

**MODIFIKASI PROSES PEMISAHAN CO₂ KADAR TINGGI
DARI GAS ALAM**

TESIS

Oleh

DESEMSI PHILIP CHOTLER

0806477371



**TESIS INI DIAJUKAN UNTUK MELENGKAPI SEBAGIAN
PERSYARATAN MENJADI MAGISTER TEKNIK**

**PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM PASCASARJANA BIDANG ILMU TEKNIK
UNIVERSITAS INDONESIA
GANJIL 2010/2011**

PERNYATAAN KEASLIAN TESIS

Saya menyatakan dengan sesungguhnya bahwa Tesis dengan judul :

MODIFIKASI PROSES PEMISAHAN CO₂ KADAR TINGGI DARI GAS ALAM

yang dibuat untuk melengkapi sebagian persyaratan menjadi Magister Teknik pada Kekhususan Manajemen Gas Program Studi Teknik Kimia Program Pascasarjana Universitas Indonesia, sejauh yang saya ketahui bukan merupakan tiruan atau duplikasi dari tesis yang sudah dipublikasikan dan atau pernah dipakai untuk mendapatkan gelar pendidikan di lingkungan Universitas Indonesia maupun di Perguruan Tinggi atau Instansi manapun, kecuali bagian yang sumber informasinya dicantumkan sebagaimana mestinya.

Jakarta, 7 Januari 2011

Desemsi Philip Chotler

NPM 0806477371

HALAMAN PENGESAHAN

Tesis ini diajukan oleh:

Nama : Desemsi Philip Chotler
NPM : 0806477371
Program Studi : Teknik Kimia konsentrasi Manajemen Gas
Judul Tesis : Modifikasi Proses Pemisahan CO₂ Kadar Tinggi Dari Gas Alam

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

DEWAN PENGUJI

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

Penguji : Kamarza Mulia, PhD (.....)

Penguji : Ir. Dijan Supramono, MSc (.....)

Penguji : Dr.rer.nat.Ir.Yuswan Muharam, MT (.....)

Ditetapkan di : Depok

Tanggal : 7 Januari 2011

UCAPAN TERIMA KASIH

Puji syukur saya panjatkan kepada Tuhan Yang Maha Esa, karena atas berkat dan rahmat-Nya, saya dapat menyelesaikan tesis ini. Penulisan tesis ini dilakukan dalam rangka memenuhi salah satu syarat untuk mencapai gelar Magister Teknik Program Studi Teknik Kimia pada Fakultas Teknik Universitas Indonesia. Saya menyadari bahwa, tanpa bantuan dan bimbingan dari berbagai pihak, dari masa perkuliahan sampai pada penyusunan tesis ini, sangatlah sulit bagi saya untuk menyelesaikan tesis ini. Oleh karena itu, saya mengucapkan terima kasih kepada :

1. Ir. Mahmud Sudibandriyo, Msc.PhD., selaku pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan tesis ini;
2. Orang tua dan keluarga saya, yang telah memberikan bantuan dukungan material dan moral; dan
3. Sahabat – sahabat yang telah banyak membantu saya dalam menyelesaikan tesis ini.

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

Sebagai sivitas akademik Universitas Indonesia, Saya yang bertanda tangan dibawah ini:

Nama : Desemsi Philip Chotler
NPM : 0806477371
Program Studi : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Tesis

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

Modifikasi Proses Pemisahan CO₂ Kadar Tinggi Dari Gas Alam

beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Noneklusif 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: Jakarta

Pada Tanggal: 10 Januari 2011

Yang menyatakan

(Desemsi Philip Chotler)

Desemsi Philip Chotler	Dosen Pembimbing
NPM 08 06 477371	Ir. Mahmud Sudibandriyo, Msc. PhD
Departemen Teknik Kimia	

MODIFIKASI PROSES PEMISAHAN CO₂ KADAR TINGGI DARI GAS ALAM

ABSTRAK

Pengolahan gas alam dimaksudkan untuk memenuhi spesifikasi gas jual yang sudah ditetapkan sebelum gas alam dijual ke pengguna. Salah satu pengolahan gas alam adalah pemisahan CO₂ dari gas alam untuk memenuhi spesifikasi gas jual CO₂ <5% mol. Pada umumnya sumur gas mempunyai kadar CO₂ dibawah 20% mol tetapi terdapat juga sumur gas yang mempunyai kadar CO₂ tinggi 70-80% mol. Beberapa proses pemisahan CO₂ dengan kadar tinggi dari gas alam telah dipatentkan seperti *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*, *Bulk CO₂ Recovery Process*, dan *Carbon Dioxide Recovery* tetapi setelah dilakukan simulasi ulang menggunakan HYSYS belum memenuhi spesifikasi gas jual. Oleh karena itu perlu dilakukan modifikasi terhadap proses patent pemisahan CO₂ kadar tinggi dari gas alam.

Pemilihan proses yang akan dimodifikasi dilakukan dengan memilih proses yang menghasilkan kadar CO₂ terendah setelah dilakukan simulasi dengan HYSYS. Modifikasi proses patent dilakukan dengan penambahan *equipment* setelah, sebelum atau di antara *equipment* proses utama dengan mengadopsi prinsip proses pemisahan CO₂ dari gas alam yang telah ada. Penambahan jumlah *equipment* dihentikan setelah proses modifikasi menghasilkan gas jual dengan kadar CO₂ <5% mol. Setelah itu dihitung nilai laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi.

Dari hasil modifikasi dan optimasi, kondisi proses optimum pada tekanan *discharge* kompresor 48,59 bar (690 psig), suhu masukan kolom distilasi -28 °C (-18,4 °F) pada kondisi *saturated liquid*, refrigerant menggunakan amonia, jumlah tray 11 dan umpan pada tray nomor ke-4 dan % MDEA sebesar 49%. Laju alir gas produk yang dihasilkan 15,34 MMSCFD apabila umpan gas alam 100 MMSCFD dengan konsumsi energi 4.559 MMbtu/day. Laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi adalah 0,00336 MMSCFD per MMbtu/day atau energi yang dikonsumsi per laju alir produk gas 291,27 MMbtu/MMSCF

Kata kunci : CO₂, Modifikasi, Proses

Desemsi Philip Chotler	Counsellor
NPM 08 06 477371	Ir. Mahmud Sudibandriyo, Msc. PhD
Chemical Department Engineering	

MODIFICATION THE SEPARATION PROCESS OF CO₂ HIGH CONTENT OF NATURAL GAS

ABSTRACT

Processing of natural gas is intended to meet sales gas specifications before the natural gas sold to users. One of the natural gas processing are the separation of CO₂ from natural gas to meet sales gas specifications CO₂ <5% mole. In general, gas wells have CO₂ content below 20% mole, but there are also gas wells have a high CO₂ content of 70-80% mole. Some of the CO₂ separation process with high CO₂ content of natural gas has been patented as Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide, Bulk CO₂ Recovery Process, and Carbon Dioxide Recovery but after re-simulation using HYSYS, the gas couldn't meet with sales gas specifications. Therefore it is need to modify the process patent of high content of CO₂ separation process from natural gas.

The modified process will be selected with having lowest CO₂ content after the process is simulated and optimized with HYSYS. The process patent will be modified by adding equipment after, before or between the main process equipment with adopting existing principle of the separation of CO₂ from natural gas. The addition of equipments are stopped after the modified process produce sales gas with CO₂ <5% mole. After that the value of the product flow rate of gas per energy consumed is calculated.

From the modification and optimization result, the optimum process conditions compressor discharge pressure is 48.59 bar (690 psig), inlet temperature of distillation column is -28 °C (-18.4 °F) on the condition of saturated liquid, using ammonia as refrigerant, number of tray 11 with feed tray number 4 and percent MDEA is 49%. Gas flow rate of product is 15.34 MMSCFD of 100 MMSCFD inlet flowrate of gas with energy consumption 4.559 MMBtu/day. Product flow rate of gas per energy consumed is 0,00336 MMSCFD per MMBtu/day or energy consumed per product gas flow rate of 291,27 MMBtu / MMSCF

Kata kunci : CO₂, Modification, Process

DAFTAR ISI

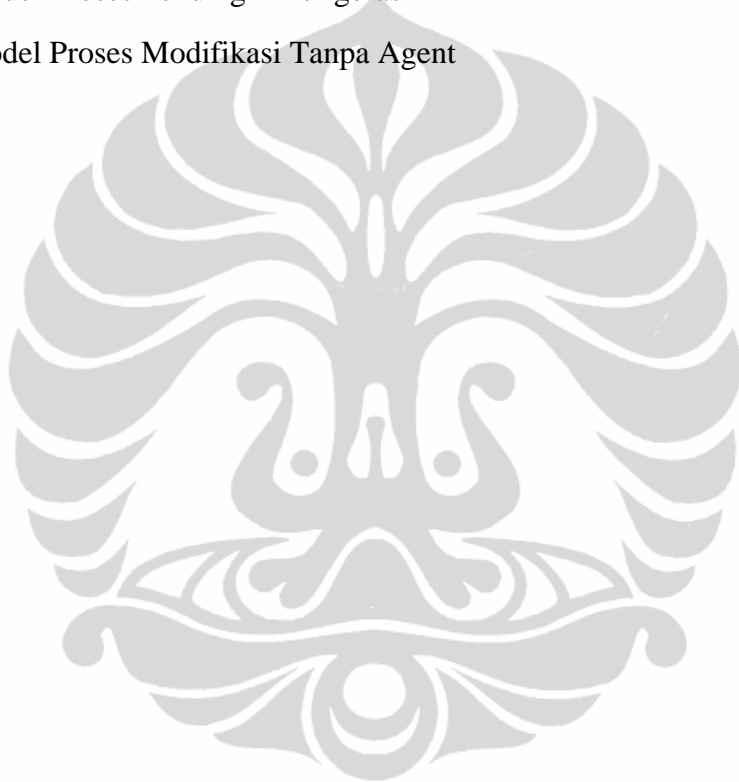
	Halaman
PERNYATAAN KEASLIAN THESIS	ii
PENGESAHAN	iii
UCAPAN TERIMA KASIH	iv
HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI KARYA ILMIAH UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS	v
ABSTRAK	vi
ABSTRACT	vii
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xi
DAFTAR SINGKATAN	xiv
DAFTAR ISTILAH / SIMBOL	xv
BAB I PENDAHULUAN	1
1.1 LATAR BELAKANG	1
1.2 RUMUSAN PERMASALAHAN	3
1.3 TUJUAN TESIS	4
1.4 BATASAN MASALAH	4
1.5 SISTEMATIKA PENULISAN	5
BAB II TINJAUAN PUSTAKA	7
2.1 KOMPOSISI DAN SIFAT FLUIDA DARI SUMUR GAS	7
2.2 LOKASI CADANGAN GAS ALAM	11
2.3 PROSES GAS PLANT	13
2.3.1 Separasi	15
2.3.2 Kompresi	16
2.3.3 CO ₂ Removal Unit	17
Physical Separation	19

<i>Membrane Separation</i>	19
<i>Cryogenic</i>	21
Absorption	23
<i>Chemical Absorption</i>	23
<i>Physical Absorption</i>	28
Adsorption	33
<i>Molecular Sieve</i>	34
<i>Carbon Active</i>	35
Bulk CO ₂ Recovery Process	36
Carbon Dioxide Recovery	37
Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide	39
BAB III METODE PENELITIAN	42
3.1 TAHAPAN PENELITIAN	42
BAB IV HASIL STUDI PENDAHULUAN SIMULASI PROSES PATENT	45
4.1 Hasil Studi Pendahuluan Simulasi Proses Paten	45
4.2 Proses Pemisahan CO ₂ Kadar Tinggi Setelah Modifikasi	51
4.3 Optimasi Proses	55
4.3.1 Pengaruh Agent	55
4.3.2 Variasi Laju Alir Umpan	57
4.3.3. Variasi Tekanan	59
4.3.4. Variasi Refigerant	64
4.3.5. Variasi Jumlah Tray Pada Kolom Distilasi	65
4.3.6. Variasi % MDEA	67
4.4 Perhitungan Laju Alir Produk Per Energi yang Dikonsumsi	69
BAB V KESIMPULAN DAN REKOMENDASI	
5.1 Kesimpulan	70
5.2 Rekomendasi	71
DAFTAR PUSTAKA	72

DAFTAR GAMBAR

	Halaman
Gambar 2.1	Diagram Fasa Tekanan-Suhu CO ₂ 9
Gambar 2.2	Diagram Daerah Pembentukan padatan CO ₂ Dalam Komposisi Gas Alam pada Suhu Rendah 10
Gambar 2.3	Diagram Fasa Uap-Cair-Padatan untuk Campuran Metana Karbondioksida pada Tekanan 650 psia 11
Gambar 2.4	Cadangan Gas Alam <i>Conventional</i> 12
Gambar 2.5	Cadangan Gas Alam CBM 13
Gambar 2.6	Tipikal Blok Diagram <i>Gas Plant</i> 14
Gambar 2.7	Grafik Pemilihan Jenis Kompresor 17
Gambar 2.8	Grafik Pemilihan Proses Seleksi AGRU 19
Gambar 2.9	Tipikal <i>Pretreatment System</i> Pada Membran 20
Gambar 2.10	Tipikal Proses Membran 20
Gambar 2.11	Tipikal Proses <i>Cryogenic</i> 22
Gambar 2.12	Tipikal Proses Amine 25
Gambar 2.13	Tipikal <i>Hot Potassium Process</i> 27
Gambar 2.14	Tipikal Proses <i>Physical Solvent</i> 29
Gambar 2.15	Tipikal Proses <i>selexol</i> 30
Gambar 2.16	Tipikal Proses Rectisol 32
Gambar 2.17	Tipikal Proses Adsorpsi 34
Gambar 2.18	Bulk CO ₂ Recovery Process 36
Gambar 2.19	Carbon Dioxide Recovery 38
Gambar 2.20	Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide 40
Gambar 3.1	Skema Metode Penelitian 43

Gambar 4.1	Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide	47
Gambar 4.2	Carbon Dioxide Recovery	48
Gambar 4.3	Bulk CO ₂ Recovery Process	50
Gambar 4.4	Model Proses Modifikasi <i>Distillative Separation of Methane and Carbon</i>	50
Gambar 4.5	Model Proses Amine Package	53
Gambar 4.6	Model Proses Pendingin Refrigerasi	54
Gambar 4.7	Model Proses Modifikasi Tanpa Agent	57



DAFTAR TABEL

		Halaman
Tabel 2.1	Perbandingan Pelarut Amine	23
Tabel 4.1	Komposisi Gas CO ₂ Kadar Tinggi	45
Tabel 4.2	Komposisi Gas sebagai Agent	46
Tabel 4.3	Pengaruh Laju Alir Agen Terhadap Energi yang dikonsumsi dan Laju Alir Produk Gas	55
Tabel 4.4	Pengaruh Laju Alir Agen Terhadap Komposisi Komponen Keluaran Kolom distilasi	55
Tabel 4.5	Pengaruh Laju Alir Umpan Gas Terhadap komposisi Produk Gas	57
Tabel 4.6	Pengaruh Laju Alir Umpan Gas Terhadap komposisi Produk Gas	58
Tabel 4.7	Pengaruh Laju Alir Umpan Gas Terhadap Energi yang Dikonsumsi	58
Tabel 4.8	Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Laju Alir Produk Gas	59
Tabel 4.9	Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Komposisi Produk Gas	60
Tabel 4.10	Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Energi yang Dikonsumsi	61
Tabel 4.11	Suhu Saturated Gas Umpan Kolom Distilasi.	61
Tabel 4.12	Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Laju Alir Produk Gas Pada Suhu <i>Saturated</i>	62
Tabel 4.13	Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Komposisi Produk Gas Pada Suhu <i>Saturated</i>	62
Tabel 4.14	Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Energi yang Dikonsumsi Pada Suhu <i>Saturated</i>	63
Tabel 4.15	Pengaruh Jenis Refigerant Terhadap Energi yang Dikonsumsi	64
Tabel 4.16	Pengaruh Jumlah Tray Dan Umpan Tray Terhadap Komposisi Distillate Pada Umpan Tray Ke-4	65
Tabel 4.17	Pengaruh Jumlah Tray Dan Umpan Tray Terhadap	

Komposisi Distillate Pada Umpan Tray Ke-3	65
Tabel 4.18 Pengaruh Jumlah Tray Terhadap Refluks Ratio, Laju Alir Produk dan Konsumsi Energi	66
Tabel 4.19 Pengaruh % MDEA Terhadap Laju Alir Produk Gas	67
Tabel 4.20 Pengaruh % MDEA Terhadap Laju Alir Produk Gas	68
Tabel 4.21 Pengaruh % MDEA Terhadap Komposisi Produk Gas	68
Tabel 4.22 Pengaruh % MDEA Terhadap Energi yang Dikonsumsi	69



DAFTAR SINGKATAN

TCF	Trillion Cubic Feet
ADB	Asian Development Bank
RVP	Reid Vapor Pressure



DAFTAR SIMBOL

- R Rasio Kompresi
n Jumlah Stage
k Ratio of Specific Heat
 η *Polytropic Efficiency*



BAB I

PENDAHULUAN

1.1 LATAR BELAKANG

Kebutuhan energi di Indonesia akan semakin meningkat dari tahun ke tahun dimana pada diprediksikan pada tahun 2015, kebutuhan energi Indonesia akan meningkat 3 kali lipat sebesar 1.700 juta SBM (setara barel minyak) dari kebutuhan energi tahun 2009. Sedangkan pada tahun 2025 diprediksikan kebutuhan energi sebesar 4 kali lipat dari kebutuhan energi 2009 sebesar 2.100 juta SBM (BPPT, 2009). Kebutuhan energi Indonesia dapat dipenuhi oleh beberapa sumber energi salah satunya gas alam.

Penggunaan gas alam (*Conventional Gas*) telah meningkat secara signifikan dalam beberapa kurun waktu belakangan ini dan diprediksi terus berlanjut menjadi sumber energi utama untuk memenuhi kebutuhan industri ataupun kebutuhan lainnya. Hal ini dapat dilihat dari persentase energi mix. Pada tahun 2003, data energi mix menunjukkan persentase natural gas sebesar 26.5%, 28.57% pada tahun 2007, dan terus meningkat menjadi 30% pada tahun 2025 (ESDM RI, Febuari 2007). Kenaikan konsumsi akan gas alam dapat dipenuhi dengan menggunakan cadangan natural gas yang masih banyak baik yang conventional maupun yang unconventional dengan cadangan 187 tcf (ESDM, 2006) untuk conventional dan 453.3 tcf (CBM) (ADB dan Migas 2003).

Fluida yang berasal dari sumur gas secara umum terdiri dari 3 fasa, yaitu gas, liquid dan air. Gas yang berasal dari sumur gas masih banyak mengandung kandungan air, kadar CO₂ yang tinggi, suhu dan tekanan yang berbeda dengan spesifikasi yang diinginkan. Sebelum gas alam yang berasal dari sumur gas tersebut digunakan sebagai sumber energi, maka gas alam tersebut harus diproses untuk memenuhi spesifikasi gas jual seperti kandungan air < 10 lb/MMscf untuk mencegah terjadinya *hydrate* dan korosi, kandungan CO₂ < 5% mol dikarenakan CO₂ tidak berkontribusi terhadap pembakaran gas, tekanan untuk menjamin pengiriman gas kekonsumen, suhu untuk menjauhkan dari

dewpointnya dan HHV (*Higher Heating Value*) 950-1100 Btu/scf sebagai nilai bakar dari gas tersebut.

Sumur gas umumnya memiliki kadar CO₂ dibawah 20% mol tetapi terdapat juga sumur gas yang memiliki kadar CO₂ mencapai 80% seperti berlokasi di blok D-Alpha Natuna, Indonesia. Untuk mengurangi kadar CO₂ dalam gas alam diperlukan suatu proses pengurangan CO₂. Proses pengurangan kadar CO₂ (<20% mol) merupakan suatu proses yang sudah umum dimana proses tersebut sudah banyak digunakan dalam industri gas seperti proses adsorpsi dengan menggunakan *molecular sieve* ataupun dengan proses absorpsi dengan *amine* dan *hot potassium carbonate*. Tetapi untuk sumur gas yang memiliki kadar CO₂ yang tinggi sampai 80% mol diperlukan suatu process pengurangan kadar CO₂ yang lebih handal lagi. Proses pemisahan CO₂ berlokasi di blok D-Alpha Natuna direncanakan menggunakan sistem *low temperature separation*.

Ada beberapa alternatif proses pemisahaan CO₂ dari gas alam diantaranya adalah dengan menggunakan *physical separation (membran dan cryogenic)*, absorpsi (*amine, hot potassium carbonate, fluor, selexol dan rectisol*), dan adsorpsi. Membran dapat mengurangi kadar CO₂ dari 70% sampai 5% yang terdapat di Mexico oleh UOP (David Dortmund and Kishore Doshi, 1999). Tetapi membran mempunyai kekurangan sensitif terhadap perubahan kondisi umpan padahal sumur gas sangat memungkinkan terjadi perubahan kondisi umpan. Untuk meningkatkan penyerapan CO₂, banyak hidrokarbon akan terbawa oleh ke aliran *permeate* sehingga laju alir produk gas akan semakin sedikit. Membran polimer memiliki batasan suhu untuk kondisi operasinya padahal sumur gas sangat memungkinkan dengan suhu tinggi. Selain itu membran mempunyai *lifetime* yang cepat sekitar 5 tahun sehingga hal ini memungkinkan biaya investasi yang besar untuk jangka waktu yang lama untuk pemisahan CO₂ dari gas alam (Leornado Energy, 2007). Maka dari proses yang ada tersebut yang paling berpotensi adalah dengan menggunakan *cryogenic* dan absorpsi. Lebih lanjut lagi, proses yang menggunakan *cryogenic* maupun absorpsi yang selama ini adapun belum ada yang bisa menangani gas dengan CO₂ lebih dari 80%. Oleh karena itu maka dilakukan penelusuran proses patent yang berhubungan dengan hal pemisahan CO₂ dengan kadar lebih besar 80%.

Dari penelusuran terdapat 3 proses paten untuk proses pengurangan CO₂ dengan kadar tinggi (80%) menggunakan prinsip absorpsi dan *cryogenic*, seperti *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* (O'Brian, 1984) menggunakan kolom distilasi dengan suhu rendah untuk pemisahan CO₂ dan metana, *Bulk CO₂ Recovery Process* (Carter, 1991) menggunakan pemisahan awal pada suhu rendah sebelum dipanaskan kembali untuk pemisahan selanjutnya dengan menggunakan kolom stripper dan *Carbon Dioxide Recovery* (Pantermuehl, 1988) menggunakan pelarut amine untuk absorpsi CO₂ dimana regenerasi amine dilakukan dengan penurunan tekanan.

Ketiga proses ini telah dilakukan simulasi ulang dengan menggunakan HYSYS simulator tetapi hasil simulasi menunjukkan gas hasil proses tidak memenuhi spesifikasi gas jual < 5% mol CO₂. Untuk proses *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* (O'Brian, 1984), didapat hasil simulasi dengan kadar gas 81% mol metana dan 16% mol CO₂, untuk proses *Bulk CO₂ Recovery Process* (Carter, 1991), didapat hasil simulasi dengan kadar gas 49% mol metana dan 46% mol CO₂ sedangkan untuk proses *Carbon Dioxide Recovery* (Pantermuehl, 1988), didapat hasil simulasi dengan kadar gas 18% mol metana dan 78% mol CO₂ dimana komposisi gas alam memiliki 82% mol CO₂ dan 15% mol metana. Oleh karena itu diperlukan suatu study untuk memodifikasi process yang telah ada untuk dikembangkan lagi menjadi suatu process pengurangan kadar CO₂ yang memenuhi kadar spesifikasi gas jual (<5% mol).

