

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN UNIT  
PERANGKAP KONDENSAT LAPANGAN GAS  
PANGKALAN SUSU SUMATERA UTARA**

**SKRIPSI**

Oleh

**JUNIATIA WIDIASARI**  
**04 04 06 038 1**



**SKRIPSI INI DIAJUKAN UNTUK MELENGKAPI SEBAGIAN  
PERSYARATAN MENJADI SARJANA TEKNIK**

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

## **Pernyataan Keaslian Skripsi**

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa skripsi dengan judul :

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN UNIT PERANGKAP  
KONDENSAT LAPANGAN GAS PANGKALAN SUSU  
SUMATERA UTARA**

yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Sarjana Teknik pada Program Studi Teknik Kimia 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.

Jakarta, 14 Juli 2008

(Juniatia Widiyasari)

NPM 04 04 06 038 1

# LEMBAR PENGESAHAN

Skripsi dengan judul :

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN UNIT PERANGKAP  
KONDENSAT 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 untuk diajukan dalam sidang ujian skripsi.

Depok, 14 Juli 2008

Menyetujui,

Dosen Pembimbing I

Dosen Pembimbing II

(Dr.Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng)

(Ir. Sutrasno Kartohardjono, MSc, PhD)

NIP.132 056 816

NIP. 131 803 508

## UCAPAN TERIMA KASIH

Pada kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih yang sebesar-besarnya kepada :

**Dr.Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng**

dan

**Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.Sc, Ph.D**

selaku dosen pembimbing skripsi yang telah memberikan kesempatan, kepercayaan, bimbingan dan arahan dalam penyusunan skripsi ini.

Ucapan terima kasih saya tujukan juga untuk :

1. Keluarga yang telah memberikan dukungan dan semangat kepada penulis.
2. Prof.Dr.Ir. Widodo Wahyu Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kmia FTUI.
3. Ade Nurani, partner skripsi-ku yang luar biasa.
4. Seluruh staf pengajar dan karyawan Departemen Teknik Kimia FTUI.
5. Teman-teman Teknik Kimia 2004, atas kebersamaannya selama ini.

Jakarta, 14 Juli 2008

(Juniatia Widiyasari)

0404060381

Juniatia Widiarsari NPM 04 04 06 038 1 Departemen Teknik Kimia	Dosen Pembimbing : I. Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng II. Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.Sc, Ph.D
--	--

**STUDI KELAYAKAN PEMBANGUNAN UNIT PERANGKAP  
KONDENSAT LAPANGAN GAS PANGKALAN SUSU  
SUMATERA UTARA**

**ABSTRAK**

Kondensat merupakan fraksi berat yang terkandung di dalam aliran gas. Kondensat terdiri dari campuran C3, C4, dan C5+ dengan komposisi C3 kurang dari 2,5 %-mol, C4 kurang dari 32,5 %-mol, dan C5+ lebih dari 65 %-mol. Kondensat dapat dijual tersendiri ataupun dicampur untuk meningkatkan produksi minyak mentah. Hal ini dapat meningkatkan pendapatan perusahaan.

Perancangan ini bertujuan untuk mengetahui kelayakan dan pembangunan Unit Perangkap Kondensat Pangkalan Susu Sumatra Utara. Kelayakan ditinjau dari segi teknis proses maupun keekonomiannya sehingga dapat menjadi rekomendasi dalam rangka pemenuhan kebutuhan akan kondensat serta meningkatkan pendapatan. Studi teknis berkaitan dengan kelayakan proses, kondisi operasi serta spesifikasi produk yang diinginkan. Studi ekonomi untuk melihat apakah proyek ini layak dibangun berdasarkan parameter ekonomi yang digunakan yaitu NPV, IRR, dan periode pengembalian.

Proses pengambilan kondensat dari aliran gas bumi adalah dengan pendinginan. Pada studi ini digunakan basis proses menggunakan Siklus Refrijerasi, Pemisahan Suhu Rendah, dan Stabilisasi Kondensat. Umpan dari UPK ini berasal dari lapangan gas Pangkalan Susu, Sumatra Utara milik PT. Pertamina EP sebesar 9,5 MMSCFD. Simulasi proses dilakukan dengan optimasi temperatur pendinginan pada LTS  $-10^{\circ}\text{F}$  dan temperatur reboiler pada kolom stabilisasi kondensat  $275^{\circ}\text{F}$ . Produk yang dihasilkan harus memenuhi syarat RVP 12 – 20 psia. Dengan kondisi ini didapatkan produk kondensat 92,24 barrel/hari dengan RVP 18,6 psia. Setelah kondensat dipisahkan, sisa gas bumi yang dapat dijual sebesar 9,391 MMSCFD.

Perhitungan ekonomi menunjukkan total investasi dari proyek ini adalah \$2.633.662 dengan biaya operasional per tahun sebesar \$488.731. Dengan nilai PW 10% maka dihasilkan NPV \$2.029.330, IRR 27,24% dan periode pengembalian 5 tahun 2 bulan. Jika mengacu pada parameter ekonomi maka hasil ini memenuhi kelayakan proyek dimana NPV bernilai positif, IRR lebih dari 10% dan periode pengembalian selama 5 tahun 2 bulan. Tetapi jika mengacu pada parameter yang ditetapkan oleh PT. Pertamina EP, dimana suatu proyek baru dikatakan layak jika periode pengembalian berkisar 1 tahun, maka proyek ini tidak layak.

**Kata kunci : kondensat, Pangkalan Susu**

Juniatia Widiarsari NPM 04 04 06 038 1 Chemical Engineering Department	Counsellor : I. Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng II. Ir. Sutrasno Kartohardjono, M.Sc, Ph.D
--	--

**FEASIBILITY STUDY OF CONDENSATE TRAPPER UNIT  
PANGKALAN SUSU GAS FIELD NORTH SUMATERA**

**ABSTRACT**

Condensate is heavy fraction contained in the gas flow. Condensate contained mixture of C3, C4, and C5+ with the composition of C3 less than 2,5%-mole, C4 less than 32,5%-mole, and C5+ ,ore than 65%-mole. Condensate can be sold alone or mixed to increase the production of crude oil. This can increase the revenue of the company.

This design is to know the feasibility of Condensate Trapper Unit Pangkalan Susu North Sumatra. The feasibility based on technical process and economical so tha can be the recommendation to fulfill the needs of condensate and increase revenue. Technical study is related with process feasibility, operation condition and product specification. Economical study to see whether the project is feasible or not base ont economic parameter used : NPV, IRR, and payback period.

Condensate recovery process from natural gas flow is cooling. In this study, use the base process Refrigeration System, Low Temperature Separation, and Condensate Stabilization. Feed from this unit come from Pangkalan Susu gas field, North Sumatra owned by PT. Pertamina EP at 9,5 MMSCFD. Process simulation is done with the optimization of cooling temperature at LTS for -10°F and reboiler temperature in condensate stabilization coloumn 275°F. The product must reach the specification RVP 12 -20 psia. With this condition the yield is condensate 92,24 barrel/day with RVP 18,6 psia. After the condensate is removed, the gas that can be sold is 9,391 MMSCFD.

Economic calculation shows the total investment of the project is \$2.633.662 with operational cost \$488.731. With PW value 10% then the NPV is \$2.029.330, IRR 27,24% and payback period 5 years 2 months. If based on the theoritical economic parameter then this reach the feasibility of the project where NPV is positive, IRR more than 10% and payback period less then project age used which is 10 years. But if based on parameter from PT. Pertamina EP then this project is not feasible, where the project is feasible if the payback period is less than a year.

**Key words : condensate, Pangkalan Susu**

## DAFTAR ISI

Pernyataan Keaslian Skripsi.....	i
LEMBAR PENGESAHAN .....	iii
UCAPAN TERIMA KASIH.....	iv
Abstrak .....	v
Abstract .....	vi
DAFTAR ISI.....	vii
DAFTAR GAMBAR .....	ix
DAFTAR TABEL.....	x
BAB I PENDAHULUAN .....	1
I.1. LATAR BELAKANG .....	1
I.2. RUMUSAN MASALAH.....	2
I.3. TUJUAN PERANCANGAN.....	2
I.4. BATASAN MASALAH.....	3
I.5. SISTEMATIKA PENULISAN .....	3
BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....	5
II.1. GAS BUMI.....	5
II.1.1. Gas Kota .....	6
II.1.2. LPG .....	7
II.1.3. Kondensat .....	7
II.2. DEHIDRASI GAS BUMI.....	8
II.2.1. Metode Dehidrasi Gas .....	9
II.2.2. Metode Dehidrasi Gas Menggunakan Glikol.....	11
II.3. TEKNOLOGI PENDINGINAN KONDENSAT.....	12
II.3.1. Sistem Refrijerasi .....	12
II.3.2. Ekspansi Joule-Thomson.....	18
II.4. PROSES PEMISAHAN GAS-LIQUID .....	18
II.4.1. Deskripsi Alat .....	19
II.4.2. Pemilihan Vessel Horizontal vs Vertikal .....	22
II.4.3. Proses Pemisahan Temperatur Rendah .....	23
II.5. STABILISASI KONDENSAT.....	24
II.6. ANALISIS PASAR DAN LOKASI.....	26
II.7. TEORI EKONOMI .....	29
II.7.1. Net Present Value (NPV) .....	30
II.7.2. Payback Period .....	30
II.7.3. Internal Rate of Return (IRR).....	31
II.7.4. Depresiasi .....	31
II.7.5. Pajak Pendapatan.....	32
BAB III METODOLOGI PERANCANGAN.....	34
BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....	37
IV.1. PROSES DASAR .....	37
IV.2. KONDISI GAS UMPAN.....	38
IV.2.1. Karakteristik Umum Gas Umpan .....	38
IV.2.2. Karakteristik PVT Gas Umpan .....	39
IV.3. PEMILIHAN KONDISI OPERASI .....	40

IV.4. PENJELASAN PROSES .....	42
IV.4.1. Sub-Proses Siklus Refrijerasi Propana .....	44
IV.4.2. Sub-Proses Dehidrasi Glikol.....	44
IV.4.3. Utilitas.....	46
IV.4.3.1. Hot Oil .....	46
IV.4.3.2. Listrik.....	47
IV.4.3.3. Refijeran Propana.....	48
IV.4.3.4. Etilen Glikol.....	48
IV.4.4. Diagram Alir dan Tata Letak Pabrik.....	48
IV.5. NERACA MASSA DAN ENERGI.....	53
IV.5.2. Neraca Massa .....	53
IV.5.3. Neraca Energi.....	53
IV.5. Produk.....	55
IV.6. SPESIFIKASI PERALATAN PROSES.....	56
IV.6.1. Heat Exhanger.....	57
IV.6.2. Kolom Stabilisasi Kondensat.....	58
IV.6.3. Kolom Regenerasi Glikol .....	58
IV.6.4. Separator .....	59
IV.6.5. Kompresor.....	59
IV.6.6. Pompa .....	60
IV.6.7. Tangki penyimpanan.....	61
IV.7. ANALISIS EKONOMI .....	61
IV.7.1. Komponen Biaya .....	63
IV.7.2. Analisis Cost Breakdown.....	66
IV.7.3. Hasil Perhitungan Ekonomi .....	68
IV.7.4. Analisis Sensitivitas .....	68
BAB V KESIMPULAN.....	72
DAFTAR PUSTAKA .....	74



## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2. 1 Silus Refrijerasi .....	13
Gambar 2. 2 Diagram T-s Siklus Refrijerasi.....	13
Gambar 2. 3 Cascade Refrigeration System .....	17
Gambar 2. 4 Multistage Compression Refrigeration System .....	18
Gambar 2. 5 Separator Horizontal .....	20
Gambar 2. 6 Separator Vertikal .....	21
Gambar 2. 7 LTS - Separator 3 Fasa.....	24
Gambar 2. 8 Sistem Pemisahan Temperatur Rendah dengan Injeksi Glikol Dan Stabilisasi Kondensat .....	25
Gambar 2. 9 Peta Lokasi Pangkalan Susu.....	27
Gambar 2. 10 Total Ekspor Kondensat Indonesia Tahun 1997-2005 .....	27
Gambar 2. 11 Produsen Kondensat di Indonesia .....	28
Gambar 2. 12 Total Produksi Kondensat di Indonesia Tahun 1995-2005.....	29
Gambar 3. 1 Diagram Alir Perancangan.....	36
Gambar 4. 1. Diagram Blok Proses Utama Unit Perangkap Kondensat.....	37
Gambar 4. 2. Diagram <i>Phase Envelope</i> Gas Umpan Pangkalan Susu.....	40
Gambar 4. 3. Blok Diagram Alir Proses UPK Pangkalan Susu.....	42
Gambar 4. 4. Diagram Alir Sistem Hot Oil .....	46
Gambar 4. 5. Diagram Alir Pembangkit Listrik.....	47
Gambar 4. 6. Diagram Alir Proses Unit Perangkap Kondensat.....	49
Gambar 4. 7 Diagram Alir Sistem Utilitas Pembangkit Listrik .....	50
Gambar 4. 8 Diagram Alir Sistem Utilitas Hot Oil.....	51
Gambar 4. 9. Tata Letak Pabrik .....	52
Gambar 4. 10. Grafik Pengaruh Temperatur Pendinginan Terhadap Produk Kondensat.....	56
Gambar 4. 11 Presentase Biaya tiap Tahun per Barrel .....	67
Gambar 4. 12 Sensitivitas terhadap NPV.....	69
Gambar 4. 13 Sensitivitas terhadap IRR.....	70
Gambar 4. 14 Sensitivitas terhadap Payback Period.....	71

## DAFTAR TABEL

Tabel 2. 1 Tabel Spesifikasi Gas Kota .....	6
Tabel 2. 2 Spesifikasi LPG.....	7
Tabel 2. 3 Tabel Komposisi Kondensat .....	8
Tabel 4. 1 Perbandingan Proses .....	38
Tabel 4. 2. Kondisi Gas Umpan .....	38
Tabel 4. 3. Karakteristik Gas Umpan Tipikal Pangkalan Susu.....	39
Tabel 4. 4. Komposisi Kondensat .....	41
Tabel 4. 5. Batasan Komposisi Gas Jual .....	42
Tabel 4. 6. Tabel Kebutuhan Listrik dan yang Dihasilkan .....	47
Tabel 4. 7. Neraca Massa .....	53
Tabel 4. 8. Neraca Energi.....	54
Tabel 4. 9 Spesifikasi Produk.....	55
Tabel 4. 10. Spesifikasi Heat Exchanger .....	58
Tabel 4. 11. Spesifikasi Kolom Stabilisasi Kondensat .....	58
Tabel 4. 12. Spesifikasi Kolom Regenerasi Glikol .....	59
Tabel 4. 13. Spesifikasi Separator.....	59
Tabel 4. 14. Spesifikasi Kompresor .....	60
Tabel 4. 15. Spesifikasi Pompa.....	61
Tabel 4. 16. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Kondensat.....	61
Tabel 4. 17. Jumlah Umpan dan Produk.....	63
Tabel 4. 18 Biaya Peralatan .....	64
Tabel 4. 19 Total Investasi .....	65
Tabel 4. 20 Rincian Biaya Produksi.....	66
Tabel 4. 21 Biaya Produksi Kondensat per barrel.....	67
Tabel 4. 22 Hasil Perhitungan Ekonomi .....	68
Tabel 4. 23 Parameter Ekonomi Worst Case .....	71

# **BAB I**

## **PENDAHULUAN**

### **I.1. LATAR BELAKANG**

Saat ini Indonesia sedang dihadapkan kepada permasalahan energi. Selama ini yang menjadi sumber energi utama dalam roda kehidupan manusia adalah bahan bakar minyak (BBM). Konsumsi minyak bumi di Indonesia memiliki presentase paling besar yang cukup signifikan dibandingkan dengan sumber energi lain. Menurut statistik konsumsi energi, konsumsi energi minyak bumi pada tahun 2005 adalah sebesar 6,92 juta BOE (PEUI 2006), sekitar dua kali lipat dari konsumsi sumber energi lain.

Tingginya sikap ketergantungan masyarakat dan industri akan BBM dan semakin menurunnya cadangan minyak baik di Indonesia maupun dunia menimbulkan kondisi baru yaitu kelangkaan akan BBM, mengakibatkan meroketnya harga BBM di pasar dunia yang kini berkisar pada harga \$140 per barrel-nya. Karena tingkat konsumsinya yang sangat tinggi, cadangan minyak bumi sebagai sumber energi utama saat ini sudah mulai menipis. Konsumsi energi yang semakin meningkat mengakibatkan dibutuhkan cara-cara lain untuk menghasilkan minyak selain yang diambil langsung dari sumur minyak konvensional.

Salah satu cadangan energi yang dapat dimanfaatkan untuk menghasilkan minyak bumi adalah gas alam. Menurut statistik, konsumsi gas alam pada tahun 2005 adalah sebesar 0,26 juta BOE yang sebesar (PEUI 2006) jauh lebih kecil jika dibandingkan dengan konsumsi minyak bumi yang sebesar 6,92 juta BOE (PEUI 2006).

Gas alam terdiri dari komposisi hidrokarbon, dan pengotor lainnya. Diantara fraksi hidrokarbon dalam gas tersebut terkandung fraksi hidrokarbon berat yang harus dipisahkan dari gas alam agar gas alam memenuhi spesifikasi penjualan. Fraksi berat hidrokarbon tersebut dapat diambil sebagai kondensat melalui proses stabilisasi kondensat. Kondensat merupakan fraksi minyak bumi

yang terkandung dalam aliran sumur gas, yang terdiri dari campuran fraksi C1 sampai C5+, dengan batasan komposisi tertentu. Menurut data PEUI dalam IEOS 2006, produksi kondensat Indonesia pada tahun 1995-2005 adalah sebesar 584,401,592 barrel. Sedangkan permintaan kondensat tergabung mengikuti permintaan akan minyak bumi.

Unit pengambil kondensat dari aliran gas yang sudah lebih dulu berjalan adalah UPK Musi Barat Sumatra Selatan. UPK Musi Barat memiliki umpan laju alir yang jauh lebih besar dari Pangkalan Susu, sehingga menghasilkan produk kondensat dalam jumlah besar pula.

Pangkalan Susu terletak di kabupatern Langkat Sumatera Utara. Pangkalan Susu Sumatera Utara merupakan salah satu lapangan gas Pertamina yang memiliki komposisi fraksi berat C5+ berlebih. Komposisi C5+ berlebih inilah yang akan dipisahkan melalui suatu teknologi pemisahan kondensat dari gas alam atau sering disebut sebagai Unit Perangkap Kondensat (UPK).

Kondensat yang telah terambil kemudian dapat dijual sebagai minyak mentah ataupun sebagai bahan pencampur minyak mentah sebelum memasuki kolom pemurnian untuk mengurangi viskositas minyak mentah. Hal ini dapat menambah jumlah pasokan minyak bumi ke pasar dan menambah pendapatan perusahaan. Oleh karena itu studi kelayakan Unit Perangkap Kondensat ini menjadi penting.

## **I.2. RUMUSAN MASALAH**

Berdasarkan latar belakang yang telah dipaparkan maka rumusan permasalahan di sini adalah apakah unit perangkap kondensat Pangkalan Susu ini layak untuk dibangun ditinjau dari segi teknis dan segi ekonomi, yang dapat menghasilkan jumlah kondensat yang optimal.

## **I.3. TUJUAN PERANCANGAN**

Melakukan studi kelayakan Unit Perangkap Kondensat Pangkalan Susu ditinjau dari segi teknis proses maupun keekonomiannya sehingga dapat menjadi

rekomendasi dalam rangka pemenuhan kebutuhan akan kondensat serta meningkatkan pendapatan.

#### **I.4. BATASAN MASALAH**

1. Studi kelayakan Unit Perangkap Kondensat meliputi evaluasi teknik proses dan ekonomi (tingkat keekonomisan)
2. Umpan gas yang digunakan berasal dari sumur SK-V dan SK-VI Pangkalan Susu Sumatera Utara yang diambil pada tanggal 30 Januari 2008 milik PT. Pertamina EP.
3. Teknologi untuk Unit Perangkap Kondensat yang ditinjau meliputi Teknologi Gas Chiller (Refrijerasi Propana) dan ekspansi JT-Valve
4. Penghitungan jumlah kondensat yang dapat diperoleh menggunakan kapasitas gas umpan mengalir, sedangkan penghitungan ukuran alat tiap teknologi menggunakan kapasitas maksimum yaitu 12.5 MMSCFD.
5. Evaluasi ekonomi dimulai dari perhitungan harga peralatan sampai total investasi
6. Parameter ekonomi yang digunakan adalah *net present value* (NPV), *internal rate of return* (IRR), dan *payback period* (PBP)
7. Spesifikasi kondensat yang dihasilkan yaitu kondensat dengan RVP @100°F 12 – 20 psia

#### **I.5. SISTEMATIKA PENULISAN**

##### **BAB I PENDAHULUAN**

Berisi tentang latar belakang masalah, rumusan masalah, tujuan penelitian, batasan masalah dan sistemtika penulisan.

##### **BAB II TINJAUAN PUSTAKA**

Berisi tentang studi literatur mengenai pengertian kondensat, serta teknologi apa saja yang dapat digunakan untuk mendapatkan kondensat. Juga dijelaskan tentang teknologi refrijerasi dan ekspansi mekanik sebagai pilihan teknologi

### BAB III METODE PERANCANGAN

Berisi tentang skema berjalannya perancangan seperti tinjauan literatur, pemilihan teknologi proses, pemilihan kondisi operasi, pelaksanaan simulasi, perbandingan hasil, analisa ekonomi.

### BAB IV DESKRIPSI PROSES

Berisi tentang pelaksanaan studi teknis proses dengan menggunakan teknologi yang telah dipilih. Juga pemilihan kondisi operasi proses untuk menjalan proses. Dipilih kondisi operasi optimum gunakan mendapatkan hasil yang optimal.

### BAB V STUDI KEEKONOMIAN

Berisi tentang studi ekonomi yang dengan menggunakan parameter *net present value* (NPV), *internal rate of return* (IRR), dan *payback period* (PBP). Juga dilakukan analisis sensitivitas terhadap masing-masing parameter tersebut.

### BAB VI PENUTUP

Berisi kesimpulan yang dirangkum dari hasil studi teknis dan ekonomis, apakah Unit Perangkap Kondensat Pangkalan Susu layak untuk dibangun.

