



UNIVERSITAS INDONESIA

**PERBANDINGAN BIAYA OPERASI DI PABRIK LPG
DENGAN KOLOM FRAKSIONASI PADA TEKANAN
ATMOSFIR DAN TEKANAN TINGGI**

SKRIPSI

**PURNAMA DEWI SIDAURUK
0606043212**

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
PROGRAM STUDI EKSTENSI TEKNIK KIMIA
DEPOK
DESEMBER 2008**



UNIVERSITAS INDONESIA

**PERBANDINGAN BIAYA OPERASI DI PABRIK LPG
DENGAN KOLOM FRAKSIONASI PADA TEKANAN
ATMOSFER DAN TEKANAN TINGGI**

SKRIPSI

Diajukan sebagai salah satu syarat memperoleh gelar Sarjana Teknik

**PURNAMA DEWI SIDAURUK
0606043212**

**FAKULTAS TEKNIK UNIVERSITAS INDONESIA
PROGRAM STUDI EKSTENSI TEKNIK KIMIA
DEPOK
DESEMBER 2008**

Universitas Indonesia

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

**Nama : Purnama Dewi Sidauruk
NPM : 0606043212
Tanda Tangan :
Tanggal : 23 Desember 2008**

Universitas Indonesia

HALAMAN PENGESAHAN

Skripsi ini diajukan oleh:

Nama : Purnama Dewi Sidauruk

NPM : 0606043282

Program Studi : Teknik Kimia

Judul Skripsi : Perbandingan Biaya Operasi di Pabrik LPG dengan Kolom
Fraksionasi pada Tekanan Atmosfir dan Tekanan Tinggi

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

DEWAN PENGUJI

Pembimbing : Ir. Dijan Supramono, MSc ()

Penguji : Prof. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA ()

Penguji : Ir. Mahmud Sudibandriyo, MSc., PhD ()

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 23 Desember 2008

Universitas Indonesia

KATA PENGANTAR

Segala hormat dan syukur saya panjatkan ke hadirat Tuhan Yang Maha Esa, hanya karena kasih dan kebaikan-Nya saya dapat menyelesaikan penulisan makalah skripsi ini tepat pada waktunya.

Makalah skripsi dengan judul “Perbandingan Biaya Refrijerasi di Pabrik LPG pada Tekanan Atmosfir dan Tekanan Tinggi “ disusun sebagai salah satu persyaratan akademis dalam menyelesaikan program sarjana di Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.

Saya menyadari keberhasilan saya dalam menyusun makalah skripsi ini merupakan bimbingan dan dukungan dari berbagai pihak, oleh karena itu pada kesempatan ini saya ingin menyampaikan ucapan terima kasih kepada :

1. Ir. Dijan Supramono, M.Sc, selaku dosen pembimbing yang telah bersedia meluangkan waktu untuk memberi pengarahan, diskusi, dan bimbingan, serta persetujuan sehingga skripsi ini dapat selesai dengan baik.
2. Papa, Mama, Surya, Mariantha dan Andra atas doa, dukungan, perhatian dan kasih sayangnya.
3. Prof. Dr. Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku ketua Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik Universitas Indonesia.
4. Yuliusman ST, M.Eng. selaku koordinator Skripsi.
5. Bambang Heru, ST, MT selaku Pembimbing Akademik penulis.
6. Rekan-rekan mahasiswa Teknik Kimia angkatan 2006 atas semua kerjasamanya.
7. Semua staf dan karyawan di jurusan teknik kimia UI atas bantuannya.
8. “My bebe”, Henry yang setia mendukung dan memberi semangat dalam mengerjakan makalah skripsi ini.

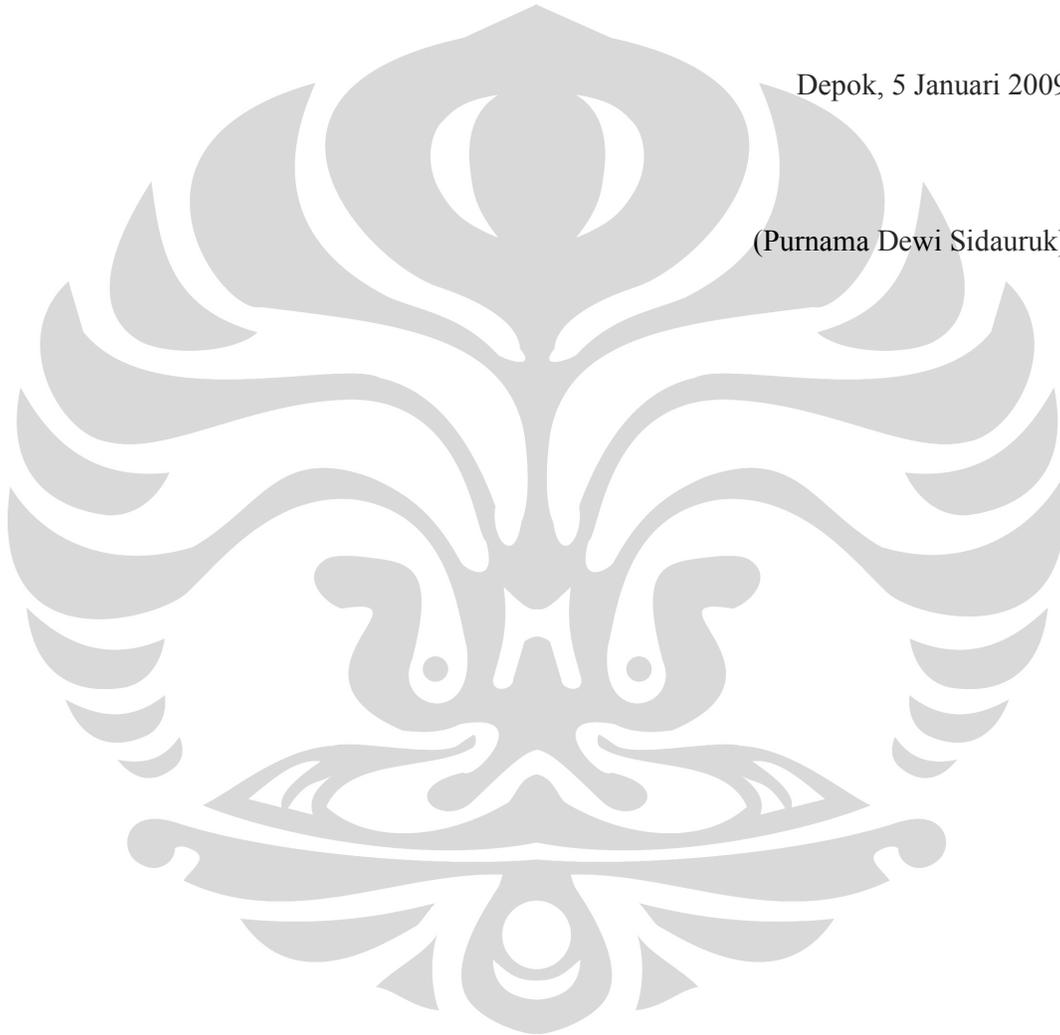
Universitas Indonesia

9. Semua pihak yang telah mendukung saya baik secara moril maupun materiil yang dapat saya sebutkan satu persatu

Saya berharap bahwa makalah ini dapat berguna bagi setiap orang yang membacanya. Kritik dan saran yang membangun sangat saya harapkan agar perbaikan dapat terus dilakukan untuk mencapai hasil yang lebih baik lagi

Depok, 5 Januari 2009

(Purnama Dewi Sidauruk)



Universitas Indonesia

ABSTRAK

Nama : Purnama Dewi Sidauruk
Program Studi : Ekstensi Teknik Kimia
Judul : Perbandingan Biaya Operasi di Pabrik LPG dengan Kolom
Fraksionasi pada Tekanan Atmosfir dan Tekanan Tinggi

Skripsi ini membahas mengenai biaya operasi yang digunakan di LPG Plant dengan kolom fraksionasi pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi. Sistem Refrijerasi yang digunakan adalah sistem refrijerasi kompresi uap tahap tunggal, dan refrijeran yang digunakan adalah refrijeran propana. Hasil simulasi diperoleh bahwa biaya operasi pada tekanan atmosfer lebih murah jika dibandingkan dengan tekanan tinggi.

Kata kunci :
Pabrik LPG, Refrijerasi, Refrijeran

ABSTRACT

Name : Purnama Dewi Sidauruk
Study Program: Extention of Chemical Engineering
Title : Comparison Operation Cost in LPG Plant at Atmospheric
Pressure and High Pressure Fractionation Column

Focus of this study is related with operation cost that used in LPG Plant at atmospheric pressure condition and high pressure fractionation column. Refrigeration system that used in this study is refrigeration with single stage, propane was used as the refrigerant. The result from the simulation was operation cost at atmospheric pressure is cheaper than refrigeration cost at high pressure.

Key Word :
LPG Plant, Refrigeration, Refrigerant

Universitas Indonesia

DAFTAR ISI

HALAMAN JUDUL	ii
PERNYATAAN ORIGINALITAS	iii
LEMBAR PERSETUJUAN	iv
KATA PENGANTAR	vi
ABSTRAK	vii
DAFTAR ISI	ix
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	x
DAFTAR LAMPIRAN	
1. PENDAHULUAN	1
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Perumusan Masalah	2
1.3 Tujuan Penulisan	2
1.4 Batasan Masalah	3
1.5 Sistematika Penulisan	3
2. TINJAUAN PUSTAKA	4
2.1 Spesifikasi Gas Umpam	4
2.2 Liquefied petroleum Gas	5
2.2.1 Definisi	5
2.2.2 Sifat Fisik	6
2.2.3 Spesifikasi LPG on-Spec	7
2.2.4 Penyimpanan LPG	7
2.3 Distilasi	8
2.3.1 Komponen-komponen Kolom Distilasi	8
2.3.2 Prinsip Distilasi	10
2.3.3 Unit Fraksionasi	13
2.3.3.1 Depropanizer	13
2.3.3.2 Debutanizer	13
2.3.4 Jenis-jenis Distilasi	14
2.3.4.1 Atmospheric Distillation	14
2.3.4.2 High pressure Distillation	15
2.4 Sistem Refrijerasi	16
2.4.1 Prinsip Refrijerasi	17
2.4.2 Pemilihan Sistem Refrijerasi	18
2.4.3 Pemilihan Refrijeran	20
3. METODOLOGI PENELITIAN	21
3.1 Pendahuluan	21
3.2 Prosedur Penelitian	21
3.2.1 Studi Literatur	21
3.2.2 Pemilihan Kondisi Proses Recovery LPG	21
3.2.3 Merancang Sistem Pemisahan dengan Proses Distilasi	22

Universitas Indonesia

3.2.4 Merancang Sistem Refrijerasi dan Memilih Refrijeran	22
3.2.5 Simulasi Proses Refrijerasi LPG	22
3.2.6 Menentukan Beban Uap Air Panas di Reboiler dan Beban Kompresor	22
3.2.7 Analisa Biaya	22
3.3 Diagram Alir Penelitian.....	23
4. URAIAN PROSES	24
4.1 Kolom Fraksionasi Tekanan Atmosfir	24
4.2 Kolom Fraksionasi Tekanan Tinggi	29
4.3 Sistem Refrijerasi Tekanan Atmosfir.....	34
4.4 Sistem Refrijerasi Tekanan Tinggi	34
5. PEMBAHASAN.....	38
5.1 Pemilihan Kondisi Proses Recovery LPG.....	38
5.2 Merancang Sistem Pemisahan dengan Proses Distilasi	39
5.2.1 Distilasi dengan Tekanan Atmosfir.....	39
5.2.1.1 Depropanizer	40
5.2.1.2 Debutanizer.....	40
5.2.2 Distilasi dengan Tekanan Tinggi.....	42
5.2.2.1 Depropanizer	42
5.2.2.2 Debutanizer.....	42
5.3 Merancang Sistem Refrijerasi dan Memilih Refrijeran	45
5.3.1 Tekanan Atmosfir	46
5.3.2 Tekanan Tinggi.....	46
5.4 Simulasi Proses Recovery LPG.....	48
5.5 Menentukan Beban Uap Air Panas di Reboiler dan Beban Kompresor.....	49
5.5.1 Beban Uap Air Panas di Reboiler	49
5.5.1 Beban Kompresor	51
5.6 Analisa Biaya	52
KESIMPULAN.....	54
DAFTAR PUSTAKA	55

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Skema Peralatan Distilasi Secara Umum	8
Gambar 2.2	Reboiler Kettle.....	9
Gambar 2.3	Sieve Tray.....	9
Gambar 2.4	Jenis-jenis Packing	10
Gambar 2.5	Kurva Kesetimbangan dan Garis Operasi	12
Gambar 2.6	Hubungan antara R dan Biaya.....	15
Gambar 2.7	Siklus dan Diagram T-s Refrijerasi Kompresi Uap.....	17
Gambar 2.8	Siklus Refrijerasi Kompresi Uap Bertingkat.....	19
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian.....	23
Gambar 4.1	Kolom <i>Depropanizer</i> pada Tekanan Atmosfir	26
Gambar 4.2	Kolom <i>Debutanizer</i> pada Tekanan Atmosfir	27
Gambar 4.3	Kolom Fraksionasi pada Tekanan Atmosfir.....	28
Gambar 4.4	Kolom <i>Depropanizer</i> pada Tekanan Tinggi.....	31
Gambar 4.5	Kolom <i>Debutanizer</i> pada Tekanan Tinggi	32
Gambar 4.6	Kolom Fraksionasi pada Tekanan Tinggi.....	33
Gambar 4.7	Sistim Refrijerasi pada Tekanan Atmosfir	36
Gambar 4.8	Sistim Refrijerasi pada Tekanan Tinggi	37



DAFTAR TABEL

Tabel 2.1	Karakteristik Umpan	4
Tabel 2.2	Sifat Fisika dari Komponen LPG Utama	6
Tabel 2.3	Spesifikasi LPG on-Spec	7
Tabel 2.4	Batas Temperatur Berbagai Jenis Refrijeran.....	20
Tabel 5.1	Perbandingan antara Tekanan Atmosfir dan Tekanan Tinggi.....	38
Tabel 5.2	Komposisi <i>Top Product</i> dan <i>Bottom Product Depropanizer</i> dan <i>Debutanizer</i> Tekanan Atmosfir	40
Tabel 5.3	Komposisi <i>Top Product</i> dan <i>Bottom Product Depropanizer</i> dan <i>Debutanizer</i> Tekanan Tinggi.....	42
Tabel 5.4	Perbandingan LPG <i>On-Spec</i> dengan LPG Hasil Simulasi	44
Tabel 5.5	Komposisi Refrijeran Propana	45
Tabel 5.6	Jenis-jenis Tempat Penyimpanan LPG.....	48
Tabel 5.7	Perbandingan Kondisi LPG Propana dan Refrijeran di <i>Depropanizer</i>	48
Tabel 5.8	Perbandingan Kondisi LPG Butana dan Refrijeran di <i>Debutanizer</i>	49
Tabel 5.9	Perbandingan Beban Uap Air Panas untuk Masing-masing Tekanan	50
Tabel 5.10	Biaya Bahan Bakar untuk Kebutuhan Uap Panas di Kolom Distilasi.....	51
Tabel 5.11	Perbandingan Beban Kompresor Kolom <i>Depropanizer</i>	51
Tabel 5.12	Perbandingan Beban Kompresor Kolom <i>Debutanizer</i>	51
Tabel 5.11	Perbandingan Harga Listrik	53
Tabel 5.12	Perbandingan Biaya Operasi untuk Masing-masing Tekanan	53

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Sebagai suatu negara yang sedang berkembang kebutuhan energi Indonesia akan terus meningkat seiring dengan perkembangan kegiatan industri, perdagangan dan jasa serta pertumbuhan penduduk. Perkembangan tersebut berdampak pada meningkatnya kebutuhan energi sebagai penggerak mobilitas kegiatan perekonomian bangsa ini. Kebutuhan energi yang besar ini harus dipenuhi secara berlanjut agar pembangunan nasional tidak terganggu.

