



UNIVERSITAS INDONESIA

**SIMULASI, OPTIMASI, DAN KAJIAN EKONOMI PEMURNIAN
SOUR GAS DENGAN ABSORPSI CAMPURAN AMINA PADA
GAS SWEETENING PLANT**

SIDANG TESIS

HARRY PATRIA

09 06 49 60 62

**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS
JAKARTA
APRIL 2011**



UNIVERSITAS INDONESIA

**SIMULASI, OPTIMASI, DAN KAJIAN EKONOMI PEMURNIAN
SOUR GAS DENGAN ABSORPSI CAMPURAN AMINA PADA
GAS SWEETENING PLANT**

SIDANG TESIS

Diajukan sebagai salah satu syarat untuk memperoleh gelar Magister Teknik

HARRY PATRIA

09 06 49 60 62


**FAKULTAS TEKNIK
PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
PROGRAM MAGISTER MANAJEMEN GAS
JAKARTA
APRIL 2011**

HALAMAN PERNYATAAN ORISINALITAS

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

Nama : Harry Patria

NPM : 0906496062

Tanda Tangan :  .

Tanggal : April 2011

HALAMAN PENGESAHAN

Seminar Tesis ini diajukan oleh :

Nama : Harry Patria

NPM : 0906496062


Program Studi : Teknik Kimia bidang kekhususan Manajemen Gas

Judul Tesis : Simulasi, Optimasi, dan Kajian Ekonomi Pemurnian Sour Gas dengan Absorpsi Campuran Amina pada Gas Sweetening Plant

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

DEWAN PENGUJI

Pembimbing 1 : **Prof. Dr. Ir. Slamet, MT**

()

Pembimbing 2 : **Prof. Ir. Sutrasno K., M.Sc., PhD**

()


Penguji 1 : **Ir. Dijan Supramono, M.Sc**

()

Penguji 2 : **Ir. Mahmud Sudibandriyo, M.Sc., PhD**

()

Penguji 3 : **Ir. Abdul Wahid, MT**

()

Ditetapkan di : Jakarta

Tanggal : April 2011

KATA PENGANTAR

Puji syukur kepada Allah SWT, karena atas berkat rahmat-Nya, tesis ini dapat diselesaikan. 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 dari masa perkuliahan hingga penyusunan tesis ini, telah banyak pihak yang membantu sehingga semua proses dapat berjalan dengan baik. Oleh karena itu, saya mengucapkan terimakasih dengan tulus kepada:

1. Bapak Prof. Dr. Ir. Slamet, MT dan Bapak Ir. Sutrasno Kartohardjono, PhD selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu, tenaga dan pikiran untuk mengarahkan saya dalam penyusunan tesis ini.
2. Seluruh staf pengajar Pasca Sarjana Magister Manajemen Gas Universitas Indonesia
3. Keluarga tercinta yang telah membantu dengan doa yang tulus.
4. Teman-teman Magister Manajemen Gas atas kerjasama dalam menyelesaikan tugas dan tesis

Penulis menyadari akan keterbatasan kemampuan dan wawasan dalam penyusunan tesis ini sehingga segala kritik dan saran yang bermanfaat diharapkan dapat memperbaiki penelitian ini di masa mendatang.

Akhir kata, Saya berharap Allah SWT berkenan membalas segala kebaikan semua pihak yang telah membantu. Semoga tesis ini membawa manfaat untuk perkembangan teknologi pengolahan gas khususnya di Indonesia.

Jakarta, April 2011



Harry Patria

HALAMAN PERNYATAAN PERSETUJUAN PUBLIKASI TUGAS AKHIR UNTUK KEPENTINGAN AKADEMIS

Sebagai civitas akademik Universitas Indonesia, saya yang bertanda tangan dibawah ini :

Nama : Harry Patria
NPM : 0906496062
Program Studi : Manajemen Gas
Departemen : Teknik Kimia
Fakultas : Teknik
Jenis Karya : Tesis

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

**“SIMULASI, OPTIMASI, DAN KAJIAN EKONOMI PEMURNIAN SOUR
GAS DENGAN ABSORPSI CAMPURAN AMINA PADA GAS SWEETENING
PLANT”**

Beserta perangkat yang ada (jika diperlukan). Dengan Hak Bebas Royalti Non eksklusif ini Universitas Indonesia berhak menyimpan, mengalih media/ formatkan, mengelola dalam bentuk pangkalan data (database), merawat dan mempublikasikan 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 : April 2011

Yang menyatakan



(Harry Patria)

ABSTRAK

Nama : Harry Patria
Program Studi : Teknik Kimia bidang kekhususan Manajemen Gas
Judul : SIMULASI, OPTIMASI, DAN KAJIAN EKONOMI
PEMURNIAN SOUR GAS DENGAN ABSORPSI CAMPURAN
AMINA PADA GAS SWEETENING PLANT

Tesis ini mendiskusikan simulasi dan optimisasi dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA untuk mengatasi kelemahan MDEA pada pemurnian *sour gas* dari CO₂ dan H₂S pada tekanan rendah. Pengaruh jenis amina, komposisi amina, dan tekanan absorber dievaluasi terhadap pemisahan CO₂ dan H₂S, konsumsi energi, *amines loading*, *amine losses*, *water losses*, serta laju korosi. Pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt total amina mampu memurnikan *sour gas* yang mengandung 5 % CO₂ dan 1 % H₂S serta 10 % CO₂ dan 1 % H₂S untuk memenuhi spesifikasi umpan gas LNG. Simulasi dan optimisasi menunjukkan bahwa campuran amina yang terdiri dari 5 % wt DEA dengan 30 % MDEA dalam pelarut air memberikan hasil yang paling optimal terhadap pemurnian *sour gas*. Campuran tersebut mampu mengurangi laju sirkulasi amina sebanyak 10% serta mengatasi fluktuasi kenaikan CO₂ dalam *sour gas* dari 5 % CO₂ hingga 6 % CO₂ pada laju sirkulasi 170 USGPM.

Kata kunci: *Sour Gas*, Alkanolamina, *Gas Sweetening Plant*, *Simulation*, *MEA*, *MDEA*, *DEA*, *CO₂*, dan *H₂S*

ABSTRACT

Name : Harry Patria

Study Program: Chemical Engineering Sub Major Gas Management

Title : SIMULATION, OPTIMIZATION, AND ECONOMIC
EVALUATION OF SOUR GAS SEPARATION USING
MIXTURED AMINES SOLUTION IN GAS SWEETENING
PLANT

This thesis discusses the simulation and optimization of the addition of DEA or MEA to an MDEA to improve the MDEA's performance on sour gas separation from CO₂ and H₂S at lower pressure. The effect of amines, its composition, and pressure are evaluated to CO₂ and H₂S separation, energy consumption, amines loading, amines losses, water losses, and corrosion rate. The addition 0 – 5 % wt DEA or MEA to an MDEA at 35 % wt total amines basis able to separate sour gas that contained 5 % CO₂ & 1 % H₂S and 10 % CO₂ & 1 % H₂S to meet residual gas requirements as LNG's feed. The simulation and optimization show that the addition of 5 % wt DEA to MDEA at 35 % wt total amines basis in water solvent has an optimal result on sour gas sweetening. The mixture amines can reduce the circulation rate of 10 % and able to handle the CO₂ fluctuation from 5 % up to 6 % CO₂ in sour gas at the circulation rate of 170 USGPM.

Keywords: Sour Gas, Alkanolamines, Gas Sweetening Plant, Simulation, MEA, MDEA, DEA, CO₂, dan H₂S



DAFTAR ISI

DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	xi
BAB 1 PENDAHULUAN.....	1
1.1 Latar Belakang.....	1
1.2 Rumusan Penelitian	3
1.3 Tujuan Penelitian.....	4
1.4 Ruang Lingkup	4
1.5 Sistematika Penulisan	5
BAB 2 DASAR TEORI	6
2.1 Alkanolamina	6
2.1.1 Sifat Kimia dan Fisika Alkanolamina.....	6
2.1.2 Kemampuan Absorpsi Alkanolamina pada <i>Gas Sweetening Plant</i>	8
2.2 Proses Pemurnian Gas dengan Alkanolamina.....	11
2.3 Proses Pemurnian Gas dengan Campuran Alkanolamina.....	18
2.3.1 Proses Campuran Amina/Hibrid untuk Pemurnian Gas Alam.....	18
2.3.2 Proses Komersial Sulfinol (Campuran Solven Fisik-Kimia)	19
2.3.3 Rich Amine Loading (RAL) dan Lean Amine Loading (LAL).....	22
2.3.4 Proses Komersial Hibrid Campuran Alkanolamina.....	23
2.4 Proses Regenerasi pada Gas Sweetening Plant	25
2.4.1 Diskripsi Proses Regenerasi Amina	25
2.4.2 Temperatur Regenerasi	28
2.5 Proses Pemurnian Sour Gas dari CO ₂ dan H ₂ S	30
2.5.1 Proses Pemilihan Gas Sweetening.....	30
2.5.2 Proses Pemilihan Campuran Alkanolamina.....	33

2.5.3	Perbandingan Ekonomi Pengoperasian Gas Sweetening Process.....	34
2.6	Pengaruh dari Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Amine Losses.....	38
2.7	Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA terhadap Foaming.....	42
BAB 3	METODE PENELITIAN.....	45
3.1	Metode Penelitian.....	45
3.2	Simulasi.....	46
3.3	Optimasi dan Kajian Ekonomi pada Gas Sweetening Plant.....	49
3.4	Variasi Penelitian.....	51
3.5	Analisis Data.....	52
BAB 4	HASIL DAN PEMBAHASAN.....	53
4.1	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA terhadap Absorpsi CO ₂ dan H ₂ S.....	55
4.1.1	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA dan Tekanan terhadap Absorpsi 5 % CO ₂ dan 1 % H ₂ S pada Kasus 1.....	55
4.1.2	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA dan Tekanan terhadap Absorpsi 10 % CO ₂ dan 1 % H ₂ S pada Kasus 2.....	58
4.1.3	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA terhadap Acid Gas Loading Campuran pada Kasus 1 dan Kasus 2.....	62
4.2	Karakteristik Konsumsi Energi pada Pencampuran Amina.....	65
4.3	Karakteristik Amine Losses dan Water Losses.....	66
4.3.1	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Laju Kehilangan Amina.....	66
4.3.2	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Water Losses dan Makeup Water.....	70
4.4	Pengaruh dari Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Heating Value.....	73

4.5	Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA pada Pengurangan Laju Sirkulasi.....	74
4.6	Evaluasi Ekonomi dari Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA.....	77
4.7	Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA terhadap korosifitas material pada Gas Sweetening Plant.....	79
4.8	Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Foaming.....	80
BAB 5	KESIMPULAN DAN SARAN.....	84
5.1	Kesimpulan.....	84
5.2	Saran.....	85
DAFTAR PUSTAKA	86



DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1 Struktur molekul amina primer <i>Monoethanolamine</i> (MEA) dan <i>Diglycolamine agent</i> (DGA)	7
Gambar 2.2 Struktur molekul amina sekunder <i>Diethanolamine</i> (DEA) dan <i>Diisopropanilamine</i> (DIPA).....	7
Gambar 2.3 Struktur molekul amina tersier <i>Triethanolamine</i> (TEA) dan <i>Methyldiethanolamine</i> (MDEA)	8
Gambar 2.4 Skema absorpsi yang diikuti dengan difusi dan reaksi (Weiland dkk., 2004).	9
Gambar 2.5 Laju absorpsi dari komponen “i” di dalam cairan (Weiland dkk., 2004). 9	
Gambar 2.6 Diagram alir proses MEA	12
Gambar 2.7 Diagram alir proses MEA (Sehgal, 2009).....	15
Gambar 2.8 Diagram alir proses MDEA.....	17
Gambar 2.9 Diagram alir proses Sulfinol – D (Arnold K, 1989)	20
Gambar 2.10 Efek campuran amina (MDEA-MEA) pada pengolahan gas kotor dengan kandungan 5% CO ₂ dan 0.1 % H ₂ S (Silva I, 1992).....	24
Gambar 2.11 Efek pencampuran amina (MDEA-DEA) pada pengolahan gas kotor dengan kandungan 10% CO ₂ dan 1% H ₂ S (Steven M, 2003).....	24
Gambar 2.12 Efek perbedaan komposisi campuran amina terhadap absorpsi CO ₂ di dalam kolom absorber.....	25
Gambar 2.13 Efek perbedaan komposisi campuran amina terhadap absorpsi H ₂ S di dalam kolom absorber.....	25
Gambar 2.14 Diagram alir proses Amine Regeneration Plant (Mcdermott J, 1998) .	26
Gambar 2.15 Efek pencampuran amina dengan berbagai komposisi terhadap fraksi CO ₂ dalam kolom regenerasi (Sohbi dkk, 2007).....	27
Gambar 2.16 Efek pencampuran amina dengan berbagai komposisi terhadap fraksi H ₂ S dalam kolom regenerasi (Sohbi, dkk 2007)	28
Gambar 2.17 Profil temperatur siklus regenerasi pada kolom regenerator.....	28
Gambar 2.18 Pengaruh laju sirkulasi terhadap temperatur reboiler untuk berbagai komposisi campuran amina (Sohbi, 2007).....	29
Gambar 2.19 Pengaruh laju sirkulasi terhadap kehilangan air untuk berbagai komposisi amina	30

Gambar 2.20 Karakteristik penyerapan CO ₂ dari berbagai solven.....	32
Gambar 2.21 Panduan dalam pemilihan proses pemurnian gas (Sehgal, 2009)	33
Gambar 2.22 DEA vaporization losses (Lanning, 1994)	40
Gambar 2.23 MDEA vaporization losses (Lanning, 1994).....	40
Gambar 2.24 MEA vaporization losses (Lanning, 1994)	41
Gambar 3.1 Bagan alir proses penelitian	46
Gambar 3.2 Diagram alir proses simulasi	47
Gambar 4.1 Diagram alir proses absorpsi CO ₂ dan H ₂ S dari <i>sour gas</i> yang digunakan pada simulasi.	54
Gambar 4.2 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO ₂ <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.....	55
Gambar 4.3 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO ₂ <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.....	55
Gambar 4.4 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H ₂ S <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.....	57
Gambar 4.5 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H ₂ S <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.....	57
Gambar 4.6 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO ₂ <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.....	59
Gambar 4.7 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO ₂ <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.....	59
Gambar 4.8 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H ₂ S <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.....	60

