



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN DAN ESTIMASI BIAYA  
UNIT PEMISAHAN GAS ASAM  
DENGAN KANDUNGAN CO<sub>2</sub> DAN H<sub>2</sub>S TINGGI**

**SKRIPSI**

**IQLIMA FUQOHA**

**0806316064**

**FAKULTAS TEKNIK  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 2012**



**UNIVERSITAS INDONESIA**

**PERANCANGAN DAN ESTIMASI BIAYA  
UNIT PEMISAHAN GAS ASAM  
DENGAN KANDUNGAN CO<sub>2</sub> DAN H<sub>2</sub>S TINGGI**

**SKRIPSI**

**IQLIMA FUQOHA**

**0806316064**

**Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Sarjana Teknik**

**FAKULTAS TEKNIK  
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA  
DEPOK  
JULI 2012**

**Universitas Indonesia**

## HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Iqlima Fuqoha

NPM : 0806316064

Tanda Tangan :



Tanggal : 10 Juli 2012

**HALAMAN PENGESAHAN**


Skripsi ini diajukan oleh:

Nama : Iqlima Fuqoha  
NPM : 0806316064  
Program Studi : Teknik Kimia/FTUI  
Judul Skripsi : **Perancangan dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam dengan Kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S Tinggi**

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

**DEWAN PENGUJI**

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

Penguji : Dianursanti, ST., MT. (  )

Penguji : Ir.Abdul Wahid, MT. (  )

Penguji : Ir.Dijan Supramono, MSc. (  )

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 4 Juli 2012

**Universitas Indonesia**

## KATA PENGANTAR

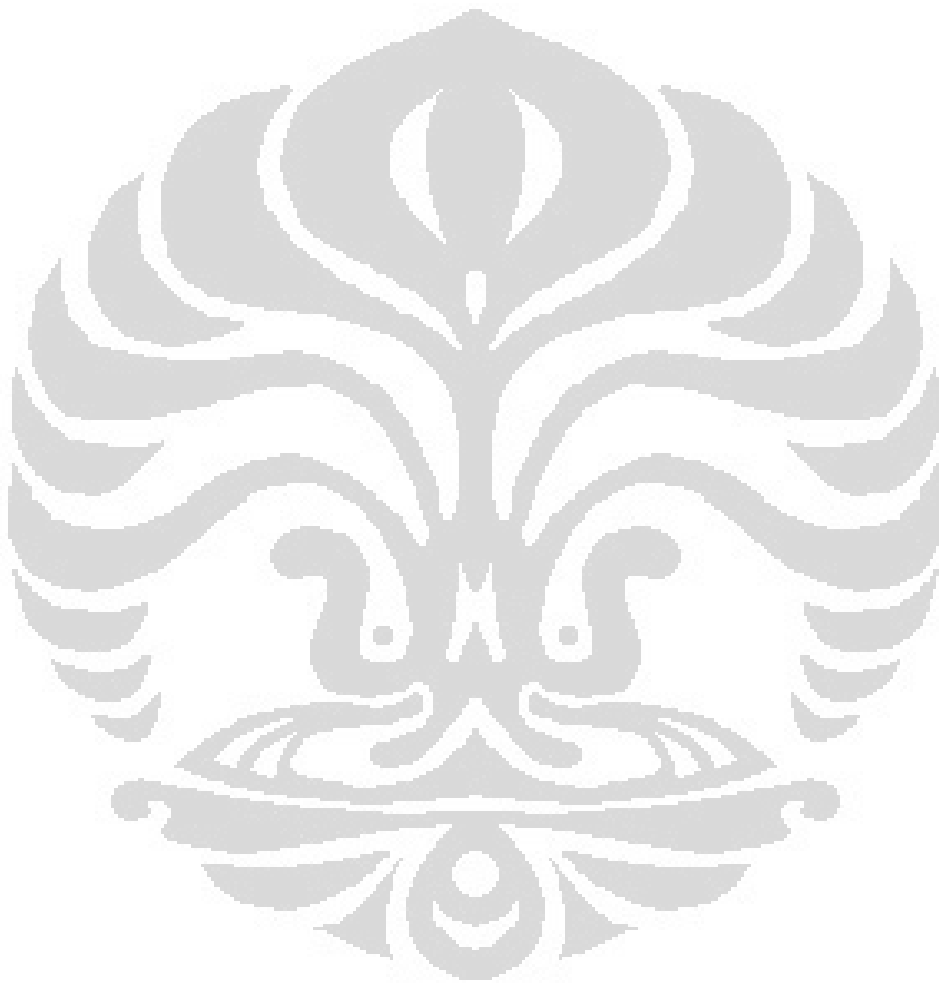
Segala puji syukur penulis panjatkan kehadirat Allah Subhanahu wa Ta'ala atas limpahan rahmat dan petunjuk-Nya sehingga makalah skripsi dapat selesai dengan baik dan tepat waktu. Shalawat berangkaikan salam tak lupa penulis hadiahkan kepada Rasulullah SAW yang selalu menjadi suri tauladan bagi hidup penulis. Penulisan makalah skripsi dengan judul "**Perancangan dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam dengan Kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S Tinggi**" dilakukan dalam rangka memenuhi sebagian persyaratan akademis untuk dapat lulus mata kuliah spesial skripsi serta untuk dapat memperoleh gelar Sarjana Teknik. Penulisan makalah skripsi ini tak lepas dari bantuan beberapa pihak, dalam kesempatan ini penulis ingin mengucapkan terima kasih kepada:

1. Bapak Dr. Ir. Asep Handaya Saputra, M.Eng. sebagai pembimbing skripsi yang telah membimbing dan mengarahkan penulis dalam menyusun skripsi ini;
2. Bapak Prof. Dr. Ir. Widodo W. Purwanto, DEA selaku Ketua Departemen Teknik Kimia FTUI;
3. Bapak Prof. Dr. Ir. Setijo Bismo, DEA, selaku pembimbing akademis;
4. Kedua orang tua serta keluarga besar saya yang selalu mendukung;
5. Kahfi M, Sungging H, Guntur Eko P selaku rekan penelitian satu bimbingan serta selaku rekan perancangan seperjuangan;
6. Rahma Muthia, M Habiburrohman, Antonius Chrisnandy, dan teman-teman lainnya yang telah bersedia meluangkan waktunya untuk menjadi tutor perancangan pabrik bagi penulis;
7. Sahabat terbaik dan seluruh teman-teman penulis, Siti Tias, Ury, Fida, Felisa, dan khususnya Teknik Kimia angkatan 2008 : Maria, Kanya, Ramaniya, Gina, Farah, Agustina R, Desy Christanti, Ade Sri R, Ibnu Syafiq, Ivan Mery, Illyin A B, dan teman lainnya yang selalu memberikan dukungan moril ;

Akhir kata penulis mengharapkan agar makalah skripsi ini bermanfaat dalam pengembangan ilmu pengetahuan.

Depok, 10 Juli 2012

**Penulis**



**HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI  
TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS**

---

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

Nama : Iqlima Fuqoha  
NPM : 0806316064  
Program Studi : Teknik Kimia  
Departemen : Teknik Kimia  
Fakultas : Teknik  
Jenis Karya : Skripsi

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

**Perancangan dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam  
dengan Kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S tinggi**

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

Demikian pernyataan ini saya buat dengan sebenarnya.

Dibuat di : Depok

Pada tanggal : 10 Juli 2012

Yang menyatakan



(Iqlima Fuqoha)

**Universitas Indonesia**

## ABSTRAK

Nama : Iqlima Fuqoha  
Program studi : Teknik Kimia  
Judul Program: Perancangan dan Estimasi Biaya Unit Pemisahan Gas Asam dengan Kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S tinggi

Gas asam berupa CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dalam gas alam merupakan zat pengotor yang harus dipisahkan hingga spesifikasi tertentu sebelum masuk ke pipa transmisi. Teknologi *Amine Guard FS* mampu memisahkan gas alam pada laju alir 165 MMSCFD dengan kandungan CO<sub>2</sub> 33% mol dan H<sub>2</sub>S 12000 ppm hingga kandungan pada produk 0.67%mol CO<sub>2</sub> dan 3.6 ppm H<sub>2</sub>S. Produk *sweet gas* yang dihasilkan sebanyak 93.12 MMSCFD dengan kandungan air 5.3lbmole/MMscf. Estimasi total *Capital Expenditure* (CAPEX) hampir mencapai Rp562 milyar dan total *Operating Expenditure* (OPEX) sebesar Rp351 milyar per tahun.

Kata kunci :

Gas Alam, Gas Asam, *Sales Gas*, *Amine Treating*

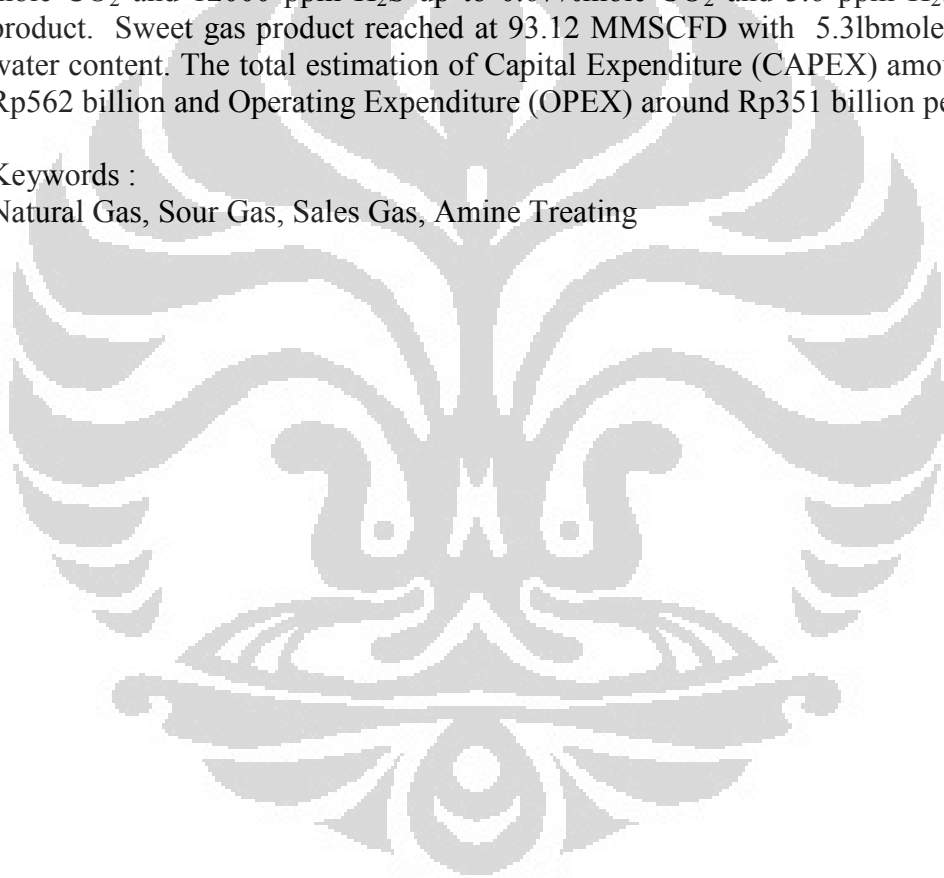


**ABSTRACT**

Name : Iqlima Fuqoha  
Study Program: Chemical Engineering  
Title : Process Design and Cost Estimation of Acid Gas Removal Unit  
with High Content of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S

Acid gas contains significant amounts of CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S in natural gas is usually considered as a contaminant that must be separated to a certain specification before entering into transmission pipeline. Amine Guard FS technology is able to separate natural gas at the flow rate of 165 MMSCFD with a content of 33% mole CO<sub>2</sub> and 12000 ppm H<sub>2</sub>S up to 0.67% mole CO<sub>2</sub> and 3.6 ppm H<sub>2</sub>S at the product. Sweet gas product reached at 93.12 MMSCFD with 5.3lbmole/MMscf water content. The total estimation of Capital Expenditure (CAPEX) amounted to Rp562 billion and Operating Expenditure (OPEX) around Rp351 billion per year.

Keywords :  
Natural Gas, Sour Gas, Sales Gas, Amine Treating

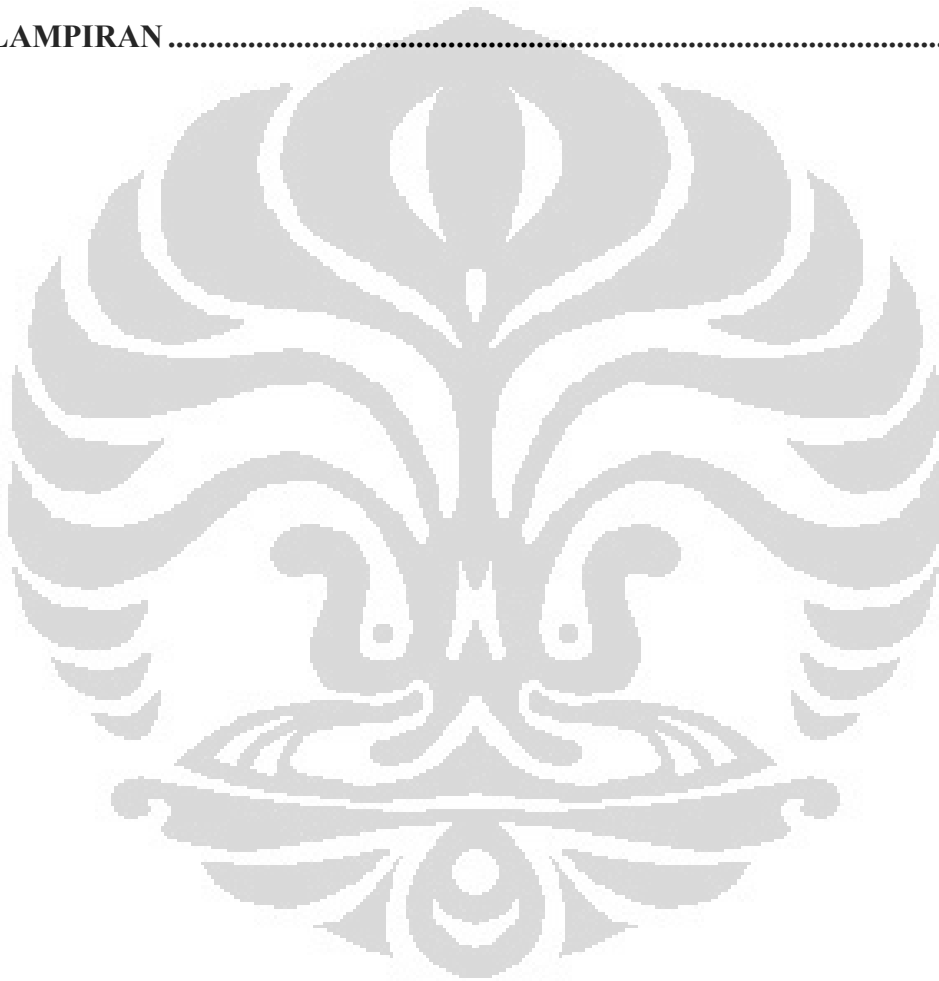


## DAFTAR ISI

<b>HALAMAN SAMPUL .....</b>	<b>i</b>
<b>HALAMAN JUDUL.....</b>	<b>ii</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS.....</b>	<b>iii</b>
<b>HALAMAN PENGESAHAN .....</b>	<b>iv</b>
<b>KATA PENGANTAR .....</b>	<b>v</b>
<b>HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI.....</b>	<b>vii</b>
<b>ABSTRAK.....</b>	<b>viii</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>ix</b>
<b>DAFTAR ISI .....</b>	<b>x</b>
<b>DAFTAR GAMBAR .....</b>	<b>xiii</b>
<b>DAFTAR TABEL.....</b>	<b>xiv</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>	<b>xvi</b>
<b>DAFTAR ISTILAH.....</b>	<b>xvii</b>
<b>DAFTAR NOTASI.....</b>	<b>xix</b>
<b>BAB 1 PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Masalah.....	2
1.3 Tujuan Perancangan.....	3
1.4 Batasan Masalah .....	3
1.5 Sistematika Penulisan .....	3
<b>BAB 2 TINJAUAN PUSTAKA.....</b>	<b>5</b>
2.1 Gas Alam .....	5
2.1.1 Karakteristik Gas Alam.....	6
2.1.2 Spesifikasi Sales Gas .....	7
2.2 Spesifikasi Gas Umpan.....	8
2.3 Teknologi Proses Pemisahan Gas Asam.....	8
2.3.1 Proses Absorpsi.....	9
2.3.2 Proses Adsorpsi.....	31
2.3.3 Proses Membran.....	33

2.3.4 Proses Kriogenik .....	35
2.4 Teori Ekonomi Capital Expenditure (CAPEX) dan Operating Expenditure (OPEX) .....	35
2.4.1 Capital Expenditure (CAPEX) .....	35
2.4.2 Operating Expenditure (OPEX) .....	37
2.5 Software Simulasi Proses .....	40
<b>BAB 3 METODE PERANCANGAN.....</b>	<b>41</b>
3.1 Pengumpulan Data dan Studi Literatur.....	41
3.2 Pemilihan Proses Dasar Teknologi <i>Acid Gas Removal</i> .....	41
3.3 Simulasi dan Optimasi Proses Acid Gas Removal .....	42
3.4 Penentuan Dimensi dan Kapasitas Peralatan.....	42
3.5 Perhitungan Estimasi Biaya Pembangunan Acid Gas Removal Unit.....	42
<b>BAB 4 HASIL &amp; PEMBAHASAN.....</b>	<b>44</b>
4.1. Pemilihan Proses Dasar .....	44
4.2 Kondisi Gas Umpan.....	48
4.2.1 Karakteristik Umum Gas Umpan.....	48
4.3 Simulasi dan Optimasi .....	50
4.3.1 Standar Kondisi Operasi Alat .....	50
4.3.2 Optimasi Proses .....	51
4.4 Penjelasan Proses.....	54
4.4.1 Sub-Proses Separasi Gas.....	60
4.4.2 Sub Proses Dew Point Control.....	60
4.4.3 Sub-Proses Acid Gas Removal (AGRU) .....	61
4.4.4 Utilitas.....	67
4.5 Produk.....	68
4.6 Neraca Massa dan Energi .....	69
4.6.1 Neraca Massa Keseluruhan.....	69
4.6.2 Neraca Energi Keseluruhan.....	70
4.7 Spesifikasi Peralatan Proses .....	72
4.6.1 Proses Pre-Treatment.....	72
4.6.2 Proses Acid Gas Removal.....	74
4.6.3 Utilitas .....	79

	xii
4. 7 Perhitungan CAPEX dan OPEX.....	81
4.7.1 Cost Index .....	82
4.7.2 Capital Expenditure.....	83
4.7.3 Operating Expenditure .....	89
4.8 Benchmarking.....	95
<b>BAB 5 KESIMPULAN.....</b>	<b>97</b>
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>	<b>99</b>
<b>LAMPIRAN .....</b>	<b>101</b>



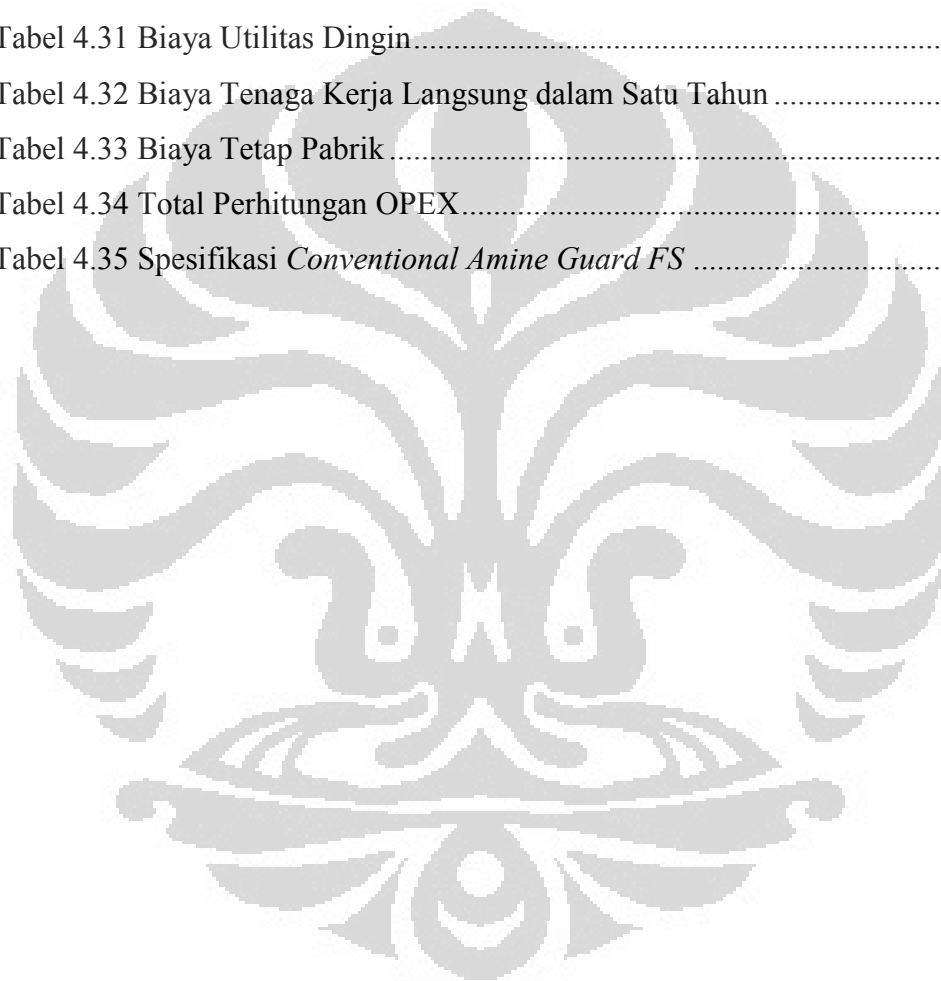
## DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Teknologi <i>Acid Gas Removal</i> .....	8
Gambar 2.2 Skema Kolom Absorpsi.....	9
Gambar 2.3 Skema Sistem <i>Absorber-Stripper</i> .....	12
Gambar 2.4 Skema Sistem <i>Absorber-Re-boiled Stripper</i> .....	13
Gambar 2.5 Skema Sistem <i>Absorber-Distillation</i> .....	13
Gambar 2.6 <i>Purisol Process</i> .....	18
Gambar 2.7 <i>Rectisol Process</i> .....	19
Gambar 2.8 <i>Selexol Process</i> .....	20
Gambar 2.9 <i>Amine Guard FS Process</i> .....	21
Gambar 2.10 <i>Benfield Process</i> .....	28
Gambar 2.11 <i>Sulfinol Process</i> .....	31
Gambar 2.12 <i>Molecular Gate Process</i> .....	32
Gambar 2.13 <i>Iron Sponge Process</i> .....	32
Gambar 2.14 <i>Separex Membrane System</i> .....	34
Gambar 2.15 <i>NATCO Cynara Membrane Technology</i> .....	34
Gambar 3.1 Diagram Alir Metode Perancangan.....	43
Gambar 4.1 Skema Proses Keseluruhan.....	54
Gambar 4.2 <i>Block Flow Diagram</i> Keseluruhan Proses.....	55
Gambar 4.3 <i>Block Flow Diagram</i> Proses <i>Pre-Treatment</i> .....	56
Gambar 4.4 <i>Proces Flow Diagram</i> <i>Pre-Treatment</i> .....	57
Gambar 4.5 <i>Proces Flow Diagram</i> <i>Acid Gas Removal</i> .....	58
Gambar 4.6 <i>Process Flow Diagram</i> Unit Utilitas Refrijerasi Propana.....	59
Gambar 4.7 Kettle Type Reboiler.....	66
Gambar 4.8 Neraca Massa <i>Pre-Treatment</i> .....	69
Gambar 4.9 Neraca Massa <i>Acid Gas Removal Unit</i> .....	69
Gambar 4.10 Neraca Energi <i>Pre-Treatment</i> .....	71
Gambar 4.11 Neraca Energi <i>Acid Gas Removal Unit</i> .....	71
Gambar 4.12 Grafik Estimasi CEPCI.....	82
Gambar 4.13 <i>Total Capital Investment Breakdown</i> .....	89
Gambar 4.14 <i>Total Operational Cost Breakdown</i> .....	95

## DAFTAR TABEL

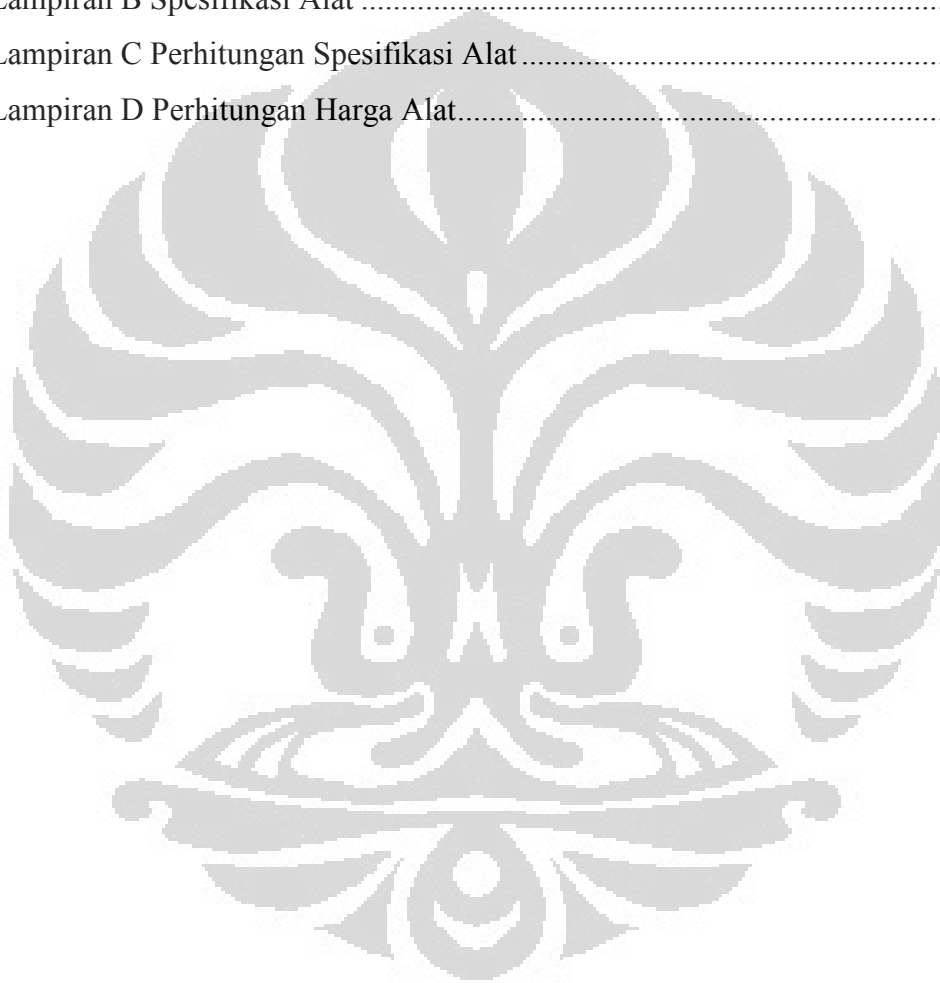
Tabel 2. 1 Komposisi Gas Alam Secara Umum.....	7
Tabel 2. 2 Spesifikasi <i>Sales Gas</i> .....	7
Tabel 2.3 Karakteristik Gas Umpan Lapangan Gas Alam “Z” .....	8
Tabel 2.4 Teknologi Absorpsi .....	14
Tabel 2.5 Perbandingan Jenis Pelarut Amina.....	24
Tabel 4.1 Kelebihan dan Kekurangan Teknologi <i>Acid Gas Removal</i> .....	45
Tabel 4.2 (Lanjutan) Kelebihan dan Kekurangan Teknologi <i>Acid Gas Removal</i> .....	46
Tabel 4.3 Hasil Skoring Tiga Alternatif Proses.....	48
Tabel 4.4 Spesifikasi Gas Umpan .....	49
Tabel 4.5 Perbandingan Kondisi Operasi Proses .....	53
Tabel 4.6 Spesifikasi Produk AGRU.....	68
Tabel 4.7 Spesifikasi Separator Tiga Fasa .....	72
Tabel 4.8 Spesifikasi Heat Exchanger.....	73
Tabel 4.9 Spesifikasi Kolom Absorber .....	74
Tabel 4.10 Spesifikasi Kolom Stripper .....	75
Tabel 4.11 Spesifikasi Lean-Rich Exchanger .....	76
Tabel 4.12 Spesifikasi Amine Cooler.....	76
Tabel 4.13 Spesifikasi Pompa .....	77
Tabel 4.14 Spesifikasi Air Cooler .....	77
Tabel 4.15 Spesifikasi Separator .....	78
Tabel 4.16 Spesifikasi Tanki Make Up MEA .....	78
Tabel 4.17 Spesifikasi Tanki Make Up Air.....	79
Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Unit Pemisahan Gas Asam.....	79
Tabel 4.19 Kebutuhan Air Unit Pemisahan Gas Asam .....	79
Tabel 4.20 Spesifikasi Kompresor Unit Refrijerasi Propana .....	80
Tabel 4.21 Spesifikasi Air Cooler Unit Refrijerasi Propana .....	80
Tabel 4.22 Spesifikasi Separator Unit Refrijerasi Propana.....	81
Tabel 4.23 Nilai CEPCI Hingga Tahun 2025.....	82
Tabel 4.24 Harga Seluruh Peralatan Unit Proses Pemisahan Gas Asam .....	84

Tabel 4.25 (Lanjutan) Harga Seluruh Peralatan Unit Proses Pemisahan Gas Asam .....	85
Tabel 4.26 Biaya Utilitas Start-up .....	87
Tabel 4.27 Biaya Bahan Baku Awal .....	88
Tabel 4.28 Total Perhitungan CAPEX .....	88
Tabel 4.29 Harga Bahan Baku .....	90
Tabel 4.30 Biaya Utilitas Listrik .....	90
Tabel 4.31 Biaya Utilitas Dingin .....	91
Tabel 4.32 Biaya Tenaga Kerja Langsung dalam Satu Tahun .....	93
Tabel 4.33 Biaya Tetap Pabrik .....	94
Tabel 4.34 Total Perhitungan OPEX .....	94
Tabel 4.35 Spesifikasi <i>Conventional Amine Guard FS</i> .....	95



**DAFTAR LAMPIRAN**

Lampiran A Kondisi Operasi Proses .....	101
Lampiran A1 Kondisi Operasi Proses <i>Pre-Treatment</i> .....	101
Lampiran A2 Kondisi Operasi Proses <i>Acid Gas Removal</i> .....	102
Lampiran A3 (lanjutan) Kondisi Operasi Proses <i>Acid Gas Removal</i> .....	103
Lampiran B Spesifikasi Alat .....	104
Lampiran C Perhitungan Spesifikasi Alat.....	108
Lampiran D Perhitungan Harga Alat.....	113

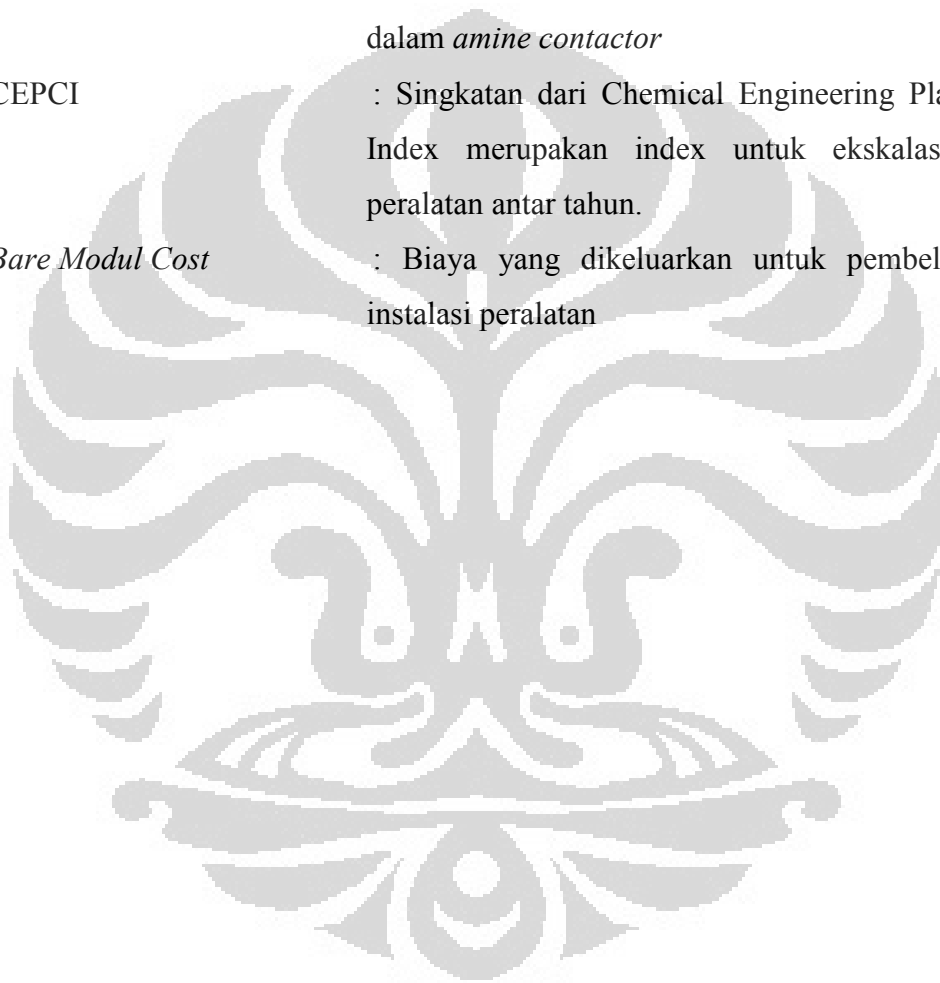




## DAFTAR ISTILAH

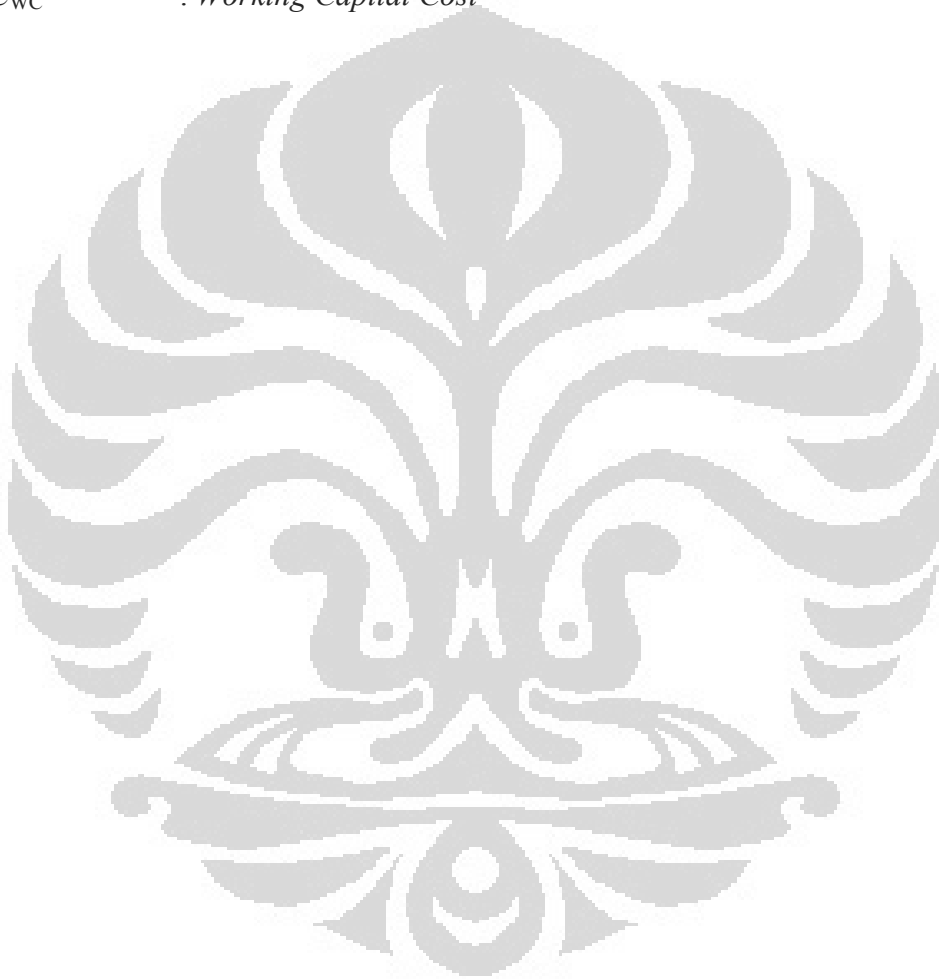
<i>Gas Sweetening</i>	: Proses pemisahan gas asam gas asam (CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S) dalam aliran gas alam.
<i>Acid Gas Removal Unit</i>	: Unit proses <i>gas sweetening</i> , disingkat menjadi AGRU selanjutnya
<i>Sweet Gas</i>	: Gas keluaran AGRU yang telah bersih dari gas asam
<i>Acid Gas</i>	: Gas asam yang dipisahkan dari AGRU
<i>Pre-Treatment</i>	: Unit yang terdapat sebelum AGRU. Terdiri atas sub-proses <i>Inlet Separation</i> dan <i>Dew Point Control</i>
<i>Inlet Separation</i>	: Sub-proses pemisahan gas umpan menjadi fasa gas kering ( <i>dry gas</i> ), liquid (kondensat), dan air
<i>Dew Point Control</i>	: Sub-proses dimana ketika suhu diturunkan sebelum masuk ke AGRU, fasa gas umpan tetap terjaga dalam fasa <i>dry gas</i> .
<i>Capital Expenditure</i>	: Biaya kapital untuk pembangunan unit <i>Pre-Treatment</i> serta AGRU.
<i>Operating Expenditure</i>	: Biaya Operasional saat berjalannya unit.
<i>HYSYS</i>	: Software yang digunakan untuk simulasi dan optimasi
<i>Amine System</i>	: Proses untuk mengabsorpsi gas asam yang terdapat pada aliran gas alam dengan menggunakan pelarut amina
<i>3-Phase Separator</i>	: Alat untuk pemisahan fluida menjadi 3 fasa : gas, cairan fraksi berat, dan cairan fraksi ringan
<i>Heat Exchanger</i>	: Alat untuk menukarkan panas antara fluida panas dengan dingin.
<i>Amine Contactor</i>	: Alat berupa kolom absorber untuk mengabsorpsi gas asam dengan mengontakkan gas umpan dan larutan amina.

