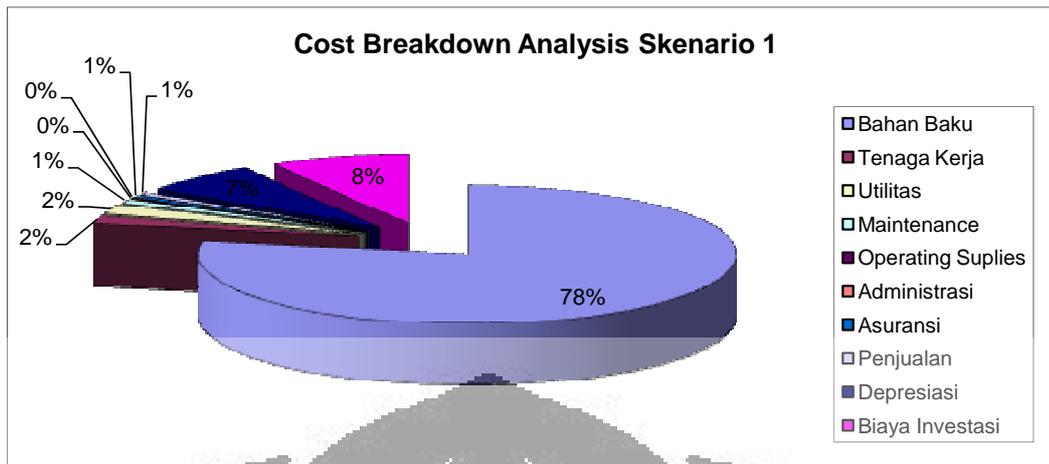
4.6.2.3 Cost Breakdown Analysis

Kapasitas *Plant* yang akan dibangun akan menghasilkan sekitar 62 ton LPG per hari atau setara dengan 21.080 ton LPG per tahunnya. Tabel 4.44 di bawah ini menunjukkan komponen-komponen biaya untuk tiap ton listrik yang dihasilkan.

Tabel 4. 44 Cost Breakdown Skenario 1

Komponen Biaya	Per Tahun (US\$)	Biaya Per Ton LPG (US \$)
Bahan Baku	7.326.816	349
Tenaga Kerja	175.000	8
Utilitas	215.085	10
Maintenance	95.435	5
Operating Suplies	14.315	1
Administrasi	13.522	1
Asuransi	47.717	2
Penjualan	67.210	3
Depresiasi	671.223	32
Biaya Investasi	776.273	37
	9.402.597	448

Persentase untuk biaya-biaya tersebut per ton-nya dapat dilihat pada gambar 4.15



Gambar 4. 15 Cost Breakdown Skenario 1

Total biaya yang dikeluarkan adalah sebesar \$ 448 per ton-nya Harga ini dibawah harga LPG non-subsidi yang dijual di Indonesia yaitu sekitar \$ 800 per ton dan harga LPG Aramco yang menjadi basis perhitungan harga jual LPG dunia yaitu \$ 829 per ton.

4.6.2.4 Cash Flow

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

Tabel 4. 45 Cash Flow Skenario 1 (dalam US \$)

Tahun	Penerimaan	Biaya Operasi/investasi	Pembelian Alat Baru	Depresiasi	Pendapatan Kena Pajak	Pajak Pendapatan (30%)	Pengeluaran Total	Net Cash Flow
0		7.762.731						(7.762.731)
1	13.441.949	859.987		671.223	11.910.739	3.573.222	4.433.209	8.189.846
2	13.441.949	912.263	86.858	671.223	11.771.605	3.531.481	4.443.745	7.436.116
3	13.441.949	968.081		671.223	11.802.645	3.540.793	4.508.875	6.711.419
4	13.441.949	1.027.710	86.858	671.223	11.656.158	3.496.847	4.524.558	6.090.579
5	14.304.977	1.091.443	26.345	671.223	12.515.966	3.754.790	4.846.233	5.872.934
6	13.821.348	1.159.597	86.858	671.223	11.903.669	3.571.101	4.730.698	5.131.672
7	13.336.247	1.232.518		671.223	11.432.506	3.429.752	4.662.270	4.451.485
8	12.868.547	1.310.578	86.858	671.223	10.799.888	3.239.966	4.550.544	3.880.348
9	12.380.735	1.394.185		671.223	10.315.327	3.094.598	4.488.783	3.346.977
10	11.879.243	1.483.780	86.858	671.223	9.637.383	2.891.215	4.461.852	2.859.404
							NPV	46.208.049

4.6.2.5 Perhitungan NPV, IRR dan PBP

Sesuai dengan perhitungan net cash flow pada MARR 10 %, *Net Present Value* LPG Plant Pangkalan Susu jika dioperasikan berdasarkan skenario 1 adalah sebesar US \$ 46.208.049

Untuk dapat menghitung nilai *Internal Rate of Return* atau IRR, harus dicari % Present Worth dimana nilai *Net Present Value* = 0. Untuk skenario 1, nilai IRR adalah sebesar 116 %. PBP dicapai pada saat Net Cash Flow = 0. Dapat dilihat pada cash flow, ppada tahun 2011, net cash flow > 1, ini berarti bahwa PBP kurang dari 1 tahun atau lebih tepatnya, PBP terjadi pada saat LPG Plant Pangkalan Susu sudah dijalankan selama 11 bulan.

4.6.3 SKENARIO 2

Skenario ini menganalisa keekonomian LPG Plant Pangkalan Susu apabila menghasilkan listrik untuk keperluan *Plant* secara mandiri. Fuel gas yang digunakan untuk membangkitkan listrik melalui gas turbin didapatkan dari sumur SK-V dan SK-VI atau dengan kata lain, jumlah gas umpan gas yang akan diproses untuk LPG akan berkurang sebesar kebutuhan gas untuk *Power Generation Plant*, yaitu 0,5 MMSCFD. Berikut adalah produksi LPG, kondensat dan *Sales gas* per tahun dengan basis gas umpan yang telah dikurangi untuk *Power Generation Plant*.