Gambar 4.9 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H ₂ S <i>sweet gas</i> dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.....	60
Gambar 4.10 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>rich loading</i>	62
Gambar 4.11 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>lean loading</i>	62
Gambar 4.12 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>rich loading</i>	63
Gambar 4.13 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>lean loading</i>	63
Gambar 4.14 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap konsumsi energi reboiler dan pompa pada kasus 1.....	65
Gambar 4.15 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap konsumsi energi reboiler dan pompa pada kasus 2.....	65
Gambar 4.16 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 1.....	67
Gambar 4.17 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 1.....	67
Gambar 4.18 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 2.....	68
Gambar 4.19 Pengaruh Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 2.....	68
Gambar 4.20 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>water losses</i> pada kasus 1.....	70

Gambar 4.21 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 2.....	70
Gambar 4.22 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>makeup water</i> pada kasus 1.....	72
Gambar 4.23 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>makeup water</i> pada kasus 2.....	72
Gambar 4.24 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>heating value</i> pada kasus 1.....	73
Gambar 4.25 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap <i>heating value</i> pada kasus 2.....	73
Gambar 4.26 Total acid gas (CO ₂ dan H ₂ S) dalam sweet gas untuk tiap komposisi dan laju sirkulasi.....	75
Gambar 4.27 Komposisi <i>acid gas</i> dari hasil simulasi dengan 5 % CO ₂ dan 6 % CO ₂ pada laju sirkulasi 170 USGPM.....	76
Gambar 4.28 Perbandingan laju korosi solven amina (Hydrocarbon Processing, 1993).....	79
Gambar 4.29 Perbandingan laju korosi dari sistem amina tunggal pada konsentrasi 3 kmol/m ³ , 80 °C, dan CO ₂ jenuh (Chakma dkk., 1999).....	80
Gambar 4.30 Tegangan permukaan dari berbagai larutan amina komersial pada suhu kamar (Pauley dkk., 1998).....	81
Gambar 4.31 Kecenderungan <i>foaming</i> dan kestabilannya dari berbagai larutan amina komersial pada suhu kamar (Pauley dkk., 1998).....	82
Gambar 4.32 Kecenderungan <i>foaming</i> akibat kontaminan dalam larutan amina komersial pada suhu kamar (Pauley dkk., 1998).....	82

DAFTAR TABEL

Tabel 2.1 Komposisi dari berbagai alkanolamina (Maddox, 1998)	6
Tabel 2.2 Konstanta laju reaksi amina terhadap absorpsi CO ₂ (Maddox, 1998)	10
Tabel 2.3 Spesifikasi produk gas industri (Seagraves dkk., 2009).....	11
Tabel 2.4 Variabel-variable MEA	13
Tabel 2.5 Variabel-variabel DEA	15
Tabel 2.6 Variabel-variabel MDEA.....	18
Tabel 2.7 Variabel-variabel Sulfinol-D	21
Tabel 2.8 Perbandingan berbagai amina (Polasek, 1984).....	34
Tabel 2.9 Perbandingan biaya operasi berbagai solven (William, 2002)	35
Tabel 2.10 Perbandingan biaya modal berbagai solven.....	36
Tabel 2.11 Komponen yang mempengaruhi biaya modal dan operasional	36
Tabel 2.12 Data-data biaya operasional dan modal solven kimia dan hibrid.....	36
Tabel 2.13 Data-data biaya operasional dan modal solven fisik	37
Tabel 2.14 Perbandingan data-data biaya operasional dan modal berbagai solven ...	38
Tabel 2.15 Sumber dan pengaruh <i>foaming</i> pada sistem alkanolamina.....	44
Tabel 4.1 Perbandingan harga solven MDEA, MEA, dan DEA (Sehgal, 2009)	74
Tabel 4.2. Hasil perhitungan biaya modal dan operasional.	78

BAB 1 PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Berdasarkan laporan dari International Energy Agency (IEA), gas alam memiliki dampak yang sangat besar terhadap suplai energi dunia. Gas alam merupakan energi fosil yang diklasifikasikan menjadi 2 yaitu gas alam kotor (*sour*) dan gas alam murni (*sweet*). Gas alam kotor selain terdiri dari H₂S dan CO₂ memiliki sejumlah pengotor lain seperti mercaptan, senyawa karbon sulfit, karbon monoksida, dan sejumlah pengotor lain.

Pemanfaatan dan transportasi gas alam harus dilaksanakan secara efisien dan berkelanjutan. Jarak antara sumber gas dan para pemakai menjadi sebuah tantangan dalam pemanfaatan dan transportasi gas alam. Pemanfaatan dan transportasi gas alam membutuhkan biaya mahal mengingat densitas energi gas sangat rendah per unit volumenya. *Pipeline* menjadi metode transportasi gas yang sangat populer untuk jarak sumber dan pemakai kurang dari 3.000 km. Pada jarak yang lebih jauh dari 3.000 km, *Liquefied Natural Gas* (LNG), *Gas to liquid* (GTL), *Gas to Chemical* (GTC) menjadi pilihan yang layak.

Proses pencairan gas alam pada LNG plant merupakan rangkaian proses untuk mendinginkan gas hingga suhu -161 °C dan pada tekanan rendah atmosferik. Pada konsisi ini, CO₂ bisa menyebabkan berbagai permasalahan diantaranya pembekuan pada permukaan keluaran *exchanger*, *plugging lines*, hingga mengurangi efisiensi proses. Gas pengotor CO₂ juga menyebabkan korosi bersama air serta menurunkan nilai kalori gas (*heating value*). Adapun gas pengotor H₂S harus dihilangkan dengan pertimbangan kesehatan dan keselamatan kerja dimana threshold limit value (TLV) untuk paparan dari H₂S adalah 10 ppm. Pada konsentrasi di bawah 4,6 ppm, H₂S dapat ditandai dengan bau menyengat sedangkan pada konsentrasi lebih dari 200 ppm indra penciuman mengalami kelelahan. Kemudian pada konsentrasi 500 ppm, gas tersebut bisa menimbulkan masalah pernapasan dan kematian dalam beberapa menit. Pada konsentrasi 1.000 ppm, gas tersebut bisa menyebabkan kematian secara langsung. Oleh karena itu, CO₂ dan H₂S perlu

dipisahkan dari gas alam untuk memenuhi spesifikasi gas jual LNG, mencegah korosi dari peralatan, keselamatan, dan keselamatan kerja.

Proses pemurnian gas alam dari H_2S dan CO_2 telah dikenal secara komersil sebagai *gas sweetening process*. Pada awalnya, proses pemurnian dilangsungkan dengan menggunakan solven fisika seperti *Rectisol[®] process*, *Selexol[®] process*, *Iron Sponge process*, *Molecular sieve process*, *LO-CAT process*, penggunaan solven *Porisol[®]*, dan solven *FLUOR*. Namun, Solven fisika memiliki kelemahan dibandingkan solven kimia. Solven kimia lebih diminati karena lebih efisiensi, konsumsi energi lebih rendah sehingga membutuhkan biaya modal dan operasi relatif lebih rendah serta mampu diregenerasi. Salah satu contoh solven kimia yang banyak digunakan adalah *alkanolamines*.

Alkanolamines yang sering digunakan secara garis besar meliputi 3 jenis yaitu amina primer, amina sekunder, dan amina tersier. Amina primer yang langsung bereaksi dengan H_2S , CO_2 , dan COS (*carbonyl sulfide*) yaitu *Monoethanolamine* (MEA) dan *Diglycolamine* (DGA). Amino sekunder yang langsung bereaksi dengan H_2S , CO_2 , dan COS yaitu *Diethanolamine* (DEA) dan *Diisopropanolamine* (DIPA). Sedangkan Amino tersier yang bereaksi langsung dengan H_2S , bereaksi tidak langsung dengan CO_2 , dan sedikit bereaksi dengan COS yaitu *Triethanolamine* (TEA) dan *Methyldiethanolamine* (MDEA).

Ada beberapa parameter yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan jenis solven *alkanolamines* diantaranya yaitu konsentrasi larutan, *acid gas loading*, korosifitas, degradasi termal/ kimia, panas reaksi, dan tekanan uap. Selain parameter teknis, pengambilan keputusan pada pemilihan material juga mempertimbangkan aspek ekonomis meliputi biaya modal dan operasional. Berdasarkan parameter tersebut, MDEA menjadi pilihan primadona karena konsentrasi tinggi, *acid gas loading* tinggi, korosi rendah, sulit terdegradasi secara termal maupun kimia, konsumsi energi rendah, dan tekanan uap rendah. Namun harga MDEA sangat mahal dibandingkan amina yang lain. MDEA banyak digunakan untuk penghilangan CO_2 berkonsentrasi tinggi namun laju reaksi CO_2 -MDEA relatif lebih lambat. Pencampuran alkanolamina (MEA dan DEA) ke dalam MDEA menjadi terobosan baru untuk meningkatkan unjuk kerja MDEA khususnya pada laju reaksi CO_2 -MDEA dan memungkinkan untuk menekan biaya modal dan operasional. Kombinasi

karakteristik solven *alkanolamines* mampu meningkatkan unjuk kerja yang lebih baik dan saat ini telah dikembangkan secara komersil sebagai teknologi hibrid seperti Sulfinol-D.

Ebenezer dkk. (2005) merekomendasikan hibrid/campuran solven amina dan fisika. Solven hibrid menjadi diminati karena konsumsi energi lebih rendah, kapasitas besar, dan kestabilan sempurna contoh komersial yaitu Sulfinol[®] Process. Sulfinol[®] Process terdiri dari campuran amina-amina dengan solven fisika contoh sulfolane (C₄H₈O₂S) dalam air dengan larutan DIPA atau MDEA. Sehgal (2009) melaporkan bahwa solven hibrid memiliki biaya operasional baik *direct* maupun *indirect operating cost* paling rendah dibandingkan dengan solven fisika dan kimia. Hal ini membuka jalan baru untuk mengembangkan proses-proses hibrid yang lain salah satunya dengan mencampurkan berbagai amina seperti campuran amina DEA-MDEA dan MEA-MDEA. Solven hibrid campuran amina menarik diinvestigasi karena adanya kemungkinan untuk mengkombinasikan keuntungan masing-masing solven untuk menutupi kekurangannya. Harapan dari penelitian ini yaitu untuk menemukan kombinasi optimal solven amina dan komposisinya yang memungkinkan untuk meningkatkan efisiensi pemisahan H₂S dan CO₂ dengan membutuhkan energi lebih rendah, efektivitas regenerasi, rentan terhadap korosi, dan biaya lebih ekonomis.

1.2 Rumusan Penelitian

Aplikasi MDEA pada pemurnian gas alam telah banyak dikembangkan karena keuntungannya diantaranya konsentrasi tinggi, *acid gas loading* tinggi, korosi rendah, sulit terdegradasi secara termal maupun kimia, konsumsi energi rendah, dan tekanan uap rendah. MDEA banyak digunakan untuk penghilangan CO₂ berkonsentrasi tinggi namun laju reaksi CO₂-MDEA relatif lebih lambat. Pencampuran alkanolamina (MEA dan DEA) ke dalam MDEA menjadi terobosan baru untuk meningkatkan unjuk kerja MDEA khususnya pada laju reaksi CO₂-MDEA tersebut.

Berbagai penelitian telah dilakukan untuk menginvestigasi jenis dan komposisi campuran MEA-MDEA dan DEA-MDEA yang optimal dalam pemisahan *sour gas*. Namun, Penelitian yang telah dilakukan masih pada tahap

analisis teknikal dan memfokuskan kajian pada kolom absorber. Di lain pihak, unjuk kerja kolom regenerator mempengaruhi terhadap efisiensi penggunaan amina/*amine losses*, harga amina, serta biaya energi pada reboiler dan pompa. Oleh karena itu, Penelitian ini diarahkan untuk meninvestigasi jenis dan komposisi campuran alkanolamina tersebut yang optimal secara teknikal dan ekonomi dalam hal ini berkaitan dengan biaya modal dan operasional baik pada kolom absorber maupun pada kolom regenerator. Biaya modal dianalisis dari laju sirkulasi solven yang digunakan terhadap harga solven sedangkan biaya operasional ditentukan dari biaya energi untuk kebutuhan reboiler dan pompa.

Oleh karena itu, pengaruh variasi kombinasi dan komposisi campuran MEA-MDEA dan DEA-MDEA perlu dianalisis untuk mengetahui efeknya terhadap unjuk kerja pemisahan H₂S dan CO₂, konsumsi energi, efektivitas regenerasi, pertimbangan desain, hingga biaya modal dan operasionalnya.

1.3 Tujuan Penelitian

Berdasarkan latar belakang dan permasalahan yang telah disampaikan, Paper ini bertujuan untuk menginvestigasi pengaruh dari pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam solven MDEA pada basis 35 % wt dalam pelarut air terhadap pemurnian *sour gas* dari H₂S dan CO₂. Penelitian ini diharapkan mampu mengoptimalkan unjuk kerja *Gas Sweetening Plant* baik secara teknikal dalam hal pemisahan CO₂ dan H₂S dari *sour gas* maupun ekonomis secara modal dan operasional.

1.4 Ruang Lingkup

Batasan-batasan masalah dalam penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Gas yang digunakan adalah *Sour Gas* dengan komposisi bervariasi dari 5 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S pada kasus 1 dan 10 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S pada kasus 2 dengan tekanan gas umpan bervariasi 400 dan 800 psia.
2. Solven yang digunakan adalah Monodietanolamina (MDEA) dengan penambahan amina Dietanolamina (DEA) atau Monoetanolamina (MEA) sejumlah 0 – 5 % wt dari total amina 35 % wt dalam pelarut air.
3. Parameter yang diuji meliputi jenis dan komposisi campuran amina serta

- tekanan operasi absorber.
4. Pengolahan *sour gas* bertujuan untuk memenuhi spesifikasi *feed gas* pada liquefied natural gas (LNG) dengan komposisi CO₂ dan H₂S masing-masing tidak melebihi 50 ppmv dan 4 ppmv.
 5. Evaluasi ekonomi dilakukan dengan menganalisis dampak pencampuran terhadap laju sirkulasi, konsumsi energi, *amines losses*, dan *water losses*. Evaluasi ekonomi tidak melibatkan biaya investasi karena penelitian ini merupakan optimasi dari *existing plant*.