- Amine Regenerator* : Alat berupa kolom *stripping* yang bekerja dengan prinsip distilasi untuk meregenerasi larutan amina sehingga gas asam akan terpisahkan dari larutan amina keluaran *amine contactor*.
- Amine Cooler* : Alat untuk mendinginkan larutan amina hingga temperatur operasi *amine contactor*
- Amine Pump* : Alat pompa untuk mengalirkan larutan amina ke dalam *amine contactor*
- CEPCI : Singkatan dari Chemical Engineering Plant Cost Index merupakan index untuk ekskalasi harga peralatan antar tahun.
- Bare Modul Cost* : Biaya yang dikeluarkan untuk pembelian dan instalasi peralatan



**DAFTAR NOTASI**

$C_{TCI}$	: <i>Total capital investment cost</i>
$C_{TBM}$	: <i>Total Bare Modul Cost</i>
$C_{site}$	: Biaya pengembangan lokasi unit
$C_{building}$	: Biaya pembangunan bangunan
$C_{offsite}$	: Biaya untuk kebutuhan diluar proses seperti utilitas
$C_{WC}$	: <i>Working Capital Cost</i>



# BAB 1

## PENDAHULUAN

### 1.1 Latar Belakang

Tingkat ketergantungan masyarakat dan industri akan BBM dan semakin menurunnya cadangan minyak bumi baik di Indonesia maupun dunia menimbulkan kondisi kelangkaan BBM, yang mengakibatkan harga minyak bumi meroket naik di atas \$100/barrel pada tahun 2011 (Ditjen Migas, 2011). Hal inilah yang mendorong pencarian energi alternatif sebagai pengganti BBM untuk mencegah keberlanjutan krisis tersebut. Salah satu cadangan energi di Indonesia yang dapat digunakan sebagai pengganti minyak bumi adalah gas alam. Gas alam umumnya terdiri atas komposisi hidrokarbon dan beberapa pengotor lainnya termasuk karbondioksida (CO<sub>2</sub>) dan hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S).

Indonesia merupakan penghasil cadangan gas alam terbesar urutan ke-11 di dunia. Berdasarkan data pada bulan Januari 2011, potensi gas alam Indonesia mencapai 153,72 TSCF dimana terdapat 36,08 TSCF potensi gas alam yang sudah diproduksi dan 68,90 TSCF yang belum diproduksi (Buletin BP Migas, 2011). Sejauh ini pemanfaatan gas alam di Indonesia antara lain sebagai bahan bakar Pembangkit Listrik Tenaga Gas/Uap, bahan bakar industri ringan hingga industri berat, serta bahan bakar kendaraan bermotor yang teraplikasi pada Bahan Bakar Gas (BBG).

Lapangan gas alam “Z” memiliki kandungan rata-rata gas asam yang cukup tinggi dengan kadar CO<sub>2</sub> 30 – 35% dan H<sub>2</sub>S dengan kadar 12000 ppm. Kandungan CO<sub>2</sub> berlebih inilah yang akan dipisahkan melalui suatu teknologi pemisahan gas asam dari gas alam (*Gas Sweetening*) atau sering disebut sebagai *CO<sub>2</sub> Removal Unit*.

Beberapa teknologi *CO<sub>2</sub> removal* yang telah dikembangkan di Indonesia antara lain metode absorpsi menggunakan pelarut kimia, yakni larutan amina (Mono Ethanol Amine, Diethanol Amine, Methyl Diethanol Amine, Diglycol Amine, Diisopropanol Amine) dan proses Benfield, absorpsi dengan pelarut fisik (Fluor Flexsorb, Shell Sulfinol, Selexol, Rectisol), metode adsorpsi dengan iron sponge, molecular sieve, dan Zinc Oxide, serta distilasi kriogenik, dan yang sedang banyak dikembangkan akhir-akhir ini adalah menggunakan teknologi membran.

Teknologi *gas sweetening* dengan menggunakan alkanolamine atau *amine* untuk menghilangkan hidrogen sulfida ( $H_2S$ ) dan karbon dioksida ( $CO_2$ ) dari gas alam adalah metode umum yang sudah lama diaplikasikan. Pertama kali larutan amina yang digunakan adalah Triethanolamine (TEA) yang ditemukan dan dipatenkan oleh R.R. Bottoms pada tahun 1930 dan menjadi larutan alkanolamine yang pertama kali dikomersialkan. Sejak tahun 1960 dan 1970 beberapa larutan amina telah digunakan, secara garis besar meliputi 3 jenis pelarut yakni amina primer, sekunder dan tersier. Ketiga pelarut amina tersebut bereaksi langsung dengan  $H_2S$ ,  $CO_2$  dan beberapa COS (*carbonyl sulfide*). Pelarut amina primer terdiri dari Monoethanolamine (MEA) dan Diglycolamine (DGA), pelarut amina sekunder meliputi Diethanolamine (DEA) dan Diisopropanolamine (DIPA), sedangkan pelarut amina tersier adalah Triethanolamine (TEA) dan Methyldiethanolamine (MDEA). Pemilihan jenis absorbent yang akan digunakan bergantung pada tujuan dari proses ini yang untuk mendapatkan aliran gas keluaran sesuai dengan spesifikasi gas jual (*sales gas*). Terdapat beberapa teknologi proses yang disesuaikan dengan pemilihan pelarut amina yang kemudian dibahas deskripsinya pada bab tinjauan pustaka.

## 1.2 Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah dijabarkan pada sub-bab I.1, maka yang menjadi rumusan masalah yaitu

1. Teknologi apakah yang mampu memisahkan kandungan gas asam tinggi dalam aliran gas umpan pada lapangan gas alam “Z”?

2. Apakah unit pemisahan gas asam ini cukup layak dari segi CAPEX jika dibandingkan dengan unit sejenis?

### 1.3 Tujuan Perancangan

Tujuan dari perancangan yakni dapat membuat suatu rancangan unit proses pemisahan gas asam dengan kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S tinggi yang mampu memisahkan hingga spesifikasi gas jual (*sales gas*) yakni kandungan CO<sub>2</sub> kurang dari 5% mol dan H<sub>2</sub>S kurang dari 4 ppm.

### 1.4 Batasan Masalah

Batasan-batasan yang digunakan dalam perancangan ini adalah:

1. Rancangan unit proses ini menggunakan spesifikasi gas umpan lapangan gas alam "Z" dengan kadar CO<sub>2</sub> 30 – 35% dan H<sub>2</sub>S 12000 ppm
2. Desain unit proses ini mencakup proses *pre-treatment* dan proses utama *acid gas removal unit*
3. Perhitungan jumlah produk yang dihasilkan diperoleh dengan menggunakan kapasitas gas mengalir, sedangkan penghitungan ukuran alat menggunakan kapasitas maksimum yakni 165 MMSCFD
4. Perhitungan keekonomian pembangunan *Acid Gas Removal Unit* pada lapangan gas alam "Z" didasarkan pada parameter *Capital Expenditure* (CAPEX) dan *Operational Expenditure* (OPEX).

### 1.5 Sistematika Penulisan

Sistematika penulisan yang digunakan dalam skripsi ini adalah:

BAB I : PENDAHULUAN

Bab ini terdiri atas latar belakang, rumusan masalah, tujuan penelitian, pembatasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB II : TINJAUAN PUSTAKA

Bab ini menjelaskan teori-teori dasar mengenai gas alam, jenis-jenis proses *acid gas removal*, teori perhitungan estimasi biaya pembangunan (CAPEX & OPEX)

**BAB III : METODE PERANCANGAN**

Bab ini terdiri atas metode perancangan meliputi tahap-tahap studi perancangan seperti diagram alir serta prosedur perancangan

**BAB IV : HASIL & PEMBAHASAN**

Bab ini membahas mengenai pelaksanaan studi teknis proses dan studi ekonomi dengan menggunakan teknologi yang telah dipilih. Dalam studi teknis dipilih kondisi operasi optimum untuk mendapatkan hasil yang optimal. Sementara dalam studi ekonomi menggunakan teori perhitungan CAPEX & OPEX

**BAB V : KESIMPULAN**

Bab ini berisi mengenai kesimpulan yang dirangkum dalam hasil perancangan dan estimasi biaya pembangunan *Acid Gas Removal Unit* pada lapangan gas alam “Z”

## **BAB 2**

### **TINJAUAN PUSTAKA**

#### **2.1 Gas Alam**

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 di bumi 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 di bumi 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 dijual 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.

### 2.1.1 Karakteristik Gas Alam

Gas alam atau gas bumi merupakan senyawa hidrokarbon yang mudah terbakar dengan titik didih yang sangat rendah. Komponen utama penyusun gas alam adalah senyawa metana dengan titik didih sekitar 119 K (Perry, 1999). Komponen penyusun lainnya selain metana yakni etana ( $C_2H_6$ ), propana ( $C_3H_8$ ), dan butana ( $C_4H_{10}$ ). Senyawa non-hidrokarbon dalam gas alam antara lain nitrogen, helium, karbondioksida ( $CO_2$ ), hidrogen sulfida ( $H_2S$ ), air, dan sedikit merkuri.

Zat pengotor yang biasa ditemukan pada gas bumi harus dipisahkan dan dibuang karena zat tersebut dapat menghambat proses pengolahan gas alam. Zat pengotor tersebut diantaranya  $H_2S$ ,  $CO_2$ , mercaptan,  $H_2O$ , nitrogen, helium, dan fraksi berat lainnya. Penghilangan zat-zat pengotor tersebut dapat menghilangkan masalah kontaminasi, korosi, dan pembentukan hidrat pada sistem transmisi dan distribusi gas. Hasil pemisahan dari zat pengotor ini dapat memiliki nilai jual tersendiri jika dijual di pasaran. Seperti hasil proses pemisahan gas asam,  $CO_2$  misalnya dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku industri soda serta  $H_2S$  selanjutnya akan memasuki unit *recovery* untuk mendapatkan sulfur yang dapat dimanfaatkan sebagai bahan baku industri pupuk.

Hingga saat ini, gas alam telah digunakan sebagai bahan bakar rumah tangga, yakni sebagai bahan bakar tungku pemanas, pemanas air, kompor masak, dan pengering pakaian. Dalam industri, gas alam dimanfaatkan sebagai bahan bakar *furnace* untuk membakar batubara, keramik, dan memproduksi semen. Sedangkan sebagai bahan bakar alat transportasi yang biasa disebut Bahan Bakar Gas (BBG), telah diaplikasikan pada bus Transjakarta dan beberapa mobil yang didesain khusus untuk menggunakan BBG.

Berikut adalah komposisi gas alam pada umumnya :

**Tabel 2.1.** Komposisi Gas Alam secara umum

<b>Komposisi Gas Alam</b>		
Metana	CH <sub>4</sub>	70-90%
Etana	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	0-20%
Propana	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	
Butana	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	
Karbon Dioksida	CO <sub>2</sub>	0-8%
Oksigen	O <sub>2</sub>	0-0.2%
Nitrogen	N <sub>2</sub>	0-5%
Hidrogen Sulfida	H <sub>2</sub> S	0-5%
Gas lain	A, He, Ne, Xe	<1%

Sumber : Naturalgas.org (2011)

### 2.1.2 Spesifikasi Sales Gas

Hasil pengolahan gas alam berupa gas jual (*sales gas*) pada umumnya memiliki spesifikasi seperti berikut :

**Tabel 2.2.** Spesifikasi *Sales Gas*

<b>Sifat</b>	<b>Persyaratan Umum</b>
Nilai Kalor (Heating Value)	900-1100 Btu/ft <sup>3</sup>
Kandungan CO <sub>2</sub>	5% mol
Kandungan H <sub>2</sub> S	4 ppm
Kandungan uap air	7 lbmol/MMSCF

Sumber : Maddox (1974)

## 2.2 Spesifikasi Gas Umpan

Lapangan gas “Z” memiliki karakteristik gas umpan seperti berikut :

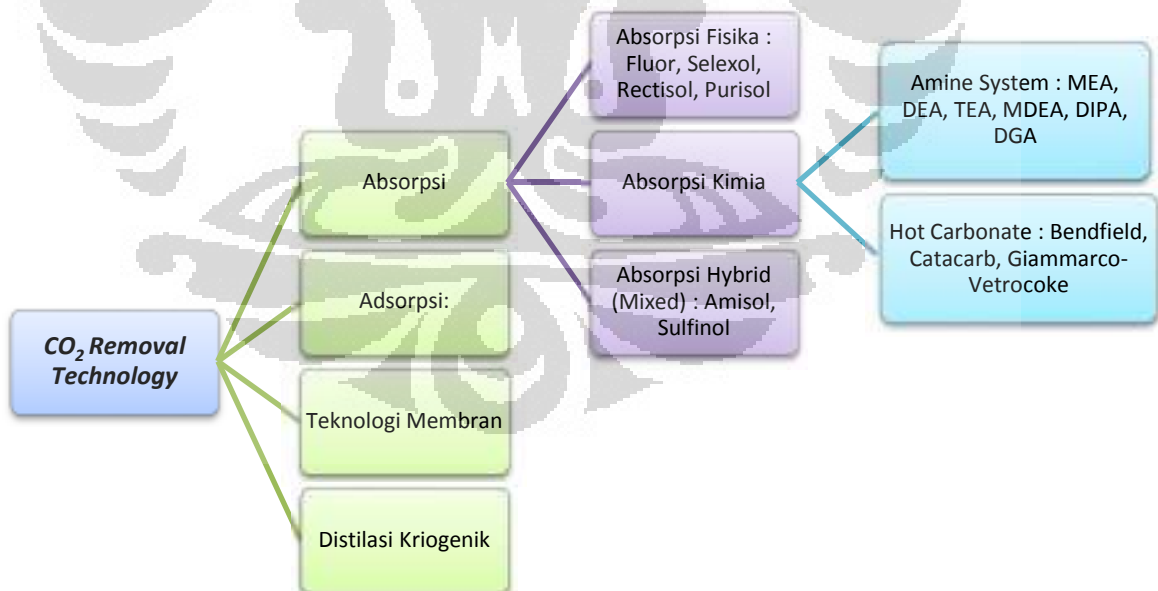
**Tabel 2.3.** Karakteristik Gas Umpan Lapangan Gas Alam “Z”

<b>Molar Flow Rate (MMSCFD)</b>	165
<b>Temperatur (°F)</b>	120
<b>Tekanan (psig)</b>	600
<b>Komposisi :</b>	
<b>CO<sub>2</sub> (% mol)</b>	30 - 35
<b>H<sub>2</sub>S (ppm)</b>	12000

Sumber : Pertamina (2011)

## 2.3 Teknologi Proses Pemisahan Gas Asam

Proses penghilangan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S secara umum dapat digolongkan menjadi proses absorpsi kimia, absorpsi fisika, absorpsi hibrida (fisika-kimia), proses adsorpsi, dan proses pemisahan secara fisika yang terbaru adalah dengan menggunakan teknologi membran. Berikut adalah beberapa teknologi CO<sub>2</sub> removal yang telah diterapkan:



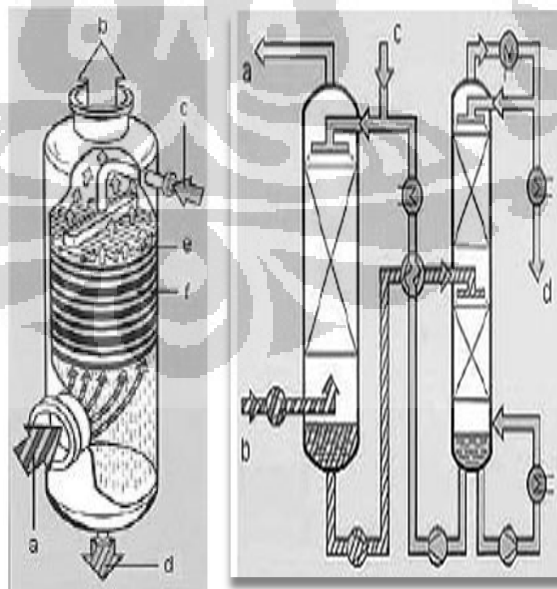
**Gambar 2.1.** Teknologi Acid Gas Removal

### 2.3.1 Proses Absorpsi

Absorpsi adalah proses pemisahan bahan dari suatu campuran gas dengan cara pengikatan bahan tersebut pada permukaan absorben cair yang diikuti dengan pelarutan. Kelarutan gas yang akan diserap dapat disebabkan hanya oleh gaya-gaya fisik (pada absorpsi fisik) atau selain gaya tersebut juga oleh ikatan kimia (pada absorpsi kimia). Komponen gas yang dapat mengadakan ikatan kimia akan dilarutkan lebih dahulu dan juga dengan kecepatan yang lebih tinggi. Karena itu absorpsi kimia lebih unggul dibandingkan absorpsi fisik. Dalam proses absorpsi, peralatan utama yang digunakan adalah kolom absorpsi dan kolom pemurnian kembali absorben.

- Kolom Absorpsi (*Absorption Column*)

Adalah suatu kolom atau vessel tempat terjadinya proses pengabsorpsi (penyerapan/penggumpalan) dari zat yang dilewatkan di kolom/tabung tersebut. Proses ini dilakukan dengan melewatkan zat yang terkontaminasi oleh komponen lain dan zat tersebut dilewatkan ke kolom ini dimana terdapat fase cair dari komponen tersebut. Berikut adalah gambar kolom absorpsi :



Gambar 2.2 Skema Kolom Absorpsi (Waskito, 2010)

Struktur dalam absorber dibagi seperti berikut:

#### **Bagian atas:**

- ▶ Sebagai outlet dari gas yang telah mengalami kontak dengan absorben.
- ▶ inlet dari absorben
- ▶ Spray untuk mengubah gas input menjadi fase cair.

**Bagian tengah:**

- ▶ Packed tower untuk memperluas bidang permukaan sentuh sehingga memudahkan proses absorpsi.
- ▶ Disini terjadi kontak antara absorben dengan fluida yang akan diabsorpsi.

**Bagian bawah:**

- ▶ Input gas sebagai tempat masuknya gas ke dalam reaktor, dan juga sebagai outlet dari absorben untuk kemudian di-regenerasi.

Dari gambar 2.2, prinsip kerja kolom absorpsi yaitu :

1. Kolom absorpsi adalah sebuah kolom, dimana ada zat yang berbeda fase mengalir berlawanan arah (counter current) yang dapat menyebabkan komponen kimia ditransfer dari satu fase cairan ke fase lainnya, terjadi hampir pada setiap reaktor kimia. Proses ini dapat berupa absorpsi gas, distilasi, pelarutan yang terjadi pada semua reaksi kimia.
2. Campuran gas yang merupakan keluaran dari reaktor diumpankan kebawah menara absorber. Didalam absorber terjadi kontak antar dua fasa yaitu fasa gas dan fasa cair mengakibatkan perpindahan massa difusional dalam umpan gas dari bawah menara ke dalam pelarut sprayer yang diumpankan dari bagian atas menara. Peristiwa absorpsi ini terjadi pada sebuah kolom yang berisi packing dengan dua tingkat.
3. Keluaran dari absorber pada tingkat I mengandung larutan dari gas yang dimasukkan tadi.
4. Pada kolom absorpsi ini yang perlu diperhatikan adalah pada dasarnya ini adalah alat dimana diciptakan bidang (permukaan)

kontak antar fasa yang luas. Makin luas permukaan antar fasanya makin baik. Hal ini dapat dilakukan dengan 2 cara yaitu:

a. Penyebaran (dispersi) cairan dalam gas

Pada kolom jenis ini, kontak antara uap dan cairan terjadi disepanjang kolom yang diisi . Cairan yang disebarkan dibagian atas akan menyebar turun membasahi (packing) kolom dalam bentuk lapisan yang tipis.

b. Penyebaran (dispersi) gas dalam cairan

Pada tipe ini, gas disebarkan dalam bentuk gelembung-gelembung halus kedalam cairan. Kolom berupa gelembung yang agak besar, lalu gelembung dipecah-pecah dengan pengadukan.

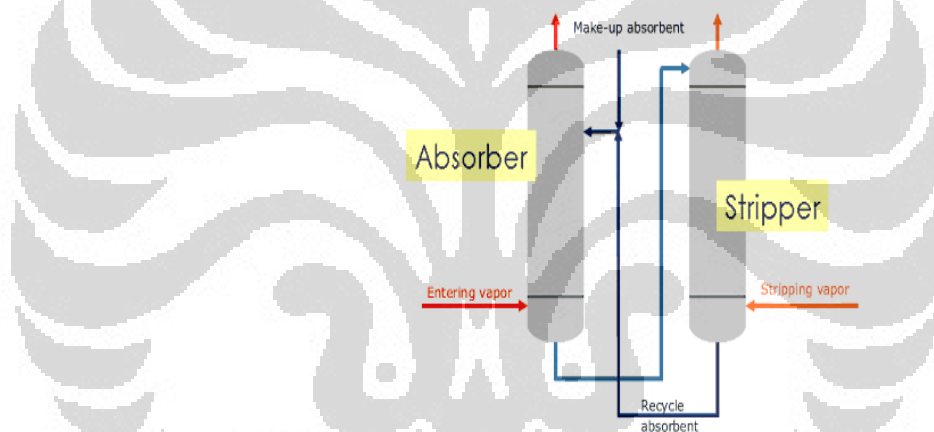
Absorben adalah cairan yang dapat melarutkan bahan yang akan diabsorpsi pada permukaannya, baik secara fisik maupun secara reaksi kimia. Absorben sering juga disebut sebagai cairan pencuci. Persyaratan *absorbent* (pelarut) sebagai berikut :

- ▶Memiliki daya melarutkan bahan yang akan diabsorpsi yang sebesar mungkin (kebutuhan akan cairan lebih sedikit, volume alat lebih kecil).
  - ▶Selektif
  - ▶Memiliki tekanan uap yang rendah
  - ▶Tidak korosif.
  - ▶Mempunyai viskositas yang rendah
  - ▶Stabil secara termis.
  - ▶Murah (economical reason).
- Kolom Pemurnian Kembali Absorben (*Absorbent Regeneration Column*)

*Absorbent regeneration* adalah proses pemurnian kembali absorbent yang telah mengalami kontak dengan fluida, sehingga jenuh dengan impurities (rich/wet absorben) untuk dimurnikan kembali menjadi lean

absorben yang kemudian akan diumpankan kembali ke sistem. Konfigurasi reaktor akan berbeda dan disesuaikan dengan sifat alami dari pelarut yang digunakan. Aspek termodinamika (suhu dekomposisi dari pelarut), volatilitas pelarut, dan aspek sifat kimia/fisika seperti korosivitas, viskositas, toksitas, juga termasuk biaya, semuanya akan diperhitungkan ketika memilih pelarut untuk spesifik sesuai dengan proses yang akan dilakukan. Ketika volatilitas pelarut sangat rendah, contohnya pelarut tidak muncul pada aliran gas, proses untuk meregenerasinya cukup sederhana yakni dengan memanaskannya. Berikut adalah jenis kolom regenerasi absorben :

### 1. *Stripper Column*



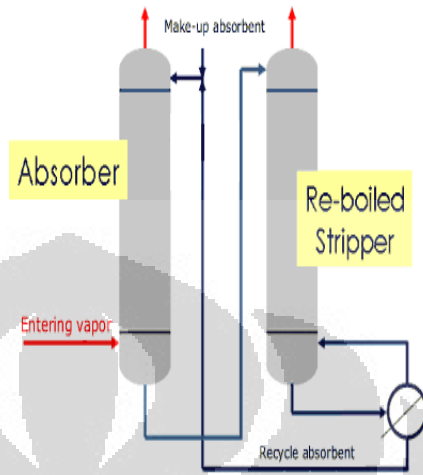
**Gambar 2.3** Skema Sistem *Absorber-Stripper*  
(Waskito, 2010)

Cairan absorber yang akan didaur ulang masuk kedalam kolom pengolahan dari bagian atasnya dan akan dicampur /dikontakan dengan stripping vapor. Gas ini bisa uap atau gas mulia, dengan kondisi termodinamika yang telah disesuaikan.dengan pelarut yang terpolusi. Absorber yang bersih lalu digunakan kembali di absorpsi kolom.

### 2. *Re-boiled Stripper Column*

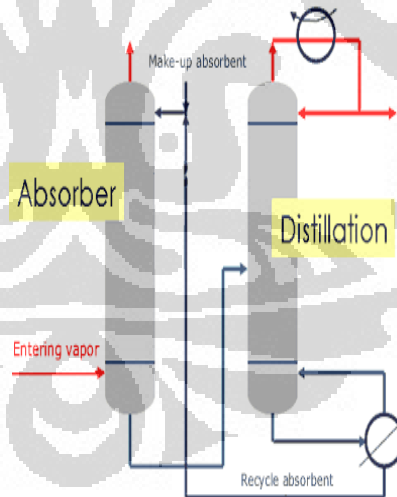
Absorber yang akan didaur ulang masuk ke kolom pemanasan stripping column.The stripping vapor dibuat dari cairan pelarut

itu sendiri. Bagian yang telah didaur ulang lalu digunakan lagi untuk menjadi absorber.



**Gambar 2.4** Skema Sistem *Absorber - Re-boiled Stripper*  
(Waskito, 2010)

### 3. *Distillation Column*



**Gambar 2.5** Skema Sistem *Absorber-Distillation*  
(Waskito, 2010)

Sebuah kolom destilasi juga dapat digunakan untuk mendaur ulang. Absorber yang terpolusi dilewatkan ke dalam destilasi kolom. Dibawahnya, pelarut dikumpulkan dan dikirim kembali ke absorber.



Berikut adalah beberapa jenis proses absorpsi secara umum :

**Tabel 2.4.** Teknologi Absorpsi

No	Jenis Proses	Keterangan
1	Purisol	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menggunakan pelarut N-Methyl Pyrolidane</li> <li>- Selektif pada H<sub>2</sub>S dan mercaptan</li> <li>- Pelarut murah, stabil, nonkorosif, dan mudah didapat</li> <li>- Proses ini digunakan untuk meningkatkan efisiensi IGCC plant. Dikembangkan oleh Lurgi AG. Hingga saat ini, terdapat 7 unit masih dalam tahap pembangunan</li> </ul>
2	Selexol	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Untuk menghilangkan COS+H<sub>2</sub>S untuk IGCC dan CO<sub>2</sub> (85%), H<sub>2</sub>S (25-80%) untuk proses claus</li> <li>- Menghilangkan mercaptan, amonia, dan metal carbonyl</li> <li>- Pelarut fisik yang dibuat dari campuran larutan dimetil eter dan polietilen glikol</li> <li>- Kondisi operasi : Jika P &gt; 300 psia, konsumsi energi lebih sedikit dari proses Amina Kandungan gas asam : 5-60% (volume)</li> <li>- Dikembangkan lebih dari 60 unit oleh perusahaan UOP LCC</li> <li>- Proses mirip dengan rectisol yang menggunakan metanol yang didinginkan.</li> </ul>
3	Rectisol	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Umumnya digunakan metanol pada suhu -40 F untuk menghilangkan COS, H<sub>2</sub>S dan <i>bulk</i> CO<sub>2</sub> serta HCN, NH<sub>3</sub>, BTX, mercaptan</li> <li>- Kondisi operasi : P : 400 – 1000 psia</li> <li>- Produk : H<sub>2</sub>S hingga 0.1 ppm dan CO<sub>2</sub> dalam ppm</li> </ul>

		<ul style="list-style-type: none"> <li>- Metanol diinjeksi agar tidak ada pembentukan icing. Metanol yang terkondensasi akan terpisah dalam kolom pemisah methanol dalam air.</li> <li>- Dibutuhkan konsumsi energi listrik yang lebih besar dibandingkan selexol dan purisol untuk sistem pendinginan walaupun energi lebih rendah pada sistem regenerasi.</li> <li>- Proses ini fleksibel untuk mengatasi pemisahan syn gas dan dikembangkan lebih dari 100 unit oleh perusahaan Lurgi AG.</li> </ul>
4	ADIP	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Menghilangkan COS, H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub></li> <li>- Menggunakan amine sekunder - DIPA, atau tersier-MDEA. Konsentrasi amine yang digunakan lebih besar dari 50% wt</li> <li>- Laju korosi rendah.</li> <li>- Didapat H<sub>2</sub>S 100mbar dengan komposisi 10 ppm dalam fasa cair.</li> <li>- COS dihilangkan hingga 5 ppm.</li> <li>- Terdapat 400 unit untuk LNG, LPG, refinery gas, syn gas dan dikembangkan oleh Shell</li> </ul>
5	ADIP-X	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Produk yang dihasilkan dengan spesifikasi yang sama dengan proses ADIP. Perbedaannya yakni solvent amine tersier (MDEA) ditambah aditif</li> <li>- Produk : CO<sub>2</sub> komp dibawah 50 ppm. H<sub>2</sub>S dibawah 100 mbar</li> <li>- Dikembangkan oleh Shell</li> </ul>
6	AdvAmine	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Produk : H<sub>2</sub>S &lt; 1 ppm</li> </ul>

		<p><math>\text{CO}_2 &lt; 50\text{ppm}</math></p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Menggunakan campuran DEA, MDEA, dan <i>energized</i> MDEA</li> </ul> <p>MDEA : selektif untuk <math>\text{H}_2\text{S}</math></p> <p><i>Energized</i> MDEA : untuk parsial/total flash regenerasi solven</p> <ul style="list-style-type: none"> <li>- Aliran yang digunakan : Split flow untuk meminimasi konsumsi energi dan memaksimalkan penghilangan gas asam.</li> <li>- HiDEA+energizedMDEA memperoleh COS removal lebih dari 95%</li> <li>- Telah dikembangkan 120 unit. Penelitian dilakukan oleh IFP Group Technologies</li> </ul>
7	aMDEA	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Produk : food-grade <math>\text{CO}_2</math></li> <li>- Kandungan pada feed gas :  <math>\text{CO}_2</math> : 0.5-25% vol  <math>\text{H}_2\text{S}</math> : 0-15% vol</li> <li>- Kondisi operasi jika tekanan tinggi tidak bermasalah</li> <li>- Efisiensi tinggi</li> <li>- Laju sirkulasi rendah, maka konsumsi energi rendah</li> <li>- Co-absorpsi hidrokarbon sangat rendah</li> <li>- Kecenderungan foaming yang rendah</li> <li>- Pelarut <i>biodegradable</i> dan tidak beracun</li> <li>- Tidak terjadi korosi</li> <li>- Produk tidak terdegradasi</li> <li>- Terdapat lebih dari 200 unit, 30 dlm desain, digunakan untuk proses syngas treating, NG, Hydrogen stream.</li> <li>- Dikembangkan oleh perusahaan BASF AG</li> </ul>

8	Amine Guard FS	<ul style="list-style-type: none"> <li>- H<sub>2</sub>S dapat dihilangkan hingga spesifikasi sebagai feed pada proses Superior Claus</li> <li>- Dihasilkan produk : <i>purified</i> pipeline dandapat pula digunakan untuk amonia plant</li> <li>- Regenerasi diminimasi dengan pelarut UCARSOL</li> <li>- Pelarut digunakan pada konsentrasi tinggi</li> <li>- Kondisi operasi : P = 1200 psi T = 85-150 F</li> <li>- Kandungan gas asam : 5-35%</li> <li>- Dikembangkan oleh perusahaan UOP LLC dan terdapat 500 unit untuk treating NG, amonia plants, Hydrogen Stream.</li> </ul>
9	Benfield	<ul style="list-style-type: none"> <li>- Spesifikasi produk yang didapat sama dengan proses Amine Guard FS</li> <li>- Di kolom absorber terdapat K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> +benfield aditif</li> <li>- Kondisi operasi : P = 150-1800 psi T = 150-250 F</li> <li>- Kandungan gas asam : 5-35%</li> <li>- Dapat digunakan untuk hidrokarbon berat</li> <li>- Dikembangkan oleh perusahaan UOP LLC lebih dari 700 unit diantaranya 65 treat NG, 200 amonia syngas, 110 Hydrogen plants</li> <li>- Dapat pula digunakan untuk gasifikasi coal</li> </ul>

Sumber : Anonim (2006)

### 2.3.1.1 Absorpsi Fisika

Prinsip dari proses absorpsi fisika adalah dengan menggunakan absorben yang dapat melarutkan *acid gas* dari aliran gas, sementara gas hidrokarbon itu sendiri tidak dapat larut di dalamnya, sehingga diharapkan produk yang dihasilkan

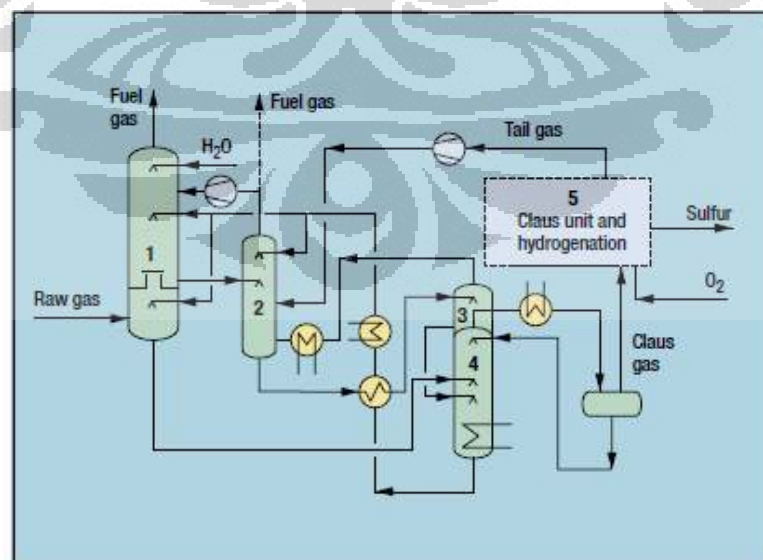
merupakan gas hidrokarbon murni. Berbeda dengan absorpsi kimia, proses pelarutan yang terjadi adalah proses pelarutan biasa, tanpa mengikutsetakan reaksi kimia. Dalam absorpsi fisika, jumlah gas yang terlarut pada keadaan kesetimbangan akan meningkat seiring dengan penurunan temperatur, sehingga proses yang dihasilkan lebih efisien.