1.2 PERUMUSAN MASALAH

Proses pengurangan CO₂ dari gas alam yang sudah dipatentkan seperti *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* (O'Brian, 1984), *Bulk CO₂ Recovery Process* (Carter, 1991), *Carbon Dioxide Recovery* (Pantermuehl, 1988) belum memenuhi spesifikasi sales gas < 5% mol CO₂ apabila di simulasi ulang dengan HYSYS simulator. Untuk memenuhi spesifikasi gas jual, maka perlu dilakukan modifikasi proses pengurangan kadar CO₂ baik optimasi kondisi operasi, jumlah tray maupun penambahan peralatan pada proses yang dipatentkan. Dari antara ketiga proses tersebut, *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* (O'Brian, 1984) merupakan proses yang

paling mendekati spesifikasi sales gas yaitu kadar gas 81% mol metana dan 17% mol CO₂ sehingga proses ini dipilih untuk dimodifikasi.

1.3 TUJUAN

Adapun tujuan yang ingin dicapai adalah:

1. Memodifikasi proses pengurangan kadar CO₂ dari proses *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* (O'Brian, 1984) untuk menghasilkan gas jual sesuai dengan spesifikasi (<5% mol).
2. Mengoptimasi proses yang dimodifikasi sehingga menghasilkan proses pemisahan CO₂ dan gas alam dengan nilai laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi paling kecil.

1.4 BATASAN MASALAH

Batasan masalah dari tesis ini adalah mengembangkan/memodifikasi proses pengurangan kadar CO₂ dengan menggunakan HYSYS versi 3.2 sebagai tool untuk menghitung *properties*, variable dan parameter proses sehingga dihasilkan proses pemisahan CO₂ dengan gas alam sesuai dengan spesifikasi gas jual (< 5% mol CO₂). Tesis ini dilakukan dengan menggunakan komposisi dan sebagai berikut:

Tabel 1.1 Komposisi Gas

Methane	15,20%
Ethane	1,81%
Propane	0,23%
i-Butane	0,04%
n-Butane	0,03%
i-Pentane	0,01%
n-Pentane	0,01%
n-Hexane	0,01%
n-Heptane	0,05%
H ₂ S	0,00%
Nitrogen	0,12%
CO ₂	82,09%
H ₂ O	0,40%

Tabel 1.2 Kondisi Umpan

Laju Alir	100 MMSCFD
Tekanan	300 psig
Suhu	120 ^o F

Sifat Termodinamika yang digunakan untuk proses modifikasi menggunakan HYSYS versi 3.2 menggunakan persamaan *Peng Robinson*. Untuk *amine system*, *fluid package amine* digunakan untuk perhitungan termodinamika dan *properties amine*.

Proses yang dimodifikasi/dikembangkan tidak termasuk kepada process pemurnian CO₂ lebih lanjut dan hanya menghasilkan process pengurangan CO₂ dalam gas alam sampai memenuhi spesifikasi yang diinginkan.

1.5 SISTEMATIKA PENULISAN

Sistematika penulisan pada tesis ini dibagi menjadi beberapa bab yang akan menjelaskan isi thesis untuk memudahkan penulisan, sistematika penulisan tersebut adalah

BAB I menjelaskan latar belakang modifikasi proses pemisahan CO₂ dan gas alam, permasalahan dalam thesis ini menyangkut modifikasi proses pemisahan CO₂ dan gas alam untuk memenuhi spesifikasi gas jual, tujuan dibuatnya thesis ini, batasan masalah dalam penyusunan tesis ini serta sistematika penulisan untuk menghasilkan tesis yang terstruktur.

Bab II menjelaskan tentang tinjauan pustaka yang mendukung isi tesis. Tinjauan pustaka mengenai komposisi dan sifat fluida dari sumur gas, lokasi cadangan gas alam di Indonesia, proses gas plant, proses pemisahan CO₂ dari gas alam.

BAB III menjelaskan metodologi penelitian yang akan dikerjakan, menyangkut pencarian proses pemisahan CO₂ dengan gas alam yang telah dipatenkan kemudian melakukan simulasi proses tersebut dengan menggunakan HYSYS dan memilih proses yang akan dimodifikasi berdasarkan produk gas yang memiliki kadar CO₂ paling kecil. Hasil dari proses modifikasi akan dilakukan optimasi proses untuk menghasilkan kondisi operasi dengan nilai produk gas alam per energi yang dikonsumsi paling kecil

BAB IV berisi hasil modifikasi proses pemisahan CO₂ dengan gas alam sesuai dengan spesifikasi gas jual dan memiliki kondisi operasi yang memiliki nilai gas produk yang dihasilkan per energi yang dikonsumsi.

BAB V berisi kesimpulan dari pembahasan tesis ini serta saran yang akan membuat peningkatan terhadap tesis ini.



BAB II

TINJAUAN PUSTAKA

2.1 KOMPOSISI DAN SIFAT FLUIDA DARI SUMUR GAS

Gas alam dihasilkan dari sumur gas yang terdiri dari hidrokarbon (metana etana, propana, dll) dan juga non hidrokarbon seperti CO₂, H₂S, Hg, N₂ dll. Gas alam yang keluar dari sumur gas jenuh terhadap air sehingga gas alam juga mengandung air. Berikut ini adalah tipikal komposisi gas dari sumur gas:

Komposisi (basis kering):

a. CO ₂	18.16 %mol
b. Nitrogen	0.12 %mol
c. H ₂ S	0 %mol
d. Metana	79.55 %mol
e. Etana	1.79 %mol
f. Propana	0.23 %mol
g. i-Butana	0.04 %mol
h. n-Butana	0.03 %mol
i. i-Pentana	0.01 %mol
j. n-Pentana	0.01 %mol
k. n-Hexana	0.01 %mol
l. n-Heptana	0.05 %mol

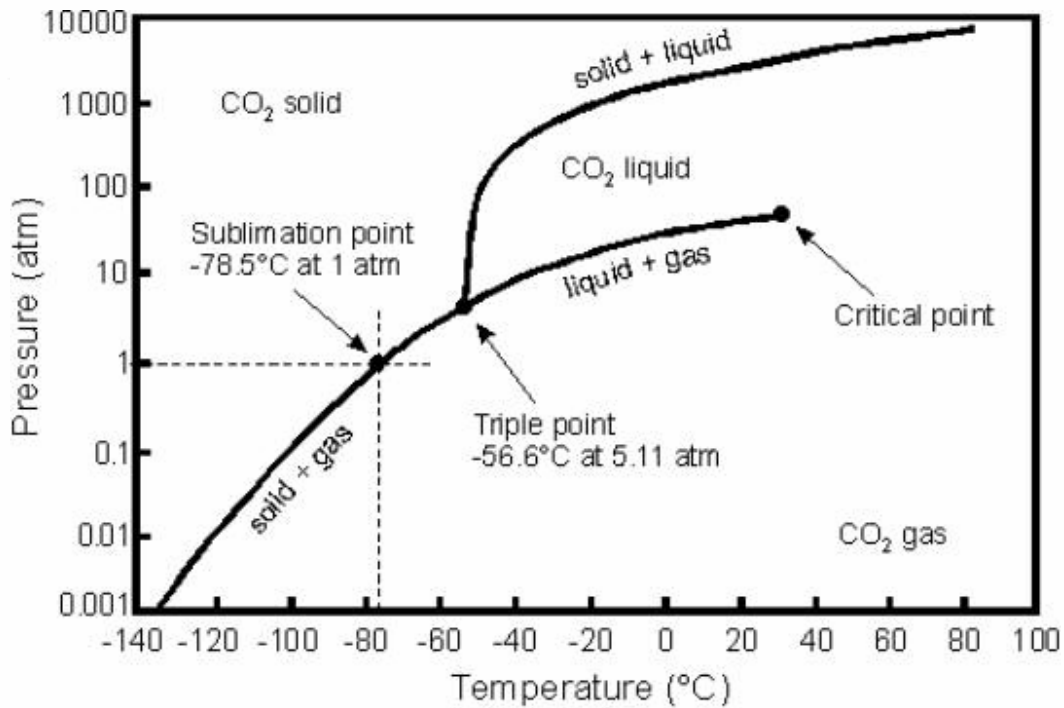
Untuk tipikal kondensat yang berasal dari sumur gas hasil dari separasi sebagai berikut:

- m. API *Gravity* at 60 °F : 55
- n. Berat Molekul : 180

Sedangkan untuk sumur gas dengan kadar CO₂ yang tinggi, memiliki kadar CO₂ lebih dari 80% CO₂. CO₂ merupakan gas yang tidak berkontribusi bagi pembakaran atau tidak menghasilkan nilai bakar pada saat pembakaran, oleh karena itu CO₂ disebut gas inert. Supaya menghindari terjadinya *hydrate* dan korosi akibat kondensasi air didalam pipa

ataupun pipeline, maka kadar air di dalam gas harus dikurangi. Secara umum, gas alam tersusun oleh komponen terbesar metana sehingga gas alam yang telah memenuhi spesifikasi gas jual memiliki sifat mendekati sifat metana.

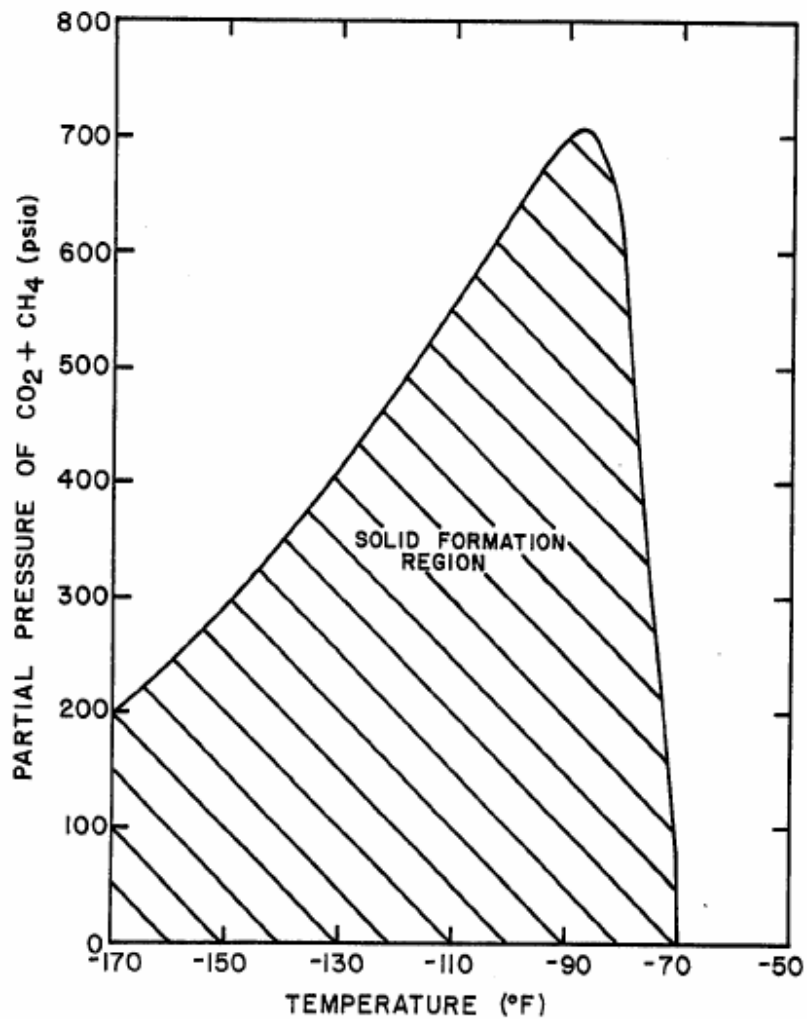
Metana merupakan gas tidak berwarna yang memiliki titik didih -161°C pada tekanan 0 psig sehingga pada tekanan 0 psig suhu -161°C , metana akan berada pada fasa gas. Pada tekanan 1.6 psia dan suhu $-296,4^{\circ}\text{F}$, metana berada dalam fasa kesetimbangan padatan, cairan dan gas (Triple Point). Metana mempunyai massa jenis yang sama untuk fasa cairan dan gas pada tekanan 673.1 psia dan suhu $-115,8^{\circ}\text{C}$ (Wikipedia). Untuk komposisi sumur gas dengan kadar CO_2 nya melebihi 80%, maka properties CO_2 merupakan faktor yang penting dalam pemisahan CO_2 dari gas alam. Gas CO_2 merupakan gas yang tidak berwarna dan berbau pada kondisi suhu dan tekanan normal dimana gas CO_2 lebih berat dari udara yang memiliki nilai specific gravity 1.53 pada suhu 70°F . Fasa cair CO_2 yang merupakan cairan transparan dapat terbentuk apabila gas CO_2 ditekan pada tekanan diatas 5.11 atm/60 psig (Triple Point pada gambar 2.1) lalu didinginkan pada suhu yang tepat. Dibawah tekanan ini, CO_2 bisa berada pada fasa gas dan padatan tetapi apabila tekanan diturunkan dari tekanan triple pointnya dan suhu diturunkan pada suhu yang tepat, fasa padatan akan terbentuk. Untuk pengiriman CO_2 fasa cair, biasanya suhu dan tekanan dijaga 0°F dan 300 psig. CO_2 padatan (seperti butiran salju) dapat terbentuk apabila CO_2 liquid diturunkan tekanannya sampai tekanan 0 psig pada suhu $-109^{\circ}\text{F}/-78,5^{\circ}\text{C}$ (Boiling Point/Sublimation). CO_2 padatan bentuk balok atau pelet dapat dibentuk apabila CO_2 padatan dalam bentuk seperti butiran salju ditekan.



Pressure-Temperature phase diagram for CO₂.

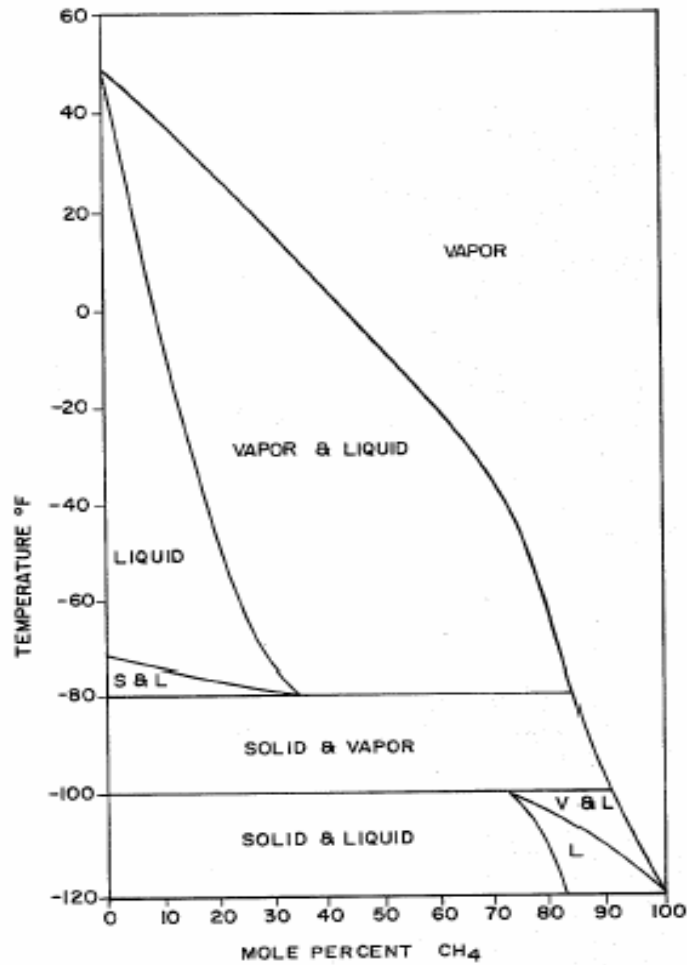
Gambar 2.1. Diagram Fasa Tekanan-Suhu CO₂ (Florida State University, 2006)

Pembentukan padatan CO₂ dalam gas alam dipengaruhi oleh suhu dan tekanan, tepatnya tekanan parsial CO₂ metana. Untuk menghindari fasa padatan, maka pemisahan dilakukan di atas tekanan parsial CO₂+metana di atas 200 psia untuk suhu -170 °F. Batasan tekanan supaya tidak terjadi padatan menaik dengan menaiknya suhu pemisahan sampai suhu -70°F dimana pada suhu -70°F, untuk menghindari terjadinya padatan maka tekanan parsial CO₂+metana minimumnya sebesar 710 psia seperti yang dapat dilihat pada diagram sebagaimana pada gambar 2.2.



Gambar 2.2. Diagram Daerah Pembentukan padatan CO₂ Dalam Komposisi Gas Alam pada Suhu Rendah (Eakman, 1979)

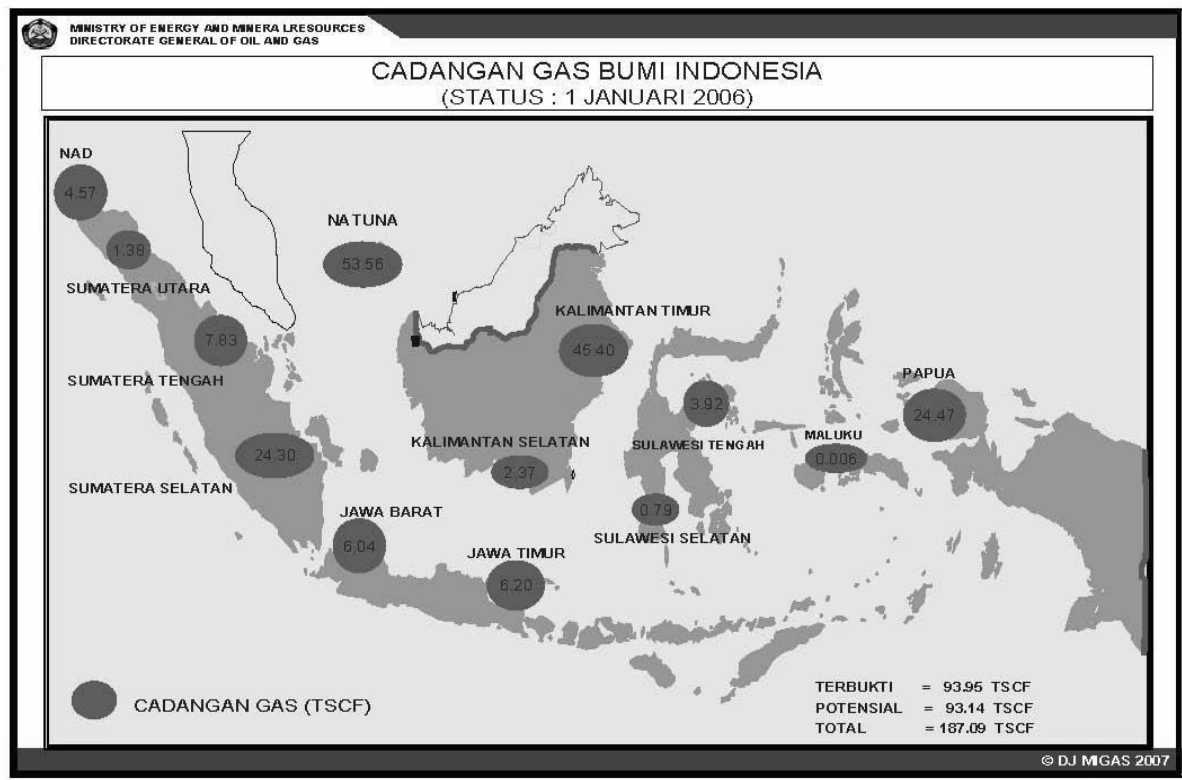
Selain tekanan dan suhu, komposisi metana sangat berpengaruh terhadap perubahan fasa untuk pemisahan CO₂ dari gas alam. Untuk tekanan 650 psia dan komposisi metana dibawah 40%, padatan dapat terbentuk pada suhu -70^oF sedangkan untuk komposisi metana diatas 40%, maka padatan mulai terbentuk pada suhu -80^oF seperti yang dapat dilihat pada diagram sebagaimana pada gambar 2.3



Gambar 2.3. Diagram Fasa Uap-Cair-Padatan untuk Campuran Metana Karbondioksida pada Tekanan 650 psia (Holmes, 1982)

2.2 LOKASI CADANGAN GAS ALAM

Indonesia merupakan negara yang sangat melimpah kandungan gas alamnya. Hal ini dapat dilihat dari cadangan gas alam di Indonesia yang mencapai 187 TCF dimana 93.96 merupakan cadangan gas alam yang terbukti sedangkan 93.14 merupakan cadangan gas alam yang potensial (Kementerian Energi, 2006) seperti yang tertera sebagaimana pada gambar 2.4.

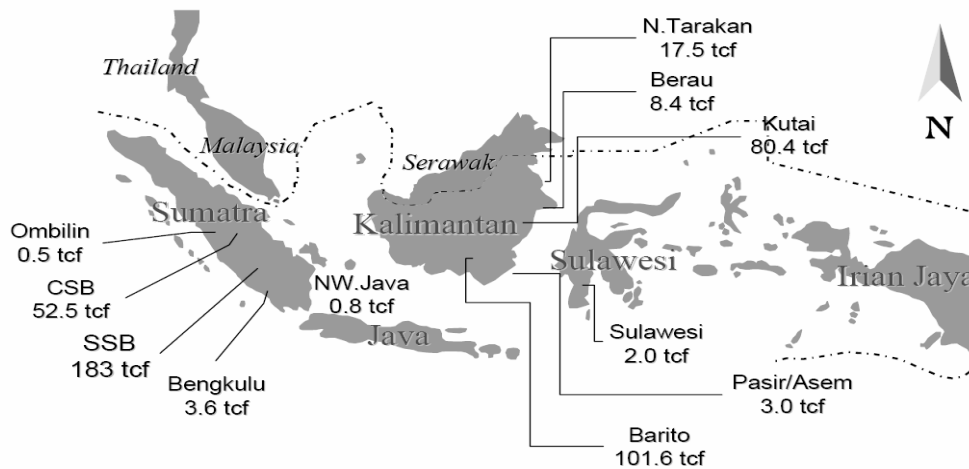


Gambar 2.4. Cadangan Gas Alam *Conventional*

Dari gambar diatas, cadangan gas alam paling banyak terdapat di Natuna sebesar 53.56 TCF dan dua kali lipat lebih dibandingkan cadangan gas yang terdapat di Papua sebesar 24.47 TCF. Tetapi muncul permasalahan di Natuna yang merupakan lokasi cadangan gas terbesar di Indonesia. Gas alam di Natuna khususnya berlokasi di blok D-Alpha memiliki kandungan CO₂ yang sangat besar yaitu 70-80% mol sehingga cadangan gas alam di Natuna 16-10 TCF apabila kandungan CO₂ nya dihilangkan.

Selain cadangan gas alam *conventional* yang berasal dari lapisan bumi, terdapat cadangan gas alam yang berasal dari pori-pori batu bara yaitu CBM (Coal Bed Methane). Cadangan coal bed methane diperkirakan mencapai 453.3 TCF (ABD and Migas, 2003) dimana lokasi yang memiliki cadangan paling besar terdapat di Barito yang memiliki cadangan 101.6 TCF seperti yang tertera sebagaimana pada gambar 2.5.