1.5 Sistematika Penulisan

Penulisan tesis ini dibagi ke dalam beberapa bab dan sub bab dengan perincian lengkap seperti pada daftar isi. Secara ringkas dapat disebutkan bagian dari bab tersebut sebagai berikut :

BAB 1 merupakan bab pendahuluan yang berisikan latar belakang, perumusan masalah, tujuan penulisan, batasan masalah, dan sistematika penulisan.

BAB 2 merupakan bab landasan teori yang membahas tentang teori yang berkaitan dengan analisis solven, proses pemisahan, parameter-parameter proses, dan perbandingan biaya modal dan operasional.

BAB 3 merupakan bab metode penelitian yang berisi pembahasan mengenai perancangan dan prosedur penelitian, variasi data, analisis data, dan jadwal penelitian.

BAB 4 merupakan bab simulai program dan hasil optimasi dari suatu contoh variasi-variasi yang telah ditentukan pada ruang lingkup.

BAB 5 merupakan bab kesimpulan dan saran dari hasil penulisan secara keseluruhan. Dalam lembaran akhir dicantumkan lampiran-lampiran lain yang menunjang isi bab-bab sebelumnya.

BAB 2 DASAR TEORI

2.1 Alkanolamina

2.1.1 Sifat Kimia dan Fisika Alkanolamina

Alkanolamina adalah senyawa kimia dengan gugus hidroksi (-OH) dan gugus amino (-NH₂, -NHR, dan -NR₂) pada rantai alkana. Alkanolamina adalah pelarut preferensial yang digunakan oleh kilang minyak dan pabrik gas alam. Berbagai jenis alkanolamina telah digunakan meliputi *Monoethanolamine* (MEA), *Diethanolamine* (DEA), *Diglycolamine* (DGA), *Diisopropanolamine* (DIPA), dan *Methyldiethanolamine* (MDEA). Prefiks 'mono', 'di' dan 'tri' menyatakan derajat substitusi radikal pada gugus amino Nitrogen. Perbedaan konsentrasinya dapat dilihat pada tabel 2.1.

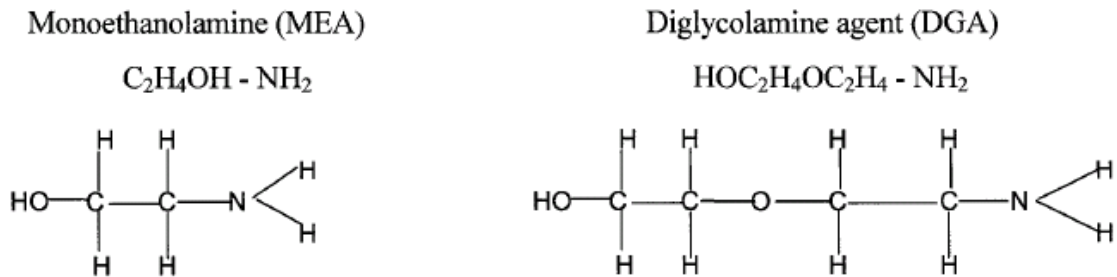
Tabel 2.1 Komposisi dari berbagai alkanolamina (Maddox, 1998)

Alkanolamina	Wt%	Larutan sp.gr @60 °F	MW, kg/kmol Lb/lbmol	Mol.Fr. Amine	Kg/m ³	Kmol/m ³	Lb amine	Lb mol amine
							US gal Larutan	100 US gal Larutan
MEA	15	1008	61,08	0,047	141,2	2,48	1,26	2,06
DEA	35	1004	105,14	0,084	366	3,48	3,50	2,90
DGA	60	1062	105,14	0,204	652	6,20	5,43	5,16
MDEA	50	1048	119,17	0,131	524	4,40	4,37	3,67

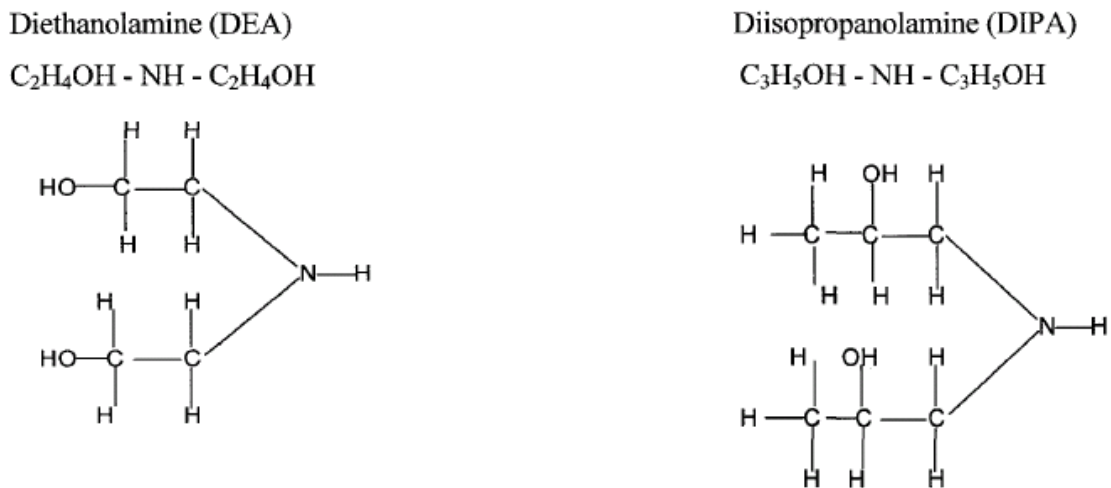
Kriebel dkk. (1998) menyarankan bahwa *ethanolamines* lebih stabil secara kimia, bersih, dan cairan tanpa warna. *Alkanolamines* stabil secara kimia, dan dapat dipanaskan hingga ke titik didih saat dekomposisi, kecuali *triethanolamine* yang cukup reaktif secara kimia dan dapat terdekomposisi di bawah *boiling point* 680 °F.

Berdasarkan gugus alkanol yang terikat dengan atom nitrogen, alkanolamina diklasifikasikan menjadi amina primer, sekunder, dan tersier. Maddox dkk. (1998) melaporkan bahwa masing-masing alkanolamina memiliki setidaknya satu gugus hidroksil dan satu gugus amino. Gugus hidroksil mengurangi tekanan uap dan

meningkatkan kelarutan di dalam air dimana gugus amino meningkatkan alkalinitas dalam larutan air untuk bereaksi dengan gas asam. Amina primer dan sekunder memiliki ikatan atom nitrogen dengan atom hidrogen yang masih dapat disubstitusi oleh gugus hidroksil, sedangkan atom Nitrogen pada amina tersier tidak berikatan dengan atom hidrogen.

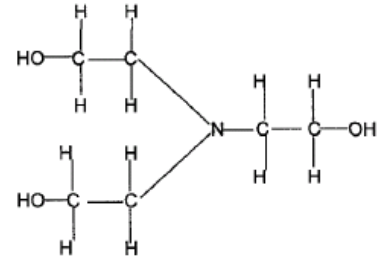
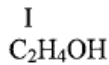


Gambar 2.1 Struktur molekul amina primer *Monoethanolamine* (MEA) dan *Diglycolamine agent* (DGA)

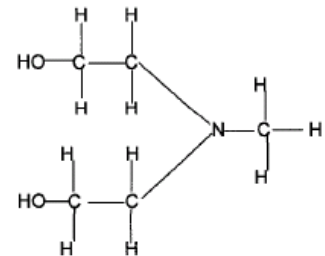


Gambar 2.2 Struktur molekul amina sekunder *Diethanolamine* (DEA) dan *Diisopropanilamine* (DIPA)

Triethanolamine (TEA)



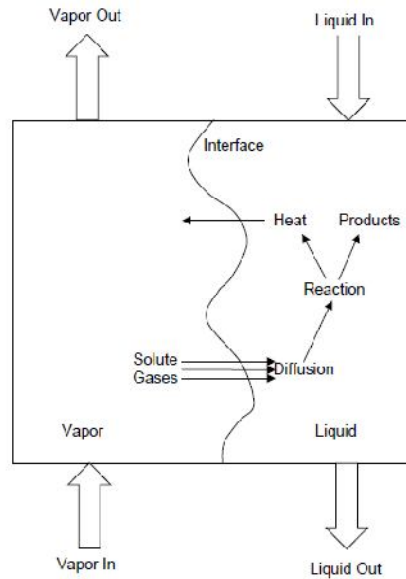
Methyldiethanolamine (MDEA)



Gambar 2.3 Struktur molekul amina tersier Triethanolamine (TEA) dan Methyldiethanolamine (MDEA)

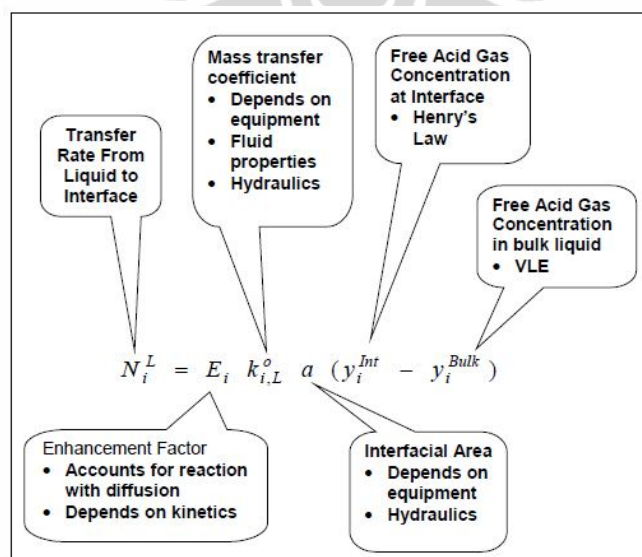
2.1.2 Kemampuan Absorpsi Alkanolamina pada Gas Sweetening Plant

Proses absorpsi pada gas *sweetening plant* meliputi pemisahan gas asam dan komponen-komponen yang lain dari fasa gas melalui transportasi ke dalam fasa cair. Gambar 2.4 merupakan deskripsi fasa uap dan cairan di dalam kolom kontaktor. Lapisan gas-cair memisahkan fasa-fasa tersebut. Gas yang terabsorpsi ke dalam cairan pada lapisan, kemudian didifusikan melintasi lapisan layar dari cairan (*diffusion layer*). Ketika gas asam terdifusi maka gas akan bereaksi dengan komponen amina di dalam larutan. Reaksi tersebut akan menghasilkan panas dan produk reaksi seperti karbamat dan karbonat. Produk reaksi tersebut didifusikan ke dalam *bulk liquid* sementara panas reaksi digunakan untuk memanaskan cairan dan ditransfer ke dalam fasa uap.



Gambar 2.4 Skema absorpsi yang diikuti dengan difusi dan reaksi (Weiland dkk., 2004).

Model perpindahan massa dan panas diilustrasikan seperti dalam gambar 2.5. Laju perpindahan dari komponen gas asam menuju fasa uap melalui interface tidak hanya bergantung pada koefisien difusi (E_i) dan *driving force*, tetapi juga bergantung pada bentuk dari fasa uap dan fasa gas seperti *vapor hydraulics*. *Phase hydraulics* merupakan spesifikasi dari peralatan. Proses absorpsi pada gas *sweetening plant* meliputi pemisahan gas asam dan komponen-komponen yang lain dari fasa gas melalui transportasi ke dalam fasa cair. Gambar 2.4 merupakan deskripsi fasa uap dan cairan di dalam kolom kontaktor. Lapisan gas-cair berfungsi untuk memisahkan fasa-fasa tersebut.



Gambar 2.5 Laju absorpsi dari komponen “i” di dalam cairan (Weiland dkk., 2004).

Kriebel dkk (1998) melaporkan bahwa amina primer memiliki kemampuan absorpsi yang lebih kuat dibandingkan amina sekunder, dimana amina sekunder lebih kuat dibandingkan amina tersier.

Chakma (1999) melaporkan bahwa reaksi absorpsi amina terhadap CO₂ dan H₂S berlangsung sebagai berikut.



Reaksi antara H₂S dan amina merupakan reaksi pemindahan proton sederhana. Konstanta reaksi k₁, yang menunjukkan laju reaksi berlangsung sangat cepat. Sebagai hasilnya, reaksi dapat dianggap sebagai reaksi yang spontan. Sedangkan reaksi antara CO₂ dan amina merupakan reaksi yang kompleks dengan melalui serangkaian reaksi. Persamaan reaksi (2) merupakan bentuk yang sederhana dari reaksi keseluruhan. Konstanta laju reaksi k₁'' tidak setinggi k₁. Sebagai hasilnya, ketika solven amina bereaksi, H₂S akan diabsorpsi lebih cepat dibandingkan CO₂. Hal ini menunjukkan selektifitas amina lebih baik terhadap H₂S dibandingkan CO₂. Konstanta laju reaksi k₁'' yang rendah akan memberikan selektifitas yang lebih baik.

Tabel 2.2 Konstanta laju reaksi amina terhadap absorpsi CO₂ (Maddox, 1998)

Amina	k ₁ '' (L mol ⁻¹ s ⁻¹)
MEA	7.600
DEA	1.500
TEA	16.8
MDEA	5.4

MDEA memiliki konstanta laju reaksi terhadap absorpsi CO₂ yang paling rendah sehingga MDEA menjadi solven amina yang sangat selektif untuk menghilangkan H₂S dimana terdapat CO₂. Selain itu, laju reaksi MDEA terhadap absorpsi CO₂ berlangsung sangat lambat dibandingkan amina yang lain. Hal ini dapat

diperbaiki dengan mencampurkan amina yang lebih reaktif seperti amina primer MEA dan amina sekunder DEA.