Keuntungan dari proses fisika ini adalah panas yang dibutuhkan untuk regenerasi relatif kecil, kurang dari 5 kkal/mol (20 kJ/mol), jauh lebih rendah dari proses kimia yang membutuhkan panas lebih dari 25 kkal/mol (100 kJ/mol), karena regenerasi larutan tidak perlu dilakukan dengan penambahan temperatur, cukup dengan menurunkan tekanan sebagai *driving force*-nya. Keuntungan lainnya adalah semua solvent fisika relatif stabil dan tahan terdegradasi, sehingga tidak menimbulkan korosi.

Kerugian dari proses fisika adalah jumlah solvent yang digunakan dalam sirkulasi proses relatif banyak, sehingga energi yang dibutuhkan untuk sirkulasi tinggi. Proses fisika cenderung lebih selektif untuk H<sub>2</sub>S dan kemampuan penghilangan CO<sub>2</sub>-nya relatif lebih bagus proses kimia. Sehingga tidak begitu cocok untuk desain CO<sub>2</sub> removal.

### Proses Purisol

Berikut adalah proses flow diagram dari absorpsi Purisol :



**Gambar 2.6.** *Purisol Process*

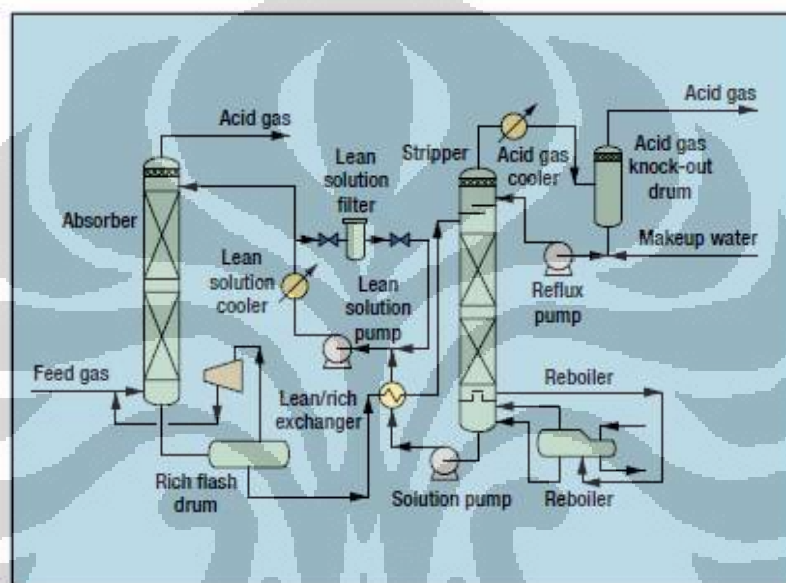
(Anonim, 2006)



### Proses Selexol

Proses selexol yang dikembangkan oleh UOP LLC, digunakan dalam IGCC untuk menghilangkan  $H_2S$ , COS serta  $CO_2$ . Solven yang digunakan adalah dimetil eter dari polietilen glikol. Kondisi operasi proses ini bekerja pada tekanan 300-2000 psia dan acid content yakni 5-60% volume. Hingga kini telah terdapat lebih dari 60 unit absorpsi selexol di dunia.

Berikut adalah proses flow diagram dari absorpsi Selexol :



**Gambar 2.8.** *Selexol Process*

(Anonim, 2006)

#### **2.3.1.2 Absorpsi Kimia**

Absorpsi adalah pemisahan suatu gas tertentu dari campuran gas-gas dengan cara transfer massa ke dalam suatu pelarut liquid. Hal ini dilakukan dengan cara mengontakkan aliran gas dengan liquid yang mempunyai selektivitas pelarutan yang berbeda dari gas yang akan dipisahkannya. Untuk absorpsi kimia, transfer massanya dilakukan dengan bantuan reaksi kimia.

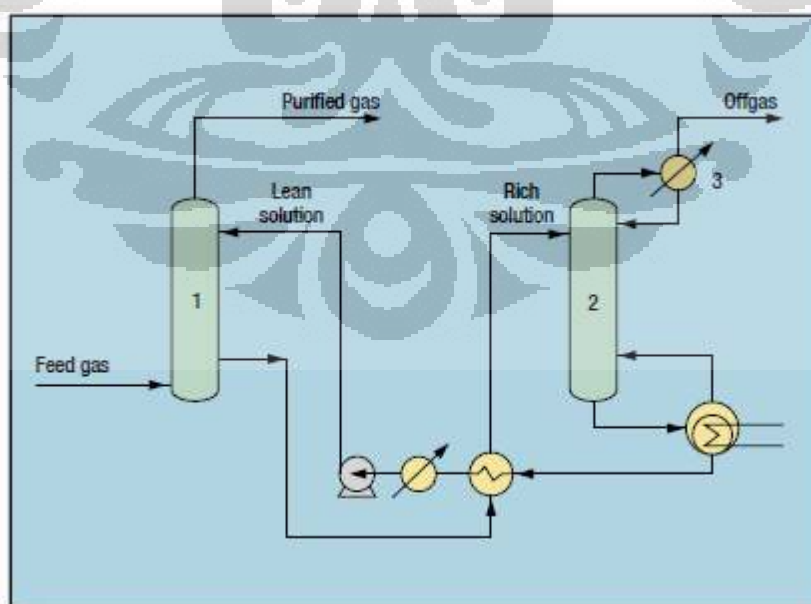
Suatu pelarut kimia yang berfungsi sebagai absorben akan bereaksi dengan gas asam ( $CO_2$  dan  $H_2S$ ) menjadi senyawa lain, sehingga gas alam yang dihasilkan sudah tidak lagi mengandung gas asam. Pada sistem absorpsi kimia, penurunan temperatur akan mengurangi banyaknya gas kontaminan yang akan dihilangkan, karena laju dissolusinya sangat ditentukan oleh laju reaksi dalam fasa

liquid. Panas absorpsi eksotermik dari absorpsi kimia umumnya besar, di atas 25 kkal/mol (100 kJ/mol). Panas yang dibutuhkan untuk regenerasi pelarut kimia lebih besar dibandingkan dengan pelarut fisika. Tetapi hal ini tidak berarti energi yang dibutuhkannya lebih besar, karena jumlah pelarut yang disirkulasikan dalam proses kimia relatif lebih sedikit dibandingkan dengan proses fisika, sehingga energi yang diperlukan untuk regenerasi pun tidak terlalu besar.

### Proses Amine

Absorpsi amina adalah proses yang telah banyak dan biasa digunakan untuk menghilangkan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari gas bumi. Pelarut yang digunakan adalah *primary amine* yakni Monoethanolamine (MEA) dan Diglycolamine (DGA), *secondary amine* yakni Diethanolamine (DEA) dan Diisopropanolamine (DIPA), serta *tertiary amine* yakni Methyl diethanolamine (MDEA) (Campbell, 1998).

Saat ini telah dikembangkan suatu teknologi proses *gas sweetening* dengan pelarut amina oleh suatu perusahaan ternama di Amerika Serikat, UOP, yang dapat memisahkan gas CO<sub>2</sub>, H<sub>2</sub>S, COS dan RSH dari gas bumi. Berikut adalah diagram alir prosesnya :



**Gambar 2.9.** Amine Guard FS Process

(Anonim, 2006)



Pada Gambar 2.9 di atas tampak bahwa sistem absorpsi dengan pelarut amina terdiri dari dua unit utama, yaitu absorber yang berfungsi untuk menyerap gas asam dari gas bumi dan regenerator (stripper) yang berfungsi untuk meregenerasi pelarut yang telah jenuh dengan gas asam. Pelarut amina (MEA, DEA, DGA atau MDEA) yang masuk melalui bagian atas kolom absorber akan menyerap gas asam, kemudian keluar melalui bagian bawah kolom absorber dalam keadaan jenuh dengan gas asam (*rich amine*). Kemudian *rich amine* tersebut akan diregenerasi di kolom stripping untuk memisahkan gas asam sebagai produk atas dan amina murni sebagai produk bawah. Amina yang telah keluar dari stripping tersebut (*lean amine*) kembali digunakan sebagai pelarut di kolom absorber, setelah digunakan sebagai pemanas umpan yang akan masuk ke kolom stripping untuk mengurangi beban reboiler.

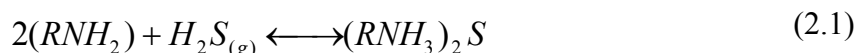
Kondisi operasi yang umum digunakan pada kolom absorber adalah pada tekanan tinggi dan suhu rendah, sebaliknya kolom stripping beroperasi pada tekanan rendah dan suhu tinggi. Di bagian kolom absorber tekanan bervariasi hingga mencapai 1000 psia dengan suhu sekitar 38<sup>0</sup>C, sedangkan di kolom stripping tekanan sekitar 40 psia dengan suhu sekitar 205<sup>0</sup>C.

Dalam proses operasi, umumnya terjadi problem seperti korosi, degradasi larutan amine dan *foaming*. Korosi disebabkan ketika konsentrasi gas asam tinggi bertemu dengan amine pada suhu sangat tinggi pada *heat exchanger*, *stripping column* dan *reboiler*. Sementara degradasi larutan amine terjadi ketika larutan teroksidasi saat terkontaminasi dengan udara.

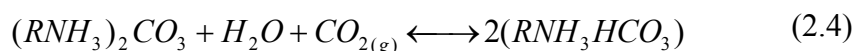
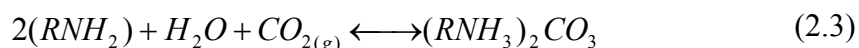
Berikut adalah reaksi kimia yang terjadi dalam proses absorpsi amina pada tiap pelarut :

- MEA

absorpsi H<sub>2</sub>S :



absorpsi CO<sub>2</sub> :

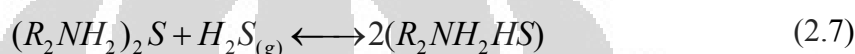
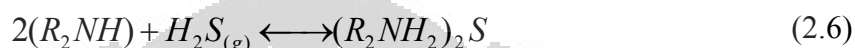


atau,

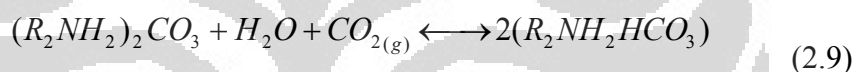
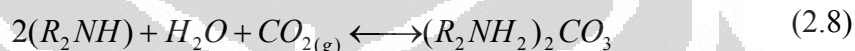


- DEA

absorpsi H<sub>2</sub>S :



absorpsi CO<sub>2</sub> :



atau,

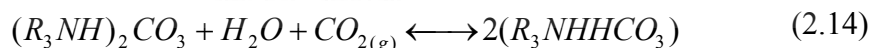


- MDEA

absorpsi H<sub>2</sub>S :



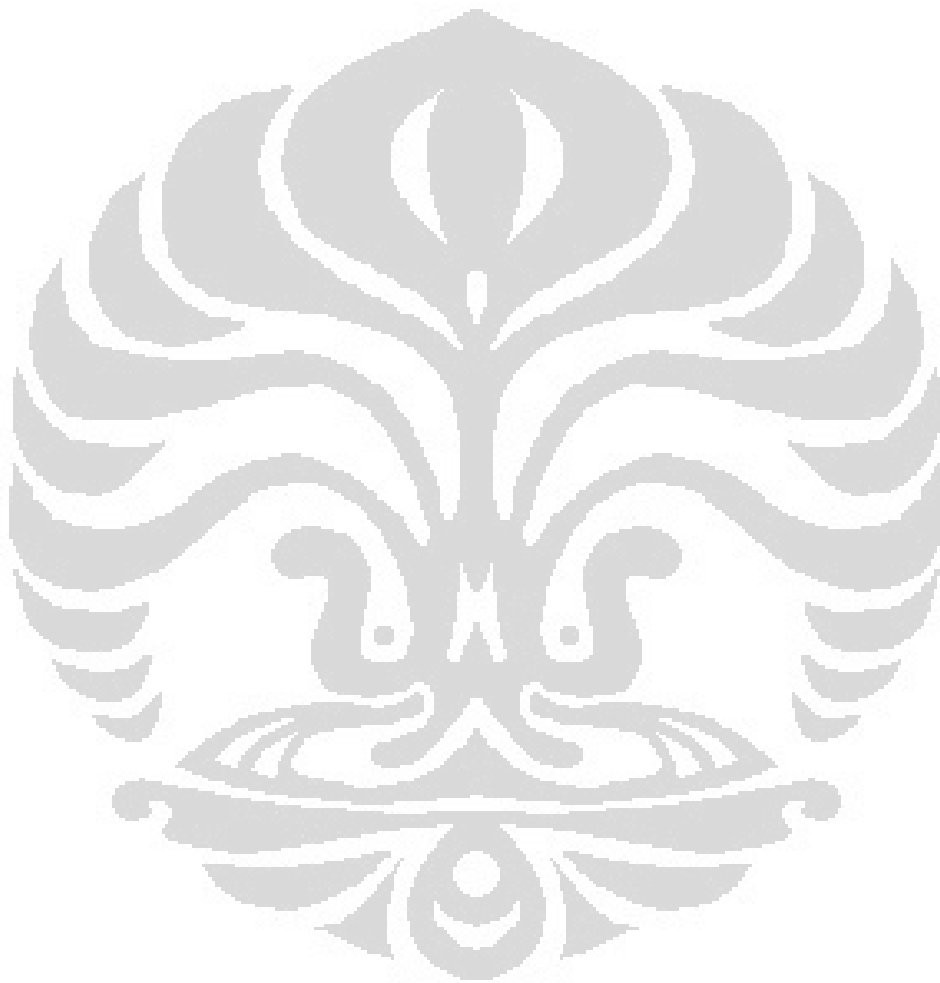
absorpsi CO<sub>2</sub> :



Kekuatan larutan dicerminkan dari persen berat (%wt) larutan *amine*, sebagai contoh setiap mol H<sub>2</sub>S bereaksi dengan satu mol *amine*. Molaritas (mol/liter) merupakan ukuran aktual dari kekuatan *amine*. Pemilihan tipe amine secara garis besar berubah setelah beberapa tahun. Sampai dengan tahun 1970-an, MEA merupakan pilihan utama untuk *gas treating*. Pada tahun 1975, pemilihan tipe

*amine* berubah dari MEA ke DEA, dan 10 tahun terakhir ini MDEA, DGA dan *mixed amine* (MDEA dengan MEA/DEA) lebih banyak diaplikasikan dan lebih populer.

Berikut adalah tabel perbandingan pelarut amina secara lebih lengkap :



Tabel 2.5 Perbandingan Jenis Pelarut Amina

Pelarut	Kelebihan	Kekurangan
<b>Amina Primer</b>		
<b>MEA</b> (10-20% wt dalam air)	lebih reaktif terhadap gas asam dibandingkan amina sekunder dan tersier	tekanan uap yang besar
	lebih murah daripada DEA	beban larutan terhadap gas asam lebih rendah dibanding DEA 0,3-0,4 mol gas asam per mol MEA
		sulit diregenerasi karena bereaksi secara irreversibel dengan senyawa karbonil sulfida dan merkaptan
<b>DGA</b> (50-70% wt dalam air)	tekanan uap lebih rendah dibanding MEA sehingga lebih mudah diregenerasi	beban larutan terhadap gas asam lebih rendah dibanding DEA 0,3 mol gas asam per DGA
<b>Amina Sekunder</b>		
<b>DEA</b> (25 - 35 % wt dalam air)	lebih mudah diregenerasi dibanding MEA	kurang reaktif jika dibandingkan dengan MEA dan DGA
	beban larutan terhadap gas asam lebih tinggi yaitu sekitar 0,65 mol gas asam per mol DEA	
<b>Amina Tersier</b>		
<b>MDEA</b> (30 - 50% wt dalam air)	lebih stabil dari degradasi dan lebih mudah diregenerasi dibanding amina primer dan sekunder	kurang reaktif dibandingkan dengan MEA dan DEA
	beban larutan terhadap gas asam lebih tinggi 0,7 – 0,8 mol gas asam per mol MDEA	

<b>MDEA (30 - 50% wt dalam air)</b>	konsumsi energi yang digunakan lebih rendah dibanding amina primer dan sekunder	
	selektivitas dengan H <sub>2</sub> S lebih tinggi dibanding yang lain	
	sesuai digunakan untuk gas dengan tekanan rendah	

Sumber : Pengembangan Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia (2007)

### **Proses Garam Alkaline-Hot Potassium Carbonate (Hot Pot)**

Proses pembersihan gas alam adalah dengan menggunakan garam alkalin, yaitu larutan potassium karbonat. Proses dengan menggunakan potassium karbonat ini pada mulanya dikembangkan untuk penghilangan CO<sub>2</sub> dari aliran gas. Proses ini juga dapat digunakan untuk penghilangan H<sub>2</sub>S dari gas. Prinsip utama dari proses ini adalah dengan reaksi kimia antara potassium karbonat dengan *acid gas*, yaitu:

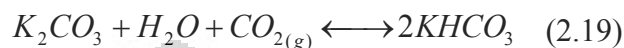
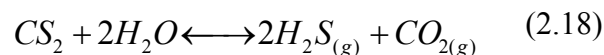
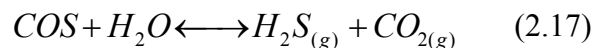


Proses ini berlaku pada aliran gas dengan tekanan parsial CO<sub>2</sub> tinggi dan tidak berlaku untuk aliran gas yang hanya mengandung kontaminan H<sub>2</sub>S. Konfigurasi dari aliran proses yang terjadi pada proses Carbonate hampir sama dengan proses Amine, yaitu dengan menggunakan kolom absorber sebagai contactor dan stripper sebagai regenerator. Proses ini dinamakan 'hot' karena kolom absorber dan regenerator dioperasikan pada suhu tinggi, umumnya pada *range* 110– 115°C (230–240°F).

Keuntungan dari proses ini diantaranya :

- Karena *range* temperatur yang digunakan tinggi, maka solubilitas potassium karbonat akan meningkat, sehingga dapat meningkatkan kapasitas loading *acid gas* dan dapat mencegah terjadinya kristalisasi garam bikarbonat.

- Dapat menghilangkan karbonil sulfida dan karbon disulfida yang ada di aliran gas dengan cara hidrolisis menjadi  $CO_2$  dan  $H_2S$ , kemudian dilanjutkan dengan reaksi dengan potassium karbonat.



- Dapat mengabsorb mercaptan dan menghilangkan HCN.
- Biaya solvent lebih murah dan regenerasinya lebih awet.
- Kebutuhan steam lebih sedikit dibandingkan dengan proses Amine.

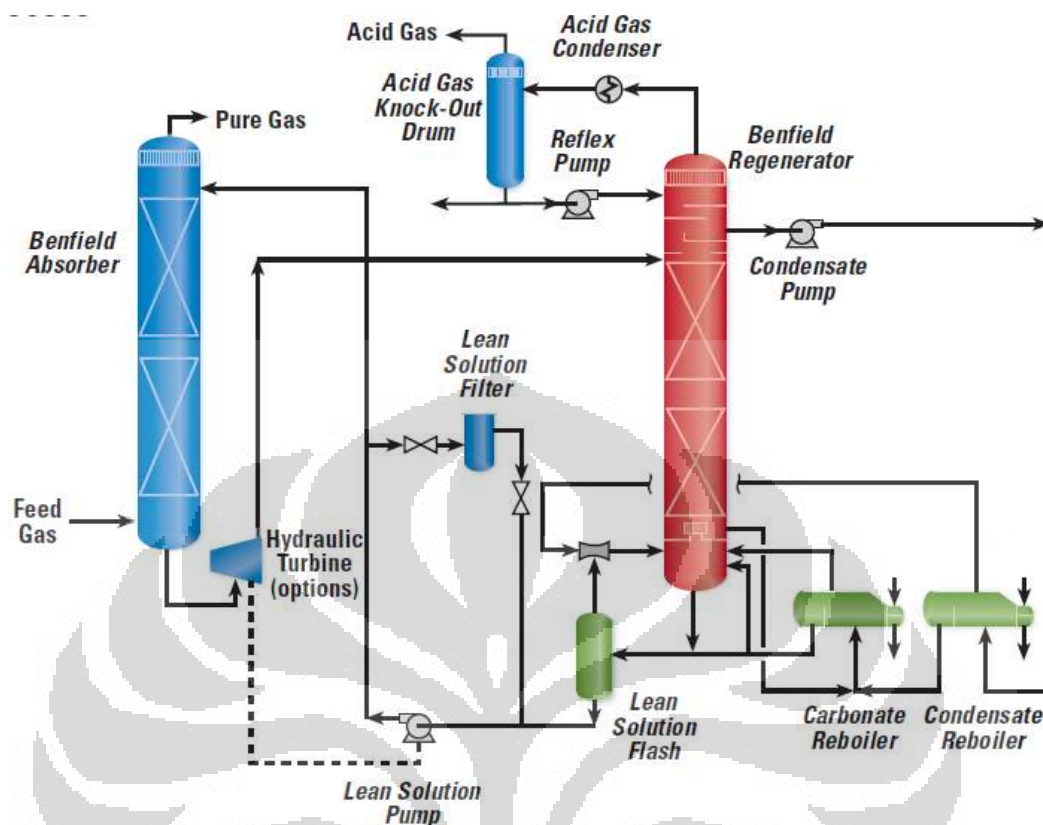
Kerugian yang ditimbulkan dari proses ini adalah:

- Tidak mampu menghilangkan  $CO_2$  hingga level yang rendah.
- Dapat menimbulkan korosi dan erosi pada utilitas proses.
- Adanya  $SO_2$  dalam gas dapat mendegradasi solvent.
- Kestabilan kolom kadang-kadang kurang bagus.
- Terjadi kavitasi pada pompa

Proses Hot Pot ini terbagi atas tiga jenis proses yakni Benfield, Catacarb, dan Gianarco Vetrocoke. Secara keseluruhan, efektivitas proses ini dapat menghilangkan  $CO_2$  hingga 1.5%.

#### Proses *Benfield*

Di bawah ini adalah proses flow diagram dari absorpsi Benfield :



Gambar 2.10. Benfield Process

(Anonim, 2006)

Proses Benfield telah banyak digunakan untuk menghilangkan *acid gas* dari aliran gas. Proses ini tidak dapat digunakan jika tidak ada kandungan  $\text{CO}_2$  dalam gas alam. Absorben yang digunakan adalah larutan potasium karbonat dengan kadar 25–35% dengan katalis (aktivator) diethanolamine (DEA), ditambah aditif lainnya. Laju absorpsi relatif antara  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$  berbeda dalam solvent, sehingga dapat didesain selektivitas absorpsinya. Ada beberapa macam skema proses yang ditawarkan oleh proses Benfield.

Konfigurasi proses yang menggunakan nama Benfield umumnya memakai *packed tower* atau *trayed tower* untuk tempat mengontakkan liquid dengan gas secara berlawanan arah dan dapat diatur untuk mendapatkan derajat pemurnian gas yang berbeda-beda.

Proses Benfield ini dapat digunakan pada gas alam, *synthesis gas*, dan *coal gas* dan pada kondisi temperatur absorber 90–280°F, tekanan absorber 100–1000 psia, dengan tekanan parsial  $\text{H}_2\text{S}$  dan  $\text{CO}_2$  dalam gas 10–120 psia, atau

lebih tinggi lagi jika CO<sub>2</sub>-nya banyak. Proses ini tidak dapat digunakan jika tidak terdapat CO<sub>2</sub> dalam acid feed gas.

Proses Benfield sangat tidak cocok untuk pemenuhan spesifikasi LNG dengan kadar CO<sub>2</sub> kurang dari 50 ppm. Sehingga untuk mendapatkan spesifikasi tersebut harus dikombinasikan dengan proses Amine.

#### ✚ Proses Catacarb

Proses Catacarb juga menggunakan larutan potassium karbonat untuk menghilangkan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dari gas alam dengan aktivator *boric acid*. Beberapa katalis dan *corosion inhibitor* digunakan dalam proses ini sesuai dengan komposisi gas yang akan diolah. Seperti halnya proses Benfield, proses ini juga telah banyak dioperasikan dalam operasi operasi pengolahan gas alam. Walaupun biaya yang dikeluarkan untuk desain ini cukup hemat namun proses ini cenderung mengasorbsi H<sub>2</sub>S dibandingkan CO<sub>2</sub>.

#### ✚ Proses Giamarco Vetrocoke

Proses ini menggunakan larutan potassium karbonat dengan aktivator Arsenik. Pada mulanya proses Giamarco-Vetrocoke digunakan untuk mengabsorb hidrogen sulfida dari aliran gas dengan cara mereaksikannya dengan larutan yang mengandung arsenik trioksida dimana solvent tersebut bersifat sangat beracun. Proses Giamarco-Vetrocoke mempunyai beberapa aplikasi, contohnya salah satu versi untuk menghilangkan CO<sub>2</sub>, versi lain untuk mengilangkan H<sub>2</sub>S, dan ada pula versi proses yang dapat menghilangkan keduanya.

Selain *Potassium Carbonate*, kini telah dikembangkan pula teknologi penangkap CO<sub>2</sub> berbasis karbonat yakni *Sodium Carbonate*, yang telah terbukti menurunkan konsumsi energi hingga 3.2 MJ/kg CO<sub>2</sub> yang tertangkap. Teknologi ini dikembangkan untuk menerapkan sistem terintegrasi pembangkit tenaga listrik yang berbasis *CO<sub>2</sub> capture* (Knutilla et.al, 2008).



### ***2.3.1.3 Proses Absorpsi Hybrid***

Proses absorpsi hibrida adalah proses absorpsi yang menggunakan gabungan pelarut kimia dan fisika. Proses absorpsi hibrida adalah proses absorpsi yang menggunakan gabungan pelarut kimia dan fisika. Tujuan penggunaan dua jenis pelarut ini untuk mendapatkan semua keuntungan yang ada di pelarut kimia dan fisika. Pelarut kimia yang digunakan umumnya adalah alkanolamine. Contoh proses hibrida untuk penghilangan CO<sub>2</sub> di gas alam adalah proses Amisol dan proses Sulfinol.

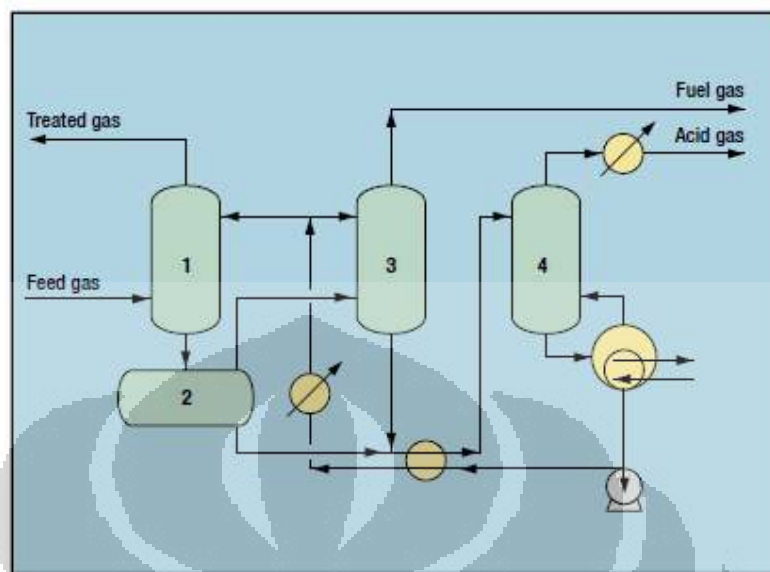
#### **Proses Amisol**

Proses Amisol telah dikenal sejak tahun 1960, menggunakan gabungan pelarut fisika (metanol) dan pelarut kimia (diisopropanolamine, DIPA atau diethanolamine, DEA). Gabungan kedua komponen ini dianggap sangat efisien untuk *gas clean-up*, karena perpindahan massa antara gas dan liquidnya sangat baik, sehingga jumlah tray yang dibutuhkan pada kolom absorpsi hanya sedikit. Proses ini sangat baik untuk menghilangkan kadar CO<sub>2</sub> hingga 5 ppm, namun kombinasi solvent menyebabkan biaya proses menjadi berlipat ganda.

#### **Proses Sulfinol**

Proses ini telah dikembangkan pada tahun 1963 untuk menghilangkan karbon dioksida dan *acid gas* lainnya dari aliran gas pada tekanan parsial tinggi. Sirkulasi prosesnya sama dengan proses Amine dan Carbonate. Regenerasi terjadi pada tekanan rendah, dan panas ditukarkan dari larutan regenerasi dan larutan dari absorber. Proses ini mampu menghasilkan solubilitas CO<sub>2</sub> tinggi dalam larutan tanpa menghasilkan korosi seperti halnya proses Amine. Proses Sulfinol telah banyak digunakan di lebih dari 200 pabrik di seluruh dunia. Proses ini dapat menghilangkan CO<sub>2</sub> hingga 0.3% ppm atau lebih rendah lagi hingga 16 ppm. Selain itu, proses ini telah diperbaiki untuk dapat pula menghilangkan H<sub>2</sub>S hingga 4 ppm, COS, RSH, dan kontaminan sulfur lainnya. Proses ini mirip dengan *Amine Treating*. Proses ini dapat digunakan untuk rentang tekanan serta komposisi gas asam yang besar (*Gas Processing Symposium*, 1999).

Berikut adalah diagram alir proses sulfinol :



**Gambar 2.11.** *Sulfinol Process*  
(Anonim, 2006)

### 2.3.2 Proses Adsorpsi

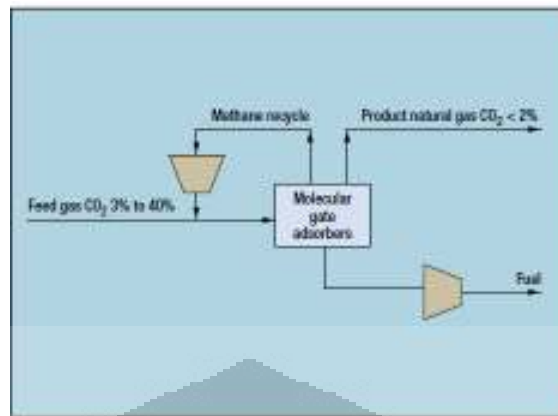
Proses adsorpsi untuk menghilangkan  $\text{CO}_2$  dan  $\text{H}_2\text{S}$  umumnya dilakukan dengan adsorben molecular sieve, iron sponge dan Zinc Oxide ( $\text{ZnO}$ ). Namun biasanya proses adsorpsi ini hanya selektif terhadap  $\text{H}_2\text{S}$  dan dibutuhkan proses kimia jika ingin mereduksi kedua gas asam tersebut atau proses adsorpsi dapat dikombinasi dengan proses lain namun perlu diperhatikan konsumsi energi dan biaya yang dikeluarkan. Faktor utama yang diperhatikan dalam pemilihan adsorben adalah luas permukaannya, semakin luas semakin dapat menyerap  $\text{CO}_2$  ataupun  $\text{H}_2\text{S}$ .

Dibawah ini adalah beberapa teknologi adsorpsi pada unit *CO<sub>2</sub> removal* :

#### 2.3.2.1 *CO<sub>2</sub> Removal – Molecular Gate*

Proses ini dilakukan secara simultan untuk menghilangkan  $\text{CO}_2$  dan air. Kandungan  $\text{CO}_2$  di feed gas berada dalam rentang 3-40% dan didapat produk untuk spesifikasi pipeline dengan  $\text{CO}_2$  kurang dari 2 % mol.

Berikut adalah diagram alir proses :



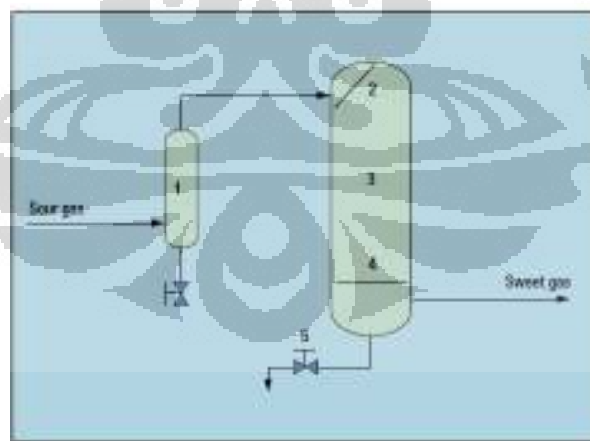
**Gambar 2.12** *Molecular Gate Process*

(Anonim, 2006)

Dari gambar di atas, dapat dilihat bahwa aliran yang kaya akan metana direcycle kembali ke feed, sedangkan aliran yang mengandung CO<sub>2</sub> pada tekanan rendah dibuang. Untuk memaksimalkan kapasitas adsorben maka beberapa pengotor dihilangkan dengan satu stage *vacuum blower*.