CBM Potential Resources in Indonesia (453.3 tcf)

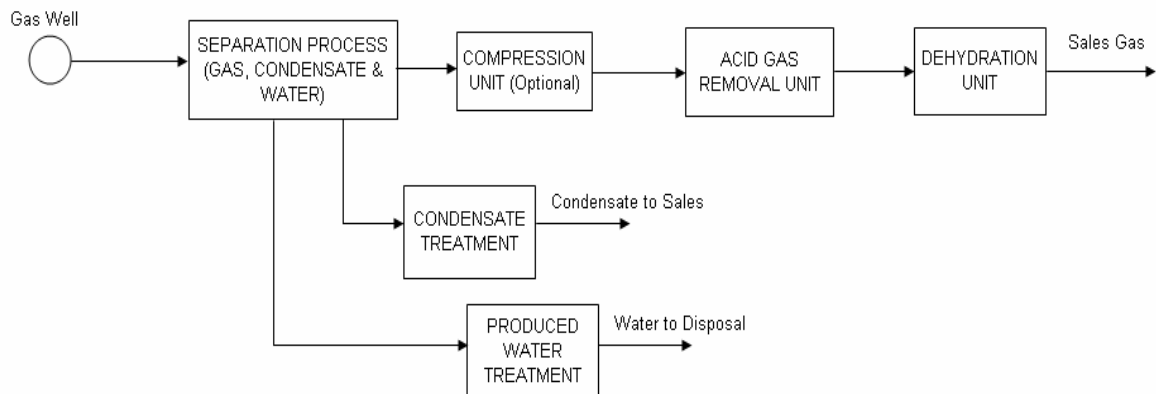


(Sumber Data: ADB and Migas, 2003)

Gambar 2.5. Cadangan Gas Alam CBM

2.3 PROSES GAS PLANT

Fluida yang berasal dari sumur masih terdiri dari gas, liquid, air sehingga perlu dilakukan pengolahan untuk memenuhi spesifikasi untuk digunakan. Gas alam yang telah dipisahkan dari liquid dan air akan diolah didalam gas plant untuk dikurangi kadar CO₂ dan kadar airnya sedangkan *liquid* akan dikurangi RVP nya. Gas yang masuk ke *gas plant* akan dihilangkan kandungan pengotornya melalui beberapa tahap proses sehingga menghasilkan gas yang memenuhi spesifikasi gas jual. Tipikal blok diagram gas plant dapat dilihat pada gambar 2.6.



Gambar 2.6 Tipikal Blok Diagram *Gas Plant*

Gas yang berasal dari sumur gas akan dikirim ke *gas plant* melalui *flowline* dan *manifold*. Process pertama adalah process separasi dimana gas yang berasal dari sumur gas masih mengandung liquid dan water. Pemisahan ini dilakukan di sistem separasi dengan menggunakan equipment separasi berupa separator. Separator akan memisahkan gas, air dan *liquid*. Gas akan dikompres apabila sumur gas merupakan sumur tekanan rendah sehingga akan dibutuhkan kompresor. Kompresi ini merupakan *optional* karena untuk sumur tekanan tinggi, kompresor tidak akan dibutuhkan.

Liquid yang berasal dari separator akan ditreatment untuk menghasilkan *RVP (Reid Vapor Pressure)* yang sesuai dengan spesifikasi. Cara yang dilakukan biasanya pengurangan komponen *light* di fasa *liquid*. *Liquid* yang telah memenuhi spek dapat dijual ke pengguna gas. Air yang berasal dari separator, akan diolah dahulu di *produced water treatment* untuk menghilangkan pengotor dalam air sehingga air layak untuk dibuang ke lingkungan. Gas yang berasal dari hasil kompresi, kemudian diolah untuk dihilangkan CO_2 dan H_2S nya didalam *acid gas removal unit*. Keluaran dari *acid gas removal unit*, gas akan dikurangi kadar airnya didalam *dehydration unit* sehingga layak untuk menjadi gas jual dikirim ke pengguna gas.

2.3.1 Separasi

Fluida yang berasal dari sumur gas merupakan *fluida* tiga fasa yaitu gas, air dan *liquid*. Separasi harus dilakukan untuk memisahkan ketiga fasa tersebut. Separasi ini dapat dilakukan oleh separator tiga fasa. Fasa gas dan fasa *liquid* terdiri dari multi komponen hidrokarbon. Apabila tekanan dinaikan pada sistem separasi ini, maka hidrokarbon fasa gas akan semakin banyak terlarut didalam hidrokarbon fasa *liquid* sehingga akan dihasilkan semakin banyak hidrokarbon fasa *liquid* dan semakin sedikit hidrokarbon fasa gas. Apabila fasa gas hidrokarbon semakin banyak didalam fasa *liquid* hidrokarbon maka akan semakin banyak fasa gas hidrokarbon di tangki setelah keluaran *liquid* separator. Akibatnya tekanan uap di tangki akan semakin besar sedangkan spesifikasi *Reid Vapor Pressure (RVP)* untuk *liquid* 12-14 psia (Younger, 2004). Oleh karena itu perlunya pengolahan khusus untuk menurunkan tekanan uap sehingga memenuhi RVP.

Jika tekanan diturunkan pada sistem separasi maka jumlah hidrokarbon dan komponen lain seperti CO₂ dan H₂O akan semakin banyak difasa gas sehingga akan menambah kerja kompresor jika kompresor tersedia setelah sistem separasi. Selain itu, beban *Acid Gas Removal Unit (AGRU)* dan *Dehydration Unit* akan semakin besar menyebabkan turunnya efisiensi sistem process yang ada. Hal ini diakibatkan oleh meningkatnya tekanan parsial pada sistem tersebut apabila tekanan pada sistem separasi dinaikan. Apabila tekanan parsial dinaikan maka konstanta kesetimbangan akan mengecil sehingga fasa *liquid* akan semakin banyak.

Untuk dapat mengoptimalkan sistem separasi dapat dilakukan dengan separasi bertangga beberapa tingkatan. Semakin banyak tingkatan pemisahan yang dilakukan maka semakin sedikit jumlah *liquid* yang dihasilkan. Pertimbangan jumlah tingkatan harus mempertimbangkan biaya yang dikeluarkan dari penambahan jumlah separator, piping, dan sistem kontrol. Sangat susah menentukan tingkatan yang optimum karena karakteristik tiap sumur berbeda dan setiap waktunya terjadi penurunan tekanan.

2.3.2 Kompresi

Kompresi biasanya dilakukan untuk meningkatkan tekanan gas dari tekanan rendah ke tekanan tinggi untuk memenuhi spesifikasi proses selanjutnya ataupun memenuhi spesifikasi gas jual. Gas yang dihasilkan dari stabilisasi *liquid* di separasi bertingkat akan menghasilkan gas yang bisa dikompresi menjadi gas jual. Kompresor jenis ini disebut sebagai *flash gas compressor*. Selain itu ada juga jenis kompresor *booster gas compressor*. Ketika sumur gas mengalami penurunan tekanan dari tahun ke tahun, maka diperlukan kompresor untuk meningkatkan tekanan supaya memenuhi spesifikasi gas jual dan memenuhi minimum kebutuhan tekanan proses seperti *dehydration unit* ataupun *Acid Gas Removal Unit*.

Dalam penentuan jenis kompresor, penentuan jumlah *stage* sangat penting karena jumlah tingkatan sangat mempengaruhi *discharge pressure* dari kompresor. Berikut adalah rumus perhitungan jumlah *stage* kompresor:

$$R = \left[\frac{P_d}{P_s} \right]^{1/n} < 3 \text{ sampai } 4$$

Dimana: R = rasio setiap stage

n = jumlah stage

P_d = *discharge pressure*, psia

P_s = *suction pressure*, psia

Suhu keluaran dibatasi 250-275 F untuk menghindari degradasi dari degradasi lube oil dan dan apabila suhu diatas 300 F maka dapat terjadi *ignition* di *lube oil*. Berikut adalah rumus perhitungan suhu keluaran kompresor:

$$T_d = T_s \left[\frac{P_d}{P_s} \right]^{\frac{k-1}{k} \cdot \frac{1}{\eta}}$$

Dimana: T_d = Suhu keluaran, $^{\circ}\text{R}$

T_s = Suhu masukan, $^{\circ}\text{R}$

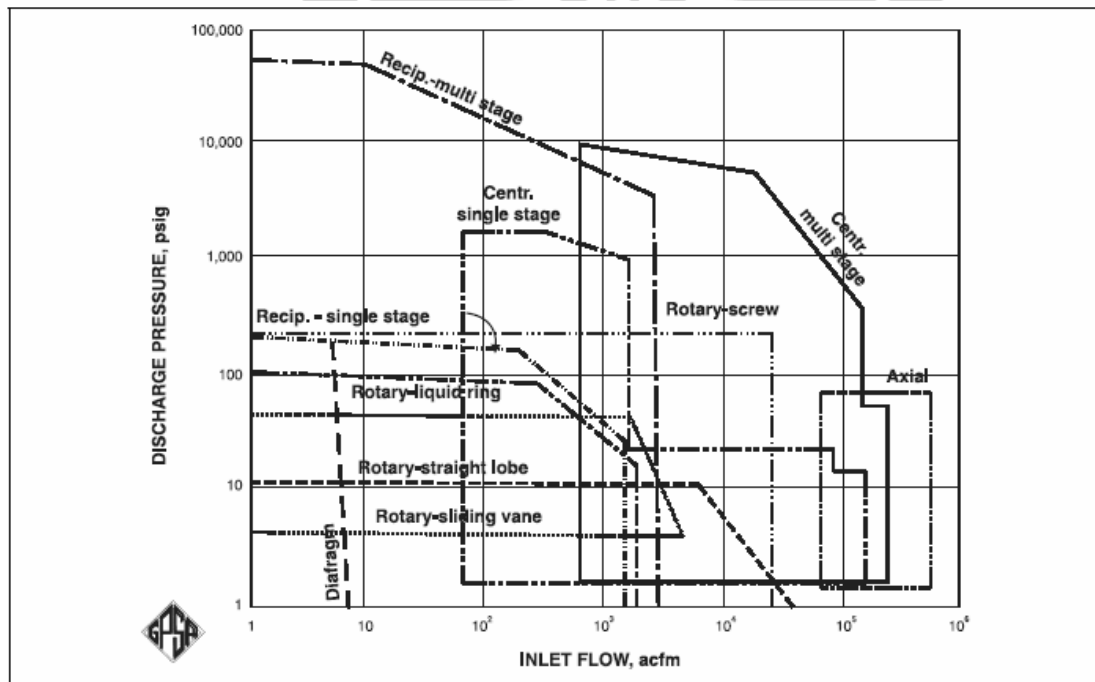
P_d = Tekanan keluaran, psia

P_s = Tekanan masukan, psia

k = rasio gas specific heats, C_p/C_v

η = *polytropic efficiency*

Hilang tekan untuk sistem kompresor biasanya diasumsikan sekitar 3% dari tekanan keluarannya (Maurice and Stewart, 1999). Pemilihan jenis kompresor dapat dilihat dari grafik dibawah ini:



Gambar 2.7 Grafik Pemilihan Jenis Kompresor (GPSA, 1998)

2.3.3 CO₂ Removal Unit

Gas yang masih mengandung senyawa asam melebihi spesifikasi yang diijinkan harus mengurangi kadar keasamannya menggunakan *Acid Gas Removal Unit (AGRU)*. Pemilihan

proses untuk pengurangan kadar CO₂ dapat dilihat dari tekanan parsial CO₂ dengan rumus sebagai berikut:

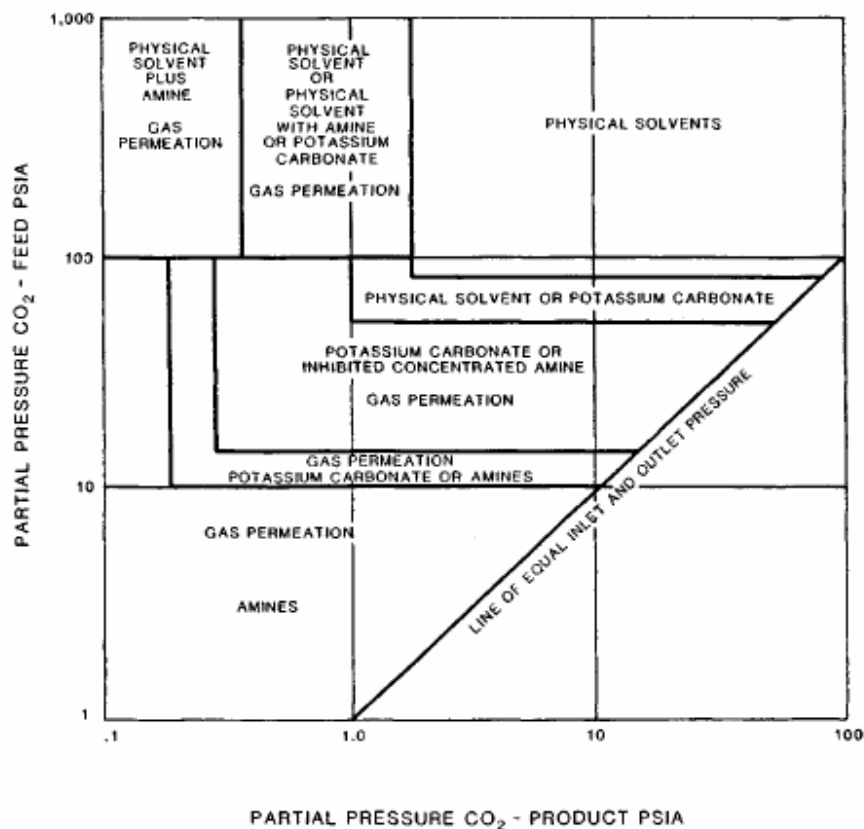
$$P_i = y_i P$$

P_i = Tekanan parsial suatu komponen (psia)

y_i = Komposisi komponen i di fasa gas

P = Tekanan Total Sistem (psia)

Tekanan parsial CO₂ di masukan proses AGRU dan tekanan parsial CO₂ keluaran AGRU sangat menentukan pemilihan jenis process AGRU seperti dapat dilihat sebagaimana pada grafik 2.8.



Gambar 2.8 Grafik Pemilihan Proses Seleksi AGRU (Maurice Steawart and Ken Arnold, 1999)

Proses pengurangan CO₂ dari gas alam dapat dikelompokkan menjadi 3 bagian yaitu:

1. *Physical Separation (Membrane dan Cryogenic)*
2. *Absorpsi (Chemical dan Physical Absorpsi)*
3. *Adsorpsi (Solid Surface)*

Physical Separation

Pemisahan CO₂ dari gas alam dengan *physical separation* dapat dilakukan dengan *membrane* dan *cryogenic separation*.

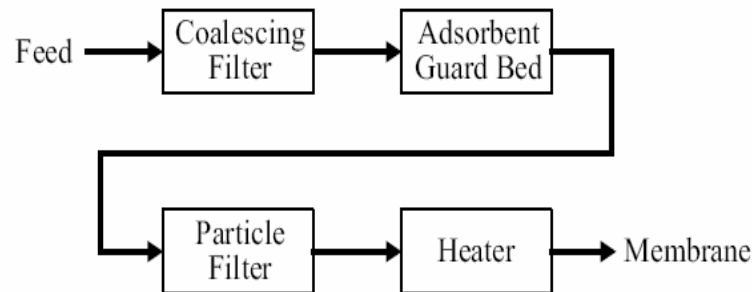
Membrane Separation

Membrane bekerja dengan cara melakukan permeasi terhadap komponen gas yang akan dipisahkan sehingga komponen gas tersebut larut terhadap membrane dan berdifusi melewati membrane. CO₂, H₂S dan H₂O memiliki tingkat permeasi yang lebih tinggi dibandingkan dengan metana dan senyawa hidrokarbon yang lebih berat sehingga CO₂, H₂S dan H₂O akan lebih cepat merembes ke membran dibandingkan senyawa hidrokarbon. Oleh karena itu, aliran yang kaya akan senyawa hidrokarbon menjadi senyawa residu dan aliran yang kaya akan CO₂ akan diserap oleh membran.

Gambaran proses pada membran meliputi *membrane pretreatment* dan *membrane process*. *Membrane pretreatment* sangat dibutuhkan sebelum masuk sistem membran supaya meningkatkan *performance* dari sistem membran tersebut. Gambar tipikal *pretreatment system* pada membran dapat dilihat pada gambar 2.9. Adapun substansi yang harus dikurangi jumlahnya sebelum masuk sistem membran adalah:

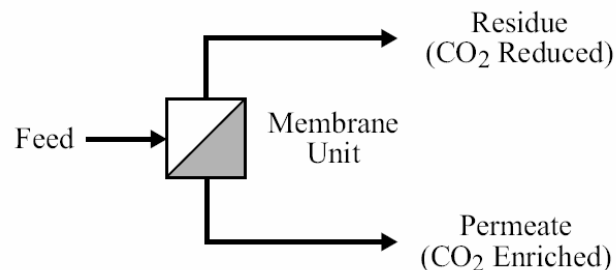
1. *Liquid: Liquid* dapat menyebabkan pembengkakan pada membran dan kerusakan secara menyeluruh. *Liquid* dipisahkan oleh *coalescing filter*.
2. *Heavy hydrocarbons: Heavy hydrocarbons* dapat menyebabkan penyumbatan pada permukaan membran sehingga mengurangi permeabilitasnya. *Heavy hydrocarbon* dipisahkan oleh *adsorbent guard bed*.

3. *Particulate Material*: Dapat memblokir aliran fluida di membran. Partikel dapat dipisahkan oleh *particle filter*.



Gambar 2.9 Tipikal *Pretreatment System* Pada Membran (David Dortmund and Kishore Doshi, 1999)

Setelah *material partikulat* dipisahkan, perlu ditambahkan pemanas untuk menjauhkan gas tersebut dari suhu *dew point* nya supaya mencegah kondensasi. Sesudah melewati proses pretreatment, gas kemudian masuk kedalam proses membrane untuk terjadinya pemisahan gas dan CO₂ yang sebagaimana pada gambar 2.10.



Gambar 2.10 Tipikal Proses Membran (David Dortmund and Kishore Doshi, 1999)

Driving force untuk pemisahan membran adalah perbedaan tekanan parsial dari komponen permeate sehingga perbedaan tekanan antara feed gas dengan tekanan permeate dan kadar komponen permeate sangat menentukan kemurniaan produk dan luas permukaan membran yang dibutuhkan. Parameter yang penting dalam penentuan kualitas membran adalah *permeability* dan *selectivity*. *Permeability* yang besar akan menyebabkan *molar flow*

dari permeate besar sehingga akan membutuhkan luas permukaan membran yang lebih kecil. *Selectivity* yang besar akan mengurangi hilangnya hidrokarbon sehingga gas jual yang akan dihasilkan semakin besar.

Salah satu tantangan untuk sistem membran adalah *permeability* dan *selectivity* tidak bersamaan dapat diperoleh. Salah satu cara untuk meningkatkan *permeability* dengan membuat lapisan membran lebih tipis. Hal ini dapat menyebabkan membran mudah mengalami kegagalan secara mekanik.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan membran adalah:

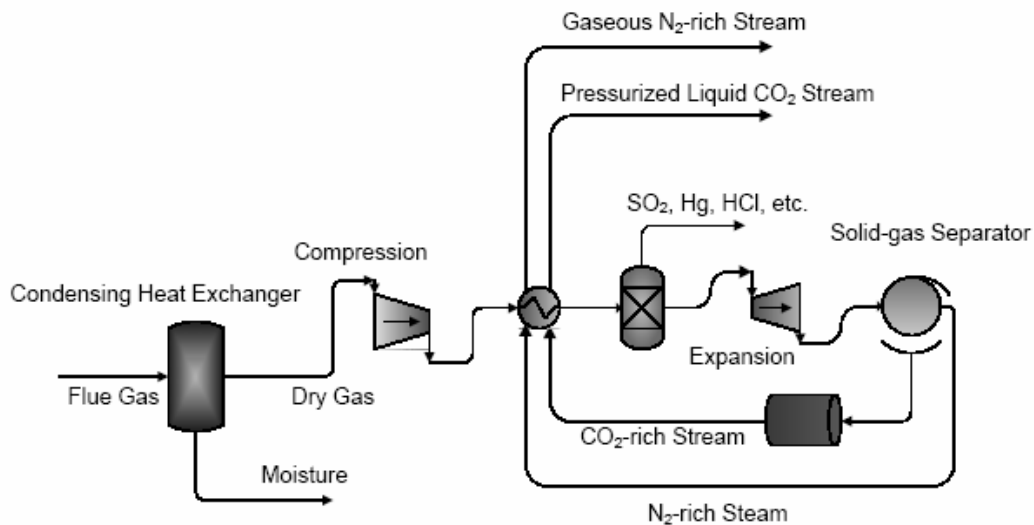
1. Kadar CO₂ yang dihasilkan bisa < 2 mol%
2. Bisa digunakan untuk kadar CO₂ yang besar.
3. Cocok untuk *offshore* karena membutuhkan ruangan kecil dan tidak terlalu berat.
4. Instalasi yang gampang dan murah.
5. Perawatan gampang dan bisa digunakan untuk *unmanned operation*.

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Menambah *selectivity* tapi mengurangi *permeability*.
2. Biaya investasinya besar jika digunakan dalam kurun waktu yang lama
3. Sensitif terhadap perubahan kondisi umpan
4. Terjadi kondensasi *heavy hydrocarbon* akan menyebabkan pengurangan kinerja membran.
5. Untuk *polimer membrane*, adanya batasan suhu.
6. Pressure drop besar, bisa sampai 5 kg/cm²

Cryogenic

CO₂ dapat dipisahkan dari gas dengan cara pendinginan (-70 F). Biasanya dan cocok digunakan untuk gas yang memiliki konsentrasi CO₂ yang tinggi (>90%)



Gambar 2.11 Tipikal Proses *Cryogenic* (Baxter and Burt, 2009)

Gas terlebih dahulu mengondensasikan *moisture* yang ada pada gas dengan menggunakan *heat exchanger* dan kemudian dikompres oleh *compressor* seperti pada gambar 2.11. Gas yang panas kemudian didinginkan di atas suhu pembentukan padatan dari CO₂ sekitar -70 F. Setelah didinginkan oleh gas yang di ekspansi dimana apabila ada padatan yang terbentuk maka dipisahkan di *solid-gas separator*. Solid yang terbentuk kemudian dipanaskan sehingga berubah fasa menjadi cair. Gas N₂ dan liquid CO₂ yang dingin hasil dari ekspansi dialirkan ke penukar panas sebagai *fluida* pendingin.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *cryogenic* adalah:

1. Sangat cocok untuk gas yang memiliki kadar CO₂ yang tinggi.
2. Menghasilkan CO₂ *liquid* yang lebih gampang masalah transportasi dan *handling*

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Membutuhkan energi yang sangat besar untuk refrigerasi
2. Biaya operating besar
3. Memiliki kecenderungan mengalami blok terhadap peralatan tinggi

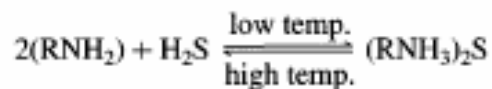
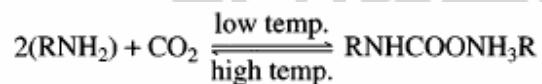
Absorption

Chemical Absorption

Proses ini cocok untuk menghasilkan gas dengan kadar CO₂ yang rendah setelah *process sweetening*. Reaksi pemisahan CO₂ biasanya terjadi pada tekanan tinggi dan suhu rendah pada kontaktor dan di regenerator terjadi reaksi endotermik pada tekanan rendah dan suhu untuk regenerasi pelarutnya. Kadar air dalam larutan pelarut meminimalkan penyerapan hidrokarbon berat sehingga proses ini cocok untuk sour gas yang kaya akan *heavy hydrocarbon*.