Tabel 4. 46 Produksi LPG, *Sales gas* dan Kondensat Skenario 2

Tahun	Flow Gas Umpan (MMSCFD)	Produksi LPG (ton)	Produksi <i>Sales gas</i> (MMSCFD)	Produksi Kondensat (barrel/hari)
2010	9,00	58,07	7,00	109,5
2011	9,00	58,07	7,00	109,5
2012	9,00	58,07	7,00	109,5
2013	9,00	58,07	7,00	109,5
2014	8,83	57,23	6,89	107,9
2015	8,51	55,15	6,61	104
2016	8,20	53,15	6,35	100,2
2017	7,88	51,07	6,07	96,31
2018	7,58	49,13	5,80	92,64
2019	7,27	47,12	5,54	88,85
2020	6,97	45,17	5,27	85,19

4.6.3.1 Total Capital Investment

Pada skenario 2, total investasi peralatan adalah sebesar US \$ 15.935.917 dengan komponen terbesar berada pada biaya pembelian peralatan. Komponen-komponen dari setiap total investasi peralatan dapat dilihat pada tabel di bawah ini.

Tabel 4. 47 Total Capital Investment Skenario 2

Cost	Price (US \$)
<i>Equipment (C_{TBM})</i>	
Unit Dehidrasi Gas Umpan	1.956.350
Unit Fraksionasi & Stabilisasi	649.441
Unit Refrijerasi	1.973.427
Unit Utilitas	407.039
Unit Power Generation	4.816.503
Biaya tambahan peralatan	3.430.966
C Spare	980.276
Total C_{TBM}	14.214.002
<i>Total Depreciabel Capital (C_{TDC})</i>	
<i>C_{DPI}</i>	
C _{site}	392.110
C _{Serv}	784.221
C _{Alloc}	4.697
Total C_{DPI}	1.181.028
C _{Cont}	177.154
Total C_{TDC}	1.358.182
<i>Total Permanent Investment (C_{TPI})</i>	
C _{land}	196.055
C _{royalty}	27.164
C _{start up}	140.515
Total C_{TPI}	363.734
<i>Total Capital Investment</i>	15.935.917

4.6.3.2 Biaya Produksi & Pengeluaran

Berikut adalah contoh perhitungan biaya produksi dan pengeluaran untuk Skenario 3 pada tahun 2010.

Tabel 4. 48 Komponen Biaya Skenario 2

Komponen Biaya	Jumlah (US \$)
Bahan Baku	7.326.816
Tenaga Kerja	175.000
Utilitas	79.844
Maintenance	196.055
Operating Suplies	29.408
Administrasi	18.553
Asuransi	98.028
Penjualan	63.899
Depresiasi	1.186.451
Total Biaya Tahun 2010	9.174.054

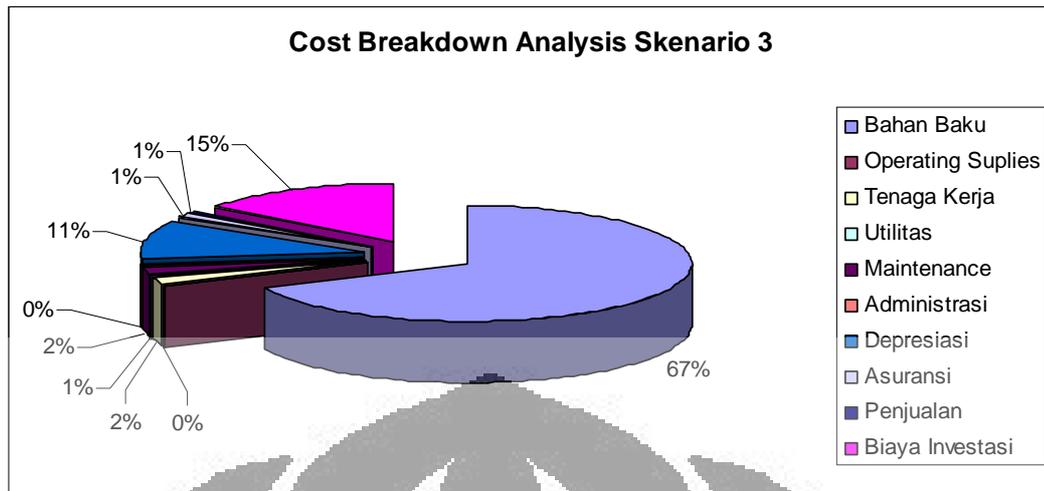
4.6.3.3 Cost Breakdown Analysis

Kapasitas *Plant* yang akan dibangun akan menghasilkan sekitar 62 ton LPG per hari atau setara dengan 21.080 ton LPG per tahunnya. Tabel 4.49 di bawah ini menunjukkan komponen-komponen biaya untuk tiap ton listrik yang dihasilkan.

Tabel 4. 49 Cost Breakdown Skenario 2

Komponen Biaya	Per Tahun (US \$)	Biaya Per Ton LPG (US \$)
Bahan Baku	7.326.816	349
Tenaga Kerja	175.000	8
Utilitas	79.844	4
Maintenance	196.055	9
Operating Suplies	29.408	1
Administrasi	18.553	1
Asuransi	98.028	5
Penjualan	63.899	3
Depresiasi	1.186.451	57
Biaya Investasi	1.593.592	76
	10.767.646	513

Persentase untuk biaya-biaya tersebut per ton-nya dapat dilihat pada gambar 4.16



Gambar 4. 16 Cost Breakdown Skenario 2

Total biaya yang dikeluarkan adalah sebesar \$ 513 per ton-nya. Harga ini dibawah harga LPG non-subsidi yang dijual di Indonesia yaitu sekitar \$ 800 per ton dan harga LPG Aramco yang menjadi basis perhitungan harga jual LPG dunia yaitu \$ 829 per ton.