### 2.3.2.2 *Iron Sponge*

Teknologi ini hanya dapat dilakukan untuk menghilangkan H<sub>2</sub>S dan mercaptan pada rentang tekanan rendah hingga tinggi pada suhu 50 – 120 F. Berikut adalah proses flow diagram :



**Gambar 2.13.** *Iron Sponge Process*

(Anonim, 2006)

### 2.3.3 Proses Membran

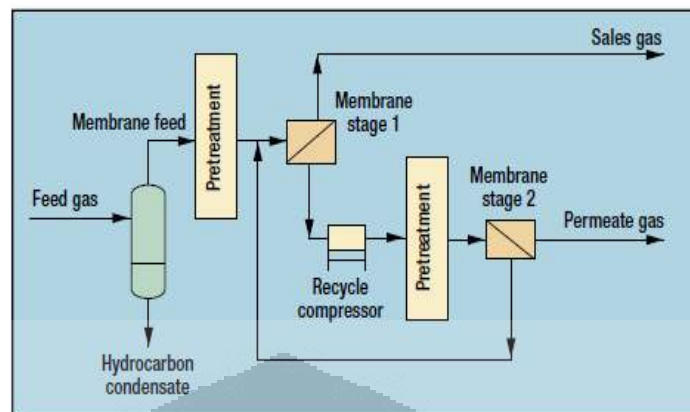
Membran didefinisikan sebagai suatu rintangan tipis yang diletakkan antara dua fasa atau kompartemen yang memungkinkan komponen-komponen tertentu dapat menembus lebih cepat dari komponen lainnya akibat efek suatu *driving force*. Proses penembusan ini terjadi karena adanya perbedaan tekanan antara kedua sisi membran, sehingga molekul gas pada sisi membran yang bertekanan tinggi akan bergerak dan larut ke permukaan membran. Molekul gas tersebut akan berdifusi ke permukaan lainnya dan lepas ke sisi membran yang bertekanan rendah.

Contoh-contoh bahan membran yang digunakan untuk pemisahan gas antara lain:

1. Membran poliimida, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{CH}_4$  dan  $\text{CO}_2/\text{O}_2$ .
2. Membran polietiler sulfon, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{CH}_4$ .
3. Membran selulosa asetat, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{CH}_4$  dan  $\text{CO}_2/\text{udara}$ .
4. Membran campuran selulosa asetat dan triasetat, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{CH}_4$ .
5. Membran polietilen tereptalat, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{O}_2$  dan  $\text{CO}_2/\text{udara}$ .
6. Membran nylon film, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{O}_2$ .
7. Membran poliester film, untuk pemisahan  $\text{O}_2/\text{N}_2$ .
8. Membran keramik, untuk pemisahan  $\text{CO}_2/\text{CH}_4$  dan  $\text{CO}_2/\text{udara}$ .
9. dan masih banyak lagi teknologi-teknologi membran lainnya.

Dari jenis-jenis membran di atas, membran poliimida tergolong memiliki permeabilitas gas  $\text{CO}_2$  yang tinggi, sehingga selektivitas penghilangan  $\text{CO}_2$ -nya juga tinggi. Sementara itu teknologi membran yang baru dikembangkan adalah Hollow Fibre dan Spiral Wound yang memiliki tingkat selektivitas yang lebih baik dari membran-membran sebelumnya (Rautenbach, R and Albrecht, 1989).

Berikut adalah proses flow diagram dari beberapa teknologi membran yang telah dikembangkan :

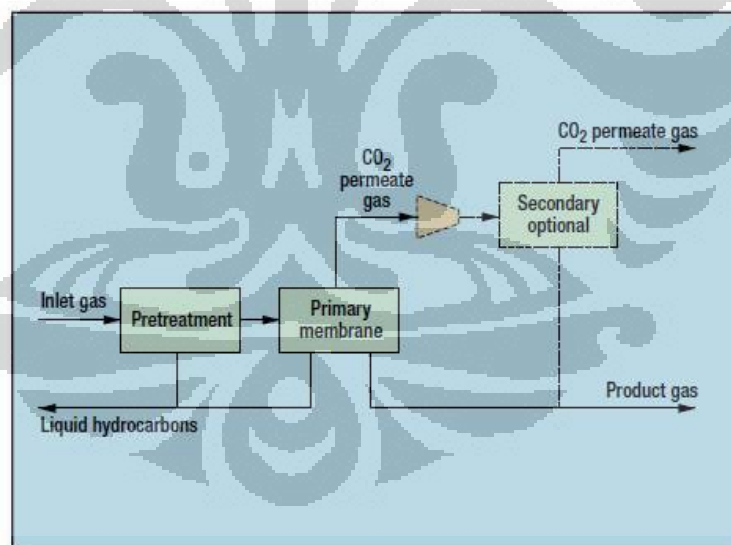


**Gambar 2.14.** *Separex Membran System*

(Anonim, 2006)

Teknologi yang terdapat pada gambar di atas digunakan untuk memproduksi gas dengan spesifikasi pipeline dengan tingkat kemurnian tinggi dari CO<sub>2</sub> serta bahan bakar dengan kualitas tinggi untuk turbin, reformer ataupun pembangkit listrik.

Selain itu, terdapat pula teknologi lain yakni :



**Gambar 2.15.** *NATCO Cynara Membrane Technology*

(Anonim, 2006)

Elemen membra Cynara mengandung ribuan membran hollow-fibre yang sangat baik mereduksi CO<sub>2</sub>. Teknologi ini ekonomis digunakan pada kandungan CO<sub>2</sub> dalam feed dalam rentang 10 – 90% serta laju alir 5 – 700 MMSCFD. Teknologi ini baik digunakan dibandingkan teknologi membran lainnya karena

faktor ramah lingkungan, biaya yang lebih rendah, serta terdapat *liquid recovery* pada bagian pre-treatment. Teknologi ini telah dikembangkan oleh perusahaan NATCO Group Inc pada unit CO<sub>2</sub> Removal lepas pantai.

Ukuran pori difusi dari hollow fibre membran berada dalam rentang 0.1-10 µm untuk jenis micro – porous dan untuk jenis non-porous 50 Å. Sementara itu, ukuran diameter partikel CO<sub>2</sub> yakni 7.27 nm. Oleh karena itu, ukuran pori membran yang diperlukan harus lebih besar dari 7.27 nm agar CO<sub>2</sub> dapat melewati membran (Kartohardjono, Sutrasno et.al., 2008).

#### **2.3.4 Proses Kriogenik**

Proses pemisahan CO<sub>2</sub> ini berdasarkan pencairan dari CO<sub>2</sub> pada temperatur rendah. Terdapat tiga jenis proses yang telah dilakukan yakni Distilasi Konvensional Kriogenik, Proses Ryan Holmes, serta *Exxon Control Freeze Zone Process* (CFZ). Proses Ryan Holmes menggunakan propana dan butana sebagai inhibitor untuk menahan pembekuan CO<sub>2</sub>. Sementara pada proses CFZ dapat terbentuk pembekuan CO<sub>2</sub> namun menggunakan internal tower untuk menghindari pembekuan CO<sub>2</sub> masuk ke dalam unit (Baxter, L.L., 2008).

### **2.4 Teori Ekonomi Capital Expenditure (CAPEX) dan Operating Expenditure (OPEX)**

#### **2.4.1 Capital Expenditure (CAPEX)**

Secara sederhana, *Capital expenditure* merupakan alokasi dana yang direncanakan untuk memperoleh atau meningkatkan dengan cara melakukan pembelian/perbaikan/penggantian segala sesuatu yang dikategorikan sebagai aset fisik perusahaan seperti peralatan, properti, atau bangunan industri secara akuntansi. Perlu diingat tidak semua perusahaan menggunakan *capital expenditure* dalam budget. Umumnya adalah perusahaan yang telah memiliki basis konsumen jangka panjang maupun jangka pendek (namun stabil) serta menggunakan modal (kapital) dalam jumlah yang besar. Seperti industri minyak dan gas, telekomunikasi dan alat-alat berat.

*Capital expenditure* adalah pengeluaran yang menciptakan keuntungan di masa depan. Dalam bahasa Indonesia, Capex diartikan sebagai belanja modal/biaya modal. Biaya modal merupakan konsep penting dalam analisis investasi karena dapat menunjukkan tingkat minimum laba investasi yang harus diperoleh dari investasi tersebut. Jika investasi itu tidak dapat menghasilkan laba investasi sekurang-kurangnya sebesar biaya yang ditanggung maka investasi itu tidak perlu dilakukan.

Dalam akuntansi, suatu belanja modal ditambahkan ke akun aktiva ("dikapitalisasi"), sehingga meningkatkan basis aset (biaya atau nilai aset yang telah disesuaikan untuk tujuan perpajakan). Capex umumnya ditemukan pada laporan arus kas sebagai "Investasi di Plant Aktiva Tetap" atau sesuatu yang serupa dalam investasi. Capex hanya dikeluarkan sekali oleh perusahaan pada awal berdirinya pabrik.

Yang termasuk di dalam capex adalah investasi yang dikeluarkan untuk:

1. memperoleh aktiva tetap
2. memperbaiki masalah dengan aset yang ada sebelum akuisisi jika hal tersebut menghasilkan *superior fixture*
3. menyiapkan aset untuk digunakan dalam bisnis
4. memulihkan properti atau beradaptasi untuk penggunaan baru atau berbeda
5. memulai bisnis baru

Sehingga biaya yang termasuk di dalam Capex dalam perusahaan unit penghilangan gas asam ini adalah:

1. Biaya membeli alat-alat utama, pendukung, beserta pipa
2. Biaya instalasi alat-alat tersebut
3. Biaya instalasi sistem perpipaan
4. Biaya instalasi sistem utilitas (air, listrik)
5. Biaya pembangunan off-site (gedung kantor)

## 2.4.2 Operating Expenditure (OPEX)

Sedangkan *Operating expenditure* (OPEX) adalah alokasi biaya yang direncanakan untuk melakukan operasi perusahaan secara normal. Dengan kata lain *operating expenditure* (biaya operasi) digunakan untuk menjaga kelangsungan aset dan menjamin aktivitas perusahaan yang direncanakan berlangsung dengan baik. Secara umum dalam menjalankan kegiatan proses produksi, perusahaan sangat membutuhkan biaya yang dapat membantu dalam pengambilan keputusan operasional sehari-hari. Opex dikeluarkan secara rutin oleh perusahaan dalam jangka waktu tertentu. Oleh karena itu, dalam pelaksanaannya memerlukan perhatian yang cukup serius karena opex merupakan unsur pengurangan dan berhubungan dengan pendapatan perusahaan.

Menurut Supriyono dalam buku “Akuntansi Biaya” biaya operasional dikelompokkan sebagai berikut:

- a. Pengelompokkan biaya berdasarkan fungsi pokok kegiatan perusahaan
  1. Biaya produksi  
Yang termasuk biaya produksi adalah biaya materiil, biaya langsung dan biaya overhead.
  2. Biaya administrasi  
Yaitu semua biaya yang berhubungan dengan fungsi administrasi umum.
- b. Pengelompokkan biaya berdasarkan objek atau pusat biaya yang dibiayai
  1. Biaya langsung  
Biaya langsung (*direct cost*) adalah biaya yang terjadi atau manfaatnya dapat diidentifikasi kepada objek atau pusat biaya tertentu.
  2. Biaya tak langsung  
Biaya tak langsung (*indirect cost*) adalah biaya yang terjadi atau manfaatnya tidak dapat diidentifikasi pada objek atau pusat biaya tertentu, atau biaya yang manfaatnya dinikmati oleh beberapa objek atau pusat biaya.



Biaya operasional meliputi biaya tetap dan biaya variabel. Biaya tetap akan selalu konstan dan tidak tergantung pada peningkatan ataupun penurunan volume penjualan hasil produksi perusahaan. Sedangkan biaya variabel bergantung kepada volume penjualan hasil produksi, sehingga mengikuti penurunan atau peningkatan. Secara singkat, biaya operasional merupakan biaya yang harus dikeluarkan agar proses produksi tetap berjalan dengan baik.

Bila dikelompokkan berdasarkan fungsi pokok perusahaan biaya operasional dikelompokkan menjadi 2 golongan besar, yaitu:

1. Biaya produksi

Biaya produksi meliputi semua biaya yang berhubungan dengan fungsi produksi yaitu semua biaya yang dibutuhkan dalam rangka mengolah bahan baku menjadi produk yang siap dijual.

Biaya produksi dikelompokkan menjadi 3 kelompok, yaitu:

a. Biaya bahan baku

Biaya bahan baku adalah biaya yang dikeluarkan untuk memperoleh berbagai macam bahan baku yang dibutuhkan untuk proses produksi.

b. Biaya tenaga kerja langsung

Biaya tenaga kerja langsung merupakan balas jasa dari perusahaan kepada para tenaga kerja langsung dan manfaatnya dapat diidentifikasi pada produk tertentu.

c. Biaya overhead pabrik

Biaya overhead pabrik adalah keseluruhan biaya yang dibutuhkan dalam pengolahan bahan baku menjadi produk, selain biaya bahan baku dan biaya tenaga kerja langsung. Elemen-elemen yang termasuk ke dalam biaya overhead pabrik adalah:

- 1) Biaya bahan penolong
- 2) Biaya depresiasi
- 3) Biaya reparasi dan pemeliharaan
- 4) Biaya utilitas, seperti listrik dan air
- 5) Biaya asuransi pabrik
- 6) Biaya overhead pabrik lain-lain.

## 2. Biaya non produksi

Semakin tajamnya persaingan dan perkembangan teknologi yang semakin pesat memicu semakin pentingnya biaya non produksi. Secara umum, biaya non produksi dapat digolongkan menjadi:

### a. Biaya pemasaran

Biaya pemasaran merupakan biaya yang dibutuhkan dalam rangka upaya pemasaran produk. Contohnya adalah: biaya iklan, biaya promosi, biaya angkutan dari gudang perusahaan ke gudang pembeli, gaji pegawai bidang pemasaran, serta biaya contoh (sampel).

### b. Biaya administrasi dan umum

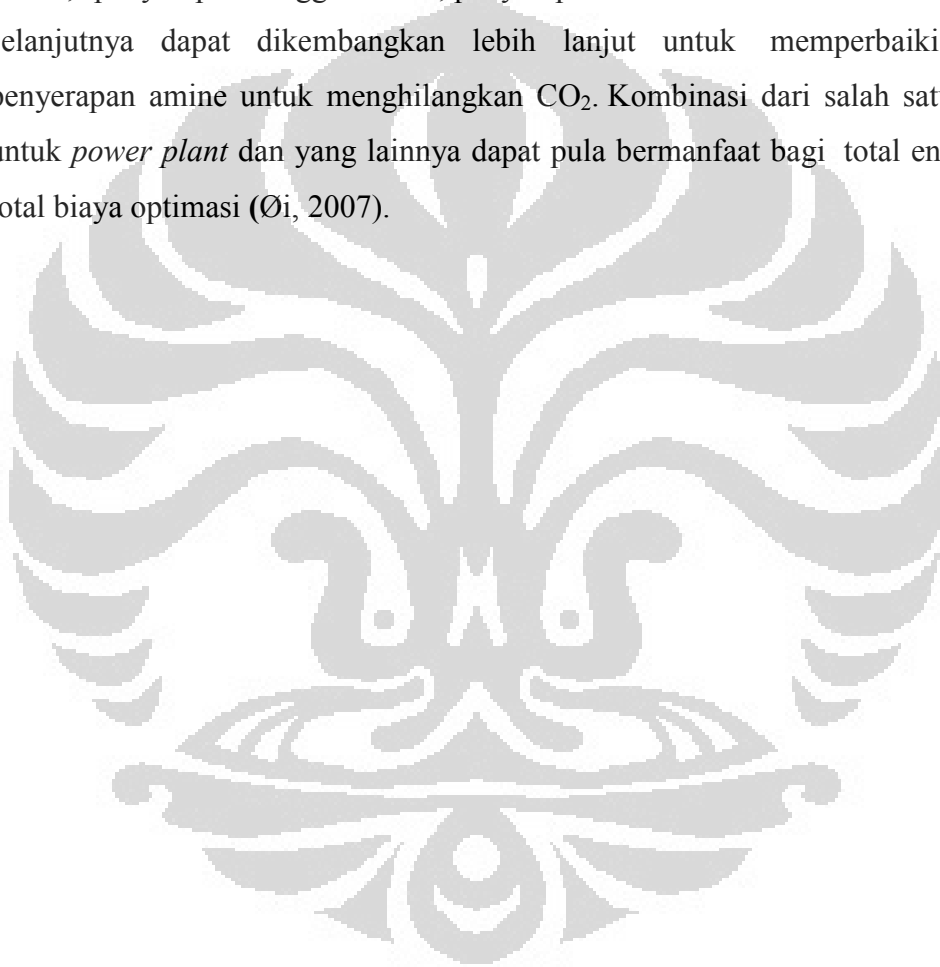
Biaya administrasi dan umum meliputi biaya-biaya yang dibutuhkan dalam rangka koordinasi kegiatan produksi dengan kegiatan pemasaran. Contohnya adalah: biaya gaji pegawai bagian keuangan, akuntansi, personalia dan hubungan masyarakat, dan biaya fotocopy.

Dapat ditarik kesimpulan yang termasuk di dalam opex atau biaya operasional unit penghilangan gas asam ini meliputi:

1. Biaya pengadaan bahan baku (absorbent)
2. Biaya perawatan alat-alat
3. Biaya perbaikan alat
4. Biaya sampel
5. Gaji pegawai dan karyawan
6. Biaya iklan
7. Biaya kantor termasuk properti di dalamnya
8. Biaya pemeliharaan dan perawatan gedung kantor
9. Biaya administrasi seperti fotocopy dan pengarsipan
10. Biaya utilitas, seperti air dan listrik
11. Biaya telepon
12. Biaya kendaraan dan biaya perjalanan dinas

## 2.5 Software Simulasi Proses

Model Aspen Hysys yang disajikan didasarkan pada penentuan efisiensi Murphree untuk setiap stage (atau tinggi packing column). Hal ini dimungkinkan untuk melakukan efisiensi ini sebagai fungsi dari laju absorpsi dan laju reaksi. Sebagai contoh pada Amine system, model CO<sub>2</sub> removal dikembangkan di Aspen Hysys berguna untuk mengevaluasi dampak dari perubahan laju sirkulasi amine, penyerapan tinggi kolom, penyerapan suhu dan suhu reboiler. Model selanjutnya dapat dikembangkan lebih lanjut untuk memperbaiki proses penyerapan amine untuk menghilangkan CO<sub>2</sub>. Kombinasi dari salah satu model untuk *power plant* dan yang lainnya dapat pula bermanfaat bagi total energi dan total biaya optimasi (Øi, 2007).



## **BAB 3**

### **METODE PERANCANGAN**

#### **3.1 Pengumpulan Data dan Studi Literatur**

Pengumpulan data-data yang dimaksud adalah berupa data teknis, suplai-permintaan dan pendukung lainnya. Data teknis yang dimaksud adalah data spesifikasi gas umpan, jenis-jenis teknologi unit *acid gas removal*, data spesifikasi sales gas terkait kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Data suplai-permintaan adalah analisa lokasi dan pasar mengenai suplai gas alam, permintaan dan produksi sales gas terutama Jawa Tengah dan sekitarnya. Data pendukung lainnya meliputi tinjauan teori ekonomi dan data keekonomian yang berkaitan dengan biaya investasi, yaitu : harga peralatan proses utama dan pendukung, biaya instalasi dan konstruksi unit pemisahan gas asam dan biaya lainnya.

#### **3.2 Pemilihan Proses Dasar Teknologi *Acid Gas Removal***

Melakukan studi terhadap berbagai jenis teknologi yang dapat digunakan untuk memisahkan gas asam dari aliran gas alam untuk selanjutnya memilih teknologi *acid gas removal* yang terbaik.

Tahapan awal dalam seleksi teknologi *acid gas removal* adalah tahap *screening I* yakni seleksi disesuaikan dengan spesifikasi gas umpan dan produk yang diinginkan. Daftar teknologi gas sweetening yang ada dapat dilihat di sub bab teknologi *gas sweetening* pada bab tinjauan pustaka. Dari tahap *screening I*, dilakukan tahap *screening II* untuk menganalisis kelebihan dan kekurangan masing – masing proses. Kemudian akan dipilih beberapa alternatif teknologi proses.

Setelah tahap *screening II* maka akan dipilih tiga alternatif teknologi untuk selanjutnya dilakukan *scoring* dengan parameter berikut :

- Komposisi gas asam pada feed gas ( CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S)
- Selektivitas terhadap H<sub>2</sub>S
- Konsumsi energi
- Ketersediaan lisensi proses

Setelah memilih teknologi proses, maka tahap yang dilanjutkan berikutnya adalah

### **3.3 Simulasi dan Optimasi Proses Acid Gas Removal**

Melakukan simulasi serta optimasi pada teknologi yang telah dipilih dengan cara menentukan kondisi operasi proses untuk memperoleh kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S berdasarkan spesifikasi sales gas. Optimasi proses dilakukan secara paralel dengan simulasi untuk mendapatkan konsumsi energi yang lebih rendah dan penggunaan pelarut yang lebih sedikit untuk efisiensi biaya.

Simulasi tersebut dilakukan dengan software Aspen Hysys.

### **3.4 Penentuan Dimensi dan Kapasitas Peralatan**

Dari simulasi dan optimasi yang telah dilakukan serta mengetahui kapasitas sales gas yang diperoleh, maka dapat dihitung jenis dan kapasitas peralatan utama maupun pendukung dari pembangunan *acid gas removal unit*.

### **3.5 Perhitungan Estimasi Biaya Pembangunan Acid Gas Removal Unit**

Studi ekonomi dilakukan dengan menghitung estimasi biaya pembangunan sesuai dengan teori CAPEX (*Capital Expenditure*) dan OPEX (*Operational Expenditure*) dari unit ini dengan bantuan simulator yang terintegrasi dalam Aspen Hysys.

Dari uraian proses – proses diatas maka dapat dibuat diagram alir yang memperlihatkan hubungan antara tahapan perancangan yang ditunjukkan oleh gambar 3.1 pada halaman berikutnya.



**Gambar 3.1.** Diagram Alir Metode Perancangan

## BAB 4 HASIL & PEMBAHASAN

### 4.1. Pemilihan Proses Dasar

Pemilihan proses dasar dilakukan sebanyak 3 tahap yakni tahap *screening* I, *screening* II dan *scoring*. Pemilihan teknologi proses pada tahap *screening* I disesuaikan terhadap spesifikasi *feed gas* ( $\text{CO}_2$  30 – 35% dan  $\text{H}_2\text{S}$  12000 ppm) dan produk ( $\text{CO}_2$  5% mol dan  $\text{H}_2\text{S}$  4 ppm), kemudian dipilih empat alternatif proses yang telah memenuhi spesifikasi tersebut yakni Activated MDEA, Amine Guard FS, Selexol, dan Sulfinol.

Kemudian dilakukan *screening* II dengan membandingkan kelebihan dan kekurangan keempat proses tersebut yang dapat dilihat pada Tabel 4.1 berikut.

Tabel 4.1 Kelebihan dan Kekurangan Teknologi *Acid Gas Removal*

Teknologi Proses	Kelebihan	Kekurangan
1. Activated MDEA (activator+MDEA)	- MDEA lebih stabil dari degradasi dan lebih mudah diregenerasi	- MDEA lebih banyak digunakan daripada MEA dan DEA
	- MDEA baik digunakan pada tekanan rendah	- MDEA kurang reaktif dibandingkan MEA dan DEA
		- spesifikasi gas asam pada feed : CO <sub>2</sub> 0.5-25%vol ; H <sub>2</sub> S 0-15%vol
		- penggunaan activator menambah biaya
2. Amine Guard FS (UCarsol)	- MEA lebih murah	- MEA memiliki tekanan uap tinggi, larutan banyak yang menguap, sulit diregenerasi
	- MEA memiliki kapasitas absorpsi tinggi	- MEA mampu mengasorb gas asam 0,3 - 0,4 mol gas asam/mol MEA
	- MEA lebih reaktif terhadap asam, H <sub>2</sub> S dihilangkan hingga spesifikasi feed Super Claus	- MEA bereaksi secara irreversible dengan senyawa COS dan merkaptan sehingga sulit diregenerasi
	- spesifikasi gas asam pada feed proses : 5 - 35%	
	- sudah banyak digunakan	

Sumber : Pengembangan Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia (2007)



Tabel 4.2 (Lanjutan) Kelebihan dan Kekurangan Teknologi *Acid Gas Removal*

Teknologi Proses	Kelebihan	Kekurangan
3. Selexol (UOP)	- penghilangan H <sub>2</sub> S & CO <sub>2</sub> tinggi : CO <sub>2</sub> 1 % mol, H <sub>2</sub> S 1 ppm	- perbandingan laju absorpsi H <sub>2</sub> S CO <sub>2</sub> sekitar 9:1
	- pelarut (dimetil eter) stabil, tidak mudah degradasi, solvent loss kecil	- mengasorpsi hidrokarbon berat
	- laju korosi rendah	- solvent mahal sehingga biaya kapital tinggi
	- biaya operasi murah	- kebutuhan steam dan tenaga listrik (power) tinggi
	- dampak lingkungan aman	
	- kebutuhan refrijerasi rendah	
4. Sulfinol (Shell)	- adanya peningkatan kapasitas absorpsi larutan dengan kenaikan tekanan parsial gas asam.	- kurang selektif terhadap H <sub>2</sub> S pada aliran gas dengan kandungan CO <sub>2</sub> tinggi
	- penggunaan dua jenis solvent fisika dan kimia dapat mengurangi konsentrasi acid gas hingga sangat rendah.	- laju sirkulasi solvent relatif rendah.
	- dapat menghilangkan CO <sub>2</sub> hingga 16 ppm dan H <sub>2</sub> S hingga 4 ppm	- penggunaan dua jenis solvent menambah biaya
	- laju korosi rendah	

Sumber : Pengembangan Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia (2007)

Dari keempat proses di atas, dipilih tiga alternatif proses terbaik yaitu Amine Guard FS (absorpsi kimia), Selexol (absorpsi fisik), dan Sulfinol (absorpsi hybrid) untuk kemudian dilakukan tahapan *scoring* terhadap ketiganya. Tahapan *scoring* untuk ketiga proses tersebut dari kriteria yang telah dijelaskan pada bab metode perancangan.

Pada tahapan *scoring* yang dijadikan parameter utama dalam penilaian suatu teknologi proses adalah :

1. Komposisi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S pada aliran *feed gas* dengan bobot 10%
2. Selektivitas terhadap H<sub>2</sub>S dengan bobot 25%
3. Komposisi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S pada aliran *sales gas* dengan bobot 20%
4. Konsumsi energi dengan bobot 20%
5. Ketersediaan lisensi proses dengan bobot 25%

Dapat dilihat bahwa parameter pada poin 2 dan 5 memiliki bobot tertinggi diantara yang lain karena pada aliran gas umpan ini terdapat H<sub>2</sub>S yang tinggi bila dibandingkan dengan CO<sub>2</sub> sehingga diperlukan suatu teknologi yang mampu memisahkan gas asam H<sub>2</sub>S hingga konsentrasi 4 ppm. Sementara adanya lisensi proses akan mempermudah dalam melakukan simulasi dan optimasi. Untuk parameter poin 1 diberikan bobot terkecil karena teknologi proses yang dipilih sebelum tahap skoring ini sudah memenuhi spesifikasi kandungan gas asam pada aliran gas umpan sehingga bobot yang diberikan hanya 10%. Parameter poin 3 dan 4 menjadi cukup penting karena poin 3 akan berhubungan dengan produk yang diinginkan dan tahap keekonomian yang akan dibahas setelah simulasi dan optimasi proses.

Penilaian dalam tahapan skoring didasarkan pada studi literatur dan tahap *screening* II (kelebihan dan kekurangan proses) yang telah dilakukan sebelumnya. Penilaian dilakukan dengan mengalikan bobot dengan *rating* menjadi skor kemudian dijumlahkan untuk kelima parameter tersebut. Rating berada dalam rentang 1 – 5 dimana 1 merupakan nilai terkecil sedangkan 5 merupakan nilai tertinggi dari kesesuaian teknologi proses yang dinilai terhadap parameter pada poin 1 hingga 5.

Hasil tahap *scoring* dapat dilihat pada Tabel 4.3

Tabel 4.3 Hasil Skoring Tiga Alternatif Proses

No	Kriteria	Bobot (%)	Amine Guard FS		Selexol		Sulfinol	
			Rating	Score	Rating	Score	Rating	Score
1	Komposisi CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S pada aliran <i>feed gas</i>	10	5	0,5	5	0,5	5	0,5
2	Selektivitas terhadap H <sub>2</sub> S	25	4	1	5	1	3	0,75
3	Komposisi CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S pada aliran <i>sales gas</i>	20	4	0,8	5	1	5	1
4	Konsumsi energi	20	4	0,8	3	0,6	5	1
5	Ketersediaan lisensi proses	25	5	1,25	2	0,5	3	0,75
	<b>TOTAL</b>	100		4,35		3,6		4

Dari ketiga alternatif proses di atas maka teknologi Amine Guard FS dipilih sebagai teknologi proses pada *Acid Gas Removal Unit (AGRU)*.

## 4.2 Kondisi Gas Umpan

### 4.2.1 Karakteristik Umum Gas Umpan

Berikut ini merupakan data kondisi dan komposisi gas umpan dari salah satu sumur di Lapangan gas alam “Z”

Tabel 4.4 Spesifikasi Gas Umpan

<b>Stream (Main)</b>	<b><i>Feed to Inlet Separation</i></b>
Vapor Fraction	0.9043
Temperature (F)	120
Pressure (psia)	614.7
Molar Flow (MMSCFD)	165
Mass Flow (lb/hr)	480100
Heat Flow (MMBtu/hr)	-1551
Composition (%mole) :	
• H <sub>2</sub> S	1.2
• CO <sub>2</sub>	32.48
• Nitrogen	0.24
• Methane	53.04
• Ethane	1.82
• Propane	0.59
• i-Butane	0.13
• n-Butane	0.16
• i-Petane	0.09
• n-Pentane	0.08
• Hexane	0.05
• Heptane	0.13
• Octane	0.06
• Nonane	0.01
• Benzene	0.03
• Toluene	0.06
• m-Xylene	0.02
• 124-MBenzene	0
• COS	0
• M-Mercaptan	0.01
• H <sub>2</sub> O	9.81

Sumber : Pertamina (2011)

## 4.3 Simulasi dan Optimasi

### 4.3.1 Standar Kondisi Operasi Alat

Simulasi proses dilakukan dengan *equation of state* Peng Robinson. Dalam simulasi tersebut, dilakukan penentuan kondisi operasi proses *Pre-Treatment* dan *Acid Gas Removal* ditentukan sesuai dengan buku Rule of Thumb (Carl Branan, 1994). Maka kondisi operasi alat untuk proses *Pre-Treatment* sebagai berikut :

- Aliran umpan gas yang masuk ke *3-phase separator* dalam kondisi 120<sup>0</sup>F dan 614.7 psia
- Penurunan tekanan gas pada unit *gas-gas heat exchanger* ditetapkan sebesar 3 psi baik pada sisi *tube* maupun pada sisi *shell*
- Penurunan tekanan pada *chiller* ditetapkan untuk gas pada sisi *tube* sebesar 3 psi, sementara untuk refrijeran pada sisi *shell* sebesar 1 psi
- Temperatur refrijeran memasuki *chiller* ditetapkan sebesar 22<sup>0</sup>F dibawah temperatur gas yang diinginkan. Target temperatur gas yang diinginkan adalah sebesar 32<sup>0</sup>F
- Temperatur *ethylene glycol* yang masuk ke sub-proses *Dew Point Control System* sebesar 104<sup>0</sup>F

Sementara itu, untuk proses *Acid Gas Removal* kondisi operasi alat sebagai berikut :

- Tekanan pelarut amina keluaran pompa menuju *recycle* yang akan masuk kolom absorpsi diatur lebih tinggi dari tekanan operasi kolom yakni hingga 591 psia dan pada temperatur 105<sup>0</sup>F dengan menyesuaikan kondisi operasi kolom absorpsi yang bekerja pada tekanan tinggi yaitu 650 psig dan temperatur rendah 80 –120<sup>0</sup>F serta temperatur pelarut yang masuk harus lebih tinggi daripada aliran gas umpan untuk mencegah terjadinya *foaming* (Norrie, 2010)
- Tekanan operasi *absorber column* untuk bagian atas (*top*) sebesar 585 psia dan bagian bawah (*bottom*) sebesar 590 psia

- Tekanan *rich amine* menuju flash separator disesuaikan dengan temperatur operasi separator sebesar 75 psig atau 90 psia (Norrie, 2010)
- Temperatur keluaran heat exchanger umpan *rich amine* menuju *stripper column* diatur tinggi hingga 200<sup>0</sup>F disesuaikan dengan kondisi operasi pada kolom tersebut yakni pada tekanan rendah dan temperatur tinggi mulai dari 210<sup>0</sup>F (Norrie, 2010)
- Tekanan pada kolom stripping untuk bagian atas (*top*) sebesar 27.5 psia dan bagian bawah (*bottom*) sebesar 31.5 psia disesuaikan dengan tekanan operasi normal kolom stripping yaitu 18.5 psig (Norrie, 2010)
- Make up berupa air 100% dalam tekanan 21.5 psia dan temperatur 86<sup>0</sup>F yang sebelum masuk *lean amine cooler* terlebih dahulu dicampur dengan *lean amine* dari *rich/lean amine heat exchanger* dan campuran air yang dipisahkan dari aliran *acid gas* sebelum di-venting
- Temperatur masukan separator dua fasa aliran *acid gas* diatur hingga 110<sup>0</sup>F agar *acid gas* yang di-venting ke udara sesuai dengan batas aman.