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 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 batubara (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.

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

Gas bumi dan turunannya seperti LPG adalah sumber energi pengganti terbaik dari BBM. Selain sifatnya yang ramah lingkungan, harga yang lebih murah dibandingkan dengan BBM, gas bumi juga memiliki nilai kalor yang lebih tinggi dibandingkan BBM. LPG memiliki nilai kalor 46.1 MJ/kg dibandingkan

Universitas Indonesia

dengan 42.5 MJ/kg untuk diesel dan 43.5 MJ/kg untuk gasoline. Nilai kalor LPG sama dengan $94 \text{ MJ/m}^3 = 26.1 \text{ kWh/ m}^3$ dibandingkan dengan gas alam (metana) adalah $38 \text{ ML/ m}^3 = 10.6 \text{ kWh/ m}^3$. Dengan adanya program Konversi Minyak Tanah ke LPG yang dicanangkan oleh Pemerintah, maka kebutuhan LPG nasional juga meningkat.

Dalam industri khususnya pabrik LPG pada kolom fraksionasi membutuhkan bahan bakar untuk menghasilkan uap air panas yang digunakan untuk pemanasan umpan untuk menghasilkan produk yang diinginkan. Harga bahan bakar yang mahal sehingga biaya operasi juga mahal demikian juga pada proses refrijerasi mengkonsumsi listrik yang paling besar, oleh karena itu dalam penelitian ini dilakukan analisa biaya operasi pada pabrik LPG. Pada umumnya LPG dihasilkan di unit fraksionasi dimana tekanan umpan sekitar 21.414 atm. Pada penelitian ini dilakukan analisa biaya dimana tekanan unit fraksionasi pada tekanan atmosfer dan kemudian membandingkan hasilnya dengan biaya yang dibutuhkan pada tekanan unit fraksionasi yang ada pada pabrik LPG. Biaya operasi merupakan total biaya bahan bakar dan biaya listrik untuk beban kompresor.

1.2 Perumusan Masalah

Masalah yang akan dibahas pada penelitian ini adalah analisa biaya dengan dua tingkat tekanan yang berbeda yaitu tekanan atmosfer dan tekanan tinggi di LPG plant dimana analisa biaya tersebut dilihat dari beban uap air panas yang digunakan pada kolom distilasi dan beban kompresor pada sistem pendinginan (*refrigeration*) yang digunakan

1.3 Tujuan Penulisan

Tujuan penelitian ini adalah untuk :

- Merancang sistem pemisahan dengan distilasi pada unit *depropanizer* dan *debutanizer* di pabrik LPG
- Merancang sistem pendinginan (*refrigeration*)
- Menentukan beban uap air panas di reboiler

Universitas Indonesia

- Menentukan beban kompresor yang digunakan pada sistem refrijerasi pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi.

1.4 Batasan Masalah

Batasan permasalahan dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Temperatur penyimpanan LPG propana dan LPG butana
2. Komposisi umpan yang digunakan adalah komposisi gas yang diproduksi dari BETARA GAS PLANT.

1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan makalah penelitian ini adalah sebagai berikut :

BAB 1 Pendahuluan

Meliputi Latar Belakang, Rumusan Masalah, Tujuan Penulisan, Batasan Masalah, dan Sistematika Penulisan.

BAB 2 Tinjauan Pustaka

Meliputi penjelasan mengenai spesifikasi gas umpan, definisi dan spesifikasi gas bumi, definisi LPG, sifat fisik LPG, distilasi, sistem pendinginan (*refrigeration*) dan jenis refrijerasi.

BAB 3 Metodologi Penelitian

Meliputi pendahuluan, prosedur penelitian dan diagram alir penelitian.

BAB 4 Uraian Proses

Meliputi uraian proses pada kolom depropanizer dan debutanizer pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi, uraian proses pada sistem refrijerasi pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi.

BAB 5 Hasil dan Pembahasan

Meliputi pembahasan hasil simulasi dan perhitungan biaya listrik dari sistem refrijerasi yang digunakan untuk masing-masing susunan.

BAB 6 Kesimpulan

Meliputi kesimpulan yang merupakan pernyataan singkat yang menggambarkan isi dari tugas akhir yang dilakukan.

Universitas Indonesia

BAB 2

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 Spesifikasi Gas Umpan

Gas umpan yang digunakan untuk studi ini adalah produk bawah dari kolom *deethanizer* yang terdapat di BETARA GAS PLANT yang memiliki spesifikasi seperti yang ditampilkan pada Tabel 2.1 [1]

Tabel 2.1 Karakteristik Umpan

Parameter	Nilai
Fasa cairan	1.000
Temperatur (C)	30.5
Tekanan (atm)	21.414
Laju Alir Molar (MMSCFD)	66.224
Laju Alir Massa(kg/hr)	213090
Komposisi (%-mol)	
• CO ₂	0.001
• Ethane	0.842
• Propane	46.210
• i-butane	9.355
• n-butane	15.200
• i-pentane	4.036
• n-pentane	3.437
• n-hexane	4.760
• Mcyclopentane	1.314
• Benzene	0.256
• Cyclo hexane	0.939
• n-heptane	2.426
• Mcyclohexane	1.609
• Toluena	0.627
• n-octane	2.078
• E-benzene	0.180
• m-xylene	0.298
• p-xylene	0.298
• o-xylene	0.233
• n-nonane	1.309
• n-pbenzene	0.132
• 124-mbenzene	0.218
• n-decane	1.091
• n-C ₁₁	0.507
• n-C ₁₂	0.490
• n-C ₁₃	0.495
• n-C ₁₄	0.459
• n-C ₁₅	0.454

Universitas Indonesia

• n-C ₁₆	0.166
• n-C ₁₇	0.076
• n-C ₁₈	0.076
• n-C ₁₉	0.036
• n-C ₂₁	0.391

2.2 Liquefied Petroleum Gas [2]

2.2.1 Definisi

Liquefied Petroleum Gas (LPG) merupakan campuran hidrokarbon dengan komponen utama adalah propana, butana, isobutana, propena dan butena. Istilah LPG umumnya diterapkan 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. Dalam kondisi atmosfer, LPG akan berbentuk gas. Volume LPG dalam bentuk cair lebih kecil dibandingkan dalam bentuk gas untuk berat yang sama. Karena itu LPG dipasarkan dalam bentuk cair dalam tabung-tabung logam bertekanan. Untuk memungkinkan terjadinya ekspansi panas (*thermal expansion*) dari cairan yang dikandungnya, tabung LPG tidak diisi penuh hanya sekitar 80-85 % dari kapasitasnya. Rasio antara volume gas bila menguap dengan gas dalam keadaan cair bervariasi tergantung komposisi, tekanan dan temperatur, biasanya sekitar 250 : 1.

Sifat –sifat LPG adalah sebagai berikut :

- Cairan dan gasnya sangat mudah terbakar
- Gas tidak beracun, tidak berwarna dan biasanya berbau menyengat
- Gas dikirimkan sebagai cairan yang bertekanan di dalam tangki atau silinder
- Cairan dapat menguap jika dilepas dan menyebar dengan cepat
- Gas ini lebih berat dibanding udara sehingga akan banyak menempati daerah rendah

Salah satu resiko penggunaan LPG adalah terjadinya kebocoran pada tabung atau instalasi gas sehingga bila terkena api dapat menyebabkan kebakaran. Pada awalnya, gas LPG tidak berbau tapi bila demikian akan sulit dideteksi

apabila terjadi kebocoran pada tabung gas. Oleh karena itu ditambahkan gas *mercaptan*, yang baunya khas dan menusuk hidung.

2.2.2 Sifat Fisik [3]

Sifat fisik komponen utama LPG terdapat di Tabel 2.2. Selain dari komponen utama tersebut, terdapat komponen lain dalam jumlah kecil seperti senyawa sulfur, air, dan terkadang sisa minyak dan tar. Bergantung pada penggunaan LPG, kontaminan harus dikurangi hingga kandungan tertentu, sesuai dengan spesifikasi LPG di negara pengguna.

Tabel 2.2 Sifat Fisika dari Komponen LPG Utama

Komponen	Titik didih (101.3 kPa), °C	Tekanan uap	Densitas cairan (tekanan jenuh; 15.6°C), kg/m ³	Nilai kalor kotor (25°C), kJ/kg
Propana	-42.1	1310	506.0	50014
Propena	-47.7	1561	520.4	48954
n-butana	-0.5	356	583.0	49155
Isobutana	-11.8	498	561.5	49051
1-butena	-6.3	435	599.6	48092
Cis-2-butena	3.7	314	625.4	47941
Trans-2-butena	0.9	343	608.2	47878
isobutena	-6.9	435	600.5	47786

2.2.3 Spesifikasi LPG on-spec [3]

Tabel 2.3 memuat spesifikasi LPG yang umumnya digunakan secara komersial

Tabel 2.3 Spesifikasi LPG *On-Spec*

Komposisi	Propana	Butana	Campuran
C ₂ (% Vol)	3.3	<0.1	1.7
C ₃ (% Vol)	92.5	13.5	53
i-C ₄ (% Vol)	3.2	35.7	19.4
n-C ₄ (% Vol)	1.0	49.5	25.3
i-C ₅ (% Vol)	-	0.8	0.4
n-C ₅ (% Vol)	-	0.4	0.2
C ₆ (% Vol)	-	0.1	-
H ₂ S(ppm)	<1	<1	<1
Mercaptans	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	21500	21200	21350
• Net	19900	19700	19800

2.2.4 Penyimpanan LPG [3]

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 horizontal atau vertikal. Untuk tonase yang lebih besar (hingga kapasitas 1500 ton), penyimpanan dilakukan di *spherical vessel*.

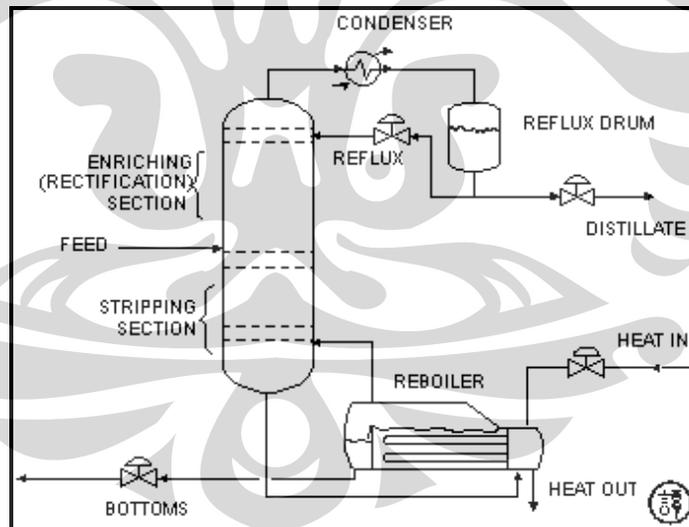
Untuk penyimpanan yang lebih besar dari 1500 ton *pressurized spherical vessel* atau *refrigerated storage* harus digunakan. *Storage* ini digunakan untuk menyimpan produk LPG pada titik didih atmosferik (yaitu -42 °C untuk propana dan -4 °C untuk butana). Tekanan tangki biasanya sekitar 15 psi. *Boil-off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

2.3 Distilasi

Distilasi adalah sistem perpindahan yang memanfaatkan perpindahan massa dan perpindahan panas untuk memisahkan dua komponen atau lebih yang memiliki volatilitas yang berbeda menjadi komponen dengan kemurnian tertentu. Produk atas distilasi adalah destilat yang terdiri dari komponen yang titik didihnya rendah (mudah menguap) sedangkan produk bawah dari kolom distilasi berupa kondensat yang kaya akan komponen yang titik didihnya lebih tinggi (sukar menguap).

2.3.1 Komponen-komponen Kolom Distilasi [5]

Distilasi dilaksanakan dengan rangkaian alat berupa kolom/menara yang terdiri dari piring (*plate tower/tray*) sehingga dengan pemanasan komponen dapat menguap, terkondensasi, dan dipisahkan secara bertahap berdasarkan tekanan uap/titik didihnya. Peralatan utama pada distilasi dapat dilihat dari gambar 2.1 dibawah ini.

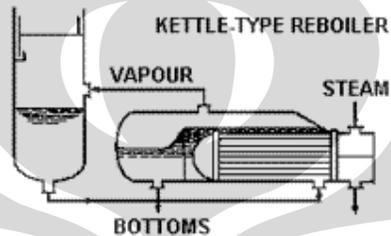


Gambar 2.1 Skema Peralatan Distilasi Secara Umum [6]

Peralatan distilasi adalah sebagai berikut :

- Reboiler

Reboiler adalah peralatan yang berfungsi untuk menguapkan campuran fasa cair sehingga dihasilkan fasa uap yang akan mengalir ke kolom distilasi. Reboiler dapat dianggap seperti alat penukar panas (*Heat Exchanger*) bahwa dibutuhkan perpindahan energi yang cukup agar cairan dalam kolom bagian bawah dapat mencapai titik didihnya.



Gambar 2.2 Reboiler Kettle [6]

2. Kolom distilasi dan *Column Internal*

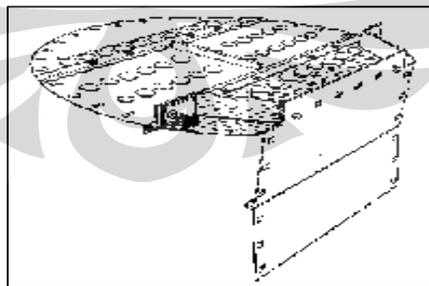
Kolom distilasi merupakan tempat terjadinya kontak antara fasa uap dan fasa cairan. Kolom distilasi ini terdiri dari isian-isian yang berfungsi untuk memperluas area kontak antara fasa cair dan fasa uap.

Jenis-jenis *column internal* yang biasa digunakan adalah sebagai berikut :

- *Tray*

Tray merupakan kolom mini untuk melakukan proses pemisahan uap-cair.

Tray dirancang untuk memaksimalkan kontak uap-cair.



Gambar 2.3 *Sieve Tray* [6]

- *Packing*

Packing juga dirancang untuk meningkatkan luas kontak uap-cair. Dengan *packing* maka *pressure drop*-nya rendah. Permasalahan di dalam *tray* dapat dikurangi dengan mengganti sebagian dari *tray* dengan *packing*, sebab [6]:

- *Packing* memberikan luas antar muka ekstra untuk kontak uap-cair
- Effisiensi pemisahan bertambah untuk tinggi kolom yang sama
- Packed column lebih pendek daripada *trayed* column



Gambar 2.4 Jenis-jenis *Packing* [6]

3 Kondensor dan *reflux drum*

Kondensor berfungsi untuk mengkondensasikan fasa uap pada bagian atas kolom. *Reflux Drum* yang berfungsi untuk menampung kondensat dari kolom atas sehingga cairan dapat dikirim kembali ke kolom distilasi.