4.6.3.4 Cash Flow

Tabel 4. 50 Cash Flow Skenario 2 (dalam US \$)

Tahun	Penerimaan	Biaya Operasi/investasi	Pembelian Alat Baru	Depresiasi	Pendapatan Kena Pajak	Pajak Pendapatan (30%)	Pengeluaran Total	PW (10%)
0		15.935.917						(15.935.917)
1	11.074.324	760.325		1.186.451	9.127.547	2.738.264	3.498.589	6.887.100
2	11.074.324	798.576	86.858	1.186.451	9.002.438	2.700.732	3.499.308	6.259.993
3	11.074.324	838.763		1.186.451	9.049.109	2.714.733	3.553.496	5.650.398
4	11.074.324	880.985	86.858	1.186.451	8.920.029	2.676.009	3.556.994	5.134.336
5	10.966.161	925.347	26.345	1.186.451	8.828.018	2.648.405	3.573.753	4.589.947
6	10.487.483	971.958	86.858	1.186.451	8.242.215	2.472.665	3.444.623	3.975.694
7	10.055.041	1.020.935		1.186.451	7.847.655	2.354.296	3.375.231	3.428.078
8	9.564.351	1.072.397	86.858	1.186.451	7.218.645	2.165.593	3.237.991	2.951.247
9	9.124.811	1.126.475		1.186.451	6.811.885	2.043.565	3.170.040	2.525.418
10	8.671.116	1.183.302	86.858	1.186.451	6.214.505	1.864.351	3.134.511	2.134.361
							NPV	27.600.656

4.6.3.5 Perhitungan NPV, IRR dan PBP

Sesuai dengan perhitungan net cash flow pada MARR 10 %, *Net Present Value* LPG Plant Pangkalan Susu jika dioperasikan berdasarkan skenario 2 adalah sebesar US \$ 27.600.656

Untuk dapat menghitung nilai *Internal Rate of Return* atau IRR, harus dicari % Present Worth dimana nilai *Net Present Value* = 0. Untuk skenario 2, nilai IRR adalah sebesar 45 %. PBP dicapai pada saat Net Cash Flow = 0. Dapat dilihat pada cash flow, pada tahun kedua, net cash flow > 1, ini berarti bahwa PBP terjadi pada saat LPG Plant Pangkalan Susu sudah dijalankan selama 2 tahun 4 bulan.

4.6.4 SKENARIO 3

Skenario ini menganalisa keekonomian LPG Plant Pangkalan Susu apabila menghasilkan listrik untuk keperluan *Plant* secara mandiri. Fuel gas yang digunakan untuk membangkitkan listrik melalui gas turbin hasil *Sales gas* dari LPG Plant atau dengan kata lain jumlah *Sales gas* yang akan dijual berkurang sebesar kebutuhan gas untuk *Power Generation Plant*, yaitu 0,5 MMSCFD. Berikut adalah produksi LPG, kondensat dan *Sales gas* per tahun dengan basis gas umpan yang telah dikurangi untuk *Power Generation Plant*.

4.6.4.1 Total Capital Investment

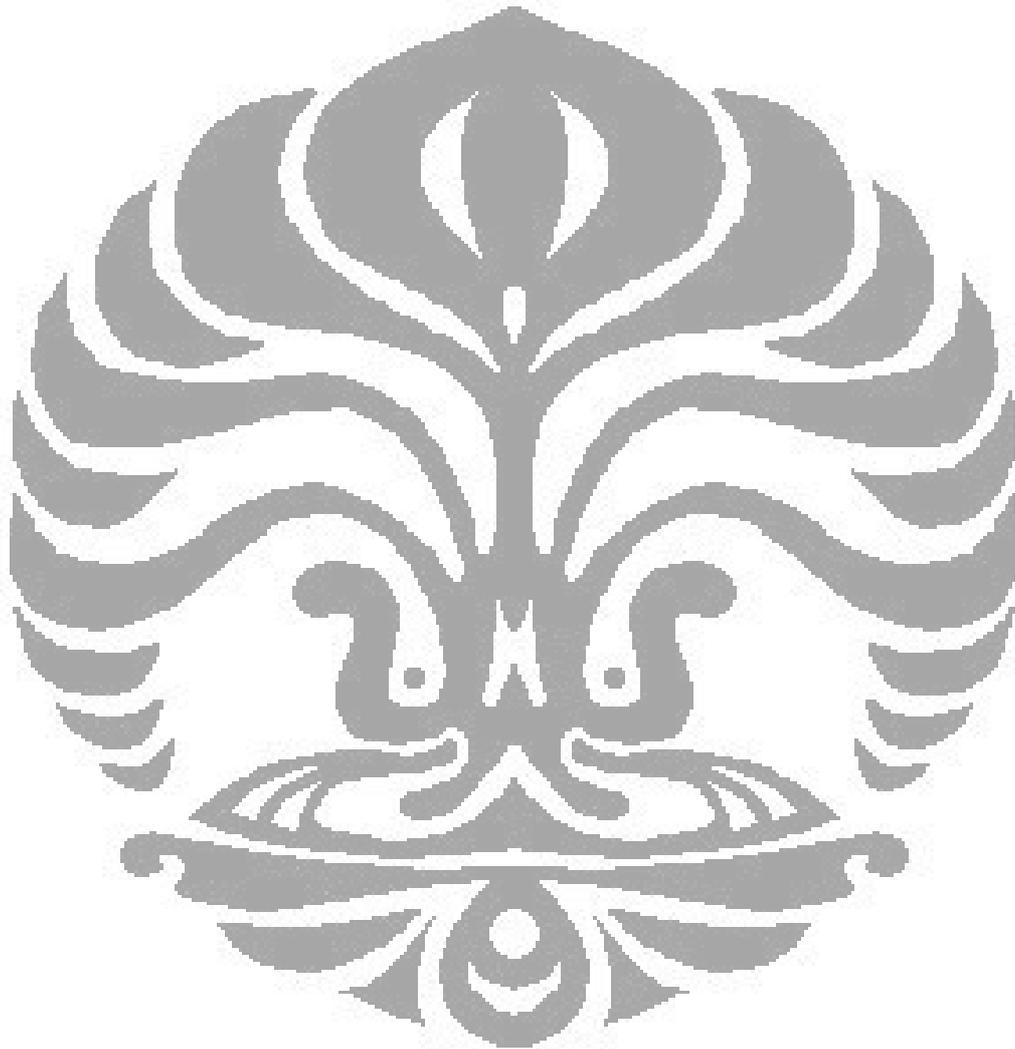
Pada skenario 3, total investasi peralatan sama dengan skenario 2 yaitu sebesar US \$ 15.935.917 dengan komponen terbesar berada pada biaya pembelian peralatan. Komponen-komponen dari setiap total investasi peralatan dapat dilihat pada tabel 4.46 di skenario 2.