Absorpsi dengan Amine

Proses absorpsi gas asam dari gas dapat dilakukan dengan pelarut amine yang dapat berupa MEA (*Monoethanolamin*), DGA (*Diglycolamine*), DEA (*Diethanolamine*), DIPA (*Diisopropanolamine*), MDEA (*Methylethanolamine*). Berikut adalah reaksi yang terjadi antara pelarut amineamine dengan CO₂ dan H₂S:



Perbedaan antara beberapa pelarut diatas dapat dilihat pada tabel 2.1

Tabel 2.1 Perbandingan Pelarut Amine

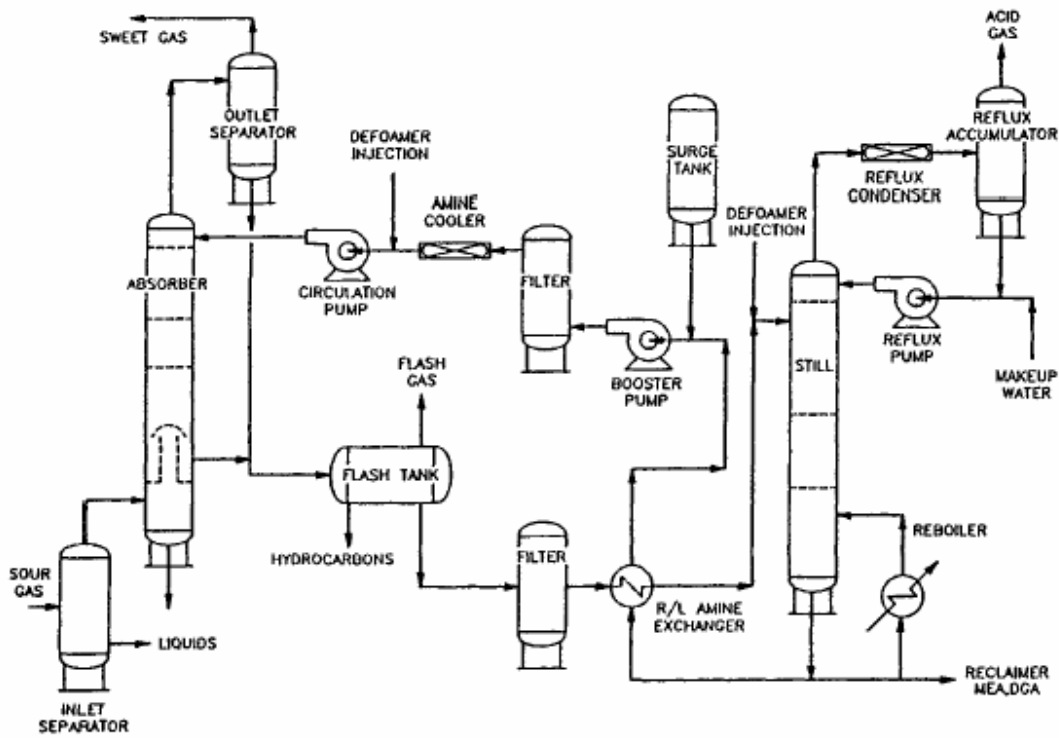
<i>Amines</i>	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
<i>Molecular weight</i>	61.1	105.1	105.1	133.2	119.2
<i>Typical</i>	15 - 20	45 - 50	25 - 30	30 - 32	35 - 50

<i>concentration, wt %</i>					
<i>Typical Lean Loading, mole/mole</i>	0.05	0.05	0.07	0.05	0.01
<i>Typical Rich Liquid Loading, mole/mole</i>	0.15	0.15	0.15	0.15	0.12
<i>Typical Rich Gas Loading, mole/mole</i>	0.35	0.40	0.40	0.40	0.45
<i>Typical Steam Use, lb / gal</i>	1.5	1.5	1.2	1.1	1.0
<i>Pure Amine Relative Price</i>	0.50	0.95	0.50	0.95	1.00
<i>Heat of Reaction with CO₂, BTU / lb.</i>	825	850	653	550	475
<i>Heat of Reaction with H₂S, BTU / lb.</i>	820	674	511	475	455

Gambaran proses untuk absorpsi dengan amine sesuai dengan gambar 2.12 adalah sebagai berikut:

1. Gas masuk ke kontaktor dari bawah mengalir keatas bersamaan dengan *lean amine* yang memasuki kontaktor dari atas kontaktor dan kemudian mengalami kontak dengan gas umpan pada tekanan antara 0-1000 psig dan suhu 80-125 F
2. Gas akan keluar dari atas kontaktor sedangkan *rich amine* akan keluar dari bawah kontaktor.
3. *Rich amine* kemudian dialirkan ke *flash drum* supaya gas yang masih terasosiasi dalam *rich amine* dapat dipisahkan
4. Sebelum masuk regenerator, *rich amine* dipanaskan oleh aliran *lean amine* keluaran reboiler.

5. Diregenerator, CO₂ akan dipisahkan dari amine pada tekanan 7-10 psig dengan perlakuan panas pada suhu 240-250 F. CO₂ akan keluar dari aliran atas regenerator, dan *lean amine* keluar dari bawah regenerator.
6. *Lean amine* kemudian dipompakan dan didinginkan untuk dumpkan kembali ke kontaktor.



Gambar 2.12 Tipikal Proses Amine (Maurice Stewart and Ken Arnold, 1999)

Beberapa kelebihan separasi menggunakan absorpsi dengan amine adalah:

1. Dapat menampung gas dengan kapasitas CO₂ besar
2. Energi consumption rendah
3. Proses yang sudah terbukti.

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

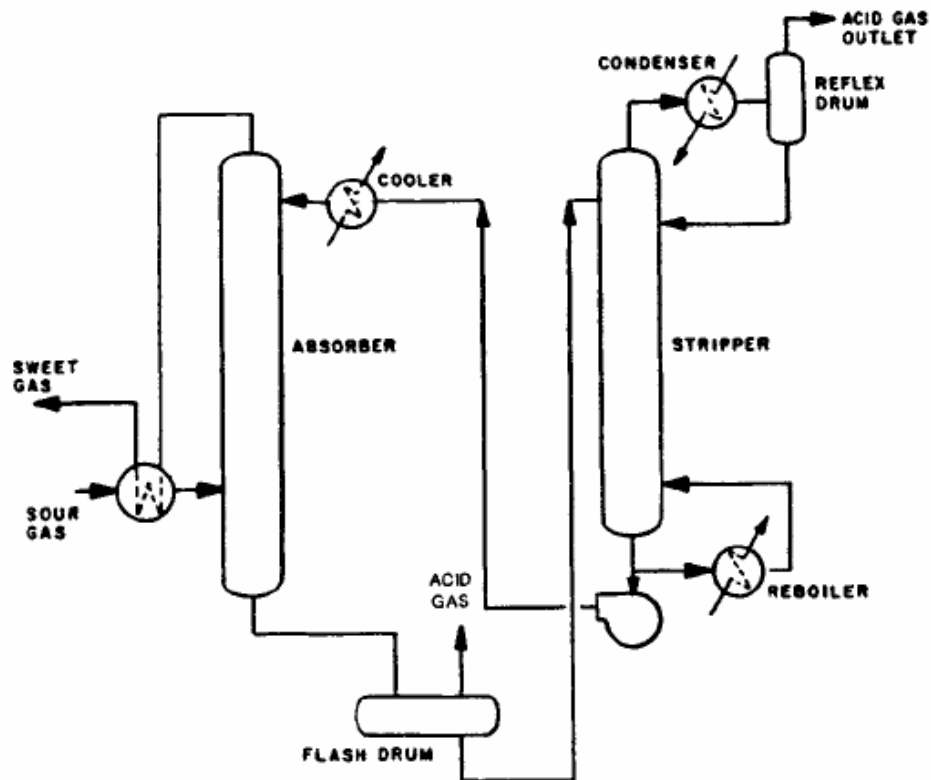
Adanya *make up* yang kontinuous yang diakibatkan amine yang terbawa di gas asam.

Hot Potassium Carbonate (Benfield System)

Proses *hot potassium carbonate* (K₂CO₃) menggunakan *hot potassium carbonate* untuk mengambil CO₂ dari gas. Proses ini berkerja optimal pada tekanan parsial CO₂ pada rentang 30-90 psi. Rekasinya dapat dilihat dibawah ini:



Larutan *potassium carbonate* merupakan larutan yang sangat korosif, oleh karena itu, material yang digunakan harus bebas stress. Konsentarsi untuk potassium carbonate dibatasi oleh kelarutan dari *potassium bicarbonate* (KHCO₃) di *rich stream*. Suhu tinggi dapat meningkatkan kelarutan KHCO₃ tetapi reaksi dengan CO₂ menghasilkan 2 mol KHCO₃ untuk setiap mol K₂CO₃. Karena alasan inilah, KHCO₃ dalam rich stream dibatasi dengan konsentrasi 20-35% berat. Process dioperasikan pada suhu tinggi untuk meningkatkan kelarutan *potassium carbonate*. Oleh karena itu, dalam perancangan, sangat dipertimbangkan penurunan suhu karena liquid yang mengandung *potassium carbonate* akan mengendap menjadi padatan. Hal ini akan menimbulkan *plugging* atau *foaming*.



Gambar 2.13 Tipikal *Hot Potassium Process* (Maurice Stewart and Ken Arnold, 1999)

Gambaran proses untuk *hot potassium carbonate* sesuai dengan gambar 2.13 adalah sebagai berikut:

1. Gas masuk dari bawah kontaktor pada saat bersamaan, lean potassium carbonate masuk dari atas kontaktor untuk melakukan absorpsi terhadap CO₂ yang ada dalam gas.
2. *Hot rich potassium carbonate* kemudian di flash oleh *hydraulic turbine* dan setelah itu dikirim ke regenerator.
3. *Hot rich potassium carbonate* diregenerasi pada tekanan rendah untuk pemisahan CO₂ dengan *hot potassium carbonate*. Baik kontaktor dan regenerator beroperasi pada suhu 230 – 240 °F.
4. *Lean hot potassium carbonate* di pompakan dari reboiler ke kontaktor.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *hot potassium carbonate* adalah:

1. Sirkulasi *lean potassium carbonate* merupakan pelarut yang tidak mahal.
2. Degradasi pelarut minimal.
3. Steam atau *fuel gas* yang dibutuhkan sedikit karena suhu antara kontaktor dan regenerator hampir bekerja pada suhu yang sama

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. *Potassium carbonate* memiliki kecenderungan korosif yang tinggi
2. Kecenderungan terbentuknya *foaming* dan *solid suspension* sangat tinggi
3. Larutan pelarut dengan beberapa *corrosion inhibitor* dapat bereaksi sehingga menyebabkan erosi.

Physical Absorption

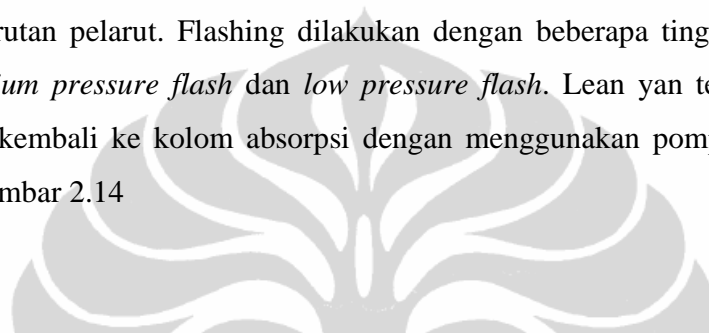
Physical Absorption menggunakan larutan pelarut organik untuk menyerap CO₂ dari gas. Basis bekerjanya adalah kelarutan CO₂ didalam larutan pelarut bukan berdasarkan reaksi kimia dimana kelarutannya tergantung kepada suhu dan terutama kepada tekanan parsial dari CO₂. Semakin besar tekanan parsial CO₂ dan semakin rendah suhu maka akan meningkatkan kelarutan CO₂ kedalam pelarut sehingga kadar CO₂ dalam gas semakin banyak berkurang. Pelarut *physical solvent* memiliki tingkat affinitas yang tinggi terhadap heavy hydrocarbon dimana secara umum pelarut akan mengikat *heavy hydrocarbon* dan akan terbuang bersamaan CO₂ dalam proses regenerasi. Hal ini menyebabkan proses ini tidak ekonomis karena *heavy hydrocarbon* yang tidak terpisahkan. Beberapa hal yang perlu di pertimbangkan untuk proses *physical solvent* adalah tekanan parsial CO₂ lebih besar 50 psi atau lebih tinggi dan konsentrasi *heavy hydrocarbon* didalam gas harus rendah.

Fluor Process

Proses ini menggunakan *Propylene carbonate* (C₄H₆O₃) untuk memisahkan CO₂ dan H₂S. Proses ini sangat mendukung untuk pemurnian gas dari CO₂ dan H₂S dengan tekanan

parsial yang tinggi diatas 60 psia. Proses fluor tidak disarankan untuk pemurnian gas dari CO₂ dengan kadar dibawah 3% mol dan sangat disarankan untuk pemurnian gas dengan kadar CO₂ yang tinggi. Propylene carbonate memiliki afinitas yang tinggi terhadap CO₂. Proses ini biasanya memiliki absorber yang besar, laju sirkulasi yang tinggi untuk kualitas pipeline dan biasanya tidak ekonomis untuk kebutuhan pipeline.

Regenerasi larutan pelarut dilakukan dengan cara menurunkan tekanan aliran *rich solvent* nya sehingga CO₂ yang terlarut dalam pelarut akan berubah menjadi fasa gas dan memisahkan dari larutan pelarut. Flashing dilakukan dengan beberapa tingkatan dari *high pressure flash*, *medium pressure flash* dan *low pressure flash*. Lean yan telah di flashing kemudian dialirkan kembali ke kolom absorpsi dengan menggunakan pompa seperti yang dapat dilihat pada gambar 2.14



Gambar 2.14 Tipikal Proses *Fluor Process* (Maurice Steawart and Ken Arnold, 1999)

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *fluor process* adalah:

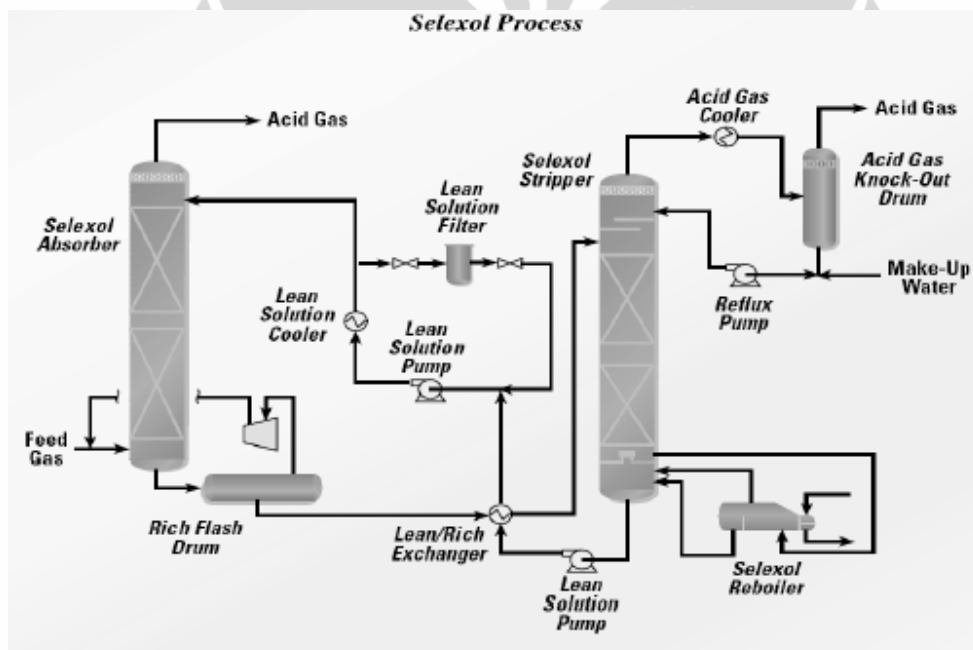
1. Tingkat kelarutan terhadap CO₂ yang tinggi.
2. Tingkat kelarutan yang rendah terhadap C1 dan C2
3. Tidak bereaksi terhadap komponen gas alam
4. Tidak korosif

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Laju sirkulasi yang tinggi
2. Flour pelarut sangat mahal
3. Tidak disarankan untuk kadar CO₂ 3% mole.

Selexol Process

Proses selexol menggunakan *dimethylether of polyethylene glycol* [CH₃ (CH₂CH₂O)_nCH₃] sebagai pelarutnya. Proses ini ekonomis apabila tekanan parsial CO₂ tinggi tetapi tidak ekonomis apabila memenuhi kebutuhan untuk pipeline. Sistem ini juga dapat menurunkan kadar air dari gas.



Gambar 2.15 Tipikal Proses *selexol* (Solako, 1999)

Gambaran proses untuk *selexol* sesuai dengan gambar 2.15 adalah sebagai berikut:

1. Gas masuk dari bawah kontaktor pada saat bersamaan, lean pelarut masuk dari atas kontaktor untuk melakukan absorpsi terhadap CO₂ yang ada dalam gas umpan dengan tekanan 500-1000 psig dan suhu 50-200 F.

2. *Rich solvent* kemudian diflash untuk pengambilan hidrokarbon dan dikompres ke aliran masukan kontaktor
3. Setelah itu pelarut diregenerasi di stripper
4. Lean pelarut di pompakan dari reboiler ke kontaktor.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *selexol* adalah:

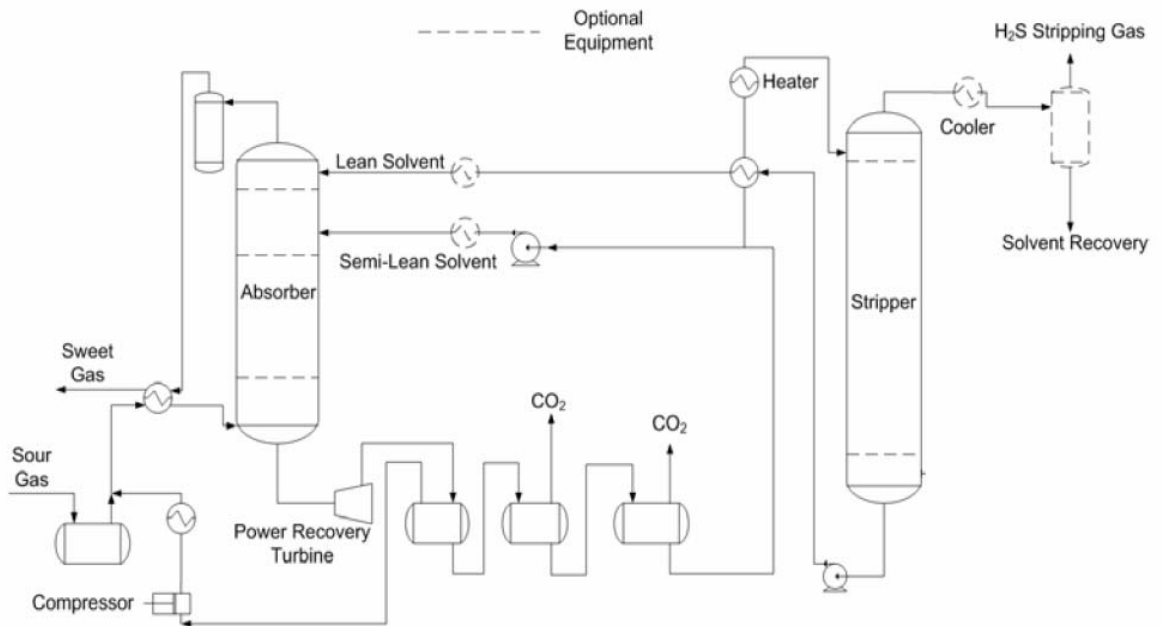
1. Proses *selexol* dapat dioperasikan pada tekanan rendah
2. Menggunakan bahan carbon steel karena tidak menyebabkan korosif
3. Mengurangi kadar air karena tingkat afinitas terhadap air tinggi.

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Memiliki affinitas yang tinggi terhadap *heavy hydrocarbon* sehingga tingkat kehilangan terhadap hidrokarbon tinggi
2. Lebih efisien jika dilakukan pada tekanan tinggi.

Rectisol Process

Rectisol process menggunakan *methanol* sebagai pelarut untuk menyerap asam dari gas. Diakibatkan oleh tekanan uap yang tinggi, suhu operasi diantara -30 F sampai -100 F. Proses berlangsung pada tekanan 400 sampai 1000 psia. Proses *rectisol* memiliki kelarutan terhadap sulfur yang lebih baik terhadap *process physical* pelarut yang lain sehingga proses *rectisol* merupakan process yang lebih cocok untuk proses selanjutnya yang sangat sensitif terhadap sulfur.



Gambar 2.16 Tipikal Proses *Rectisol* (NREL, 2006)

Gambaran proses untuk *rectisol* sesuai dengan gambar 2.16 adalah sebagai berikut:

1. Gas sebelum masuk kontaktor akan didinginkan terlebih dahulu oleh gas hasil absorpsi.
2. Didalam kontaktor terjadi kontak antara lean methanol dengan gas sehingga gas hasil kontak akan keluar dari atas kontaktor dan rich methanol keluar dari bawah kontaktor.
3. Akibat dari penurunan tekanan, maka rich methanol keluaran kontaktor akan terbentuk dua fasa. Gas yang terbentuk akan di *recycle* ke aliran masukan gas sedangkan liquid yang terbentuk akan dikirim ke flashing vessel.
4. Dalam flashing vessel, CO₂ akan menjadi fasa gas.
5. Cairan yang keluar dari bawah flashing vessel akan di recycle kembali ke absorber sebagai semi lean
6. Sebagian semilean akan di umpankan ke stripper untuk memisahkan gas dari H₂S
7. Hasil regenerasi akan di recycle kembali ke kontaktor sebagai lean.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *rectisol* adalah:

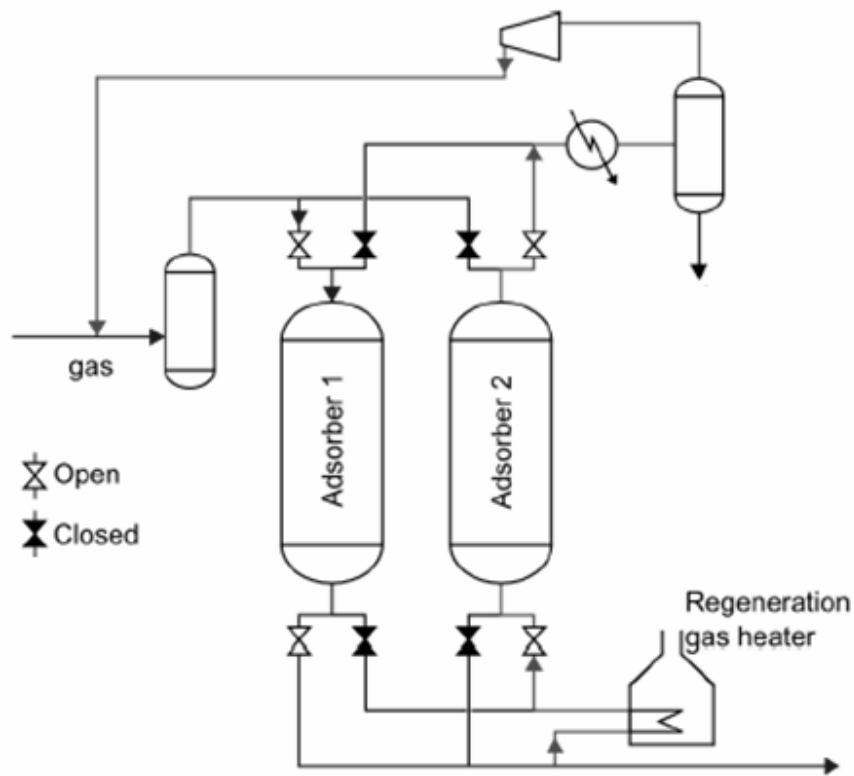
1. Pelarut (*methanol*) tidak dapat menyebabkan *foam*
2. *Methanol* cenderung stabil terhadap suhu
3. Tidak korosif sehingga dapat menggunakan material karbon steel
4. Tidak ada masalah terhadap degradasi
5. Dapat diregenerasi dengan memflashing pada tekanan rendah.