2.2 Proses Pemurnian Gas dengan Alkanolamina

Pengolahan gas alam bertujuan untuk menghilangkan CO₂ dan senyawa sulfur (H₂S, mercaptans, carbonylsulfides, dan lain-lain) dari aliran gas. Pengolahan gas bertujuan untuk memenuhi spesifikasi gas jual, menghemat energi dari downstream, dan persyaratan lingkungan. Spesifikasi dari beberapa produk gas industri dapat dilihat pada tabel 2.1

Tabel 2.3 Spesifikasi produk gas industri (Seagraves dkk., 2009)

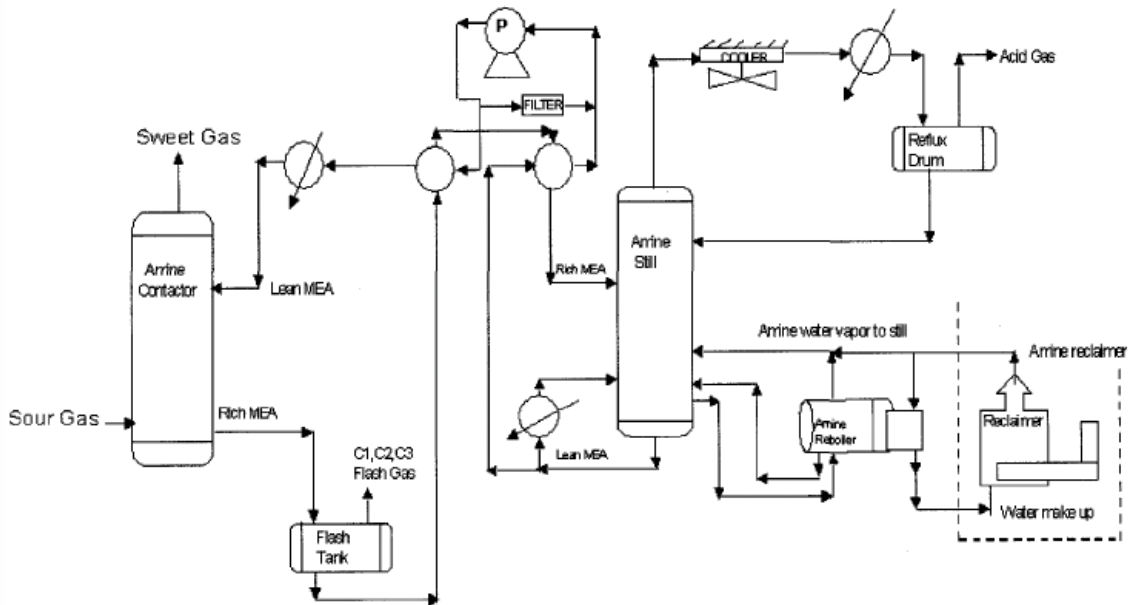
Gas	CO ₂	H ₂ S
Natural Gas	2 - 3 % (v/v)	< 4 ppm
LNG	< 50 ppmv	< 4 ppmv
Syngas (Oxo)	10 - 100 ppmv	< 1 ppmv
Syngas (Ammonia)	< 500 ppmv	-
Refinery Streams	No specifications	4 - 150 ppmv
Tail Gas	Slip most	< 250 ppmv
Flue Gas	85 - 95 % removal rate	-

Absorpsi dengan alkanolamina merupakan salah satu metode yang banyak dikembangkan untuk mereduksi CO₂ dan H₂S dari gas alam. CO₂ dan H₂S diabsorpsi dengan beberapa amina dari amina primer MEA, sekunder DEA, hingga amina tersier MDEA.

2.3.1 Absorpsi dengan Monoethanolamina (MEA)

Monoethanolamina (MEA) dihasilkan dari reaksi etilen oksida dengan amoniak. MEA memiliki sifat bening, dan merupakan cairan organik kental seperti pasta. Plasek dkk. (1984) menyarankan penggunaan MEA sebagai pelarut lanjutan (*chemical intermediate*) untuk pemurnian gas kilang dan gas alam. MEA merupakan amina primer yang sangat korosif dimana *gas loading* berkisar antara 0.30 – 0.35 mol gas asam/ mol amina untuk peralatan berbahan baja karbon. Reaksi absorpsi CO₂ dengan MEA membutuhkan panas sekitar 825 Btu/lb dan panas teaksi absorpsi H₂S dengan MEA sekitar 550 Btu/lb.

Maddox R. (1998) mendesain diagram alir proses absorpsi dengan MEA pada gambar. Kohl dkk. (1985) menyarankan penggunaan MEA untuk menghilangkan H₂S dan CO₂ dengan MEA dilarutkan 10-20 % berat dalam air. Larutan MEA masuk melewati kontaktor dari atas, kontrak dengan sour gas secara berbalikan, dan bereaksi dengan H₂S dan CO₂ pada *sour gas*.



Gambar 2.6 Diagram alir proses MEA

Maddox dkk. (1998) melaporkan tentang reaksi absorpsi H₂S dan CO₂ dengan MEA sebagai berikut:



Kohl dkk. (1985) melaporkan bahwa larutan *rich amines* (konsentrasi > 20% berat) keluar dari bawah kontraktor dan mengalir ke sistem regenerasi. Sedangkan *sweet gas* keluar dari atas kontraktor. Pada unit regenerasi, larutan *rich amines* dipanaskan hingga temperatur 241 °F kemudian didinginkan hingga temperatur 90 °F. MEA merupakan senyawa yang stabil terhadap kehadiran bahan-bahan kimia serta tidak terdekomposisi pada titik didihnya. Proses MEA membutuhkan reklaimer untuk mengurangi kontaminan. Larutan MEA dipersiapkan dengan 10 - 20% berat

dalam air dan mampu memisahkan antara 0,3 – 0,4 mol *acid gas* per mol MEA. Table berikut menunjukkan beberapa variable untuk proses MEA.

Maddox dkk. (1998) melaporkan beberapa faktor-faktor yang mempengaruhi proses MEA sebagai berikut:

- korosi biasanya terjadi pada daerah *carbon steel*, seperti zona panas sekitar pengelasan, area berkonsentrasi asam tinggi, dan lapisan gas-cairan panas.
- Pada konsentrasi H₂S pekat, konsentrasi amina dan *allowable loading* bisa lebih tinggi karena lebih reaktif terhadap CO₂. Hal ini terjadi karena reaksi H₂S dan Fe untuk membentuk Fe₂S₃, yang pada dasarnya membentuk lapisan pelindung pada permukaan baja.

Vairabel-variable proses MEA ditampilkan pada tabel berikut.

Tabel 2.4 Variabel-variable MEA

Variabel-variabel	Absorber	Regenerator
Tekanan (Psig)	215 – 315	10 – 15
Temperatur (°F)	110 - 160	225 – 250
Konsentrasi	10 – 20 % berat dalam air	
Berat larutan (%)	20	
Kapasitas relatif (%)	100	
Temperatur reboiler (°F)	240	
Sirkulasi (gal/ mol AG)	100 – 165	
Loading (mol AG/ mol amina)	0,35	
Selektifitas H ₂ S/ CO ₂	1	
AG (mol/mol)	0,3 – 0,4	

Proses MEA memiliki beberapa keuntungan sebagai berikut (Maddox, 1998):

- Proses stabil secara thermal
- Biaya MEA adalah \$ 3,25 per kg, paling murah dibanding amina yang lain
- Amina primer sehingga memiliki reaktivitas tinggi sekitar 3,5 ppm H₂S dan 100 ppm CO₂ dapat dipisahkan.

Sedangkan beberapa kerugian proses MEA sebagai berikut (Maddox, 1998):

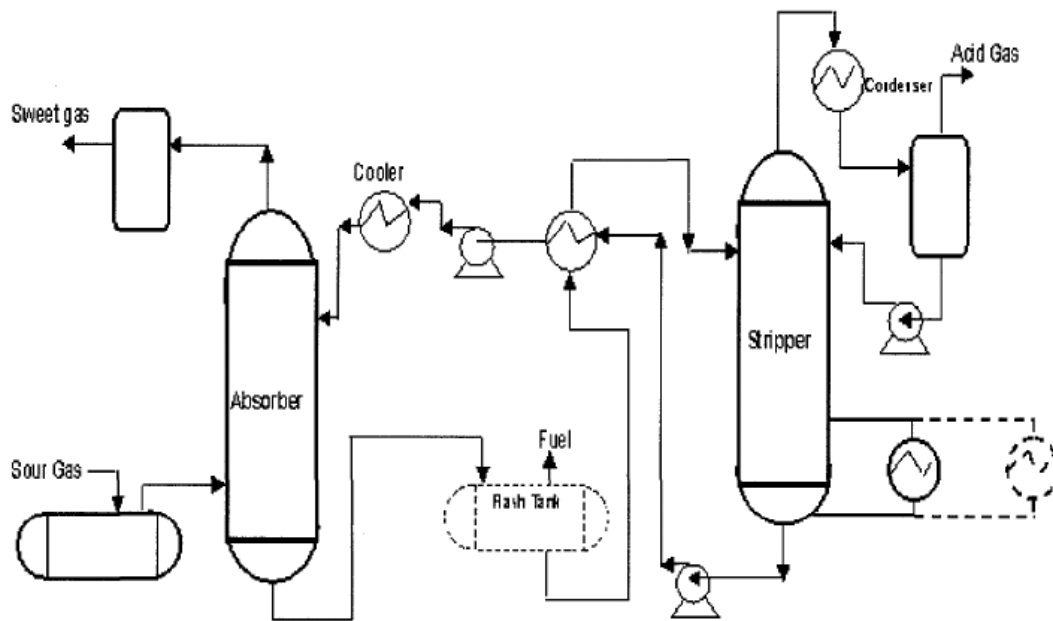
- korosif

- tidak selektif dalam menghilangkan H₂S dan CO₂ secara bersamaan
- Kehilangan amina 0,45 berat amina/MMSCF gas, paling banyak dibandingkan amina yang lain,
- Pembentukan produk degradasi (*irreversible degradation products*) dengan CO₂, karbon sulfida (COS) dan karbon disulfida (CS₂), dimana reclaimer digunakan untuk menghilangkan kontaminan tersebut. Produk degradasi dari reaksi MEA-CO₂ adalah sebagai berikut:
 - N-(2-hidroksietil) etilendiamina
HOCH₂CH₂N(CH₂COONa)CH₂CH₂N(CH₂COONa)₂,
 - Oxazolidone dan poliamina yang mempercepat kehilangan MEA dalam proses pengaliran.
- Sering membentuk *foaming* dengan kehadiran material lain seperti hidrokarbon yang terkondensasi, degradasi produk seperti karbon, besi sulfida, *corrosion inhibitor*, dan lain-lain. Material-material tersebut biasanya dihilangkan dengan menggunakan filter *cartridge*.

2.3.2 Absorpsi dengan Dietanolamina (DEA)

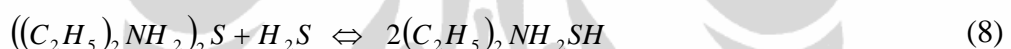
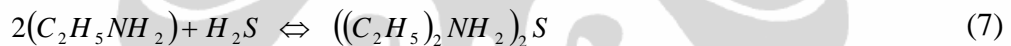
Dietanolamina merupakan amina sekunder dalam wujud cairan tidak berwarna di atas titik cair 82 °F. Sedangkan pada temperatur dibawah titik cairnya, DEA berwujud padat dan larut dalam air. Kohl dkk. (1985) melaporkan bahwa tingkat *acid gas loading* DEA berkisar antara 0,30 hingga 0,35 mol *acid gas*/mol amina untuk peralatan baja karbon. Polasek dkk. (1984) mengklaim bahwa panas reaksi dietanolamina (DEA) dengan CO₂ adalah 653 Btu/lb dan panas reaksi DEA dengan H₂S adalah 511 Btu/lb.

Diagram alir proses DEA ditampilkan sebagai berikut. Kohl dkk. (1985) melaporkan bahwa DEA merupakan amina sekunder dan lebih tahan korosi dari pada MEA. Selain itu, proses DEA hanya membutuhkan panas regenerasi yang lebih kecil dibandingkan proses MEA per mol *acid gas* yang dipisahkan, serta tidak membutuhkan reclaimer. DEA dengan konsentrasi 35% berat lebih rentan terhadap korosi dibandingkan MEA dengan konsentrasi 20% berat.



Gambar 2.7 Diagram alir proses MEA (Sehgal, 2009)

Maddox dkk. (1998) melaporkan mengenai reaksi proses DEA sebagai berikut:



Kohl dkk. (1985) juga menyarankan mengenai kapasitas proses DEA sebesar 0,65 mol *acid gas*/mol DEA, dimana lebih tinggi dibandingkan kapasitas MEA, yang berkisar 0.4 mol *acid gas*/mol MEA. Kehilangan DEA relatif rendah sekitar 0,25 – 0,5 lb/MMSCF, relatif lebih rendah dibandingkan kehilangan MEA. Hal ini disebabkan tekanan uap DEA berkisar 3,3 % dari tekanan uap MEA. Sistem DEA membutuhkan 2 atau lebih *theoretical stages* untuk pengolahan yang efektif.

Kohl dkk. (1985) selanjutnya mendiskusikan bahwa stokiometri dari reaksi DEA terhadap CO₂ maupun H₂S aalah sama dengan MEA, hanya berbeda dalam kebutuhan konsumsi karena berat molekul. Pada konsentrasi *acid gas* yang sama, alkanolamina yang dibutuhkan adalah 1,7 lb DEA/lb *acid gas* dibutuhkan dan 1,0 lb MEA/lb *acid gas*. DEA membutuhkan 2 *mixer-settler stages* untuk pemurnian aliran cairan hidrokarbon, dimana MEA membutuhkan hanya satu *mixer-settler stage*. Tabel berikut menunjukkan variabel-variabel proses DEA.

Tabel 2.5 Variabel-variabel DEA

Variabel-variabel	Absorber	Regenerator
Tekanan (Psig)	215 – 315	10
Temperatur (°F)	Ambien	225 – 250
Konsentrasi	20 – 35 % berat dalam air	
Berat larutan (%)	35	
Kapasitas relatif (%)	58	
Temperatur reboiler (°F)	244	
Sirkulasi (gal/ mol AG)	60 – 125	
Loading (mol AG/ mol amina)	0,5	
Selektifitas H ₂ S/ CO ₂	1	
AG (mol/mol)	0,5 – 0,6	

Keuntungan-keuntungan dari proses DEA adalah sebagai berikut (Kohl, 1997):

- lebih tahan korosi dibandingkan MEA,
- tahan terhadap degradasi dari karbon sulfida dan karbon disulfida,
- nonselektif, dapat memisahkan kedua kontaminan H₂S dan CO₂,
- kehilangan solven lebih sedikit (0.25 lb amina/MMSCF) dibandingkan MEA (0.45 lb amina/MMSCF),
- Biaya DEA adalah \$ 3,25 per kg, sama dengan MEA tapi lebih rendah dibandingkan dengan larutan yang lain.