## **BAB II**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **II.1. GAS BUMI**

Gas bumi merupakan campuran antara gas hidrokarbon dengan beberapa kandungan zat pengotor yang merupakan hasil dari dekomposisi material organik. Kandungan pengotor yang sering ditemukan termasuk uap air dan hidrokarbon berat. Setiap gas bumi yang keluar dari sumur memiliki karakteristik yang berbeda-beda. Tidak ada satu jenis komposisi atau campuran yang dapat didefinisikan sebagai gas bumi. Setiap aliran gas memiliki komposisi masing-masing. Bahkan dua sumur gas dari reservoir yang sama pun dapat memiliki komposisi yang berbeda.

Gas bumi biasa dipandang sebagai campuran dari rantai lurus atau hidrokarbon parafin. Namun kadang kala ditemukan gas hidrokarbon siklik dan aromatik dalam campurannya. Rantai lurus dan siklik dilihat dari struktur molekulnya. Komponen gas bumi terdiri dari antara lain metana, etana, propana, butana, pentana dan hidrokarbon rantai lurus selanjutnya. Komponen rantai siklik antara lain siklopropana, sikloheksana, benzena.

Zat pengotor yang biasa ditemukan pada gas bumi harus dipisahkan/dibuang karena zat pengotor tersebut dapat menghambat proses pengolahan gas bumi. Zat pengotor yang biasa ditemukan pada gas bumi antara lain  $H_2S$ ,  $CO_2$ , merkaptan, uap air, nitrogen, helium, dan fraksi hidrokarbon berat. Zat-zat di atas dianggap sebagai pengotor pada gas bumi karena gas bumi biasanya dibakar sebagai bahan bakar dan zat-zat tersebut dalam kondisi pembakaran akan sangat berbahaya bagi konsumen. Penghilangan zat-zat pengotor tersebut dapat menghilangkan masalah kontaminasi, korosi, dan pembentukan hidrat pada sistem transmisi dan distribusi gas. Zat-zat pengotor ini dapat memiliki nilai jual tersendiri jika di jual kembali di pasaran. Seperti pentana dan fraksi berat hidrokarbon lainnya yang dapat menjadi campuran bagi minyak mentah untuk memasuki proses pemurnian. Begitu halnya dengan *liquified petroleum gas*

(LPG), dengan penambahan unit proses untuk mengambil fraksi propana dan butana. Fraksi ini berguna sebagai bahan mentah industri petrokimia.

### II.1.1. Gas Kota

Gas kota merupakan salah satu produk pengolahan dari gas bumi. Gas kota merupakan campuran hidrokarbon rantai pendek yang komposisi utamanya adalah CH<sub>4</sub> (metana). Berikut merupakan standar spesifikasi gas kota yang umum digunakan internasional :

**Tabel 2. 1 Tabel Spesifikasi Gas Kota**

Komponen	Batas
H <sub>2</sub> S	0,25 – 1,00 grains/100 ft <sup>3</sup>
Total Belerang (termasuk <i>odorant</i> )	10 -20 grains/100 ft <sup>3</sup>
CO <sub>2</sub>	2% volume
O <sub>2</sub>	0,2% volume
N <sub>2</sub>	3,0% volume
H <sub>2</sub>	400 ppm
Air	0,000007 lb/ft <sup>3</sup>
Nilai kalor	975 Btu/ft <sup>3</sup>

Komposisi gas kota selain sebagian besar adalah metana juga terdapat senyawa-senyawa hidrokarbon parafin lain seperti etana, propana, dan butana. Namun komponen tersebut terdapat dalam jumlah yang sangat kecil. Pengotor lain yang mungkin terkandung adalah karbon dioksida dan nitrogen yang terdapat dalam jumlah sangat kecil.

Gas kota sudah banyak dijadikan sumber energi rumah tangga di dunia terutama di negara-negara maju seperti Jepang, Korea, beberapa negara Eropa dan Amerika. Di Indonesia sendiri, khususnya di Jakarta, gas kota sudah banyak juga digunakan sebagai bahan bakar rumah tangga, contohnya seperti di daerah Duren Sawit, Jakarta Timur.

Pemakaian gas kota sebagai bahan bakar mempunyai keunggulan dibandingkan dengan bahan bakar minyak yang digunakan selama ini. Keunggulan tersebut diantaranya adalah pembakarannya yang lebih bersih



sehingga mengurangi polusi dan juga harganya yang relatif lebih murah. Jika digunakan sebagai bahan bakar rumah tangga, gas kota jauh lebih murah, praktis, dan bersih dibanding dengan penggunaan elpiji maupun minyak tanah.

### II.1.2. LPG

Ada dua sumber LPG, yaitu dari ekstraksi gas bumi, kilang gas, dan fraksi cair dari pengolahan minyak bumi. Proses pemurnian minyak, distilasi, perengkahan katalitik dan termal menghasilkan hidrokarbon rantai pendek, yang mengandung komponen jenuh propana dan butana serta komponen tak jenuh propilena dan butilena, yang masih memerlukan pengolahan lebih lanjut untuk mendapatkan fraksi LPG yang sesuai spesifikasi. Berikut merupakan batasan komposisi pada LPG jual :

**Tabel 2. 2 Spesifikasi LPG**

<b>Komponen</b>	<b>Batas</b>
C2	Maks. 0,2% fraksi volum
C3+C4	Min. 97,5% fraksi volum
C5+	Maks. 2% fraksi volum
Total belerang	15 grains/cuft
Butyl mercaptan	50 ppm

Kehadiran komponen hidrokarbon tak jenuh pada LPG menandakan bahwa gas tersebut berasal dari proses pengilangan minyak bumi. Sekitar 25% dari LPG yang dijual berasal dari proses pengilangan.

### II.1.3. Kondensat

Proses pengolahan gas juga menghasilkan kondensat. Kondensat merupakan fraksi minyak bumi yang terkandung di dalam aliran sumur gas, yang merupakan campuran dari C3, C4, dan C5+ dengan komposisi sebagai berikut :

**Tabel 2. 3 Tabel Komposisi Kondensat**

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

Fraksi hidrokarbon yang berada pada fasa cair dengan kondisi lingkungan STP dan cukup ringan akan menjadi gas pada tekanan tinggi dalam sumur gas bumi. Ketika gas dikeluarkan dari sumur dan tekanan berkurang maka beberapa fraksi berat hidrokarbon akan terkondensasi tergantung pada penurunan tekanan yang terjadi. Selanjutnya kondensat dapat dimanfaatkan sebagai minyak mentah fraksi ringan dan juga campuran sebelum memasuki kolom pemurnian.

Kualitas kondensat ditunjukkan oleh nilai Reid Vapor Pressure (RVP). RVP adalah tekanan uap absolut yang dicapai oleh cairan pada 100°F. Semakin tinggi nilainya maka cairan semakin bersifat volatil dan mudah terjadi evaporasi. RVP menunjukkan sebuah nilai yang menggambarkan tekanan uap dari masing-masing fraksi hidrokarbon dengan rasio mol-nya. Berhubungan dengan data volatilitas lainnya, RVP berperan dalam prediksi performa suatu bahan bakar.

## **II.2. DEHIDRASI GAS BUMI (Campbell, 1988)**

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 suhu titik embun saat jenuh dan setelah didehidrasi disebut dengan penurunan titik embun.

### ***Pengontrolan Hidrat Pada Dehidrasi Gas***

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	: $\text{CH}_4 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$
✚	Etana	: $\text{C}_2\text{H}_6 \cdot 8\text{H}_2\text{O}$
✚	Propana	: $\text{C}_3\text{H}_8 \cdot 18\text{H}_2\text{O}$
✚	Karbon dioksida	: $\text{CO}_2 \cdot 7\text{H}_2\text{O}$

Kondisi yang dapat menyebabkan terbentuknya hidrat ialah:

1. Gas bumi berada pada titik embun dari air atau dibawahnya, dimana terdapat air dalam bentuk cair.
2. Temperatur operasi berada di bawah temperatur terbentuknya hidrat dengan mempertimbangkan tekanan dan komposisi gas.
3. Tekanan operasi yang tinggi yang meningkatkan temperatur terbentuknya hidrat.
4. Tingginya kecepatan ataupun agitasi dari fluida pada pipa ataupun peralatan lainnya.
5. Adanya “bibit” kristal hidrat dalam jumlah yang kecil.
6. Adanya  $\text{H}_2\text{S}$  ataupun  $\text{CO}_2$  yang merupakan kondisi yang kondusif untuk membentuk hidrat karena gas asam akan lebih mudah larut dengan air dibandingkan hidrokarbon.

#### **II.2.1. Metode Dehidrasi Gas**

Terdapat beberapa metode yang biasa digunakan untuk dehidrasi gas, yaitu :

##### **a. Metode Adsorpsi**

Kandungan uap air yang terdapat pada gas bumi diserap oleh padatan yang digunakan sebagai adsorben. Kemampuan penyerapan tergantung pada besarnya luas permukaan padatan tersebut. Padatan yang biasa dipakai untuk menyerap air yaitu silika, alumina, dan karbon teraktivasi. Karena alasan ekonomis biasanya pada metode ini terdapat

sistem regenerasi yang kerjanya melakukan pelepasan air yang diserap oleh adsorben sehingga adsorben dapat digunakan kembali untuk penyerapan air. Proses adsorpsi ini dapat mengurangi kandungan air sampai 0,05 lb/MMSCF dengan range tekanan yang besar tetapi diperlukan biaya investasi dan kebutuhan panas untuk proses regenerasi yang besar.

### **b. Metode Absorpsi**

Pada metode absorpsi, uap air dilepaskan dari gas bumi tersebut dengan cara mengontakkan gas bumi tersebut dengan cairan yang mempunyai sifat dapat menyerap air. Yang paling sering digunakan adalah senyawa glikol yaitu diethyleglycol, ethylene glycol, triethylene glycol dan tetra ethylene glycol. Absorpsi glikol tidak sesuai apabila digunakan untuk gas yang bersuhu tinggi serta dapat menyebabkan terjadinya korosi yang disebabkan oleh dekomposisi glikol. Metode ini mempunyai kelebihan yaitu dapat beroperasi pada rentang tekanan yang cukup besar dari 25-2500 psig dan suhu 40-60<sup>0</sup>F serta dapat dilakukan regenerasi glikol sehingga dapat menghemat biaya.

Dehidrasi glikol sangat penting karena beberapa alasan antara lain untuk mencegah terjadinya pembentukan hidrat, mengurangi terjadinya korosi, mencegah penurunan *heating value* karena adanya air, serta apabila dinegara yang bermusim dingin, keberadaan air maksimal antara 2 - 4 lb/MMSCF karena keberadaan air ini dapat menyebabkan terjadinya hambatan pada heat exchanger, valve dan aliran gas. Air membeku di bumi sistem kriogenik dan refrigerasi yang digunakan dalam LNG recovery sehingga keberadaannya harus dikurangi sampai batas tertentu. Pada pengolahan gas bumi dehidrasi sering dilakukan setelah *gas sweetening*.

### **c. Metode Membran**

Sifat dari membran yang selektif terhadap zat tertentu digunakan sebagai prinsip kerja dari metode ini. Penggunaan membran untuk penghilangan kadar air dalam gas bumi memerlukan pengolahan awal untuk menghilangkan hidrokarbon berat serta mempunyai efisiensi yang cenderung menurun, oleh karena itu membran perlu diganti secara periodik. Penggunaan membran merupakan metode yang ramah lingkungan karena

tidak menggunakan bahan kimia yang berbahaya yang dapat menimbulkan emisi seperti pada glikol.

### **II.2.2. Metode Dehidrasi Gas Menggunakan Glikol**

Pada proses dehidrasi absorpsi proses penghilangan uap air dilakukan dengan menggunakan kolom absorpsi sebagai komponen utama. Pada kolom absorpsi terjadi pengontakkan antara absorben dan *wet gas* dengan tujuan untuk mengabsorpsi air. Zat yang digunakan untuk proses absorpsi harus memenuhi beberapa kriteria antara lain zat tersebut harus sangat higroskopis, tidak menggumpal pada konsentrasi yang tinggi, mudah diregenerasi ke konsentrasi yang tinggi, dapat dipisahkan dengan mudah, tidak larut dbumi hidrokarbon cair, stabil walaupun terdapat senyawa sulfur dan CO<sub>2</sub> pada kondisi operasi normal.

Beberapa jenis glikol mendekati kriteria tersebut diantaranya yaitu diethylene glycol (DEG), triethylene glycol (TEG), tetra ethylene glycol (TREG) dan ethylene glycol (EG). Selain adanya kolom absorpsi terdapat juga bagian regenerasi yang berfungsi untuk memurnikan glikol yang digunakan untuk mengabsorpsi air dari komponen pengotor lain serta air itu sendiri. Tujuan dilakukannya proses regenerasi supaya glikol yang telah digunakan untuk absorpsi uap air dapat digunakan kembali secara berulang-ulang.

Glikol adalah senyawa yang sangat stabil terhadap panas dan dekomposisi kimia karena titik didihnya yang cukup tinggi. Pada fasa cair, molekul air memiliki ikatan yang sangat kuat yang disebabkan adanya ikatan hidrogen. Gugus hidroksil dan eter pada glikol membentuk ikatan yang mirip dengan molekul air. Ikatan hidrogen pada glikol dalam fasa cair ini memberikan afinitas yang tinggi untuk absorpsi air-glikol. Pada kebanyakan proses dehidrasi glikol dapat juga digunakan campuran dari beberapa jenis glikol akan tetapi biasanya hanya satu jenis saja yang dipakai sebagai absorben.

## II.3. TEKNOLOGI PENDINGINAN KONDENSAT

### II.3.1. Sistem Refrijerasi

Panas mengalir berhubungan langsung dengan penurunan temperatur, yaitu mengalir dari daerah bertemperatur tinggi ke daerah bertemperatur rendah. Proses perpindahan panas ini berlangsung secara alami tanpa membutuhkan alat. Kebalikan dari proses ini, perpindahan panas dari daerah bertemperatur rendah ke daerah bertemperatur tinggi, proses ini tidak dapat terjadi dengan sendirinya sehingga membutuhkan alat khusus yang disebut refrigerator.

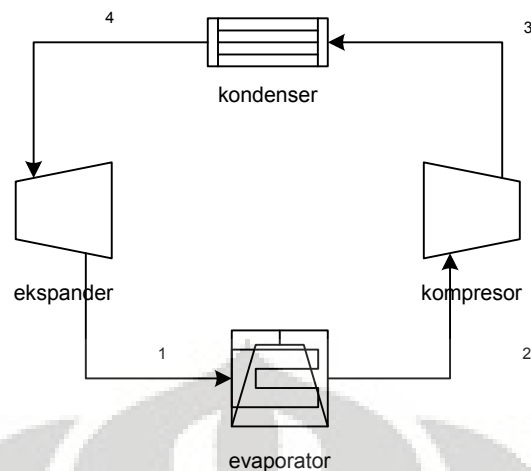
#### Sistem Termodinamika Ideal

Siklus ideal dalam termodinamika adalah siklus Carnot. Pencairan merupakan proses sistem terbuka, karena itu untuk sistem pencairan ideal, dapat dipilih dua proses awal dalam siklus Carnot, yaitu tekanan isothermal reversibel diikuti oleh ekspansi isentropik reversibel.

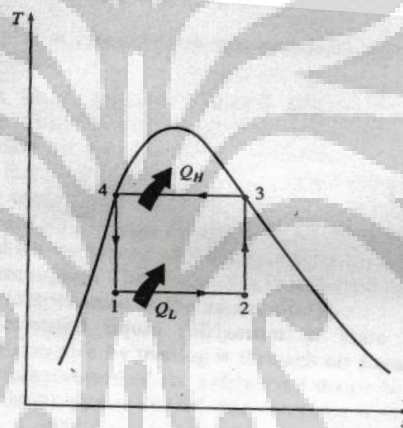
Gas yang akan dicairkan ditekan secara reversibel dan isothermal dari kondisi ambien ke tekanan tinggi tertentu. Tekanan tinggi ini dipilih agar gas menjadi cairan jenuh ketika ekspansi isentropik reversibel dalam ekspander. Tekanan yang dicapai pada akhir kompresi isothermal sangatlah tinggi. Tidak mungkin mencapai tekanan ini dengan peralatan kompresi yang ada. Itulah alasan mengapa pada prakteknya tidak ada kondisi ideal.

#### Siklus Carnot Terbalik (Cengel, 1994)

Sebuah siklus Carnot adalah siklus reversibel yang memiliki dua proses isothermal reversibel, dan dua proses isentropik. Karena merupakan siklus reversibel, maka keempat proses yang ada pada siklus Carnot dapat dibalik. Membalikkan siklus juga dapat membalikkan arah interaksi kalor dan kerja. Hasilnya berupa siklus yang beroperasi berlawanan arah jarum jam. Sebuah *refrigerator* atau *heat pump* yang beroperasi pada siklus Carnot terbalik disebut ***Carnot refrigerator*** atau ***Carnot heat pump***.



**Gambar 2. 1 Silus Refrijerasi**



**Gambar 2. 2 Diagram T-s Siklus Refrijerasi**

Pada proses refrijerasi kontinyu, refrijeran menyerap panas secara isotermal dari sumber suhu rendah  $T_L$  sejumlah  $Q_L$  (proses 1-2), kemudian terkompresi secara isentropik di mana suhu naik menjadi  $T_H$ , menolak panas secara isotermal pada  $T_H$  sejumlah  $Q_H$  (proses 3-4), dan terekspansi isentropik di mana suhu menjadi  $T_L$ . Refrijeran berubah dari keadaan uap menjadi keadaan cair pada proses 3-4.

Kedua proses isotermal tidak sulit didapatkan secara nyata karena menjaga tekanan yang konstan secara otomatis memperbaiki suhu dari campuran dua fasa pada keadaan jenuh. Oleh karena itu, proses 1-2, dan 3-4 bisa didapatkan pada evaporator dan kondenser aktual. Akan tetapi proses 2-3, dan 3-4 tidak bisa didapatkan secara aktual. Hal ini karena proses 2-3 menyangkut kompresi campuran uap-cair yang membutuhkan kompresor yang bisa bekerja pada dua

fasa dan proses 4-1 membutuhkan ekspansi refrijeran yang memiliki kelembaban yang tinggi.

### **Pemilihan Refrijeran**

Ada bermacam-macam refrijeran yang biasa dipakai dialami industri, antara lain chlorofluorocarbons (CFCs), amonia, hidrokarbon (propana, etana, etilen, dall.), karbon dioksida (CO<sub>2</sub>), udara (digunakan pada pendingin udara di pesawat terbang), dan air (untuk penggunaan diatas titik beku).

Sektor industri berat sangat puas dengan penggunaan amonia di industrinya, padahal amonia bersifat racun. Kelebihan amonia dari refrijeran lain adalah biayanya yang murah, koefisien performans yang tinggi, sifat termodinamika dan perpindahan yang lebih baik, koefisien perpindahan kalor yang lebih tinggi (dapat menggunakan heat exchanger yang lebih kecil dan lebih murah), mudah dideteksi apabila terjadi kebocoran dan memberikan pengaruh terhadap lapisan ozon. Amonia banyak digunakan pada pendingin makanan seperti pendinginan buah, sayuran, daging, pendingin minuman, es krim, dan produk makanan lainnya.

Chlorofluorocarbons (CFCs) mulai digunakan di industri pada tahun 1928, setelah terjadi penolakan terhadap refrijeran yang digunakan sebelumnya. Tetapi lama kelamaan efek negatif dari penggunaan CFCs mulai terlihat. Sekitar tahun 1970 ditemukan bahwa CFCs merusak lapisan ozon sehingga menyebabkan lebih banyak sinar ultra violet masuk ke bumi dan menyebabkan peristiwa pemanasan global. Saat ini sedang dikembangkan refrijeran kelompok CFCs yang lebih ramah kepada lapisan ozon. Refrijeran bebas klorin R-134a diharapkan dapat menggantikan R-12.

Karena efek negatif CFC sudah semakin meningkat maka perlu dilakukan penggantian refrijeran dengan refrijeran pengganti. Syarat yang harus dimiliki oleh refrijeran pengganti antara lain ([www.beritaiptek.com](http://www.beritaiptek.com), 2006) :

1. Memiliki sifat-sifat termodinamika yang berdekatan dengan refrijeran yang hendak digantikannya, utamanya pada tekanan maksimum operasi refrigeran baru yang diharapkan tidak terlalu jauh berbeda dibandingkan dengan tekanan refrigeran lama yang ber-klorin.
2. Tidak mudah terbakar.



3. Tidak beracun.
4. Bisa bercampur (*miscible*) dengan pelumas yang umum digunakan dalam mesin refrigerasi.
5. Setiap refrigeran CFC hendaknya digantikan oleh satu jenis refrigeran ramah lingkungan.

### ***Parameter Pemilihan Refrijeran***

Dari tinjauan terhadap macam-macam refrijeran diatas maka perlu diperhatikan parameter yang perlu dipertimbangkan dalam pemilihan refrijeran yang tepat. Parameter yang perlu diperhatikan tersebut adalah temperatur dari dua medium (spesi yang yang direfrigerasi dan lingkungan) dan tekanan jenuh refrijeran.

#### **1. Temperatur**

Untuk memperoleh aliran perpindahan kalor yang tepat, sebaiknya dicapai perbedaan temperatur 5 – 10°C antara refrijeran dan medium yang saling bertukar kalor. Jika spesi yang direfrigerasi ingin mencapai suhu -10°C maka temperatur refrijeran harus mencapai sekitar -20°C ketika menyerap kalor di evaporator.

#### **2. Tekanan**

Tekanan terendah pada siklus refrigerasi terjadi di epevaporator dan tekanan ini harus berada diatas tekanan atmosfer untuk mencegah terjadinya kebocoran udara ke sistem refrigerasi. Selain itu, refrijeran harus memiliki tekanan jenuh lebih besar atau sama dengan 1 atm. Contoh refrijeran yang memenuhinya adalah amonia dan R-12.

Temperatur dan tekanan refrijeran pada kondenser bergantung pada medium kemana kalor akan dilepas. Temperatur rendah dan koefisien performans yang tinggi dapat dicapai jika refrijeran didinginkan dengan air. Penggunaan air sebagai pendingin terbilang ekonomis, meskipun tidak untuk industri besar. Temperatur refrijeran pada kondenser tidak boleh berada dibawah temperatur medium pendingin. Jika tidak ada refrijeran yang dapat memenuhi syarat temperatur , maka dua atau lebih siklus referigerasi dengan refrijeran yang

berbeda dapat digunakan secara berurutan. Sistem refrigerasi ini disebut cascade system.