4.6.4.2 Biaya Produksi & Pengeluaran

Biaya produksi dan pengeluaran umum Skenario 3 sama dengan Skenario 2 yaitu US \$ 9.174.054 per tahun

4.6.4.3 Cost Breakdown Analysis

Berhubung tidak ada penambahan biaya baik investasi maupun produksi dari Skenario 2 ke Skenario 3, maka Cost Breakdown Analysis untuk Skenario 3 sama dengan Skenario 2 dan dapat dilihat pada tabel 4.48 dan gambar 4.16



4.6.4.4 Cash Flow

Tabel 4. 51 Cash Flow Skenario 3. (dalam US \$)

Tahun	Penerimaan	Biaya Operasi/investasi	Pembelian Alat Baru	Depresiasi	Pendapatan Kena Pajak	Pajak Pendapatan (30%)	Pengeluaran Total	PW (10%)
0		15.935.917						(15.935.917)
1	12.779.764	760.325		1.186.451	10.832.987	3.249.896	4.010.221	7.972.391
2	12.779.764	798.576	86.858	1.186.451	10.707.878	3.212.364	4.010.940	7.246.556
3	12.779.764	838.763		1.186.451	10.754.549	3.226.365	4.065.128	6.547.306
4	12.779.764	880.985	86.858	1.186.451	10.625.469	3.187.641	4.068.626	5.949.707
5	13.642.791	925.347	26.345	1.186.451	11.504.648	3.451.394	4.376.742	5.753.290
6	13.145.073	971.958	86.858	1.186.451	10.899.805	3.269.942	4.241.900	5.025.841
7	12.674.062	1.020.935		1.186.451	10.466.676	3.140.003	4.160.937	4.368.935
8	12.192.272	1.072.397	86.858	1.186.451	9.846.566	2.953.970	4.026.367	3.809.395
9	11.718.549	1.126.475		1.186.451	9.405.623	2.821.687	3.948.162	3.295.421
10	11.231.147	1.183.302	86.858	1.186.451	8.774.536	2.632.361	3.902.520	2.825.185
							NPV	36.858.111

4.6.4.5 Perhitungan NPV, IRR dan PBP

Sesuai dengan perhitungan net cash flow pada MARR 10 %, *Net Present Value* LPG Plant Pangkalan Susu jika dioperasikan berdasarkan skenario 3 adalah sebesar US \$ 36.858.111

Untuk dapat menghitung nilai *Internal Rate of Return* atau IRR, harus dicari % Present Worth dimana nilai *Net Present Value* = 0. Untuk skenario 3, nilai IRR adalah sebesar 55 %. PBP dicapai pada saat Net Cash Flow = 0. Dapat dilihat pada cash flow, pada tahun 2012, net cash flow > 1, ini berarti bahwa PBP berada antara tahun pertama dan kedua atau lebih tepatnya, PBP terjadi pada saat LPG Plant Pangkalan Susu sudah dijalankan selama 2 tahun.

4.6.5 PERBANDINGAN KETIGA SKENARIO

Perbandingan parameter dari ketiga skenario disajikan dalam tabel 4.52.

Tabel 4. 52 Perbandingan Ketiga Skenario

<i>NO.</i>	<i>Skenario</i>	<i>NPV (US \$)</i>	<i>IRR (%)</i>	<i>Payback Period</i>
1	Tanpa <i>Power Generation Plant</i>	46.208.049	116	11 bulan
2	Dengan PGP & Fuel Gas dari Gas Umpan	27.600.656	45	2 tahun 4 bulan
3	Dengan PGP & Fuel Gas dari <i>Sales gas</i>	36.858.111	55	2 tahun

Dari ketiga skenario, skenario 1 merupakan skenario dengan nilai NPV dan IRR paling besar dan dengan *Payback Period* yang paling singkat yaitu sekitar 11 bulan. Sedangkan skenario 2 merupakan skenario dengan nilai NPV serta IRR terkecil dan *Payback Period* paling lama.

Jenis skenario yang akan dipilih untuk dianalisis sensitivitasnya adalah skenario 3. Skenario 1 tidak dianjurkan untuk dipilih karena walaupun nilai NPV dan IRR-nya paling besar, namun keadaan Kecamatan Pangkalan Susu yang terpencil membuat tidak mungkin untuk membeli listrik dari PLN dengan kapasitas yang besar yaitu sekitar 2 MW. Skenario 1 dapat dijalankan apabila

pada kecamatan Pangkalan Susu sudah tersedia jaringan listrik dengan kapasitas berlebih yang dapat digunakan untuk mensuplai kebutuhan LPG *Plant* Pangkalan Susu. Oleh karena itu, skenario 3 merupakan skenario yang paling mungkin untuk dijalankan yaitu membangun *Power Generation Plant* sendiri dengan menggunakan fuel gas dari *Sales gas* yang dihasilkan dari LPG *Plant*.