#### 4.3.2 Optimasi Proses

Dengan menggunakan kondisi operasi pada subbab sebelumnya, maka dilakukan optimasi proses untuk mendapatkan produk yang sesuai dengan spesifikasi *sales gas* yakni H<sub>2</sub>S kurang dari 4 ppm dan CO<sub>2</sub> kurang dari 5%mol. Melalui optimasi, ditinjau beberapa parameter yang akan menentukan layak atau tidaknya proses tersebut yaitu :

- Komposisi pelarut amina  
Proses Amine Guard FS pada dasarnya menggunakan pelarut MEA, namun dikarenakan kandungan CO<sub>2</sub> sangat tinggi diperlukan tambahan pelarut amine yang dapat mengabsorpsi CO<sub>2</sub> yaitu adalah MDEA. Semakin banyak MDEA dan semakin sedikit MEA yang digunakan akan mengurangi *loss* pada sistem.
- Aliran pelarut amina

Semakin banyak aliran amina yang dibutuhkan kerja seluruh unit proses, seperti kondenser dan reboiler stripper, cooler serta pompa akan lebih banyak membutuhkan energi

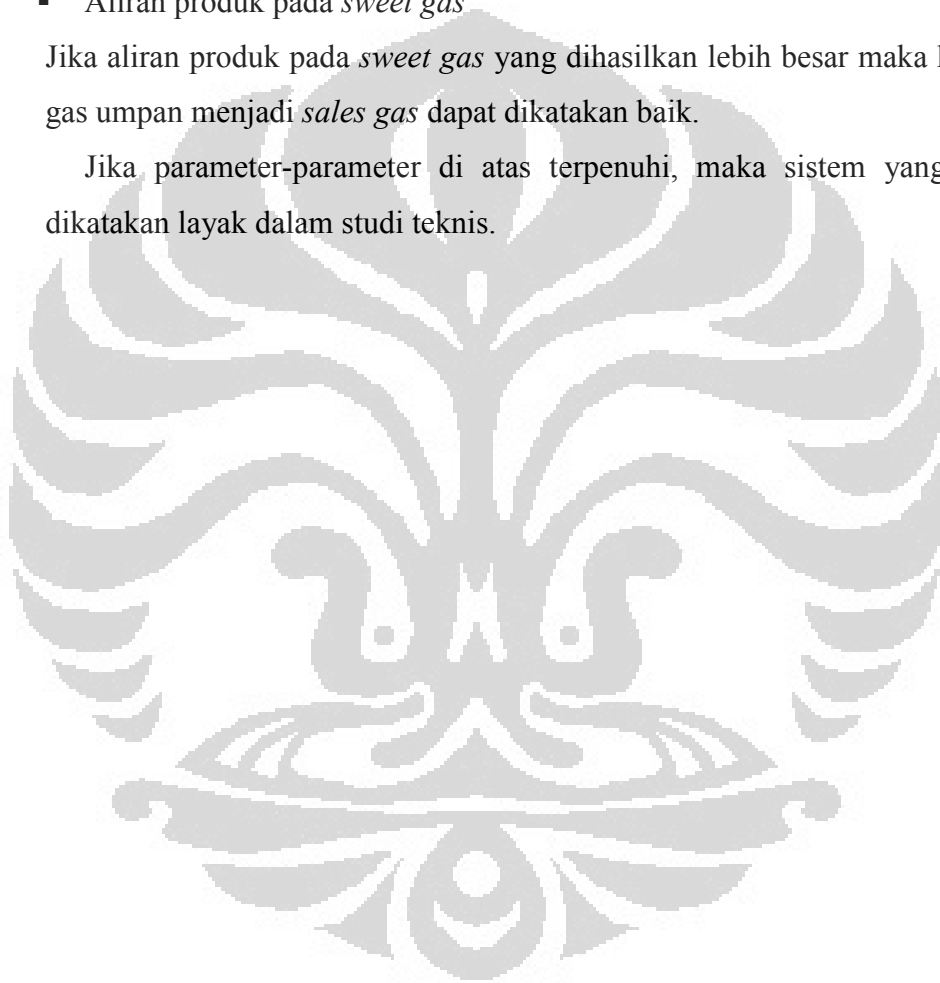
- Energi yang dibutuhkan

Semakin sedikit energi akan mengurangi biaya utilitas termasuk listrik, air, dan steam.

- Aliran produk pada *sweet gas*

Jika aliran produk pada *sweet gas* yang dihasilkan lebih besar maka konversi gas umpan menjadi *sales gas* dapat dikatakan baik.

Jika parameter-parameter di atas terpenuhi, maka sistem yang dipilih dikatakan layak dalam studi teknis.



Tabel 4.5 Perbandingan Kondisi Optimasi Proses

Parameter	Basic Amine Guard FS	Mixed Amine (1)	Mixed Amine (2)	Mixed Amine (3)	Mixed Amine (4)	Mixed Amine (5)	Unit
Jenis pelarut amine	MEA	MEA/MDEA	MEA/MDEA	MEA/MDEA	MEA/MDEA	MEA/MDEA	
Komposisi amine	29	5/45	4/46	4/51	5/50	3/52	%wt
Aliran amine	>20000	5100	6212	6544	4558	6412	GPM
Energi dibutuhkan	not solved	5,90E+09	5,91E+09	5,87E+09	5,86E+09	5,87E+09	kJ/hr
Aliran produk sweet gas	not solved	92,98	93,11	93,2	93,12	93,1	MMSCFD

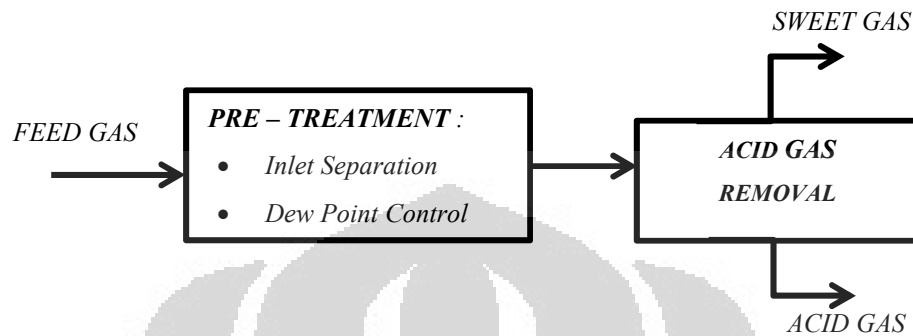
Dari perbandingan simulasi yang dilakukan di atas, maka kondisi yang paling optimal yaitu adalah aliran *mixed amine* MEA-MDEA pada komposisi 5%-50%wt karena aliran pelarut yang lebih sedikit serta aliran *sweet gas* yang cukup banyak walaupun energi yang digunakan tidak jauh berbeda.

Komposisi MEA-MDEA yang dipilih di atas, telah dilakukan Polasek, Bullin, Iglesias-Silva (1992) dalam simulasi *CO<sub>2</sub> Removal* dengan pelarut *mixed amine*, komposisi campuran amina yang digunakan adalah 55%wt pada kondisi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S tinggi, dimana konsentrasi MEA < 20%. Dari data pada jurnal tersebut, konsentrasi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang paling kecil didapat ketika komposisi MEA 5%wt dan MDEA 50%wt. Dengan demikian, pada simulasi ini komposisi pelarut UCarsol yang digunakan terdiri dari air 45%wt – MDEA 50%wt – MEA 5%wt.



#### 4.4 Penjelasan Proses

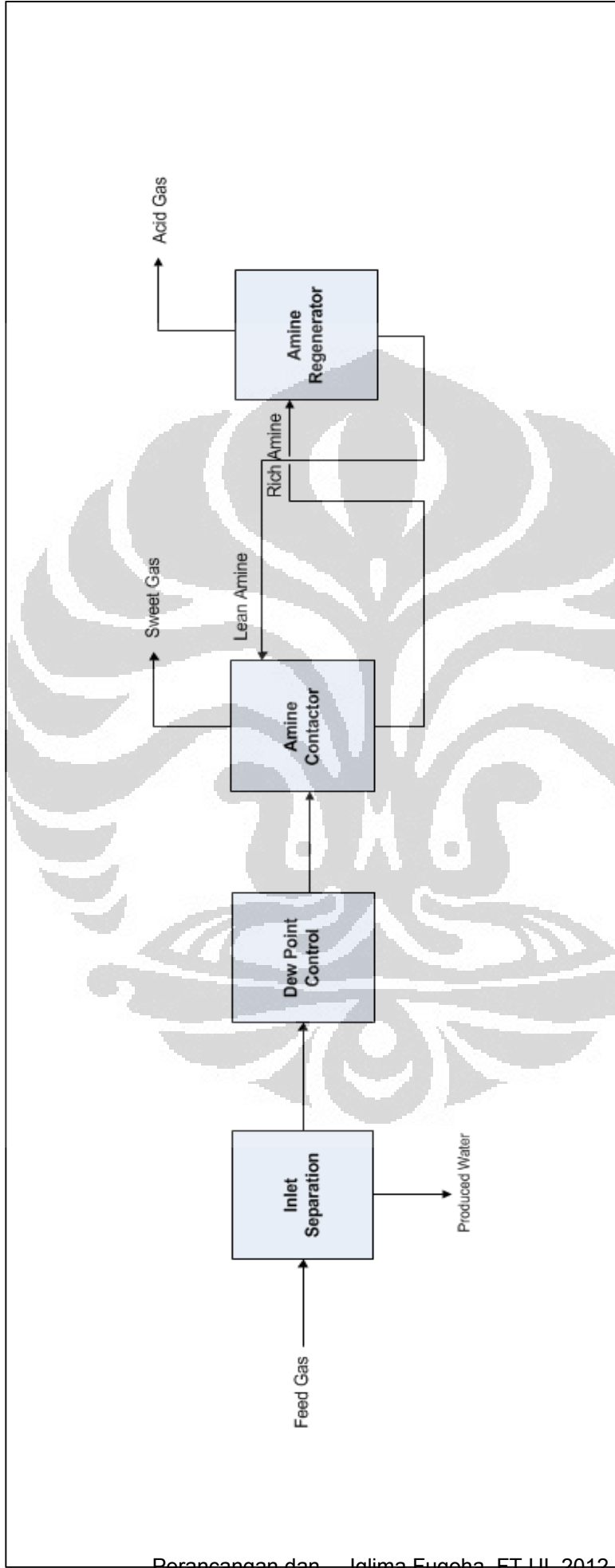
Berikut ini adalah aliran proses utama penghilangan gas asam dalam lapangan gas “Z” :



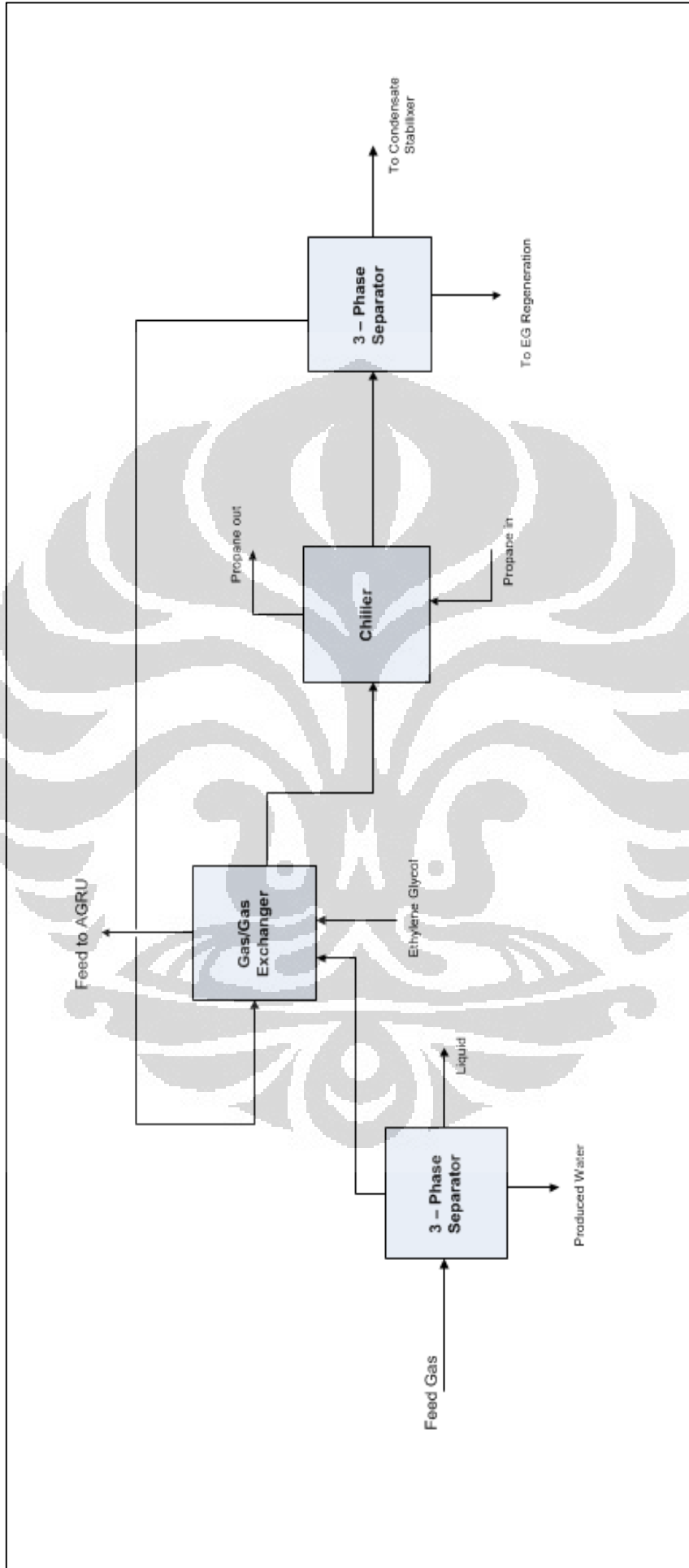
**Gambar 4.1** Skema Proses Keseluruhan

Perancangan yang dilakukan hanya pada unit proses *Pre-Treatment* serta *Acid Gas Removal*. Unit proses AGRU menggunakan teknologi Amine Guard FS. Pada halaman selanjutnya terdapat *Block Flow Diagram* dan *Process Flow Diagram* dengan penjelasan sebagai berikut :

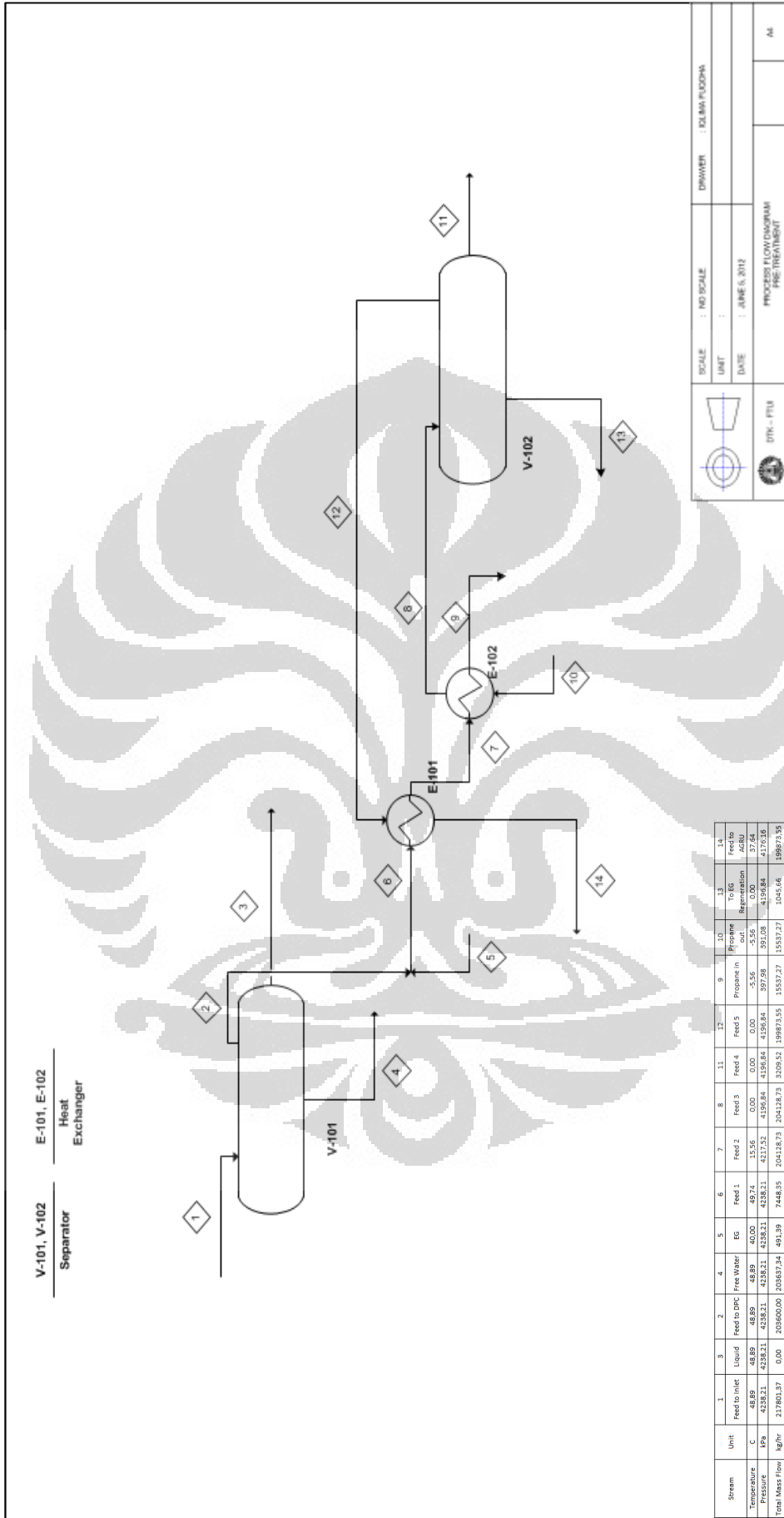
- Gambar 4.2 merupakan *Block Flow Diagram* dari keseluruhan proses unit pemisahan gas asam dimulai dari separasi awal, *dew point control system*, dan unit proses utama pemisahan gas asam untuk menghasilkan *sweet gas* dan *acid gas*
- Gambar 4.3 merupakan *Block Flow Diagram* dan Gambar 4.4 masing-masing merupakan *Process Flow Diagram* proses *Pre-Treatment*
- Gambar 4.5 merupakan *Process Flow Diagram* dari unit utama pemisahan gas asam.
- Gambar 4.6 merupakan *Process Flow Diagram* Unit Utilitas Refrijerasi Propana yang terdapat dalam sub-proses *dew point control system*.



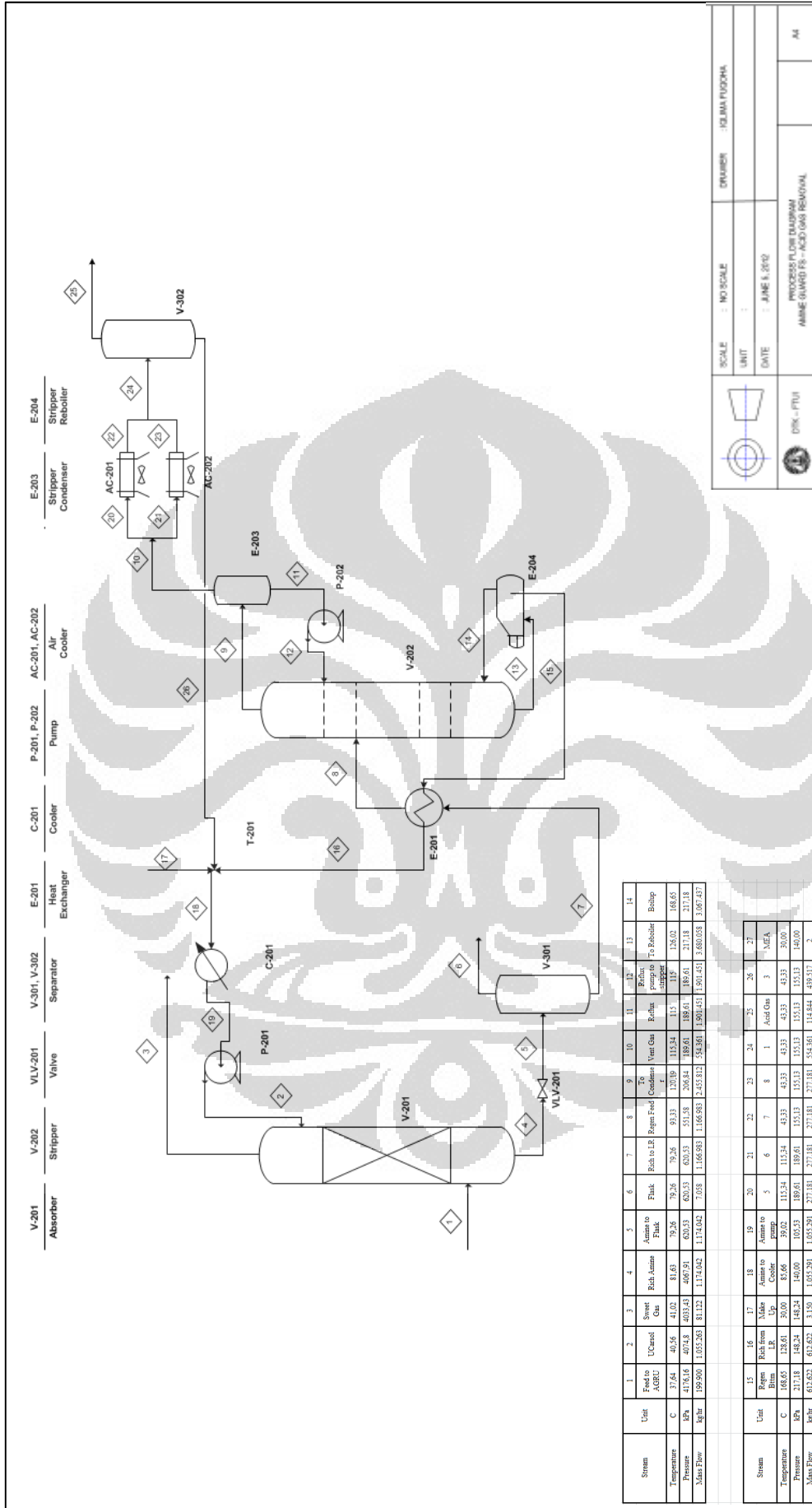
Gambar 4.2 Block Flow Diagram Keseluruhan



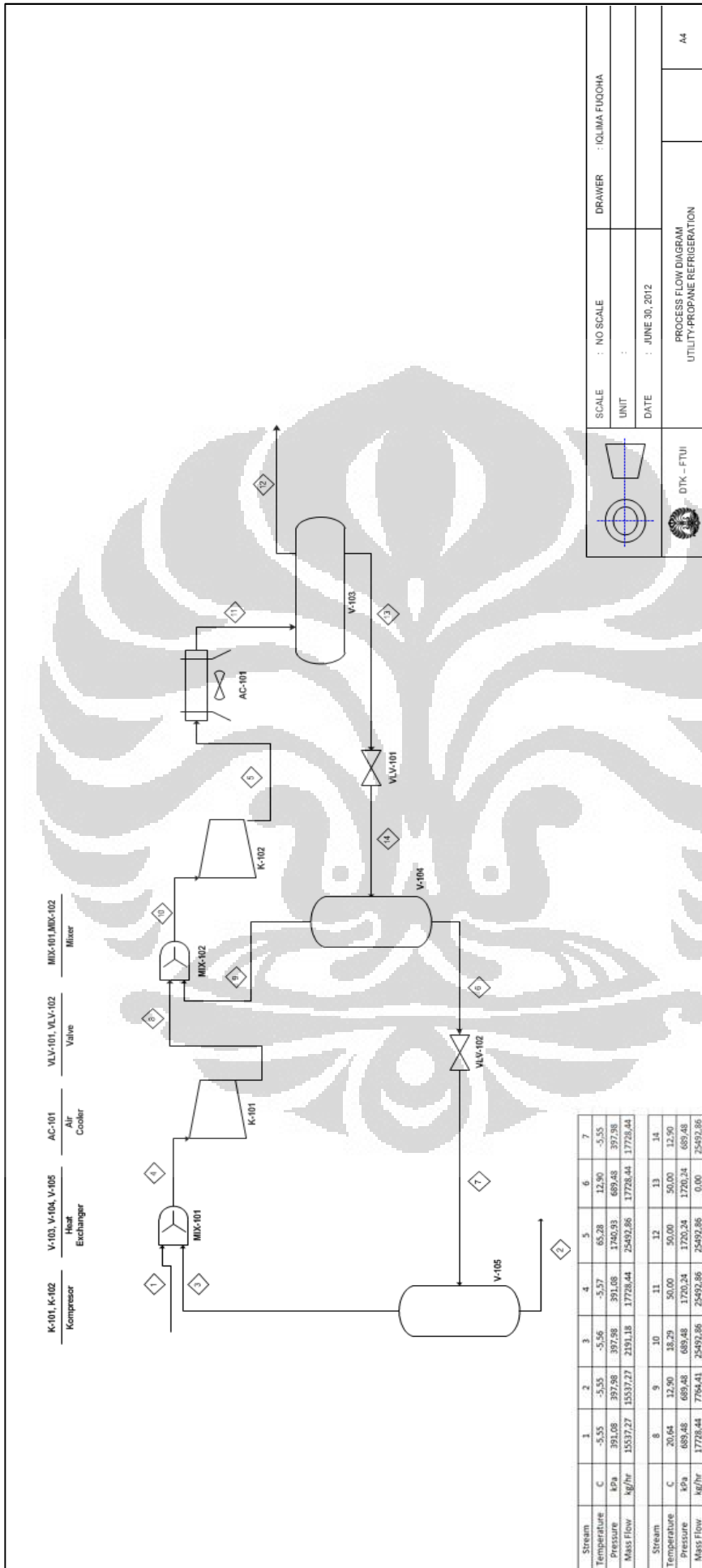
Gambar 4.3 Block Flow Diagram Pre-Treatment



Gambar 4.4 Process Flow Diagram Pre-Treatment



Gambar 4.5 Process Flow Diagram Acid Gas Removal



Gambar 4.6 Process Flow Diagram Unit Utilitas Refrijerasi Propana

#### 4.4.1 Sub-Proses Separasi Gas

Proses ini ditujukan untuk memisahkan kandungan air sejumlah 9.81%mol pada aliran gas dari sumur sehingga gas yang nanti akan masuk ke proses *Acid Gas Removal* merupakan *dry gas*. Campuran gas alam dengan sebanyak 165 MMSCFD dalam kondisi 120<sup>0</sup>F dan 600 psig secara langsung dialirkan menuju *3-phase separator* untuk dipisahkan sehingga didapatkan produk atas yakni aliran campuran *dry gas*, produk tengah yakni campuran liquid berupa kondensat yang akan masuk ke tahap sub-proses *condensate stabilizer*, dan produk bawah berupa air. Setelah sub-proses separasi gas, maka gas umpan akan masuk ke sub-proses selanjutnya yaitu *dew point control*.

#### 4.4.2 Sub Proses Dew Point Control

Sub-proses ini bertujuan untuk tetap menjaga kondisi umpan gas yang akan masuk ke proses *acid gas removal* agar tetap dalam kondisi *dry gas*. Dalam proses ini digunakan *Ethylene Glycol* (EG) yang akan dicampur dengan gas keluaran separasi gas sebagai umpan masuk *gas-gas exchanger*. Tujuan dari penggunaan EG adalah sebagai pengikat air pada campuran gas, dengan adanya gugus EG yang polar sehingga dapat berikatan dengan air.

Pertukaran panas dalam *gas-gas exchanger* bertujuan agar gas umpan yang akan menuju *acid gas removal unit* (AGRU) berada dalam temperatur yang rendah, sesuai dengan kondisi operasi kerja kolom absorpsi.

Oleh karena itu, digunakan refrijeran propana untuk menurunkan suhu umpan gas yang akan menuju AGRU. Propana dengan suhu 22<sup>0</sup>F sebagai cairan pendingin pada *chiller* yang bertukar panas dengan aliran gas pada tube dengan temperatur *inlet* sebesar 60<sup>0</sup>F, yang merupakan aliran outlet dari *tube gas-gas exchanger*, sehingga didapat temperatur aliran gas *outlet* sebesar 32<sup>0</sup>F yang akan menuju *3-phase separator*. Aliran gas keluaran *3-phase separator* dengan temperatur yang sama akan menjadi inlet pada *shell gas-gas exchanger* yang kemudian bertukar panas dengan aliran gas umpan yang masuk pada *tube* dengan temperatur yang lebih tinggi 121.5<sup>0</sup>F sehingga pada

shell didapat aliran keluaran gas umpan dengan temperatur yang lebih tinggi dari *inlet* pada *shell* namun tidak lebih tinggi dari *inlet* pada *tube*, yakni 99.75<sup>0</sup>F. Aliran gas keluaran *shell gas-gas exchanger* kemudian akan menjadi gas umpan pada proses AGRU.

Aliran refrijeran yang akan menjadi fluida pendingin pada *chiller* mengalami siklus regenerasi yang dapat dilihat pada Gambar 4.6

#### 4.4.3 Sub-Proses Acid Gas Removal (AGRU)

##### 4.4.3.1 Amine Contactor

Proses *gas sweetening* adalah proses yang didasarkan pada reaksi kimia antara basa lemah dan asam lemah, dimana pelarut amina merupakan basa lemah sedangkan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> merupakan asam lemah. Kondisi temperatur *inlet* pelarut amina penting terhadap proses absorpsi karena jika temperatur pelarut amina berada di bawah temperatur gas umpan, dapat terbentuk kondensat dalam larutan tersebut yang mampu menyebabkan *foaming* pada kolom absorpsi. Maka, oleh karena temperatur gas umpan 99.75<sup>0</sup>F, temperatur UCarsol diatur sebesar 105<sup>0</sup>F.

Reaksi yang terjadi di dalam kolom absorpsi berlangsung kompleks. Sesuai dengan literatur yang didapat, kolom absorpsi beroperasi pada tekanan tinggi dan suhu yang rendah, maka pada simulasi ini dilakukan penentuan tekanan operasi sebesar 585 – 590 psia sehingga hasil simulasi didapat temperatur operasi berada pada rentang 105.1 – 134.2<sup>0</sup>F.

Aliran gas alam setelah melalui proses *Pre-Treatment* dimana untuk memisahkan fasa gas, kondensat dan air, menjadi umpan masuk ke *amine contactor* pada bagian bawah kolom dengan komposisi CO<sub>2</sub> 36.03% mol dan H<sub>2</sub>S 1.32% mol. Sementara itu, absorbent yang merupakan pelarut UCarsol (*lean amine*) masuk dari bagian atas kolom absorpsi. Aliran gas dari bawah akan menuju ke atas kolom absorpsi mengalami kontak dengan aliran *lean amine* yang menuju bawah kolom (*down-flowing*). Gas asam diserap dari gas oleh larutan amina yang mengalir melintasi *tray*. Ketika gas melalui katup pada *tray* (untuk jenis *valve tray column*), gas tersebut terdesak menjadi uap



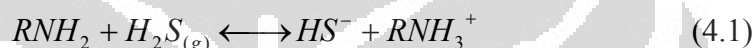
gelembung dalam larutan amina yang mengalir melewati tray. Kontak uap gelembung gas-cairan tersebut akan mendorong penyerapan ketika gas asam tersebar dalam larutan amina.

Larutan amina akan menjadi semakin jenuh dan kaya terhadap H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> ketika melewati tray demi tray turun hingga ke bagian bawah kolom absorpsi, yang kemudian larutan amina yang jenuh tersebut keluar kolom dan disebut sebagai *rich amine* untuk selanjutnya diregenerasi.

Dalam kolom absorber terjadi reaksi kimia secara reversibel hingga CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dapat diserap oleh pelarut amina, reaksinya adalah sebagai berikut :

a. Mekanisme Reaksi *Mixed Amine* dengan H<sub>2</sub>S (Kaewsichan, L et.al. , 2001):

1. MEA dengan H<sub>2</sub>S :



2. MDEA dengan H<sub>2</sub>S :



$RNH_3HS$  dan  $RR'R''HS$  merupakan amina yang kaya H<sub>2</sub>S dalam campuran *rich amine*. Dalam reaksi *mixed amine* ini, MEA dan MDEA bersaing untuk mengabsorb H<sub>2</sub>S.

b. Mekanisme Reaksi *Mixed Amine* dengan CO<sub>2</sub> (Kaewsichan, L et.al. , 2001) :

1. Ionisasi air



2. Ionisasi CO<sub>2</sub>



3. Disosiasi bicarbonate :



4. Reaksi MEA dengan CO<sub>2</sub>, merupakan mekanisme reaksi dengan ion zwitter :

- Reaksi pembentukan ion zwitter (MEA *carbamate*)

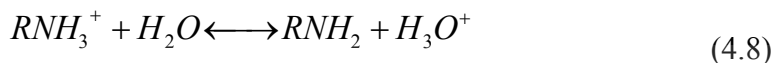


$RNHCOO^-$  merupakan ion zwitter dalam reaksi ini.

- Reaksi protonasi MEA



- Reaksi disosiasi protonasi MEA dalam air :



- Reaksi MEA *carbamate* menjadi *bicarbonate* :



Maka, dari kombinasi persamaan reaksi (4.6) dengan (4.7) maka didapatkan reaksi seperti berikut :



Selanjutnya, kombinasi persamaan reaksi (4.9) dengan (4.10) maka didapatkan persamaan reaksi berikut :

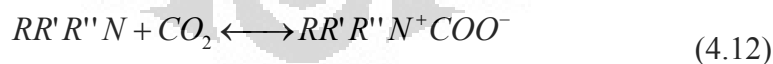


Dari persamaan reaksi di atas, maka MEA yang kaya akan  $CO_2$  adalah senyawa  $RNH_3HCO_3$ .

5. Reaksi MDEA dengan  $CO_2$ , terdapat dua mekanisme reaksi :

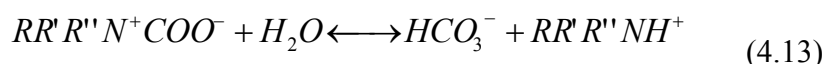
- a) Mekanisme reaksi pertama adalah mekanisme ion zwitter seperti yang digunakan pada MEA. Berikut mekanisme reaksinya :

- Reaksi pembentukan ion zwitter :

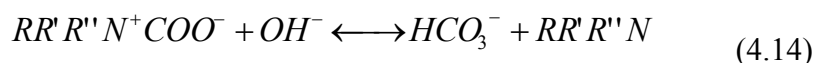


$RR'R''N^+COO^-$  merupakan ion zwitter dalam reaksi.

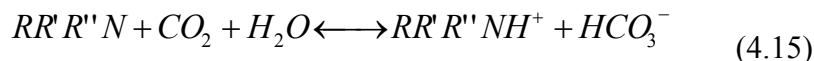
- Reaksi ion zwitter dengan air (pembentukan MDEA terprotonasi):



- Reaksi ion zwitter dengan hidroksida (pembentukan *bicarbonate*) :

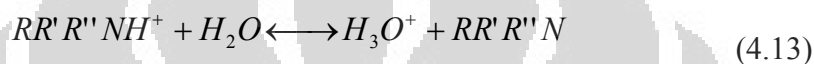


Jika dikombinasikan, persamaan reaksi (4.12) dengan (4.13) dan (4.13) dengan (4.14) maka akan menjadi seperti berikut :

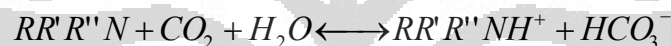


b) Mekanisme reaksi kedua adalah mekanisme reaksi MDEA terprotonasi yang berdisosiasi dengan air sebelum bereaksi dengan CO<sub>2</sub>. Berikut reaksi yang terjadi :

- Reaksi disosiasi MDEA terprotonasi :



Kombinasi dari reaksi (4.13) dan reaksi ionisasi CO<sub>2</sub> (4.4) menjadi persamaan reaksi (4.15) :



Maka dari reaksi tersebut dapat dilihat MDEA yang kaya akan CO<sub>2</sub> yakni senyawa RR'R''NHHCO<sub>3</sub>.

Dari keseluruhan reaksi di atas, reaksi yang paling cepat terjadi adalah reaksi H<sub>2</sub>S dengan *mixed amine* sementara reaksi *mixed amine* dengan CO<sub>2</sub> berlangsung lambat. Semakin lama, larutan amina berada di dalam kolom semakin banyak pula CO<sub>2</sub> yang akan diserap oleh larutan tersebut.