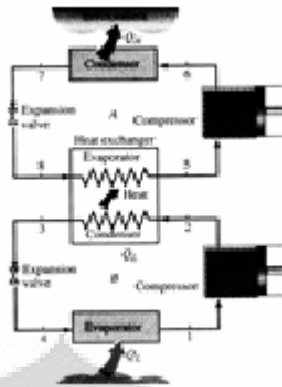
Sifat-sifat refrijeran lainnya yang perlu diperhatikan dalam pemilihan refrijeran adalah tidak beracun, tidak korosif, tidak mudah terbakar, stabil secara kimia, memiliki entalpi penguapan (menurunkan laju alir massa) dan harga yang murah.

Berdasarkan parameter pemilihan refrijeran serta ulasan mengenai bahaya akan refrijeran yang biasa digunakan seperti CFC dan amonia, maka digunakan refrijeran hidrokarbon, seperti etana, propana, isobutana, normal butana. Propana memiliki beberapa kelebihan dibandingkan dengan hidrokarbon lain seperti etana dan butana. Etana memiliki *dew point* (titik embun) yang lebih rendah daripada propana sehingga dapat mendinginkan pada temperatur yang lebih dingin dibandingkan dengan propana. Akan tetapi, untuk mengkompresi etana dibutuhkan daya yang besar sehingga penggunaannya menjadi tidak ekonomis. Sedangkan butana memiliki titik embun yang lebih tinggi dibandingkan *propane* sehingga tidak dapat digunakan untuk pendinginan LNG.

## **Sistem refrigerasi kompresi uap inovatif (Cengel, 1994)**

### **1. Sistem Refrigerasi Berurut (*Cascade*)**

Pada sistem refrigerasi ini digunakan untuk industri yang aplikasi industrinya sebagian besar menggunakan temperatur sangat rendah dan jangkauan temperatur terlalu besar untuk siklus refrigerasi tunggal kompresi uap. Jangkauan temperatur yang besar berarti besarnya jangkauan tekanan dimana kinerjanya kurang baik untuk kompresor bolak-balik. Sehingga diperlukanlah system ini dapat dicapai dengan operasi dua atau lebih kompresi uap. Sistem secara urut, yang disebut *cascading*. COP dari suatu pendinginan sistem juga meningkat/kan sebagai hasil *cascading*.

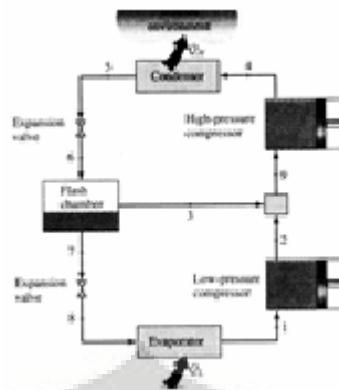


**Gambar 2. 3 Cascade Refrigeration System**

Terdapat dua siklus yang terhubung melalui alat penukar panas ditengah-tengah, yang berperan sebagai evaporator pada siklus atas. Diasumsikan alat penukar panas terinsulasi dengan baik dimana energi kinetic dan energi potensialnya dapat diabaikan, sehingga fluida alat penukar panas dari di siklus bawah sama dengan fluida alat penukar panas pada siklus atas.

## **2. Sistem Refrigerasi Kompresi Bertahap (*Multistage*)**

Pada system ini, cairan refrigerannya mengembang (mengeksansi) pada katup ekspansi pertama hingga tekanan *flash chamber*, yang sama dengan tekanan kompresor *interstage*. Sebagian cairan menguap selama proses. Uap saturated (kondisi 7) ini bercampur dengan uap superheated dari kompresor bertekanan rendah ( kondisi 2), dan campurannya memasuki kompresor bertekanan tinggi pada keadaan (kondisi 3). Maka proses ini disebut dengan proses regenerasi. Cairan saturated (kondisi 7) mengembang pada katup ekspansi kedua ke dalamevaporator, dimana mengambil panas dari daerah terrefrigerasi. Proses kompresi pada sisitem ini mirip dengan kompresi dua tahap dengan *intercooling*, dan kinerja kompresor berkurang.



Gambar 2. 4 Multistage Compression Refrigeration System

### II.3.2. Ekspansi Joule-Thomson

Kebanyakan dari sistem pencairan secara praktek menggunakan *expansion valve* atau Joule-Thomson *valve* (JT valve) untuk menghasilkan suhu yang rendah. Jika kita menerapkan hukum pertama untuk aliran tunak dari *expansion valve* seperti pada gambar, untuk perpindahan panas dan perpindahan kerja sama dengan nol, dan untuk perubahan energi kinetik serta energi potensial yang diabaikan, kita bisa tentukan bahwa  $h_1 = h_2$ . Walaupun aliran yang dialami valve adalah irreversibel dan bukan merupakan proses isentropik maka keadaan masukan dan keluaran sistem bergantung pada kurva entalpi tersebut. Dapat dicatat bahwa ada daerah dimana jika terjadi ekspansi dialami valve karena penurunan tekanan maka akan terjadi peningkatan suhu.

### II.4. PROSES PEMISAHAN GAS-LIQUID

Fluida yang diproduksi dari sumur merupakan campuran yang kompleks dari senyawa hidrogen dan karbon dengan densitas, tekanan uap, serta karakter fisik lainnya yang berbeda-beda. *Wellstream* mengalir dari *reservoir* yang panas dan bertekanan tinggi kemudian akan mereduksi tekanan temperatur. Gas yang terikut dalam cairan dan *well stream* berubah karakternya. Kecepatan gas membawa *droplet liquid*, dan *liquid* membawa gelembung gas. Pemisahan secara fisik dari fasa-fasa tersebut merupakan operasi dasar dalam produksi, proses, serta pengolahan minyak dan gas. (Arnold, 1998)

Dalam mendesain separator minyak dan gas, komponen *liquid* dan gas dipisahkan secara mekanik dari aliran hidrokarbon pada temperature dan tekanan tertentu. Desain separator yang tepat diperlukan karena *vessel* pemisahan merupakan awal dari keseluruhan proses dan desain komponen proses yang tidak tepat bias menyebabkan *bottleneck* dan mereduksi kapasitas keseluruhan fasilitas pada proses.

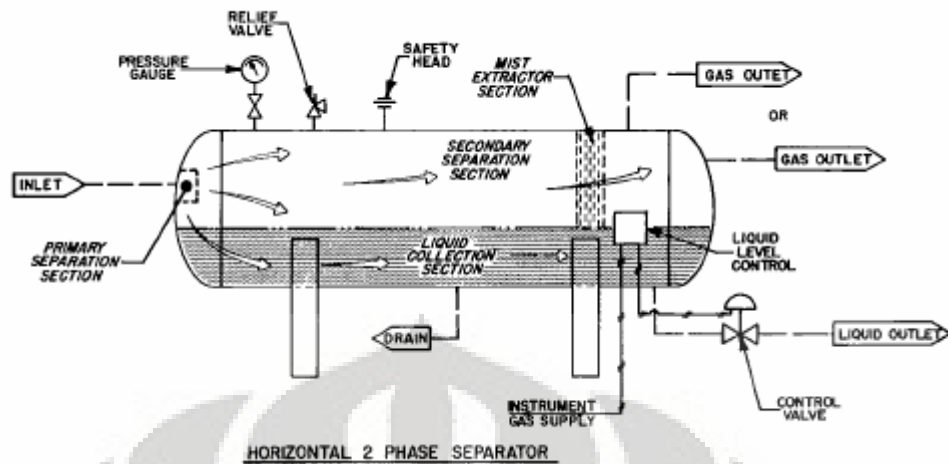
Separator dapat diklasifikasikan menjadi dua yaitu separator dua fasa, apabila memisahkan gas dari total aliran *liquid*, serta separator tiga fasa jika memisahkan juga aliran *liquid* menjadi minyak mentah dan komponen airnya.

Separator terkadang disebut juga sebagai gas scrubbers ketika rasio laju alir gas terhadap laju alir cairan sangat tinggi. Beberapa operator menggunakan istilah *traps* (jebakan) untuk mendesain separator yang menangani aliran dari sumur secara langsung. Dalam beberapa kasus, separator-separator tersebut memiliki konfigurasi dan ukuran yang sama selama dalam prosedur yang sama.

#### **II.4.1. Deskripsi Alat (Arnold, 1998)**

##### **Separator Horizontal**

Separator didesain dalam konfigurasi horizontal, vertical, ataupun bola. Gambar di bawah merupakan skema dari separator horizontal. Fluida memasuki separator dan menabrak *inlet diverter* yang menyebabkan perubahan momentum secara tiba-tiba. Pemisahan awal *liquid* dan uap secara kasar terdapat pada *inlet diverter*. Gaya gravitasi menyebabkan droplet-droplet *liquid* turun dari aliran gas ke bagian bawah vessel di mana *droplet-droplet* tersebut berkumpul. Bagian kumpulan *liquid* tersebut menyediakan retention time untuk mendorong gas yang masih terikat di dalam *liquid* keluar dari minyak dan naik ke bagian spesi uap. Bagian tersebut pun menyediakan volum bergelombang (*surge volume*), jika diperlukan, untuk menangani *liquid* yang datang tidak terus-menerus. *Liquid* tersebut kemudian meninggalkan vessel melalui *liquid dump valve*. Valve ini diregulasikan oleh *level controller*. *Level controller* mendeteksi perubahan pada level *liquid* dan mengontrol dump valve.



**Gambar 2. 5 Separator Horizontal**

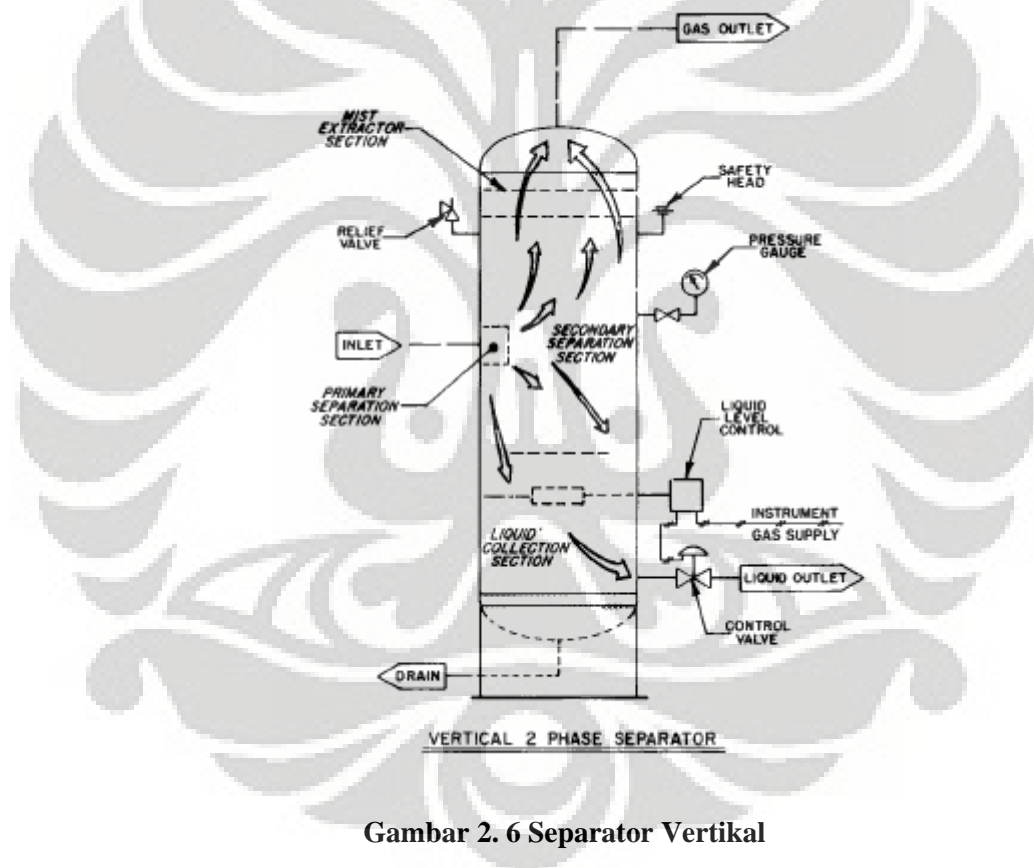
Gas mengalir di atas *inlet diverter* kemudian secara horizontal melalui *gravity setting section* di atas *liquid*. Saat gas yang melalui section ini liquid yang terbawa dalam gas dan tidak terpisahkan dalam inlet diverter akan terpisah secara gravitasi dan turun ke permukaan gas-liquid.

Beberapa droplet memiliki diameter yang kecil sehingga tidak mudah dipisahkan dalam *gravity setting section*. Sebelum gas meninggalkan vessel, gas tersebut melalui sebuah *coalescing section* atau *mist extractor*. Section ini menggunakan elemen-elemen dari *vanes*, *wire mesh*, atau plat untuk menggabungkan dan menghilangkan droplet-droplet kecil *liquid* pada pemisahan akhir sebelum gas meninggalkan vessel.

Tekanan separator ini dijaga oleh *pressure controller*. *Pressure controller* mendeteksi perubahan tekanan pada separator dan mengirimkan sinyal pada *pressure control valve* untuk membuka atau menutup. Dengan mengontrol laju alir gas yang meninggalkan spesi uap pada vessel, tekanan pada vessel bias terjaga. Secara normal, separator dioperasikan setengah penuh dari liquid untuk memaksimalkan area permukaan dari *interface gas-liquid*.

## Separator Vertikal

Gambar di bawah merupakan skema dari separator vertikal. Dalam bentuk konfigurasi ini, aliran masukan memasuki vessel melalui sisi vessel. Sama seperti pada separator horizontal, *inlet diverter* merupakan pemisah awal liquid-uap secara kasar. *Liquid* mengalir ke bawah menuju *liquid collection section* dari vessel. Kemudian *liquid* mengalir ke bagian bawah (*downward*) melalui bagian ini menuju keluaran liquid. Saat liquid mencapai kesetimbangan, gelembung gas mengalir berlawanan arah dengan aliran *liquid* dan pada akhirnya bermigrasi ke spesi uap (*vapor space*). *Level controller* dan *liquid dump valve* beroperasi sama seperti pada separator horizontal.



Gambar 2. 6 Separator Vertikal

Gas mengalir di atas *inlet diverter* dan secara vertikal naik menuju keluaran gas. Pada *gravity settling section*, droplet *liquid* akan jatuh ke bagian bawah secara vertikal berlawanan arah dengan aliran gas. Gas melalui bagian *mist extractor* sebelum meninggalkan vessel. Tekanan dan level pada vessel ini dijaga sama seperti pada separator horizontal.

## II.4.2. Pemilihan Vessel Horizontal vs Vertikal

Separator horizontal secara normal lebih efisien dalam menangani gas dalam volum yang besar. Pada *gravity setting section* dari vessel, droplet-droplet *liquid* jatuh tegak lurus aliran gas dan lebih mudah lepas dari fasa gas. Kemudian, area *interface* separator horizontal lebih luas dibandingkan separator vertikal sehingga gas lebih mudah membentuk gelembung, yang keluar dari larutan ketika *liquid* mencapai kesetimbangan, untuk mencapai spesi uap (*vapor space*).

Separator horizontal lebih dipilih untuk proses pemisahan *gas/liquid* secara alami. Biar bagaimanapun terdapat beberapa kondisi sehingga akhirnya separator vertikal lebih dipilih, antara lain:

1. Separator horizontal tidak sebaik separator vertikal dalam penanganan padatan. Liquid dump separator vertikal bias ditempatkan pada bagian tengah dari *bottom head* sehingga padatan tidak akan bertumpuk dalam separator melainkan berlanjut ke vessel selanjutnya pada proses. Sebagai alternative, sebuah *drain* dapat dipasang pada lokasi ini sehingga padatan dapat dihilangkan secara periodic ketika liquid meninggalkan vessel yang elevasinya sedikit lebih tinggi.
2. Vessel horizontal membutuhkan area yang lebih luas untuk mendapatkan performa pemisahan yang sama seperti vessel vertikal. Hal ini mungkin tidak terlalu penting pada lokasi daratan namun sangat penting untuk daerah *offshore*.
3. Separator horizontal memiliki kapasitas “gelombang” yang lebih sedikit. Pada perubahan ketinggian permukaan *liquid*, terdapat peningkatan lebih besar secara tipikal pada volum untuk separator horizontal dibandingkan separator vertikal yang didesain untuk flow rate yang sama. Bentuk geometri dari vessel horizontal menyebabkan beberapa peralatan *shut-down* ditempatkan dekat dengan level pada kondisi operasi normal. Pada vessel vertikal alat *shut-down* ditempatkan lebih tinggi sehingga memungkinkan *level controller* dan *dump valve* memiliki waktu yang lebih lama untuk menanggapi gangguan.



Walaupun demikian, separator vertikal juga memiliki beberapa kekurangan/kesulitan, meskipun tidak berhubungan langsung dengan proses, tetapi juga dapat dijadikan pertimbangan dalam pemilihan. Hal tersebut antara lain *relief valve* dan kontroler lain sulit dijangkau untuk *maintenance* tanpa bantuan tangga dan alat bantuan lainnya.

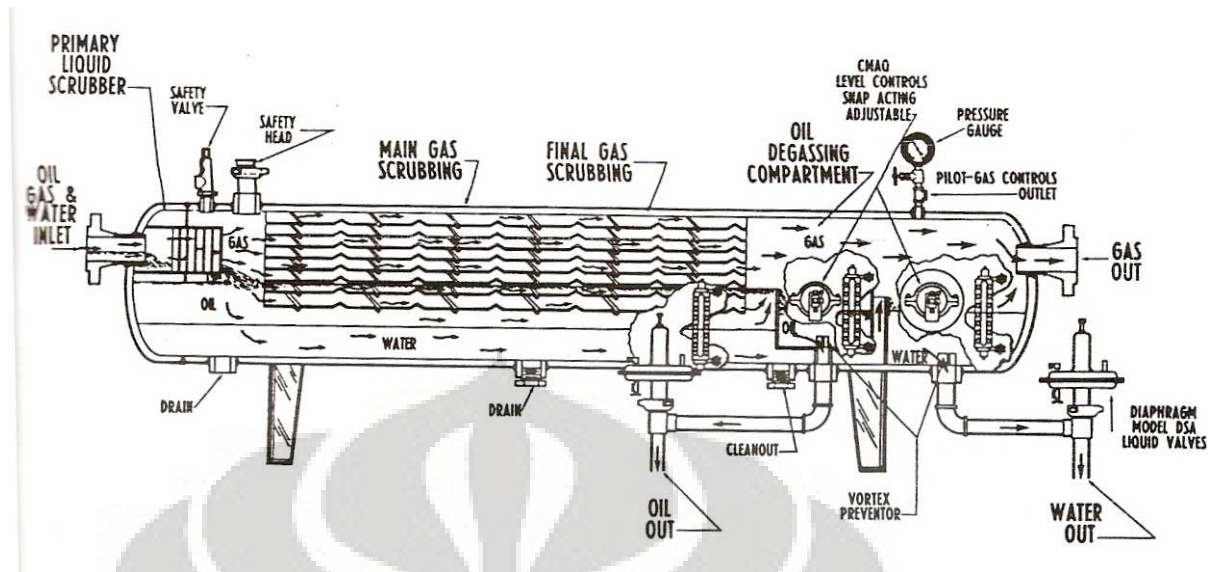
Secara keseluruhan, vessel horizontal adalah yang paling ekonomis untuk pemisahan minyak-gas, khususnya jika ada kemungkinan masalah yang ditimbulkan oleh emulsi, busa, atau tingginya rasio gas-minyak. Vessel vertikal paling efektif bekerja pada aplikasi dengan nilai GOR rendah. Vessel vertikal juga digunakan pada aplikasi nilai GOR yang sangat tinggi, seperti pada *scrubber* dimana hanya *fluid mist* yang dipisahkan dari gas.

### **II.4.3. Proses Pemisahan Temperatur Rendah**

Pemisahan suhu rendah merupakan proses pemisahan paling efisien untuk proses gas dengan tekanan tinggi karena fungsi-fungsi berikut ini (*Field Handling of Natural Gas, 1972*) :

1. pemisahan air dan fraksi hidrokarbon cair dari inlet
2. recovery cairan dari gas lebih banyak daripada pemisahan pada temperatur rendah
3. dehidrasi gas

Low Temperature Separator (LTS) sering digunakan untuk sumur yang memproduksi gas dengan tekanan tinggi yang mengandung fraksi minyak mentah ringan atau kondensat. LTS menggunakan perbedaan tekanan untuk mendinginkan gas bumi dan memisahkan minyak dan kondensat. Gas kemudian mengalir pada suhu tinggi untuk memisahkan cairan, yang memisahkan cairan ke LTS.