4.6.6 BENCHMARKING

Pada bagian 4.6.3.1 dan 4.6.4.1 telah dilakukan kalkulasi terhadap biaya investasi total yaitu sebesar \$15.935.917. Berdasarkan literatur yang diperoleh, *capital expenditure* untuk membangun LPG *Plant* Musi Banyuasin yang dioperasikan oleh PT. Medco dengan kapasitas 200 ton per hari pada tahun 2003 adalah \$ 20.000.000. Sehingga perkiraan untuk LPG *Plant* yang akan dibangun dengan kapasitas 62 ton per hari adalah:

$$\frac{\$20.000.000}{Capex(2)} = \left(\frac{200ton}{62ton}\right)^{0.6}$$

$$Capex(2) = \$9.900.990 \text{ (tahun 2003)}$$

Sehingga perkiraan biaya investasi pada tahun 2010 adalah :

$$(\$60/401) * \$9.900.990 = \$13.826.819$$

Hasil perhitungan tersebut mendekati dari kalkulasi yang telah dilakukan sebelumnya, sehingga dapat dikatakan bahwa *capital expenditure* tersebut masuk akal.

4.6.7 ANALISIS SENSITIVITAS

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

4.6.7.1 Variasi Nilai

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

Tabel 4. 53 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Nilai Investasi

Perubahan (%)	NPV	IRR	PBP
-50	45.691.243	112	0,9
-40	43.924.617	93	1,2
-30	42.157.990	79	1,4
-20	40.391.364	69	1,6
-10	38.624.738	61	1,8
0	36.858.111	55	1,9
10	35.091.485	49	2,2
20	33.324.858	44	2,4
30	31.558.232	40	2,6
40	29.791.605	37	2,8
50	28.024.979	35	3,3

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

Tabel 4. 54 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Biaya Produksi

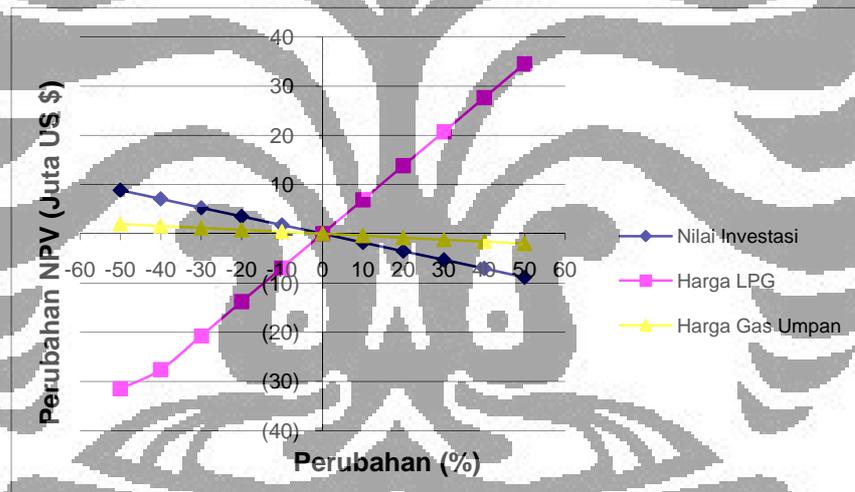
Perubahan (%)	NPV	IRR	PBP
-50	38.840.640	57	1,9
-40	38.444.134	56,6	1,95
-30	38.047.628	56,2	1,963
-20	37.651.122	55,83	1,975
-10	37.254.617	55,46	1,98
0	36.858.111	55	1,9
10	36.461.605	54,07	2,01
20	36.065.100	54,32	2,02
30	35.668.594	53,93	2,04
40	35.272.088	53,53	2,05
50	34.875.583	53,13	2,06

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

Tabel 4. 55 Perubahan NPV, IRR dan PBP terhadap Variasi Harga Jual LPG

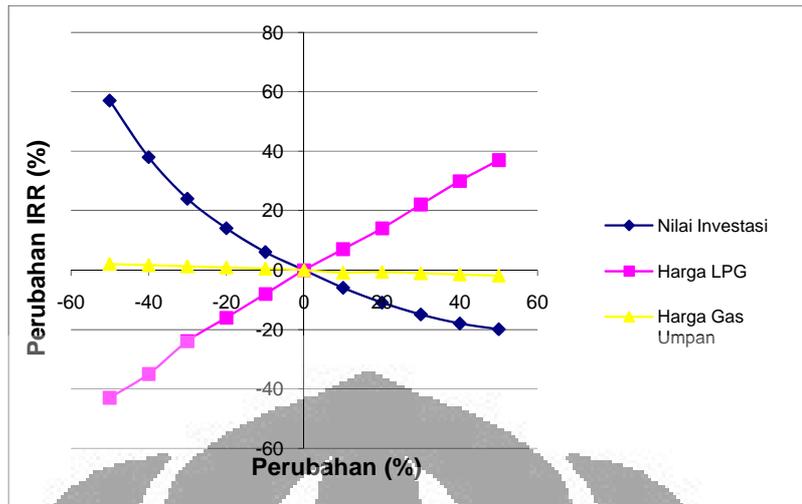
Perubahan (%)	NPV	IRR	PBP
-50	5.345.281	12	5,2
-40	9.228.982	20	4,5
-30	16.136.264	31	3,7
-20	23.043.546	39	3
-10	29.950.829	47	2,5
0	36.858.111	55	1,9
10	43.765.393	62	1,7
20	50.672.676	69	1,5
30	57.579.958	77	1,4
40	64.487.240	85	1,3
50	71.394.523	92	1,25