2.3.2 Prinsip Distilasi [5]

Proses pemisahan di kolom distilasi tergantung pada perbedaan titik didih komponen, juga tergantung pada konsentrasi campuran yang ada karena komposisi yang berbeda akan memberikan titik didih yang berbeda. Proses distilasi juga tergantung pada tekanan uap dari campuran cairan. Setiap komponen murni memiliki tekanan uap pada temperatur tertentu. Berat molekul yang rendah maka tekanan uap komponen akan meningkat. Tekanan uap adalah tekanan campuran pada saat cairan dan uapnya berada pada kesetimbangan pada temperatur tertentu.

Kolom distilasi dirancang khusus agar dapat memisahkan dua komponen atau lebih berdasarkan perbedaan titik didihnya yang dilengkapi berbagai perlengkapan yang diperlukan dan mempunyai bagian rektifikasi (*enriching*) dan bagian *stripping*. *Tray* umpan (*feed tray*) dan *tray* di bawah umpan merupakan bagian *stripping* dan *tray* di atas umpan merupakan bagian *enriching*. Umpan masuk di sekitar pertengahan kolom dengan laju tertentu dan mengalir sampai di dasar kolom dengan ketinggian tertentu. Cairan mengalir dengan gaya gravitasi ke dalam reboiler, di reboiler cairan akan diuapkan dengan pemanasan uap (*steam*) sehingga dihasilkan uap yang akan mengalir ke atas sepanjang kolom dan dipertahankan kontak dengan cairan sehingga uap dan cairan akan mencapai kesetimbangan. Pada ujung reboiler terdapat tanggul, cairan yang keluar dari ujung tanggul tersebut merupakan produk bawah yang kaya akan komponen dengan *volatilitas* tinggi.

Di kondensor uap yang mengalir naik akan dikondensasikan dan kondensatnya dikumpulkan dalam *reflux drum*, dimana permukaan zat cair dijaga pada ketinggian tertentu. Cairan tersebut kemudian dipompa oleh pompa *reflux* dari *reflux drum* ke *tray* teratas. Kondensat yang tidak ikut terbawa oleh pompa *reflux* akan didinginkan akan diperoleh produk atas. Agar kemurnian produk atas dan produk bawah sesuai dengan yang diinginkan, hal yang dapat dilakukan adalah mengatur jumlah *tray* dan *reflux ratio*.

Faktor-faktor penting dalam merancang dan mengoperasikan kolom distilasi adalah kondisi umpan, jumlah *tray* yang diperlukan untuk mendapatkan pemisahan yang dikehendaki, diameter kolom, kalor yang dikonsumsi dalam pendidih, dan rincian konstruksi *tray*. Sesuai dengan asas-asas umum, analisis unjuk kerja kolom distilasi *tray* didasarkan pada neraca massa, neraca energi dan kesetimbangan fasa.

Beberapa faktor yang mempengaruhi proses distilasi [6] :

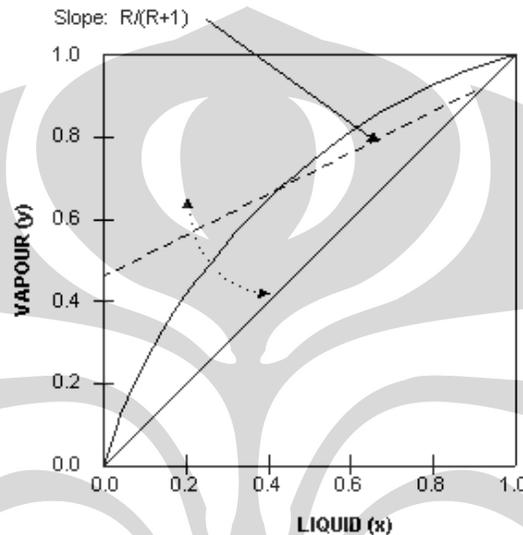
- Kondisi umpan

Keadaan campuran umpan dan kondisi umpan mempengaruhi garis operasi dan jumlah tahap yang dibutuhkan untuk pemisahan dan juga mempengaruhi lokasi *tray* umpan (*feed tray*). Selama operasi, jika

penyimpangan yang terjadi sangat besar maka kolom distilasi tidak mampu untuk mengatasi proses pemisahan.

- Kondisi *reflux*

Kurva kesetimbangan dan garis operasi pada dua komponen dapat dilihat pada gambar 2.5 di bawah ini



Gambar 2.5 Kurva Kesetimbangan dan Garis Operasi

R adalah aliran *reflux* (L) terhadap distilat dan disebut *reflux ratio* yang merupakan ukuran seberapa banyak material yang naik ke atas puncak kolom yang dikembalikan ke kolom sebagai *reflux*.

Jika rasio *reflux* meningkat, maka kemiringan garis operasi untuk bagian rektifikasi mencapai nilai maksimum yaitu 1. Secara fisik, berarti bahwa banyak cairan pada komponen yang lebih volatil dimasukkan kembali ke kolom. Pemisahan akan menjadi lebih baik dan sedikit jumlah *tray* yang dibutuhkan untuk mencapai derajat pemisahan yang sama. Sedangkan jika rasio *reflux* menurun, garis operasi untuk bagian rektifikasi bergerak ke arah garis kesetimbangan. Kondisi yang terjadi pada rasio *reflux* minimum, jumlah *tray* tidak terhingga akan dibutuhkan untuk mencapai pemisahan. Kebanyakan kolom destilasi dirancang rasio *reflux*-nya antara

1.2 sampai 1.5 kali rasio *reflux* minimumnya karena akan mengurangi biaya operasi (*reflux* besar berarti beban reboiler akan semakin meningkat)

- Jumlah *tray*

Tray dirancang untuk memaksimalkan kontak antara uap dan cair. Semakin baik kontak antara uap dan cair semakin baik pemisahan pada setiap *tray* yang mengarah kepada kinerja kolom yang lebih baik. Efisiensi pemisahan keseluruhan bergantung pada rancangan *tray*. Jika jumlah *tray* dinaikkan maka komposisi distilat lebih kaya akan komponen yang mudah menguap dan komposisi produk bawah turun, menandakan pemisahan berlangsung lebih baik. Jika jumlah *tray* berkurang maka komposisi distilat turun dan produk bawah naik, jadi pemisahannya kurang baik. Namun apabila jumlah *tray* sedikit maka energi yang diperlukan juga sedikit sehingga biaya konstruksi juga rendah. Untuk memperbaiki pemisahan maka dilakukan penambahan *packing* pada *tray* karena *packing* dapat memberikan luas antar muka yang luas untuk kontak uap dan cair.

2.3.3 Unit Fraksionasi [7]

Proses yang terjadi pada fraksionasi adalah proses distilasi yaitu suatu proses pemisahan atau pemurnian komponen-komponen dari suatu komponen dengan jalan penguapan. Produksi LPG dapat diperoleh dari kolom fraksionasi yaitu di kolom *depropanizer* dan kolom *debutanizer*.

2.3.3.1 *Depropanizer*

Umpan *depropanizer* adalah produk bawah (produk bawah) dari deethanizer yang masih mengandung propana, butana, pentana dan beberapa komponen fraksi-fraksi berat lainnya. Di unit *depropanizer* terjadi pemisahan propana dari komponen-komponen lain seperti butana dan pentana. Produk atas *depropanizer* ini diharapkan mengandung lebih banyak propana yang akan didinginkan untuk mendapatkan produk LPG propana, sedangkan komponen yang lain diharapkan dalam jumlah yang sedikit.

Variabel proses yang berpengaruh adalah temperatur bagian bawah kolom, laju *reflux* dan tekanan operasi. Laju *reflux* dapat diatur dengan mengatur aliran steam pada reboiler, karena temperatur yang terlalu tinggi akan menyebabkan propana terbawa ke aliran produk bawah. Produk bawah *depropanizer* adalah komponen yang titik didihnya lebih tinggi dari propana, yaitu butana, iso butana, pentana yang kemudian akan dialirkan ke kolom *debutanizer* untuk selanjutnya dilakukan pemisahan kembali.

2.3.3.2 Debutanizer

Umpan untuk kolom *debutanizer* adalah produk bawah *depropanizer* yang kemudian akan dilakukan proses pemisahan butana dari fraksi-fraksi berat lainnya. Produk atas *debutanizer* adalah butana yang kemudian akan didinginkan untuk memperoleh LPG butana. Pada kolom *debutanizer* variabel proses yang berpengaruh adalah temperatur bagian bawah kolom, laju *reflux* dan tekanan operasi. Laju *reflux* dapat diatur dengan mengatur aliran steam pada reboiler, karena temperatur yang terlalu tinggi akan menyebabkan butana terbawa ke aliran produk bawah. Produk bawah *debutanizer* berupa kondensat yang terdiri dari fraksi-fraksi berat misalnya pentana, heksana, heptana, tergantung pada komposisi umpan kolom.

2.3.4 Jenis-jenis Distilasi

2.3.4.1 Atmospheric Distillation

Pada *atmospheric distillation*, tekanan kolom distilasi yang digunakan adalah tekanan atmosfer. Distilasi macam ini banyak digunakan pada kilang minyak yaitu untuk *crude oil distillation*.

Umpan masuk ke kolom distilasi dimana fraksi-fraksi ringan akan menguap dan naik ke bagian atas kolom distilasi melewati *tray-tray* dan akan dikondensasikan di kondenser, dimana panas yang dihasilkan dapat dimanfaatkan kembali untuk memanaskan kolom distilasi. Hasil kondensasi akan dikumpulkan di *reflux drum* yang kemudian dialirkan dengan pompa *reflux* menuju kolom distilasi. Cairan akan jatuh ke bagian bawah kolom cairan akan diuapkan oleh

Universitas Indonesia

steam di dalam reboiler kemudian dikembalikan ke kolom distilasi menuju bagian atas kolom sedangkan cairan yang tidak dapat menguap lagi akan ditampung sebagai kondensat. Cairan yang menguap akan dikembalikan ke atas *tray* dengan tahapan yang sama.

Kondisi operasi pada tekanan atmosfer adalah sangat menguntungkan, baik secara safety maupun ekonomis. Walaupun secara umum, kondisi operasi pada unit fraksinasi ditentukan oleh hubungan antara tekanan dan titik didih/titik embun dari produknya. Sebab tekanan harus dirancang sedemikian rupa sehingga hasil puncak (*over head product*) dapat diembunkan, atau beberapa partikel yang ada dapat dikondensasikan walaupun dengan melakukan *reflux* (pendinginan dengan medium pendingin).

Pada tekanan atmosfer maka pada proses akan terjadi [9]:

1. Pemisahan menjadi lebih mudah sehingga biaya investasi menjadi lebih murah
2. Panas laten penguapan meningkat sehingga menambah beban di reboiler
3. Temperatur di reboiler dan di kondenser semakin menurun.

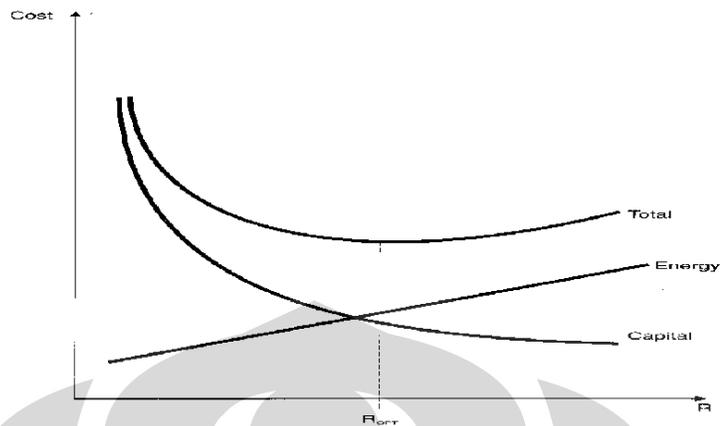
2.3.4.2 High Pressure Distillation

Apabila senyawa yang akan didistilasi mempunyai titik didih yang rendah atau mudah menguap sehingga pada tekanan atmosfer berupa gas, maka perlu dinaikkan tekanannya untuk menaikkan suhu kondensasinya. Makin tinggi tekanan berarti makin tinggi pula temperatur pengembunannya.

Pada saat tekanan naik, maka pada proses akan terjadi [9] :

- Pemisahan akan menjadi semakin sukar karena titik didihnya semakin meningkat sehingga biaya investasi semakin mahal.
- Karena panas laten penguapan berkurang maka beban di reboiler dan kondenser akan semakin kecil.
- Temperatur di reboiler dan di kondenser semakin meningkat

Gambar 2.6 menunjukkan hubungan antara biaya *reflux* untuk kolom distilasi [9]

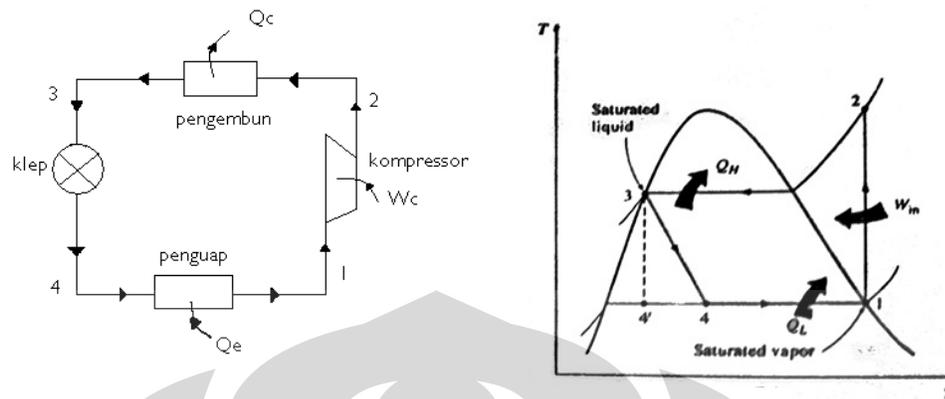


Gambar 2.6 Hubungan antara R dan Biaya

Semakin besar R maka biaya investasi yang dibutuhkan akan semakin menurun akan tetapi biaya energi semakin meningkat. Sedangkan apabila nilai R semakin kecil maka biaya investasi akan semakin meningkat namun biaya energi semakin kecil.

2.4 Sistem Refrijerasi

Sistem refrijerasi memberi kemungkinan untuk menurunkan temperatur suatu fluida hingga mencapai temperatur yang lebih rendah dibandingkan jika menggunakan air atau udara sebagai media pendingin. Temperatur rendah yang diinginkan bergantung pada tujuan dari setiap proses. Siklus refrijerasi terdiri dari empat komponen yaitu *evaporator*, kompresor, kondenser dan *expansion valve*.