**Gambar 2. 7 LTS - Separator 3 Fasa**

Gas mengalir ke LTS melalui mekanisme choke, yang mengekspansi gas ketika memasuki separator. Proses ekspansi gas yang cepat menyebabkan suhu di separator menjadi rendah. Setelah pemisahan cairan, gas kering kemudian menuju kembali ke Gas-gas Heat Exchanger untuk kemudian dipanaskan oleh gas basah yang masuk. ([http://www.naturalgas.org/naturalgas/processing\\_ng.asp](http://www.naturalgas.org/naturalgas/processing_ng.asp), 2008)

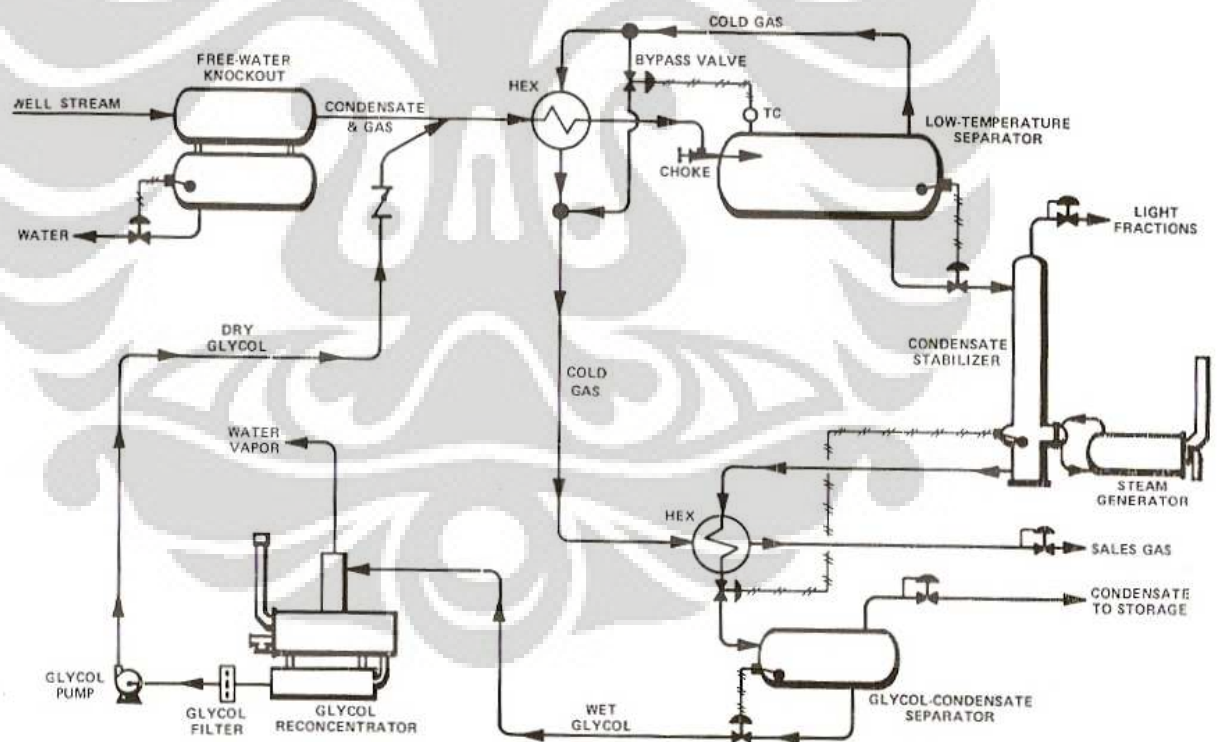
## II.5. STABILISASI KONDENSAT

Salah satu masalah dari penggunaan unit pemisahan temperatur rendah adalah vapor-loss akibat dari injeksi glikol. Kehilangan ini merupakan hasil dari sejumlah cairan propana dan butana dengan masih mengandung metana dan etana yang dapat terlepas ketika tekanan cairan berkurang dari LTS ke tekanan tangki penyimpanan. Ketika fraksi ringan ini (metana dan etana) menguap dalam tangki penyimpanan, juga membawa sebagian kecil hidrokarbon yang lebih berat bersama untuk dibakar atau hilang ke atmosfer. *Stabilisasi* berarti menghilangkan hidrokarbon ringan tersebut dari cairan di bagian bawah LTS dengan meminimalkan kehilangan hidrokarbon fraksi lebih beratnya. Hasil dari stabilisasi ini adalah lebih banyak volum cairan di tangki penyimpanan yang dapat dijual. (Field Handling of Natural Gas, 1972)

Diagram alir dari sistem stabilisasi kondensat dapat dilihat pada gambar. Sistem stabilisasi terdiri dari vessel vertikal, dapat berisi *ceramic rings* atau

dengan tray dengan spasi 12 -24 in. Kondensat dingin dari bagian bawah LTS langsung mengalir masuk ke bagian atas kolom stabilisasi. Fraksi ringan hidrokarbon diuapkan dan melewati bagian atas kolom keluar menjadi gas jual, bahan bakar atau vent. Cairan hidrokarbon mengalir melewati packing atau tray, menyerap sejumlah gas hidrokarbon berat yang telah diuapkan pada bagian bawah kolom. Pada bagian bawah kolom, panas yang ditambahkan dari heater atau reboiler menguapkan sebagian besar hidrokarbon ringan. Setelah didinginkan cairan yang telah terstabilisasi mengalir ke tangki penyimpanan dan hidrokarbon yang lebih ringannya mengalir ke atas meninggalkan kolom. Jumlah kondensat yang didapat dari stabilisasi ini bergantung pada tekanan dan temperatur operasi dari LTS dan komposisi gas yang diproses. (Field Handling of Natural Gas,1972).

Sistem pemisahan temperatur rendah dengan injeksi glikol dan stabilisasi kondensat dapat dilihat di gambar 1.10.



**Gambar 2. 8 Sistem Pemisahan Temperatur Rendah dengan Injeksi Glikol Dan Stabilisasi Kondensat**

## II.6. ANALISIS PASAR DAN LOKASI

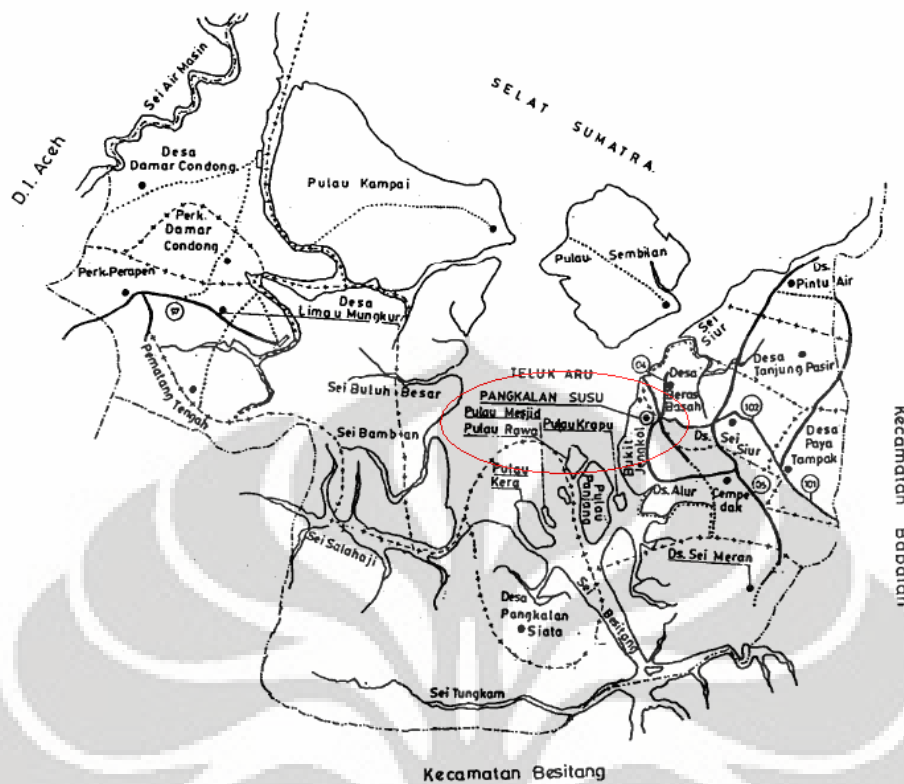
Sebelum dilakukan studi kelayakan pembangunan Unit Perangkap Kondensat ini dilakukan analisis terhadap pasar kondensat di daerah dimana produk ini nantinya akan dijual. Di Indonesia belum ada permintaan khusus akan kondensat, sehingga belum dapat terlihat jelas permintaan dan pasokan kondensat. Karena kondensat seringkali digunakan sebagai campuran minyak mentah ataupun langsung dijual sebagai minyak mentah maka pasar untuk kondensat pun disesuaikan dengan minyak mentah.

### Lokasi Pangkalan Susu

Pangkalan Susu merupakan sebuah kecamatan yang terletak di Kabupaten Langkat, provinsi Sumatra Utara. Terletak antara lintang utara :  $3^{\circ}14' - 4^{\circ}13'$  dan bujur timur :  $97^{\circ}52' - 98^{\circ}45'$ . Dengan ketinggian diatas permukaan laut : 4 meter. Kecamatan Pangkalan Susu memiliki luas wilayah :  $272,31 \text{ Km}^2$ .

Wilayah ini berbatasan dengan :

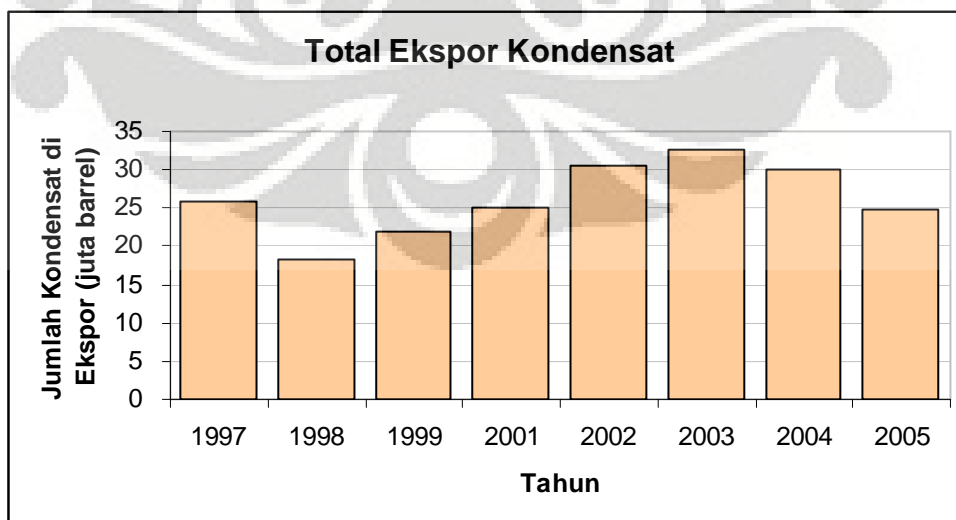
- ✚ Sebelah Utara : Selat Malaka
- ✚ Sebelah Selatan : Kec. Besitang
- ✚ Sebelah Barat : Daerah Istimewa Aceh
- ✚ Sebelah Timur : Kec.Brandan Barat



Gambar 2. 9 Peta Lokasi Pangkalan Susu

### Permintaan Kondensat Indonesia

Selain untuk pasar dalam negeri, kondensat juga diekspor ke berbagai negara. Menurut data statistik yang dikeluarkan PEUI tahun 2006, jumlah kondensat yang diekspor antara tahun 1997-2005 adalah sebesar 209,431,957 barrel.

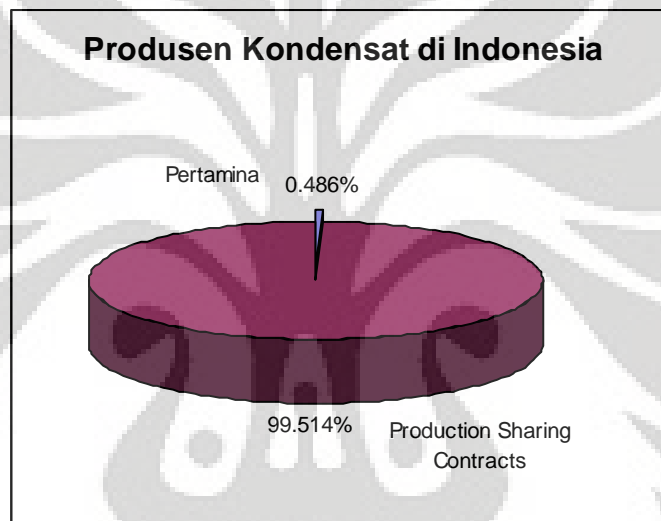


Gambar 2. 10 Total Ekspor Kondensat Indonesia Tahun 1997-2005

Untuk keperluan dalam negeri sendiri, kondensat digunakan sebagai campuran pada unit pengolahan untuk meningkatkan produksi minyak mentah.

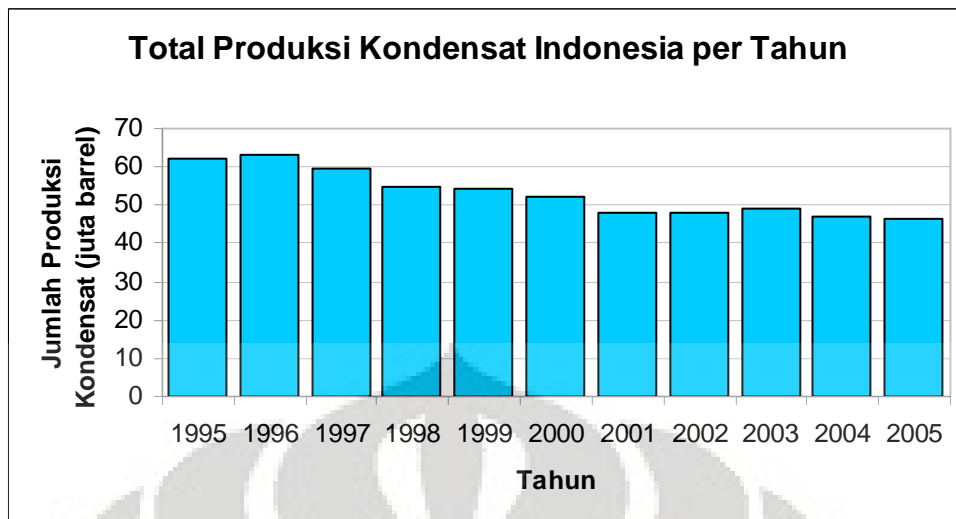
### Penawaran Kondensat Indonesia

Selama rentang waktu 10 tahun dari tahun 1995-2005, produksi kondensat di Indonesia masih didominasi oleh *Production Sharing Contracts* (PSC). Dari data IEOS 2006, dari tahun 1995-2005 sebanyak 99.5 % kondensat Indonesia, sekitar 581,562,177 barrel, diproduksi oleh PSC. Sisanya sebanyak 0.5 %, yaitu 2,839,415 barrel, diproduksi oleh Pertamina. Untuk itu studi kelayakan UPK ini menjadi penting untuk penambahan produksi kondensat Pertamina.



**Gambar 2. 11 Produsen Kondensat di Indonesia**

Produksi kondensat Indonesia dari tahun 1995-2005, seperti yang ditampilkan IEOS 2006, menunjukkan kecenderungan menurun, meskipun ada sedikit kenaikan ditengah dekade, meskipun tidak terlalu signifikan.



**Gambar 2. 12 Total Produksi Kondensat di Indonesia Tahun 1995-2005**

Kondensat selama ini didapatkan dari sumur gas. Melihat cadangan gas Indonesia pada tahun 2005 yang masih sebesar 185.8 trillion cubic feet (tcf) (PEUI 2006), diharapkan produksi kondensat dapat tetap stabil sampai mengalami peningkatan dari tahun ke tahunnya.

## **II.7. TEORI EKONOMI**

Pada bagian ini akan dibahas teori perhitungan yang akan digunakan pada analisa ekonomi terhadap unit perangkat kondensat yang akan dibangun dengan tujuan untuk melihat apakah pabrik yang akan dibangun tersebut *feasible*, *viable* serta bankable atau tidak. *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) analisis 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 operasi dari plant yang akan dibangun.

### II.7.1. 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.

### II.7.2. Payback Period

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

#### ☉ Periode penegmbalian sederhana

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

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

Mengabaikan nilai waktu uang dan aliran kas yang terjadi setelah  $\theta$ .

#### ☉ Periode pengembalian terdiskon

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

Memperhitungkan nilai waktu dari uang (waktu =  $\theta'$ ).

Dimana :

$i\%$  = MARR

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

$\theta'$  = 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.



### II.7.3. Internal Rate of Return (IRR)

IRR merupakan ukuran tingkat pengembalian internal/sebenarnya terhadap investasi pada suatu proyek.

### II.7.4. 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.

Properti yang dapat didepresiasi harus memenuhi ketentuan berikut:

1. Harus digunakan dalam usaha atau dipertahankan untuk menghasilkan pendapatan.
2. Harus mempunyai umur manfaat tertentu, dan umurnya harus lebih lama dari setahun.
3. Merupakan sesuatu yang digunakan sampai habis, mengalami peluruhan/kehancuran, usang, atau mengalami pengurangan nilai dari nilai asalnya.
4. Bukan inventaris, persediaan atau stok penjualan, atau properti investasi.

Properti yang dapat didepresiasi dikelompokkan menjadi:

- nyata (*tangible*): dapat dilihat atau dipegang. Terdiri dari properti personal (*personal property*) seperti mesin-mesin, kendaraan, peralatan, furnitur dan item-item yang sejenis; dan properti riil (*real property*) seperti tanah dan segala sesuatu yang dikeluarkan dari atau tumbuh atau berdiri di atas tanah tersebut
- tidak nyata (*intangible*). Properti personal seperti hak cipta, paten atau franchise.

Terdapat tiga metode perhitungan depresiasi, yaitu metode garis lurus, *declining balance*, dan *sum of years digit* (SYD).

### **Metode Garis Lurus**

Metode ini mengasumsikan bahwa aset terdepresiasi secara konstan setiap tahunnya selama umur manfaatnya.

$$d_k = \frac{(B - SV_N)}{N} \quad (2.3)$$

$$d_k^* = k d_k \quad \text{untuk } 1 \leq k \leq N \quad (2.4)$$

$$BV_k = B - d_k^* \quad (2.5)$$

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

### **II.7.5. 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)

Jenis-jenis pajak :

1. Pajak pendapatan : dievaluasi sebagai fungsi dari pendapatan bersih (pendapatan kotor dikurangi deduksi yang dibolehkan)
2. Pajak properti : dievaluasi sebagai fungsi nilai properti yang dimiliki, seperti tanah, bangunan, peralatan, dan lain-lain; dan tingkat pajak yang berlaku → tidak bergantung pada pendapatan kotor atau keuntungan
3. Pajak penjualan : dievaluasi dengan basis penjualan barang dan atau jasa → tidak tergantung pada pendapatan kotor atau keuntungan

4. Pajak cukai : dievaluasi sebagai fungsi penjualan atas barang atau jasa tertentu yang sering dianggap tidak dibutuhkan → tidak tergantung pada pendapatan kotor atau keuntungan



## **BAB III**

### **METODOLOGI PERANCANGAN**

Studi kelayakan ini bertujuan untuk mengetahui apakah Unit Perangkap Kondensat Pangkalan Susu layak untuk dibangun, ditinjau dari segi teknis proses dan ekonomi/tingkat keekonomisan proyek. Untuk mencapai tujuan tersebut maka dilakukan tahapan-tahapan pelaksanaan studi kelayakan ini. Tahapan tersebut meliputi studi literatur, pemilihan proses, pelaksanaan simulasi proses, evaluasi kelayakan proses, studi ekonomi terhadap kelayakan pembangunan.

#### **1. Studi Literatur**

Studi literatur ini berisi tentang tinjauan awal mengenai gas serta produk sampingannya termasuk kondensat, metode pemurnian gas serta teknologi yang dapat digunakan untuk mengambil kondensat dari gas alam. Studi literatur ini mencakup studi teknik proses, analisa lokasi dan pasar mengenai permintaan dan produksi kondensat, serta tinjauan teori ekonomi.

#### **2. Pemilihan Proses**

Pada pemilihan proses ini dibandingkan teknologi yang telah dibahas pada studi literatur dan dipilih teknologi yang paling dapat menghasilkan kondensat dalam jumlah optimal.

#### **3. Analisa Kondisi Gas Umpan**

Analisa kondisi gas umpan diperlukan untuk menentukan kondisi operasi. Karena pengambilan kondensat ini menggunakan teknologi pencairan maka yang perlu di perhatikan adalah kondisi pembentukan gas hidrat gas umpan yang dapat dilihat dari *phase envelope diagram* gas umpan.

#### **4. Penentuan Kondisi Operasi Optimal**

Penentuan kondisi operasi ini diambil dari literatur kondisi operasi yang biasa pada alat.

#### **5. Pelaksanaan Simulasi Proses**

Berdasarkan kondisi operasi yang telah ditetapkan maka dilakukan simulasi proses. Dalam pelaksanaannya, kondisi operasi pun ada yang dapat berubah karena pada saat simulasi terus dicari kondisi operasi sampai mendapatkan

hasil kondensat yang optimal tetapi dengan kondisi operasi yang masih memungkinkan.

#### 6. Evaluasi Kelayakan Proses

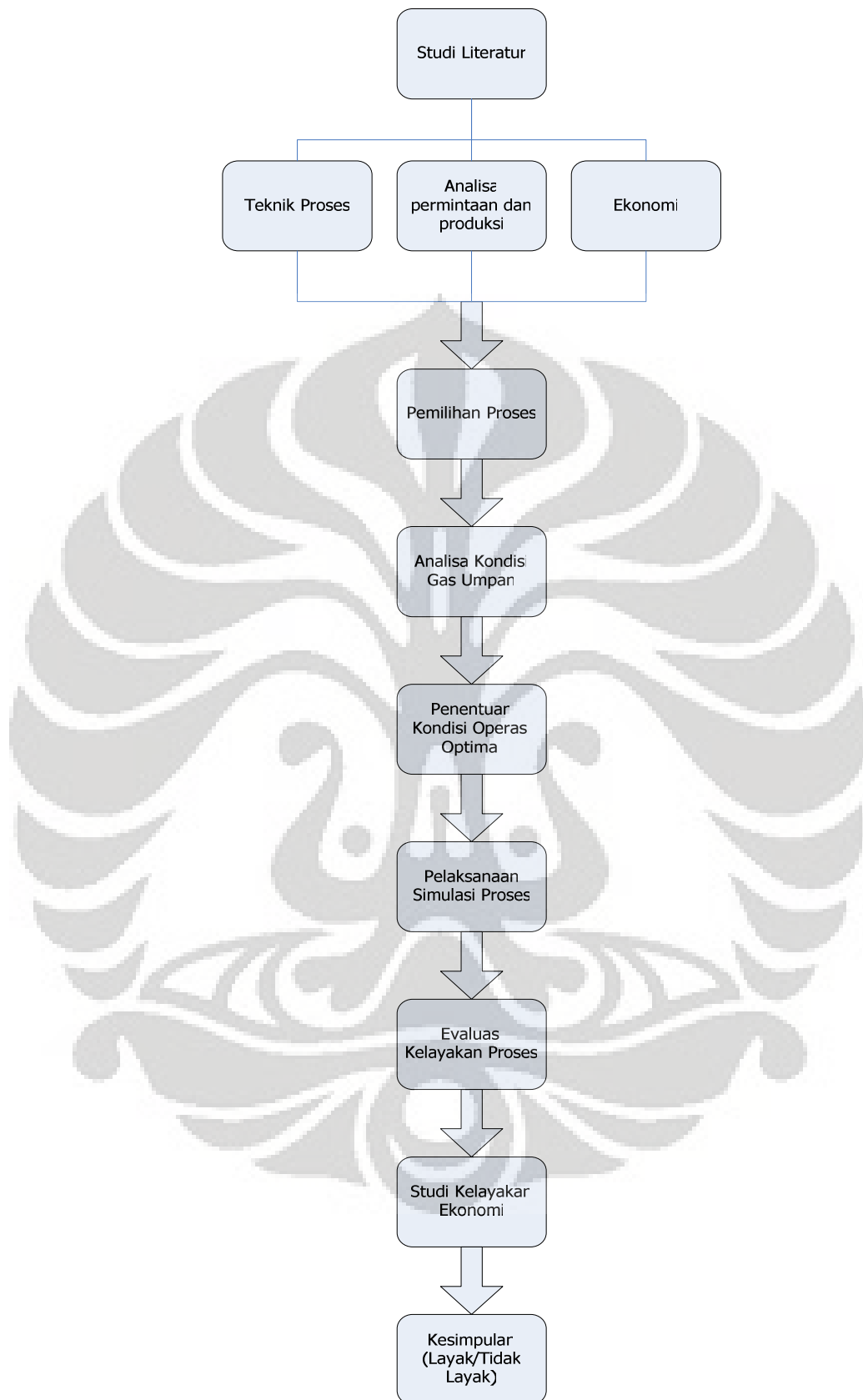
Simulasi yang telah dijalankan tadi dievaluasi lagi tiap titiknya apakah masih sesuai.