4.6.7.2 Plot Sensitivitas



Gambar 4. 17 Sensitivitas *Net Present Value*

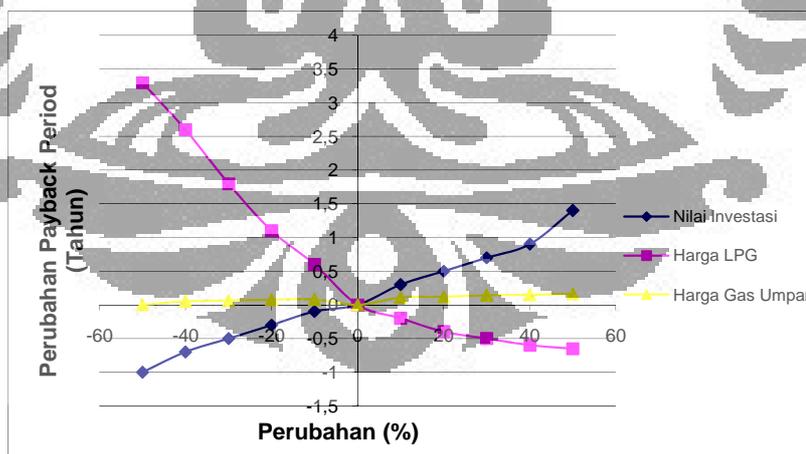
Pada gambar 4.17 di atas dapat dilihat bahwa dengan dengan bertambahnya nilai investasi, menurunnya harga LPG dan bertambahnya biaya produksi LPG *Plant* Pangkalan Susu, nilai dari NPV akan semakin berkurang. Sebaliknya, Nilai NPV akan bertambah seiring dengan kenaikan harga jual LPG, berkurangnya nilai investasi dan biaya produksi. Dari ketiga komponen tersebut perubahan terhadap harga jual LPG mempunyai sensitivitas paling tinggi. Hal ini ditunjukkan dengan curamnya grafik yang ditunjukkan.



Gambar 4. 18 Sensitivitas *Internal Rate of Return* (IRR)

Perubahan terhadap harga gas jual LPG juga sangat mempengaruhi besarnya IRR. Dapat dilihat pada gambar 4.18, dengan penambahan harga jual LPG 10 %, terjadi peningkatan nilai IRR yang cukup signifikan yaitu dari 55 % menjadi 62 %.

Peningkatan nilai investasi, peningkatan biaya produksi dan penurunan harga gas jual akan menjadikan waktu pengembalian modal menjadi lama. Sama halnya seperti sebelumnya, komponen yang paling sensitif untuk waktu pengembalian adalah harga gas jual LPG.



Gambar 4. 19 Sensitivitas *Payback Period*

BAB V

KESIMPULAN

LPG *Plant* Pangkalan Susu yang dirancang dengan menggunakan teknologi proses Low Temperature Separation dapat menghasilkan produk LPG sebesar 61,75 ton per harinya dengan komposisi propana, i-butana dan n-butana lebih dari 97 %.

Setelah diproses pada LPG *Plant* Pangkalan Susu, gas bumi yang masih bisa dijual sebesar 7,48 MMSCFD dengan heating value sebesar 1095 Btu/MMSCFD.

Selain menghasilkan LPG, LPG *Plant* Pangkalan Susu juga menghasilkan produk kondensat sebanyak 139,01 barrel per hari dengan nilai RVP sebesar 18,66 psi.

Nilai investasi yang diperlukan untuk pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu bernilai \$ 15.935.917 dengan nilai Net Present Value sebesar \$ 36.858.111, IRR 55 % dan Payback Period selama 2 tahun.

Jika mengacu pada parameter ekonomi yang ditetapkan oleh Pertamina E&P Region Sumatera dimana Payback Period LPG *Plant* berkisar 2 tahun, maka LPG *Plant* Pangkalan Susu memenuhi kelayakan pembangunan.

Jika mengacu kepada parameter ekonomi pada umumnya, pembangunan LPG *Plant* Pangkalan Susu memenuhi kelayakan ekonomi karena nilai NPV bernilai positif dan nilai IRR lebih dari MARR 10%.

PUSTAKA

- [1] Anonim (2007) “*Caloric Value.*” Diakses pada tanggal 2 April 2007.
www.wikipedia.org
- [2] Anonim (2008) “Peta Kabupaten Langkat” Diakses pada tanggal 16 Mei 2007.
www.langkat.go.id
- [3] Pertamina E&P Region Sumatera “Spesifikasi Gas Sumur SK-V dan SK-VI”
(Jakarta 2005)
- [4] Perry. 1999. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. s.l. : McGraw-Hill, 1999.
- [5] McAllister, E. W. 1992. *Pipeline Rules of Thumb Handbook*. Texas : Gulf Publishing, 1992.
- [6] BP Migas. ”Pengembangan Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia Aspek Teknologi dan Pengolahan Gas” (Jakarta 2008)
- [7] Campbell, John M. *Gas Conditioning and Processing*, Volume 2 : The Equipment Modules
- [8] Speight, John. 1993. *Gas Environmental and Processing*,
- [9] *Handbook of Gas Engineers*. New York : Industrial Press . 1965
- [10] Sullivan, William. 2000. *Engineering Economy* 11th Edition. New Jersey : Prentice Hall, 2000.
- [11] Anonim (2008) “Profil Sumatera Utara” Diakses pada tanggal 16 Mei 2007.
www.sumut.go.id

- [12] Anonim (2008) “Kegunaan LPG” Diakses pada tanggal 5 Mei 2007.
www.pertamina.com
- [13] ”Statistik Ekonomi Energi Indonesia 2004”, Pusat Informasi Energi dan Sumber Daya Mineral, Jakarta, 2004.
- [14] Pengkajian Energi Universitas Indonesia, *Indonesia Energy Outlook and Statistics 2006* (Depok: 2006)
- [15] Departemen Energi dan Sumber Daya Mineral ”Program Pengalihan Minyak Tanah ke LPG” (Jakarta 2007)
- [16] Seider, Warren D. Et al. “*Product & Process Design Principles. Synthesis, Analysis and Evaluation.*” Wiley. New York 2004.
- [17] Pertamina E&P Region Sumatera “*Gas Deliverability Pangkalan Susu Gas Field*” (Jakarta 2005)
- [18] (Anonim) ”Hydrocarbon Processing’s Gas Process Handbook” Gulf Publishing Co. Schaumbur : 2004