Beberapa kerugian dari proses DEA adalah sebagai berikut (Kohl, 1997):

- reaktifitas lebih rendah dibandingkan MEA dan DGA,
- tidak bisa direklamasi secara konvensional.

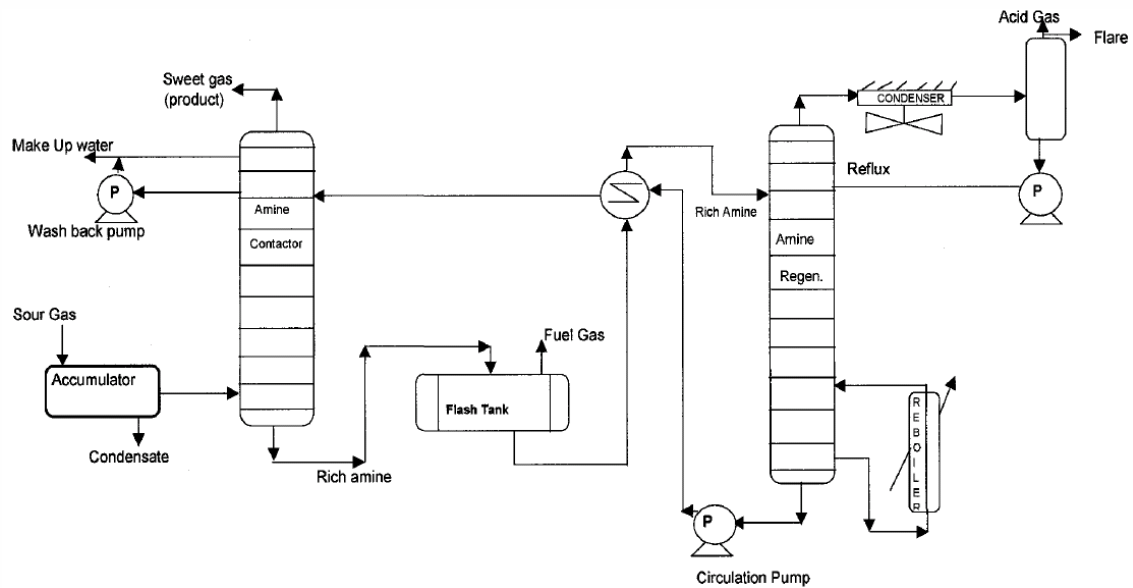
2.3.3 Absorpsi dengan Metildietanolamina (MDEA)

Metildietanolamina (MDEA) merupakan amina tersier, digunakan sebagai solven non-selektif untuk menghilangkan H₂S dan CO₂. Solven ini menghilangkan H₂S dari aliran gas kotor namun masih menyisakan sejumlah CO₂ pada akhir proses. Konsentrasi MDEA dengan 50% berat, mampu menurunkan konsentrasi H₂S hingga 4 ppm, bergantung pada derajat regenerasi. MDEA banyak digunakan karena menguntungkan secara operasional karena tekanan rendah dan temperatur 242 °F.

Maddox dkk. (1998) mengklaim bahwa selektifitas MDEA dipengaruhi oleh beberapa faktor sebagai berikut:

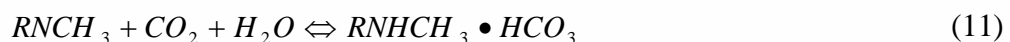
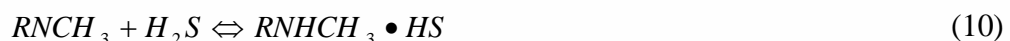
1. Temperatur rendah meningkatkan selektifitas
2. Tekanan rendah meningkatkan selektifitas
3. CO_2/H_2S ratio – selektifitas meningkat dengan kenaikan ratio

Diagram alir proses MDEA ditampilkan sebagai berikut:



Gambar 2.8 Diagram alir proses MDEA

Maddox dkk. (1998) selanjutnya mendiskusikan bahwa gas kotor melewati plant melalui sebuah akumulator untuk menghilangkan berbagai jenis cairan bebas atau padatan. Gas kotor mengalir dari bagian bawah dan bereaksi dengan larutan amina bersih (lean amine solution) yang dialirkan secara berlawanan dari bagian atas. Solven kotor dialirkan menuju flash tank untuk pemisahan sisa gas yang terbawa dalam cairan. Selanjutnya, aliran amina didinginkan hingga temperatur (240 – 245 °F) dan tekanan (8 – 12 Psig). Acid gas meninggalkan stripper menuju kolom regenerasi. Amina hasil regenerasi selanjutnya dialirkan menuju kontaktor amina melalui pompa dan melewati pendingin. Reaksi-reaksi yang terjadi pada proses MDEA dengan reaksi keseluruhan sebagai berikut:



Dimana R = MDEA — — — — $C_2H_4OH - N(CH_3) - C_2H_4OH$

Berbagai variable proses MDEA dapat dilihat sebagai berikut (Maddox, 1998).

Tabel 2.6 Variabel-variabel MDEA

Variabel-variabel	Absorber	Regenerator
Tekanan (Psig)	800 – 1400	7 – 10
Temperatur (°F)	80 - 175	242 – 300
Konsentrasi	20 – 50 % berat dalam air	
Berat larutan (%)	50	
Kapasitas relatif (%)	51	
Temperatur reboiler (°F)	250	
Sirkulasi (gal/ mol AG)	65 – 110	
Loading (mol AG/ mol amina)	0,4	
Selektifitas H ₂ S/ CO ₂	3	
AG (mol/mol)	0,3 – 0,45	

MDEA memiliki keuntungan-keuntungan sebagai berikut (Arnold, 1989):

- Lebih ramah lingkungan dan terdegradasi
- Rentan korosif dibandingkan amina yang lain
- Menghilangkan CO₂ lebih baik dibandingkan amina lain
- Selektivitas lebih baik
- Kehilangan amina 0.15 lb amina/MMSCF gas, paling rendah dibandingkan semua larutan amina
- Selektif terhadap H₂S tinggi

Sedangkan kerugian-kerugian proses MDEA sebagai berikut (Kohl, 1997):

- Tidak bisa direklamasikan dengan teknik konvensional
- Penghilangan Karbonil sulfida dan Karbon disulfida rendah,
- Biaya MDEA paling tinggi sekitar \$4.75 per kg,
- Reaktivitas rendah dibandingkan MEA dan DGA,

2.3 Proses Pemurnian Gas dengan Campuran Alkanolamina

2.3.1 Proses Campuran Amina/Hibrid untuk Pemurnian Gas Alam

Larutan hibrida adalah campuran dari 2 larutan amina yang telah dikenal secara komersil seperti Sulfinol-D dengan campuran sulfonat (tetrahydrothipene 1-1 dioxide, solven fisik), air, dan diisopropanolamina (DIPA) atau metildietanolamina (MDEA). Maddox dkk. (1998) melaporkan bahwa penggunaan larutan sulfinol dengan kandungan 40% sulfolane, 40% DIPA, dan 20% air, mampu menghulangkan 1.5 mol acid gas per mol larutan sulfinol.

Pada kasus yang sama, Silva dkk. (1992) melaporkan bahwa campuran amina yang lain seperti MDEA dan DEA atau MDEA dan MEA dapat digunakan juga sebagai larutan hibrid. Larutan campuran ini sangat diminati karena mampu menekan kebutuhan energi, meningkatkan kapasitas, dan menghasilkan kestabilan yang sempurna. Hal ini menjadi kelebihan teknologi hibrid dibandingkan dengan penggunaan amina tunggal.

Keuntungan-keuntungan larutan hibrid adalah sebagai berikut (Ebenezer, 2005):

- lebih tahan korosi dibandingkan proses dengan solven kimia dan fisik,
- pembentukan busa lebih sedikit dibandingkan proses dengan solven kimia dan fisik,
- konsumsi energi lebih rendah dibandingkan proses dengan solven kimia dan fisik,
- *acid gas loading* lebih tinggi dibandingkan proses dengan solven kimia dan fisik.

Beberapa kelemahan larutan hibrid adalah sebagai berikut (Ebenezer, 2005):

- membutuhkan reklaimer untuk menghilangkan *Oxazolidones*,
- co-absorpsi dari hidrokarbon berat lebih tinggi dibandingkan proses dengan solven kimia dan fisik.

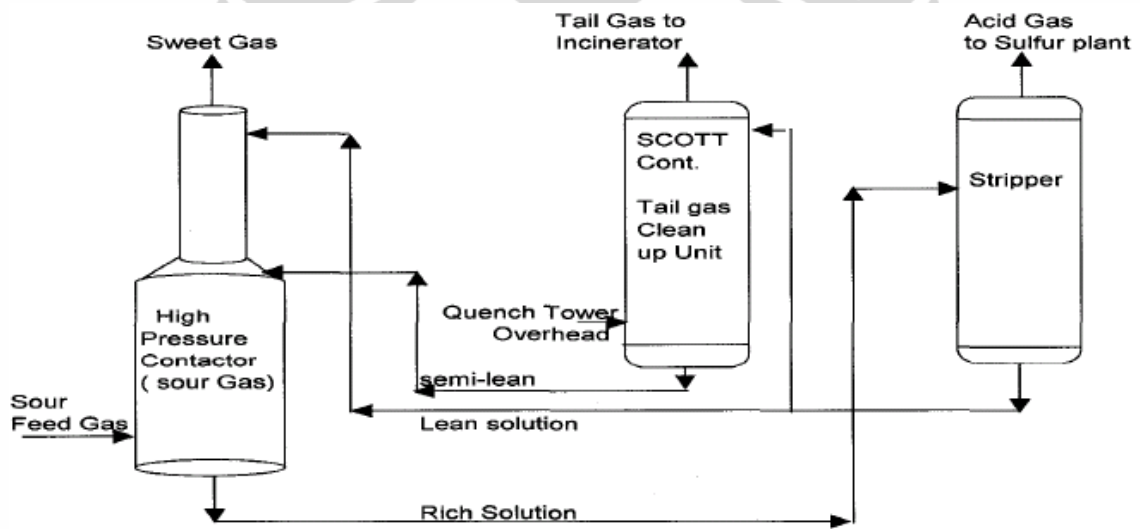
2.3.2 Proses Komersial Sulfinol (Campuran Solven Fisik-Kimia)

Proses Sulfinol sangat unik karena merupakan kombinasi dari solven fisik dan kimia.. Proses Sulfinol dikembangkan oleh Shell Oil Company dengan kandungan terdiri dari amina-amina dan solven fisik. Michael dkk. (2004) melaporkan bahwa Sulfinol merupakan solven regeneratif untuk menghilangkan H₂S, CO₂, Karbonil sulfida, dan Marcaptan dari gas kotor, dan efektif dalam

mengolah gas dalam jumlah besar dengan tekanan tinggi. Ada 2 tipe proses Sulfinol sebagai berikut:

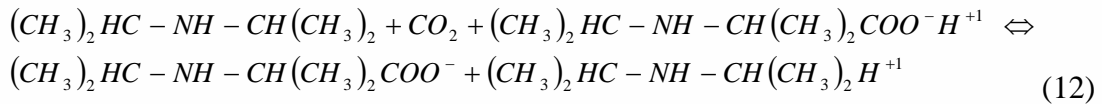
- Sulfinol – D: campuran Sulfolan ($C_4H_8O_2S$), air, dan Diisopropanolamina (DIPA),
- Sulfinol – M: campuran Sulfolan ($C_4H_8O_2S$), air, dan Metildietanolamina (MDEA).

Diagram alir proses Sulfinol – D ditunjukkan pada gambar berikut. Michael dkk. (2004) melaporkan bahwa proses Sulfinol-D merupakan proses regeneratif untuk mengilangakna H_2S dan CO_2 . Dalam proses ini, gas alam yang terdiri dari H_2S memasuki bagian bawah kolom kontaktor dan mengalir secara berlawanan dengan solven Sulfinol. Solven yang mengandung sulfur selanjutnya dipanaskan dan dikembalikan ke regenerator, dimana uap digunakan untuk menghilangkan lebih banyak acid gas. Kemudian, acid gas dihilangkan dari solven di regenerator dan didinginkan dengan udara atau air.

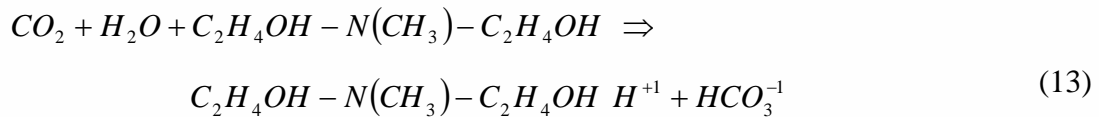


Gambar 2.9 Diagram alir proses Sulfinol – D (Arnold K, 1989)

Pada studi yang sama, Ebenezer dkk. (2005) mengklaim bahwa sulfur dapat dipisahkan dengan unit recovery. Biaya modal proses Sulfinol lebih rendah 15-20% dari proses-proses amina untuk kapasitas yang sama, karena peralatan yang dibutuhkan untuk proses ini lebih kecil dan menimbulkan sedikit busa serta laju alir lebih rendah. Reaksi yang terjadi pada proses Sulfinol-D berlangsung cepat sebagai berikut.



Reaksi dengan MDEA (*bi-carbonate*) berlangsung lambat sebagai berikut.



Biaya modal untuk kapasitas 10 MMSCFD: \$21-22 juta. Biaya untuk solven hibrid berkisar \$3.15 – 5.1 per kg.