Gambar 2.7 Siklus dan Diagram T-S Refrijerasi Kompresi Uap [12]

Keterangan :

Proses 1-2 : Kompresi isentropik refrijeran dari kondisi 1 hingga mencapai tekanan pada kondisi 2

Proses 2-3 :Perpindahan kalor dari refrijeran pada tekanan konstan melalui kondenser. Refrijeran keluar berupa cairan jenuh pada kondisi 3

Proses 3-4 : Penurunan tekanan terjadi pada *expansion valve*

Proses 4-1 : Penyerapan panas terjadi *evaporator* pada tekanan konstan

2.4.1 Prinsip Refrijerasi

Refrijeran pada fasa campuran di evaporator pada temperatur dan tekanan tertentu akan menerima panas dari gas yang akan dicairkan. Panas ini akan dimanfaatkan untuk menguapkan refrijeran, sehingga fasa refrijeran menjadi uap jenuh (*saturated vapor*) proses ini berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Kemudian uap jenuh masuk ke kompresor, uap refrijeran akan dikompresikan sehingga tekanan keluar dari kompresor akan naik dan berada pada fasa panas lewat jenuh (*superheated*). Uap lewat jenuh (*superheated*) akan melalui kondenser pada tekanan tinggi. Di dalam kondenser refrijeran akan dikondensasikan sehingga fasanya berubah menjadi fasa cair jenuh (*saturated liquid*) dan proses ini berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Refrijeran cair jenuh tekanan tinggi tersebut akan melalui *valve*, setelah melalui *valve* tekanan akan turun sama dengan tekanan refrijeran pada saat masuk ke *evaporator*.

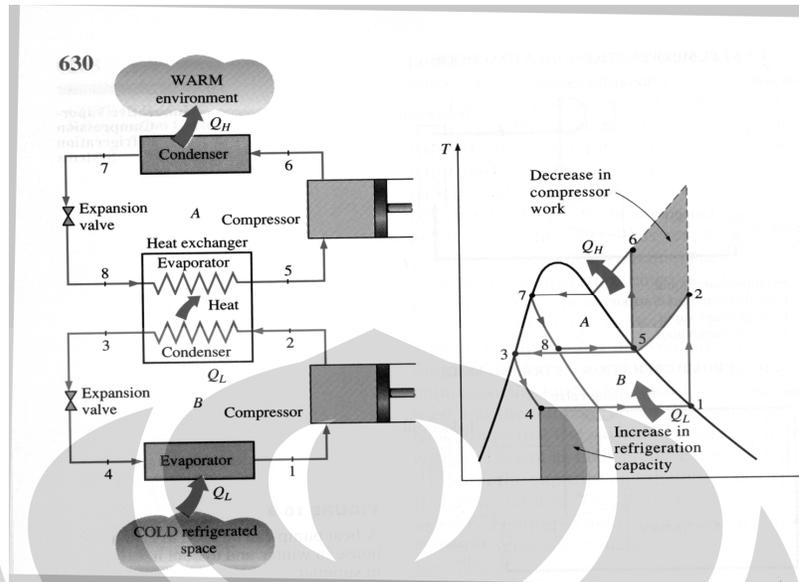
Keefektifan dari suatu sistem refrijerasi ditunjukkan oleh koefisien tampilan (*Coefficient of Performance*), dimana COP adalah perbandingan antara kalor yang masuk dibagi dengan kerja yang dibutuhkan.

$$COP = \frac{Q_{in}}{W_c}$$

Apabila kalor yang diserap oleh refrijeran dari gas yang akan dicairkan semakin besar maka sistem refrijerasi semakin efektif demikian juga apabila beban kompresor yang semakin kecil maka nilai COP semakin meningkat.

2.4.2 Pemilihan Sistem Refrijerasi [11]

Siklus Refrijerasi kompresi uap sederhana banyak digunakan pada siklus refrijerasi dan cukup banyak diterapkan pada sistem refrijerasi. Biasanya sistem refrijerasi kompresi uap adalah sederhana, murah, dapat diandalkan, dan praktis dalam perawatan. Namun untuk industri besar, hal ini mendapat perhatian utama. Untuk meningkatkan efisiensi biasanya dilakukan sistem refrijerasi bertingkat. Untuk aplikasi industri yang membutuhkan temperatur menengah ke bawah, dan rentang suhu yang diinginkan terlalu lebar untuk sistem refrijerasi kompresi uap sederhana maka dalam industri tersebut diterapkan sistem refrijerasi kompresi uap bertingkat (*cascade refrigeration system*). Siklus refrijerasi kompresi uap bertingkat dapat dilihat pada gambar 2.8 dimana siklus refrijerasi kompresi uap bertingkat (*cascade cycle*) menggunakan dua kompresor dan dua *expansion valve*. Penggunaan siklus refrijerasi kompresi uap bertingkat ini akan mengurangi kerja kompresor dan meningkatkan kapasitas refrijerasi.



Gambar 2.8 Siklus Refrijerasi Kompresi Uap Bertingkat [12]

Ketika refrijerasi harus dilakukan untuk mencapai temperatur yang sangat rendah sekitar dibawah 40 °F maka refrijerasi dengan cara *cascade* umumnya digunakan. Sistem *cascade* menggunakan lebih dari satu jenis refrijerasi dan melakukan refrijerasi secara bertahap. Pada umumnya, sistem *cascade* menggunakan refrijerasi propana-etana. Alternatif dari refrijerasi sistem *cascade* adalah penggunaan *Mixed Refrigerant* atau refrijerasi 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 refrijerasi ini berlangsung pada jangkauan temperatur yang berbeda dengan yang terjadi pada komponen tunggal [3].

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*.

2.4.3 Pemilihan Refrijeran [11]

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 refrijerasi LPG, refrijeran yang umum digunakan adalah propana dan Multi Component Refrigerant karena temperatur yang diinginkan terjadi sekitar -40°C . Pada kondisi kriogenik, refrijeran metana dan etilena biasanya digunakan.

Parameter yang penting yang perlu dipertimbangkan ketika memilih refrijeran adalah temperatur antara dua medium yakni temperatur ruang yang akan didinginkan dan temperatur lingkungan dimana terjadi perpindahan panas. Perbedaan temperatur antara refrijeran dan medium harus dijaga pada kisaran antara $5 - 10^{\circ}\text{C}$. Apabila yang akan didinginkan dijaga pada temperatur -10°C maka temperatur refrijeran harus -20°C .

Tabel 2.4 Batas Temperatur Berbagai Jenis Refrijeran [3]

Refrijeran	Temperatur ($^{\circ}\text{C}$)
Cooling water	Ambien
Propana	-40
Etilena	-101
Metana	-157
Nitrogen	-196
Hidrogen	-251
Helium	-268

BAB 3 METODOLOGI PENELITIAN

3.1 Pendahuluan

Dalam industri khususnya pabrik LPG unit refrijerasi merupakan unit yang mengkonsumsi listrik yang paling besar, oleh karena itu dalam penelitian ini dilakukan analisa biaya refrijerasi pada pabrik LPG pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi. Biaya refrijerasi dari masing-masing susunan dapat dilihat dari beban kompresor yang dibutuhkan yang kemudian akan dikonversikan ke dalam rupiah.

3.2 Prosedur Penelitian

Secara garis besar, penelitian akan dilakukan dibagi menjadi enam bagian besar, yaitu studi literatur, memilih kondisi operasi, merancang sistem pemisahan, memilih sistem refrijerasi dan memilih refrijeran dalam proses, merancang desain sistem refrigerasi, menentukan beban kompresor pada siklus refrigerasi tekanan atmosfer dan tekanan tinggi.

3.2.1 Studi Literatur

Studi literatur dilakukan untuk mencari teori-teori serta referensi baik dari buku, jurnal, maupun artikel terutama mengenai kondisi dan diagram alir proses pembuatan LPG, sistem refrijerasi pada LPG Plant dan unit distilasi.

3.2.2 Pemilihan Kondisi Proses *Recovery* LPG

Melakukan studi terhadap kondisi proses pada LPG Plant dan memilih 2 kondisi operasi yang akan diperbandingkan yaitu tekanan atmosfer dan tekanan tinggi. Pemilihan kondisi ini karena pada tekanan atmosfer, *top product* kolom distilasi mendekati titik didihnya sehingga beban pendinginan pada sistem refrijerasi (*refrigeration load*) semakin kecil, sebaliknya pada tekanan tinggi, *top product* kolom distilasi jauh dari titik didihnya maka dibutuhkan beban pendinginan pada sistem refrijerasi semakin besar. Pada tekanan atmosfer beban

Universitas Indonesia

reboiler di kolom distilasi semakin besar sebaliknya pada tekanan tinggi beban reboiler di kolom distilasi semakin kecil. Jadi pada penelitian ini akan dibandingkan biaya refrijerasi dan beban uap air panas di reboiler.

3.2.3 Merancang Sistem Pemisahan dengan Proses Distilasi

Melakukan simulasi terhadap sistem pemisahan dengan proses distilasi pada unit *depropanizer* dan *debutanizer* yang digunakan untuk memperoleh LPG Propana dan LPG Butana.

3.2.4 Merancang Sistem Refrijerasi dan Memilih Refrijeran

Melakukan studi terhadap sistem refrijerasi dengan merancang sistem refrijerasi dan memilih refrijeran yang sesuai untuk masing-masing proses yaitu tekanan atmosfer dan tekanan tinggi.

3.2.5 Simulasi Proses Refrijerasi LPG

Melakukan simulasi terhadap tiap kondisi operasi yang telah dipilih, sehingga ditentukan kondisi operasi yang lebih efisien.

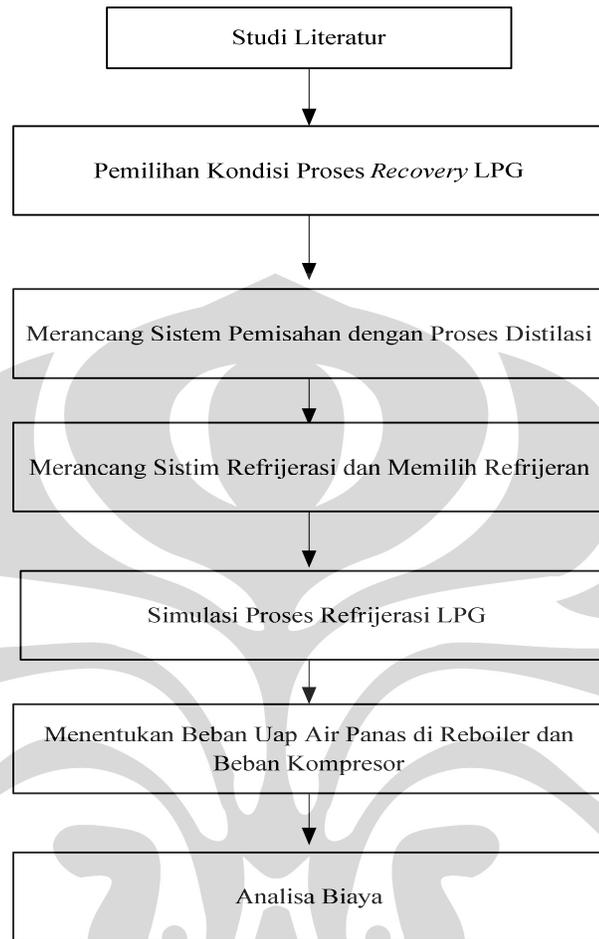
3.2.6 Menentukan Beban Uap Air Panas di Reboiler dan Beban Kompresor

Langkah selanjutnya adalah menentukan beban uap air panas di reboiler dan beban kompresor yang digunakan pada sistem refrijerasi.

3.2.7 Analisa Biaya

Langkah terakhir adalah menghitung biaya bahan bakar yang diperlukan untuk menghasilkan uap air panas di reboiler dan biaya listrik yang dibutuhkan untuk memenuhi beban kompresor. Analisa biaya yang dilakukan adalah biaya total dari kebutuhan listrik dan kebutuhan bahan bakar.

3.3 Diagram Alir Penelitian



Gambar 3.1. Diagram alir penelitian

BAB 4 URAIAN PROSES

4.1 KOLOM FRAKSIONASI TEKANAN ATMOSFIR

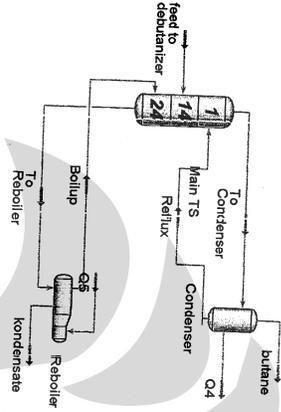
Umpan yang digunakan pada kolom *depropanizer* adalah *bottom product deethanizer* dari BETARA GAS PLANT. Kondisi umpan *depropanizer* berada pada yaitu 21.41 atm dan temperatur 30.5 °C. Kondisi umpan ini masuk ke kolom *depropanizer* bertekanan atmosfer. Sebelum umpan masuk ke *depropanizer* terlebih dahulu dilewatkan ke *valve* sehingga tekanan akan berkurang. Diharapkan temperatur umpan berada diantara temperatur kondenser dan reboiler, karena temperatur umpan diatas temperatur boiler maka terlebih dahulu dilewatkan melalui pendingin (*cooler*) sehingga kondisi yang diharapkan tercapai. Kolom *depropanizer* yang digunakan adalah kolom distilasi dengan *full reflux*, jumlah *tray* yang digunakan adalah 24 dan 12 pada kondisi tekanan kondenser dan tekanan reboiler masing-masing pada tekanan 1 atm.

Umpan masuk ke kolom *depropanizer* dalam fasa liquid dan tekanan atmosfer. Cairan tersebut akan mengalir ke reboiler oleh karena gaya gravitasi. Di reboiler cairan akan dipanaskan sehingga akan terbentuk uap yang akan masuk ke kolom distilasi. Cairan yang tidak dapat teruapkan merupakan *bottom product* yang akan menjadi umpan kolom *debutanizer*. Gas yang dihasilkan reboiler akan naik ke atas kolom melewati *tray* dan terjadi kontak dengan cairan yang turun ke reboiler. Gas yang kaya akan komponen yang lebih volatil akan didinginkan di kondenser dan ditampung di dalam *reflux drum*, dimana permukaan zat cair dijaga pada ketinggian tertentu. Cairan tersebut dipompa oleh pompa *reflux* dari *reflux drum* ke *tray* teratas. Kondensat yang tidak terikut terbawa merupakan *top product* yang kemudian akan didinginkan agar memudahkan dalam penyimpanan. Cairan yang dikembalikan ke kolom akan kembali mengalami kontak dengan uap, komponen yang volatil akan mengalir ke bagian atas kolom sedangkan yang kurang volatil akan jatuh ke reboiler untuk kembali diuapkan kembali, demikian seterusnya hingga diperoleh produk yang diinginkan. Gambar 4.1 menunjukkan kondisi kolom *depropanizer* pada tekanan atmosfer.

Universitas Indonesia

Bottom product depropanizer dijadikan umpan pada kolom *debutanizer* dimana temperaturnya lebih tinggi dari umpan *depropanizer*. Kondisi umpan *debutanizer* adalah pada tekanan 1 atm dan temperatur 13.62°C. Kolom *debutanizer* terdiri dari 24 tray dan umpan masuk pada tray ke 14. Pada *debutanizer* terjadi proses yang sama seperti kolom *depropanizer*. Umpan cair akan mengalir ke reboiler kemudian dipanaskan dan terbentuk uap yang akan terbawa ke atas kolom. Uap akan didinginkan di kondenser dan ditampung di *reflux drum*, sebagian ada yang dikembalikan ke kolom dan yang tidak ikut ke kolom menjadi *top product debutanizer*. *Top product* ini akan didinginkan agar memudahkan penyimpanan. Pada Gambar 4.2 menunjukkan diagram alir kolom debutanizer pada tekanan atmosfer.