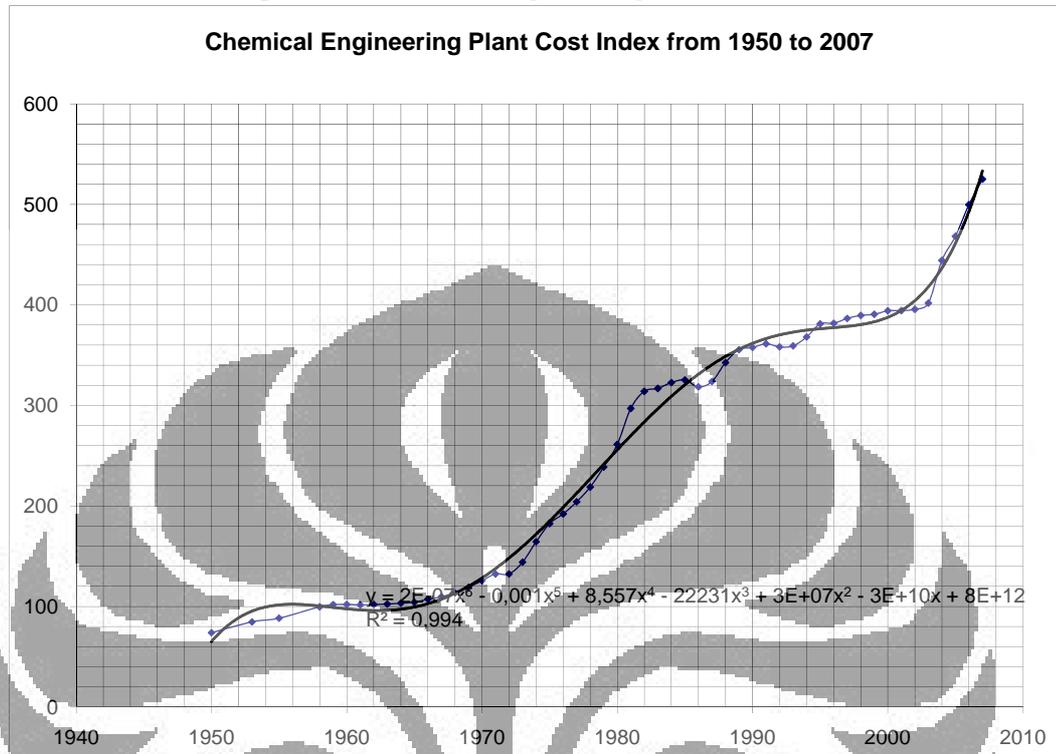
LAMPIRAN

Lampiran 1 Biaya Peralatan LPG Plant Pangkalan Susu

No.	Unit Proses		Harga (US\$)	
	Dehidrasi gas Umpan			
1	E-100	Fired Heater	32.927	
2	T-100A	Absorber Column	38.207	
3	T-100B	Absorber Column	38.207	
4	AC-100	Regas Air Cooler	15.346	
5	K-100	Feed Compressor	1.826.732	
6		Molecular Sieve	4.932	
				1.956.350
	Main Process			
7	T-101	Pressure Vessel 1	74.694	
8	T-102	Pressure Vessel 2	250.965	
9	TR-102	Vessel 2 Reboiler	17.023	
10	T-103	Pressure Vessel 3	74.103	
11	TC-103	Vessel 3 Condenser	33.105	
12	TR-103	Vessel 3 Reboiler	14.909	
13	LPG-100	Gas Chiller 1	92.743	
14	T-104	Condensate Stabilizer	8.768	
15	TC-104	Condensate Condenser	13.791	
16	ST-100	LPG Storage Tank	47.778	
17	ST-101	Condensate Storage Tank	21.562	
				649.441
	Refrigeration			
18	LPG-200	Gas Chiller 2	86.860	
19	LPG-201	Gas Chiller 3	16.676	
20	K-200	MCR Compressor	504.079	
21	K-201	MCR Compressor	659.783	
22	K-202	Propane Compressor	421.668	
23	E-300	MCR HE 1	11.999	
24	E-301	MCR HE 2	18.013	
25	AC-200	MCR Air Cooler 1	15.346	
26	E-302	MCR Heat Exchanger	14.759	
27	T-200	2 Phase Separator	55.460	
28		Refrijeran MCR	43.819	

29		Refrijeran Propana	124.965	
				1.973.427
	Cooling Water Cycle			
30	P-201	Pompa Air	7.086	
31	P-202	Pompa Air	6.717	
32	AC-201	Air Cooler Air	15.346	
33	AC-202	Air Cooler Air	15.346	
				44.495
	Steam Generation Plant			
34	P-400	Pompa Air	5.437	
35	AC-400	Air Cooler Steam	15.346	
36	E-400	Furnace	142.703	
37	TR-103	Pompa Depropanizer	7.104	
38	K-400	Steam Compressor	191.954	
				362.544
	Power Generation			
39	K-500	Gas Compressor	-	
40	K-501	Air Compressor	2.654.434	
41	CO-500	Combustion Chamber	481.600	
42	GT-500	Gas Turbine	1.674.383	
43	G-500	Generator	6.086	
				4.816.503

Lampiran 2 Chemical Engineering Plant Cost Index



Lampiran 3 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 4 Kondisi Operasi LPG Plant Pangkalan Susu