Tabel 2.7 Variabel-variabel Sulfinol-D

Variable-variable	Absorber	Regenerator
Tekanan (psig)	> 1450	70 dan 90 mmHg
Temperatur (oF)	110 - 120	248 – 385
Konsentrasi	Sulfinol-D – 40% Sulfolane, 40% DIPA dan 20% H ₂ O Sulfinol-M – 40% Sulfolan, 40% MDEA, dan 20% H ₂ O	
Sirkulasi (gal/ mol AG)	55 – 105	
Selektifitas H ₂ S/ CO ₂	> 1	

Keuntungan-keuntungan proses Sulfinol-D adalah sebagai berikut (Ebenezer, 2005):

- Proses non-korosif,
- Konsumsi energi lebih rendah (15 – 18 %) dibandingkan amina-amina yang lain (Maddox, 1998),
- Kecenderungan pembentukan busa adalah lebih rendah sekitar 20 – 25% dibandingkan proses MDEA.

Sedangkan, kerugian-kerugian proses Sulfinol adalah sebagai berikut (Ebenezer, 2005):

- proses ko-abSORpsi hidrokarbon lebih tinggi
- rembesan dari sulfolane dan alkanolamina ke dasar air tidak baik untuk tanaman.

2.3.3 Rich Amine Loading (RAL) dan Lean Amine Loading (LAL)

Rich Amine Loading (RAL) dan Lean Amine Loading (LAL) didefinisikan sebagai banyaknya jumlah *acid gas* yang terserap per jumlah amina. RAL dan LAL merupakan parameter kritis di dalam operasi, maintenance, dan unjuk kerja dari *gas sweetening plant*. Rich Amine Loading (RAL) didefinisikan sebagai banyaknya jumlah *acid gas* yang terkandung di dalam aliran amina yang keluar dari kolom kontaktor. Secara umum, RAL ditunjukkan dalam perbandingan mol ($\text{mol CO}_2 + \text{mol H}_2\text{S}$)/mol amina. Newpoint (2008) melaporkan bahwa pengukuran RAL tidak dapat dilakukan secara akurat melalui pengukuran langsung di lapangan atau laboratorium. Pengukuran secara akurat hanya dapat digunakan melalui simulasi dan penentuan laju sirkulasi amina serta konsentrasinya untuk memenuhi spesifikasi gas yang diinginkan. Peningkatan RAL lebih dari 0,40 mol AG/mol amina menyebabkan kerusakan dalam sistem *acid gas* CO_2 meliputi peningkatan laju korosi, peningkatan temperatur kontaktor, dan penurunan *recovery* dari *acid gas*. Peningkatan RAL dari kisaran harga tersebut menimbulkan *acid gas breakthrough*, kerusakan piping, dan kegagalan alat. Newpoint (2008) merekomendasikan adanya audit secara berkala untuk pengoperasian amine plant dan juga penggunaan material *stainless steel* SS di daerah yang paling kritis terhadap kerusakan tersebut.

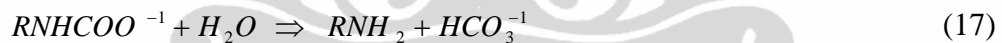
Lean Amine Loading (LAL) didefinisikan sebagai banyaknya *acid gas* yang terkandung di dalam aliran amina yang keluar dari kolom regenerator dan diukur dengan cara yang sama seperti RAL. Nilai LAL bervariasi dari masing-masing amina yang digunakan. Amina yang paling korosif seperti MEA memiliki nilai LAL hingga 0,15 mol AG/mol amina, dimana MDEA yang tahan korosif memiliki nilai LAL 0,005. Newpoint (2008) melaporkan bahwa LAL dipengaruhi oleh konsumsi energi reboiler, ratio refluks, dan jumlah tahap fraksinasi dari regenerator. Peningkatan nilai LAL melebihi batas menyebabkan pengurangan unjuk kerja terhadap reduksi *acid gas* pada kolom kontaktor sehingga spesifikasi produk gagal dipenuhi. Hal ini membuktikan bahwa MDEA mampu menurunkan H_2S untuk memenuhi spesifikasi gas dengan kandungan H_2S rendah. Oleh karena itu, perancangan dan pengoperasian *amine plant* membutuhkan pengendalian untuk mengatasi peningkatan *rich amine loading* (RAL) dan pengendalian untuk memastikan bahwa kolom regenerator

mampu mendesorpsi *acid gas* dengan baik yang ditunjukkan dari rendahnya nilai *lean amine loading* (LAL). *Acid gas loading* dari beberapa amina dapat dilihat pada tabel 2.6.

2.3.4 Proses Komersial Hibrid Campuran Alkanaloamina

Larutan campuran amina/hibrid adalah campuran dari MDEA dengan beberapa amina-aminya seperti DEA atau MEA. MEA dan DEA digunakan sebagai aditif untuk meningkatkan konsentrasi larutan campuran. Silva dkk. (1992) menyatakan bahwa larutan campuran diterima secara luas aplikasinya karena membutuhkan energi lebih rendah, kapasitas lebih tinggi, dan kestabilan yang lebih baik dibandingkan solven kimia atau fisika. Oleh karena itu, solven ini sering digunakan untuk mengolah gas alam yang tidak dapat diolah oleh solven kimia dan fisika.

Kohl dkk. (1997) melaporkan rekasi dalam fasa aqueous (MEA-MDEA-CO₂-H₂S), dengan reaksi kesetimbangan sebagai berikut ini.



dimana $RNH_2 = MEA$

Silva dkk. (1992) telah melakukan kajian tentang pengaruh amina-amina dalam pengolahan gas dengan 2 kasus sebagai berikut.

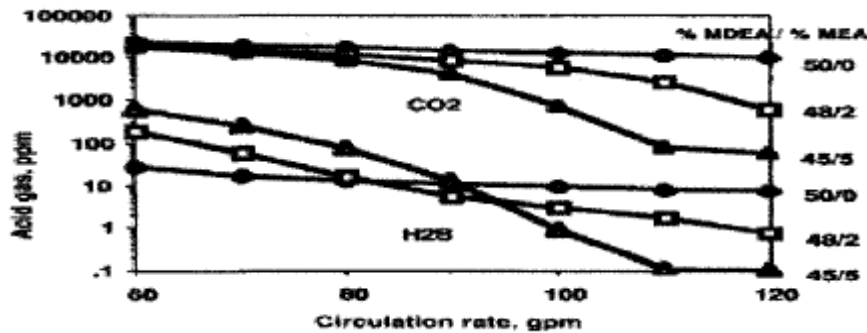
Kasus 1.

Gas alam dengan kandungan berat 10 ppm H₂S dan 3,0 % wt CO₂ dihilangkan dengan memanfaatkan MDEA dengan kandungan 50 % wt dalam air dan laju 70 USGPM.

Kasus 2.

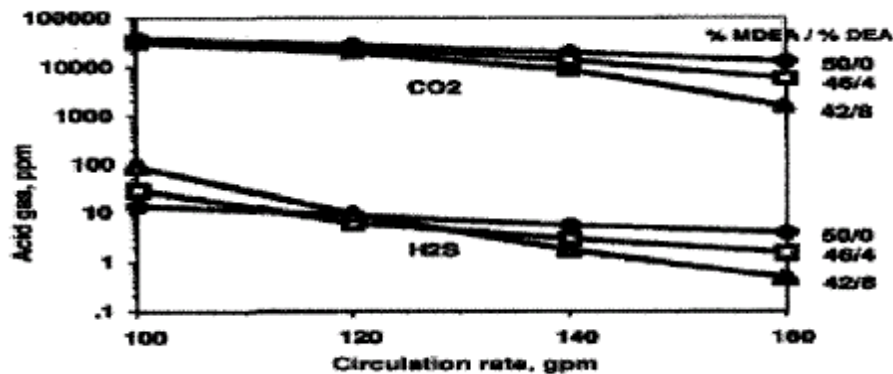
Gas alam dengan kandungan berat 4 ppm H₂S dan 1,0 % wt CO₂ dihilangkan dengan memanfaatkan solven hibrid yang mengandung 48% berat MDEA dan 2 % wt MEA pada laju 80 – 120 USGPM.

Unjuk kerja gas sweetening plant dari kasus tersebut dapat dilihat pada profil sebagai berikut.



Gambar 2.10 Efek campuran amina (MDEA-MEA) pada pengolahan gas kotor dengan kandungan 5% CO₂ dan 0.1 % H₂S (Silva I, 1992).

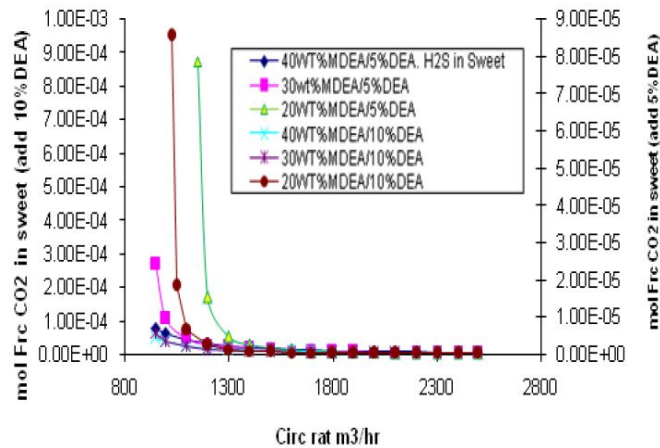
Berdasarkan gambar, penambahan MEA ke dalam MDEA mampu menurunkan kapasitas penghilangan kontaminan CO₂ dan H₂S. Pada studi yang sama, Silva dkk. (1992) mengklaim bahwa penambahan DEA ke dalam MDEA tidak meningkatkan kapasitas absorpsi CO₂ seperti halnya MEA. Namun campuran amina dengan menggunakan DEA diminati karena DEA lebih stabil dibandingkan MEA. Penggunaan campuran amina (MDEA-MEA dan MDEA – DEA) dapat menutupi kelemahan penggunaan amina tunggal MDEA dalam hal reduksi CO₂.



Gambar 2.11 Efek pencampuran amina (MDEA-DEA) pada pengolahan gas kotor dengan kandungan 10% CO₂ dan 1% H₂S (Steven M, 2003)

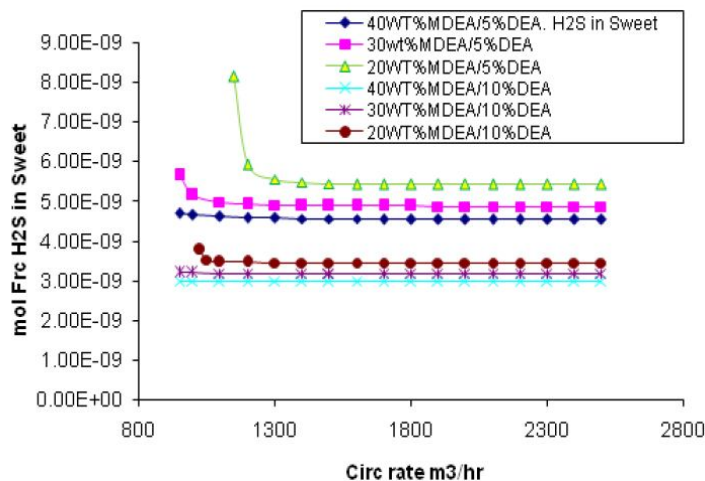
Steven dkk. (2003) menyatakan bahwa campuran amina sangat berguna pada aplikasi tekanan rendah sekitar 500 Psig, dimana MDEA kurang baik selektivitasnya terhadap CO₂ untuk memenuhi spesifikasi perpipaan gas. Campuran amina kurang baik pada tekanan tinggi dimana CO₂ akan semakin meningkat.

Hasil simulasi (Sohbi dkk, 2007) menunjukkan bahwa campuran amina 40 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA, 30 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA, dan 40 % wt MDEA dengan 5% wt DEA memberikan unjuk kerja yang paling baik dalam mengabsorpsi CO₂ dari gas alam.



Gambar 2.12 Efek perbedaan komposisi campuran amina terhadap absorpsi CO₂ di dalam kolom absorber

Pada studi yang sama, Sohbi dkk. (2007) juga melaporkan bahwa campuran amina dengan komposisi 30 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA, 40 % wt MDEA dengan 5 % wt DEA, dan 40 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA memberikan unjuk kerja yang paling baik dalam mengabsorpsi H₂S dari gas alam.

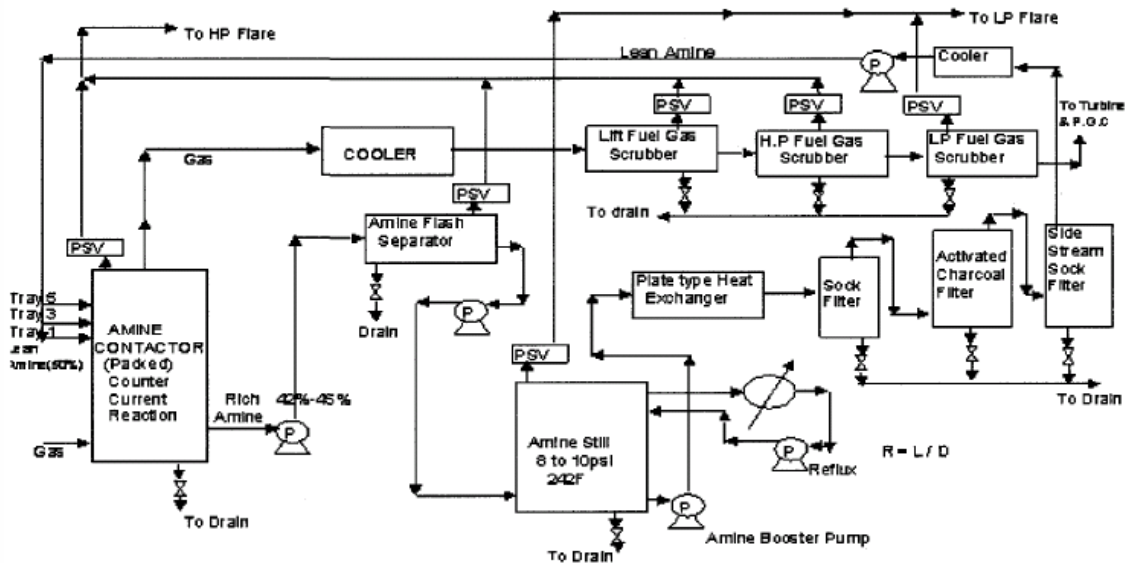


Gambar 2.13 Efek perbedaan komposisi campuran amina terhadap absorpsi H₂S di dalam kolom absorber

2.4 Proses Regenerasi pada Gas Sweetening Plant

2.4.1 Diskripsi Proses Regenerasi Amina

Diagram alir proses sistem regenerasi amina dapat dilihat pada gambar berikut. Sistem ini meregenerasi larutan amina kotor. Koren dkk. (2002) melaporkan bahwa pada proses regenerasi amina, konsentrasi atau *purity level* yang diperoleh adalah 99.1 % (berat/berat) sampai 99.5 % (berat/berat). Larutan amina yang telah teregenerasi disebut sebagai larutan amina bersih (*lean amine solution*). Larutan MDEA memiliki tingkat *purity* dari 99.7 % hingga 99.8 %.