#### 7. Studi Kelayakan Ekonomi

Studi kelayakan ekonomi ini meliputi perhitungan yang menggunakan parameter *net present value* (NPV), *internal rate of return* (IRR), dan *payback period* (PBP) untuk menentukan kelayakannya. Juga dilakukan analisis sensitivitas terhadap parameter-parameter yang digunakan tersebut.

#### 8. Kesimpulan

Berdasarkan studi proses dan ekonomi maka dapat disimpulkan apakah proyek ini layak dibangun atau tidak berdasarkan parameter-parameter yang telah ditetapkan.



**Gambar 3. 1 Diagram Alir Perancangan**

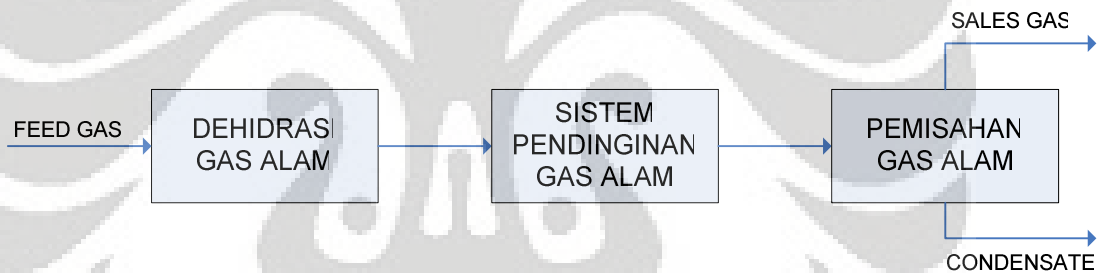
## BAB IV

### HASIL DAN PEMBAHASAN

#### IV.1. PROSES DASAR

Sebagian besar kandungan alam adalah metana dan sebagian kecilnya adalah etana, propana, butana, fraksi hidrokarbon berat, air, karbon dioksida, nitrogen, senyawa sulfur, dan senyawa non hidrokarbon dalam jumlah yang bervariasi. Perbandingan kandungan etana dan komponen berat yang di-recovery dari plant pengolahan gas, dapat menghasilkan produk tambahan seperti etana, LPG, dan hidrokarbon bertitik didih tinggi (natural gasoline) tergantung pada spesifikasi gas yang akan disalurkan kepada konsumen.

Berikut adalah aliran proses utama pemisahan gas alam dalam Unit Perangkat Kondensat Pangkalan Susu.



**Gambar 4. 1. Diagram Blok Proses Utama Unit Perangkat Kondensat**

Recovery condensate dari gas alam dapat menggunakan berbagai jenis Teknik. Teknik yang paling umum digunakan adalah sistem refrijerasi dan JT-Valve pada aliran gas yang akan mendinginkan gas alam yang kemudian akan difraksionasi untuk memisahkan komponennya yaitu berupa kondensat. Sistem refrijerasi yang digunakan dalam simulasi Unit Perangkat Kondensat Pangkalan Susu menggunakan propane sebagai refrijeran utama.

#### Pemilihan Proses

Setelah dilakukan perhitungan pada kedua alternatif proses, maka diperoleh perbandingan sebagai berikut :

**Tabel 4. 1 Perbandingan Proses**

	<b>Refrijerasi</b>	<b>JT-valve</b>
Gas umpan (MMSCFD)	9,5	9,5
Produk kondensat (barrel/hari)	92,24	66,396
RVP kondensat (psia)	18,6	18,51
Produk gas jual (MMSCFD)	9,391	9,404
Pendapatan per tahun (US\$)	1.661.344	946.046

Dari perbandingan diatas terlihat bahwa proses JT-valve menghasilkan jumlah kondensat dan pendapatan yang lebih kecil. Selain itu pada proses JT-valve masih terdapat gas yang menguap kembali pada tangki penyimpanan sehingga mengurangi produk kondensat yang dihasilkan. Sehingga proses yang dipilih dan akan dibahas adalah proses berbasis Sistem Refrijerasi.

## **IV.2. KONDISI GAS UMPAN**

### **IV.2.1. Karakteristik Umum Gas Umpan**

Berikut merupakan data kondisi dan komposisi gas umpan kering dari Lapangan Pangkalan Susu yang diambil pada tanggal 30 Januari 2008.

**Tabel 4. 2. Kondisi Gas Umpan**

<b>Stream (Main)</b>	<b>SK-V</b>	<b>SK-VI</b>
Vapor Fraction	1,000	1,000
Temperature (F)	96,08	96,08
Pressure (psia)	195,8	195,8
Molar Flow (MMSCFD)	6,3	3,2
Mass Flow (kg/hr)	2,0022	0,998
Heat Flow (MMBtu/hr)	-25,87	-13,076
Composition (%-mol)		
• Nitrogen	0,0754	0,0714
• CO <sub>2</sub>	1,6759	1,7038
• Methane	72,849	73,8128
• Ethane	12,2371	12,1951
• Propane	7,5553	7,256
• i-Butane	1,7745	1,6446
• n-Butane	2,2398	2,0143
• i-Pentane	0,8456	0,7197
• n-Pentane	0,5284	0,4409
• Hexane	0,2190	0,1414
• H <sub>2</sub> O	0,00	0,00
• E Glycol	0,00	0,00



Berdasarkan data komposisi gas yang disediakan, karakteristik gas umpan yang paling mendasar dapat dilihat dari komposisinya. Seperti disajikan pada Tabel 2.1, gas umpan Pangkalan Susu memiliki karakteristik tipikal C3+ sekitar 11,5 %-mol dan C5+ sekitar 1,59 %-mol; yang berarti gas Pangkalan Susu termasuk golongan gas yang relatif kaya akan kandungan C3+ dan C5+.

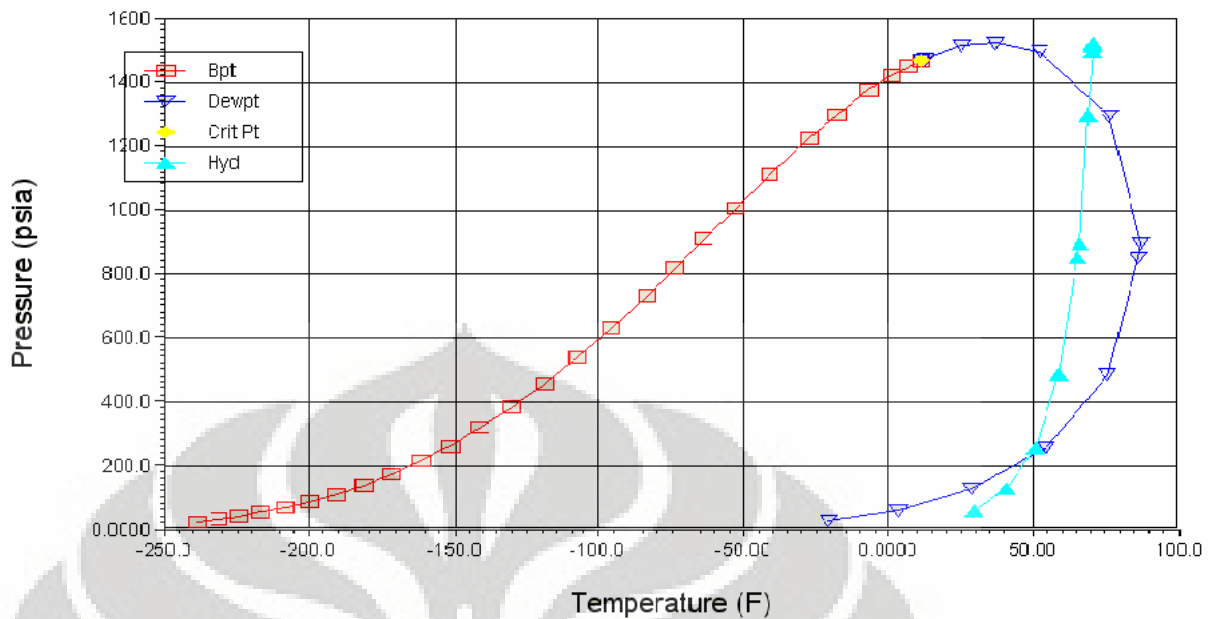
Gas umpan ini secara teoritik hanya memiliki kandungan **fraksi LPG sekitar 6,64 ton/mmscf** dan **kandungan kondensat sekitar 13,17 barel/mmscf**. Dengan laju alir gas umpan 9,5 MMSCFD, potensi produksi kondensatnya adalah  $9,5 \times 13,17 = 125$  bpd.

**Tabel 4. 3. Karakteristik Gas Umpan Tipikal Pangkalan Susu**

No.	Karakteristik	Nilai
1.	C3+ (%-mol)	11,05
2.	C5+ (%-mol)	1,59
3.	LPG (ton/mmscf)	6,64
4.	Kondensat (barrel/mmscf)	13,17
5.	Kandungan Energi (Btu/scf)	
	• Sebelum ekstraksi kondensat	1330,4
	• Sesudah ekstraksi kondensat	1303,2

#### **IV.2.2. Karakteristik PVT Gas Umpan**

Gambar 1 menyajikan karakteristik gas umpan Pangkalan Susu dalam bentuk diagram Phase Envelope. Gas umpan ini mewakili karakteristik tipikal gas yang diperoleh dari outlet manifold SPG Pangkalan Susu.



**Gambar 4. 2. Diagram *Phase Envelope* Gas Umpam Pangkalan Susu**

[Kurva biru muda = Kurva kondisi pembentukan hidrat]

Kurva kondisi pembentukan hidrat juga ditampilkan pada diagram ini beserta dengan posisi titik kondisi gas umpam. Berdasarkan karakteristik PVT ini terdapat kandidat proses dasar yang dapat dijadikan sebagai basis proses UPK Pangkalan Susu, yaitu Proses Refrijerasi Mekanik menggunakan refrijeran Propana.

Dari kurva gambar diatas terlihat bahwa garis pembentukan hidrat berada pada temperatur 50°F. Hal ini berarti temperatur operasi tidak boleh lebih rendah dari 50°F, karena dapat menyebabkan pembentukan hidrat. Jika dibawah temperatur tersebut maka hasur ditambahkan unit dehidrasi glikol untuk menghilangkan hidrat air tersebut.

### IV.3. PEMILIHAN KONDISI OPERASI

Penentuan kondisi operasi berdasarkan proses Refrijerasi yang utama adalah temperatur pendinginan di unit chiller dan pada unit LTS. Kondisi operasi pada unit lainnya ditentukan sesuai standar umum.

- Penurunan tekanan gas pada unit *gas-gas heat exchanger* ditetapkan sebesar 3 psi baik pada sisi tube maupun sisi shell.

- Penurunan tekanan pada *gas chiller* ditetapkan untuk gas pada sisi tube sebesar 3 psi, sedangkan untuk refrijeran pada sisi shell sebesar 1 psi.
- Temperatur refrijeran memasuki *gas chiller* ditetapkan sebesar 10°F dibawah target temperatur gas yang diinginkan. Target temperatur gas adalah -10°F.
- Tekanan *condensate stabilizer* ditetapkan sebesar 180 psia, maka aliran masuk *condensate stabilizer* tidak boleh berada di bawah 180 psia.
- Temperatur Reboiler pada *condensate stabilizer* diatur agar mendapat kondensat dengan kualitas RVP @ 100°F 12 - 20 psia dengan komposisi fraksi-fraksi sesuai batas kondensat.
- Kolom *glycol regenerator* berupa *reboiled absorber* yang dioperasikan dgn tekanan mendekati tekanan ambien tetapi masih cukup untuk dapat mengalirkan *ethylene glycol*.

Kondisi operasi ditetapkan untuk memenuhi spesifikasi produk yang dihasilkan sesuai dengan standar dari PT. Pertamina EP.

#### **Spesifikasi Produk Kondensat**

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

**Tabel 4. 4. Komposisi Kondensat**

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

#### **Spesifikasi Produk Gas Jual**

- Memiliki tekanan diatas tekanan *suction compressor booster* Pangkalan Brandan sebesar 11,5 Ksc atau sekitar 170 psia.
- Memenuhi spesifikasi kegunaan sebagai bahan bakar dengan nilai gross heating value (GHV) minimum 900 Btu/SCF.

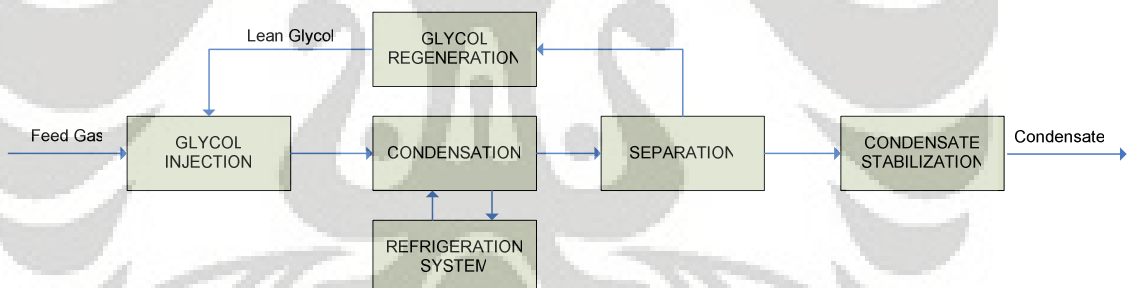
- Memiliki komposisi :

**Tabel 4. 5. 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	CO2	< 6

#### IV.4. PENJELASAN PROSES

Dengan berbasiskan Proses Refrijerasi, struktur alur proses UPK Pangkalan Susu dapat disajikan secara ringkas dalam diagram blok berikut :



**Gambar 4. 3. Blok Diagram Alir Proses UPK Pangkalan Susu**

UPK Pangkalan Susu dirancang memiliki 4 (empat) sub-proses berikut :

1. Sub-Proses Dehidrasi Glycol yang berfungsi untuk menurunkan kandungan air yang terbawa dalam aliran gas umpan dan mencegah pembentukan hidrat.
2. Sub-Proses Kondensasi merupakan inti proses pemisahan kondensat, yang dilaksanakan dalam rangkaian *gas-gas heat exchanger* dan *gas chiller*. Pemisahan cairan hasil kondensasi dilakukan di unit LTS (Low Temperature Separator).

3. Sub-Proses Stabilisasi Kondensat yang 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.

Sub-Proses Refrijerasi yang berfungsi menyediakan sirkulasi refrijeran Propana yang digunakan sebagai medium pendingin di unit *gas chiller*. Untuk menghemat daya kompresi, sub-proses ini dirancang dengan siklus refrijerasi dua tahap kompresi.

Proses dimulai dengan menginjeksikan air ke dalam aliran umpan masing-masing sumur karena data yang didapatkan berupa basis kering. Jumlah air yang diinjeksikan adalah untuk SKV sebanyak 2,15 kg/h dan SKVI 0,93 kg/h. Air yang diinjeksikan memiliki temperatur dan tekanan yang sama dengan gas umpan. Pada proses Refrijerasi, aliran gas umpan pertama didinginkan di *gas-gas heat exchanger* sampai 26,44°F, kemudian didinginkan lagi di *gas chiller* melalui siklus Refrijerasi Propana sampai -10°F. Aliran keluaran *gas chiller* memiliki temperatur -10°F. Temperatur ini dipilih dengan melihat temperatur pembentukan hidrat pada aliran ini berada di -15,7°F, maka temperatur aliran *gas chiller* tidak boleh lebih rendah dari temperatur tersebut, karena jika terjadi pembentukan hidrat maka akan mengganggu proses. Kemudian aliran gas umpan dikirim ke Low Temperature Separator (LTS) untuk memisahkan fraksi cairan yang terbentuk. LTS berupa separator tiga fasa untuk memisahkan fasa gas, fasa cairan kondensat dan fasa cairan inhibitor pembentukan hidrat.

Fraksi cairan dari LTS kemudian masuk ke kolom stabilisasi kondensat untuk menstabilkan kondensat agar tidak ada fraksi ringan yang terbawa bersama aliran kondensat dan tidak ada fraksi berat yang terbawa oleh gas. Kolom stabilisasi kondensat berupa *reboiled absorber*. Dalam *stabilizer* ini terjadi pemisahan fraksi ringan yang ikut terkondensasi agar diperoleh fraksi cairan yang lebih murni dan stabil disimpan dalam kondisi ambien. Aliran fraksi cairan dari LTS langsung dimasukkan melalui puncak *stabilizer*. Tekanan operasi *stabilizer* dibuat tetap 180 psia (Arnold, 1998). Sedangkan untuk mencapai target produk kondensat yang diinginkan maka dilakukan pengaturan temperatur reboiler.

Optimasi dilakukan dengan mengatur temperatur reboiler agar dapat menghasilkan kondensat sesuai target RVP yang diinginkan sebesar 12 – 20 psia. Ditetapkan temperatur reboiler sebesar 275°F dan menghasilkan kondensat dengan RVP 18,6 psia.

Sisa gas (fraksi ringan) dari LTS dan dari puncak *stabilizer* digabungkan untuk dikirim kembali ke jaringan perpipaan sebagai gas yang akan dijual. Gas yang akan dijual dikirim ke ini memiliki suhu 177°F sesuai dengan spesifikasi

Sebelum dialirkan kembali ke jaringan perpipaan, aliran gas keluaran LTS dilewatkan kembali ke *gas-gas heat exchanger* untuk dipertukarkan panas dengan aliran gas umpan agar gas tidak mudah terkondensasi ketika di alirkan melalui jaringan perpipaan.

#### **IV.4.1. Sub-Proses Siklus Refrijerasi Propana**

Proses refrijerasi propana ini mendinginkan gas keluaran *gas-gas heat exchanger* dari suhu 26,44°F menjadi -10°F. Menggunakan refrijerasi 2 tahap kompresi untuk menghasilkan pendinginan yang lebih baik. Proses pendinginan gas umpan menggunakan refrijeran propana yang dianggap murni. Refrijeran propana yang melalui *heat exchanger* memiliki temperatur 20°F. Selama proses refrijerasi refrijeran propana tidak mengalami perubahan suhu tetapi mengalami perubahan fasa, sehingga proses pendinginan dalam *gas chiller* terjadi dengan menggunakan kalor laten dari refrijeran propana.

#### **IV.4.2. Sub-Proses Dehidrasi Glikol**

Gas alam yang akan ditransportasikan dengan menggunakan pipa biasanya disertai dengan spesifikasi tertentu. Batasan tersebut meliputi kadar maksimum kondensat yang terdapat pada hidrokarbon; kadar maksimum H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub> dan *mercaptan*; minimum panas yang dihasilkan (heating value); kadar padatan; serta tekanan, laju dan temperatur dari gas alam tersebut.

Dehidrasi Gas merupakan penghilangan uap air dari gas alam. Hal ini dikarenakan adanya air memiliki berbagai dampak negatif, antara lain:

- a. Air dalam bentuk cair dan gas alam dapat membentuk hidrat yang dapat menyumbat peralatan.

- b. Gas alam yang mengandung air cair bersifat korosif, terutama jika mengandung CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S
- c. Uap air yang terdapat pada gas alam bisa terkonensasi di pipa yang berpotensi menimbulkan kondisi aliran *slugging*.
- d. Uap air akan meningkatkan volume dan menurunkan *heating value* dari gas alam.

Karena adanya dampak-dampak yang ditimbulkan oleh air yang terdapat pada gas alam, maka *gas dehydration* menjadi sangat penting dalam pengolahan gas alam. Untuk mengurangi kandungan air agar sesuai untuk spesifikasi pipeline tersebut, maka dilakukan dehidrasi.

Pada studi ini, proses ini bertujuan untuk menghilangkan kandungan air pada gas umpan. Karena data gas umpan yang digunakan dalam basis kering maka pada masukan sistem ditambahkan aliran umpan air sehingga umpan masuk sebagai umpan basah. Kemudian umpan basah ini masuk bersama aliran etilen glikol (EG) yang berfungsi untuk mengikat molekul air agar pada proses refrigerasi tidak terjadi pembentukan hidrat.

Proses dehidrasi glikol dimulai dengan pemanasan aliran bawah keluaran LTS dengan komposisi air, EG dan sedikit sekali fraksi hidrokarbon. Pemanasan dilakukan sampai 138,9°F. Kemudian masuk ke *flash* separator untuk mendapatkan *rich glycol*. Aliran keluaran bawah dari separator masuk ke kolom regenerasi glikol dengan reboiler yang berfungsi sebagai kolom regenerator EG untuk mendapatkan komposisi hanya air dan EG dengan fraksi EG yang besar. Kolom regenerasi ini dioperasikan dengan tekanan ambien tetapi masih dapat mengalirkan EG. Aliran bawah kolom regenerasi menghasilkan EG 82,5% fraksi massa, yang kemudian aliran ini digabungkan dengan make-up EG sebanyak 0,18 kg/jam. Make-up EG ini ditambahkan karena dalam proses terjadi loss EG. *Lean glycol* ini kemudian didinginkan untuk kemudian diumpankan kembali masuk bersama umpan basah. EG yang masuk bersama aliran gas umpan ini sebanyak 14,175 kg/jam.