Kondisi operasi pada tekanan atmosfer adalah sangat menguntungkan, baik secara *safety* maupun ekonomis. Pada tekanan atmosfer, pemisahan komponen relatif mudah sehingga biaya investasi lebih murah, jumlah *tray* sedikit. Namun karena panas laten penguapan meningkat maka beban di reboiler juga meningkat, hal ini juga disebabkan temperatur umpan yang rendah sehingga membutuhkan beban pemanasan yang tinggi. Gambar 4.3 menunjukkan diagram alir kolom fraksionasi pada tekanan atmosfer.



Vapour Fraction		R reflux		To Condenser		Boilup		To Reboiler		butane		kondensate		feed to debutanizer	
Temperature	C	0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Pressure	atm	-4.245	-3.749	1.000	1.000	40.24	40.24	1.000	1.000	-4.245	61.15	61.15	13.62	1.000	1.000
Molar Flow	MMSCFD	15.88	31.76	1.000	26.74	1.000	45.89	1.000	15.88	1.000	19.15	35.03	1.000	1.000	1.000
Mass Flow	kg/h	4.597e+004	9.194e+004	1.000e+005	1.990e+005	1.990e+005	4.597e+004	9.898e+004	1.448e+005	1.448e+005	3.308e+004	3.308e+004	3.308e+004	3.308e+004	3.308e+004
Liquid Volume Flow	barrel/day	1.203e+004	2.410e+004	2.344e+004	4.445e+004	4.445e+004	1.207e+004	2.101e+004	2.101e+004						
Heat Flow	KJ/h	-1.216e+008	-2.087e+008	-1.898e+008	-4.239e+008	-4.239e+008	-1.047e+008	-1.911e+008	-1.911e+008						
Energy Streams		Q4		Q5		Q4		Q5		Q4		Q5		Q4	
Heat Flow	KJ/h	1.754e+007	4.295e+007	1.754e+007	4.295e+007	1.754e+007	4.295e+007	1.754e+007	4.295e+007	1.754e+007	4.295e+007	1.754e+007	4.295e+007	1.754e+007	4.295e+007

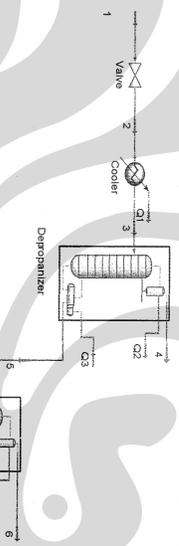
Wed Dec 31 13:49:09 2008

Case: C:\Program Files\Hypotech\HYSYS 3.1\Cases\Fraksi\onasi tekanan atm.hsc

FlowSheet: Debutanizer.FOL21

Material Streams	1	4	5	7	6	2	3
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000	1.0000	0.1822	0.0000
Temperature	C	30.50	-42.48	13.62	61.15	-4.245	9.505
Pressure	atm	21.41	1.000	1.000	1.000	1.000	1.000
Molar Flow	MMSCFD	66.22	3119	36.03	19.15	15.88	66.22
Mass Flow	kg/h	2.131e+005	6.834e+004	1.448e+005	9.898e+004	4.597e+004	2.131e+005
Liquid Volume Flow	barrel/day	5.348e+004	2.040e+004	3.302e+004	2.101e+004	1.207e+004	5.348e+004
Heat Flow	KJ/h	-5.028e+008	-1.052e+008	-3.212e+008	-1.911e+008	-1.047e+008	-5.028e+008

Energy Streams	Q1	Q2	Q3	Q4	Q5	
Heat Flow	KJ/h	2.747e+007	2.912e+007	6.739e+007	1.754e+007	4.259e+007



Compositions	1	4	5	7	6	2	3
Comp Mole Fra (CO2)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fra (Ethane)	0.0064	0.0179	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fra (Propane)	0.4621	0.8911	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.4621
Comp Mole Fra (Butane)	0.0356	0.0010	0.1760	0.0001	0.2881	0.03936	0.0356
Comp Mole Fra (n-Butane)	0.1520	0.0000	0.2873	0.0183	0.1519	0.1520	0.1520
Comp Mole Fra (Pentane)	0.0404	0.0000	0.0793	0.1395	0.0001	0.0404	0.0404
Comp Mole Fra (n-Pentane)	0.0344	0.0000	0.0850	0.1188	0.0000	0.0344	0.0344
Comp Mole Fra (Hexane)	0.0478	0.0000	0.0900	0.1646	0.0000	0.0478	0.0478
Comp Mole Fra (Methylpentan)	0.0131	0.0000	0.0248	0.0454	0.0000	0.0131	0.0131
Comp Mole Fra (Benzene)	0.0028	0.0000	0.0048	0.0089	0.0000	0.0028	0.0028
Comp Mole Fra (Cyclohexane)	0.0094	0.0000	0.0178	0.0325	0.0000	0.0094	0.0094
Comp Mole Fra (Heptane)	0.0243	0.0000	0.0469	0.0839	0.0000	0.0243	0.0243
Comp Mole Fra (Methylcyclohexane)	0.0161	0.0000	0.0304	0.0556	0.0000	0.0161	0.0161
Comp Mole Fra (Toluene)	0.0063	0.0000	0.0119	0.0217	0.0000	0.0063	0.0063
Comp Mole Fra (n-Octane)	0.0208	0.0000	0.0393	0.0718	0.0000	0.0208	0.0208
Comp Mole Fra (Benzene)	0.0018	0.0000	0.0034	0.0062	0.0000	0.0018	0.0018
Comp Mole Fra (n-Xylene)	0.0030	0.0000	0.0056	0.0103	0.0000	0.0030	0.0030
Comp Mole Fra (p-Xylene)	0.0080	0.0000	0.0095	0.0103	0.0000	0.0080	0.0080
Comp Mole Fra (m-Xylene)	0.0023	0.0000	0.0044	0.0081	0.0000	0.0023	0.0023
Comp Mole Fra (n-Propene)	0.0131	0.0000	0.0097	0.0453	0.0000	0.0131	0.0131
Comp Mole Fra (n-Butene)	0.0013	0.0000	0.0026	0.0048	0.0000	0.0013	0.0013
Comp Mole Fra (1,2,4-Dibenzene)	0.0022	0.0000	0.0041	0.0075	0.0000	0.0022	0.0022
Comp Mole Fra (n-Decane)	0.0109	0.0000	0.0208	0.0375	0.0000	0.0109	0.0109
Comp Mole Fra (n-Undecane)	0.0061	0.0000	0.0098	0.0175	0.0000	0.0061	0.0061
Comp Mole Fra (n-Dodecane)	0.0049	0.0000	0.0093	0.0159	0.0000	0.0049	0.0049
Comp Mole Fra (n-Tridecane)	0.0030	0.0000	0.0064	0.0171	0.0000	0.0030	0.0030
Comp Mole Fra (n-Tetradecane)	0.0046	0.0000	0.0088	0.0157	0.0000	0.0046	0.0046
Comp Mole Fra (n-Pentadecane)	0.0045	0.0000	0.0088	0.0157	0.0000	0.0045	0.0045
Comp Mole Fra (n-Hexadecane)	0.0017	0.0000	0.0031	0.0057	0.0000	0.0017	0.0017
Comp Mole Fra (n-Heptadecane)	0.0008	0.0000	0.0014	0.0026	0.0000	0.0008	0.0008
Comp Mole Fra (n-Octadecane)	0.0004	0.0000	0.0007	0.0012	0.0000	0.0004	0.0004
Comp Mole Fra (n-Nonadecane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fra (Methane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fra (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Fra (H2O)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

4.2 KOLOM FRAKSIONASI TEKANAN TINGGI

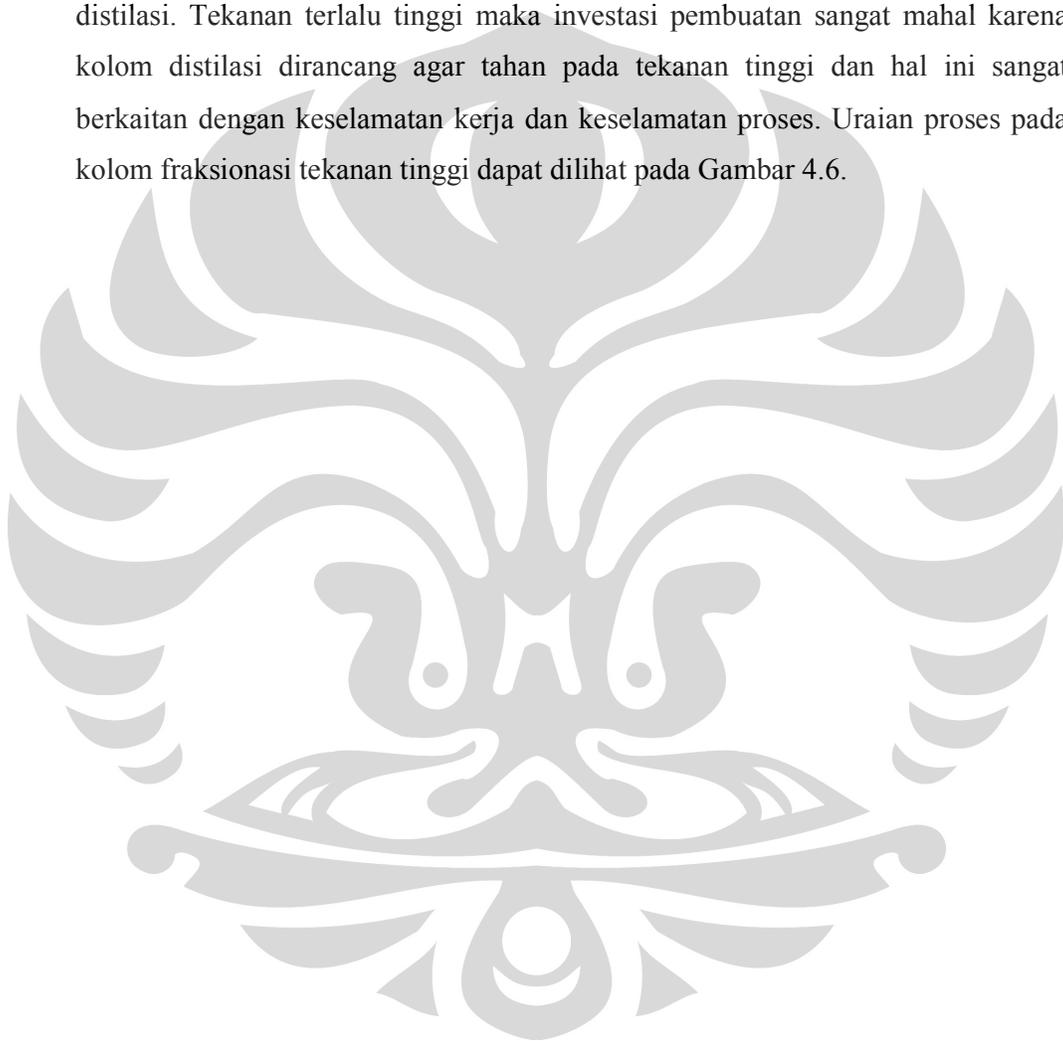
Seperti pada tekanan atmosfer umpan yang digunakan pada kolom *depropanizer* adalah *bottom product deethanizer* dari BETARA GAS PLANT. Kondisi umpan *depropanizer* berada pada yaitu 21.41 atm dan temperatur 30.5 °C. Karena kolom beroperasi pada tekanan tinggi maka penggunaan *valve* tidak diperlukan karena sudah sesuai dengan kondisi yang diinginkan. Kolom *depropanizer* yang digunakan adalah kolom distilasi dengan *full reflux*, jumlah *tray* yang digunakan adalah 54 dan umpan masuk pada *tray* ke 27. Tekanan kondenser dan tekanan reboiler masing-masing pada tekanan 17.33 atm dan 20.73 atm.

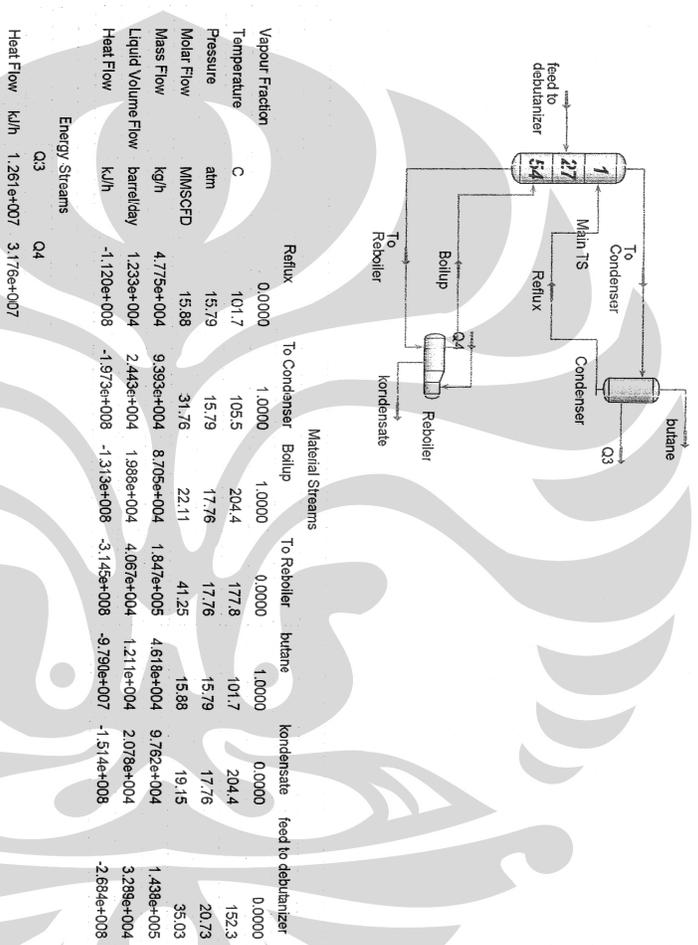
Umpan masuk ke kolom *depropanizer*, akan mengalir ke reboiler oleh karena gaya gravitasi. Di reboiler cairan akan dipanaskan sehingga akan terbentuk uap yang akan masuk ke kolom distilasi. Cairan yang tidak dapat teruapkan merupakan *bottom product* yang akan menjadi umpan kolom *debutanizer*. Gas yang dihasilkan reboiler akan naik ke atas kolom melewati *tray* dan terjadi kontak dengan cairan yang turun ke reboiler. Gas yang kaya akan komponen yang lebih volatil akan didinginkan di kondenser dan ditampung di dalam *reflux drum*, dimana permukaan zat cair dijaga pada ketinggian tertentu. Cairan tersebut dipompa oleh pompa *reflux* dari *reflux drum* ke *tray* teratas. Kondensat yang tidak terikut terbawa merupakan *top product* yang kemudian akan didinginkan agar memudahkan dalam penyimpanan. Cairan yang dikembalikan ke kolom akan kembali mengalami kontak dengan uap, komponen yang volatil akan mengalir ke bagian atas kolom sedangkan yang kurang volatil akan jatuh ke reboiler untuk kembali diuapkan kembali, demikian seterusnya hingga diperoleh produk yang diinginkan. Gambar 4.4 menunjukkan kondisi kolom *depropanizer* pada tekanan tinggi.