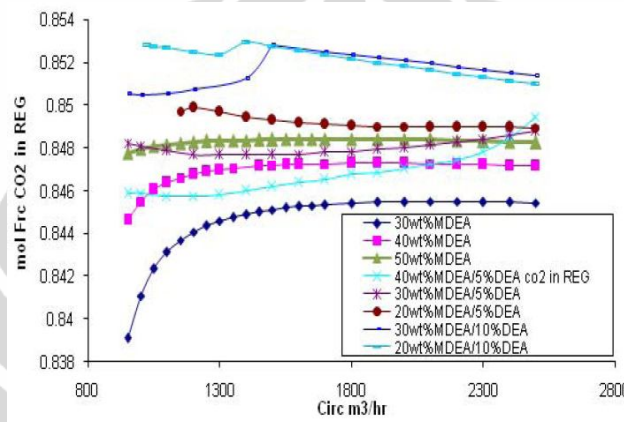


Gambar 2.14 Diagram alir proses Amine Regeneration Plant (Mcdermott J, 1998)

Pada studi yang sama, Silva dkk. (1992) melaporkan bahwa dalam unit regenerasi, larutan amina menyerap hidrokarbon dan gas-gas asam dalam absorber, yang bergantung pada komposisi dan tekanan dari masukan gas. Sistem regenerasi amina terdiri dari sejumlah peralatan proses yaitu *flash tank*, *rich/lean amine heat exchanger*, *stripping still*, *reboiler*, *filter-filter*, dan *aerial cooler*. *Flash separator* digunakan untuk meningkatkan kualitas larutan amina dan sistem pemurnian amina. Kontaminasi hidrokarbon dalam larutan amina fasa aqueous sering menimbulkan pembusaan (*foaming*), pada waktu yang lama. Agen anti-foam (pengendali busa) diinjeksikan ke dalam sistem untuk mengendalikan pembentukan busa. Penukar panas amina digunakan untuk memanaskan larutan amina kotor (*rich amine solution*), dan mengurangi beban dari pendingin. Larutan ini biasanya berada dalam bagian pipa dengan kecepatan 2 – 4 ft/detik untuk mengurangi korosi dalam buluh dan cangkang penukar panas (*shell and tube heat exchangers*). Still atau stripping tower dirancang untuk cairan dengan laju flood berkisar 65 % sampai 75 %.

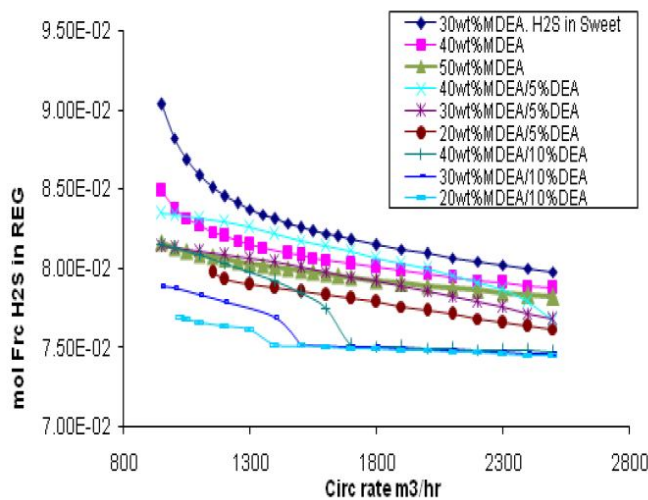
Refluks kondenser dan pendingin amina dilangsungkan dengan medium pendingin udara secara *forced draft heater*. Efisiensi sistem regenerasi amina mampu menghasilkan amina bersih (lean amine) hingga tingkat kemurnian 99.5 %.

Hasil simulasi (Sohbi dkk, 2007) melaporkan mengenai pengaruh berbagai komposisi amina terhadap CO₂ dalam kolom regenerasi dimana campuran amina 40 % wt MDEA dengan 5 % wt DEA memberikan unjuk kerja yang paling baik dibandingkan 40 % wt MDEA tanpa campuran. Selain itu, campuran 30 % wt MDEA dengan 5 % wt DEA memberikan hasil lebih baik dibandingkan dengan 50 % wt MDEA tanpa pencampuran.



Gambar 2.15 Efek pencampuran amina dengan berbagai komposisi terhadap fraksi CO₂ dalam kolom regenerasi (Sohbi dkk, 2007)

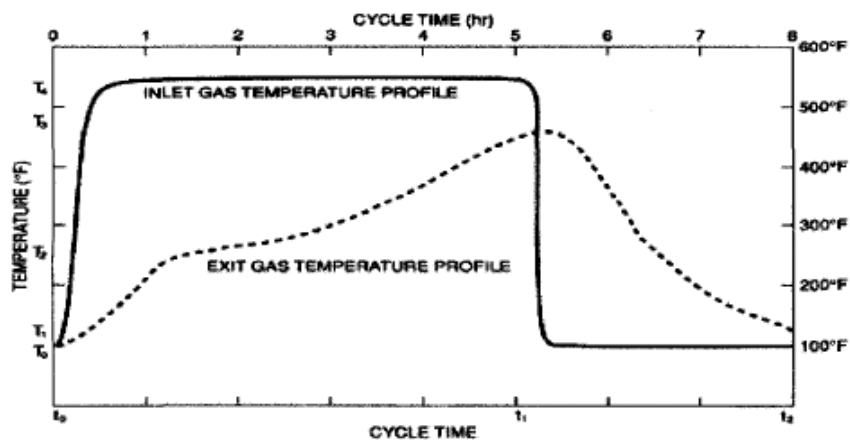
Pada studi yang sama, Sohbi dkk. (2007) juga melaporkan bahwa campuran amina dengan komposisi 20 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA, 30 % wt MDEA, 40 % wt MDEA, dan 50 % MDEA memiliki temperatur yang konstan.



Gambar 2.16 Efek pencampuran amina dengan berbagai komposisi terhadap fraksi H₂S dalam kolom regenerasi (Sohbi, dkk 2007)

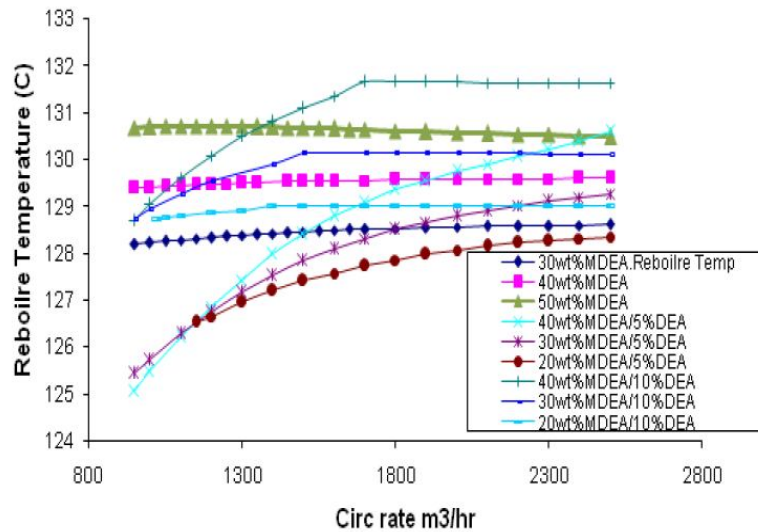
2.4.2 Temperatur Regenerasi

Profil temperatur siklus regenerasi dapat dilihat pada gambar dibawah. Berdasarkan gambar, laju regenerasi gas ditampilkan dari waktu pemanas t_o hingga akhir pemanasan t_1 , khususnya ketika gas mencapai batas jenuh pada temperature T_3 . Kemudian, pendinginan gas ditunjukkan pada waktu t_{1+} hingga t_2 , dimana gas mencapai batas temperatur pendingin T_1 . Perubahan temperatur memiliki nilai dimana $T_4 > T_3 > T_2 > T_1$ dengan selang waktu $t_2 - t_o$.



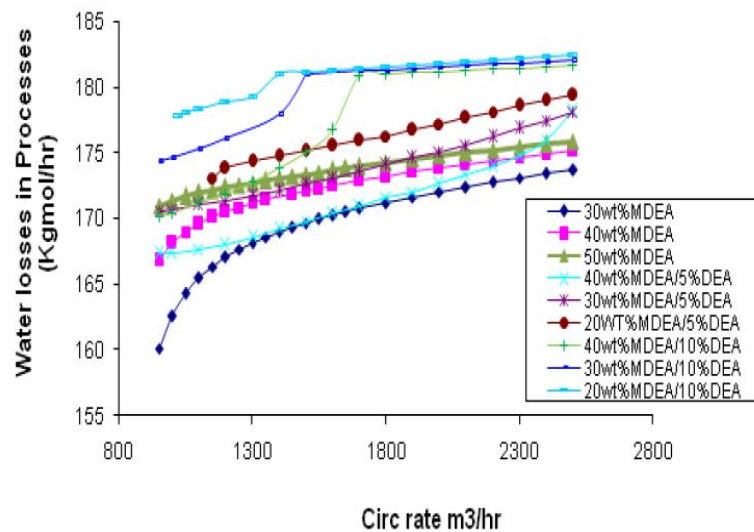
Gambar 2.17 Profil temperatur siklus regenerasi pada kolom regenerator

Temperatur dari *rich amine* yang menurun akan meningkatkan laju sirkulasi untuk berbagai komposisi campuran amina. Sohbi dkk. (2007) melaporkan bahwa temperatur reboiler konstan pada campuran amina 20 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA dan 30 % wt MDEA, 40 % wt MDEA, dan 50 % wt MDEA tanpa pencampuran.



Gambar 2.18 Pengaruh laju sirkulasi terhadap temperatur reboiler untuk berbagai komposisi campuran amina (Sohbi, 2007)

Pada studi yang sama, Sohbi dkk. (2007) melaporkan juga mengenai kehilangan air (*water losses*) dari proses pencampuran amina yang akan meningkatkan laju sirkulasi amina. Berdasarkan simulasi Sohbi dkk. (2007) melaporkan bahwa campuran 40 % wt MDEA dengan 5 % wt DEA memiliki kehilangan air lebih sedikit dibandingkan dengan 40 % wt MDEA dan 50 % wt MDEA tanpa pencampuran. Selain itu, Campuran amina 30 % wt MDEA dengan 5 % wt DEA memiliki kehilangan air yang sama dengan 50 % wt MDEA tanpa pencampuran. Selain itu, campuran amina 40 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA, 30 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA, dan 20 % wt MDEA dengan 10 % wt DEA memiliki kehilangan air yang lebih banyak dibandingkan 30 % wt MDEA, 40 % wt MDEA, dan 50 % wt MDEA tanpa pencampuran. *Water losses* akan meningkatkan laju sirkulasi untuk berbagai solven campuran amina.



Gambar 2.19 Pengaruh laju sirkulasi terhadap kehilangan air untuk berbagai komposisi amina

2.5 Proses Pemurnian Sour Gas dari CO₂ dan H₂S

2.5.1 Proses Pemilihan Gas Sweetening

Ebenezer dkk. (2005) melaporkan bahwa ada berbagai proses tersedia untuk menghilangkan H₂S dan CO₂ dari gas alam. Pemilihan proses yang tepat dari berbagai proses amina dan non-amina selalu menjadi tantangan, tapi ada beberapa parameter-parameter dan faktor-faktor yang bisa membantu dalam pemilihan proses yang optimum. Beberapa dari faktor tersebut adalah:

- Spesifikasi akhir,
- Volume gas yang akan diproses,
- Selektivitas yang dibutuhkan untuk penghilangan gas asam,
- Jenis-jenis pengotor dalam gas umpan,
- Komposisi hidrokarbon dalam gas umpan,
- Konsentrasi pengotor-pengotor dalam gas umpan,
- Kondisi yang berlaku pada saat gas umpan diproses,
- Jumlah biaya modal (*CAPEX*) dan operasional (*OPEX*) dari proyek, serta
- Konsentrasi masing-masing kontaminan dan derajat pengurangan yang dibutuhkan.

Pada studi yang sama, Michael dkk. (2004) menyatakan bahwa proses-proses pemurnian gas memiliki 2 tipe yaitu proses non-regeneratif (*throwaway*

regenerable absorbent processess) dan proses regeneratif. Jenis-jenis solven yang digunakan terdiri dari:

- Solven Kimia
- Solven Fisik
- Solven Hibrid/Campuran

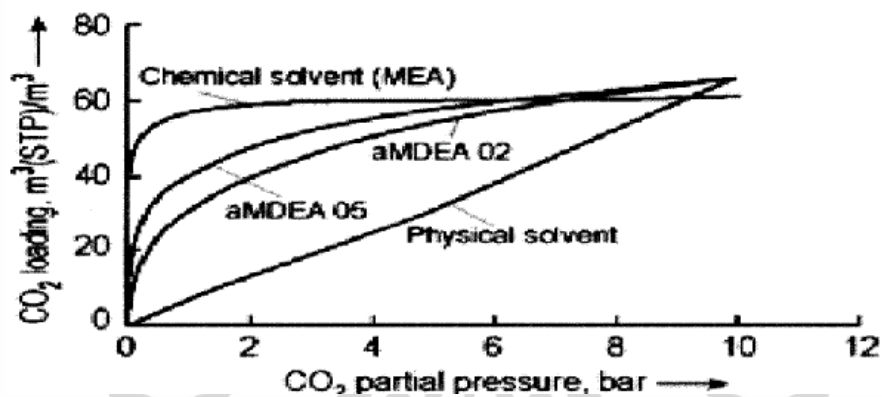
Solven kimia yang digunakan terdiri dari MEA, DEA, DGA, DIPA dan MDEA. Solven-solven tersebut biasanya mengandung komponen tambahan berupa aktivator dan inhibitor untuk meningkatkan perpindahan massa dan mengendalikan korosi. Amina primer dan sekunder seperti MEA dan DIPA digunakan untuk menghilangkan CO₂ dari gas alam dalam jumlah besar. Michael dkk. (2004) mengklaim bahwa amina tersier seperti MDEA diminati karena melebihi amina primer dan sekunder dalam beberapa hal sebagai berikut:

- Mampu menghilangkan H₂S dan CO₂ dan meminimalkan marcaptan lebih baik dibandingkan amina-amina yang lain,
- Kehilangan amina lebih sedikit (sekitar 0.15 lb amina/MMSCF gas) dibandingkan amina-amina yang lain,
- Solven dapat diregenrasi pada temperatur rendah (242 °F) dan tekanan rendah (10 psig), dimana selektivitasnya dapat meningkat.