Larutan *rich amine* yang keluar dari bawah kolom absorpsi merupakan campuran antara air, MEA, MDEA, *amine sulphide* dan *amine carbonate*. Sementara itu, gas keluaran atas kolom menjadi *sweet* dengan kandungan CO<sub>2</sub> 0.0673 %mol dan H<sub>2</sub>S <1 ppm serta kandungan air 5.7 lbmole/MMSCF melalui jalur pipa akan masuk ke proses dehidrasi. Spesifikasi tersebut sudah sesuai dengan spesifikasi *sales gas*.

#### 4.4.3.2 Flash Separator

Larutan *rich amine* yang keluar dari bawah kolom absorpsi pada kondisi 125<sup>0</sup>F dan 590 psia, pertama melalui *pressure control valve* sebelum menuju *flash separator*. Hal ini dilakukan untuk mengurangi tekanan larutan hingga sesuai dengan tekanan operasi *flash separator* keadaan normal yakni 75 psig

(Norrie, 2010). Separator 2 fasa ini hanya berfungsi sebagai pemisah gas asam dan hidrokarbon yang masih tersisa dalam larutan *rich amine* sebelum masuk ke *heat exchanger*.

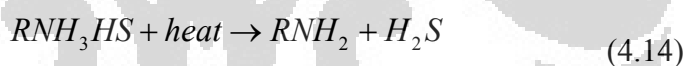
#### 4.4.3.2 Amine Regenerator

Kolom stripping ini digunakan untuk menghilangkan gas asam yang terabsorpsi dalam larutan *rich amine*. Kolom ini bekerja pada tekanan rendah yakni 18.5 psig dan temperatur tinggi yaitu lebih dari 200<sup>0</sup>F hingga 400<sup>0</sup>F. Sehingga umpan *rich amine* sebelum masuk kolom berada pada temperatur 200<sup>0</sup>F.

Umpan tersebut masuk melalui *feed tray*, mengalir ke bawah kolom dan mengalami kontak dengan uap panas (*steam*) yang diregenerasi dalam reboiler di bagian bawah kolom. Dengan semakin meningkatnya *steam*, akan semakin banyak pula H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang dihilangkan dari larutan *rich amine*. Reaksi yang terjadi dalam kolom stripping adalah sebagai berikut :

a) Reaksi *amine sulfide* (Norrie, 2010) :

- MEA :



- MDEA :

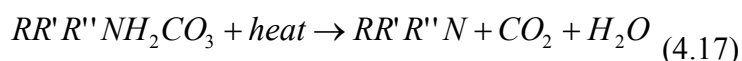


b) Reaksi *amine carbonate* (Norrie, 2010) :

- MEA :



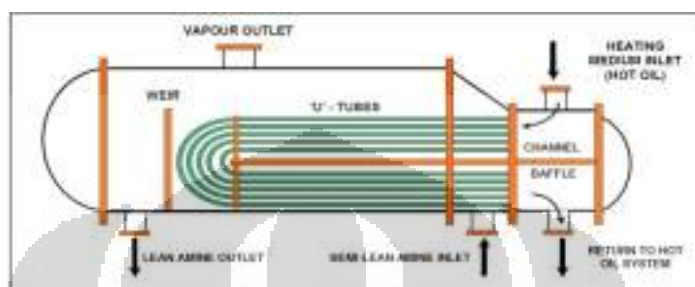
- MDEA :



Persentase *amine sulfide* dan *amine carbonate* yang dikonversi menjadi gas asam dan larutan amina bersih bergantung dari jumlah panas dan *steam* yang digunakan dalam kolom *stripping* ini. Dengan mengalirnya *steam* dari bawah menuju atas kolom, akan mendorong katup pada *tray* (untuk jenis *valve tray column*) untuk membuka sehingga gelembung uap akan melewati larutan

*rich amine* mengalir melintasi *tray*. *Steam* yang panas tersebut merupakan sumber utama panas untuk memisahkan gas asam dari larutan *rich amine* seperti pada mekanisme reaksi di atas.

- *Reboiler*



**Gambar 4.7** *Kettle Type Reboiler* (Norrie, 2010)

Kegunaan *reboiler* dalam sistem regenerasi sebagai penyuplai panas terhadap larutan *semi-lean amine* yang keluar dari kolom bagian bawah untuk menghilangkan gas asam yang masih tersisa pada larutan. Suplai panas tersebut didapatkan dengan memanaskan pelarut amina menggunakan aliran *hot oil* yang mengalir melalui *U-Tube* dalam *reboiler*. Sehingga akan keluar dari *reboiler* sebagai *lean amine* menuju *lean/rich exchanger*.

*Steam* akan keluar dari bagian atas *reboiler* dan masuk pada bagian bawah *bottom tray*, mengandung uap air, gas asam, beberapa hidrokarbon, dan uap amina. *Steam* ini akan masuk ke bagian bawah kolom stripping, mengalir ke atas kolom dan mengalami kontak dengan *tray* sehingga memisahkan gas yang terabsorpsi pada larutan amina yang mengalir ke bawah.

Untuk mendapatkan *steam*, *semi-lean amine* pada temperatur 299.1<sup>0</sup>F dalam *reboiler* mengalir pada *shell* dipanaskan hingga temperatur 424.9<sup>0</sup>F dengan *hot oil* yang mengalir pada *U-Tube steam bundle* pada temperatur 500<sup>0</sup>F (Norrie, 2010)

- *Condenser*

Gas asam H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang terpisah dari larutan *rich amine* bersama dengan uap air, keluar dari kolom *stripping* menuju *reflux condenser* pada temperatur 242.9<sup>0</sup>F. Dalam *reflux condenser*, uap air dikondensasi untuk

mendapatkan *liquid* yang akan direfluks kembali ke kolom *stripper* pada temperatur 248.2<sup>0</sup>F. *Reflux condenser* ini adalah tipe *air-fin exchanger*.

#### 4.4.3.2 *Lean/Rich Amine Heat Exchanger*

Tipe *heat exchanger* ini menghasilkan *heat transfer* pada jumlah besar ketika menggunakan aliran *counter-current*. Dalam *lean/rich amine exchanger* ini terjadi pertukaran panas antara *lean amine* yang keluar dari *reboiler* pada temperatur 424.9<sup>0</sup>F dengan *rich amine* yang keluar dari *flash separator* pada temperatur yang lebih rendah 134.2<sup>0</sup>F. Dari pertukaran panas ini, menghasilkan *lean amine* yang akan menuju *mixer tank* dengan temperatur 205.3<sup>0</sup>F, sementara temperatur *rich amine* yang akan menuju kolom *stripping* diatur hingga 200<sup>0</sup>F disesuaikan dengan kondisi operasi kolom.

#### 4.4.3.3 *Amine Cooler*

Seperti yang telah dijelaskan sebelumnya, temperatur larutan *lean amine* yang masuk ke dalam kolom absorpsi harus disesuaikan dengan kondisi operasi kolom absorpsi yakni pada 100 – 120<sup>0</sup>F dan harus lebih tinggi dari temperatur gas umpan kolom absorpsi. Dengan demikian, larutan *lean amine* yang telah bercampur dengan air pada *mixer tank* masih dalam temperatur yang lebih tinggi yaitu 135.8<sup>0</sup>F akan masuk ke *cooler* untuk didinginkan hingga temperatur 105<sup>0</sup>F.

Pendinginan ini dilakukan karena larutan amina panas tidak akan menghilangkan gas asam sebanyak larutan amina dingin. Sehingga proses pendinginan ini penting dilakukan. Setelah keluar dari *cooler*, pelarut amina akan dipompa untuk masuk ke ke kolom absorpsi. *Cooler* ini adalah tipe *air-fin exchanger* dimana *lean amine* akan mengalir secara *multiple passes* dalam dua *tube bundle* yang disusun paralel.

#### 4.4.4 Utilitas

Unit utilitas yang diperlukan dalam proses ini adalah proses refrijerasi propana yang mendinginkan gas keluaran *gas-gas exchanger* dari 15.6<sup>0</sup>C hingga 0<sup>0</sup>C. Menggunakan refrijerasi 2 tahap kompresi untuk menghasilkan pendinginan

yang lebih baik. Refrijeran propana yang melalui *chiller* memiliki temperatur 22<sup>0</sup>F atau -5.6<sup>0</sup>C. Selama proses refrijerasi, refrijeran propana tidak mengalami perubahan temperatur namun mengalami perubahan fasa, sehingga proses pendinginan dalam *chiller* terjadi dengan menggunakan kalor laten dari refrijeran propana.

#### 4.5 Produk

Dari Tabel 4.6, dapat dilihat bahwa produk *sweet gas* sudah memenuhi standar spesifikasi *sales gas* yakni dengan komposisi CO<sub>2</sub> dibawah 5% mol dan H<sub>2</sub>S kurang dari 4 ppm. *Sweet gas* juga sudah memenuhi spesifikasi dari gas pipa (*pipeline*) dengan kandungan H<sub>2</sub>O sebesar 5.3 lbmole/MMscf masih berada dibawah standar yaitu 7lbmole/MMscf.

Sementara itu, *acid gas* yang memiliki komposisi CO<sub>2</sub> 90.9% mol dan H<sub>2</sub>S sebanyak 3.35% mol akan menjadi umpan untuk proses selanjutnya dalam *gas processing plant*, yaitu proses *acid gas enrichment* yang dilanjutkan dengan *sulfur recovery unit*.

Tabel 4.6 merupakan hasil dari simulasi *acid gas removal* yang menghasilkan produk *sweet gas* dan *acid gas*.

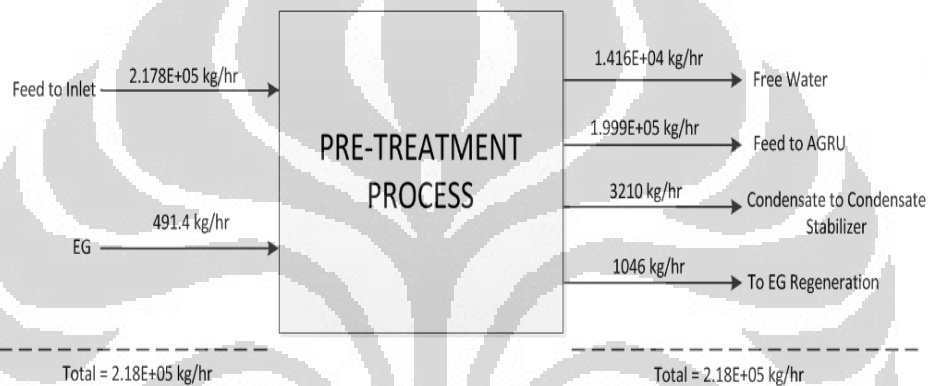
Tabel 4.6 Spesifikasi Produk *Acid Gas Removal Unit*

<i>Stream</i>	<i>Sweet Gas</i>	<i>Acid Gas</i>
<i>Vapor Fraction</i>	1	1
<i>Temperature (F)</i>	105,8	110
<i>Pressure (psia)</i>	585	22,5
<b><i>Molar Flow (MMSCFD)</i></b>	<b>93,12</b>	<b>54,66</b>
<i>Mass Flow (lb/hr)</i>	1,79E+05	2,53E+05
<i>Heat Flow (MMBtu/hr)</i>	61,62	26,1
<i>HHV (Btu/scf)</i>	1053,2	-
<i>LHV (Btu/scf)</i>	957,8	-
<i>Composition (%mole) :</i>		
- <b>H<sub>2</sub>S</b>	<b>0,0000036</b>	<b>3,39</b>
- <b>CO<sub>2</sub></b>	<b>0,67</b>	<b>90,9</b>
- Nitrogen	0,43	0
- Methane	93,6	0,0076
- <b>H<sub>2</sub>O</b>	<b>0,20</b>	<b>5,72</b>

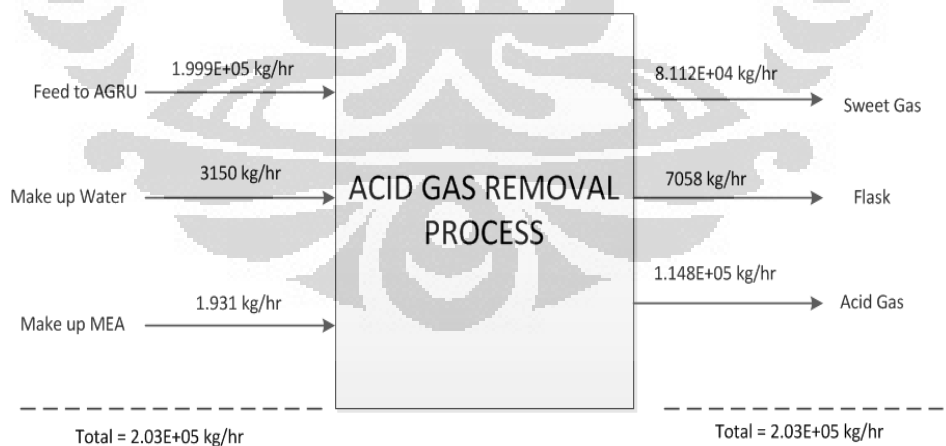
## 4.6 Neraca Massa dan Energi

### 4.6.1 Neraca Massa Keseluruhan

Aliran neraca masuk dan keluar proses *pre-treatment* sebesar 234000 kg/hour sementara proses pemisahan gas asam neraca masuk dan keluar sebesar 203000 kg/hour. Maka tidak ada *loss* massa dalam keseluruhan unit ini. Untuk lebih jelasnya, neraca massa komponen pada unit proses *pre-treatment* dan AGRU dapat dilihat pada Gambar 4.8 dan Gambar 4.9:



**Gambar 4.8** Neraca Massa *Pre-Treatment*



**Gambar 4.9** Neraca Massa *Acid Gas Removal Unit*

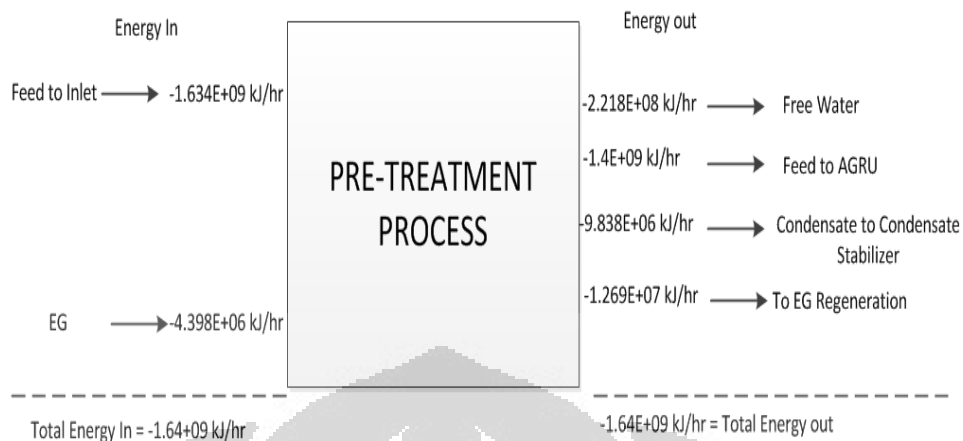


#### 4.6.2 Neraca Energi Keseluruhan

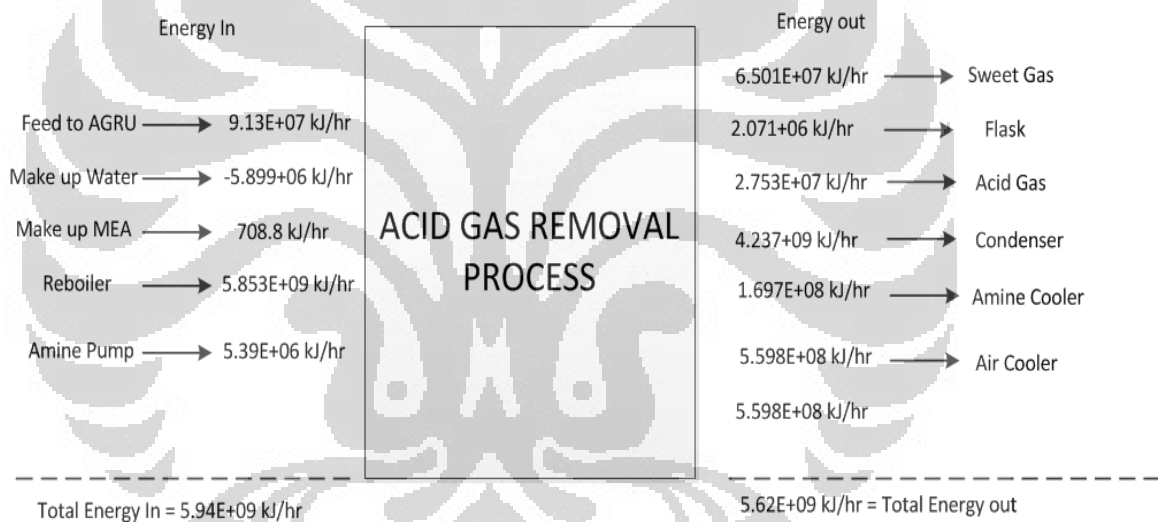
Neraca energi menunjukkan kesetimbangan antara energi yang dibutuhkan dan energi yang dihasilkan selama berjalannya proses produksi. Selain untuk mengetahui kebutuhan energi pada suatu proses, perhitungan neraca energi ini juga sangat penting untuk memperoleh nilai efisiensi energi sehingga dapat dilakukan 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.
- 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 unit *Pre-Treatment* dan AGRU.



**Gambar 4.10.** Neraca Energi *Pre-Treatment*



**Gambar 4.11** Neraca Energi *Acid Gas Removal Unit*

Dari neraca energi di atas, pada proses AGRU diketahui bahwa energi yang dibutuhkan proses adalah sebesar 5.940.000.000 kJ/hr sementara energi yang dikeluarkan dari unit proses ini adalah sebesar 5.620.000.000 kJ/hr. Analisis kebutuhan energi yang lebih banyak karena beberapa alat yang digunakan seperti kolom absorber, stripper dan pompa, efisiensi kinerjanya tidak 100% sehingga akan ada energi yang hilang dalam unit proses ini.

## 4. 7 Spesifikasi Peralatan Proses

Melakukan desain dari setiap peralatan bertujuan untuk menghitung dimensi dan kapasitas dari peralatan yang digunakan dalam unit proses di suatu pabrik. Sehingga dengan didapatkannya dimensi dan kapasitas setiap peralatan dapat ditentukan estimasi harga pembelian unit tersebut yang tentu saja akan mempengaruhi besar investasi dari suatu pabrik.

Pada pembangunan Unit Pemisahan Gas Asam ini, peralatan dalam proses terbagi menjadi dua bagian, yaitu proses *Pre-Treatment* dan proses utama. Langkah perhitungan dan penjelasan sizing tiap alat dapat dilihat dalam halaman lampiran.

### 4.6.1 Proses Pre-Treatment

#### 4.6.1.1 Separator Tiga Fasa

Pada proses *pre-treatment* terdapat dua buah separator tiga fasa untuk memisahkan fasa gas, kondensat dan liquid. Pada separator pertama terjadi pemisahan umpan gas dari sumur yang masih mengandung air sehingga gas yang terpisah sudah dalam kondisi kering (*dry gas*). Sementara separator kedua terdapat pada sub-proses *dew point control* (DPC) merupakan *Low Temperature Separator* (LTS) yang memisahkan aliran gas yang telah didinginkan oleh *chiller* menjadi gas yang akan mendinginkan umpan gas dari sub-proses separasi awal, kondensat yang akan masuk ke unit *condensate stabilizer* serta *ethylene glycol* (EG) yang akan masuk ke sistem regenerasinya.

Tabel 4.7 Spesifikasi Separator 3 Fasa

Spesifikasi	V-101	V-102
<i>Tipe</i>	Horizontal	Horizontal
<i>Desain volume (m<sup>3</sup>)</i>	73.4	75.2
<i>Tekanan operasi (bar)</i>	42.4	42
<i>Temperatur operasi (C)</i>	49	0
<i>Diameter (m)</i>	4.3	4.4
<i>Panjang Total (m)</i>	6.8	7
<i>Waktu tinggal (s)</i>	600	600
<i>Material</i>	SS - 316	SS - 316

#### 4.6.1.2 Heat Exchanger

Pada proses *pre-treatment* sub-proses *dew point control* (DPC) digunakan dua buah jenis *heat exchanger* (HE) yaitu *gas-gas heat exchanger* dan *chiller* untuk memanaskan dan mendinginkan aliran. Pada umumnya, digunakan HE 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 dibandingkan aliran *co-current* (aliran searah). Pada alat penukar panas terjadi hilang tekan atau penurunan tekanan (*pressure drop*) karena terjadi gesekan fluida dengan dinding shell atau tube. Penurunan tekanan umumnya berkisar 0 – 5 psi, maka pada proses DPC ini ditentukan penurunan tekanan sebesar 3 psi.

Gas-gas HE (E-101) dimana terjadi pertukaran panas antara gas umpan dengan gas keluaran dengan gas keluaran LTS untuk menjadi gas yang akan masuk sebagai umpan pada proses utama pemisahan gas asam. Kemudian pada *Chiller* (E-102) terjadi pendinginan aliran gas keluaran E-101 dengan refrijeran propana.

Material yang dipilih adalah yang memiliki konduktivitas termal yang baik, sesuai dengan kondisi operasi serta meminimalkan terjadinya korosi karena aliran gas yang bersifat asam.

Tabel 4.8 merupakan spesifikasi HE pada proses *Pre-Treatment* :

**Tabel 4.8** Spesifikasi Heat Exchanger

Spesifikasi	E-101	E-102	unit
<i>Kasus</i>	Gas-Gas Exchanger	Chiller	
<i>Tipe</i>	Shell and Tube Heat Exchanger	Shell and Tube Heat Exchanger	
<i>Jumlah</i>	15 (disusun paralel)	10 (disusun paralel)	
<i>Heat Transfer Area</i>	502.9	334.9	m <sup>2</sup>
<i>LMTD</i>	13.8	11.7	°C
<i>Heat Duty</i>	219	155	kW
<i>Refrigerant required</i>	0	1554	kg/h

## 4.6.2 Proses Acid Gas Removal

### 4.6.2.1 Kolom Absorpsi

Pada proses pemisahan gas asam, kolom absorpsi ini merupakan unit yang sangat penting untuk mendapatkan kandungan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang sesuai dengan spesifikasi *sales gas*. Dalam proses ini digunakan pelarut *mixed amine* MEA dan MDEA. Tabel 4.9 merupakan spesifikasi dari kolom absorber.

Tabel 4.9 Spesifikasi Kolom Absorber

Spesifikasi	V-201	unit
<i>Jenis Tray</i>	Sieve Tray	
<i>Top Pressure</i>	4033	kPa
<i>Bottom Pressure</i>	4068	kPa
<i>Diameter Tray</i>	2.7	m
<i>Tinggi Kolom</i>	9.7	m
<i>Jumlah Tray</i>	15	
<i>Material</i>	Stainless Steel SA-240	

### 4.6.2.2 Kolom Stripper

Kolom stripper ini berfungsi sebagai regenerasi pelarut UCarsol yang menggunakan prinsip distilasi sehingga terdapat kondenser dan reboiler sebagai pendukung sistem distilasi.

Tabel 4.10 merupakan spesifikasi kolom stripper beserta kondenser dan reboiler.

Tabel 4.10 Spesifikasi Kolom Stripper

Spesifikasi	V-202	unit
<i>Jenis Tray</i>	Sieve Tray	
<i>Top Pressure</i>	190	kPa
<i>Bottom Pressure</i>	217	kPa
<i>Diameter Tray</i>	0,8	m
<i>Tinggi Kolom</i>	9,4	m
<i>Tray Number</i>	13	
<i>Material</i>	Stainless Steel SA-240	
<i>Alat Pendukung</i>	Condenser dan Reboiler	
Spesifikasi	E-203	unit
<i>Tipe</i>	Stripper Condenser	
<i>Heat Transfer Area</i>	422,6	m <sup>2</sup>
<i>LMTD</i>	61,8	°C
<i>Heat Duty</i>	6592,4	kW
<i>Cooling water required</i>	100.771,3	kg/h
Spesifikasi	E-204	unit
<i>Tipe</i>	Kettle reboiler	
<i>Heat Transfer Area</i>	7682	m <sup>2</sup>
<i>LMTD</i>	23,4	°C
<i>Heat Duty</i>	177856	kW
<i>Steam required</i>	7.622.484	kg/h

#### 4.6.2.3 Lean/Amine Exchanger

Heat exchanger ini berfungsi untuk menukarkan panas antara aliran amine dingin yakni *rich amine* dari flash separator dengan aliran amine panas yakni *lean amine* keluaran kolom stripping. Tujuan dari pertukaran panas ini adalah agar aliran *rich amine* dapat menjadi umpan pada kolom regenerasi sesuai dengan temperatur operasi kolom. Tabel 4.11 merupakan spesifikasi lean/rich amine exchanger :

Tabel 4.11 Spesifikasi Lean-Rich Exchanger

Spesifikasi	E-201	unit
Kasus	Lean-Rich Exchanger	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Jumlah	2 (disusun paralel)	
<i>Heat Transfer Area</i>	214	m <sup>2</sup>
LMTD	61.4	°C
<i>Heat Duty</i>	11316	kW

#### 4.6.2.4 Amine Cooler

Amine cooler digunakan untuk mendinginkan aliran *lean amine* yang akan masuk ke kolom absorber hingga temperatur 40.6<sup>0</sup>C dengan menggunakan air sebagai fluida dingin. Cooler yang digunakan sejumlah 4 buah yang disusun secara paralel. Jumlah air yang digunakan untuk mendinginkan aliran *lean amine* sebanyak 200.14 L/s. Tabel 4.12 merupakan spesifikasi dari amine cooler.

Tabel 4.12 Spesifikasi Amine Cooler

Spesifikasi	C-201	unit
Kasus	Cooler	
Tipe	Shell and Tube Heat Exchanger	
Jumlah	4 (disusun paralel)	
<i>Heat Transfer Area</i>	404	m <sup>2</sup>
LMTD	9.2	°C
<i>Heat Duty</i>	11789	kW

#### 4.6.2.5 Pompa

Dalam proses ini digunakan dua pompa, pompa untuk mengalirkan *lean amine* ke kolom absorber serta pompa mengalirkan aliran reflux dari kondenser ke stripper karena tekanan aliran cukup kecil. Pompa digunakan untuk meningkatkan tekanan fluida sehingga tekanan lebih tinggi sehingga fluida

memiliki energi kinetik yang lebih besar. Transportasi fluida dari pompa menuju kolom absorber menggunakan pipa. Dari beberapa jenis pompa dipilih jenis pompa sentrifugal dengan alasan :

- Dapat mengalirkan fluida dalam rentang aliran besar (kapasitas besar)
- Dapat mengalirkan fluida dalam rentang perbedaan tekanan yang bervariasi
- Mudah dalam konstruksi serta murah
- Biaya *maintenance* lebih murah dibanding pompa lainnya

Tabel 4.13 merupakan spesifikasi pompa yang digunakan dalam proses ini.

Tabel 4.13 Spesifikasi Pompa

Tag Unit	P-201	P-202
	Amine Pump	Reflux Condenser Pump
<i>Jumlah unit</i>	1	1
<i>Tipe</i>	Sentrifugal multistage	Sentrifugal multistage
<i>Desain Kapasitas (m<sup>3</sup>/s)</i>	0,32	0,53
<i>Head (m)</i>	975,4	335,3
<i>Suction Pressure (kPa)</i>	105,5	189,6
<i>Discharge Pressure (kPa)</i>	4075	206,8
<i>Power (hp)</i>	2007,75	6044

#### 4.6.2.6 Air Cooler

Aliran vent gas keluaran kolom stripper masih berada dalam temperatur tinggi 115,3<sup>0</sup>C dan masih mengandung air yang harus dipisahkan kemudian. Pendinginan ini menggunakan inlet udara pada temperatur 30<sup>0</sup>C sebagai media pendingin. Untuk menurunkan temperatur vent gas digunakan air cooler sebanyak dua unit.

Tabel 4.14 Spesifikasi Air Cooler

Spesifikasi	AC-201	AC-202
<i>Energi (kW)</i>	19630	19630
<i>Jumlah Fan</i>	5	5
<i>Laju alir udara (m<sup>3</sup>/s)</i>	514,8	514,8
<i>Jumlah Row</i>	6	6
<i>T udara masuk (°C)</i>	30	30
<i>Jumlah udara dibutuhkan (kg/s)</i>	589,7	589,7



#### 4.6.2.7 Separator

Pada proses pemisahan gas asam ini dibutuhkan dua buah separator yaitu flash separator untuk memisahkan aliran *rich amine* yang masih mengandung hidrokarbon, serta separator untuk memisahkan aliran gas asam keluaran *air cooler* sehingga didapatkan aliran *acid gas* pada kondisi *dry*.

Tabel 4.15 Spesifikasi Separator

Spesifikasi	V-301	V-302
<i>Tipe</i>	Horizontal	Vertikal
<i>Desain volume (m<sup>3</sup>)</i>	216.3	106.2
<i>Tekanan operasi (bar)</i>	6.2	1.5
<i>Temperatur operasi (°C)</i>	79.3	43.33
<i>Diameter (m)</i>	6.2	4.9
<i>Panjang/Tinggi Total (m)</i>	9.8	7.8
<i>Waktu tinggal (s)</i>	600	600
<i>Material</i>	SS - 316	SS - 316

#### 4.6.2.8 Tanki

Tanki penyimpanan dalam proses ini digunakan untuk menyimpan make up MEA akibat losses dan penyimpanan air. Untuk ukuran tanki MEA lebih kecil sehingga akan dirancang seperti drum horizontal. Tabel 4.16 merupakan spesifikasi tanki make up MEA.

Tabel 4.16 Spesifikasi Tanki Make Up MEA

Spesifikasi	TK - 402
<i>Tipe</i>	Horizontal
<i>Desain volume (m<sup>3</sup>)</i>	0.16
<i>Diameter (m)</i>	0.56
<i>Panjang (m)</i>	0.9
<i>Waktu tinggal (hari)</i>	3
<i>Material</i>	SS - 316

Sementara untuk tanki make up air spesifikasinya dijelaskan pada Tabel 4.17

Tabel 4.17 Spesifikasi Tanki Make up Air

Tag Unit	TK-401		
	72 in Butt-welded courses		Unit
Parameter	Required	API Standard 12 C	
<i>Diameter</i>	6.8	7.6	m
<i>Tinggi</i>	9.1	9.14	m
<i>Kapasitas</i>		417	m <sup>3</sup>
<i>Courses</i>		5	
<i>Ketebalan Shell</i>		3/16	In
<i>Waktu simpan</i>		5	Hari

### 4.6.3 Utilitas

#### 4.6.3.1 Listrik

Kebutuhan listrik dalam unit proses *acid gas removal* adalah untuk kebutuhan pompa mengalirkan *lean amine* dan pompa reflux condenser.

Tabel 4.18 Kebutuhan Listrik Unit Pemisahan Gas Asam

Kebutuhan Listrik	Motor Efficiency		Duty (kW)	Total Duty (kW)
P-201	0,95	Seider, 2003	1497	1.422,15
P-202	0,95	Seider, 2004	4506,5	4.281,175
K-101	0,95	Seider, 2005	173,2	164,54
K-102	0,95	Seider, 2006	416,2	395,39
<b>Total Duty (kW)</b>	<b>6.263,255</b>			

#### 4.6.3.2 Air

Kebutuhan air sebagai fluida pendingin adalah yakni dapat dilihat pada Tabel 4.19

Tabel 4.19 Kebutuhan Air pada Unit Pemisahan Gas Asam

Unit	Kebutuhan Air (kg/hr)
E-202	720.811
E-203	100.772
<b>Total Kebutuhan Air (kg/hr)</b>	<b>821.583</b>

Ketika unit mulai beroperasi dibutuhkan sebanyak 7.622.484 kg air untuk mengubah air menjadi *steam* yang dibutuhkan pada reboiler.

#### 4.6.3.3 Siklus Refrijerasi Propana

Refrijerasi propana mengalir secara siklik pada siklus refrijerasi. Siklus ini bersifat bulk sehingga propana hanya diinjeksikan sekali di awal. Laju alir refrijerasi propana adalah 15.540 kg/hr. Sehingga dibutuhkan propana di awal sebanyak 4106 gallon.

- Kompresor

Oleh karena menggunakan refrijerasi 2 tahap, maka jumlah kompresor yang digunakan sebanyak dua. Kompresor disini berfungsi untuk mengkompres tekanan aliran refrijerasi yang keluar dari *chiller*. Tabel 4.20 berikut adalah spesifikasi dari kompresor yang digunakan :

Tabel 4.20 Spesifikasi Kompresor Refrijerasi Propana

Spesifikasi	K-101	K-102
<i>Jenis</i>	Reciprocating	Reciprocating
<i>Inlet Pressure (bar)</i>	3,911	6,895
<i>Outlet Pressure (bar)</i>	6,895	17,41
<i>Inlet Temperature (C)</i>	-5,574	18,29
<i>Outlet Temperature (C)</i>	20,64	65,28
<i>Adiabatic Efficiency</i>	0,75	0,75
<i>Compression Ratio</i>	1,76	2,52
<i>Duty (kW)</i>	173,2	416,2
<i>Design Power (hp)</i>	232,3	558,1

- Air Cooler

Air cooler digunakan sebagai pendingin refrijerasi keluaran K-102. Spesifikasi air cooler yang digunakan sebagai berikut

Tabel 4.21 Spesifikasi Air Cooler Refrijerasi Propana

Spesifikasi	AC-101	Unit
<i>Energi</i>	2250	kW
<i>Jumlah Fan</i>	1	
<i>Laju alir udara</i>	30,8	m <sup>3</sup> /s
<i>Jumlah Row</i>	6	
<i>T udara masuk</i>	30	C
<i>Jumlah udara dibutuhkan</i>	35,2814	kg/s

- Separator

Separator digunakan untuk memisahkan fas gas dan liquid dari refrijeran propana. Berikut adalah spesifikasi separator yang digunakan

**Tabel 4.22** Spesifikasi Separator Refrijerasi Propana

<b>Spesifikasi</b>	<b>V-103</b>	<b>V-104</b>	<b>V-105</b>
<b><i>Tipe</i></b>	Horizontal	Vertikal	Vertikal
<b><i>Desain volume (m3)</i></b>	1,02	87,00	41,97
<b><i>Tekanan operasi (bar)</i></b>	17,2	6,895	3,98
<b><i>Temperatur operasi (C)</i></b>	50	12,9	-5,56
<b><i>Diameter (m)</i></b>	1,04	4,56	3,58
<b><i>Panjang atau Tinggi Total (m)</i></b>	1,64	7,2	5,67
<b><i>Waktu tinggal (s)</i></b>	600	600	600
<b><i>Material</i></b>	Carbon Steel	Carbon Steel	Carbon Steel

#### 4.6.3.4 Bahan Bakar

Bahan bakar, dalam hal ini digunakan gas alam diperlukan untuk mendapatkan kebutuhan *steam* pada masukan *reboiler* dengan laju alir *steam* 7.622.484 kg/hr maka dibutuhkan 19.510 MMBtu gas alam.