Bottom product depropanizer dijadikan umpan pada kolom *debutanizer* dimana temperaturnya lebih tinggi dari umpan *depropanizer*. Kondisi umpan *debutanizer* adalah pada tekanan 20.73 atm dan temperatur 152.3°C. Pada *debutanizer* terjadi proses yang sama seperti kolom *depropanizer*. Umpan cair akan mengalir ke reboiler kemudian dipanaskan dan terbentuk uap yang akan

terbawa ke atas kolom. Uap akan didinginkan di kondenser dan ditampung di *reflux drum*, sebagian ada yang dikembalikan ke kolom dan yang tidak ikut ke kolom menjadi *top product debutanizer*. Gambar 4.5 menunjukkan diagram alir kolom debutanizer pada tekanan tinggi.

Tekanan yang digunakan pada umpan adalah tekanan 21.41 atm karena tekanan tersebut merupakan tekanan yang aman dalam pengoperasian kolom distilasi. Tekanan terlalu tinggi maka investasi pembuatan sangat mahal karena kolom distilasi dirancang agar tahan pada tekanan tinggi dan hal ini sangat berkaitan dengan keselamatan kerja dan keselamatan proses. Uraian proses pada kolom fraksinasi tekanan tinggi dapat dilihat pada Gambar 4.6.





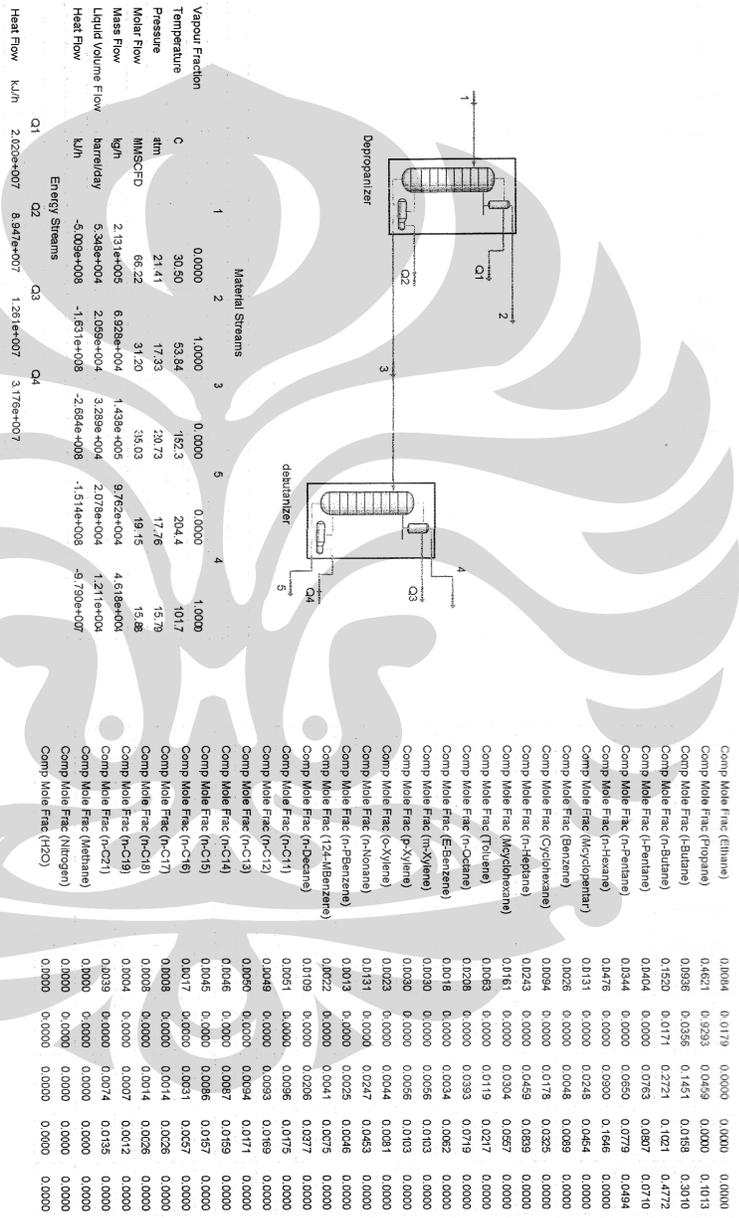
	Reflux	To Condenser	Bolllup	To Reboiler	butane	kondensate	feed to debutanizer
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperature C	101.7	105.5	204.4	177.8	101.7	204.4	152.3
Pressure atm	15.79	15.79	17.76	17.76	15.79	17.76	20.73
Molar Flow MMSGFD	15.88	31.76	22.11	41.25	15.88	19.15	35.03
Mass Flow kg/h	4.775e+004	9.393e+004	8.705e+004	1.847e+005	4.618e+004	9.762e+004	1.438e+005
Liquid Volume Flow barrel/day	1.233e+004	2.443e+004	1.888e+004	4.067e+004	1.211e+004	2.078e+004	3.289e+004
Heat Flow KJ/h	-1.120e+008	-1.973e+008	-1.313e+008	-3.145e+008	-9.790e+007	-1.514e+008	-2.664e+008

Energy Streams	
Q3	Q4
Heat Flow KJ/h	1.261e+007 3.17e+007

Wed Dec 31 13:53:05 2008

Case: C:\Program Files\Hyprotech\HYSYS 3.1\Cases\tekanan tinggi benar.hsc

Elmu@shari@debutanizer(COL-2)



4.3 SISTIM REFRIJERASI TEKANAN ATMOSFIR

Top product depropanizer berada pada kondisi tekanan 1 atm dan temperatur $-42.48\text{ }^{\circ}\text{C}$. Untuk memudahkan penyimpanan LPG propana dan LPG butana maka didinginkan dengan melalui suatu siklus refrijerasi dimana refrijeran yang digunakan adalah refrijeran propana. Refrijeran masuk *evaporator* pada temperatur $-49.99\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 0.7044 atm. Di *evaporator* refrijeran menyerap panas dari gas LPG propana sehingga fasa refrijeran berubah menjadi uap jenuh berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Uap refrijeran akan dikompresi oleh kompresor sehingga tekanan keluar kompresor akan meningkat menjadi 12 bar dan berada pada fasa *superheated*, proses ini berlangsung secara isentropik. Refrijeran yang telah dikompresi akan dikondensasi di kondenser sehingga fasa refrijeran menjadi cairan jenuh (*saturated liquid*), proses ini berlangsung pada tekanan tetap.

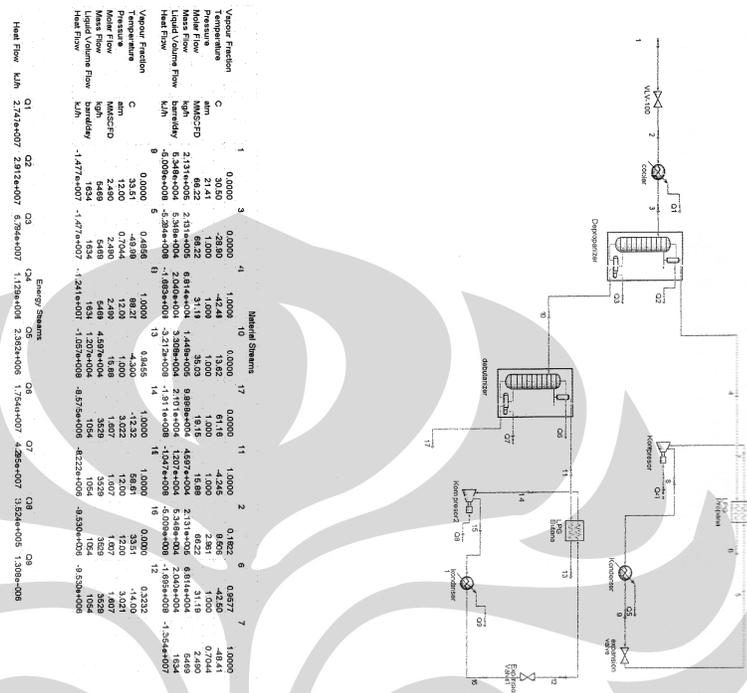
Cairan refrijeran akan melewati *expansion valve*, proses ini berlangsung secara isentalpik dan tekanan keluaran *valve* menurun sama seperti kondisi masukan *evaporator*. Setelah memasuki *evaporator*, terjadi proses yang sama seperti keadaan awal sehingga terjadi suatu siklus. Pada kolom *debutanizer* refrijeran yang digunakan adalah refrijeran yang sama yaitu refrijeran propana dengan siklus refrijerasi kompresi tahap tunggal. Dimana kondisi *top product debutanizer* adalah pada tekanan 1 atm dan temperatur -4.245°C . Proses siklus refrijerasi sama dengan proses yang terjadi di *depropanizer* hanya kondisi gas yang didinginkan berbeda. Diagram alir sistim refrijerasi kompresi uap tekanan atmosfer dapat dilihat pada Gambar 4.7.

4.4 SISTIM REFRIJERASI TEKANAN TINGGI

Top product depropanizer berada pada kondisi tekanan 17.33 atm dan temperatur $53.84\text{ }^{\circ}\text{C}$. Sebelum masuk ke sistem refrijerasi produk melalui *expander* untuk menurunkan tekanan dan temperatur produk sehingga tekanan menjadi 1 atm dan temperatur -32.09°C . Agar kondisi produk sesuai dengan kondisi penyimpanan maka produk akan melalui sistem refrijerasi dan refrijeran yang digunakan adalah refrijeran propana. Refrijeran masuk *evaporator* dalam

fasa campuran pada temperatur $-42.36\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Di *evaporator* refrijeran menyerap panas dari gas LPG propana sehingga fasa refrijeran berubah menjadi uap jenuh berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Uap refrijeran akan dikompresi oleh kompresor sehingga tekanan keluar kompresor akan meningkat menjadi 12 atm dan berada pada fasa *superheated*, proses ini berlangsung secara isentropik. Refrijeran yang telah dikompresi akan dikondensasi di kondenser sehingga fasa refrijeran menjadi cairan jenuh (*saturated liquid*), proses ini berlangsung pada tekanan tetap. Cairan refrijeran akan melewati *expansion valve*, proses ini berlangsung secara isentalpik dan tekanan keluaran *valve* menurun sama seperti kondisi masukan *evaporator*. Setelah memasuki *evaporator*, terjadi proses yang sama seperti keadaan awal sehingga terjadi suatu siklus.

Pada kolom *debutanizer* refrijeran yang digunakan adalah refrijeran yang sama yaitu refrijeran propana dengan siklus refrijerasi kompresi tahap tunggal. Dimana kondisi *top product debutanizer* adalah pada tekanan 15.79 atm dan temperatur 101.7°C . Sebelum masuk ke sistem refrijerasi produk terlebih dahulu melewati *expander* untuk menurunkan tekanan dan temperatur menjadi 1 atm dan 33.64°C . Proses siklus refrijerasi sama dengan proses yang terjadi di *depropanizer* namun produk yang diinginkan berbeda. Diagram alir siklus refrijerasi kompresi uap pada tekanan tinggi dapat dilihat pada Gambar 4.8.



Stream	Component	Value	
Vapor Fraction	1	0.0000	
	2	0.0000	
	3	0.0000	
	4	1.0000	
	5	0.0000	
	6	0.0000	
	7	0.0000	
	8	0.0000	
	9	0.0000	
	10	0.0000	
	11	0.0000	
	12	0.0000	
	13	0.0000	
	14	0.0000	
	15	0.0000	
	16	0.0000	
	Temperature	1	30.92
2		28.90	
3		42.84	
4		13.62	
5		61.16	
6		15.88	
7		4.850	
8		48.41	
9		2.460	
10		18.16	
11		16.88	
12		2.460	
13		31.18	
14		15.16	
15		16.88	
16		2.460	
Pressure		1	2.131e+005
	2	2.131e+005	
	3	2.131e+005	
	4	6.814e+004	
	5	6.814e+004	
	6	6.814e+004	
	7	6.814e+004	
	8	6.814e+004	
	9	6.814e+004	
	10	6.814e+004	
	11	6.814e+004	
	12	6.814e+004	
	13	6.814e+004	
	14	6.814e+004	
	15	6.814e+004	
	Mass Flow	1	2.131e+005
		2	2.131e+005
3		2.131e+005	
4		6.814e+004	
5		6.814e+004	
6		6.814e+004	
7		6.814e+004	
8		6.814e+004	
9		6.814e+004	
10		6.814e+004	
11		6.814e+004	
12		6.814e+004	
13		6.814e+004	
14		6.814e+004	
15		6.814e+004	
Molar Flow		1	2.131e+005
		2	2.131e+005
	3	2.131e+005	
	4	6.814e+004	
	5	6.814e+004	
	6	6.814e+004	
	7	6.814e+004	
	8	6.814e+004	
	9	6.814e+004	
	10	6.814e+004	
	11	6.814e+004	
	12	6.814e+004	
	13	6.814e+004	
	14	6.814e+004	
	15	6.814e+004	

Stream	Component	Value
Heat Flow	1	0.0000
	2	0.0000
	3	0.0000
	4	0.0000
	5	0.0000
	6	0.0000
	7	0.0000
	8	0.0000
	9	0.0000
	10	0.0000
	11	0.0000
	12	0.0000
	13	0.0000
	14	0.0000
	15	0.0000
	16	0.0000
	Liquid Volume Flow	1
2		1.477e+007
3		1.477e+007
4		1.477e+007
5		1.477e+007
6		1.477e+007
7		1.477e+007
8		1.477e+007
9		1.477e+007
10		1.477e+007
11		1.477e+007
12		1.477e+007
13		1.477e+007
14		1.477e+007
15		1.477e+007

BAB 5 PEMBAHASAN

5.1 Pemilihan Kondisi Proses Recovery LPG

Pada penelitian ini digunakan dua kondisi kolom fraksionasi yang akan diperbandingkan yaitu pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi, dimana untuk kedua kondisi tersebut menggunakan umpan yang sama (umpan dari BETARA GAS PLANT). Setelah dilakukan simulasi terhadap kondisi operasi didapatkan parameter-parameter yang akan dibandingkan dari setiap jenis proses.

Tabel 5.1 Perbandingan antara Tekanan Atmosfir dan Tekanan Tinggi.

Parameter	Tekanan Atmosfir		Tekanan Tinggi	
	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>
Tekanan umpan (atm)	1	1	21.41	20.73
Temperatur umpan (°C)	-28.90	13.62	30.5	152.3
Laju Molar (MMSCFD)	66.22	35.03	66.22	35.03
Tekanan Kondenser (atm)	1	1	17.33	15.79
Tekanan Reboiler (atm)	1	1	20.73	17.76
Tray	24	24	54	54
Tray Umpan	12	14	27	27
$Q_{\text{kondenser}}$ (kJ/h)	$2.912 \cdot 10^7$	$1.754 \cdot 10^7$	$2.02 \cdot 10^7$	$1.261 \cdot 10^7$
Q_{reboiler} (kJ/h)	$6.794 \cdot 10^7$	$4.295 \cdot 10^7$	$8.948 \cdot 10^7$	$3.176 \cdot 10^7$

Berdasarkan perbandingan diatas, proses pada tekanan tinggi yaitu pada tekanan 21.41 atm membutuhkan beban reboiler pada kolom distilasi yaitu kolom *depropanizer* dan *debutanizer* yang lebih besar jika dibandingkan dengan proses pada tekanan atmosfer akan tetapi memberikan beban kondenser yang lebih kecil. Pada tekanan rendah, titik didih suatu komponen juga rendah jadi beban pemanasan pada reboiler menjadi kecil sebaliknya jika tekanan tinggi maka titik didih suatu komponen menjadi tinggi sehingga beban pemanasan semakin besar. Berkurangnya beban pemanasan di reboiler maka kebutuhan bahan bakar untuk menghasilkan uap panas juga semakin berkurang.