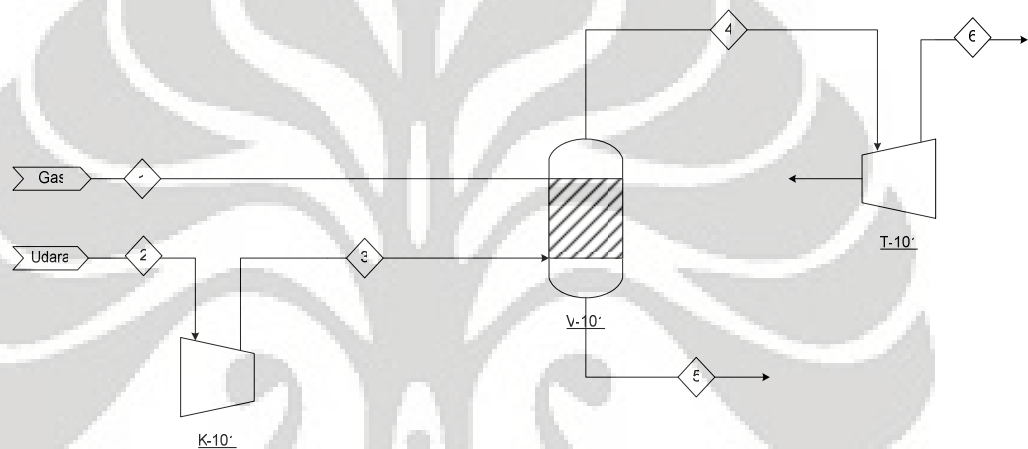




#### IV.4.3.2. Listrik

Listrik yang digunakan pada UPK ini didapatkan dari hasil generator listrik sendiri yang dihasilkan dari sistem generasi listrik. Sistem generasi listrik ini terdiri dari 2 buah kompresor, ruang pembakaran dan ekspander.

Sebanyak 0,05 MMSCFD dari gas jual yang dihasilkan dibakar bersama udara pada kondisi ambien sebanyak 1000 kg/jam. Gas hasil pembakaran dengan temperatur 2696°F dan tekanan 22.74 psia digunakan untuk menggerakkan turbin yang menghasilkan energi listrik sebanyak 165.375 kwh.



**Gambar 4. 5. Diagram Alir Pembangkit Listrik**

**Tabel 4. 6. Tabel Kebutuhan Listrik dan yang Dihasilkan**

Kebutuhan Listrik		Listrik Dihasilkan	
Unit	kWh	Unit	kWh
Kompresor K-101	37.1	Turbin	135
Kompresor K-102	52.53		
Pompa kondensat	1.73E-03		
Pompa EG	6.30E-03		
Kompresor K-103	2.78E+01		
Pompa hot oil	1.60E-02		
<b>Total</b>	<b>117.454</b>		<b>135</b>

Efisiensi energi listrik :

$$= (\text{listrik dibutuhkan} / \text{listrik dihasilkan}) * 100\% = 87\%$$

#### **IV.4.3.3. Refrijeran Propana**

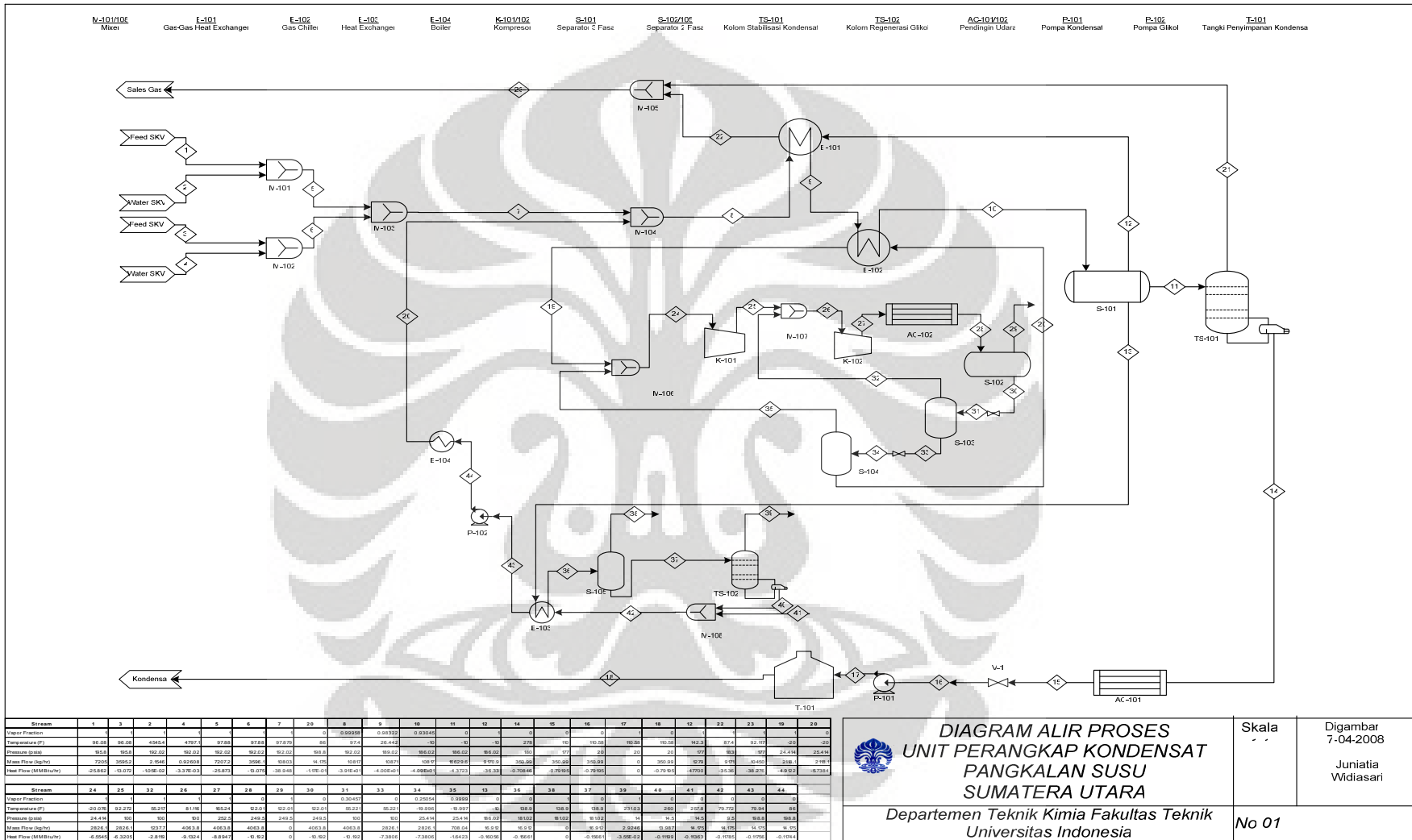
Refrijeran propana mengalir secara siklik pada siklus refri jerasi. Siklus ini bersifat bulk, hanya diinjeksikan sekali di awal. Laju alir refrijeran propana adalah 2142 kg/jam. Propana yang digunakan sebanyak 16.227 gallon, dengan harga U\$1,8 per gallon. Sehingga biaya utilitas untuk refrijeran propana adalah U\$29.208.

#### **IV.4.3.4. Etilen Glikol**

Etilen glikol masuk ke proses bersama aliran umpan sebanyak 48,4 gallon. Dan tiap harinya ditambah make-up EG sebanyak 0,64 gallon. Harga EG sebesar US\$0,26 per gallon. Sehingga biaya utilitas untuk etilen glikol adalah U\$ 12,78457.

#### **IV.4.4. Diagram Alir dan Tata Letak Pabrik**

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 minium 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.



Gambar 4. 6. Diagram Alir Proses Unit Perangkat Kondensat

**DIAGRAM ALIR PROSES  
UNIT PERANGKAP KONDENSAT  
PANGKALAN SUSU  
SUMATERA UTARA**

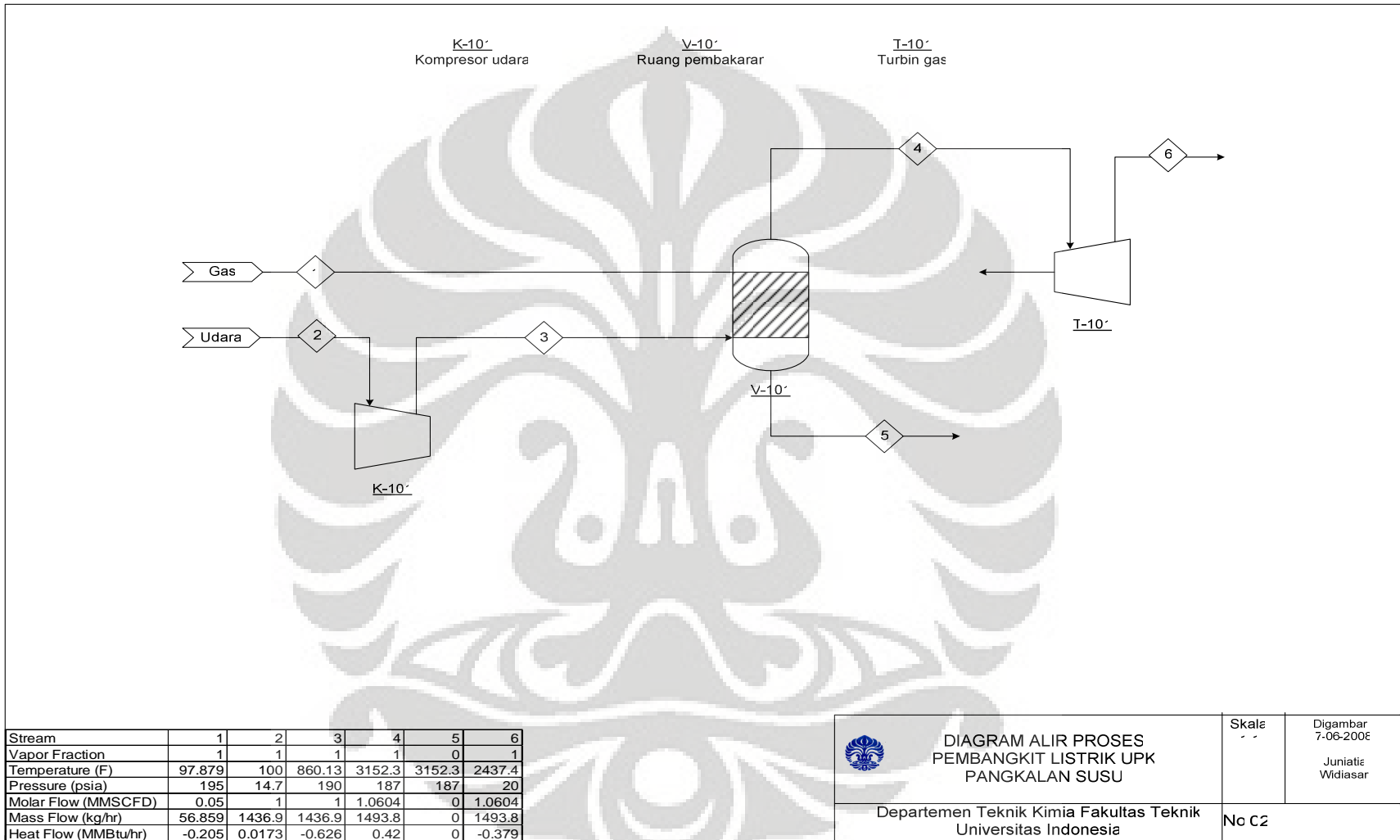
Departemen Teknik Kimia Fakultas Teknik  
Universitas Indonesia

Skala

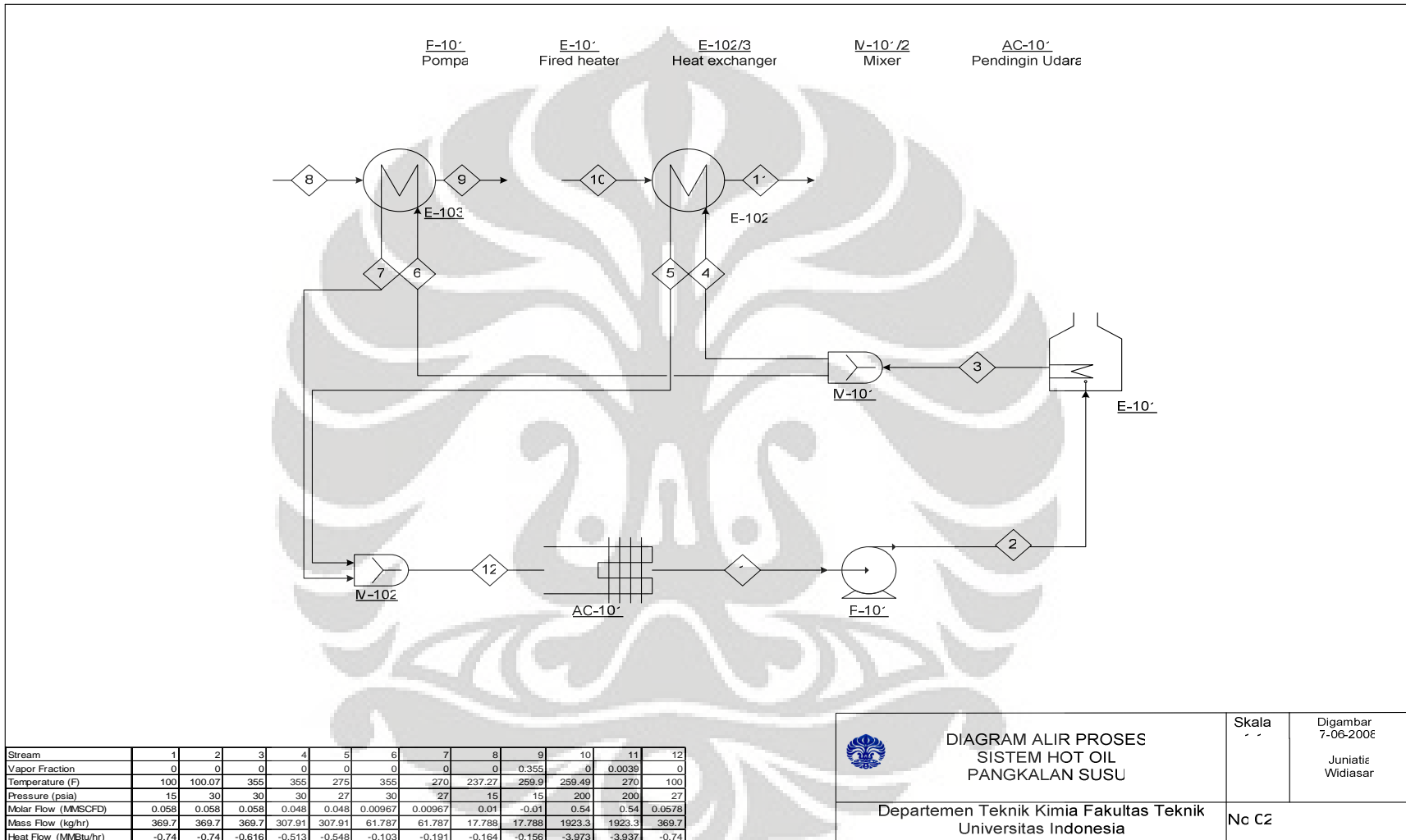
Digambar  
7-04-2008

Juniatia  
Widiasari

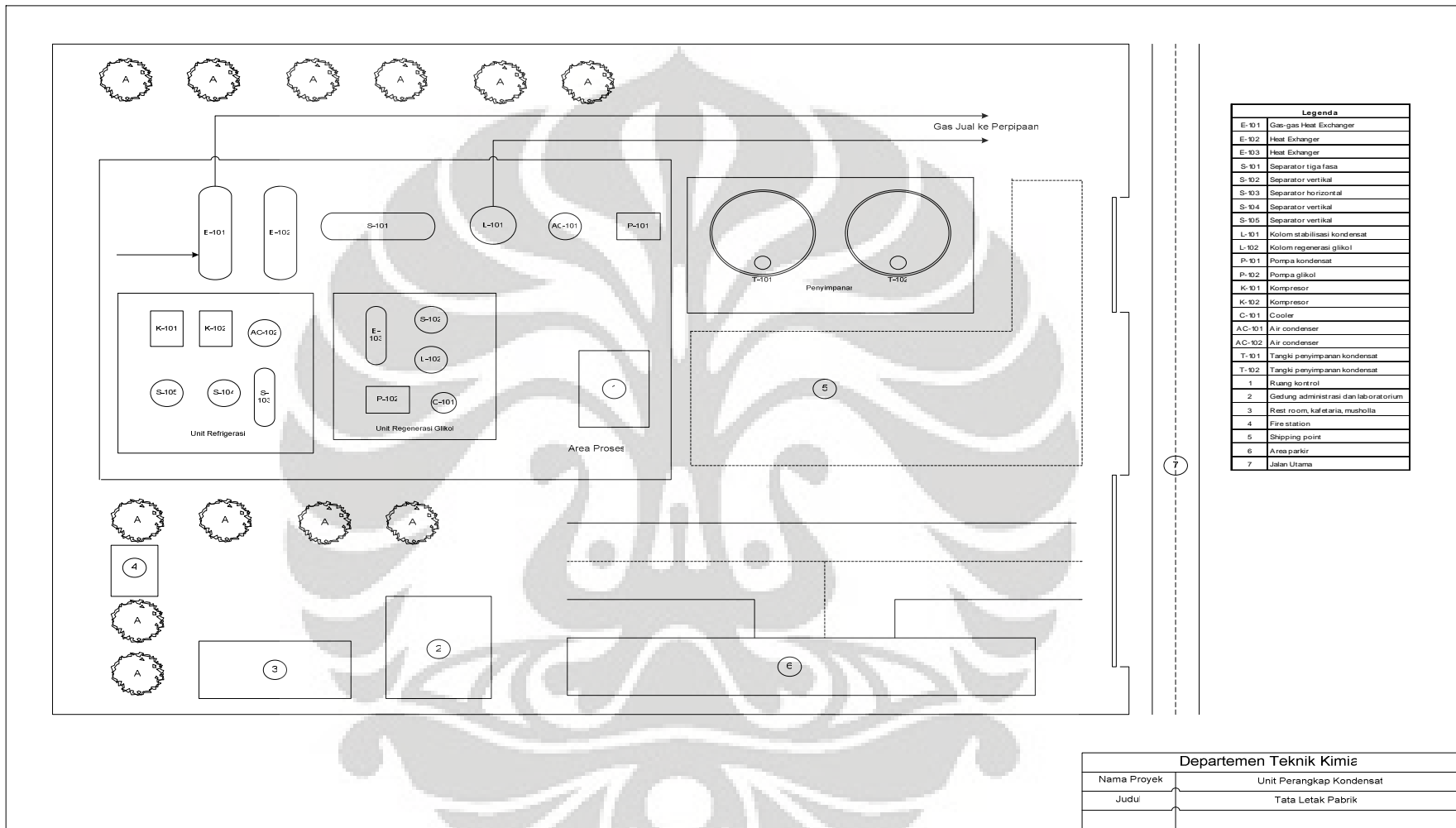
No 01



Gambar 4. 7. Diagram Alir Sistem Utilitas Pembangkit Listrik



Gambar 4. 8. Diagram Alir Sistem Utilitas Hot Oil



**Gambar 4. 9. Tata Letak Pabrik**

## IV.5. NERACA MASSA DAN ENERGI

### IV.5.2. Neraca Massa

Neraca massa UPK terlihat pada PFD. Secara keseluruhan dapat dilihat sebagai berikut :

**Tabel 4. 7. Neraca Massa**

Massa Masuk		Massa Keluar	
No. Aliran	kg/jam	No. Aliran	kg/jam
1	7205	18	368,35
2	2,1546	23	10432
3	3595	39	2,9225
4	0,926		
41	0,18072		
<b>Total</b>	<b>10803,27</b>		<b>10803,27</b>

### IV.5.3. Neraca Energi

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.

Dalam neraca energi terdapat enam bentuk energi yang diperhitungkan, yaitu:

- Energi kinetik ( $E_k$ ) : Energi yang dimiliki oleh suatu sistem yang bergerak
- Energi potensial ( $E_p$ ) : Energi yang dimiliki oleh suatu sistem karena posisinya
- Energi dalam ( $U$ ) : Jumlah dari seluruh energi molekuler, atomik dan subatomik yang terdapat dalam suatu materi
- Energi Panas/Kalor ( $Q$ ): Energi yang mengalir karena adanya perbedaan temperatur
- Kerja ( $W$ ) : Energi yang ditransfer oleh suatu tenaga penggerak tertentu selain beda temperatur

f. Entalpi (H) : Jumlah dari dua energi, dimana  $E = U + PV$

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 UPK.