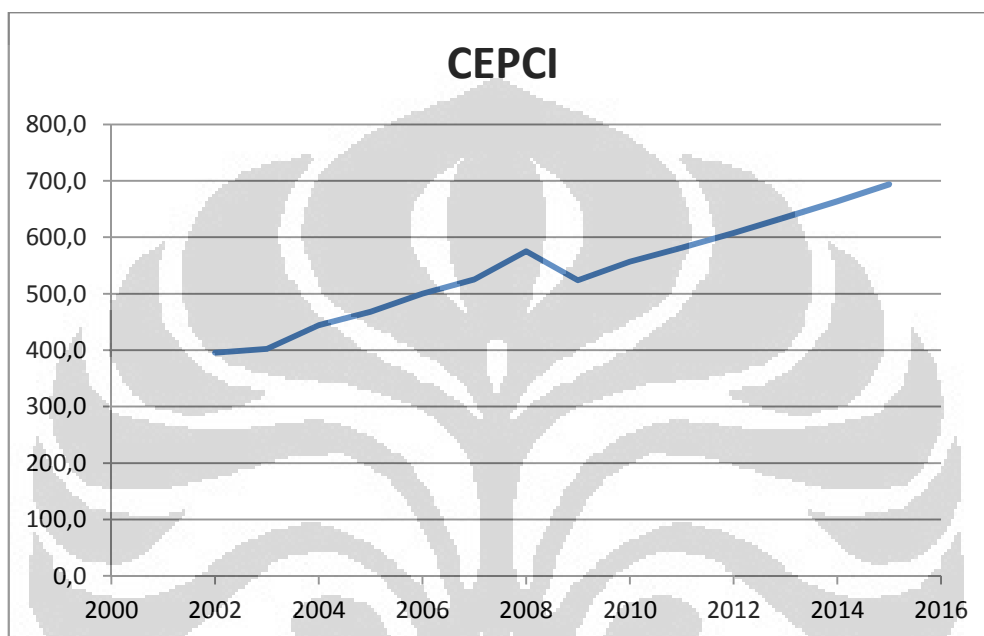
#### 4.7 Perhitungan CAPEX dan OPEX

Perhitungan biaya kapital dan operasional pabrik dilakukan dengan menggunakan pendekatan dan asumsi – asumsi sebagai berikut :

1. Waktu operasi pabrik selama 24 jam dalam 300 hari per tahun
2. Estimasi harga peralatan proses dihitung dengan menggunakan pendekatan *Chemical Engineering Plant Cost Index (CEPCI)* pada tahun 2015
3. Estimasi harga peralatan proses dihitung menggunakan persamaan desain untuk masing – masing alat berdasarkan faktor desain (Sinnott, 2006 dan Seider, 2004)
4. Harga dihitung dalam kurs Rupiah dimana 1US\$ = Rp 9500,00

### 4.7.1 Cost Index

Pendekatan CEPCI dilakukan untuk mendapatkan harga peralatan pada tahun tertentu. Dari literatur didapatkan bahwa data pertahunnya terjadi kenaikan sebesar 4.5% kecuali pada tahun 2009. Plot CEPCI seperti Gambar 4.12 dan Tabel 4.23



Gambar 4.12 Grafik Estimasi CEPCI Hingga Tahun 2015

Tabel 4.23 Nilai CEPCI Hingga Tahun 2025

Tahun	CEPCI	Tahun	CEPCI
2006	499,5	2016	725,2171
2007	525,4	2017	757,9861
2008	575,4	2018	792,2356
2009	523,6	2019	828,0328
2010	556,3	2020	865,4475
2011	581,4	2021	904,5527
2012	607,7	2022	945,4249
2013	635,2	2023	988,1439
2014	663,9	2024	1032,793
2015	693,9	2025	1079,46

Maka, berdasarkan data CEPCI di atas, dapat diestimasi harga peralatan pada tahun 2015 dari persamaan berikut :

$$\text{Present Cost} = \text{Original Cost} \left( \frac{\text{Index value at present time}}{\text{Index value at time original cost was obtained}} \right)$$

Sehingga untuk menghitung harga peralatan pada tahun tertentu, harga peralatan tahun referensi dikalikan dengan perbandingan CEPCI-nya.

#### 4.7.2 Capital Expenditure

Dalam perhitungan biaya CAPEX atau *Total Capital Investment* (TCI) untuk unit proses ini digunakan metode Guthrie dengan persamaan berikut :

$$C_{TCI} = C_{TPI} + C_{WC} = 1,18 (C_{TBM} + C_{Site} + C_{Buildings} + C_{Offsite facilities}) + C_{WC} \quad (4.19)$$

dimana :

$C_{TBM}$  : Total Bare Module Cost atau harga peralatan keseluruhan

$C_{site}$  : biaya pengembangan lapangan (20%  $C_{TBM}$ )

$C_{buildings}$  : Biaya bangunan (20%  $C_{TBM}$ )

$C_{offsite facilities}$  : biaya utilitas,dll (5%  $C_{TBM}$ )

$C_{wc}$  : Working capital (20% TCI) termasuk biaya start up, dan lainnya

##### 4.7.2.1 Total Bare Module Cost ( $C_{TBM}$ )

Berdasarkan spesifikasi alat pada subbab 4.6 maka harga peralatan dapat diestimasi harga per unitnya. Pada penentuan harga digunakan referensi pada tahun tertentu. Harga tersebut akan dikonversi ke tahun 2015 sesuai dengan cost index pada subbab 4.7.1.

Untuk menghitung harga peralatan dalam unit proses ini dilakukan dengan Metode Guthrie menggunakan pendekatan Total Bare Module Cost ( $C_{TBM}$ ) dengan penjumlahan Bare Module Cost setiap alat seperti persamaan (4.20)

$$\text{Total Bare Module Cost} = \sum_{i=\text{alat}} \text{Bare Module Cost} \quad (4.20)$$

Harga alat secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 4.24

Tabel 4.24 Harga Seluruh Peralatan Unit Proses Pemisahan Gas Asam

No	Nama Alat	Kuantitas	Cadangan	FOB (Harga/Unit)	Total Bare Module Factor	Total Harga	Tahun Referensi	CI Reference	CI 2015	Harga 2015
A	Absorber Column									
	V-201	1	0	64.614,71	4,2	271.381,77	2000	394,1	693,9	477.827,48
B	Distillation Column									
	V-202	1	0	16.015,25	4,2	67.264,05	2000	394,1	693,9	118.433,19
C	Pressure Vessel									
	V-101	1	0	58.720,00	3,24	190.252,80	2000	394,1	693,9	334.982,03
	V-102	1	0	60.160,00	3,24	194.918,40		394,1	693,9	343.196,85
	V-301	1	0	173.040,00	3,24	560.649,60		394,1	693,9	987.147,32
	V-302	1	0	84.960,00	4,2	356.832,00		394,1	693,9	628.281,46
V-103	1	0	800,70	3,24	2.594,27	394,1		693,9	4.567,78	
D	V-104	1	0	68.295,00	4,2	286.839,00		394,1	693,9	505.043,34
	V-105	1	0	32.946,45	4,2	138.375,09		394,1	693,9	243.639,88
	Tank									
	TK-401	1	0	53.474,18	1,41	75.398,60	2008	574,4	693,9	91.084,76
	TK-402	1	0	5.894,08	1,41	8.310,65		574,4	693,9	10.039,63

Tabel 4.25 (Lanjutan) Harga Seluruh Peralatan Unit Proses Pemisahan Gas Asam

No	Nama Alat	Kuantitas	Cadangan	FOB (Harga/Unit)	Total Bare Module Factor	Total Harga	Tahun Referensi	CI Reference	CI 2015	Harga 2015
E	Pompa									
	P-201	1	1	338488,4	3,47	2349109	2000	394,1	693,9	4.136.125
	P-202	1	1	1082269,5	3,47	751390,1		394,1	693,9	1.322.988
F	HE									
	E-101	15	0	54255,2	3,27	2661218		574,4	693,9	3.214.866
	E-102	10	0	39471,2	3,27	1290708		574,4	693,9	1.559.231
	E-201	2	0	28832	3,27	188561,3	2008	574,4	693,9	227.790
	E-203	1	0	47188,8	3,27	154307,4		574,4	693,9	186.410
G	E-204	1	0	651606	3,27	2130752		574,4	693,9	2.574.040
	C-201	6		33686,7	3,27	660933		574,4	693,9	798.436
	Air Cooler									
	AC-201	1	0	61067,28	2,46	150225,5		499,5	693,9	208.692
	AC-202	1	0	61067,28	2,46	150225,5	2006	499,5	693,9	208.692
H	AC-101	1	0	61013,92	2,46	150094,3		499,5	693,9	208.509
	Kompressor									
	K-101	1	1	243031,6	3,24	1574845	2008	574,4	693,9	1.902.481
	K-102	1	1	251292,9	3,24	1628378		574,4	693,9	1.967.151
<b>TOTAL</b>		<b>53</b>	<b>4</b>						<b>US\$</b>	<b>22.259.653</b>



Harga per unit alat didapatkan dengan metode bare-module. Jumlah spare pada tabel di atas adalah tambahan alat yang diperlukan untuk mengantisipasi jika terjadi kegagalan alat utama. Spare alat terutama dibutuhkan untuk alat perpindahan fluida seperti pompa. Sehingga total biaya kebutuhan alat yang sesuai dengan perhitungan di atas sebesar \$22,3 juta di tahun 2015 atau sekitar Rp211,5milyar.

#### 4.7.2.2 *Site Development Cost (C<sub>Site</sub>)*

Biaya untuk pengembangan lokasi terdiri atas dua macam, yaitu *grass root plant* dengan biaya sekitar 10-20% dari total bare modul cost dan perluasan sebesar 4-6% dari total bare module (Seider, 2003).

#### 4.7.2.3 *Building Cost (C<sub>building</sub>)*

Biaya bangunan dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini (Seider, 2003):

- 10 %  $C_{TBM}$  untuk bangunan dengan alat yang berada di dalam ruang.
- 20 %  $C_{TBM}$  untuk gedung non-proses *grass root plant*.
- 5 %  $C_{TBM}$  untuk gedung non-proses perluasan.

#### 4.7.2.4 *Offsite Facilities Cost (C<sub>offsite facilities</sub>)*

Biaya fasilitas *offsite* dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini (Seider, 2003):

$$C_{Offsite\ Facilities} = utility\ cost + (0.05)(C_{TBM}) \quad (4.21)$$

Untuk perhitungan biaya utilitas air, refrijerasi dan steam, basis yang diambil adalah laju alir massa (kg/hr). Maka, pada Tabel 4.26 dapat dilihat biaya utilitas unit pemisahan gas asam :

Tabel 4.26 Biaya Utilitas *Start-Up*

Variable	Needs	Capital Cost Rate (\$)
<i>Electricity (kW)</i>	6.263	1.271.441
<i>Cooling Water (gal/min)</i>	37.997	2.203.833
<i>Refrigeration (ton)</i>	16	20.628
<i>Fuel (MMBtu)</i>	19.510	126.815
	<b>Total</b>	<b>\$ 3.495.902,03</b>

#### 4.7.2.5 Contingency

Biaya tak terduga dapat dihitung dengan menggunakan persamaan sebagai berikut (Seider, 2003):

$$C_{Contingency} = 0.15 \times C_{TBM} \quad (4.22)$$

#### 4.7.2.6 Contractor Fee

Biaya kontraktor dapat dihitung dengan menggunakan persamaan berikut ini (Seider, 2003):

$$C_{Contractor Fee} = 0.03 \times C_{TBM} \quad (4.23)$$

#### 4.7.2.7 Working Capital Cost ( $C_{wc}$ )

Working Capital dihitung sebesar 17,6 % CTCI (jumlah biaya alat, lokasi, bangunan, fasilitas, dan tak terduga). Sehingga diperoleh sebesar (Seider, 2003):

$$C_{WC} = 0.176 \times 1.18 (C_{TBM} + C_{Site} + C_{Building} + C_{Offsite Facilities}) \quad (4.24)$$

#### 4.7.2.8 Initial Raw Material Cost ( $C_{wc}$ )

Dalam biaya kapital di awal, dihitung pula biaya tambahan untuk membeli bahan baku yang dibutuhkan di awal proses. Perhitungan jumlah bahan baku yang dibutuhkan seperti MEA, MDEA, dan aquadest mengambil basis laju alir massa (kg/hr) dengan mengabaikan waktu operasi awal (*start up*) unit. Total biaya bahan baku awal dapat dilihat pada Tabel 4.27

Tabel 4.27 Biaya Bahan Baku Awal

Raw Material	Mass Flowrate (kg/hr)	Cost (\$/kg)	Total Cost (\$)	Reference
MEA	52680	2	105.360	Tianjin Yuanlong Chemical Industry
MDEA	5,27E+05	10	5.268.000	Shanghai Polymet Commodities Ltd.
Aquadest	4,75E+05	0,3	142.500	Aquadest Airmas Sakti
EG	491,4	1,5	737	Tianjin Petrochemical Corporation
<b>TOTAL =</b>			<b>5.516.597,10</b>	

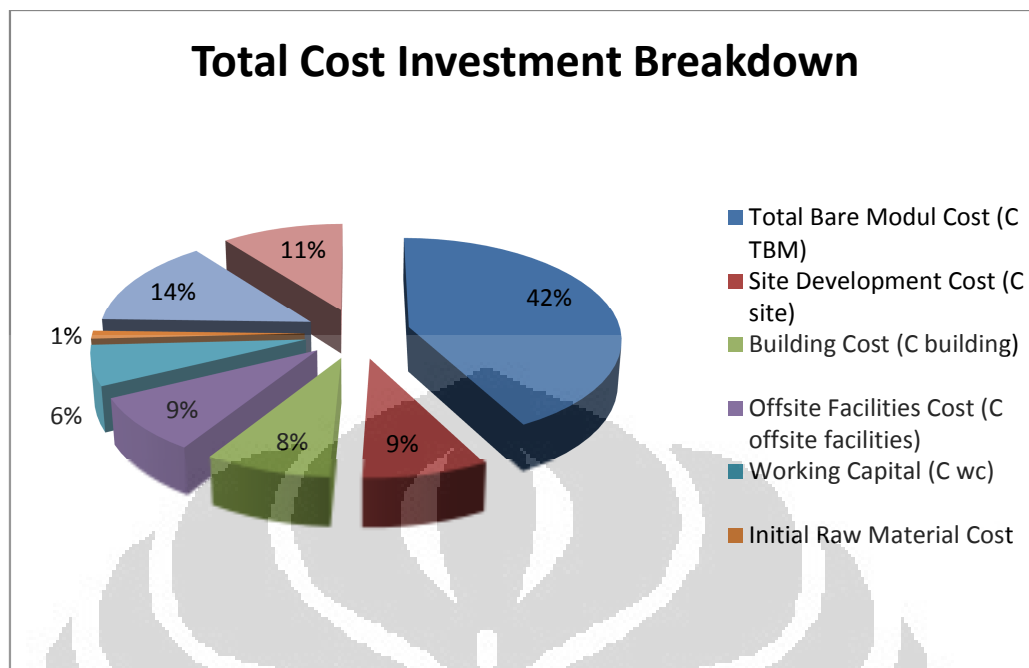
Dari Tabel 4.26 di atas, biaya bahan baku awal mencapai \$5,5 juta atau setara dengan Rp52,4 milyar.

#### 4.7.2.7 Total Capital Investment (TCI)

Total jumlah biaya CAPEX adalah Rp562 milyar atau \$59.2 juta dengan rincian yang dapat dilihat pada Tabel 4.28 dan Gambar 4.13.

Tabel 4.28 Total Perhitungan CAPEX

<i>Capital</i>	<i>Jumlah (Rp)</i>
<i>Total Bare Modul Cost (C TBM)</i>	211.467.000.000
<i>Site Development Cost (C site)</i>	42.293.000.000
<i>Building Cost (C building)</i>	42.293.000.000
<i>Offsite Facilities Cost (C offsite facilities)</i>	43.784.000.000
<i>Contingency</i>	31.720.000.000
<i>Contractor Fee</i>	6.344.000.000
<i>Total Plant Investment (fixed capital)</i>	401.009.000.000
<i>Working Capital (C wc)</i>	70.578.000.000
<i>Initial Raw Material Cost</i>	52.408.000.000
<b><i>Total Capital Investment (CAPEX) :</i></b>	<b>562.059.000.000</b>



**Gambar 4.13** Total Capital Investment Breakdown

Dari gambar 4.13 dapat dilihat bahwa total biaya CAPEX unit proses ini sebanyak 42% untuk biaya pembelian alat.

### 4.7.3 Operating Expenditure

Biaya Operasi merupakan biaya yang dikeluarkan selama pabrik beroperasi seperti biaya bahan baku, tenaga kerja, biaya operasional, asuransi, depresiasi, distribusi dan pemasaran serta administrasi. Biaya operasional atau produksi per tahun merupakan total dari biaya produksi langsung yakni *variable cost* dan *fixed cost* dan biaya produksi tidak langsung.

#### 4.7.3.1 Biaya Bahan Langsung

Unit proses pemisahan gas asam ini merupakan proses kontinyu dimana *solvent* berupa amina diinjeksi pada awal operasi (*start up*) kemudian ditambahkan make up sebagai tambahan akibat *losses* di sistem regenerasi. Tabel 4.29 menjelaskan perhitungan biaya bahan baku dalam satu tahun.

Tabel 4.29 Harga Bahan Baku

Bahan Baku	Kebutuhan (ton/tahun)	Harga (Rp/ton)	Harga total (Rp/tahun)	Referensi
MEA	14	24.035.000	335.000.000	Tianjin Yuanlong Chemical Industry
Make Up Aquadest	22.680	690.000	15.650.000.000	Aquadest Airmas Sakti
<b>Total Biaya Bahan Baku/tahun :</b>			<b>15.985.000.000</b>	

#### 4.7.3.2 Kebutuhan Utilitas

Dalam unit proses ini dibagi menjadi tiga utilitas utama yakni utilitas listrik, utilitas dingin dan utilitas panas dan refrigerasi. Kebutuhan utilitas listrik untuk dua buah pompa. Dengan harga listrik Rp735/kWh, maka pada Tabel 4.30 dapat dilihat total beban biayanya.

Tabel 4.30 Biaya Utilitas Listrik

Kebutuhan Listrik	Motor Efficiency	Duty (kW)	Total Duty (kW)	
P-201	0,95	Seider, 2003	1497	1422,15
P-202	0,95	Seider, 2003	4506,5	4281,175
K-101	0,95	Seider, 2003	173,2	164,54
K-102	0,95	Seider, 2003	416,2	395,39
Total Duty (kW)	6263,255			
Total Duty (Kwh)	150318,12			
<b>Beban biaya listrik per tahun (Rp)</b>	<b>33.145.145.460</b>			

Sementara pada utilitas pendinginan dihitung air pendingin untuk kebutuhan kondenser pada kolom stripper dan cooler untuk menurunkan temperatur amine. Harga *cooling water* yang ditetapkan mengikuti harga PDAM lokasi setempat yakni Rp1986/m<sup>3</sup>. Tabel 4.31 menjelaskan biaya utilitas dingin dalam satu tahun.

Tabel 4.31 Biaya Utilitas Dingin

<b>Material</b>	<b>Cooling water</b>
Quantity (ton/h)	821,6
Kebutuhan per tahun (ton)	5.915.520
Harga (Rp/ton)	1500
<b><i>Total Biaya Utilitas Dingin per tahun (Rp) :</i></b>	<b><i>8.430.000.000</i></b>

Utilitas panas yakni untuk menghasilkan *steam* yang akan menjadi fluida pemanas di kettle reboiler pada stripper. Dikarenakan keterbatasan literatur mengenai biaya *steam* maka dilakukan pendekatan penghitungan biaya *steam* dengan menghitung energi berupa biaya bahan bakar yang digunakan untuk mengubah masukan *steam* inlet keluaran reboiler pada temperatur 130<sup>0</sup>C menjadi *steam* pada temperatur 240<sup>0</sup>C, dalam hal ini digunakan gas alam sebagai bahan bakar dengan harga \$6,5/MMBtu pada tahun 2015. Dengan laju alir *steam* yang dibutuhkan per tahun sebanyak 7622 ton/jam maka dibutuhkan energi untuk mengubah *steam* outlet reboiler menjadi *steam* inlet reboiler sebesar 4.366.068 MMBtu/tahun. Dengan demikian, jumlah biaya utilitas panas yang dibutuhkan mencapai Rp269,6 milyar.

Maka,kebutuhan utilitas secara keseluruhan adalah Rp314,5 milyar.

Oleh karena biaya operasional untuk memenuhi kebutuhan *steam reboiler* mencapai 90% dari biaya operasional keseluruhan, maka direkomendasikan untuk mengintegrasikan unit pemisahan gas asam ini dengan unit proses yang lain dalam memenuhi kebutuhan *steam* pada reboiler, sehingga dapat meminimasi biaya operasional unit proses pemisahan gas asam.

#### **4.7.3.3 Operating Labor (Tenaga Kerja Langsung)**

- **Operating Labor**

Karena dalam skripsi ini hanya dibatasi satu unit, maka perhitungan biaya untuk tenaga kerja juga untuk satu unit. Tenaga kerja langsung terdiri dari:

1. Field Super Intendent, minimal lulusan S1 dan berpengalaman 8 tahun. Perkerjaan ini bertugas untuk mengontrol dan bertanggung jawab terhadap keseluruhan area pabrik.
2. Senior Operator, minimal lulusan S1 dan berpengalaman 4 tahun. Perkerjaan ini bekerja untuk mengawasi dan bertanggungjawab terhadap keseluruhan pekerja operator.
3. Operator di pabrik ini terdiri dari :
  - a. Electrical
  - b. Control
  - c. Instrumen
  - d. Safety
  - e. Mekanikal
  - f. Corrosion and inspection

Para perkerja ini minimal lulusan S1. Mereka bertugas untuk mengawasi proses produksi dan bertanggungjawab pada bagian masing-masing.

4. Pekerja pendukung/buruh. Dasar pendidikan minimal lulusan SMK. Hal yang dibutuhkan dari ketersediaan tenaga kerja ini adalah fisik dan ketangkasannya.

Tenaga kerja langsung disesuaikan dengan kapasitas produksi serta struktur organisasi yang terbentuk. Upah yang diberikan kepada tenaga kerja harus melewati batas upah minimum regional (UMR) di daerah Blora, provinsi Jawa Tengah. Nilai UMR tersebut pada tahun 2012 sebesar Rp855.500,00 sesuai dengan Keputusan Gubernur Jawa Tengah Nomor 561.4/73/2011.

Biaya tenaga kerja langsung terdiri atas biaya *fixed* dan variabel. Biaya *fixed* adalah biaya yang nilainya tetap sepanjang tahun, telah memiliki patokan harga yang tetap untuk setiap detail penjelasan biaya tenaga kerja yang terlibat. Pembagian jadwal kerja dilakukan setiap 12 jam berarti dalam sehari terdapat 2 shift kerja. Kemudian waktu kerja dilakukan dalam 7 hari dan untuk libur selama 7 hari juga. Jadi dalam sebulan terdapat 4 shift. Tabel 4.32 berikut merupakan penjelasan lengkapnya.

Tabel 4.32 Total Biaya Tenaga Kerja Langsung dalam Satu Tahun

Kualifikasi	Shift	Jumlah	Upah Tenaga Kerja	Upah Tenaga Kerja	Total biaya/tahun
			(Rp/bulan)	(Rp/bulan)	(Rp/bulan)
Field Super Intendent	4	1	12.000.000	48.000.000	576.000.000
Senior Operator	4	1	9.000.000	36.000.000	432.000.000
Control	4	2	6.000.000	48.000.000	576.000.000
Electrical	4	1	6.000.000	24.000.000	288.000.000
Instrument	4	1	6.000.000	24.000.000	288.000.000
Safety	4	1	6.000.000	24.000.000	288.000.000
Machinery	4	2	6.000.000	48.000.000	576.000.000
Corrosion and inspection	4	1	6.000.000	24.000.000	288.000.000
<b>Total</b>	<b>56</b>				<b>3.312.000.000</b>
Variable cost					662.400.000
<b>Total Biaya Tenaga Kerja Langsung</b>					<b>3.974.400.000</b>

#### 4.7.3.4 Biaya Asuransi

Estimasi dari Biaya Asuransi adalah :

- Biaya Asuransi Kesehatan dan Keselamatan Kerja = 1% dari gaji pegawai
- Biaya asuransi ini sudah melebihi kebijakan asuransi Jamsostek. Premi Jaminan Kecelakaan Kerja dan premi Jaminan Kematian dibayar oleh pemberi kerja dengan jumlah masing-masing 0,50% dan 0,30% dari gaji (Peraturan Dirjen Nomor PER-15/PJ/2006).
- Biaya Asuransi Alat Plant = 3% dari harga alat
- Biaya Asuransi Bangunan = 3% dari biaya konstruksi bangunan

#### 4.7.3.5 Factory Overhead (FOH)

*Factory Overhead* atau biaya tetap pabrik yang dikeluarkan selama satu tahun adalah jumlah biaya tenaga kerja langsung, asuransi, dan utilitas pabrik. Total biaya tetap pabrik ditampilkan pada Tabel 4.33



Tabel 4.33 Biaya Tetap Pabrik

<b>FOH</b>	<b>Biaya (Rupiah/tahun)</b>
Upah tidak langsung	3.975.000.000
Asuransi	1.500.000.000
Utilitas	314.498.000.000
<b>Total FOH</b>	<b>319.973.000.000</b>

#### 4.7.3.6 *Biaya Perawatan*

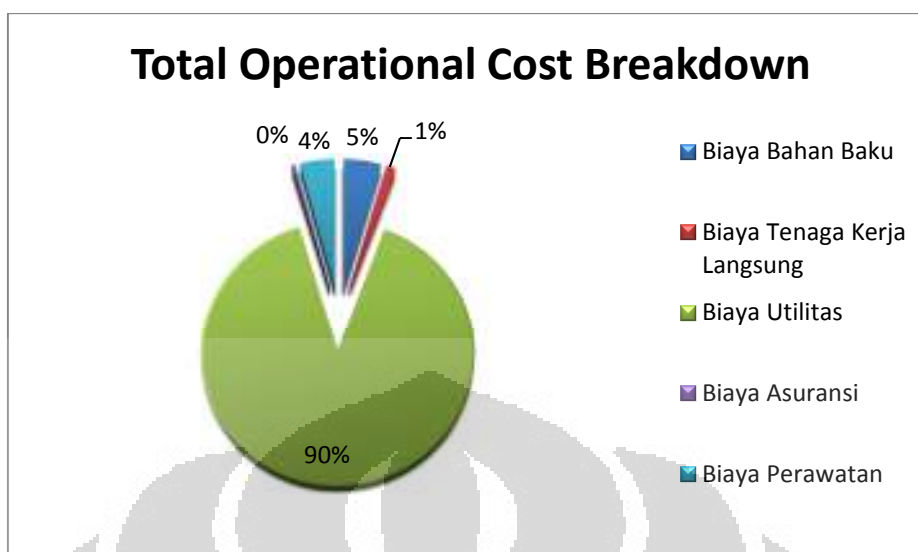
Biaya perawatan ini meliputi biaya pemeliharaan alat ataupun biaya peremajaan alat. Biaya perawatan ini biasanya sebesar 10% dari harga peralatan.

#### 4.7.3.7 *Total Biaya Operasional*

Total biaya operasional (OPEX) unit proses pemisahan gas asam ini dihitung dengan pendekatan pada buku Sinnott, 2003. Total OPEX adalah biaya tetap pabrik ditambah dengan biaya bahan baku dan perawatan alat sebanyak Rp350,7 milyar/tahun atau \$36,9 juta/tahun. Total biaya operasional secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 4.34 dan breakdown-nya terdapat pada Gambar 4.14

Tabel 4.34 Total Perhitungan OPEX

<b>Operational Cost</b>	<b>Jumlah (Rp/tahun)</b>
Biaya Bahan Baku	15.985.000.000
Biaya Tenaga Kerja Langsung	3.975.000.000
Biaya Utilitas	314.498.000.000
Biaya Asuransi	1.500.000.000
Biaya Perawatan	14.767.000.000
<b>Total Biaya Operasional (OPEX)</b>	<b>350.725.000.000</b>



**Gambar 4.14** Total Operational Cost Breakdown

Dari Gambar 4.14 *breakdown* biaya operasional unit dalam satu tahun (OPEX) di atas, diketahui bahwa 90% dari total OPEX adalah untuk utilitas, lebih spesifik lagi pada pemenuhan kebutuhan *steam*.

#### 4.8 Benchmarking

Sebelumnya telah dilakukan perhitungan biaya investasi (CAPEX) dan biaya operasional (OPEX) sebesar :

- CAPEX : \$59.163.978
- OPEX : \$36.918.421/tahun

Dalam benchmarking, dilakukan perbandingan antara unit proses ini terhadap unit Amine Guard FS yang telah dibangun. Tabel 4.35 berikut adalah spesifikasi dalam penentuan CAPEX dan OPEX Conventional Amine Guard FS pada tahun 2006 :

**Tabel 4.35** Spesifikasi Conventional Amine Guard FS

Parameter	Conventional Amine Guard FS
<b>Kapasitas (MMSCFD)</b>	25
<b>Komposisi (% mol):</b>	
<b>CO<sub>2</sub></b>	10
<b>H<sub>2</sub>S</b>	1
<b>CAPEX (\$)</b>	14 million
<b>OPEX (\$/tahun)</b>	6 million

Oleh karena terdapat perbedaan dalam hal kapasitas umpan gas, maka akan dilakukan perhitungan CAPEX (2) dan OPEX (2) teknologi Conventional Amine Guard FS disesuaikan dengan kapasitas gas mengalir unit proses ini sebesar 165 MMSCFD. Berikut perhitungannya menggunakan *six-tenth rule* menggunakan pendekatan nilai investasi :

$$CAPEX (2) = 14.000.000 \left( \frac{165}{25} \right)^{0,6} = \$43.436.457$$

Maka, didapat CAPEX Conventional Amine Guard FS untuk kapasitas 165MMSCFD sebesar \$43.436.457. Untuk menghitung perkiraan nilai investasi Conventional Amine Guard FS untuk tahun 2015 dengan menggunakan aturan *six-tenth rule* (diasumsikan biaya investasi merupakan fungsi dari biaya peralatan produksi) dengan perhitungan berikut :

$$CAPEX (2015) = \left( \frac{693,9}{499,5} \right) \times \$43.436.457 = \$60.341.457$$

Dengan demikian, dari perhitungan di atas diketahui bahwa nilai CAPEX unit proses pemisahan gas asam ini masih berada sedikit di bawah Conventional Amine Guard FS, sehingga nilai investasi dari unit proses ini dapat dikatakan wajar.

## BAB 5

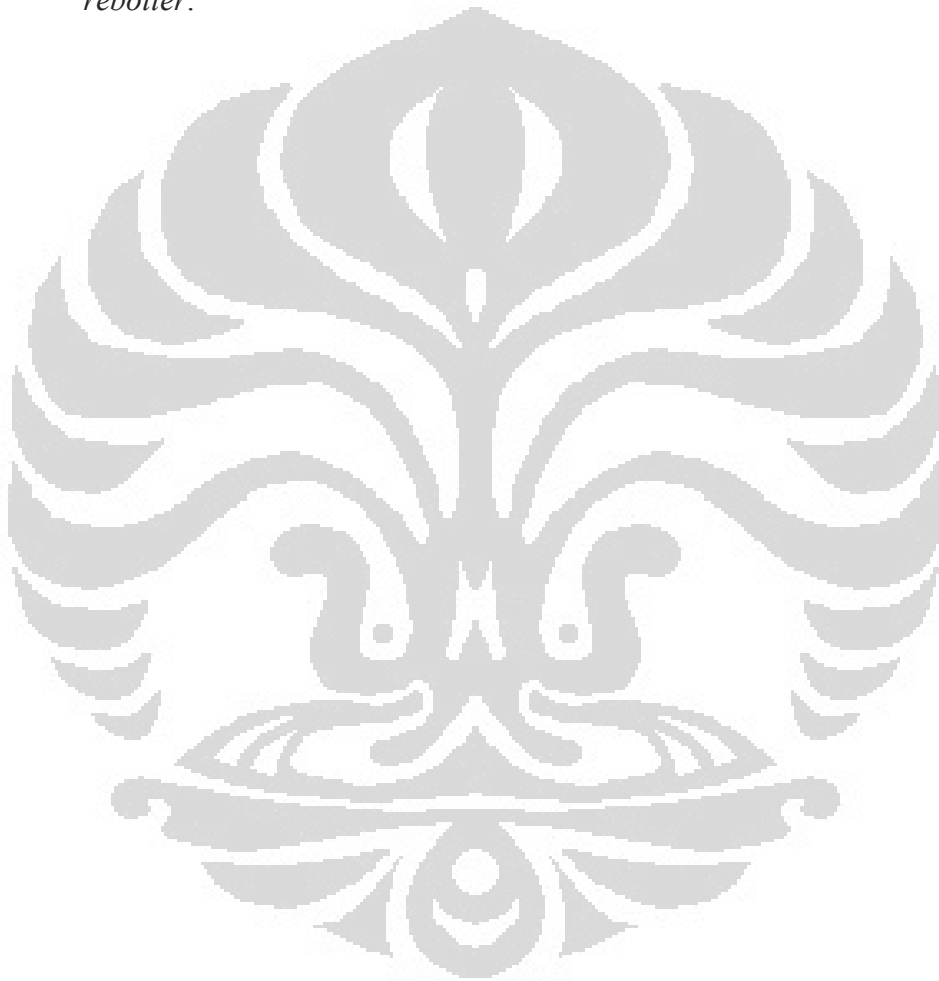
### KESIMPULAN

Dari evaluasi proses dan estimasi biaya yang telah dilakukan maka didapatkan kesimpulan:

1. Dari hasil seleksi teknologi, teknologi proses terbaik untuk pemisahan gas alam 165 MMSCFD yang mengandung CO<sub>2</sub> sebesar 33% dan H<sub>2</sub>S sebesar 1.2% mol yaitu menggunakan teknologi Amine Guard FS.
2. Pada tahap simulasi dan optimasi proses, dipilih pelarut berupa *mixed amine* Monoethanolamine (MEA) dan Methyldiethanolamine (MDEA) pada komposisi MDEA 50%wt dan MEA 5%wt untuk mendapatkan produk sesuai spesifikasi *sales gas*
3. Dari hasil simulasi unit pemisahan gas asam didapatkan produk utama berupa *sweet gas* sebanyak 93,12 MMSCFD dengan kandungan CO<sub>2</sub> 0,67%mol, H<sub>2</sub>S 3,6 ppm serta 5,3 lbmole/MMscf air. Produk lainnya berupa gas asam yang terpisahkan dengan laju alir 54,66 MMSCFD yang selanjutnya akan menjadi umpan pada unit proses *Acid Gas Enrichment* serta *Sulfur Recovery*. Tabel di bawah ini menjelaskan lebih rinci mengenai produk yang dihasilkan :

<i>Stream</i>	<i>Sweet Gas</i>	<i>Acid Gas</i>
<i>Temperature (F)</i>	105,8	110
<i>Pressure (psia)</i>	585	22,5
<b><i>Molar Flow (MMSCFD)</i></b>	<b>93,12</b>	<b>54,66</b>
<i>Mass Flow (lb/hr)</i>	1,79E+05	2,53E+05
<i>Heat Flow (MMBtu/hr)</i>	61,62	26,1
<i>HHV (Btu/scf)</i>	1053,2	-
<i>LHV (Btu/scf)</i>	957,8	-
<i>Composition (%mole) :</i>		
<b>- H<sub>2</sub>S</b>	<b>0,000036</b>	<b>3,39</b>
<b>- CO<sub>2</sub></b>	<b>0,67</b>	<b>90,9</b>
- Nitrogen	0,43	0
- Methane	93,6	0,0076
- H <sub>2</sub> O	0,20	5,72

4. Estimasi *Capital Expenditure* (CAPEX) unit pemisahan gas asam dengan konsentrasi tinggi ini sebesar **Rp562.059.000.000** atau **59.163.978 USD** dengan komposisi terbesar pada pembelian alat
5. Total biaya operasional dari unit ini mencapai **Rp350.725.000.000** atau **36.918.421 USD** per tahun dengan 90% biaya operasional untuk utilitas, yang sebagian besar digunakan untuk pemenuhan kebutuhan *steam* pada *reboiler*.