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Proses *rectisol* kompleks
2. Membutuhkan refrigerant untuk mengolah methanol sehingga biaya capital dan operating tinggi
3. Pelarutnya (*methanol*) pada suhu rendah dapat menyerap mercury (Hg) sehingga dapat menyebabkan terbentuknya amalgrams.

Adsorption

Proses adsorpsi mengurangi asam dengan menggunakan *solid adsorbent*. Penyerapan gas asam dapat dilakukan dengan *carbon active and molecular sieve (zeolite)*. Penyerapan yang dilakukan dapat dengan ikatan ionik dari partikel padat dengan gas asam. Absorben dapat dikarakterkan sebagai *struktur micro porous* dan apabila bed tersebut sudah jenuh dengan gas asam maka dapat diregenerasi dengan mengalirkan gas yang panas ke dalam bed tersebut. Diantara process adsorpsi yang disebutkan diatas, *molecular sieve* paling cocok untuk memisahkan gas asam dengan konsentrasi CO₂ yang rendah.



Gambar 2.17 Tipikal Proses Adsorpsi (Christensen, 2009)

Molecular Sieve

Molecular sieve menggunakan struktur kristal dari zeolit untuk memisahkan gas asam. Struktur kristal ini memiliki permukaan yang polar yang disebut sebagai *active side*. Molekul gas yang polar seperti H_2S dan H_2O akan berada di *active site* sedangkan molekul yang tidak polar seperti hidrocarbon tidak akan berikatan pada *active side*. Walaupun CO_2 molekul yang tidak polar, tidak akan berikatan dengan *active side* tetapi karena strukturnya yang linear, konsentrasi kecil dari CO_2 akan terperangkap didalam pori. Oleh karena itu, proses ini lebih cocok untuk gas dengan konsentrasi CO_2 yang kecil. Untuk sistem regenerasinya, *molecular sieve* dilakukan pada temperature 300-400 F.

Carbon active

Sama seperti *molecular sieve*, *carbon active* menggunakan *active side* untuk memisahkan CO₂ dari gas. Daya adsorpsi *carbon active* lebih besar daripada *molecular sieve* untuk tekanan diatas 50 psia sedangkan untuk tekanan dibawah 50 psia, *molecular sieve* memiliki daya adsorpsi yang lebih baik dari *carbon active* (Ranjani, U.S Departement of Energy).

Beberapa kelebihan separasi menggunakan adsorpsi adalah:

1. *Molecular sieve* tidak mengalami degradasi *mechanical*
2. Operasi prosesnya simpel
3. Mempunyai keuntungan pengurangan kadar air juga
4. Tidak ada losses chemical

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Sensitive deaktivasi terhadap liquid
2. Proses dibatasi oleh laju yang kecil pada tekanan sedang
3. Membutuhkan pemanasan untuk regenerasi hingga temperature 400-500 F.

Selain dari proses pemisahan CO₂ dari gas alam diatas, ada beberapa proses yang sudah dipatenkan. Proses patent ini dapat memisahkan CO₂ dengan kadar tinggi lebih dari 80% CO₂. Pemisahan CO₂ dari gas alam dengan membran dapat mengurangi kadar CO₂ dari 70% sampai 5% yang terdapat di Mexico oleh UOP (David Dortmund and Kishore Doshi, 1999). Tetapi membran mempunyai kekurangan sensitif terhadap perubahan kondisi umpan padahal sumur gas sangat memungkinkan terjadi perubahan kondisi umpan. Untuk meningkatkan penyerapan CO₂, banyak hidrokarbon akan terbawa oleh ke aliran *permeate* sehingga laju alir produk gas akan semakin sedikit. Membran polimer memiliki batasan suhu untuk kondisi operasinya padahal sumur gas sangat memungkinkan dengan suhu tinggi. Selain itu membran mempunyai *lifetime* yang cepat sekitar 5 tahun sehingga hal ini memungkinkan biaya investasi yang besar untuk jangka waktu yang lama untuk pemisahan CO₂ dari gas alam (Leornado Energy, 2007). Lebih lanjut lagi, proses yang menggunakan *cryogenic* maupun absorpsi yang selama ini adapun belum ada yang bisa menangani gas dengan CO₂ lebih dari

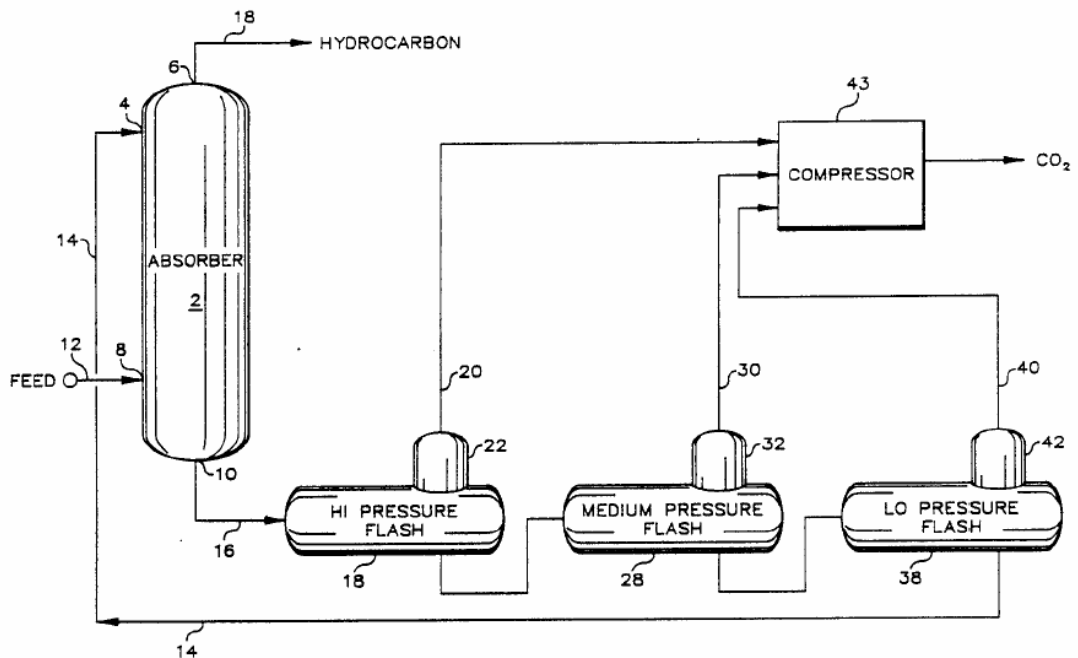
80%. Oleh karena itu maka dilakukan penelusuran proses patent yang berhubungan dengan hal pemisahan CO₂ dengan kadar lebih besar 80%.

Proses yang sudah dipatentkan adalah:

Bulk CO₂ Recovery Process

Nomor Patent: 5,061,465

Inventor: Cecil O. Carter, Wann, Okla.



Gambar 2.18 Bulk CO₂ Recovery Process (Carter, 1991)

Gambaran proses untuk Bulk CO₂ Recovery Process sesuai dengan gambar 2.16 adalah sebagai berikut:

1. Gas dengan kadar CO₂ yang tinggi masuk kedalam kolom absorpsi dengan tekanan sekitar 300 psig dan suhu 240-260 F.
2. Gas akan masuk kedalam kolom absorpsi dari bawah kolom sedangkan bersamaan dengan lean amine dengan persen berat 20-60% masuk kedalam

kolom absorpsi dari atas kolom sehingga terjadi kontak antara gas dengan lean amine yang mempunyai perbandingan mol 2.3-5.1.

3. Gas kemudian keluar dari kolom absorpsi sedangkan liquid yang keluar dari kolom absorpsi akan mengalami regenerasi.
4. Regenerasi dilakukan dengan penurunan tekanan secara bertahap sehingga CO₂ yang terlarut dalam larutan amine teruapkan menjadi fasa gas.
5. Penurunan tekanan dilakuakn dengan tiga tahap yaitu dari tekanan 300 psig ke 107 psig dalam *High Pressure Flash*, 107 psig ke 35 psig dalam *Medium Pressure Flash* dan 35 psig ke 5 psig dalam *Low Presure Flash*.
6. Gas hasil regenerasi akan ditekan oleh kompresor sedangkan *liquid* hasil regenerasi akan dialirkan ke kolom absorpsi sebagai *lean amine*.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *Bulk CO₂ Recovery Process* adalah:

1. Proses keseluruhan sederhana
2. Regenerasi pelarut tidak memerlukan panas energi
3. Menggunakan pelarut yang sudah terbukti handal.
4. Beroperasi pada tekanan medium

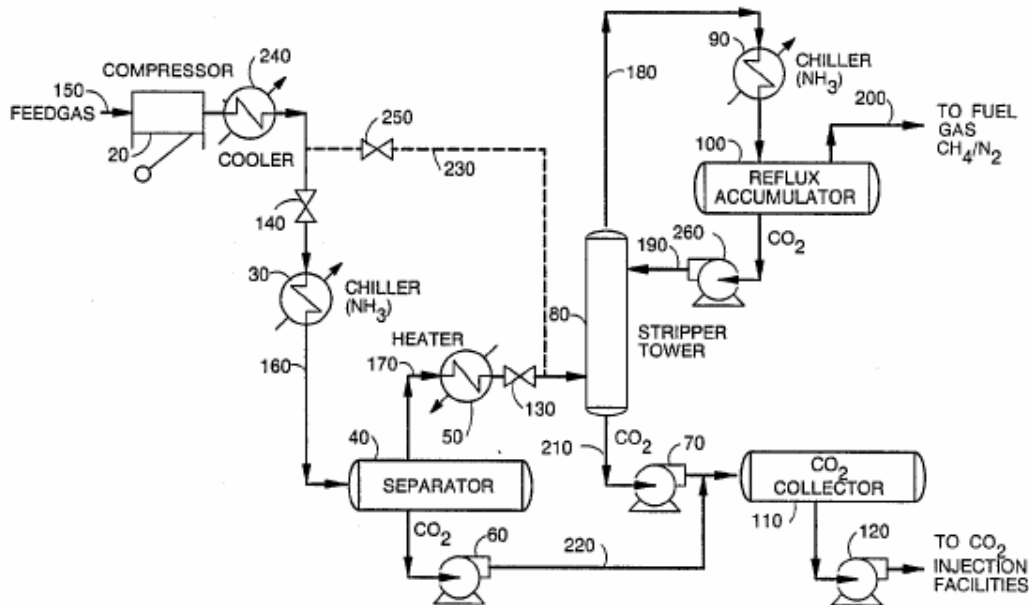
Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Bekerja pada suhu tinggi
2. Adanya *make-up* terus menerus akibat pelarut yang terbawa gas asam.
3. Akibat penurunan tekanan pada regenerasi, maka diperlukan kompresor untuk menambah tekanan gas.

Carbon Dioxide Recovery

Nomor Patent: 4,762,543

Inventor: Leroy A. Pantermuehl, Thomas E. Krisa



Gambar 2.19 *Carbon Dioxide Recovery* (Carter, 1991)

Gambaran proses untuk *Carbon Dioxide Recovery* sesuai dengan gambar 2.17 adalah sebagai berikut:

- 1 Gas yang memiliki tekanan rendah ditekan dahulu kemudian didinginkan oleh cooler.
- 2 Untuk pendinginan dengan suhu lebih rendah, maka dilakukan pendinginan dengan chiller dimana menggunakan refigrant NH_3 .
- 3 *Liquid* yang terbentuk dari hasil pendinginan akan dipisahkan dengan fasa gas dalam separator.
- 4 Gas yang telah mengalami kondensasi, dipanaskan oleh heater sampai suhu 60-80 F sebelum memasuki kolom stripper.
- 5 Gas masuk kedalam kolom stripper pada tekanan 800-900 psig melalui bawah kolom stripper bersamaan dengan cairan *reflux* yang masuk dari atas kolom stripper sehingga terjadi kontak antara gas dengan liquid reflux.

- 6 Keluaran dari kolom stripper, gas kemudian didinginkan oleh *chiller* dengan refrigerant NH₃ sehingga terbentuk fasa *liquid* dan gas yang akan dipisahkan didalam *reflux accumulator* bersuhu 0-10 F.
- 7 *Liquid* yang banyak mengandung CO₂ dari separator dan CO₂ *collector* kemudian dipompakan fasilitas injeksi CO₂.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *Carbon Dioxide Recovery* adalah:

1. Tidak menggunakan pelarut
2. Proses sederhana

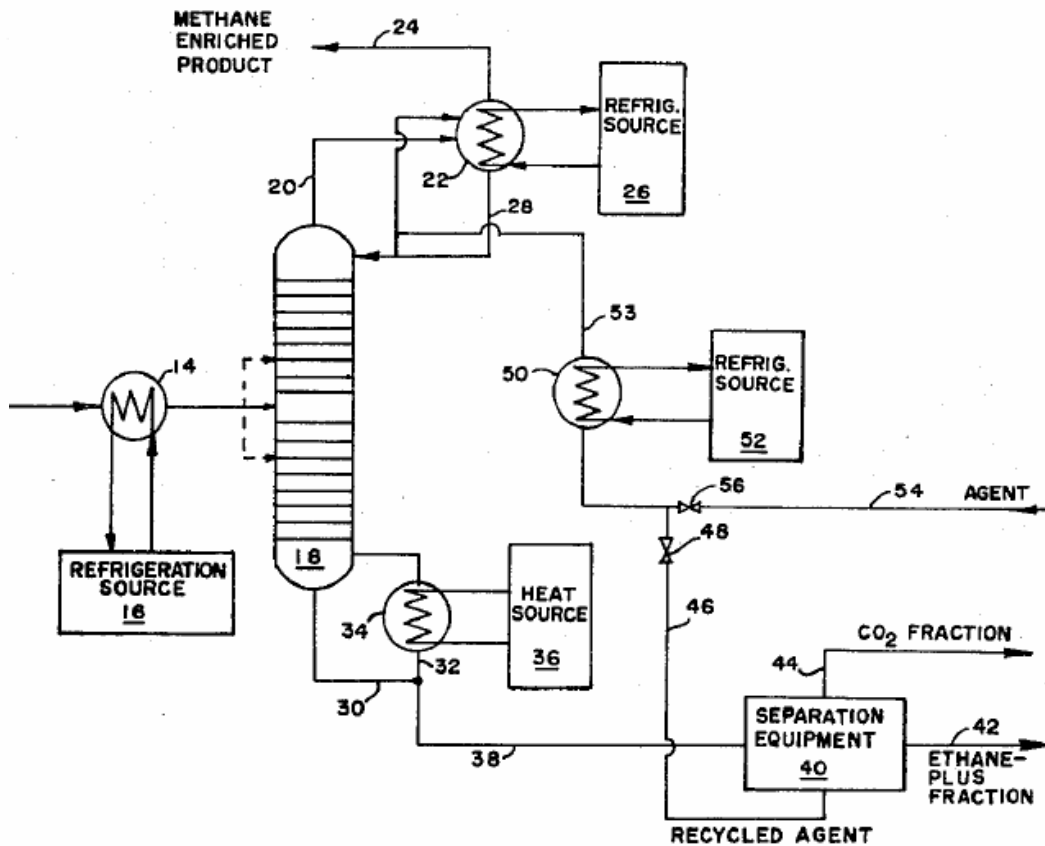
Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Bekerja pada tekanan tinggi
2. Menggunakan sistem refrigerant untuk pendingin sehingga membutuhkan energi besar
3. Biaya operasinya besar.

Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide

Nomor Patent: 4,451,274

Inventor: John V.O'Brien, Shrewsbury, Mass.



Gambar 2.20 *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* (O'Brien, 1984)

Gambaran proses untuk *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* sesuai dengan gambar 2.18 adalah sebagai berikut:

1. Gas sebelum memasuki kolom distilasi didinginkan terlebih dahulu -35 - -40 F didalam *heat exchanger* dengan tekanan diatas 500 psia yang menerima refirigerasi dari sistem refirigerasi.
2. Didalam kolom distilasi terjadi kontak antara gas dari umpan dan juga *liquid* dari *reflux*.
3. Keluar dari kolom destilasi, gas didinginkan sampai suhu -40 F diatas suhu *triple point* nya.
4. Gas yang terbentuk akan menjadi produk sedangkan *liquid* yang terbentuk akan diumpankan lagi kekolom distilasi sebagai *reflux*.

5. Agent berupa senyawa propana, butana, propan, hexana dan heptana dimasukkan kedalam kolom distilasi melalui *reflux* yang diumpakan kembali ke kolom distilasi. Sebelum diumpakan ke kolom distilasi melalui *reflux*, agent didinginkan terlebih dahulu oleh sistem refrigerasi.
6. Produk bawah kolom distilasi kaya akan CO₂ kemudian dipanaskan oleh reboiler sampai suhu kira-kira 35 F. Gas yang terbentuk kemudian diumpakan kembali ke kolom distilasi sedangkan liquid yang terbentuk akan memasuki proses selanjutnya untuk pemisahan CO₂ dengan senyawa ethana plus.

Beberapa kelebihan separasi menggunakan *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide* adalah:

1. Proses sederhana
2. Relative volatility antara CO₂ dan metana tinggi sehingga memudahkan terjadi pemisahan dengan kolom distilasi.

Adapun kekurangannya meliputi hal-hal sebagai berikut:

1. Bekerja pada tekanan tinggi sehingga membutuhkan kompressor jika tekanan umpan rendah
2. Bekerja pada suhu yang relative mendekati suhu *triple point* nya sehingga diperlukan kontrol suhu yang optimal.
3. Menggunakan sistem refrigerant untuk pendingin sehingga membutuhkan energi besar
4. Biaya operasinya besar.

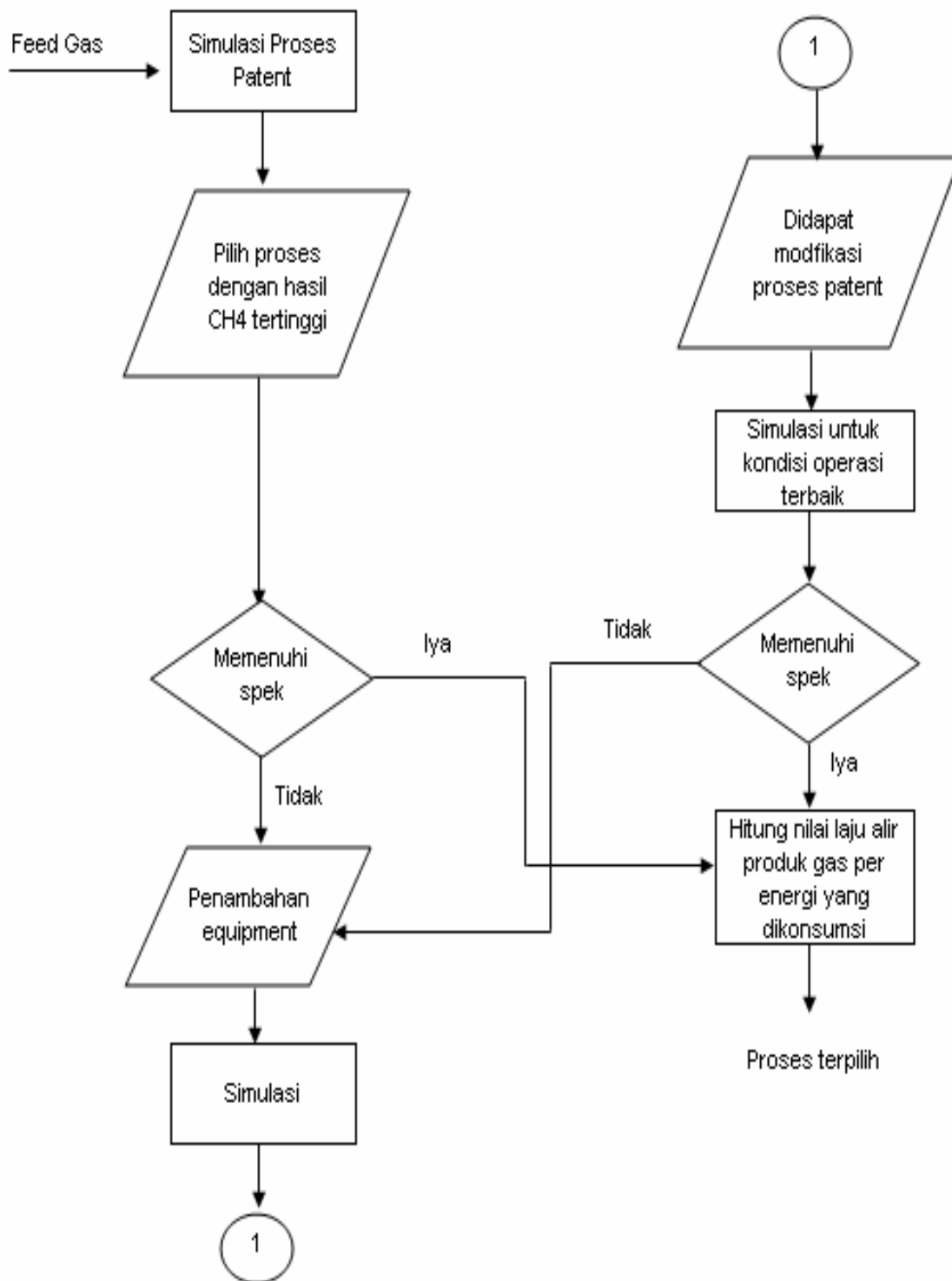
BAB III

METODE PENELITIAN

3.1 TAHAPAN PENELITIAN

Tesis modifikasi proses pemisahan kadar CO₂ kadar tinggi ini dilakukan dengan melakukan simulasi ulang terhadap proses patent yang sudah ada. Dari hasil simulasi menggunakan HYSYS didapat proses yang menghasilkan komposisi metana paling banyak di produk gas. Apabila langsung memenuhi spesifikasi kadar CO₂ gas jual sebesar < 5% maka langsung dihitung nilai laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi. Apabila tidak memenuhi spesifikasi kadar CO₂ gas jual maka akan dilakukan modifikasi terhadap proses patent dengan cara penambahan *equipment* pada proses patent yang telah disimulasi. Modifikasi dilakukan dengan cara penambahan *equipment* proses seperti *cooler*, *separator*, *heater*, *kontaktor* atau kolom distilasi.