**Tabel 4. 8. Neraca Energi**

<b>Energi Masuk</b>		<b>Energi Keluar</b>	
<b>Unit</b>	<b>MMBtu/jam</b>	<b>Unit</b>	<b>MMBtu/jam</b>
Kompresor K-100	0,2367	Ekspander	0,8
Kompresor K-101	0,2404	Gas jual	-38,39
Pompa kondensat	1,59E-05	Kondensat	-0,696
Pompa EG	2,13E-05		
Kompresor gas	6,59E-02		
Pompa hot oil	1,46E-06		
Water SKV	-3,22E-02		
Feed SKV	-2,59E+01		
Water SKVI	-1,39E-02		
Feed SKVI	-1,31E+01		
<b>Total</b>	<b>-38,3</b>		<b>-38,29</b>



## IV.5. Produk

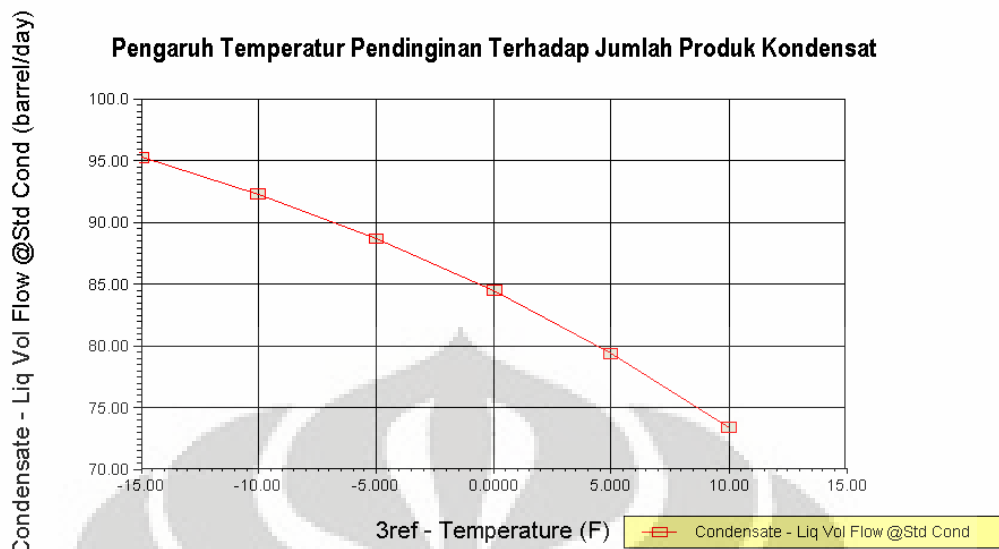
Hasil kondensat dan gas jual dari simulasi proses adalah sebagai berikut :

**Tabel 4. 9 Spesifikasi Produk**

<b>Stream</b>	<b>Kondensat</b>	<b>Gas Jual</b>
Vapor Fraction	0	1
Temperature (F)	110,58	92,117
Pressure (psia)	22,6	177
Flow	92,24 barrel/day	9,391 MMSCFD
Mass Flow (kg/hr)	368,35	10450
Heat Flow (MMBtu/hr)	-0,79195	-38,276
Composition (%-mol)		
⚡ Nitrogen	0	0,0748
⚡ CO2	0	1,7019
⚡ Methane	0	73,9075
⚡ Ethane	0	12,3455
⚡ Propane	0	7,5292
⚡ i-Butane	0,0475	1,7476
⚡ n-Butane	1,1414	2,174
⚡ i-Pentane	47,1989	0,3358
⚡ n-Pentane	34,3893	0,1575
⚡ Hexane	17,2229	0,0213
⚡ H2O	0	0,0047
⚡ E Glycol	0	0

Reid Vapour Pressure produk kondensat sebesar 18,6 psia, masih berada dalam batas yang ditentukan yaitu 12 – 20 psia. Produk gas jual memiliki GHV sesesar 1303,2 Btu/SCF, sudah berada diatas batas minimal spesifikasi penggunaan sebagai bahan bakar. Kondisi operasi tiap-tiap aliran dapat dilihat pada lampiran A.

Pada simulasi juga dilakukan variasi terhadap temperatur pendinginan atau temperatur masukan LTS yang mempengaruhi jumlah kondensat yang dihasilkan. Berikut merupakan profil pengaruh temperatur pendinginan terhadap jumlah kondensat yang dihasilkan.



**Gambar 4. 10. Grafik Pengaruh Temperatur Pendinginan Terhadap Produk Kondensat**

Terlihat bahwa jumlah kondensat yang dihasilkan akan maksimal sebanyak 95 barrel/day, ketika temperatur pendinginan mencapai  $-15^{\circ}\text{F}$ . Akan tetapi suhu tersebut dapat menyebabkan tekanan pada peralatan siklus refrijerasi menjadi vakum sehingga tidak dapat bekerja. Pemilihan temperatur maksimal pada variasi ini sebesar  $-15^{\circ}\text{F}$  didasarkan pada temperatur pembentukan hidrat pada aliran keluaran *gas chiller* sebesar  $-15,79^{\circ}\text{F}$ , sehingga temperatur pendinginan harus lebih besar dari suhu tersebut.

#### **IV.6. SPESIFIKASI PERALATAN PROSES**

Salah satu aspek yang penting dalam membuat studi kelayakan adalah penentuan spesifikasi peralatan proses. Peralatan proses memiliki harga yang berbeda untuk tiap spesifikasi yang berbeda sehingga tentu saja mempengaruhi besar investasi dari suatu proyek.

Pada pembangunan Unit Perangkap Kondensat (UPK) ini, peralatan dalam proses terbagi menjadi 3 bagian, yaitu 1 proses utama dan 2 subproses yaitu siklus refrigerasi dan regenerasi glikol.

#### IV.6.1. Heat Exchanger

Pada proses ini alat penukar panas digunakan untuk memanaskan dan mendinginkan aliran. Pada umumnya digunakan jenis Shell and Tube, dipilih karena luas area pertukaran panas yang lebih besar, dengan aliran *counter-current* (aliran berlawanan arah) yang dipilih karena menghasilkan gradien temperatur yang lebih besar dibanding aliran *co-current* (aliran searah). Pada alat penukar panas terjadi hilang tekan atau penurunan tekanan karena gesekan antara dinding shell atau tube dengan fluida yang mengalir. Pada umumnya penurunan tekanan yang terjadi berkisar 0-5 psi. Maka pada proses ini ditetapkan penurunan tekanan pada semua penukar panas sebesar 3 psi.

Terdapat tiga buah heat exchanger dalam UPK ini. *Gas-gas heat exchanger* (E-100) dimana terjadi pertukaran panas antara gas umpan dengan gas keluaran LTS dimana gas umpan didinginkan dan gas keluaran LTS dipanaskan untuk menjadi gas jual. Kemudian *gas chiller* (E-101) dimana terjadi pendinginan aliran gas oleh refrigeran propana. Kemudian *glikol heat exchanger* (E-100, glikol).

Untuk dapat memindahkan panas dengan baik, material tube harus memiliki konduktivitas termal yang baik. Karena panas dipindahkan dari sisi panas ke sisi dingin melalui tube, maka akan terjadi perbedaan temperatur di sekeliling tube. Karena kecenderungan material untuk terjadi ekspansi karena panas berbeda pada setiap temperatur. Material tube juga harus dapat digunakan untuk fluida shell maupun tube pada temperatur dan tekanan operasi untuk meminimalkan kerusakan seperti korosi. Semua kondisi tersebut bertujuan untuk mendapatkan material tube yang kuat, konduktivitas termal yang baik, tahan korosi, dan berkualitas tinggi. Pemilihan material yang kurang tepat dapat menyebabkan kebocoran sepanjang tube antara sisi shell dan tube yang dapat berakibat pencemaran fluida dan hilang tekan.

**Tabel 4. 10. Spesifikasi Heat Exchanger**

<b>Spesifikasi</b>	<b>E-100 (main)</b>	<b>E-101 (main)</b>	<b>E-100 (glikol)</b>
Tipe	Shell and Tube	Shell and Tube	Shell and Tube
Luas area (ft <sup>2</sup> )	2796	3683,5	7,07
Material	Stainless Steel Alumunium	Stainless Steel Alumunium	Stainless Steel Alumunium

#### **IV.6.2. Kolom Stabilisasi Kondensat**

Kolom stabilisasi kondensat berfungsi untuk menstabilkan kondensat agar tidak ada fraksi ringan yang terikut bersama kondensat dan tidak fraksi berat yang masih terikut bersama gas. Jumlah kondensat yang didapatkan dari stabilisasi bergantung pada temperatur dan tekanan operasi dari aliran dari LTS serta komposisi gas yang diproses. Temperatur masukan kolom adalah -10°F dengan tekanan 180 psia. Tekanan aliran harus disesuaikan dengan tekanan operasi kolom yaitu 180 psia.

**Tabel 4. 11. Spesifikasi Kolom Stabilisasi Kondensat**

<b>Spesifikasi</b>	<b>T-100</b>
Jenis	Packed (ballast rings metal 1 in)
Tekanan operasi (psia)	180
Diameter (ft)	2
Height (ft)	20,91
Alat pendukung	Reboiler
Material	Stainless steel

#### **IV.6.3. Kolom Regenerasi Glikol**

Kolom regenerasi glikol menghasilkan etilen glikol yang telah dihilangkan airnya.

**Tabel 4. 12. Spesifikasi Kolom Regenerasi Glikol**

Spesifikasi	T-100
Jenis	Packed (ballast rings metal 1 in)
Tekanan operasi (psia)	138,9
Diameter (ft)	1
Height (ft)	10
Alat pendukung	Reboiler
Material	Stainless steel

#### IV.6.4. Separator

Pada UPK ini terdapat beberapa separator dengan jenis yang berbeda. Pada proses utama terdapat Low Temperature Separator (V-100) yang merupakan separator tiga fasa. LTS memisahkan aliran gas yang sudah didinginkan di sistem refrigerasi, menjadi gas jual, kondensat dan *lean-glycol*.

**Tabel 4. 13. Spesifikasi Separator**

Spesifikasi	V-100	V-100 Ref	V-101 Ref	V-102 Ref	V-100 Glikol
Jenis	3 fasa	2 fasa	2 fasa	2 fasa	2 fasa
Tekanan operasi (psia)	180	25.41	249,5	100	184,8
Diameter (ft)	4,5	4	5	5	2
Height (ft)	8	8,5	8	8,5	7,5
Orientasi	Horizontal	Vertikal	Vertikal	Vertikal	Vertikal
Material	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel	Stainless steel

#### IV.6.5. Kompresor

Kompresor terdapat pada sistem refrijerasi dimana berupa sistem refrijerasi dua tahap menggunakan dua tingkat kompresor. Pada sistem refrijerasi ini kompresor berfungsi untuk mengubah fasa refrijeran propana keluar yang berfasa gas kembali menjadi refrijeran yang berfasa cair. Refrijeran propana berfasa cair ini kemudian digunakan untuk mendinginkan aliran gas mencapai suhu  $-10^{\circ}\text{F}$  untuk masuk ke LTS.

**Tabel 4. 14. Spesifikasi Kompresor**

<b>Spesifikasi</b>	<b>K-101</b>	<b>K-102</b>
Jenis	Reciprocating	Reciprocating
Polytropic Head (ft)	22380	15700
Adiabatic Head (ft)	21920	15480
Efisiensi adiabatik (%)	75	75
Efisiensi politropik (%)	77,209	76,607
Duty (kW)	91,4039	92,8298
<i>Design power</i> (hp)	154,45	156,91

#### **IV.6.6. Pompa**

Pompa digunakan untuk menggerakkan cairan dari suatu unit ke unit yang lain melalui pipa. Pompa digunakan juga untuk meningkatkan tekanan fluida sehingga dengan tekanan yang lebih tinggi, fluida memiliki energi yang lebih besar untuk digunakan sebagai kerja. Selain itu, pipa juga digunakan sebagaiantisipasi apabila ada pressure drop pada fluida yang disebabkan karena adanya gesekan antara fluida dengan dinding pipa serta fitting pada aliran pipa.

Dari beberapa jenis pompa yang ada, UPK ini menggunakan pompa sentrifugal pada unit regenerasi glikol dengan alasan :

- ✚ Mudah dalam konstruksi dan murah
- ✚ Fluida dapat dialirkan dalam tekanan yang bervariasi
- ✚ Dapat langsung dipasangkan dengan motor penggeraknya
- ✚ Memiliki kapasitas yang cukup besar
- ✚ Biaya perawatan yang lebih murah dibandingkan dengan jenis pompa lainnya

Selain itu juga terdapat pompa untuk mengalirkan produk kondensat ke tangki penyimpanan.

Material untuk pompa menggunakan Case Steel. Bahan ini dipilih karena adanya kandungan air di dalam fluida kerja yang dapat menimbulkan korosi.

**Tabel 4. 15. Spesifikasi Pompa**

<b>Spesifikasi</b>	<b>P-101</b>	<b>P-102</b>
Tipe	Centrifugal Pump	Centrifugal Pump
Kapasitas (USGPM)	3,7	0,06
Design Head (ft)	12,56	434,8
Design Power (hp)	0,01	0,01
Material	Case Steel	Case Steel

#### **IV.6.7. Tangki penyimpanan**

Tangki penyimpanan digunakan untuk menyimpan produk kondensat dari proses sebelum diangkut selanjutnya. Tangki penyimpanan berbentuk silinder dengan tutup. Tekanan didalam tangki penyimpanan ini dipilih tekanan paling rendah dimana sudah tidak ada lagi gas yang keluar dari tangki. Pada simulasi hal ini dapat dilihat pada nilai laju alir molar keluaran atas tangki sebesar 0 MMSCFD, maka tekanan yang tepat adalah 22,6 psia. Tekanan ini dipilih karena masih mendekati tekanan atmosfer sehingga tidak perlu menggunakan tangki bertekanan karena dapat mempengaruhi besar investasi.

**Tabel 4. 16. Spesifikasi Tangki Penyimpanan Kondensat**

<b>Spesifikasi</b>	<b>V-101</b>
Tipe	Standard Vessel with Roof
Diameter (ft)	17
Tinggi (ft)	10
Material	Case Steel

#### **IV.7. ANALISIS EKONOMI**

Pada bagian ini akan dilakukan analisa ekonomi terhadap Unit Perangkap Kondensat yang akan dibangun dengan tujuan untuk melihat apakah unit yang akan dibangun tersebut *feasible* atau layak. Layak atau tidaknya proyek yang akan dihitung tersebut akan dilihat berdasar berbagai faktor yakni :

### 1. *Payback Period*

*Payback Period* menyatakan kapan modal yang akan diinvestasi dapat kembali. Dengan kata lain waktu dimana aliran kas menjadi positif. Periode pengembalian secara teori dianggap layak apabila tidak lebih lama dari umur proyek yang digunakan pada analisis ekonomi. Tetapi parameter periode pengembalian ini baru dianggap layak oleh PT. Pertamina EP apabila sekitar 1 tahun.

### 2. Internal Rate of Return

IRR merupakan tingkat pengembalian internal terhadap investasi.

### 3. NPV (Net Present Value)

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.

### 4. Analisis sensitivitas

Dilakukan untuk melihat perubahan nilai ekonomis masing-masing parameter apabila terjadi perubahan terhadap faktor tertentu.

Perhitungan keekonomian yang dilakukan menggunakan pendekatan dan asumsi-asumsi sebagai berikut :

1. Umur operasi pabrik selama 10 tahun tanpa nilai sisa.
2. Depresiasi dihitung dengan metode garis lurus (*straight line*).
3. Umur peralatan 10 tahun sehingga tidak terdapat biaya pembelian alat baru karena umur manfaat yang habis.
4. Waktu operasi per tahun adalah 340 hari.
5. Pajak pendapatan sebesar 35% dari (penerimaan – biaya produksi – depresiasi)
6. Kapasitas Unit Perangkap Kondensat dengan kapasitas gas umpan 9.5 MMSCFD. Besar umpan ini tetap dari tahun 1 sampai 5. Sedangkan untuk



tahun ke 6 sampai 10, mengalami penurunan, sehingga produk ikut mengalami penurunan sebagai berikut :

**Tabel 4. 17. Jumlah Umpan dan Produk**

<b>Tahun</b>	<b>Gas umpan (MMSCFD)</b>	<b>Kondensat (barrel/hari)</b>	<b>Gas jual (MMSCFD)</b>
2010-2014	9,5	92,24	9,391
2015	9,009	87,57	8,906
2016	8,655	84,7	8,556
2017	8,385	81,83	8,289
2018	8,077	78,83	7,984
2019	7,774	75,87	7,685

7. Produk gas jual dihasilkan dikurangi sebanyak 0,05 MMSCFD untuk dipakai sebagai bahan bakar pembangkit listrik.
8. Harga penjualan kondensat sebesar \$70 per barrel.
9. Harga penjualan gas jual dan pembelian gas umpan sebesar \$4 per MMBTu.
10. Estimasi harga peralatan proses dihitung dengan menggunakan indeks Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI) untuk tahun 2000 = 394. Dengan menggunakan grafik CEPCI, maka indeks untuk tahun 2010 = 600.
11. Estimasi harga peralatan dihitung menggunakan persamaan disain untuk masing-masing alat berdasar faktor disain (Seider, 2004)

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

#### **IV.7.1. Komponen Biaya**

Adapun komponen biaya dalam perhitungan ekonomi ini adalah :

- a. Total biaya peralatan utama (Total Main Equipment Cost)

**Tabel 4. 18 Biaya Peralatan**

<b>Main Poces</b>		<b>Harga (US\$)</b>	<b>Sub Total (US\$)</b>
V-100	Low Temperature Separator	34.384	
E-100	Gas-gas Heat Exchanger	34.313	
E-101	Chiller	41.186	
Main TS	Stabilizer Coloumn	27.476	
Reboiler	Stabilizer Reboiler	20.492	
	Condensate Cooler	12.350	
V-101	Condensate Storage Tank	79.620	
P-101	Condensate Pump	3.308	
			253.129
<b>Sub-Process : Refrigeration</b>			
K-100	Refrigeration Compressor	167.958	
K-101	Refrigeration Compressor	125.498	
AC-100	Propane Condenser	60.714	
V-100	Propane Accumulator	16.464	
V-101	Propane Accumulator	42.573	
V-102	Propane Accumulator	23.526	
			436.733
<b>Sub-Process : Glycol Dehydration</b>			
V-100	Separator	17.157	
Main TS	Regeneration Coloumn	16.552	
E-100	Heat Exchanger	25.474	
E-101	Cooler	25.474	
Reboiler	Regenerator Reboiler	24.112	
P-100	Glycol Pump	3.692	
			112.463
<b>Sub-Process : Hot Oil System</b>			
P-100	Hot Oil Pump	2.729	
E-107	Heat Exchanger Hot Oil	13.867	
E-108	Heat Exchanger Hot Oil	15.919	
E-104	Hot Oil Cooler	12.358	
			28.954
<b>Sub-Process : Power Generation</b>			
K-100	Fuel Compressor	13,332	
K-101	Air Compressor	94,580	
K-102	Turbine	162,517	
			270.429
<b>Total Biaya Peralatan Utama</b>			<b>1.106.581</b>

b. Total of Depreciable Capital yang terdiri dari :

*Biaya Investasi Langsung* yang besar masing-masing komponennya merupakan fraksi dari biaya peralatan total. Besarnya fraksi tiap komponen dapat dilihat pada tabel berikut

*Biaya Investasi Tak Langsung* yang besar masing-masing komponennya juga merupakan fraksi dari biaya peralatan total.

Total investasi utama merupakan jumlah dari Total of Depreciable Capital dan Biaya Peralatan Utama

**Tabel 4. 19 Total Investasi**

<b>Biaya Investasi Langsung</b>	<b>Fraksi</b>	<b>Chiller</b>
Perpipaan	0,2	220.656
Instalasi Listrik	0,1	110.328
Instrumentasi	0,15	165.492
Pondasi	0,1	110.328
Insulasi	0,05	55.164
Pengecatan dan safety	0,03	33.098
Penataan Lingkungan Pabrik	0,03	33.098
Pemeliharaan Lingkungan	0,02	22.066
Gedung	0,05	55.164
Tanah	0,02	22.066
<b>Biaya Investasi Tak Langsung</b>		
Engineering, konstruksi, start-up	0,15	165.492
Kontraktor	0,08	88.263
Dana Cadangan	0,15	165.492
<b>Fasilitas Off-Site</b>	0,05	55.164
<b>Plant Start Up</b>	0,05	55.164
<b>Modal Kerja</b>	0,15	165.492
		1.522.530
<b>Total Investasi</b>		<b>2.625.812</b>

c. Biaya Produksi

*Biaya Tenaga Kerja* yang besar masing-masing komponennya merupakan fraksi dari total upah tenaga kerja, seperti dalam tabel berikut :

*Biaya Operasional* yang besar masing-masing komponennya merupakan fraksi dari Total Depreciable Capital, seperti dalam tabel berikut :

d. Biaya Tetap

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

**Tabel 4. 20 Rincian Biaya Produksi**

	Fraksi	Harga (US\$)
<b>Tenaga Kerja</b>		125.000
Overhead	0,22	27.500
Supervisory	0,10	12.500
Laboratorium	0,10	12.500
<b>Penjualan</b>		
	0,05	84.729
	Cti	
Pemeliharaan	0,02	29.209
Kebutuhan operasi	0,01	13.129
Lingkungan operasi	0,01	13.129
Overhead	0,01	13.129
Utilitas		38.701
<b>Fixed Cost</b>		
Asuransi, Cti	0,03	78.774
Administrasi, rev	0,01	16.613
<b>Total Biaya Operasi</b>		<b>488.731</b>

#### IV.7.2. Benchmarking

Sebelumnya telah dilakukan biaya investasi total sebesar US\$2.633.662. Dari literatur yang diperoleh, *capital expenditure* untuk pembangunan UPK Musi Barat dengan kapasitas 936 barrel/hari adalah sebesar US\$7.760.000.

$$\frac{7.760.000}{\text{Capex}(2)} = \frac{936}{92.24}$$

Maka Capex(2) = US\$1.932.180,92

Sehingga perkiraan biaya investasi untuk biaya investasi tahun 2010 adalah

$$= (600/431) * \text{US\$}1.932.180,92 = \text{US\$}2.689.811,02$$

Hasil tersebut mendekati nilai total investasi UPK yang telah dihitung, sehingga nilai investasi ini masih wajar.

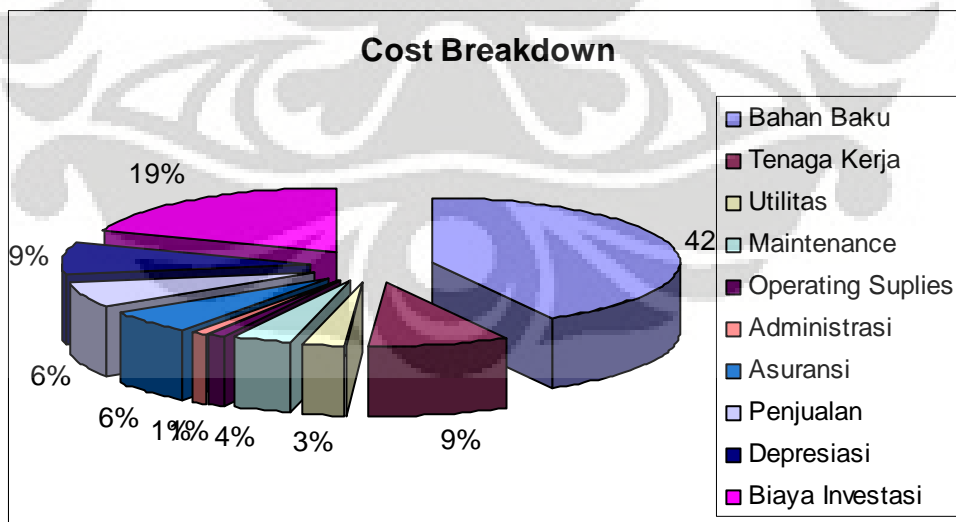
### IV.7.3. Analisis Cost Breakdown

UPK yang akan dibangun memiliki kapasitas produksi sebanyak 92,24 barrel/hari. Berikut merupakan komponen biaya untuk tiap barrel kondensat yang dihasilkan.