## DAFTAR PUSTAKA

- Anonim. NPRA's Panel Views Processes. *Hydrocarbon Processing*, 2006: 111-147
- Baxter, L.L. "Cryogenic CO<sub>2</sub> Capture as a Cost-Effective CO<sub>2</sub> Capture Process." USA: Brigham Young University, 2008
- Badan P Migas. *Pengembangan Literatur Bisnis Gas Bumi di Indonesia (Aspek Teknologi dan Pengolahan Gas)*. Jakarta: BP Migas, 2004
- Branan, Carl R. *Rules of Thumb for Chemical Engineers 4<sup>th</sup> Edition*. Elsevier : 2005
- Brownell, Lloyd E and Edwin H. Young. *Process Equipment Design*. John Wiley & Sons, inc, 1959
- Direktorat Jenderal Energi dan Sumber Daya Mineral. *Statistik Minyak Bumi*. Januari 2011 <<http://prokum.esdm.go.id/Publikasi/Statistik/Statistik>>
- Glasscock, David A et al. "CO<sub>2</sub> Absorption/Desorption In Mixtures of Methyl-diethanolamine with Monoethanolamine or Diethanolamine." USA : University of Texas, 1991
- Kartohardjono, Sutrasno, Pan A.N, Yuliusman. "Performance of Hollow Fiber Membrane Gas-Liquid Contactors to Absorb CO<sub>2</sub> Using Diethanolamine (DEA) as A Solvent." Indonesia : University of Indonesia, 2008
- Knutilla, Hanna, Hallvard S.F., Mikko A. "CO<sub>2</sub> Capture from Coal-Fired Power Plants Based on Sodium Carbonate Slurry; a Systems Feasibility and Sensitivity Study." Finland: Tampere University of Technology, 2008
- Norrie. "Natural Gas Sweetening by Amine Solution." Compression Jobs Post 16 March 2010 <<http://articles.compressionjobs.com/articles/oilfield-101/2711-gas-dehydration-lts-hydrates-sweetening-amine?start=8>>
- Øi, Lars Erik. "Aspen HYSYS Simulation of CO<sub>2</sub> Removal by Amine Absorption from a Gas Based Power Plant." Norway: Telemark University College, 2007

- Perry. *Perry's Chemical Engineer's Handbook*. McGraw-Hill, 1999.
- Polasek, John C, Gustavo A. Iglesias-Silva."Using Mixed Solutions for Gas Sweetening." Texas: Texas University, 2006
- "Process Application of the ADIP and Sulfinol Process." *Gas Processing Symposium*. Dubai: Institute for International Research, April 1999
- R. N. Maddox, *Gas And Liquid Sweetening 2<sup>nd</sup> Edition*. Oklahoma: Campbell Petroleum Series Inc, 1974.
- Rautenbach, R. and Albrecht, R. *Membrane Processes*. John Wiley and Sons Ltd., 1989.
- Seider, W. D., Seader, J. D., Lewin, D. R. *Product and Process Design Principles*. John Wiley & Sons, 2003
- Sinnott, R. K., *Chemical Engineering Design 4<sup>th</sup> edition*. Coulson & Richardson's Chemical Engineering Series, 2008
- S. Peters, Max & Klaus D. Timmerhaus. *Plant Design And Economics for Chemical Engineers*. New York : McGraw-Hill, 1983
- Wallas, Stanley M. *Chemical Process Equipment Selection and Design*. Butterworth-Heinemann, 1988

## LAMPIRAN

**LAMPIRAN A. KONDISI OPERASI PROSES**  
**A1. Kondisi Operasi Proses Pre-Treatment**

Stream	Unit	1	2	3	4	5	6	7	8	11	12	9	10	13	14
		Feed to Inlet	Feed to DPC	Liquid	Free Water	EG	Feed 1	Feed 2	Feed 3	Feed 4	Feed 5	Propane in	Propane out	To EG Regeneration	Feed to AGRU
Temperature	C	48,89	48,89	4238,21	48,89	40,00	49,74	15,56	0,00	0,00	0,00	-5,56	-5,56	0,00	37,64
Pressure	kPa	4238,21	4238,21	4238,21	4238,21	4238,21	4238,21	4217,52	4196,84	4196,84	4196,84	397,98	391,08	4196,84	4176,16
Total Mass Flow	kg/hr	217801,37	203600,00	0,00	203637,34	491,39	7448,35	204128,73	204128,73	3209,52	199873,55	15537,27	15537,27	1045,66	199873,55
Mass Flow per Component															
H <sub>2</sub> S	kg/hr	3360,17	3348,38	0,00	11,79	0,00	3348,38	3348,38	3348,38	40,79	3301,15	0,00	0,00	6,44	3301,15
CO <sub>2</sub>	kg/hr	117461,64	117330,31	0,00	131,33	0,00	117330,31	117330,31	117330,31	528,89	116727,89	0,00	0,00	73,53	116727,89
N <sub>2</sub>	kg/hr	552,46	552,44	0,00	0,02	0,00	552,44	552,44	552,44	0,24	552,19	0,00	0,00	0,01	552,19
C1	kg/hr	69922,67	69922,67	0,00	0,01	0,00	69922,67	69922,67	69922,67	100,95	69821,72	0,00	0,00	0,00	69821,72
C2	kg/hr	4497,13	4497,13	0,00	0,00	0,00	4497,13	4497,13	4497,13	34,96	4462,17	0,00	0,00	0,00	4462,17
C3	kg/hr	2137,93	2137,93	0,00	0,00	0,00	2137,93	2137,93	2137,93	54,36	2083,57	15537,27	15537,27	0,00	2083,57
iC4	kg/hr	620,91	620,91	0,00	0,00	0,00	620,91	620,91	620,91	37,57	583,34	0,00	0,00	0,00	583,34
nC4	kg/hr	764,20	764,20	0,00	0,00	0,00	764,20	764,20	764,20	64,74	699,46	0,00	0,00	0,00	699,46
iC5	kg/hr	533,60	533,60	0,00	0,00	0,00	533,60	533,60	533,60	93,97	439,63	0,00	0,00	0,00	439,63
nC5	kg/hr	474,31	474,31	0,00	0,00	0,00	474,31	474,31	474,31	106,41	367,91	0,00	0,00	0,00	367,91
nC6	kg/hr	354,08	354,08	0,00	0,00	0,00	354,08	354,08	354,08	164,53	189,55	0,00	0,00	0,00	189,55
nC7	kg/hr	1070,45	1070,45	0,00	0,00	0,00	1070,45	1070,45	1070,45	762,74	307,70	0,00	0,00	0,00	307,70
nC8	kg/hr	563,21	563,21	0,00	0,00	0,00	563,21	563,21	563,21	492,77	70,44	0,00	0,00	0,00	70,44
nC9	kg/hr	105,39	105,39	0,00	0,00	0,00	105,39	105,39	105,39	100,26	5,13	0,00	0,00	0,00	5,13
Benzene	kg/hr	192,56	192,56	0,00	0,00	0,00	192,56	192,56	192,56	106,07	86,49	0,00	0,00	0,00	86,49
Toluene	kg/hr	454,29	454,29	0,00	0,00	0,00	454,29	454,29	454,29	355,68	98,62	0,00	0,00	0,00	98,62
m-Xylene	kg/hr	174,48	174,48	0,00	0,00	0,00	174,48	174,48	174,48	161,63	12,85	0,00	0,00	0,00	12,85
1,2,4-MBenzene	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
CO <sub>2</sub> S	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
M-Mercaptan	kg/hr	39,53	39,40	0,00	0,13	0,00	39,40	39,40	39,40	2,77	36,54	0,00	0,00	0,10	36,54
H <sub>2</sub> O	kg/hr	14522,36	501,61	0,00	14020,75	98,28	599,89	598,89	599,89	0,19	27,13	0,00	0,00	572,57	27,13
EG	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	393,11	393,11	393,11	393,11	0,00	0,10	0,00	0,00	393,01	0,10



## A2. Kondisi Operasi Proses Acid Gas Removal

Stream	Unit	1		2		3		4		5		6		7		8		9		10		11		12		13		14	
		Feed to AGRU		U-Carsol		Sweet Gas	Rich Amine	Amine to Flask	Flask	Rich to LR	Regen Feed	To Condenser	Vent Gas	Reflux	Reflux pump to stripper	To Reboiler	Boilup												
Temperature	C	37,64	40,56	41,02	81,63	79,26	79,26	79,26	79,26	93,33	120,19	115,34	115,00	115,00	126,02	168,65													
Pressure	kPa	4176,16	4074,80	4033,43	4067,91	620,53	620,53	620,53	620,53	551,58	206,84	189,61	189,61	189,61	217,18	217,18													
Mass Flow	kg/hr	199900,29	1055263,42	81122,21	1174041,50	1174041,50	7058,30	1166983,20	1166983,20	1166983,20	2455812,30	554361,44	1901450,86	1901450,86	3680058,34	3067436,59													
Mass Flow per Component																													
H <sub>2</sub> S	kg/hr	3310,96	57,28	0,57	3367,67	3367,67	163,83	3203,83	3203,83	3203,83	3215,21	3201,83	13,38	13,38	26,34	24,34													
CO <sub>2</sub>	kg/hr	116719,63	677,78	1381,22	116016,19	116016,19	6473,81	109542,38	109542,38	109542,38	109596,81	109452,93	143,88	143,88	2921,80	2832,35													
N <sub>2</sub>	kg/hr	556,74	0,00	558,86	0,88	0,88	0,87	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00													
C1	kg/hr	69826,77	0,00	69633,08	193,69	193,69	190,38	3,31	3,31	3,31	3,31	3,31	0,00	0,00	0,00	0,00													
C2	kg/hr	4471,10	0,00	4460,66	10,44	10,44	10,27	0,17	0,17	0,17	0,17	0,17	0,00	0,00	0,00	0,00													
C3	kg/hr	2077,40	0,00	2073,90	3,51	3,51	3,46	0,04	0,04	0,04	0,04	0,04	0,00	0,00	0,00	0,00													
iC4	kg/hr	598,98	0,00	598,86	0,12	0,12	0,12	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
nC4	kg/hr	684,55	0,00	684,42	0,14	0,14	0,14	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
iC5	kg/hr	424,88	0,00	424,77	0,11	0,11	0,11	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
nC5	kg/hr	371,77	0,00	371,67	0,10	0,10	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
nC6	kg/hr	190,30	0,00	189,91	0,39	0,39	0,38	0,01	0,01	0,01	0,01	0,01	0,00	0,00	0,00	0,00													
nC7	kg/hr	295,04	0,00	294,95	0,09	0,09	0,09	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
nC8	kg/hr	84,09	0,00	84,06	0,03	0,03	0,03	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
nC9	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00													
Benzene	kg/hr	121,90	0,02	116,28	5,65	5,65	3,92	1,73	1,73	1,73	1,73	1,73	0,00	0,00	0,00	0,00													
Toluene	kg/hr	67,82	0,00	65,19	2,64	2,64	1,92	0,71	0,71	0,71	0,71	0,71	0,00	0,00	0,00	0,00													
m-Xylene	kg/hr	15,63	0,00	15,19	0,44	0,44	0,34	0,10	0,10	0,10	0,10	0,10	0,00	0,00	0,00	0,00													
COS	kg/hr	20,78	31,72	0,22	52,28	52,28	1,14	51,14	51,14	51,14	59,38	51,14	8,24	8,24	0,00	0,00													
M-Mercaptan	kg/hr	35,41	11,72	1,75	45,39	45,39	3,81	41,58	41,58	41,58	43,47	41,58	1,89	1,89	0,00	0,00													
H <sub>2</sub> O	kg/hr	26,52	475005,06	168,44	474863,14	474863,14	201,94	474661,20	474661,20	474661,20	2342890,82	441607,88	1901282,93	1901282,93	2255176,81	2222123,49													
MDEA	kg/hr	0,00	526799,74	0,41	526799,33	526799,33	0,49	526798,84	526798,84	526798,84	0,00	0,00	0,00	0,00	921141,25	394342,41													
MEA	kg/hr	0,00	52680,11	0,81	52679,30	52679,30	1,15	52678,15	52678,15	52678,15	0,53	0,01	0,52	0,52	500792,14	448114,00													

A3. (Lanjutan) Kondisi Operasi Proses Acid Gas Removal

Stream	Unit	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27
Temperature	C	168,65	128,61	30,00	85,66	39,02	115,34	115,34	43,33	43,33	43,33	43,33	43,33	30,00
Pressure	kPa	217,18	148,24	148,24	140,00	105,53	189,61	189,61	155,13	155,13	155,13	155,13	155,13	140,00
Mass Flow	kg/hr	612621,76	612621,76	3150,20	1052900,99	1052900,99	277180,72	277180,72	277180,72	277180,72	554361,44	114844,34	439517,11	1,93
Mass Flow per Component														
H2S	kg/hr	2,01	2,01	0,00	58,02	58,02	1600,91	1600,91	1600,91	1600,91	3201,83	3145,81	56,01	0,00
CO2	kg/hr	89,45	89,45	0,00	692,62	692,62	54726,46	54726,46	54726,46	54726,46	109452,93	108849,75	603,17	0,00
N2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00
C1	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	1,65	1,65	1,65	1,65	3,31	3,31	0,00	0,00
C2	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,08	0,08	0,08	0,08	0,17	0,17	0,00	0,00
C3	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,02	0,02	0,04	0,04	0,00	0,00
iC4	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
nC4	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
iC5	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
nC5	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
nC6	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,01	0,00	0,00
nC7	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
nC8	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
nC9	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Benzene	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,02	0,02	0,87	0,87	0,87	0,87	1,73	1,71	0,02	0,00
Toluene	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,36	0,36	0,36	0,36	0,71	0,71	0,00	0,00
m-Xylene	kg/hr	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,05	0,05	0,05	0,05	0,10	0,10	0,00	0,00
COS	kg/hr	0,00	0,00	0,00	43,66	43,66	25,57	25,57	25,57	25,57	51,14	7,48	43,66	0,00
M-Mercaptan	kg/hr	0,00	0,00	0,00	12,27	12,27	20,79	20,79	20,79	20,79	41,58	29,31	12,27	0,00
H2O	kg/hr	33053,32	33053,32	3150,20	475005,47	475005,47	220803,94	220803,94	220803,94	220803,94	441607,88	2805,93	438801,96	0,00
MDEA	kg/hr	526798,84	526798,84	0,00	526798,84	526798,84	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
MEA	kg/hr	52678,14	52678,14	0,00	52680,08	52680,08	0,00	0,00	0,00	0,00	0,01	0,00	0,01	1,93

## LAMPIRAN B. SPESIFIKASI PERALATAN

<b>Unit:</b>	<b>Gas-Gas Exchanger (E-101)</b>				
<b>Jumlah :</b>	15 unit disusun paralel				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>	<b>Shell Side</b>			<b>Tube Side</b>	
<b>Fluid Stream</b>	<b>Feed 5 - Feed to AGRU</b>			<b>Feed 1 - Feed 2</b>	
<b>Fluid Flow</b>	kg/h	13326,7		13606,6	
<b>Temperature in</b>	°C	0		49,7	
<b>Temperature out</b>	°C	37,6		15,6	
<b>Operating pressure</b>	kPa	4197		4238	
<b>No. of passes</b>		1		1	
<b>Fouling factor</b>		0,0001		0,0002	
<b>Heat Duty</b>	kW	219	<b>Overall Coefficient (U)</b>		W/m <sup>2</sup> .°C
<b>LMTD</b>	°C	13,8			
<b>Dimension</b>					
<b>Type of unit</b>	Fixed tube				
<b>Material</b>	Stainless Steel SS-316				
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	502,9	<b>Number of tubes</b>	1094	
<b>Tube OD</b>	mm	30,0	<b>Tube arrangement</b>	Triangular	
<b>Tube Length</b>	m	4,88	<b>Tube Pitch (mm)</b>	37,5	
<b>Shell ID</b>	m	0,8	<b>Tube Thickness (mm)</b>	1,6	

<b>Unit:</b>	<b>Chiller (E-102)</b>					
<b>Jumlah :</b>	10 unit disusun secara paralel					
<b>Operating Condition</b>						
<b>Unit Data</b>		<b>Shell Side</b>			<b>Tube Side</b>	
<b>Fluid Stream</b>		<b>Propane in - Propane Out</b>			<b>Feed 2 - Feed 3</b>	
<b>Fluid Flow</b>	kg/h	1554.12			20410	
<b>Temperature in</b>	°C	-5,6			15.6	
<b>Temperature out</b>	°C	-5,6			0	
<b>Operating pressure</b>	kPa	398			4218	
<b>No. of passes</b>		1			1	
<b>Fouling factor</b>		0,0001			0,0002	
<b>Heat Duty</b>	kW	155	<b>Overall Coefficient (U)</b>		W/m <sup>2</sup> .°C	36
<b>LMTD</b>	°C	11,7				
<b>Dimension</b>						
<b>Type of unit</b>	Fixed tube					
<b>Material</b>	Stainless Steel SS-316					
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	334,9	<b>Number of tubes</b>		728	
<b>Tube OD</b>	mm	30	<b>Tube arrangement</b>		Triangular	
<b>Tube Length</b>	m	4,88	<b>Tube Pitch (mm)</b>		37,5	
<b>Shell ID</b>	m	0,8382	<b>Tube Thickness (mm)</b>		1,6	

<b>Unit:</b>	<b>Lean/Rich Exchanger (E-201)</b>			
<b>Jumlah :</b>	<b>2 unit disusun secara paralel</b>			
<b>Operating Condition</b>				
<b>Unit Data</b>		<b>Shell Side</b>		<b>Tube Side</b>
<b>Fluid Stream</b>		<b>Regen Bttm - Rich from LR</b>		<b>Rich to LR - Regen Feed</b>
<b>Fluid Flow</b>	kg/h	583506		306349
<b>Temperature in</b>	°C	79,3		168,6
<b>Temperature out</b>	°C	93,33		128,6
<b>Operating pressure</b>	kPa	621		217,2
<b>No. of passes</b>		1		1
<b>Fouling factor</b>		0,0001		0,0002
<b>Heat Duty</b>	kW	11316	<b>Coefficient Overall (U)</b>	W/m <sup>2</sup> .°C
<b>LMTD</b>	°C	61,4		
<b>Dimension</b>				
<b>Type of unit</b>	Fixed tube			
<b>Material</b>	SS-316			
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	214	<b>Number of tubes</b>	465
<b>Tube OD</b>	mm	30	<b>Tube arrangement</b>	Triangular
<b>Tube Length</b>	m	4,88	<b>Tube Pitch (mm)</b>	37,5
<b>Shell ID</b>	m	0,8382	<b>Tube Thickness (mm)</b>	1,6

<b>Unit:</b>	<b>Amine Cooler (C-201)</b>				
<b>Operating Condition</b>					
<b>Unit Data</b>		<b>Shell Side</b>		<b>Tube Side</b>	
<b>Fluid Stream</b>		<b>Water</b>		<b>Amine to Cooler - Amine to Pump</b>	
<b>Fluid Flow</b>	kg/h	180203		263750	
<b>Temperature in</b>	°C	25,0		85,7	
<b>Temperature out</b>	°C	80		39,02	
<b>Operating pressure</b>	kPa	101		140	
<b>No. of passes</b>		1		2	
<b>Fouling factor</b>		0,0001		0,0002	
<b>Heat Duty</b>	kW	11789	<b>Overall Coefficient (U)</b>	W/m <sup>2</sup> .°C	332
<b>LMTD</b>	°C	9,2			
<b>Dimension</b>					
<b>Type of unit</b>	Fixed tube				
<b>Material</b>	SS-316				
<b>Heat Transfer Area</b>	m <sup>2</sup>	403,751	<b>Number of tubes</b>	702	
<b>Tube OD</b>	mm	30	<b>Tube arrangement</b>	Triangular	
<b>Tube Length</b>	m	6,1	<b>Tube Pitch (mm)</b>	37,5	
<b>Shell ID</b>	m	0,889	<b>Tube Thickness (mm)</b>	2	

## LAMPIRAN C. PERHITUNGAN SPESIFIKASI PERALATAN

### Perhitungan Kolom Absorber (Sinnott, 2005)

Perhitungan di bawah dilakukan dengan cara yang sama untuk menghitung kolom stripping.

Sifat fisik fluida (data Hysys) :

- UCarsol (atas) :

$$\rho_v = 29,37 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_L = 1036 \text{ kg/m}^3 \quad \sigma = 0,0567 \text{ N/m}$$

- Gas Umpan (bawah) :

$$\rho_v = 49,8 \text{ kg/m}^3 \quad \rho_L = 1063 \text{ kg/m}^3 \quad \sigma = 0,0508 \text{ N/m}$$

#### ➤ **Desain Plate/tray dengan jenis sieve tray**

##### **Laju alir vapour dan liquid**

###### Top

Dari Hysys didapatkan data sebagai berikut:

$$L' = 8797,2 \text{ mol/s}$$

$$V' = 1288,3 \text{ mol/s}$$

Maka, didapatkan aliran top  $L/V = 6,8284 \text{ mol/s}$

###### Bottom

Dari Hysys didapatkan data sebagai berikut:

$$L' = 9552,8 \text{ mol/s}$$

$$V' = 2044,7 \text{ mol/s}$$

Maka, didapatkan aliran bottom,  $L'/V' = 4,6719$

##### **Base pressure**

Efisiensi kolom 60%

Didapatkan data tray teoretis dari hysys sebanyak 9 tray

$$\text{Maka, jumlah tahap nyata (aktual)} = \frac{9-1}{0,6} = 13$$

Asumsi pressure drop per plate sebesar 100 mm air, maka :

$$\text{Pressure drop kolom} = 100 \times 10^{-3} \times 1000 \times 9,81 \times 13 = 13080 \text{ Pa}$$

$$\text{Top pressure} = 4,075 \times 10^4 \text{ Pa}$$

$$\begin{aligned} \text{Base pressure (estimasi)} &= 4,075 \times 10^4 + 13080 = 4088080 \text{ Pa} \\ &= 40,8 \text{ bar} \end{aligned}$$

### Tray spacing

Tray spacing sebesar 0,55 m (data Hysys).

### Diameter Kolom

$$F_{LV \text{ bottom}} = \frac{L_W}{V_W} \sqrt{\frac{\rho_V}{\rho_L}} = 4,67 \sqrt{\frac{49,8}{1063}} = 1,48$$

$$F_{LV \text{ top}} = 6,82 \sqrt{\frac{29,3}{1036}} = 0,79$$

Dari gambar 11.27 diperoleh :

$$\text{Bottom} : K_1 = 3.9 \times 10^{-2}$$

$$\text{Top} : K_1 = 4.3 \times 10^{-2}$$

Fig. 11.27

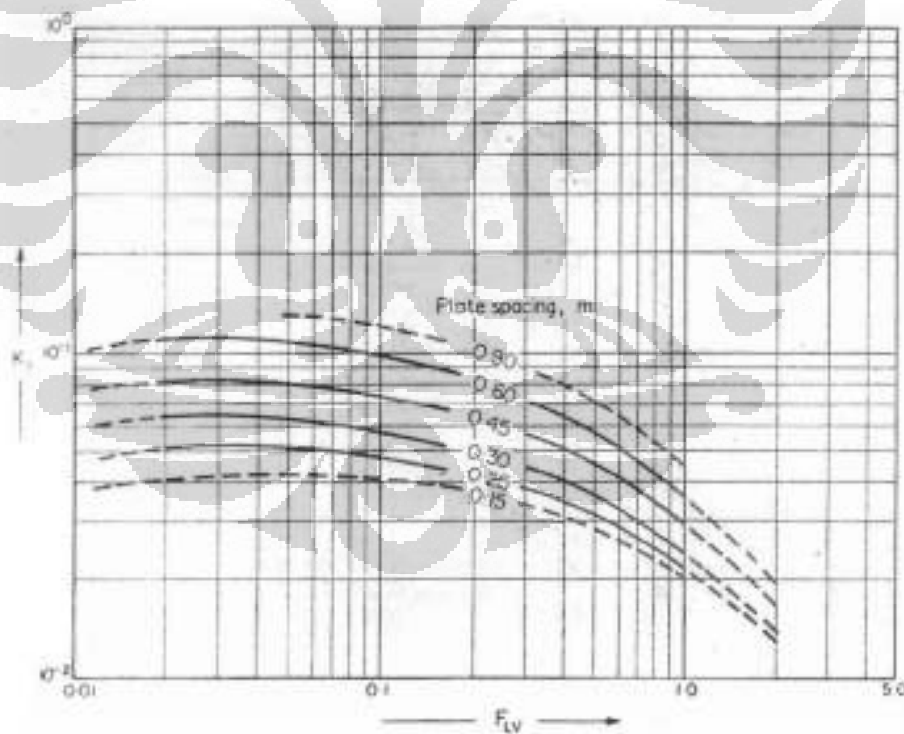


FIG. 11.27. Flooding velocity, sieve plates

Koreksi untuk surface tension :



$$\text{Bottom } K_1 = \left( \frac{5,08 \times 10^{-2}}{2 \times 10^{-2}} \right)^{0,2} \times 3,9 \times 10^{-2} = 4,7 \times 10^{-2}$$

$$\text{Top } K_1 = \left( \frac{5,67 \times 10^{-2}}{2 \times 10^{-2}} \right)^{0,2} \times 4,3 \times 10^{-2} = 5,3 \times 10^{-2}$$

Maka kecepatan flooding :

$$\text{Bottom} : u_f = 4,7 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{1063 - 49,8}{49,8}} = 0,21 \text{ m/s}$$

$$\text{Top} : u_f = 5,3 \times 10^{-2} \sqrt{\frac{1036 - 29,37}{29,37}} = 0,31 \text{ m/s}$$

Desain untuk 85% flooding pada kecepatan maksimum:

$$\text{Bottom} : \hat{u}_v = 1,67 \times 0,21 = 0,18 \text{ m/s}$$

$$\text{Top} : \hat{u}_v = 9,13 \times 0,31 = 0,26 \text{ m/s}$$

Laju alir volumetrik maksimum (Data dari Hysys) :

$$\text{Bottom} = 0,87828 \text{ m}^3/\text{s}$$

$$\text{Top} = 1,2022 \text{ m}^3/\text{s}$$

Net area yang diperlukan,  $A_n$  :

$$\text{Bottom} = \frac{0,18}{0,88} = 4,87 \text{ m}^2$$

$$\text{Top} = \frac{0,26}{1,2} = 4,56 \text{ m}^2$$

Downcomer area sebesar 12% dari total.

Luas penampang kolom,  $A_c$  :

$$\text{Bottom} = \frac{4,87}{0,88} = 5,54 \text{ m}^2$$

$$\text{Top} = \frac{4,56}{0,88} = 5,18 \text{ m}^2$$

Diameter Kolom :

$$\text{Bottom} = \sqrt{\frac{5,54 \times 4}{\pi}} = 2,65 \text{ m}$$

$$\text{Top} = \sqrt{\frac{5,18 \times 4}{\pi}} = 2,57 \text{ m}$$

Diameter untuk bagian atas dan bawah dapat dikatakan sama.

### Plate design

$$\text{Diameter kolom} \quad D_c = 2,65 \text{ m}$$

$$\text{Column Area} \quad A_c = 5,54 \text{ m}^2$$

$$\text{Downcomer Area} \quad A_d = 0,12 \times 5,54 = 0,66 \text{ m}^2$$

Net Area

$$A_n = A_c - A_d = 5,54 - 0,66 = 4,88 \text{ m}^2$$

Active area

$$A_a = A_c - 2A_d = 5,54 - 1,32 = 4,21 \text{ m}^2$$

$$\text{Hole Area } A_h = 0,1 \times 4,21 = 0,4213 \text{ m}^2,$$

Estimasi awal = 10% dari active area

$$\text{Weir Length (gambar 11.31)} = 0,74 \times 2,65 = 1,961 \text{ m.}$$

Fig. 11.31

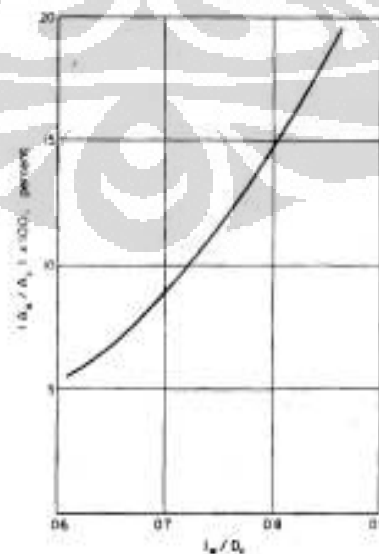


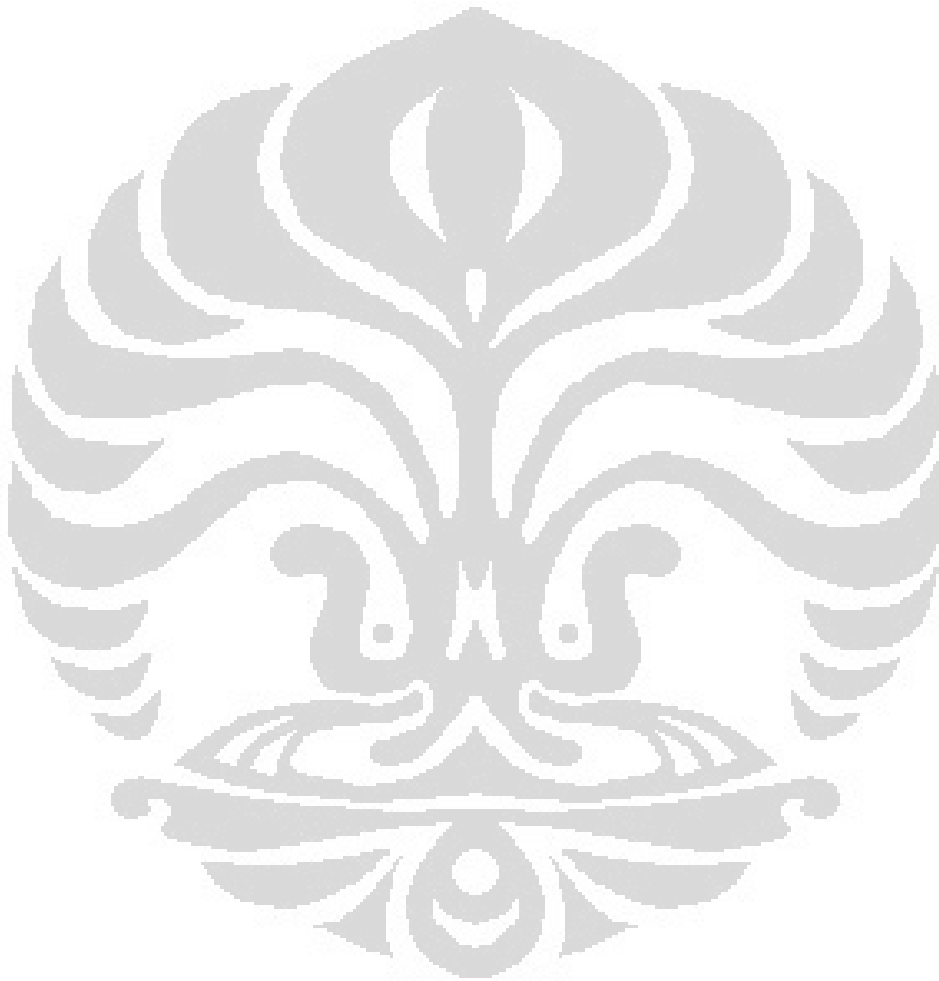
FIG. 11.31. Relation between downcomer area and weir length

Asumsi : Weir height = 50 mm  
Hole diameter = 5 mm  
Plate thickness = 5 mm

Jumlah Hole :

Luas satu hole =  $1,964 \times 10^{-5} \text{ m}^2$  (diameter hole = 5 mm)

Jumlah Hole =  $0,4213 / (1,964 \times 10^{-5}) = 21451$  holes



## LAMPIRAN D. PERHITUNGAN HARGA ALAT

No	Nama Alat	Dimensi										Harga (USD)	Referensi		
		Di	Nt	Fnt	Ftt	Ftm	CBt	ft	Nt	Fnt	Ftt			Ftm	CBt
A	Absorber Column V-201	8,86	15	1,224388	1	2,042464	1722,53	ft						64.614,7	2000
B	Distillation Column V-202	2,63	13	1,327865	1	1,591412	582,98	ft						16.015,2	2000
C	Separator V-101	weight						kg						58.720,0	
	V-102	601600						kg						60.160,0	
	V-301	1730400						kg						173.040,0	2000
	V-302	849600						kg						84.960,0	
	V-103	8007						kg						800,7	
	V-104	682950						kg						68.295,0	
	V-105	329464,5						kg						32.946,5	
D	Tank TK-401	Capacity 417	a 5700	b 700	n 0,7			m <sup>3</sup>						53.474,2	2008
	TK-402	0,16	5700	700	0,7			m <sup>3</sup>						5.894,1	
E	Pompa P-201	Q (GPM) 4558	S 257839,4	Ft 8,9	Fm 2	Cb 19016,2		H (ft)						338.488,4	2000
	P-202	8389	278231,7	2,7	2	20049,9		1100						108.269,5	

No	Nama Alat	Dimensi						Cost	Referensi
		Heat Transfer Area		a	b	n			
F	HE								
	E-101	502,9	m <sup>2</sup>	10000	88	1	54.255,2		
	E-102	334,9	m <sup>2</sup>	10000	88	1	39.471,2		
	E-201	214	m <sup>2</sup>	10000	88	1	28.832,0		2008
	E-203	422,6	m <sup>2</sup>	10000	88	1	47.188,8		
	E-204	7682	m <sup>2</sup>	14000	83	1	651.606,0		
	C-201	269,167	m <sup>2</sup>	10000	88	1	33.686,7		
G	Air Cooler		Q						
	AC-201	0,080444	l/s				61.067,3		2006
	AC-202	0,080444	l/s				61.067,3		
	AC-101	0,013975	l/s				61.013,9		
H	Kompressor		a	b	n				
	K-101	173,2	240000	1,33	1,5		243.031,6		2008
	K-102	416,2	240000	1,33	1,5		251.292,9		