Penambahan *equipment* ini dapat dilakukan dengan mempertimbangkan atau mengadopsi prinsip proses pemisahan CO₂ dan gas alam yang telah ada seperti penggunaan *chemical* seperti *amine*, penggunaan *low temperature separation* ataupun menambah unit yang *equipment* yang sama seperti *equipment* pada proses yang dipilih. Penambahan *equipment* tersebut dapat ditempatkan pada sebelum proses utama, sesudah proses utama ataupun diantara *equipment* proses utama. Metoda trial error akan digunakan untuk penambahan *equipment* pada proses utama dengan mempertimbangkan kondisi laju alir gas, suhu dan tekanan gas. Secara umum, skema metode penelitian dapat dilihat pada Gambar 3.1.



Gambar 3.1 Skema Metode Penelitian

Setelah modifikasi proses dilakukan, maka kemudian akan dioptimasi kondisi operasinya berupa tekanan, suhu, jumlah tray dan nomor tray umpan sedemikian rupa sehingga didapat proses dengan kondisi operasi terbaik. Apabila dari optimasi ini tidak memenuhi spesifikasi kadar CO₂ gas jual maka dilakukan pergantian *equipment* dengan *equipment* yang lain pada proses penambahan *equipment*. Apabila langsung didapat kondisi operasi pada proses optimasi yang memenuhi spesifikasi kadar CO₂ gas jual, maka langsung dilakukan perhitungan terhadap nilai laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi.



BAB IV

HASIL MODIFIKASI DAN PEMBAHASAN

4.1 Hasil Studi Pendahuluan Simulasi Proses Patent

Sebelum ditetapkannya "Modifikasi Proses Pemisahaan CO₂ Kadar Tinggi dari Gas Alam" sebagai judul tesis, pencarian dilakukan terlebih dahulu terhadap proses pemisahan CO₂ dari gas alam yang telah dipatenkan melalui internet. Pencarian proses patent dilakukan dengan mencari proses patent yang memiliki proses pemisahaan CO₂ dari gas alam paling sederhana. Dari proses pencarian tersebut didapat 3 (tiga) proses pemisahaan CO₂ dari gas alam yang paling sederhana yaitu:

1. *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*

Nomor Patent: 4,451,274

Inventor: John V.O'Brien, Shrewsbury, Mass.

2. *Carbon Dioxide Recovery*

Nomor Patent: 4,762,543

Inventor: Leroy A. Pantermuehl, Thomas E. Krisa

3. *Bulk CO₂ Recovery Process*

Nomor Patent: 5,061,465

Inventor: Cecil O. Carter, Wann, Okla.

Ketiga proses ini kemudian disimulasi dengan menggunakan HYSYS simulator dengan komposisi pada tabel 4.1.

Tabel 4.1 Komposisi Gas CO₂ Kadar Tinggi

Methane	15,20%
---------	--------

Ethane	1,81%
Propane	0,23%
i-Butane	0,04%
n-Butane	0,03%
i-Pentane	0,01%
n-Pentane	0,01%
n-Hexane	0,01%
n-Heptane	0,05%
H ₂ S	0,00%
Nitrogen	0,12%
CO ₂	82,09%
H ₂ O	0,40%

Input data sebagai basis untuk simulasi adalah gas dengan tekanan 21,71 bar (300 psig) dan suhu 48,89°C (120°F) dengan laju umpan 100 MMSCFD. Untuk proses pemisahan CO₂ dari gas alam yang membutuhkan tekanan yang lebih besar, maka dilakukan kompresi terlebih dahulu sehingga mencapai tekanan yang dibutuhkan. Dari hasil simulasi didapat hasil sebagai berikut:

1. *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*

Nomor Patent: 4,451,274

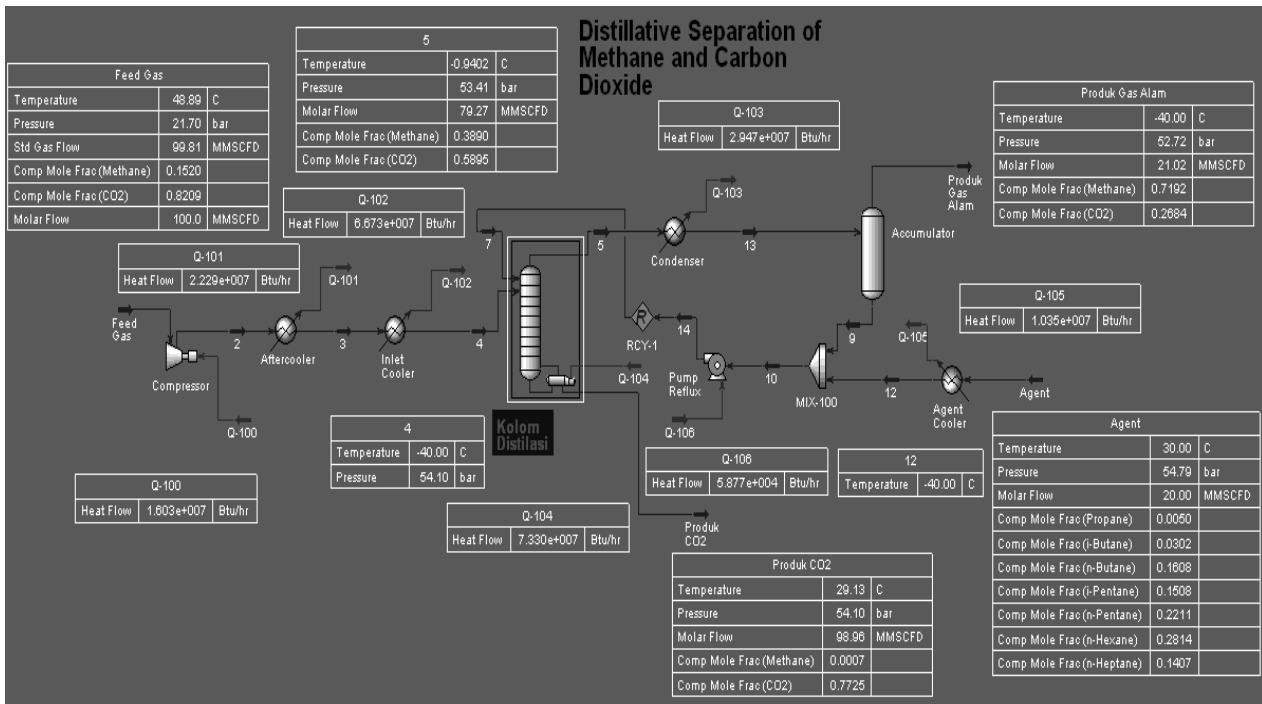
Inventor: John V.O'Brien, Shrewsbury, Mass.

Sebelum masuk kedalam kolom distilasi untuk dilakukan pemisahan terhadap metana dan CO₂, gas umpan terlebih dahulu di tekan oleh kompresor untuk menghasilkan tekanan operasi minimum 55,48 bar (790 psig). Setelah itu dilakukan pendinginan dengan aftercooler untuk mendinginkan gas umpan menjadi 48,89 °C (120 °F). Gas masuk kedalam kolom distilasi pada tray ke-11 dimana total jumlah tray nya adalah 17 tray. Agen yang merupakan hidrokarbon yang memiliki komposisi pada table 4.2.

Tabel 4.2 Komposisi Agent

Methane	0,00%
Ethane	0,00%
Propane	0,50%
i-Butane	3,02%
n-Butane	16,08%
i-Pentane	15,08%
n-Pentane	22,11%
n-Hexane	28,14%
n-Heptane	14,07%
H ₂ S	0,00%
Nitrogen	0,00%
CO ₂	0,00%
H ₂ O	0,99%

dicampurkan bersamaan dengan reflux dengan suhu -40 °C (-40 °F) yang akan diumpankan kembali kekolom distilasi. Hasil simulasi dengan HYSYS simulator dapat dilihat pada gambar 4.1.



Gambar 4.1 *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*

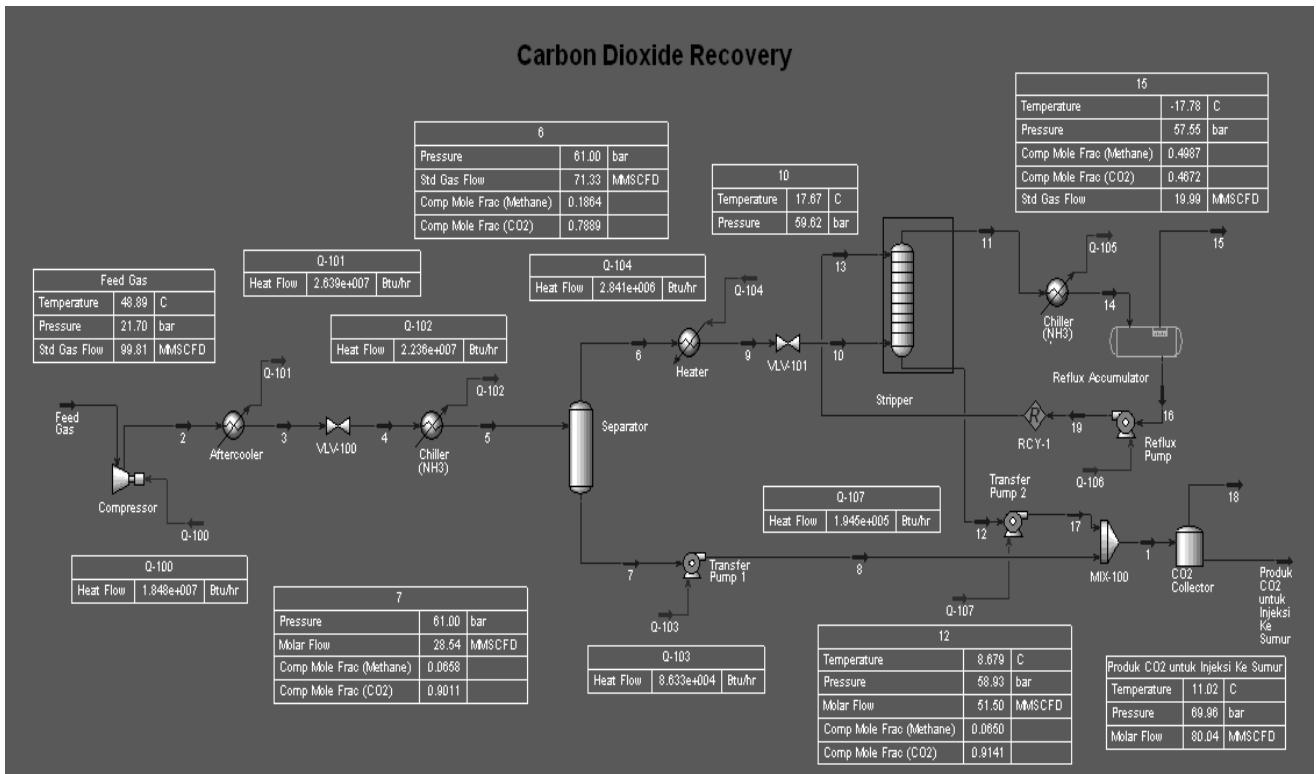
Dari hasil simulasi didapat produk metana yang dihasilkan memiliki kadar 71% mol dan kadar CO₂ 26% mol untuk produk atas dan 77% mol CO₂ untuk produk bawah. Hasil simulasi ini tidak memenuhi spesifikasi gas jual untuk produk atas dengan kadar minimal CO₂ sebesar 5%.

2. Carbon Dioxide Recovery

Nomor Patent: 4,762,543

Inventor: Leroy A. Pantermuehl, Thomas E. Krisa

Sebelum masuk kedalam stripper untuk dilakukan pemisahan terhadap metana dan CO₂, gas umpan terlebih dahulu di tekan oleh kompresor untuk menghasilkan tekanan operasi 63.07 bar (900 psig) di *discharge* kompresor. Setelah itu dilakukan pendinginan dengan *chiller* untuk mendinginkan gas umpan. sebelum memasukin stripper, gas dipanaskan dengan suhu 18,33°C (60°F). Gas masuk kedalam bottom stripper akan mengalami kontak dengan reflux stripper yang bekerja pada suhu -17.78 °C (0°F).



Gambar 4.2 Carbon Dioxide Recovery

Dari hasil simulasi didapat produk metana yang dihasilkan memiliki kadar 49% mol dan kadar CO₂ 46% mol untuk produk atas dan 90% mol CO₂ untuk produk bawah di separator dan 91% untuk produk bawah stripper. Hasil simulasi ini tidak memenuhi spesifikasi gas jual untuk produk atas dengan kadar minimal CO₂ sebesar 5%.

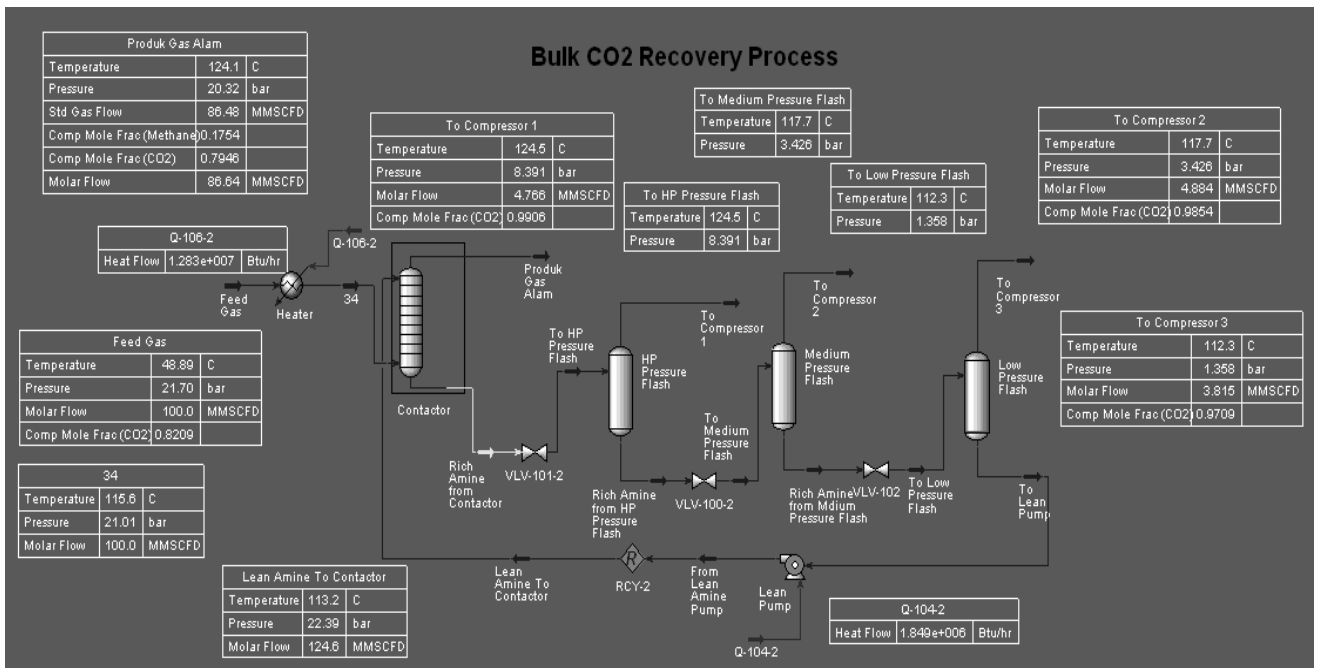
3. Bulk CO₂ Recovery Process

Nomor Patent: 5,061,465

Inventor: Cecil O. Carter, Wann, Okla.

Sebelum masuk kedalam kolom kontaktor untuk dilakukan pemisahan terhadap metana dan CO₂, gas umpan terlebih dahulu dipanaskan untuk menghasilkan suhu minimum gas sebesar 115.6 °C (240 °F) memasuki kontaktor sebelum dikontakkan dengan lean amine. Tekanan operasi dari kontaktor 21,7 bar (300 psig) sama dengan tekanan gas sebelum masuk kontaktor sehingga tidak perlu dilakukan kompresi terlebih dahulu. Produk

bawah dari kontaktor kemudian diregenerasi dengan 3 tahap penurunan tekanan 21,7 bar (300 psig) ke 8,39 bar (107 psig), 8,39 bar (107 psig) ke 3,42 bar (35 psig) dan dari 3,42 bar (35 psig) ke 1.35 bar (5 psig). Cairan yang terdapat pada produk bawah kemudian diumpakan kembali sebagai lean ke kontaktor.



Gambar 4.3 Bulk CO₂ Recovery Process

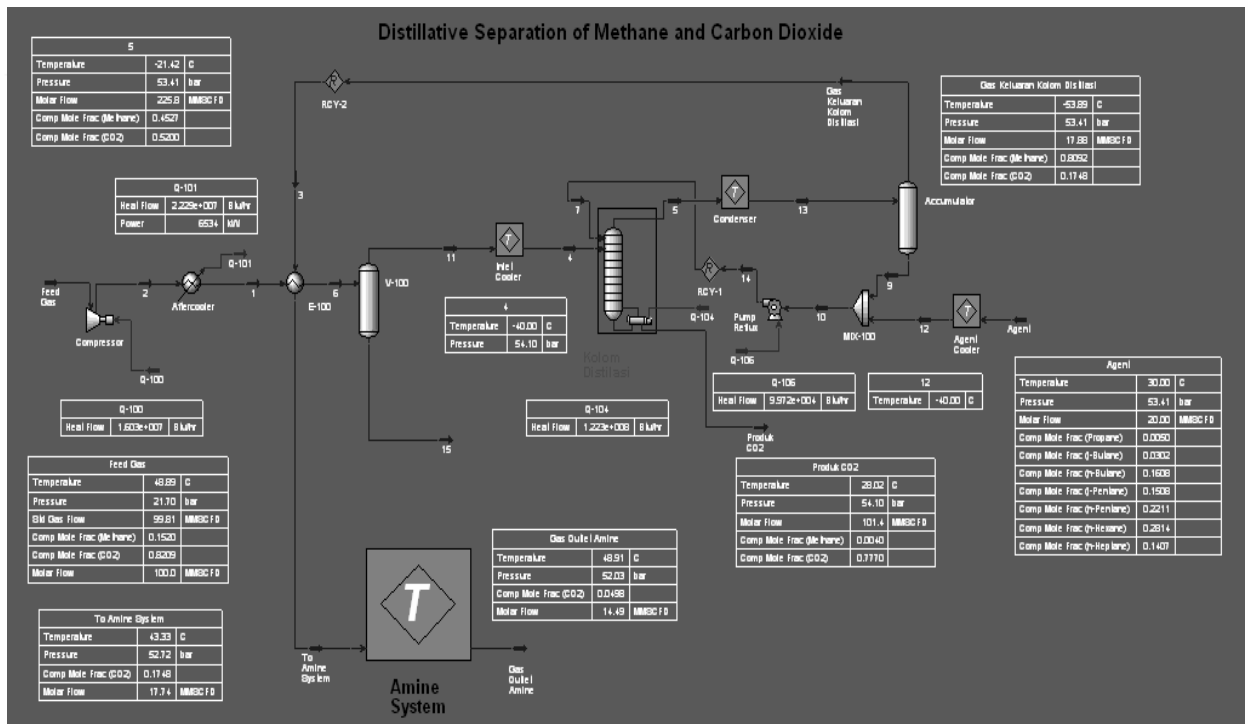
Dari hasil simulasi didapat produk metana yang dihasilkan memiliki kadar 17% mol dan kadar CO₂ 79% mol. Sedangkan produk hasil flash sebesar 4.76 MMSCFD dengan komposisi CO₂ sebesar 0.99 untuk HP Pressure, 4.88 MMSCFD dengan komposisi CO₂ sebesar 0.98 untuk medium pressure flash dan 3.81 dengan komposisi CO₂ sebesar 0.97 untuk low pressure. Hasil simulasi ini tidak memenuhi spesifikasi gas jual untuk produk atas dengan kadar minimal CO₂ sebesar 5%.

Dengan menggunakan HYSYS simulator, Ketiga proses pemisahan CO₂ dengan gas alam diatas tidak memenuhi spesifikasi gas jual dengan kadar CO₂ < 5% mol. Sehingga perlu dilakukan modifikasi proses dimana modifikasi proses akan dilakukan pada proses yang menghasilkan kadar produk gas dengan kadar CO₂ paling rendah.

4.2 Proses Pemisahan CO₂ Kadar Tinggi Setelah Modifikasi

Proses pemisahan CO₂ kadar tinggi dari proses patent Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide dimodifikasi dari penurunan suhu di kondenser dari -40 °C (-40 °F) menjadi -54 °C (-65 °F) . Hal ini dimaksudkan untuk mengkondensasikan CO₂ menjadi liquid lebih banyak lagi sehingga %mol metana lebih besar dan %mol CO₂ lebih sedikit. Dari hasil simulasi kenaikan kadar metana dari 71.92% menjadi 81.3% sedangkan kadar CO₂ turun dari 26.84% mol menjadi 17.61% mol. Begitu juga dengan laju alir produk atas, terjadi penurunan dari 21.02 MMSCFD menjadi 18.56 MMSCFD. Untuk meringankan sistem pendingin inlet cooler, maka aliran produk atas kolom distilasi kemudian ditukarkan panasnya dengan aliran keluaran aftercooler atau aliran masukan inlet cooler. Dikarenakan adanya kondensasi air dan untuk mencegah pembentukan butiran es pada *refrigerant evaporator*, maka ditambahkan separator sebelum inlet cooler.