Universitas Indonesia

Kemurnian dari produk yang diambil tergantung rasio cairan/uap (*reflux ratio*) yang digunakan. Pada tekanan tinggi, temperatur di reboiler juga tinggi sehingga uap yang dihasilkan banyak yang mengakibatkan rasio *reflux* kecil. Rasio *reflux* yang kecil akan menurunkan ukuran kolom, tetapi menambah jumlah *tray* yang diinginkan. Sebaliknya pada tekanan atmosfer rasio *reflux* tinggi sehingga meningkatkan ukuran kolom tetapi mengurangi jumlah *tray* yang digunakan.

5.2 Merancang Sistem Pemisahan dengan Proses Distilasi

Proses pemisahan LPG dilakukan di kolom distilasi. Produk yang diinginkan adalah LPG propana dimana komposisi terbanyak adalah propana, sedangkan LPG butana, komposisi terbanyak adalah butana. Pada pabrik LPG, pemisahan ini dilakukan di kolom *depropanizer* dan kolom *debutanizer*.

5.2.1 Distilasi dengan Tekanan Atmosfir

Umpan yang digunakan adalah umpan dengan komposisi umpan *depropanizer* BETARA GAS PLANT yakni pada temperatur 30.50 °C dan tekanan 21.41 atm. Umpan akan dialirkan pada kolom distilasi dengan tekanan 1 atmosfer maka tekanan umpan harus diturunkan, dimana gas umpan melewati *valve* sehingga tekanan masuk ke kolom adalah 1 atmosfer. Tekanan kondenser dan tekanan reboiler masing-masing diatur pada tekanan 1 atmosfer baik pada kolom *debutanizer* dan kolom *depropanizer*, sehingga akan diperoleh komposisi pada *top product* dan *bottom product* untuk masing-masing kolom.

5.2.1.1 Depropanizer

Umpan masuk ke *depropanizer* pada tekanan 1 atm dan temperatur -28.9 °C. Pada *depropanizer* terjadi proses pemisahan propana dari fraksi-fraksi berat antara lain butana, pentana, dan heksana. *Top product* adalah propana dan sebagian kecil butana dan pentana sedangkan *bottom product* adalah butana, pentana, dan komponen fraksi berat lainnya.

5.2.1.2 Debutanizer

Umpan untuk kolom *debutanizer* berasal dari *bottom product depropanizer* pada tekanan 1 atm dan temperatur 13.62 °C. Pada *debutanizer* terjadi proses pemisahan butana dari fraksi-fraksi berat antara lain, pentana, heksana dan komponen fraksi berat lainnya. *Top product* adalah butana dan sebagian kecil fraksi berat sedangkan *bottom product* adalah pentana, dan komponen fraksi berat lainnya. Tabel 5.2 memuat komposisi *top product* dan *bottom product* pada kolom *depropanizer* dan *debutanizer*.

Tabel 5.2 Komposisi *Top Product* dan *Bottom Product* *Depropanizer* dan *Debutanizer*

Komponen	<i>Depropanizer</i>		<i>Debutanizer</i>	
	<i>Top Product</i>	<i>Bottom Product</i>	<i>Top Product</i>	<i>Bottom Product</i>
<i>Ethane</i>	0.0179	0.0000	0.0000	0.0000
<i>Propane</i>	0.9811	0.0000	0.0000	0.0000
<i>i-butane</i>	0.0010	0.1760	0.3881	0.0001
<i>n-butane</i>	0.0000	0.2873	0.6119	0.0183
<i>i-pentane</i>	0.0000	0.0763	0.0001	0.1395
<i>n-pentane</i>	0.0000	0.0650	0.0000	0.1188
<i>n-hexane</i>	0.0000	0.0900	0.0000	0.1646
<i>Mycyclopentane</i>	0.0000	0.0248	0.0000	0.0454
<i>Benzene</i>	0.0000	0.0048	0.0000	0.0089
<i>Cyclo hexane</i>	0.0000	0.0178	0.0000	0.0325
<i>n-heptane</i>	0.0000	0.0459	0.0000	0.0839
<i>Mycyclohexane</i>	0.0000	0.0304	0.0000	0.0556
<i>Toluena</i>	0.0000	0.0119	0.0000	0.0217
<i>n-octane</i>	0.0000	0.0393	0.0000	0.0718
<i>E-benzene</i>	0.0000	0.0034	0.0000	0.0062
<i>m-xylene</i>	0.0000	0.0056	0.0000	0.0103

Universitas Indonesia

<i>p-xylene</i>	0.0000	0.0056	0.0000	0.0103
<i>o-xylene</i>	0.0000	0.0044	0.0000	0.0081
<i>n-nonane</i>	0.0000	0.0247	0.0000	0.0453
<i>n-pbenzene</i>	0.0000	0.0025	0.0000	0.0046
<i>124-mbenzene</i>	0.0000	0.0041	0.0000	0.0075
<i>n-decane</i>	0.0000	0.0206	0.0000	0.0377
n-C ₁₁	0.0000	0.0096	0.0000	0.0175
n-C ₁₂	0.0000	0.0093	0.0000	0.0169
n-C ₁₃	0.0000	0.0094	0.0000	0.0171
n-C ₁₄	0.0000	0.0087	0.0000	0.0159
n-C ₁₅	0.0000	0.0086	0.0000	0.0157
n-C ₁₆	0.0000	0.0031	0.0000	0.0057
n-C ₁₇	0.0000	0.0014	0.0000	0.0026
n-C ₁₈	0.0000	0.0014	0.0000	0.0026
n-C ₁₉	0.0000	0.0007	0.0000	0.0012
n-C ₂₁	0.0000	0.0074	0.0000	0.0135

5.2.2 Distilasi dengan Tekanan Tinggi

Umpan yang digunakan adalah umpan dengan komposisi umpan *depropanizer* BETARA GAS PLANT yakni pada temperatur 30.5 °C dan Tekanan sekitar 21.41 atm.

5.2.2.1 Depropanizer

Umpan masuk ke *depropanizer* pada temperatur 30.5 °C dan tekanan 21.41 atm. Pada *depropanizer* terjadi proses pemisahan propana dari fraksi-fraksi berat antara lain butana, pentana, dan heksana.

5.2.2.2 Debutanizer

Umpan untuk kolom *debutanizer* berasal dari *bottom product depropanizer* pada tekanan 20.73 atm dan temperatur 152.3°C. Tabel 5.3 memuat komposisi *top product* dan *bottom product* pada kolom *depropanizer* dan *debutanizer*

Tabel 5.3 Komposisi *Top Product* dan *Bottom Product Depropanizer* dan *Debutanizer*

Komponen	<i>Depropanizer</i>		<i>Debutanizer</i>	
	<i>Top Product</i>	<i>Bottom Product</i>	<i>Top Product</i>	<i>Bottom Product</i>
<i>Ethane</i>	0.0179	0.0000	0.0000	0.0000
<i>Propane</i>	0.9293	0.0459	0.1013	0.0000
<i>i-butane</i>	0.0356	0.1451	0.3010	0.0158
<i>n-butane</i>	0.0171	0.2721	0.4772	0.1021
<i>i-pentane</i>	0.0000	0.0763	0.0710	0.0807
<i>n-pentane</i>	0.0000	0.0650	0.0494	0.0779
<i>n-hexane</i>	0.0000	0.0900	0.0000	0.1646
<i>Mcyclopentane</i>	0.0000	0.0248	0.0000	0.0454
<i>Benzene</i>	0.0000	0.0048	0.0000	0.0089
<i>Cyclo hexane</i>	0.0000	0.0178	0.0000	0.0325
<i>n-heptane</i>	0.0000	0.0459	0.0000	0.0839
<i>Mcyclohexane</i>	0.0000	0.0304	0.0000	0.0556
<i>Toluena</i>	0.0000	0.0119	0.0000	0.0217
<i>n-octane</i>	0.0000	0.0393	0.0000	0.0718
<i>E-benzene</i>	0.0000	0.0034	0.0000	0.0062
<i>m-xylene</i>	0.0000	0.0056	0.0000	0.0103
<i>p-xylene</i>	0.0000	0.0056	0.0000	0.0103
<i>o-xylene</i>	0.0000	0.0044	0.0000	0.0081
<i>n-nonane</i>	0.0000	0.0247	0.0000	0.0453

<i>n</i> -pbenzene	0.0000	0.0025	0.0000	0.0046
<i>124</i> -mbenzene	0.0000	0.0041	0.0000	0.0075
<i>n</i> -decane	0.0000	0.0206	0.0000	0.0377
n-C ₁₁	0.0000	0.0096	0.0000	0.0175
n-C ₁₂	0.0000	0.0093	0.0000	0.0169
n-C ₁₃	0.0000	0.0094	0.0000	0.0171
n-C ₁₄	0.0000	0.0087	0.0000	0.0159
n-C ₁₅	0.0000	0.0086	0.0000	0.0157
n-C ₁₆	0.0000	0.0031	0.0000	0.0057
n-C ₁₇	0.0000	0.0014	0.0000	0.0026
n-C ₁₈	0.0000	0.0014	0.0000	0.0026
n-C ₁₉	0.0000	0.0007	0.0000	0.0012
n-C ₂₁	0.0000	0.0074	0.0000	0.0135

Pada tekanan atmosfer komposisi propana yang dihasilkan pada kolom *depropanizer* adalah 98.11 % sedangkan pada tekanan tinggi komposisi propana di kolom *depropanizer* adalah 92.93 %. Apabila tekanan tinggi titik didih komponen umpan akan semakin tinggi sehingga pemisahan komponen fraksi ringan dari komponen fraksi berat akan semakin sulit sedangkan jika tekanan rendah titik didih komponen semakin rendah sehingga pemisahan komponen ringan dari komponen fraksi beratnya relatif mudah. Kesulitan pemisahan ini mengakibatkan komposisi produk pada *top product* akan lebih kecil jika dibandingkan komposisi produk pada *top product* pada tekanan atmosfer. Pada tekanan tinggi titik didih komponen akan meningkat sehingga komponen yang diinginkan akan semakin sulit menguap sehingga sebagian kecil produk yang diinginkan akan terikut di *bottom product*. Pada Tabel 5.4 disajikan perbandingan komposisi LPG hasil simulasi dengan komposisi LPG komersial yang ada di pasaran.

Tabel 5.4 Perbandingan LPG *On-Spec* dengan LPG Hasil Simulasi

Komposisi	LPG On Spec			Tekanan atmosfer		Tekanan Tinggi	
	Propana	Butana	Campuran	depropanizer	debutanizer	depropanizer	debutanizer
C ₂ (% Vol)	3.3	<0.1	1.7	1.79	-	1.79	-
C ₃ (% Vol)	92.5	13.5	53	98.11	-	92.93	10.13
i-C ₄ (% Vol)	3.2	35.7	19.4	0.1	38.81	3.56	30.10
n-C ₄ (% Vol)	1.0	49.5	25.3	-	61.19	1.71	47.72
i-C ₅ (% Vol)	-	0.8	0.4	-	0.01	-	7.10
n-C ₅ (% Vol)	-	0.4	0.2	-	-	-	4.94
C ₆ (% Vol)	-	0.1	-	-	-	-	-

Pada kolom *depropanizer* tekanan atmosfer komposisi propana yang dihasilkan lebih tinggi jika dibandingkan komposisi propana pada tekanan tinggi dan pada kolom *debutanizer* tekanan atmosfer komposisi butana yang dihasilkan juga lebih tinggi dari pada kolom *debutanizer* tekanan tinggi. Pada distilasi tekanan rendah pemisahan relatif mudah jika dibandingkan dengan distilasi tekanan tinggi sehingga kemurnian produk yang diinginkan lebih tinggi pada proses distilasi tekanan atmosfer. Hasil simulasi LPG propana dan LPG butana pada tekanan tinggi mendekati LPG propana dan LPG butana *on-spec*.

5.3 Merancang Sistem Refrijerasi dan Memilih Refrijeran

Produk atas dari kolom *depropanizer* dan *debutanizer* pada masing-masing kondisi operasi adalah bentuk uap. LPG yang dihasilkan akan disimpan di dalam *storage tank*, namun LPG terlebih dahulu melalui sistim refrijerasi agar kondisinya mendekati kondisi penyimpanan. Sistim refrijerasi yang digunakan adalah siklus refrijerasi kompresi uap sederhana (*simple cycle*) karena apabila yang digunakan adalah *cascade cycle* maka biaya investasi awal akan mahal. Pada *cascade cycle* digunakan kompresor bertingkat sehingga beban kompresor yang dibutuhkan akan menurun sehingga semakin hemat energi. *Cascade cycle* digunakan untuk meningkatkan efisiensi dari siklus refrijerasi. Beberapa industri

membutuhkan temperatur rendah menengah dan rentang temperatur tersebut terlalu lebar untuk siklus refrijerasi kompresi uap sederhana. Rentang temperatur yang lebar berarti rentang tekanan juga lebar dalam siklus dan akan menurunkan koefisien penampilan kompresor dalam hal ini *cascade cycle* perlu dipertimbangkan.

Pada penelitian ini refrijeran yang digunakan adalah refrijeran propana yang memiliki titik embun pada tekanan normal 1 atm yakni -44.6°C . Dengan *dew point* tersebut gas hasil distilasi dapat dicairkan hingga mencapai temperatur dan tekanan penyimpanan.

Tabel 5.5 Komposisi Refrijeran Propana

Komponen	Komposisi (% mol)
Etana	2
Propana	96
i-butana	1
n-butane	1

5.3.1 Tekanan Atmosfir

Top product depropanizer berada pada kondisi tekanan 1 atm dan temperatur $-42.48\text{ }^{\circ}\text{C}$. Untuk memudahkan penyimpanan LPG maka *top product* akan didinginkan melalui suatu siklus refrijerasi yaitu sistem refrijerasi kompresi uap tahap tunggal dengan menggunakan refrijeran propana. Refrijeran masuk *evaporator* pada temperatur $-49.99\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 0.7044 atm. Di *evaporator* refrijeran menyerap panas dari gas LPG propana sehingga fasa refrijeran berubah menjadi uap jenuh berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Uap refrijeran akan dikompresi oleh kompresor sehingga tekanan keluar kompresor akan meningkat menjadi 12 atm dan berada pada fasa *superheated*, proses ini berlangsung secara isentropik. Refrijeran yang telah dikompresi akan dikondensasi di kondenser sehingga fasa refrijeran menjadi cairan jenuh (*saturated liquid*), proses ini berlangsung pada tekanan tetap. Cairan refrijeran akan melewati *expansion valve*, proses ini berlangsung secara isentalpik dan tekanan keluaran *valve* menurun sama seperti kondisi masukan *evaporator*. Setelah memasuki *evaporator*, terjadi proses yang sama seperti keadaan awal sehingga terjadi suatu siklus.