**Tabel 4. 21 Biaya Produksi Kondensat per barrel**

Komponen Biaya	Biaya per tahun US\$	Biaya per barrel kondensat US\$
Bahan Baku	570.808,22	18,10
Tenaga Kerja	125.000	3,96
Utilitas	38.701	1,23
Maintenance	52.673	1,67
Operating Suplies	13.168	0,42
Administrasi	16.613	0,53
Asuransi	79.010	2,51
Penjualan	84.729	2,69
Depresiasi	116.056	3,68
Biaya Investasi	263.366	8,35
<b>Total</b>	<b>1.360.124,90</b>	<b>43,14</b>

Total biaya yang dikeluarkan untuk produksi adalah US\$43,14 per barrel kondensat. Supaya tidak merugi atau untuk mendapat keuntungan maka harga jual kondensat harus diatas harga tersebut. Maka harga jual kondensat ditetapkan US\$70/barrel.



**Gambar 4. 11 Presentase Biaya tiap Tahun per Barrel**

#### IV.7.4. Hasil Perhitungan Ekonomi

Dari perhitungan terhadap komponen biaya, dibuat cash flow proyek selama 10 tahun. Dan didapatkan hasil sebagai berikut :

**Tabel 4. 22 Hasil Perhitungan Ekonomi**

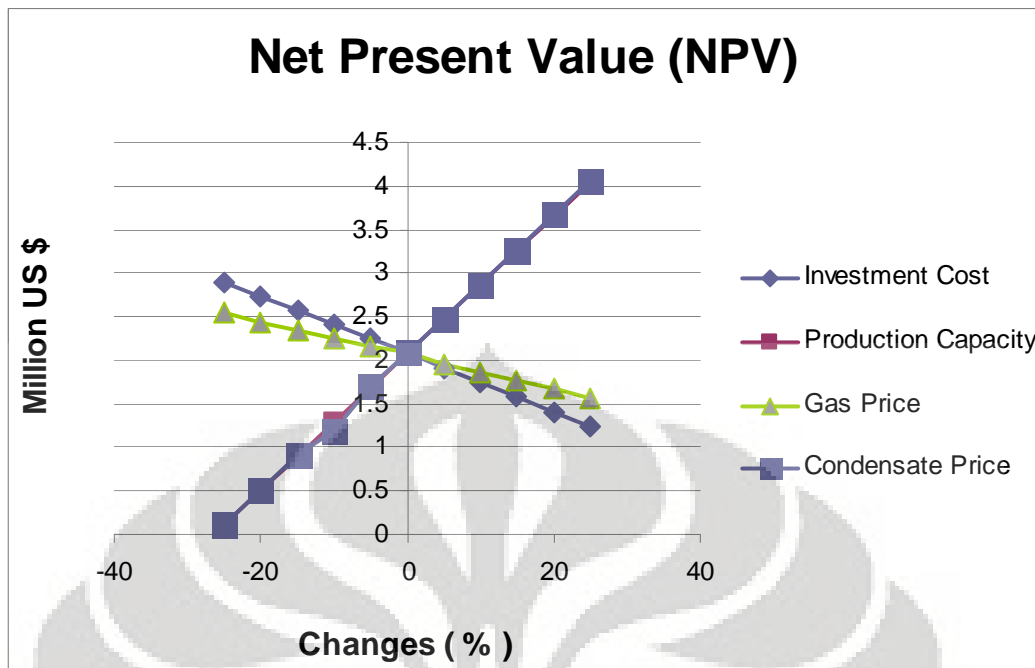
<b>Parameter</b>	<b>Jumlah</b>
Produksi Kondensat (barrel/hari)	92,24
Total Biaya Peralatan Utama (US\$)	1.106.581
Total Investasi (US\$)	2.633.662
Harga Kondensat (US\$/barrel)	70
Harga Gas (US\$/MMBtu)	4
Biaya Produksi (US\$)	488.731
Net Present Value @ i = 10% (US\$)	2.029.330
Internal Rate Of Return (%)	27,24
Periode Pengembalian (tahun)	5,12

#### IV.7.5. Analisis Sensitivitas

Analisis sensitivitas dilakukan untuk mengetahui seberapa besar pengaruh perubahan suatu faktor terhadap parameter keekonomian. Pada analisis ini akan dilihat pengaruh perubahan faktor nilai investasi, kapasitas produksi kondensat, harga gas dan harga kondensat terhadap NPV, IRR, dan Payback Period. Analisis dilakukan sebesar  $\pm 25\%$ .

##### **Pengaruh terhadap NPV**

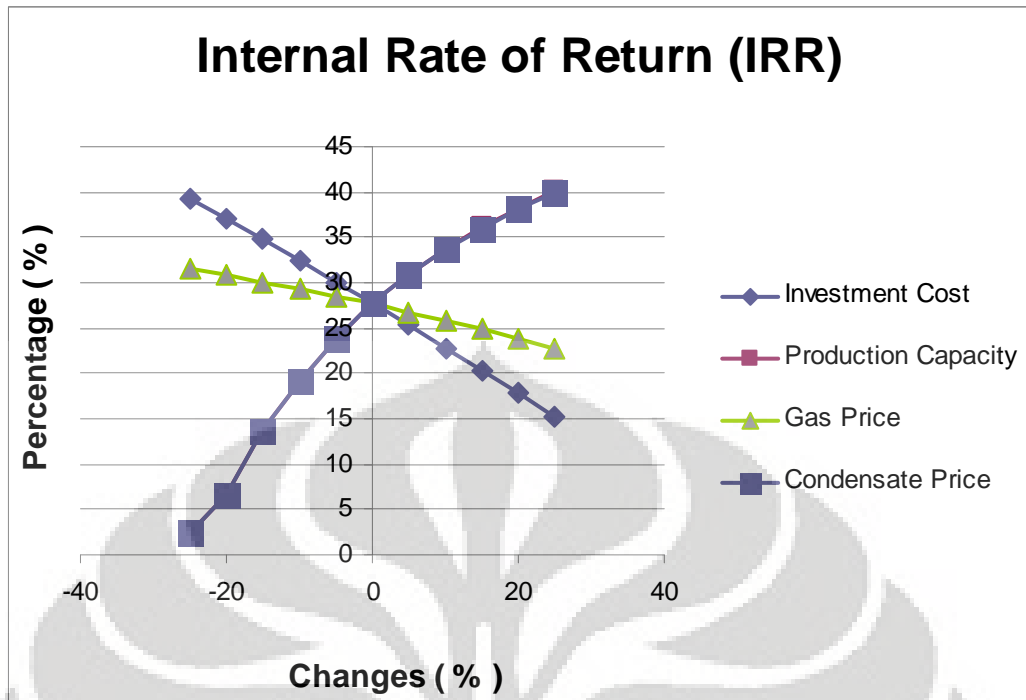
Dari grafik terlihat bahwa nilai NPV sangat dipengaruhi oleh harga kondensat dan kapasitas produksi, dimana semakin tinggi harga kondensat maka NPV juga semakin tinggi. Kemiringan grafiknya pun cukup curam menunjukkan besarnya pengaruh harga kondensat. Berarti NPV sangat sensitif terhadap perubahan harga kondensat. Sedangkan untuk faktor nilai investasi dan harga gas tidak terlalu berpengaruh secara signifikan terhadap NPV, yang menunjukkan bahwa semakin besar nilai ketiga faktor tersebut maka NPV semakin kecil.



**Gambar 4. 12 Sensitivitas terhadap NPV**

#### **Pengaruh terhadap IRR**

Dari kemiringan grafik terlihat bahwa nilai IRR sensitif terhadap perubahan nilai investasi dan harga kondensat. Semakin besar nilai investasi maka IRR akan turun, sementara semakin besar harga kondensat dan kapasitas produksi maka IRR meningkat karena penerimaan pun meningkat. Nilai IRR tidak terlalu sensitif terhadap perubahan harga gas, terlihat dari kemiringan grafik yang sangat landai. Semakin besar harga gas maka IRR semakin kecil.

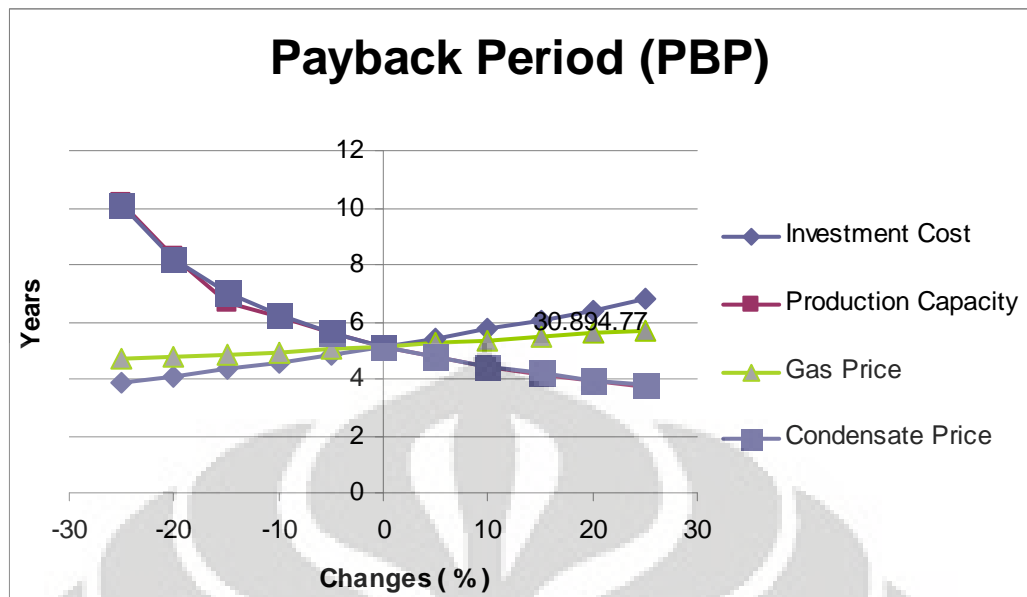


**Gambar 4. 13 Sensitivitas terhadap IRR**

#### **Pengaruh terhadap Payback Period**

Dari grafik terlihat bahwa Payback Period (PBP) sangat sensitif terhadap perubahan harga kondensat dan kapasitas produksi, dimana semakin besar harga kondensat dan kapasitas produksi maka PBP akan semakin cepat karena meningkatnya penerimaan. Untuk perubahan nilai investasi dan harga gas, PBP tidak terlalu terpengaruh. Semakin besar nilai ketiga faktor tersebut maka PBP akan lebih lama.





**Gambar 4. 14 Sensitivitas terhadap Payback Period**

Telah dilakukan juga analisis ekonomi ketika keadaan terburuk (*worst case*), pada saat terjadi kenaikan nilai investasi sebesar 25%, harga kondensat turun 25% dan harga gas naik 25%. Kenaikan investasi menyebabkan kenaikan NPV sebesar 12,7%, kenaikan IRR sebesar 23,5%, dan kenaikan PBP sebesar 21,3%. Berikut nilai parameter ekonomi ketika terjadi kenaikan nilai investasi sebesar 25%.

**Tabel 4. 23 Parameter Ekonomi Worst Case**

NPV ( $10^6$ US\$)	-0,589
IRR (%)	-32
PBP (tahun)	> 10 tahun

Dilihat dari parameter ekonomi pada keadaan worst case, proyek ini sudah tidak layak lagi untuk dibangun dengan nilai NPV dan IRR yang negatif dan periode pengembalian yang lebih dari 10 tahun.

## BAB V

### KESIMPULAN

Dari evaluasi teknis dan ekonomis yang telah dihasilkan maka didapatkan kesimpulan:

1. Produk kondensat dengan laju alir 92,24 barrel/hari dengan RVP 18,6, dengan komposisi :

**Tabel 5. 1 Komposisi Produk Kondensat**

Komposisi	(%-mol)
✚ Nitrogen	0
✚ CO2	0
✚ Methane	0
✚ Ethane	0
✚ Propane	0
✚ i-Butane	0,0475
✚ n-Butane	1,1414
✚ i-Pentane	47,1989
✚ n-Pentane	34,3893
✚ Hexane	17,2229
✚ H2O	0
✚ E Glycol	0

2. Setelah pengambilan kondensat, jumlah gas yang dapat dijual berjumlah 9,391 MMSFCD dengan GHV sesesar 1303,2 Btu/scf.
3. Temperatur optimum pendinginan pada LTS adalah  $-10^{\circ}\text{F}$ .
4. Perhitungan ekonomi menunjukkan total investasi dari proyek ini adalah US\$2.633.662 dengan biaya operasional per tahun sebesar U\$488.731. Dengan nilai PW 10% maka dihasilkan NPV U\$2.029.330, IRR 27,24% dan periode pengembalian 5 tahun 2 bulan.
5. Hasil tinjauan ekonomi :
  - ✚ Jika mengacu pada parameter ekonomi maka hasil ini memenuhi kelayakan proyek dimana NPV bernilai positif, IRR lebih dari 10% dan periode pengembalian selama 5 tahun 2 bulan.

- ✚ Jika mengacu pada parameter yang ditetapkan oleh PT. Pertamina EP, dimana suatu proyek baru dikatakan layak jika periode pengembalian berkisar 1 tahun, maka proyek ini tidak memenuhi kelayakan.



## DAFTAR PUSTAKA

Arnold, Ken dan Maurice Stewart. (1998). *Surface Production Operation : Design of Gas-Handling Systems and Facilities Volume 1*. Gulf Professional Publishing.

Arnold, Ken dan Maurice Stewart. (1998). *Surface Production Operation : Design of Gas-Handling Systems and Facilities Volume 2*. Gulf Professional Publishing.

Barron, Randall. (1966). *Cryogenic System*. McGraw Hill Book Company.

Campbell, John M. (1988). *Gas Conditioning and Processing*. USA : Campbell Petroleum Series.

Cengel, Yunus A. dan Michael A. Boles. (1994). *Thermodynamics an Engineering Approach*. USA : McGraw-Hill, Inc.

<http://www.bps.go.id/sector/minning/tables.shtml>. *Petroleum and Natural Gas Production 1996- 2005*. Diakses 1 Mei 2008.

[http://www.naturalgas.org/naturalgas/processing\\_ng.asp](http://www.naturalgas.org/naturalgas/processing_ng.asp). *Processing Natural Gas*. Diakses 1 April 2008.

[http://www.beritaiptek.com/zberita-beritaiptek-2006-08-23-Perkembangan-Terkini-Teknologi-Refrigerasi%20or%20Pengkondisian-Udara-\(3\).shtml](http://www.beritaiptek.com/zberita-beritaiptek-2006-08-23-Perkembangan-Terkini-Teknologi-Refrigerasi%20or%20Pengkondisian-Udara-(3).shtml)  
Perkembangan Terkini Teknologi Refrigerasi/Pengkondisian Udara (3). Diakses 1 April 2008.

<http://www.remco.com/an6.htm>. *Glycol Coolant and Antifreeze Recycling Systems*. Diakses 15 Juni 2008.

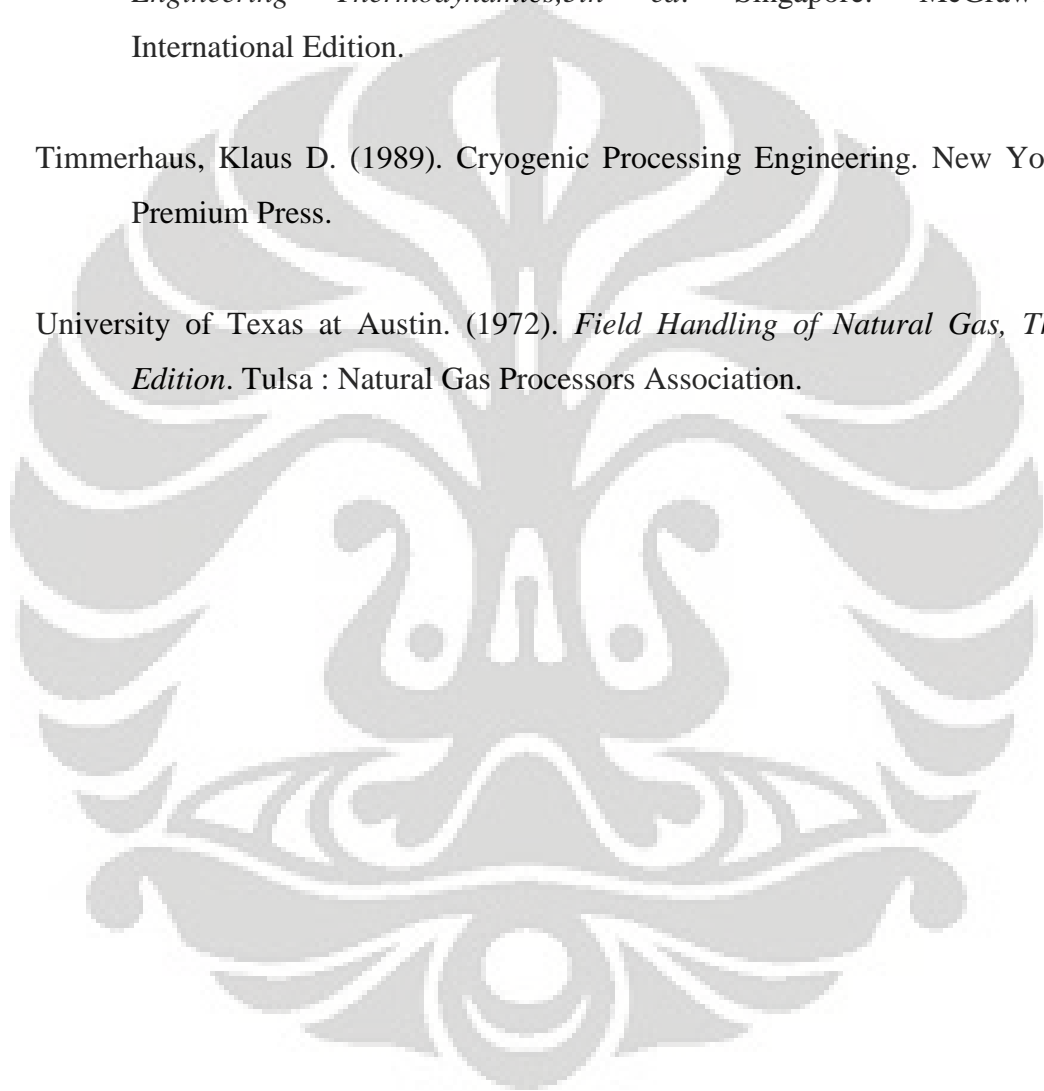
*Indonesia Energy Outlook and Statistics 2006.* (2006). Jakarta : Pengkajian Energi Universitas Indonesia.

Seider, D. (2004). *Product and Process Design Principles.*

Smith, J.M., H.C. Van Ness, M.M. (1996). Abbott. *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics, 5th ed.* Singapore: McGraw-Hill International Edition.

Timmerhaus, Klaus D. (1989). *Cryogenic Processing Engineering.* New York : Premium Press.

University of Texas at Austin. (1972). *Field Handling of Natural Gas, Third Edition.* Tulsa : Natural Gas Processors Association.



## LAMPIRAN

Diagram alir proses dan kondisi operasi.





Stream	1	3	2	4	5	6	7	20	8	9	10
Vapor Fraction	1	1	1	1	1	1	1	0	0.99958	0.98322	0.93045
Temperature (F)	96.08	96.08	4545.4	4797.1	97.88	97.88	97.879	86	97.4	26.442	-10
Pressure (psia)	195.8	195.8	192.02	192.02	192.02	192.02	192.02	198.8	192.02	189.02	186.02
Mass Flow (kg/hr)	7205	3595.2	2.1546	0.92608	7207.2	3596.1	10803	14.175	10817	10871	10817
Heat Flow (MMBtu/hr)	-25.862	-13.072	-1.05E-02	-3.37E-03	-25.873	-13.075	-38.948	-1.17E-01	-3.91E+01	-4.00E+01	-4.09E+01

Stream	11	12	14	15	16	17	18	12	22	23	19
Vapor Fraction	0	1	0	0	0	1	0	1	1	1	1
Temperature (F)	-10	-10	278	110	110.58	110.58	110.58	142.3	87.4	92.117	-20
Pressure (psia)	186.02	186.02	180	177	20	20	23	177	183	177	24.414
Mass Flow (kg/hr)	16629.6	9170.9	350.99	350.99	350.99	0	350.99	1279	9171	10450	2118.1
Heat Flow (MMBtu/hr)	-4.3723	-36.33	-0.70846	-0.79195	-0.79195	0	-0.79195	-47700	-35.36	-38.276	-4.9122

Stream	20	24	25	32	26	27	28	29	30	31	33
Vapor Fraction	0	1	1	1	1	1	0	1	0	0.30457	0
Temperature (F)	-20	-20.076	92.272	55.217	81.116	165.24	122.01	122.01	122.01	55.221	55.221
Pressure (psia)	25.414	24.414	100	100	100	252.5	249.5	249.5	249.5	100	100
Mass Flow (kg/hr)	2118.1	2826.1	2826.1	1237.7	4063.8	4063.8	4063.8	0	4063.8	4063.8	2826.1
Heat Flow (MMBtu/hr)	-5.7384	-6.5545	-6.3205	-2.8119	-9.1324	-8.8947	-10.192	0	-10.192	-10.192	-7.3806

Stream	34	35	13	36	38	37	39	40	41	42	43	44
Vapor Fraction	0.25054	0.9999	0	0	1	0	1	0	0	0	0	0
Temperature (F)	-19.996	-19.997	-10	138.9	138.9	138.9	231.03	260	257.8	79.772	79.94	86
Pressure (psia)	25.414	25.414	186.02	181.02	181.02	181.02	14	14.5	14.5	9.5	198.8	198.8
Mass Flow (kg/hr)	2826.1	708.04	16.912	16.912	0	16.912	2.9246	13.987	14.175	14.175	14.175	14.175
Heat Flow (MMBtu/hr)	-7.3806	-1.6423	-0.16056	-0.15661	0	-0.15661	-3.55E-02	-0.11199	-0.11363	-0.11785	-0.11756	-0.11744