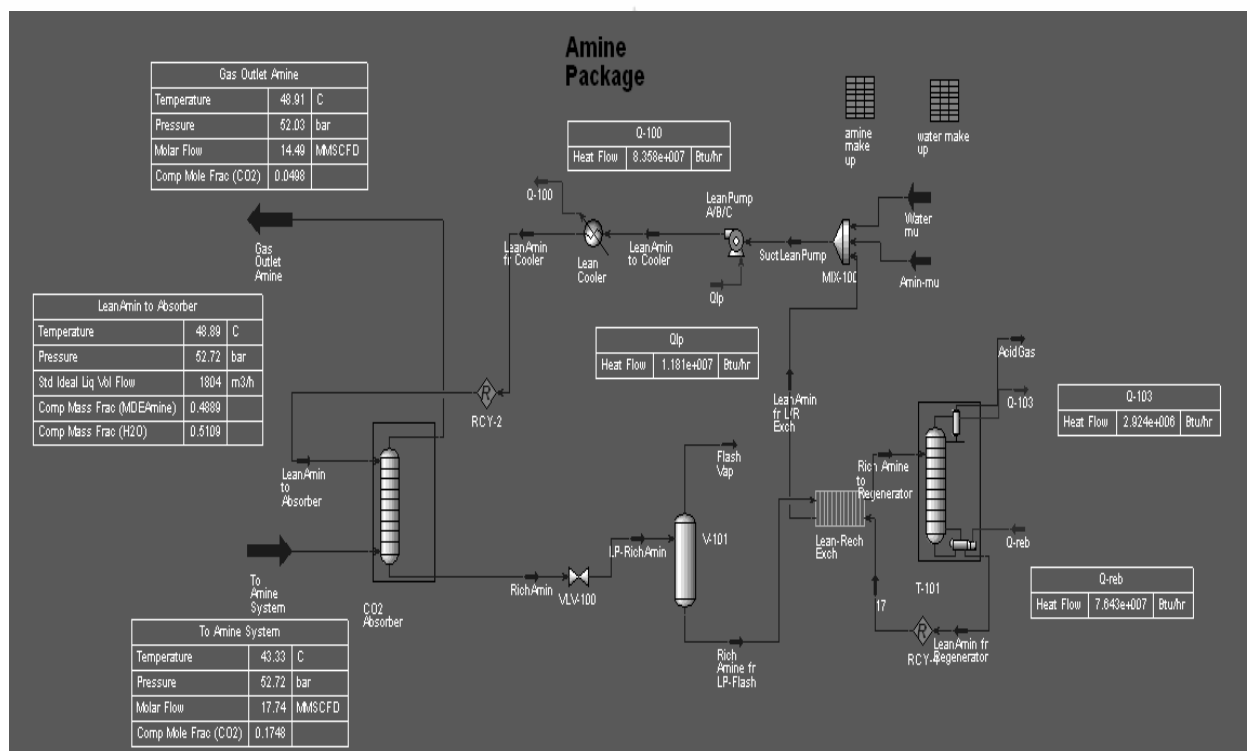
Setelah itu, dilakukan penentuan jumlah tray dan nomor tray untuk umpan dengan *shortcut distillation* pada HYSYS simulator. Penentuan *shortcut* dilakukan dengan menetapkan *heavy key component* (CO₂) di *bottom* kolom distilasi dengan persen mol 18%. Hal ini ditetapkan untuk mendapatkan suhu di kondenser dibawah -56.6 °C (-65 °F) yaitu sekirat -54 °C (-65 °F) dimana -56.6 °C (-65 °F) adalah suhu pembentukan solid dari CO₂. Sedangkan *light key component* (metana) di *distillate* ditetapkan sebesar 0.4 % mol. Dari hasil perhitungan *shortcut distillation* HYSYS, didapat jumlah tray 12 tray dengan umpan masuk ke tray nomor 4. Tetapi dengan kondisi ini, simulasi tidak konvergen sehingga jumlah tray diturunkan menjadi 7 tray. Hal ini disebabkan oleh refluks di kolom distilasi lebih besar dari refluks di *shortcut distillation* akibat dari adanya agent yang ditambahkan kealiran refluks. Gas kemudian dikurangi kadar CO₂ dari 17.48% menjadi 4.98% menggunakan *amine package* menghasilkan laju alir produk gas 14,49 MMSCFD. *Amine package* dipilih karena *amine package* dapat menampung gas dengan kapasitas CO₂ yang besar dan proses nya sudah terbukti. Model simulasi proses yang telah dimodifikasi dapat dilihat pada gambar 4.5.



Gambar 4.4 Model Proses Modifikasi *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*

Amine package yang termodel pada gambar 4.5 dibangun dengan prinsip absorpsi di absorber dengan tekanan tinggi dan suhu rendah sedangkan regenerasi dilakukan di regenerator pada tekanan rendah dan suhu tinggi. Absorpsi di absorber berkerja pada tekanan 52.72 bar (770 psig) pada *bottom* absorber sedangkan pada *overhead* berkerja pada tekanan 52.03 bar (760 psig) dan suhu umpan ke absorber 43.33 °C (110 °F). Aliran *rich amine* keluaran *bottom absorber*, diturunkan tekanannya sampai tekanan 3.08 bar (30 psig) sehingga terjadi terbentuk fasa gas. Fasa gas dengan fasa cair *rich amine* dipisahkan di *flash drum* dan fasa cair dari *rich amine*, dipanaskan oleh *lean amine* keluaran regenerator. Aliran *rich amine* dipanaskan sampai suhu 107.2 °C (225 °F) dimana suhu ini memiliki suhu *approach* 20-30 °F dengan suhu reboiler sebesar 118.3 °C (245 °F) dengan alasan lebih ekonomis antara *lean rich exchanger* dengan reboiler (Maurice and Stewart, 1999). Regenerator berkerja pada tekanan 2.13 bar (16 psig) untuk sisi *bottom* dan 1.84 bar (12 psig) untuk sisi *overhead* kolom distilasi. Reboiler berkerja dengan suhu 118.3 °C (245 °F) dimana suhu ini 5 °F lebih rendah dengan suhu

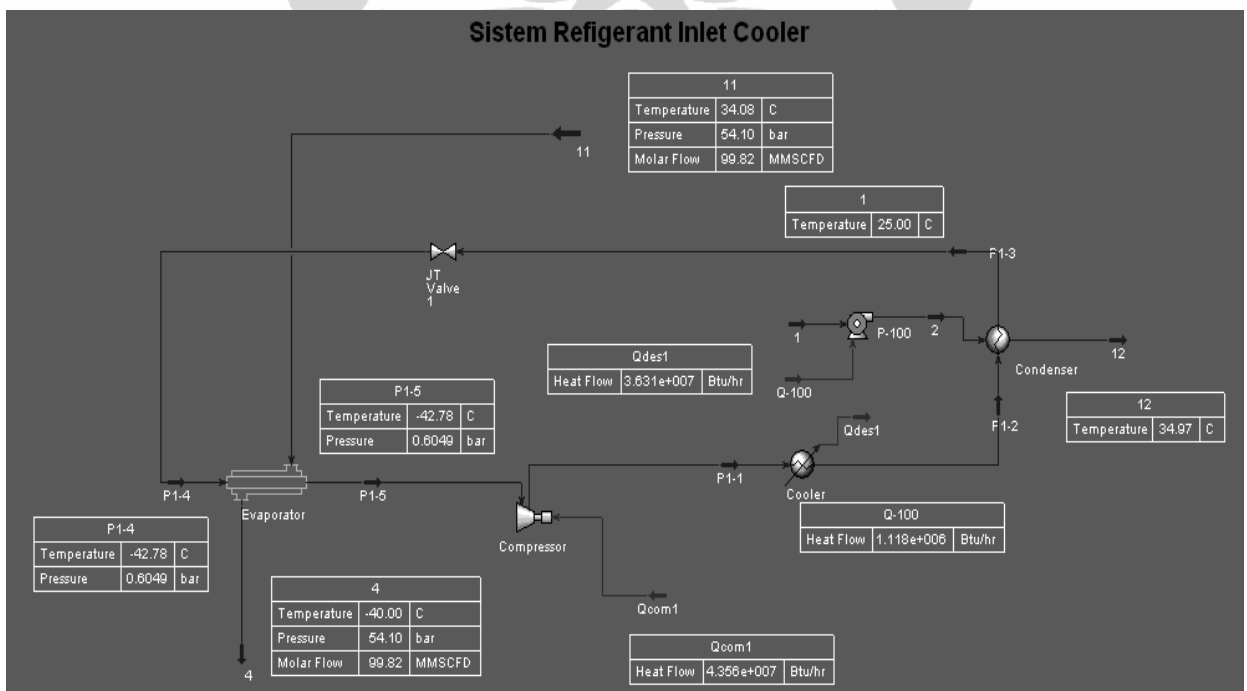
maksimum yang diperbolehkan untuk amine supaya tidak terjadi degradasi amine. Untuk aliran lean amine, lean amine di umpan balik ke absorber dengan suhu 48.89°C (120°F) atau 10°F lebih tinggi dari suhu umpan untuk mencegah terjadi *foaming* pada absorber. Laju sirkulasi amine sebesar $1804\text{ m}^3/\text{hr}$ di adjust untuk mendapatkan kadar CO_2 dibawah 5% mol yaitu sekitar 4.98% . Amine yang digunakan adalah MDEA dengan komposisi 48.8% berat sedikit lebih kecil dengan $\%$ berat maksimum 50% berat.



Gambar 4.5 Model Proses Amine Package

Untuk sistem pendingin gas baik gas masukan ke kolom distilasi sehingga gas masukan kolom distilasi menjadi -54°C (-65°F) maupun kondenser pada kolom distilasi dilakukan dengan sistem refrigerasi. Sistem refrigerasi dipilih karena sistem ini dapat melakukan pendinginan hingga suhu -54°C (-65°F). Sistem pendingin dengan sistem refrigerasi dapat dilihat pada gambar 4.6. untuk sistem pendinginan fasa gas seperti aftercooler keluaran kompresor dan refrigerant cooler digunakan air cooler dikarenakan energi yang dibutuhkan untuk pertukaran panas dengan air cooler lebih kecil daripada

menggunakan exchanger seperti *shell and tube*. Seperti contoh untuk aftercooler di discharge kompresor dengan kondisi umpan gas 55,48 bar (790 psig) dan 100 MMSCFD, power yang dibutuhkan untuk fan air cooler sekitar 0,242 MMbtu/hr sedangkan jika menggunakan menggunakan exchanger *shell and tube*, energi yang dikonsumsi untuk pompa sekitar 0,367 MMbtu/hr. Sedangkan untuk sistem pendingin gas yang terkondensasi di sistem refrigerasi, maka digunakan sistem pendingin *shell and tube* dikarenakan energi yang dibutuhkan lebih kecil untuk *shell and tube* daripada air cooler. Seperti contoh, untuk refrigerant kondenser di inlet cooler dengan kondisi umpan gas 55,48 bar (790 psig) dan 100 MMSCFD, power yang dibutuhkan untuk *shell and tube* untuk pompa 1.11 MMbtu/hr sedangkan jika menggunakan air cooler, energi yang dikonsumsi oleh fan air cooler sebesar 1,53 MMbtu/hr. Untuk pendingin *lean cooler* di *amine package*, digunakan air cooler dikarenakan energi yang dibutuhkan untuk pertukaran panas dengan air cooler lebih kecil daripada menggunakan exchanger seperti *shell and tube*. Jika menggunakan *shell and tube*, maka energi yang dibutuhkan pompa sebesar 1,92 MMbtu/hr sedangkan jika memakai *air cooler*, energi yang dibutuhkan sebesar 0,88 MMbtu/hr.



Gambar 4.6 Model Proses Pendingin Refrigerasi

4.3 Optimasi Proses

Optimasi dapat dilakukan dengan melakukan perubahan kondisi operasi dan juga melihat pengaruh dari agent yang disuntikan ke aliran refluks kolom distilasi.

4.3.1 Pengaruh Agent

Agent berupa campuran hidrokarbon disuntikan ke aliran refluks pada kolom distilasi dimaksudkan untuk meningkatkan nilai refluks. Peningkatan jumlah refluks akan meningkatkan pemisahan CO₂ dengan cara seakan akan jumlah tahap menurun padahal jumlah tahap aktual tetap. Pengaruh laju alir agent terhadap energi yang dikonsumsi dan laju alir gas produk dapat dilihat pada tabel 4.3.

Laju Alir Agent (m ³ /hr)	Laju Alir Produk Gas (MMSCFD)	Kadar Metana Dalam Produk Gas	Kadar CO ₂ Dalam Produk Gas	Energi yang Dikonsumsi (MMbtu/hr)
119,2	14,49	92,88%	4,98%	316,3
100,0	14,43	92,79%	4,98%	335,0
75,0	14,75	92,53%	4,98%	328,1
50,0	14,95	92,33%	4,98%	317,5
25,0	14,96	92,07%	4,98%	301,3
0,0	15,18	91,55%	4,98%	276,3

Tabel 4.3 Pengaruh Laju Alir Agen Terhadap Energi yang dikonsumsi dan Laju Alir Produk Gas

Dari tabel 4.3 dapat dilihat bahwa semakin sedikit agent yang disuntikan ke aliran refluks, laju alir gas produk akan semakin meningkat dengan kadar CO₂ dalam aliran produk sama yaitu 4.98% tetapi kadar metana menurun. Hal ini disebabkan oleh kadar etana yang meningkat jika laju alir agent diturunkan. Pengaruh laju alir agent terhadap komposisi komponen keluaran kolom distilasi dapat dilihat di tabel 4.4

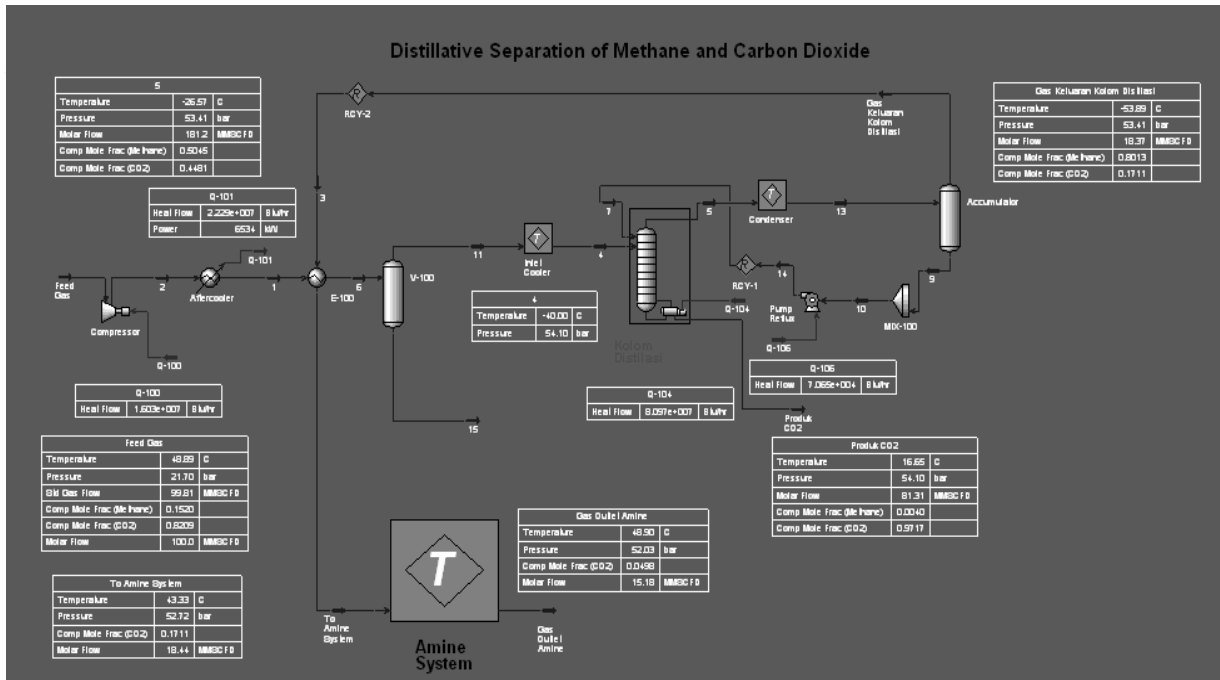
Komponen di Keluaran Kolom Distilasi	Laju Alir Agent (m ³ /hr)					
	119,2	100,0	75,0	50,0	25,0	0,0
Methane	0,809157	0,808641	0,806916	0,805698	0,804095	0,801415
Ethane	0,008816	0,009759	0,011876	0,013881	0,016187	0,021169
Propane	0,000082	0,000082	0,000080	0,000081	0,000087	0,000096
i-Butane	0,000064	0,000058	0,000049	0,000037	0,000024	0,000002
n-Butane	0,000170	0,000155	0,000128	0,000098	0,000061	0,000001

i-Pentane	0,000041	0,000037	0,000031	0,000024	0,000015	0,000000
n-Pentane	0,000034	0,000031	0,000026	0,000020	0,000012	0,000000
n-Hexane	0,000008	0,000007	0,000006	0,000005	0,000003	0,000000
n-Heptane	0,000001	0,000001	0,000001	0,000000	0,000000	0,000000
H ₂ S	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Nitrogen	0,006819	0,006623	0,006891	0,006698	0,006669	0,006378
CO ₂	0,174807	0,174606	0,173997	0,173459	0,172846	0,170940
H ₂ O	0,000001	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000

Tabel 4.4 Pengaruh Laju Alir Agen Terhadap Komposisi Komponen Keluaran Kolom Distilasi

Dari tabel 4.4 dapat dilihat bahwa tugas agent untuk menyerap etana padahal sebenarnya, tugas agent adalah untuk menyerap CO₂ dimana kadar etana meningkat dan kadar CO₂ cenderung menurun tetapi tidak besar dengan dinaikannya laju alir agent. Hal ini disebabkan oleh tidak terdapatnya komponen etana dalam agent sehingga ketika dikontakkan dengan hidrokarbon lain yang memiliki komponen etana, maka terjadi perpindahan massa etana dari gas ke agent sebagai refluks. Semakin besar laju alir agent maka semakin besar suhu kolom distilasi akibat dari beban reboiler yang semakin besar. Apabila suhu kolom distilasi semakin besar maka nilai P^{sat} akan semakin besar sehingga nilai K (kostanta kesetimbangan) semakin besar. Hal ini mengakibatkan semakin banyak komponen ringan di fasa uap sehingga komponen metana dan CO₂ semakin banyak jika laju alir agent ditambahkan.

Semakin besar laju alir agent maka konsumsi energi juga semakin besar seperti yang tampak pada tabel 4.3. Hal ini disebabkan oleh penggunaan refrigerant untuk mendinginkan agent supaya suhu agent sama dengan suhu aliran refluks. Semakin besar laju alir agent maka semakin besar juga konsumsi energi untuk refrigerant kompresor, refrigerant cooler dan refrigerant condenser. Dengan demikian, **agent tidak perlu digunakan** dalam proses modifikasi pengurangan CO₂ kadar tinggi ini. Proses modifikasi tanpa sistem agent dapat dilihat pada gambar 4.7



Gambar 4.7 Model Proses Modifikasi Tanpa Agent

4.3.2 Variasi Laju Alir Umpan

Perubahan laju alir umpan sangat mungkin sekali terjadi pada umpan proses pemisahan CO₂ apabila sumur gas mengalami perubahan kondisi berupa perubahan laju alir. Pengaruh laju alir umpan gas terhadap komposisi produk gas dapat dilihat pada tabel 4.5.

Tabel 4.5 Pengaruh Laju Alir Umpan Gas Terhadap komposisi Produk Gas

Komponen	Laju Alir Umpan (MMSCFD)		
	75	100	125
Methane	0,9157	0,9155	0,9152
Ethane	0,0237	0,0242	0,0247
Propane	0,0001	0,0001	0,0001
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0081	0,0078	0,0075
CO ₂	0,0498	0,0498	0,0498
H ₂ O	0,0026	0,0026	0,0026

Dari tabel 4.5 dapat dilihat perubahan komposisi pada produk gas tidak terlalu signifikan apabila laju alir umpan divariasikan 75, 100 dan 125 MMSCFD. Pada tabel 4.6 terlihat bahwa semakin besarnya laju alir umpan maka semakin besar pula laju alir produk gas.

Tabel 4.6 Pengaruh Laju Alir Umpan Gas Terhadap Laju Alir Produk Gas

	Laju Alir Umpan (MMSCFD)		
	75	100	125
Laju Alir Produk Gas (MMSCFD)	10,98	15,18	19,93

Dari tabel 4.7 dapat dilihat perubahan energi yang dikonsumsi pada produk gas proposional terhadap laju alir umpan gas yang divariasikan. Perubahan energi yang dikonsumsi juga proposional apabila laju alir divariasikan antara 75, 100 dan 125 MMSCFD. Hal ini menyimpulkan bahwa **energi yang dibutuhkan dan laju alir produk yang dihasilkan proposional terhadap laju alir umpan gas.**

Tabel 4.7 Pengaruh Laju Alir Umpan Gas Terhadap Energi yang Dikonsumsi (MMbtu/hr)

Energi yang Dikonsumsi Setiap Equipment (MMbtu/hr)	Laju Alir Umpan (MMSCFD)		
	75	100	125
Pretreatment			
Inlet Compressor	12,02	16,03	20,03
Aftercooler	0,24	0,24	0,32
Proses Patent			
Inlet Cooler			
- Refrigerant Compressor	32,61	43,40	54,07
- Refrigerant Cooler	0,89	1,13	1,37
- Refrigerant Condenser	0,84	1,12	1,39
Condenser Kolom Distilasi			
- Refrigerant Compressor	20,14	43,28	55,07
- Refrigerant Cooler	0,32	0,40	0,48
- Refrigerant Condenser	0,64	0,85	1,07
Pump Reflux	0,05	0,07	0,09
Reboiler Kolom Distilasi	60,54	80,97	102,78
Amine System			
Lean Cooler	0,73	0,89	1,05
Lean Pump	9,71	11,74	11,74
Condenser Amine	0,08	0,08	0,08

Reboiler Amine	62,82	76,09	90,14
Total Konsumsi Energi (MMbtu/hr)	201,64	276,29	339,71

4.3.3 Variasi Tekanan

Perubahan laju alir tekanan sangat mungkin sekali terjadi pada proses pemisahan CO₂ apabila sumur gas mengalami perubahan tekanan. Tekanan *discharge* kompresor divariasikan yaitu 34,8 bar (490 psig), 41,69 bar (590 psig), 48,59 bar (690 psig), 55,48 bar (790 psig) dan 62,38 bar (890 psig).

Kasus 1 Suhu Masukan Kolom Distilasi -40 °C (-40 °F)

Suhu masukan kolom distilasi -40 °C (-40 °F) dikutip dari proses patent *Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*. Pengaruh tekanan umpan terhadap laju alir produk apabila kadar CO₂ sama setiap tekanan yaitu 4.98% dapat dilihat pada tabel 4.8. Semakin besar tekanan maka laju alir produk gas semakin kecil. Hal ini disebabkan oleh kenaikan nilai P^{sat} apabila tekanan dinaikan. Jika P^{sat} naik maka K (konstanta kesetimbangan) akan meningkat sehingga semakin banyak fasa gas yang terbentuk. Tetapi akibat pendinginan oleh kondenser maka akan semakin banyak gas yang terkondensasi akibat dari kenaikan dew point apabila tekanan dinaikan. Hal ini mengakibatkan gas yang dihasilkan dengan tekanan yang lebih besar menghasilkan gas semakin sedikit.

Tabel 4.8 Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Laju Alir Produk Gas

	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Laju Alir Produk Gas (MMSCFD)	15,32	15,44	15,36	15,18	11,71

Apabila tekanan dinaikan maka %mol metana semakin banyak. Hal ini disebabkan oleh semakin banyaknya komponen ringan yaitu metana difasa uap seperti yang terlihat pada tabel 4.9 apabila tekanan dinaikan akibat dari naiknya nilai K (konstanta kesetimbangan)

Tabel 4.9 Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Komposisi Produk Gas

Komponen	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Methane	0,8967	0,9006	0,9075	0,9155	0,9214
Ethane	0,0419	0,0387	0,0321	0,0242	0,0167
Propane	0,0003	0,0002	0,0001	0,0001	0,0001
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0075	0,0075	0,0076	0,0078	0,0093
CO ₂	0,0498	0,0498	0,0498	0,0498	0,0498
H ₂ O	0,0038	0,0033	0,0029	0,0026	0,0026

Untuk energi yang dikonsumsi seperti yang terlihat pada tabel 4.10, terdapat nilai optimum dimana energi terkecil didapat dengan tekanan 48,59 bar (690 psig). Apabila tekanan dinaikan dari tekanan 48,59 bar (690 psig) maka energi untuk reboiler kolom distilasi semakin akibat dari semakin besarnya laju alir refluks sehingga beban reboiler meningkat tetapi kenaikan energi reboiler kolom distilasi jauh lebih besar dari penurunan beban reboiler pada amine sistem akibat penurunan % mol CO₂ dan laju alir produk gas. Apabila tekanan diturunkan dari tekanan 48,59 bar (690 psig) maka beban reboiler kolom distilasi semakin kecil tetapi beban reboiler pada *amine package* semakin besar. Kenaikan energi untuk reboiler pada amine package sangat besar dibandingkan penurunan kebutuhan energi pada kolom distilasi. Hal ini dikarenakan masih besarnya fraksi mol CO₂ keluaran kolom distilasi sekitar 21,5% untuk tekanan 34,8 bar (490 psig) dan 19,8% untuk tekanan 41,69 bar (590 psig). Dengan demikian, **tekanan operasi 48,59 bar (690 psig) paling optimum.**

Tabel 4.10 Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Energi yang Dikonsumsi (MMbtu/hr)

Energi yang Dikonsumsi Setiap Equipment (MMbtu/hr)	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Pretreatment					
Inlet Compressor	7,66	10,80	13,55	16,03	18,26
Aftercooler	0,16	0,16	0,24	0,24	0,32
Proses Patent	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Inlet Cooler	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
- Refrigerant Compressor	45,38	45,54	44,53	43,40	42,67
- Refrigerant Cooler	1,21	1,21	1,14	1,13	1,13
- Refrigerant Condenser	1,17	1,17	1,05	1,12	1,08
Condenser Kolom Distilasi	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
- Refrigerant Compressor	11,18	15,21	23,01	43,28	146,35
- Refrigerant Cooler	0,16	0,16	0,24	0,40	2,85
- Refrigerant Condenser	0,22	0,30	0,45	0,85	1,29
Pump Reflux	0,01	0,01	0,03	0,07	0,38
Reboiler Kolom Distilasi	28,04	38,23	51,83	80,97	206,31
Amine System	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
Lean Cooler	1,86	1,37	1,05	0,89	0,89
Lean Pump	15,41	13,21	12,10	11,74	10,63
Condenser Amine	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08
Reboiler Amine	166,09	117,02	90,65	76,09	67,88
Total Konsumsi Energi (MMbtu/hr)	278,62	244,49	239,96	276,29	500,12

Kasus 2 Suhu Masukan Kolom Distilasi *Liquid Saturated*

Pada kasus 1, suhu masukan kolom distilasi dijaga pada -40°C (-40°F) tanpa memperhatikan perubahan fasa yang terjadi pada aliran masukan kolom distilasi. Pada kasus 2 ini, umpan masuk kolom distilasi dijaga pada fasa saturated liquid sebagaimana biasa dilakukan untuk kolom distilasi. Tabel 4.11 menunjukkan suhu *saturated liquid* umpan kolom distilasi pada berbagai tekanan.