Pada kolom *debutanizer*, *top product debutanizer* juga akan didinginkan untuk memudahkan penyimpanan LPG butana. Refrijeran yang digunakan adalah refrijeran propana dengan siklus refrijerasi kompresi tahap tunggal. Dimana kondisi *top product debutanizer* adalah pada tekanan 1 atm dan temperatur $-4.245\text{ }^{\circ}\text{C}$.

5.3.2 Tekanan Tinggi

Top product depropanizer berada pada kondisi tekanan 17.33 atm dan temperatur $53.84\text{ }^{\circ}\text{C}$. Produk ini akan melalui *expander* untuk menurunkan tekanan dan temperatur produk. Pemilihan *expander* karena penurunan temperatur yang dihasilkan cukup drastis jika dibandingkan dengan menggunakan *valve*. Tujuan penurunan temperatur ini adalah untuk mengurangi beban kompresor pada sistem refrijerasi. Pada sistem refrijerasi, refrijeran yang digunakan adalah refrijeran propana. Refrijeran masuk *evaporator* pada temperatur $-42.36\text{ }^{\circ}\text{C}$ dan tekanan 1 atm. Di *evaporator* refrijeran menyerap panas dari gas LPG propana

sehingga fasa refrijeran berubah menjadi uap jenuh berlangsung pada tekanan tetap (isobarik). Uap refrijeran akan dikompresi oleh kompresor sehingga tekanan keluar kompresor akan meningkat menjadi 12 atm dan berada pada fasa *superheated*, proses ini berlangsung secara isentropik. Refrijeran yang telah dikompresi akan dikondensasi di kondenser sehingga fasa refrijeran menjadi cairan jenuh (*saturated liquid*), proses ini berlangsung pada tekanan tetap. Cairan refrijeran akan melewati *expansion valve*, proses ini berlangsung secara isentalpik dan tekanan keluaran *valve* menurun sama seperti kondisi masukan *evaporator*. Setelah memasuki *evaporator*, terjadi proses yang sama seperti keadaan awal sehingga terjadi suatu siklus.

Pada kolom *debutanizer* refrijeran yang digunakan adalah refrijeran yang sama yaitu refrijeran propana dengan siklus refrijerasi kompresi tahap tunggal. Dimana kondisi *top product debutanizer* adalah pada tekanan 15.79 atm dan temperatur 101.7°C. Sama seperti pada kolom *depropanizer*, *top product debutanizer* akan melalui *expander* untuk menurunkan tekanan dan temperatur produk kemudian akan didinginkan melalui sistem refrijerasi kompresi tahap tunggal untuk memperoleh produk LPG butana cair.

5.4 Simulasi Proses Recovery LPG

LPG propana maupun LPG butana akan didinginkan untuk memudahkan penyimpanan LPG. Tabel 5.6 menunjukkan jenis-jenis tempat penyimpanan LPG [3]

Tabel 5.6 Jenis-Jenis Tempat Penyimpanan LPG

LPG	Tempat Penyimpanan	
	<i>Pressurized Storage</i>	<i>Refrigerated Storage</i>
Propana	250 psia	-42°C
Butana	125 psia	-4°C

Setelah ditentukan kondisi pada masing-masing sistim refrijerasi, kemudian dilakukan simulasi. Tabel 5.7 dibawah ini memuat hasil simulasi untuk tekanan atmosfir dan tekanan tinggi di kolom *depropanizer*. Penyimpanan

Tabel 5.7 Perbandingan Kondisi LPG Propana dan Refrijeran di *Depropanizer*

Unit		Tekanan Atmosfir		Tekanan Tinggi	
		Temperatur (°C)	Tekanan (atm)	Temperatur (°C)	Tekanan (atm)
<i>Evaporator</i>	LPG Propana	-42.48	1	-32.09	1
	Refrijeran	-49.99	0.7044	-42.36	1
Umpan Kompresor		-48.41	0.7044	-34.18	1
Umpan Kondenser		88.27	12	87.82	12
Umpan <i>Expansion valve</i>		33.51	12	33.51	12

Pada kolom *depropanizer* laju alir massa refrijeran yang digunakan pada tekanan atmosfir adalah 5469.4 kg/h sedangkan pada tekanan tinggi laju alir massa refrijeran adalah 25258 kg/h. Pada tekanan atmosfir perbedaan temperatur LPG propana dengan temperatur penyimpanan LPG lebih kecil jika dibandingkan pada tekanan tinggi sehingga pada tekanan tinggi dibutuhkan massa refrijeran yang lebih besar untuk dapat mendinginkan produk LPG propana agar temperatur produk mendekati temperatur penyimpanan.

Tabel 5.8 Perbandingan Kondisi LPG Butana dan Refrijeran di *Debutanizer*

Unit		Tekanan Atmosfir		Tekanan Tinggi	
		Temperatur (°C)	Tekanan (atm)	Temperatur (°C)	Tekanan (atm)
<i>Evaporator</i>	LPG Butana	-4.245	1	-33.64	1
	Refrijeran	-14.00	3.022	-42.36	1
Umpan Kompresor		-48.41	3.022	22.37	1
Umpan Kondenser		58.61	12	149.7	12
Umpan <i>Expansion valve</i>		33.51	12	33.51	12

Pada kolom *debutanizer* laju alir massa refrijeran yang digunakan pada tekanan atmosfer adalah 3529.4 kg/h sedangkan pada tekanan tinggi laju alir massa refrijeran adalah 19767 kg/h. Pada tekanan tinggi membutuhkan massa refrijeran yang lebih besar karena temperatur produk yang didinginkan lebih tinggi daripada tekanan atmosfer.

5.5 Menentukan Beban Uap Air Panas di Reboiler dan Beban Kompresor

5.5.1 Beban Uap Air Panas di Reboiler

Dari hasil simulasi diperoleh beban uap air panas untuk masing-masing kolom fraksionasi seperti disajikan dalam Tabel 5.9 di bawah ini.

Tabel 5.9 Perbandingan Beban Uap Air Panas untuk Masing-masing Tekanan

Parameter	Tekanan Atmosfir		Tekanan Tinggi	
	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>
Tekanan umpan (atm)	1	1	21.41	20.73
Temperatur umpan (°C)	-28.90	13.62	30.5	152.3
$Q_{reboiler}$ (kJ/h)	$6.794 \cdot 10^7$	$4.295 \cdot 10^7$	$8.948 \cdot 10^7$	$3.176 \cdot 10^7$

Dari Tabel 5.9, pada tekanan tinggi beban reboiler yang dibutuhkan lebih besar jika dibandingkan beban reboiler pada tekanan rendah karena pada tekanan tinggi titik didih semakin tinggi sehingga dibutuhkan pemanasan lebih besar sehingga beban reboiler juga semakin besar. Pada kolom depropanizer temperatur bottom product adalah 13.62 °C jadi pemanasan di reboiler tidak membutuhkan uap air panas cukup menggunakan air pada temperatur lingkungan.

Bahan bakar yang digunakan untuk menghasilkan steam adalah MFO (*Marine Fuel Oil*). MFO memiliki nilai kalor sebesar 45982.2 kJ/liter. Harga MFO per liter adalah Rp.5750.80.

$$Q_{reboiler} = \dot{m} \times \text{nilai kalor MFO}$$

$$\dot{m} = \frac{Q_{reboiler}}{\text{nilai kalor MFO}}$$

$$\dot{m} = \frac{4.295 \cdot 10^7 \text{ kJ/h}}{45982.2 \text{ kJ/liter}} = 934.05 \text{ liter/h}$$

Biaya bahan bakar per jam = 934.05 liter / h x Rp. 5750.80 / liter = Rp.5,371,575

Tabel 5.10 menunjukkan perbandingan antara biaya bahan bakar yang dibutuhkan untuk memenuhi kebutuhan uap panas di reboiler.

Tabel 5.10 Biaya Bahan Bakar untuk Kebutuhan Uap Panas di Kolom Distilasi

Parameter	Tekanan Atmosfir		Tekanan Tinggi	
	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>
Q_{reboiler} (kcal/h)	$6.794 \cdot 10^7$	$4.295 \cdot 10^7$	$8.948 \cdot 10^7$	$3.176 \cdot 10^7$
\dot{m} (liter/h)	-	934.05	1945.9	690.70
Biaya (Rp)/h	-	5,371,575.5	11,190,886.5	3,972,089

Pada tekanan atmosfer beban reboiler di kolom depropanizer dan kolom debutanizer lebih kecil jika dibandingkan dengan beban reboiler di kolom depropanizer dan kolom debutanizer pada tekanan tinggi, sehingga biaya bahan bakar yang dibutuhkan juga lebih kecil pada tekanan atmosfer.

5.5.2 Beban Kompresor

Setelah dilakukan simulasi pada sistim refrijerasi maka diperoleh beban kompresor pada masing-masing kolom pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi. Hasil simulasi dapat dilihat dari tabel 5.11 dan Tabel 5.12 dibawah ini.

Tabel 5.11 Perbandingan Beban Kompresor Kolom Depropanizer

Spesifikasi	Tekanan Atmosfir	Tekanan Tinggi
Jenis	Sentrifugal	Sentrifugal
<i>Adiabatic head</i> (m)	$1.368 \cdot 10^4$	$1.235 \cdot 10^4$
<i>Politropik head</i> (m)	$1.444 \cdot 10^4$	$1.298 \cdot 10^4$
<i>Adiabatik Efficiency</i> (%)	65	65
<i>Politropik Efficiency</i> (%)	70.751	70
<i>Duty</i> (kW)	313.6	1307

Tabel 5.12 Perbandingan Beban Kompresor Kolom *Debutanizer*

Spesifikasi	Tekanan Atmosfir	Tekanan Tinggi
Jenis	Sentrifugal	Sentrifugal
<i>Adiabatic head</i> (m)	6615	1.543.10 ⁴
<i>Politropik head</i> (m)	6857	1.617.10 ⁴
<i>Adiabatic Efficiency</i> (%)	65	65
<i>Politropik Efficiency</i> (%)	68.201	69.116
<i>Duty</i> (kW)	97.88	1279

Pada kolom *depropanizer* dan *debutanizer* tekanan atmosfer dan tekanan tinggi memiliki efisiensi adiabatik yang sama yaitu 65 %. Pada tekanan atmosfer beban kompresor untuk masing-masing kolom lebih kecil jika dibandingkan dengan beban kompresor masing-masing kolom pada tekanan tinggi. Hal ini disebabkan oleh pada tekanan atmosfer gas yang akan didinginkan temperaturnya sudah mendekati temperatur penyimpanan sehingga beban kompresor menjadi lebih kecil jika dibandingkan dengan tekanan tinggi. Pada tekanan tinggi, gas dari kolom *depropanizer* dan *debutanizer* temperatur sangat jauh dari temperatur titik didihnya sehingga dibutuhkan kerja kompresor yang besar untuk dapat mencairkan gas LPG.

5.6 Analisa Biaya

Analisa biaya pada penelitian ini ditekankan pada biaya listrik yang diperlukan untuk memenuhi beban kompresor untuk proses fraksionasi pada tekanan atmosfer dan tekanan tinggi dan biaya bahan bakar yang diperlukan untuk memenuhi kebutuhan uap air panas di reboiler. Biaya listrik dihitung per kWh diasumsikan Rp.1300. Tabel 5.13 menyajikan harga listrik untuk masing-masing kolom untuk tiap kondisi.

Tabel 5.13 Perbandingan Harga Listrik

Tekanan	Beban (kW)		Harga /jam (Rp/hr)	
	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>	<i>Depropanizer</i>	<i>Debutanizer</i>
Tekanan Atmosfir	313.6	97.88	407,680	127,244
Tekanan Tinggi	1307	1279	1,699,100	1,662,700

Biaya listrik pada tekanan tinggi lebih tinggi jika dibandingkan biaya listrik pada tekanan atmosfer. Hal ini disebabkan oleh beban kompresor yang besar pada kondisi kolom fraksinasi tekanan tinggi. Biaya operasi pada tekanan rendah dan tekanan tinggi meliputi biaya listrik dan biaya bahan bakar. Hasil perhitungan biaya operasi dapat dilihat pada Tabel 5.14.

Tabel 5.14 Biaya Operasi untuk Masing-masing Tekanan

Tekanan	Harga/jam (Rp/hr)				Total biaya
	<i>Depropanizer</i>		<i>Debutanizer</i>		
	Bahan bakar	Listrik	Bahan bakar	Listrik	
Tekanan Atmosfir	-	407,680	5,371,575.5	127,244	5,906,499.5
Tekanan Tinggi	11,190,886.5	1,699,100	3,972,089	1,662,700	18,524,775.5

Dari analisa biaya operasi diperoleh bahwa pada operasi fraksinasi tekanan tinggi biaya total operasi lebih besar daripada operasi fraksinasi tekanan atmosfer.

BAB 6

KESIMPULAN

Kesimpulan dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Pada tekanan atmosfer dibutuhkan beban kondenser dan beban reboiler di kolom distilasi lebih kecil jika dibandingkan dengan beban kondenser dan beban reboiler kolom distilasi dengan tekanan tinggi.
2. Beban kompresor pada sistem refrigerasi kompresi uap tekanan atmosfer lebih kecil jika dibandingkan dengan beban kompresor kompresi uap tekanan tinggi sehingga biaya listrik pada sistem refrigerasi kompresi uap kolom fraksionasi tekanan atmosfer lebih kecil jika dibandingkan dengan biaya listrik untuk beban kompresor kompresi uap kolom fraksionasi tekanan tinggi
3. Perbandingan antara total biaya yaitu biaya bahan bakar untuk kolom distilasi dan biaya listrik untuk beban kompresor, untuk proses kolom fraksionasi tekanan atmosfer memberikan total biaya yang lebih kecil jika dibandingkan dengan proses kolom pada tekanan tinggi.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Petro China International Jabung Ltd. *BETARA GAS PLANT DEPROPANIZER UNIT*. 2005.
- [2] Anonim.LPG, <http://id.wikipedia.org/wiki/Elpiji> (Diakses 11 Juli 2008)
- [3] Ade Nurani. *Produksi LPG di Pangkalan Susu, Sumatra Utara*, Departemen Teknik Kimia UI. Depok. 2005.
- [4] McCabe, Warren L., Julian C Smith and Peter Harriott. 1999. *Operasi Teknik Kimia Jilid 2*. PT Erlangga. Jakarta.
- [5] M.T.Tham. *Distillation*. R.C. Costello and Associates, Inc. 1997-2006
- [6] Speight, John. 1993. *Gas Environmental and Processing*
- [7] Feby Febrianti. *Laporan Kerja Praktek di PT. Badak, Bontang Kalimantan Timur*, Departemen Teknik Kimia UI. Depok. 2004
- [8] Achmadirfani. *Distillation*. <http://google.co.id/Distilasi>. (Diakses 28 Juni 2008)
- [9] Ir. Dijan Supramono, M.Sc. *Perancangan Pabrik : Pemilihan Separator*. Departemen Teknik Kimia UI. Depok. 2008
- [10] Kamarza Mulia & Praswati PDK Wulan. *Diktat Kuliah Termodinamika*. Departemen Teknik Kimia UI. Depok.
- [11] Michael.J.Moran & Howard.N.Shapiro. *Fundamentals of Engineering Thermodynamics 4th Edition*. John Wiley & Sons, Inc.2000
- [12] Cengel and Boles. *Thermodynamics : An Engineering Approach*.