Properties	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12
Vapour Fraction	1	1	1	1	0,9314	1	1	1	1	1	1	1
Temp (F)	95,76	96,08	95,76	93,00	-10	500,00	246,05	343,02	100,00	247,54	90,00	-100,87
Pressure (psi)	192,02	195,8	192,02	177	183	174	550	174	171	550	544	380
Molar Flow (MMSCFD)	6,298	3,198	9,496	0,8075	10827	0,8075	9,504	0,807	0,807	12,5	12,5	9,71
Mass Flow (kg/hr)	15.885,23	7.923,55	23.808,78	1.645,64	9,51	1.645,64	23.824,60	1.643,14	1.643,14	31.340,54	31.340,54	18.856,38
Std Liq Flow (bpd)	2.974,34	1.498,96	4.473,31	351,43	4.478,40	351,43	4.474,39	351,03	351,03	5.888,41	5.888,41	4.085,96

Properties	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24
Vapour Fraction	0	0,18	0,25	1,00	0	0	1,37261E-06	0,993	0,540344035	1	1	1
Temp (F)	18,88	70,00	57,41	-39,73	133,52	103,04	248,77	-56,43	139,11	70,00	116,45	76,14
Pressure (psi)	385	382	282	180	190	150	160	180	30	177	177	177
Molar Flow (MMSCFD)	2,79	2,79	2,79	1,18	1,61	1,39	0,22	0,44	0,17	9,71	1,18	7,50
Mass Flow (kg/hr)	12.484,15	12.484,15	12.484,15	3.337,75	9.146,41	7.441,84	1.704,56	509,92	1.409,13	18.856,38	3.337,75	22.194,13
Std Liq Flow (bpd)	1.802,45	1.802,45	1.802,45	655,25	1.147,21	960,42	186,79	224,00	152,78	4.085,96	655,25	4.741,20

Properties	25	26	27	28	29	30	31	32	33	34	35	36
Vapour Fraction	0	0,99	1	1	1	1	1	0,22	1	0	0	0
Temp (F)	-49	-22	-31,40	118,52	118,52	263,85	120	-25	-25	-25	-200	-193,97
Pressure (psi)	380	180	42	150	150	635	630	615	615	615	615	615
Molar Flow (MMSCFD)	12,5	5,37	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	2,9	0,63	2,27	0,63	2,27
Mass Flow (kg/hr)	503,43	182,92	8.257,90	8.257,90	8.257,90	8.257,90	8.257,90	8.257,90	1.419,15	6.838,76	1.419,15	6.838,76
Std Liq Flow (bpd)	7935,732175	3247,558692	1556,875775	1556,875775	1556,875775	1556,875775	1556,875775	1556,875775	286,0640608	1270,811714	286,0640608	1270,811714

Properties	37	38	39	40	41	42	43	44	50	51	53	54
Vapour Fraction	0,06	1	0	0,3	0,33	0,7	1	1	0	0	1	1
Temp (F)	-201,94	-50	-166,43	-226,85	-225,56	-35	103,34	158,89	157,42	157,54	600,00	600,00
Pressure (psi)	42	71,76	615	42	42	18,17	15,17	30	15	30	30	30
Molar Flow (MMSCFD)	2,27	5,37	0,63	0,63	0,63	2,80	2,80	2,80	6,48	6,48	6,48	0,13
Mass Flow (kg/hr)	6838,76	16803,03	1419,15	1419,15	1419,15	13557,76	13557,76	13557,76	667,50	667,50	667,50	13,58
Std Liq Flow (bpd)	1270,81	3247,56	286,06	286,06	286,06	1832,21	1832,21	1832,21	6335,66	6335,66	6335,66	128,94

Properties	55	56	57	58	59	60	61	62	63	64	65	66
Vapour Fraction	1	1	1	1	1	1	1	1	0,01	0,76	0	0,99
Temp (F)	200,71	600	200,71	600	300	284,58	93	500	119	133,8	215,8	228,5
Pressure (psi)	30	30	30	30	27	27	177	174	190	190	125	125
Molar Flow (MMSCFD)	0,13	0,91	0,91	5,43	5,43	6,48	0,81	0,81	3,66	3,66	9,80	9,80
Mass Flow (kg/hr)	13,58	94,04	94,04	559,87	559,87	667,50	1645,64	1645,64	19504,13	19504,13	75126,68	75126,68
Std Liq Flow (bpd)	128,94	892,62	892,62	5314,10	5314,10	6335,66	351,43	351,43	2520,44	2520,44	8306,72	8306,72

Properties	70	71	72	73	74	75	76	77	78	79	80	90
Vapour Fraction	0	0	0	0	0	0	1	0,13	0	0	0	1
Temp (F)	76,99	77,00	99,81	100,00	100,00	232,57	104,43	86,54	77,00	77,00	104,42	247,54
Pressure (psi)	24,00	30,00	30,00	24,00	30,00	27,00	120,00	117,00	24,00	30,00	27,00	180,00
Molar Flow (MMSCFD)	2,00	2,00	2,00	2,50	2,50	2,50	15,36	15,36	195,50	195,50	195,50	0,50
Mass Flow (kg/hr)	3956,29	3956,29	3956,29	4945,36	4945,36	4945,36	82166,53	82166,53	386726,88	386726,88	386726,88	568,64
Std Liq Flow (bpd)	271,4447236	271,4447236	271,4447236	339,3059046	339,3059046	339,3059046	10600,96522	10600,96522	26533,72174	26533,72174	26533,72174	235,5364251

Properties	92	93	94	95
Vapour Fraction	1	1	1	1
Temp (F)	77	500	1620,29	1048,12
Pressure (psi)	14,7	95,76	85,76	20
Molar Flow (MMSCFD)	25	25	25,61	25,61
Mass Flow (kg/hr)	35923,69	35923,69	36492,29	36492,29
Std Liq Flow (bpd)	6268,84	6268,84	6444,19	6444,19