Tabel 4.11 Suhu Saturated Gas Umpan Kolom Distilasi.

	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Suhu Saturated ($^{\circ}\text{C}$)	-53	-39	-28	-18	-9

Pengaruh tekanan umpan pada suhu *saturated* terhadap laju alir produk apabila kadar CO₂ sama setiap tekanan yaitu 4.98% dapat dilihat pada tabel 4.12. Laju alir produk gas menunjukkan harga yang tidak berubah secara berarti pada tekanan dari 34,8 bar (490 psig) sampai tekanan 55,48 bar (790 psig) namun harga ini sangat berubah pada tekanan 62,38 bar (890 psig).

Tabel 4.12 Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Laju Alir Produk Gas Pada Suhu *Saturated*

	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Laju Alir Produk Gas (MMSCFD)	15,31	15,48	15,37	15,05	10,58

Sama seperti pada kasus 1, semakin tinggi tekanan maka kadar metana semakin besar seperti pada tabel 4.13. Mol fraksi tiap komponen hampir sama dengan kasus 1.

Tabel 4.13 Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Komposisi Produk Gas Pada Suhu *Saturated*

Komponen	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Methane	0,8981	0,8999	0,9079	0,9160	0,9215
Ethane	0,0404	0,0394	0,0317	0,0237	0,0166
Propane	0,0004	0,0002	0,0001	0,0001	0,0001
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0075	0,0075	0,0076	0,0078	0,0094
CO ₂	0,0498	0,0498	0,0498	0,0498	0,0498
H ₂ O	0,0038	0,0033	0,0029	0,0026	0,0026

Sama dengan kecenderungan yang dimiliki pada kasus 1, terdapat nilai optimum untuk konsumsi energi yaitu pada tekanan 48,59 bar (690 psig) seperti pada tabel 4.14. Konsumsi energi cenderung lebih kecil dibandingkan dengan kasus 1 kecuali untuk

tekanan 34,8 bar (490 psig). Konsumsi energi yang lebih kecil diakibatkan oleh suhu *saturated* cenderung panas dari -40 °C (-40 °F) kecuali pada tekanan 34,8 bar (490 psig) dimana suhu nya lebih dingin dari -40 °C (-40 °F) yaitu -53 °C sehingga diperlukan energi yang lebih besar untuk mendinginkannya.

Tabel 4.14 Pengaruh Tekanan Umpan Gas Terhadap Energi yang Dikonsumsi (MMbtu/hr) Pada Suhu *Saturated*.

Energi yang Dikonsumsi Setiap Equipment (MMbtu/hr)	Pressure (bar)				
	34,8	41,69	48,59	55,48	62,38
Pretreatment					
Inlet Compressor	7,66	10,80	13,55	16,03	18,26
Aftercooler	0,16	0,16	0,24	0,24	0,32
Proses Distilasi					
Inlet Cooler					
- Refrigerant Compressor	66,49	44,25	31,18	21,88	15,53
- Refrigerant Cooler	1,45	1,21	0,97	0,81	0,65
- Refrigerant Condenser	1,33	1,17	1,03	0,91	0,80
Condenser Kolom Distilasi					
- Refrigerant Compressor	8,52	15,39	25,13	47,60	148,71
- Refrigerant Cooler	0,08	0,16	0,24	0,48	1,37
- Refrigerant Condenser	0,17	0,30	0,49	0,93	2,91
Pump Reflux	0,01	0,01	0,03	0,08	0,38
Reboiler Kolom Distilasi	31,37	38,04	49,56	76,54	192,97
Amine System					
Lean Cooler	1,94	1,37	1,05	0,89	0,81
Lean Pump	15,57	13,21	12,12	11,78	9,91
Condenser Amine	0,08	0,08	0,08	0,08	0,08
Reboiler Amine	166,09	117,02	91,08	75,82	64,10
Total Konsumsi Energi (MMbtu/hr)	300,91	243,19	226,76	254,07	456,79

Jika dibandingkan dengan kasus 1 (suhu inlet kolom distilasi -40 °C (-40 °F)), kasus 2 (suhu inlet kolom distilasi pada keadaan *saturated liquid*) memiliki laju alir yang lebih besar dan konsumsi energi yang lebih sedikit. Hal ini menunjukkan keadaan kasus 2 lebih baik daripada kasus 1 sehingga **kasus 2 (saturated liquid) dipilih untuk kondisi yang optimum.**

4.3.4 Variasi Refrigerant

Sistem refrigerant digunakan untuk mendinginkan gas umpan dan kondenser. Beberapa jenis refrigerant yang dapat digunakan adalah propane, amonia, i-butane, n-butane, CO₂ dan nitrogen. Namun demikian, refrigerant CO₂, nitrogen dan methane tidak dapat digunakan untuk sistem refrigerant ini. Hal ini dikarenakan titik didih CO₂, nitrogen dan methane yang rendah sekali sehingga refrigerant CO₂, nitrogen dan methane tidak berubah fasa menjadi fasa liquid pada kondenser di siklus refrigerant. Pengaruh jenis refrigerant terhadap energi yang dikonsumsi sistem refrigerant pada inlet cooler dan kondenser pada 100 MMSCFD dan tekanan umpan 48,59 bar (690 psig) dapat dilihat pada tabel 4.15

Tabel 4.15 Pengaruh Jenis Refrigerant Terhadap Energi yang Dikonsumsi (MMbtu/hr)

Equipment	Jenis Refrigerant			
	Propane	Amonia	i-Butane	n-Butane
Proses Patent				
Inlet Cooler				
- Refrigerant Compressor	35.566.496	31.182.540	45.861.394	47.803.025
- Refrigerant Cooler	1.050.190	969.406	1.130.974	1.130.974
- Refrigerant Condenser	1.275.439	1.029.415	1.599.154	1.612.103
Condenser Kolom Distilasi				
- Refrigerant Compressor	27.701.738	25.126.744	27.390.712	26.428.112
- Refrigerant Cooler	565.487	242.351	565.487	565.487
- Refrigerant Condenser	666.854	492.048	731.597	705.700
Total Konsumsi Energi	66.826.204	59.042.504	77.279.317	78.245.400

Dari tabel 4.15 dapat dilihat bahwa amonia mengkonsumsi energi yang paling rendah sehingga **amonia digunakan sebagai refrigerant** di sistem refrigerant inlet cooler dan kondenser. Hal ini disebabkan oleh latent heat dari amonia lebih besar yaitu 352 kcal/kg daripada propana (108.6 kcal/kg), i-butane (93.81 kcal/kg) dan n-butana (99.54 kcal/kg).

4.3.5 Variasi Jumlah Tray Pada Kolom Distilasi

Pada percobaan sebelumnya, jumlah tray 7 dan umpan masuk pada tray ke-4 untuk mengetahui bagaimana pengaruh laju alir agent, laju alir umpan, tekanan dan jenis refrigerant sehingga perlu dilakukan optimasi lagi jumlah tray dengan mempertimbangkan refluks ratio 1,25-1,5. Pengaruh jumlah tray dan umpan tray terhadap komposisi *distillate* dapat dilihat pada tabel 4.16 dan 4.17

Tabel 4.16 Pengaruh Jumlah Tray dan Umpan Tray Terhadap komposisi *Distillate* Pada Umpan Tray ke-4

Komponen	Jumlah Tray					
	7	8	9	10	11	12
Methane	0,7900	0,7902	0,7907	0,7913	0,7917	0,7923
Ethane	0,0273	0,0269	0,0258	0,0247	0,0237	0,0226
Propane	0,0001	0,0001	0,0001	0,0001	0,0002	0,0002
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0064	0,0064	0,0064	0,0064	0,0064	0,0064
CO2	0,1762	0,1764	0,1770	0,1775	0,1780	0,1785
H2O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Tabel 4.17 Pengaruh Jumlah Tray dan Umpan Tray Terhadap komposisi *Distillate* Pada Umpan Tray ke-3

Komponen	Jumlah Tray					
	7	8	9	10	11	12
Methane	0,7916	0,7920	0,7924	0,7929	0,7933	0,7937
Ethane	0,0240	0,0233	0,0224	0,0214	0,0208	0,0200
Propane	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0064	0,0064	0,0064	0,0064	0,0064	0,0064
CO ₂	0,1778	0,1782	0,1786	0,1790	0,1793	0,1797
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000

Dari tabel 4.16 dan 4.17 dapat dilihat bahwa semakin banyak jumlah tray maka komposisi CO₂ akan semakin tinggi. Hal ini disebabkan oleh jumlah refluks yang semakin sedikit apabila tray nya semakin banyak seperti yang terdapat pada tabel 4.18. Pengaruh jumlah tray terhadap refluks ratio, energi dan laju alir produk gas dapat dilihat pada tabel 4.18.

Tabel 4.18 Pengaruh Jumlah Tray Terhadap Refluks Ratio, Laju Alir Produk dan Konsumsi Energi

No Umpan Tray	Jumlah Tray	Laju Alir Distilate (MMSCFD)	Jumlah Refluks (MMSCFD)	Refluks Ratio	Laju Alir Produk Gas (MMSCFD)	Konsumsi Energi (MMbtu/hr)
4	7	18,79	75,48	4,02	15,37	226,76
	8	18,80	52,22	2,78	15,38	200,83
	9	18,81	38,96	2,07	15,35	194,49
	10	18,84	30,74	1,63	15,35	190,38
	11	18,85	25,32	1,34	15,34	190,03
	12	18,81	21,51	1,14	15,29	187,09
3	7	18,75	53,16	2,84	15,26	211,16
	8	18,73	39,30	2,10	15,25	200,83
	9	18,74	30,86	1,65	15,19	194,49
	10	18,74	25,30	1,35	15,24	190,38
	11	18,78	21,51	1,15	15,26	187,36
	12	18,79	18,76	1,00	15,25	185,28

Pada tabel 4.18 dapat dilihat bahwa semakin banyak tray nya maka semakin kecil konsumsinya. Hal ini disebabkan oleh jumlah refluks yang semakin kecil apabila tray nya semakin banyak sehingga beban reboiler berkurang. Laju alir produk *distillate* semakin meningkat apabila tray nya semakin banyak karena luas kontak antara *vapour* dengan *liquid* semakin banyak. Dari Tabel 4.18, yang memiliki refluks optimum antara 1,25-1,5 adalah pada umpan tray ke-4 dan jumlah tray 11 dengan umpan tray ke-3 dan jumlah tray 10. Jumlah tray 11 dengan umpan tray no ke-4 memiliki laju alir gas produk lebih besar dan konsumsi energi yang lebih kecil sehingga **jumlah tray 11 dengan umpan tray nomor ke-4 dipilih untuk jumlah tray dan nomor umpan paling optimum**

4.3.6 Variasi %MDEA

Pelarut MDEA digunakan untuk untuk mengabsorpsi CO₂ dari gas alam. MDEA dipilih karena mempunyai selisih antara *lean loading* dan *rich liquid loading* paling besar diantara semua jenis pelarut amine seperti pada tabel 4.19.

Tabel 4.19 Pengaruh % MDEA Terhadap Laju Alir Produk Gas

<i>Amines</i>	MEA	DGA	DEA	DIPA	MDEA
<i>Typical Lean Loading, mole/mole</i>	0.05	0.05	0.07	0.05	0.01
<i>Typical Rich Liquid Loading, mole/mole</i>	0.15	0.15	0.15	0.15	0.12

Konsentrasi pelarut amine sangat berpengaruh terhadap Laju alir produk yang dihasilkan. Hal ini dapat dilihat pada tabel 4.20

Tabel 4.20 Pengaruh % MDEA Terhadap Laju Alir Produk Gas

	%MDEA			
	49%	45%	40%	35%
Laju Alir Produk Gas (MMSCFD)	15,34	15,26	15,15	15,01

Dengan meningkatnya % MDEA maka laju alir produk gas semakin meningkat apabila kadar CO₂ sama setiap tekanan yaitu 4.98%. Hal ini diakibatkan semakin banyaknya CO₂ yang akan diabsorpsi apabila % MDEA di lean amine. Jika % MDEA semakin sedikit maka semakin kecil laju alir produk gas yang dihasilkan. Hal ini diakibatkan oleh semakin banyaknya laju alir mol metana/hidrokarbon di aliran *rich amine* dimana hidrokarbon akan semakin banyak larut didalam kandungan air pelarut MDEA.

Pengaruh % MDEA terhadap komposisi komponen keluaran kolom distilasi dapat dilihat di tabel 4.21.

Tabel 4.21 Pengaruh % MDEA Terhadap Komposisi Produk Gas

Komponen	%MDEA			
	49%	45%	40%	35%
Methane	0,9112	0,9111	0,9110	0,9109
Ethane	0,0284	0,0284	0,0284	0,0285
Propane	0,0002	0,0002	0,0002	0,0002
i-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Butane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
i-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Pentane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Hexane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
n-Heptane	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H ₂ S	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Nitrogen	0,0075	0,0075	0,0076	0,0076
CO ₂	0,0498	0,0498	0,0498	0,0498
H ₂ O	0,0029	0,0029	0,0030	0,0031

Pada tabel 4.21 dapat dilihat bahwa perubahan komposisi komponen gas tidak berubah secara berarti dan cenderung sama.

Pengaruh % MDEA terhadap energi yang dikonsumsi dapat dilihat pada tabel 4.22.

Tabel 4.22 Pengaruh % MDEA Terhadap Energi yang Dikonsumsi

Equipment	%MDEA			
	49%	45%	40%	35%
Pretreatment				
Amine System				
Lean Cooler	1,05	1,05	1,05	1,05
Lean Pump	12,24	12,47	12,94	13,58
Condenser Amine	0,08	0,08	0,08	0,08
Reboiler Amine	91,08	91,07	91,07	91,08
Total Konsumsi Energi (MMbtu/hr)	104,45	104,67	105,15	105,79

Pada Tabel 4.22 dapat dilihat semakin besar % MDEA yang digunakan maka semakin kecil energi yang digunakan pada amine package. Hal ini diakibatkan oleh semakin kecilnya laju alir lean amine apabila % MDEA dinaikan dan juga beban reboiler karena laju alir *rich amine* semakin kecil sehingga energi untuk memompakan dan

mendinginkan aliran lean amine semakin kecil. Hal ini mengakibatkan bahwa **49% MDEA akan digunakan sebagai % MDEA lean amine.**

4.4 Perhitungan Laju Alir Produk Gas Per Energi yang Dikonsumsi.

Dari studi yang telah dilakukan, proses modifikasi pemisahan CO₂ kadar tinggi dari gas alam menggunakan kondisi proses yang optimum sebagai berikut:

1. Tekanan *discharge* kompresor: 48,59 bar (690 psig)
2. Suhu: -28 °C (-18,4 °F) dengan kondisi *saturated liquid*
3. Refrigerant: Amonia
4. Jumlah Tray 11 dengan umpan pada tray nomor ke-4
5. % MDEA: 49%.

Dari kondisi diatas, Untuk laju alir gas umpan sebesar 100 MMSCFD, laju alir produk gas yang dihasilkan 15,34 MMSCFD dengan konsumsi energi sebesar 190,03 MMbtu/hr. Untuk basis per hari maka energi yang dikonsumsi adalah: 4.560,64 MMbtu/day sehingga laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi adalah 0,00336 MMSCF per MMbtu atau energi yang dikonsumsi per laju alir produk gas 297,3 MMbtu/MMSCF. Jika diasumsikan harga energi untuk 1 MMSCFD sama dengan 1000 MMbtu/day dan energi untuk pemisahan CO₂ diambil dari laju alir produk gas, maka laju alir produk gas yang diperoleh adalah sebesar $15.340 - 4.560 = 10.780$ MMbtu/day (atau setara dengan laju alir gas alam bersih sebesar 10,780 MMSCFD)

BAB V

KESIMPULAN DAN REKOMENDASI

5.1. Kesimpulan

Dari studi yang telah dilakukan dapat disimpulkan beberapa hal yaitu:

1. Hasil simulasi dengan HYSYS dari proses patent “*Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*” menghasilkan kadar metana yang lebih tinggi dan kadar CO₂ yang lebih rendah (71% mol dan kadar CO₂ 26% mol) dibandingkan dengan proses patent “*Carbon Dioxide Recovery*” (49% mol metana dan kadar CO₂ 46% mol) dan “*Bulk CO₂ Recovery Process*” (17% mol metana dan kadar CO₂ 79% mol)
2. Proses modifikasi dari “*Distillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*” dilakukan dengan mengubah suhu kondenser dari -40 °C (-40 °F) menjadi -54 °C (-65 °F) sehingga terjadi kenaikan kadar metana dari 71.52% menjadi 80.92% sedangkan kadar CO₂ turun dari 26.78% mol menjadi 17.48% mol. Setelah itu, panas keluaran *aftercooler* ditukarkan dengan aliran keluaran kolom distilasi untuk mengurangi beban refrigerant *inlet cooler* dan memasang separator sebelum masuk refrigerasi *inlet cooler* supaya tidak terjadi *icing* akibat kondensasi air. Untuk mengurangi kadar CO₂ dari 17.48% menjadi 4.98%, maka ditambahkan *amine package*.
3. Simulasi terhadap pengaruh variasi laju alir agent, laju alir umpan, tekanan, refrigerant dan % MDEA pada proses modifikasi menghasilkan hal-hal sebagai berikut:
 - a. Pengurangan laju alir agent menambah laju alir produk gas dan menambah konsumsi energi sehingga penambahan agent sebetulnya tidak dibutuhkan.
 - b. Perubahan laju alir umpan proposional terhadap perubahan laju alir gas produk dan konsumsi energi.
 - c. Tekanan 48,59 bar (690 psig) merupakan tekanan yang optimum baik untuk kasus suhu masuk kolom distilasi -40 °C (Kasus 1) maupun untuk kasus suhu masuk kolom distilasi pada *saturated liquid* (Kasus 2). Namun

kasus 2 mempunyai kelebihan yang menghasilkan laju alir produk gas lebih besar dan konsumsi energi yang lebih kecil.

- d. Refrigerant yang digunakan adalah amonia karena konsumsi energinya lebih kecil dari propan, i-butan dan n-butan.
- e. Jumlah tray 11 dengan umpan pada tray nomor ke-4 (refluks ratio 1,34) dan jumlah tray 10 dengan umpan pada tray ke-3 (refluks ratio 1,35) masuk dalam range refluks optimum. Jumlah tray 11 dengan umpan pada tray nomor ke-4 menghasilkan laju alir produk yang lebih besar dan konsumsi energi yang lebih kecil dibandingkan dengan jumlah tray 10 dengan umpan pada tray ke-3 sehingga digunakan sebagai jumlah tray dan umpan nomor tray.
- f. Makin kecil % MDEA, konsumsi energi makin besar dan laju alir produk makin kecil. 49% MDEA digunakan sebagai %MDEA lean amine
- g. Simulasi proses modifikasi menghasilkan proses dengan kondisi optimum sebagai berikut :
 - i. Tekanan *discharge* kompresor: 48,59 bar (690 psig)
 - ii. Suhu masukan kolom distilasi: -28°C ($-18,4^{\circ}\text{F}$) dengan kondisi *saturated liquid*
 - iii. Refrigerant: Amonia
 - iv. Jumlah tray 11 dengan umpan pada tray nomor ke-4
 - v. % MDEA: 49%.

4. Secara keseluruhan, proses modifikasi dengan laju alir umpan 100 MMSCFD menghasilkan laju alir produk gas sebesar 15,34 MMSCFD dan mengkonsumsi energi $190,03 \text{ MMbtu/hr} = 4.560 \text{ MMbtu/day}$. Laju alir produk gas per energi yang dikonsumsi adalah $0,00336 \text{ MMSCF per MMbtu/day}$ atau energi yang dikonsumsi per laju alir produk gas $297,3 \text{ MMbtu/MMSCF}$.

5.1. Rekomendasi

1. Dikarenakan besarnya energi yang dikonsumsi pada *amine system*, maka perlu dilakukan optimasi lebih dalam untuk pengurangan kadar CO_2 keluaran kolom distilasi dengan konsumsi energi yang lebih kecil.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] Carter, Cecil O., Wann, Okla, *Bulk CO₂ Recovery Process*, US Patent 5,061,465, 1991
- [2] O'Brian. John, *Destillative Separation of Methane and Carbon Dioxide*, US Patent 4,451,274, 1984
- [3] Panthermuehl, Leroy A., Katy, *Carbon Dioxide Recovery*, US Patent 4,762,543, 1988
- [4] Holmes, Arthur S., Ryan, James A., *Cryogenic Distillative Separation of Acid Gases from Methane* , US Patent 4,318,723, 1982
- [5] Eakman, James.M., Marshall, Harry A., *Separation of Carbon Dioxide and Other Acid Gas Components from Hydrocarbon Feed* , US Patent 4,149,723864, 1979
- [6] GPSA Book, 11th edition (Electronic), 1998
- [7] Steawart, Maurice.,Arnold, Ken., *Separation Surface Production Operations* , Gulf Publishing Company, 1991
- [8] Ebenezer, Salako Abiodun., *Removal of Carbon Dioxide From Natural Gas For LNG Production, 2005*
- [9] Dortmund, David. and Doshi, Kishore., *Recent Developments in CO₂ Removal Membrane Technology, 1999*
- [10] Baxter, Larry., Baxter, Andrew., Burt, Stephanie., *Cryogenic CO₂ Capture as a Cost Effective CO₂ Capture Process*
- [11] www.bppt.go.id
- [12] www.esdm.go.id
- [13] www.wikipedia.org
- [14] www.fsu.edu
- [14] www.linde.com