Pemilihan yang tepat dalam proses pemurnian gas bergantung pada berbagai faktor seperti kandungan pengotor, kondisi operasi, target penghilangan gas, pertimbangan metalurgi, dan beberapa alasan-alasan yang lain. Alkanolamina merupakan solven yang banyak digunakan adalah sebagai berikut:

- Monoetanolamina (MEA) – biasanya digunakan pada sistem bertekanan rendah dan persyaratan penghilangan sulfur yang ketat. Solven ini mampu menghilangkan H₂S maupun CO₂ dengan efektif dari gas alam.
- Diglikolamina (DGA) – biasanya digunakan untuk sistem penghilangan H₂S, Karbonil sulfida (COS), dan Marcaptan.
- DEA (Dietanolamina) – biasanya digunakan pada sistem bertekanan menengah (> 500 Psig) dengan persyaratan ratio H₂S dan CO₂ yang tinggi.
- MDEA (Metildietanolamina) – biasanya digunakan pada sistem yang mensyaratkan ratio H₂S/CO₂ rendah.

Solven fisik yang digunakan pada proses pemurnian gas meliputi Rectisol[®], Selexol[®], dan FLUOR dengan karakteristik tahan korosi, stabil, tidak beracun, sedikit menguap, dan penyerapan terhadap air lebih besar. Solven fisik menyerap lebih banyak hidrokarbon, sehingga digunakan untuk mengolah gas sintesis dengan hidrokarbon berkonsentrasi rendah. Pada tekanan parsial CO₂ yang lebih tinggi, solven fisik lebih diminati dibandingkan solven kimia, karena kenaikan tekanan meningkatkan kapasitas penyimpanan CO₂ sebagaimana ditunjukkan pada gambar. Namun, pada tekanan parsial CO₂ lebih rendah (< 15 bar), Solven kimia menyerap lebih banyak CO₂ dibandingkan solven fisik.



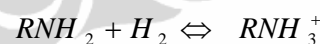
Gambar 2.20 Karakteristik penyerapan CO₂ dari berbagai solven

Reaksi-reaksi yang terjadi pada saat amina bereaksi dengan CO₂ adalah sebagai berikut ini.

Ionisasi air

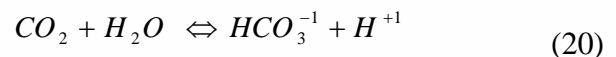


Protonasi Alkanolamina



(19)

Hidrolisis dan Ionisasi



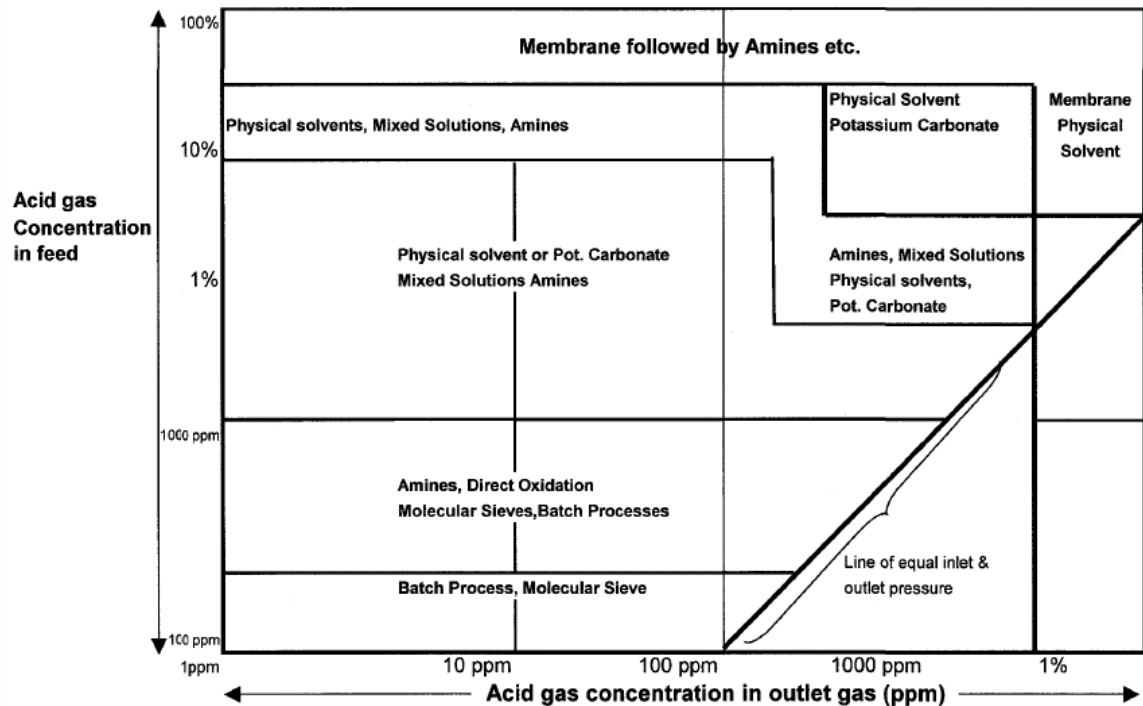
Pembentukan Karbamat



Ebenezer dkk. (2005) melaporkan bahwa solven hibrid/campuran amina menjadi favorit karena energi yang dibutuhkan lebih rendah, kapasitas tinggi, dan kestabilan yang sempurna. Contohnya adalah Sulfinol yang terdiri dari campuran amina dan solven kimia (C₄H₈O₂S) dalam air dan larutan terlarut DIA atau MDEA.

Campuran larutan amina semakin banyak digunakan karena beberapa alasan dan keuntungan, tapi, jika tekanan parsial dari komponen-komponen gas alam tinggi, solven fisika seperti Rectisol[®], FLUOR, dan Selexol[®] lebih efektif digunakan.

Sehgal (2009) membuat pemetaan mengenai pemilihan proses pemurnian gas dengan mempertimbangkan konsentrasi gas asam dalam gas umpan serta konsentrasinya dalam gas keluar sebagai berikut.



Gambar 2.21 Panduan dalam pemilihan proses pemurnian gas (Sehgal, 2009)

2.5.2 Proses Pemilihan Campuran Alkanolamina

Ada beberapa faktor yang menjadi pertimbangan dalam pemilihan proses pemurnian gas sebagai berikut (Sehgal, 2009):

- Pemilihan awal didasarkan pada tekanan, kandungan gas asam pada gas umpan, dan tingkat kemurnian produk yang ditargetkan.
- Monoetanolamina (MEA) biasanya tidak digunakan karena membutuhkan panas reaksi yang tinggi dan kapasitas penyerapan gas asam per volume larutan yang lebih rendah.
- Dietanolamina (DEA) digunakan karena panas reaksi yang rendah, kapasitas penyerapan gas asam lebih tinggi.

- Diglikolamina (DGA) digunakan untuk meningkatkan kapasitas penyerapan gas meskipun membutuhkan panas reaksi yang tinggi. DGA juga berpotensi untuk menyerap Karbonil sulfida (COS) dan beberapa marcaptan dari aliran gas dan cairan. Oleh karena itu, DGA digunakan baik untuk aplikasi gas amal maupun pengilangan.
- Metildietanolamina (MDEA) memiliki kehandalan karena panas reaksi rendah dan dapat digunakan untuk menghilangkan bulk acid gas. MDEA sampai saat ini dikenal sebagai solven yang terbaik dalam menghilangkan H₂S.

Perbandingan dari berbagai amina tersebut dapat dilihat pada tabel berikut (Polasek, 1984).

Tabel 2.8 Perbandingan berbagai amina (Polasek, 1984)

Amina	MEA	DEA	DGA	MDEA
Solution strength mass %	15 – 20	25 – 35	50 – 70	20 – 50
Acid gas loading mole/mole	0,3 – 0,35	0,3 – 0,35	0,3 – 0,35	0,3 – 0,55
Heat of reaction for H ₂ S, kJ/kg	1281	1189	1570	1214
Heat of reaction for CO ₂ , kJ/kg	1922	1520	1729	1398
Ability to absorb H ₂ S preferentially	No	Under some conditions	No	Under most conditions

2.5.3 Perbandingan Ekonomi Pengoperasian Gas Sweetening Process

Faktor yang paling penting dalam menentukan proses pemurnian gas (fisik, kimia, dan campurannya) adalah pertimbangan ekonomi berdasarkan laju sirkulasi solven kimia. Ebenezer dkk. (2005) melaporkan bahwa laju sirkulasi solven digunakan sebagai basis untuk perancangan *gas sweetening plant*, termasuk pemilihan pompa, ukuran pipa, penukar panas, kolom regenerasi, dan berbagai peralatan lain. Kebutuhan energi untuk regenerasi solven didasarkan pada laju sirkulasi solven karena akan menentukan kebutuhan panas dari reboiler. Oleh karena itu, biaya modal (*capital expenditure*) dan operasional (*operational expenditure*) ditentukan dari laju sirkulasi solven. Pertimbangan ekonomi yang lain adalah korosifitas dari larutan, yang menjadi basis dalam pemilihan material konstruksi dari *flash separator* dan kolom regenerator, karena beroperasi pada temperatur tinggi dan keadaan asam.

Ebenezer dkk. (2005) mengklaim bahwa laju sirkulasi dan *working capacity* dari solven berhubungan satu sama lain. Peningkatan *working capacity* dari solven dapat menekan biaya modal dan operasional. Hal ini dapat dilakukan dengan peningkatan konsentrasi solven. Namun peningkatan konsentrasi solven tersebut bisa menimbulkan korosi dari peralatan pada *gas sweetening plant*. Dengan menggunakan teknik optimasi, laju sirkulasi dapat dikurangi sekitar 30 – 40 % relatif dari proses yang konvensional. Pengurangan laju sirkulasi dapat menekan biaya modal dan operasional secara signifikan.

William (2002) melaporkan mengenai perbedaan secara ekonomi dari berbagai solven sebagai berikut.

Tabel 2.9 Perbandingan biaya operasi berbagai solven (William, 2002)

Operating cost differences	Chemical solvents	Physical solvents	Hybrid solvents
Hydrocarbon Losses	Higher	Higher	Increased losses
Meets Low CO ₂ Spec	Same	Same	Same
Meets Low H ₂ S Spec	Same	Same	Same
Energy Consumption	Lower	Higher	Lower
Operating cost	Lower	Higher	Lower
Maintenance cost	Lower	Higher	Slightly higher
Ease of Operation	Not complex	Complex	Slightly more complex
Dehydration	Not required	Required in some processes	Product still saturated
Corrosion Potential	Higher	Higher	Lower (lower loadings)
Foaming	Present	Less than chemical processes	Virtually eliminated

Berdasarkan tabel tersebut, Solven hibrida memungkinkan untuk mengurangi biaya operasional dan konsumsi energi pada kapasitas pemisahan CO₂ dan H₂S yang sama. Selain itu, Solven hibrida mampu mengatasi potensi korosi dan pembentukan busa (*foaming*).

Pertimbangan selain biaya operasional adalah biaya modal. Perbandingan biaya modal antara solven hibrida dan kimia ditampilkan sebagai berikut ini (William, 2002).

Tabel 2.10 Perbandingan biaya modal berbagai solven

Capital cost differences	Hybrid solution versus chemical solvent
Recycle compression	Not a concern
Total installed costs	Same to lower
Very large gas flow	Significant savings

Biaya operasional dan modal tersebut dipengaruhi oleh komponen-komponen sebagai berikut ini (William, 2002)

Tabel 2.11 Komponen yang mempengaruhi biaya modal dan operasional

	Operating cost	Capital cost
Circulation cost	Pump kwh, solven losses	Pump cost, solvent inventory
Reboiler Duty	Energy requirement	Affets stripper column size
Column diameter	-	Lost expensive equipment
Solven Cost	Solven Makeup	Solvent initial fill

Data-data biaya operasional dan modal untuk *gas sweetening process* dengan solven kimia dan hibrida dapat dilihat pada tabel berikut (Kellog, 1996).

Tabel 2.12 Data-data biaya operasional dan modal solven kimia dan hibrida

Process	Circulation (gas/mol AG)	Steam rate (Lb/gal)	Cost of solvent (\$/kg)	Operating cost (million \$/annum)	Capital cost (million \$/annum)
MEA	100 – 165	1,0 – 1,2	3,25	5,39	25 – 26
DEA	60 – 125	0,9 – 1,1	3,25	5,53	22 – 23
DGA	60 – 130	1,1 – 1,3	3,75	5,15	23 – 24
DIPA	140 – 200	-	4,10	5,27	21 – 22
MDEA	65 – 110	0,9 – 1,1	4,75	5,49	24 – 25
Sulfinol	55 – 105	0,8 – 1,1	3,15 – 5,10	4,58	21 – 22
K ₂ CO ₃	130 – 220	0,6 – 0,8	0,55	5,03	23 – 24
GV	7000 – 8000		3,5	5,21	30 – 31

Capital cost is for 10 MMSCFD sour gas plant

Berdasarkan tabel tersebut, MDEA memiliki keuntungan dalam hal laju sirkulasi dan kebutuhan steam yang relatif rendah dibandingkan MEA dan DEA. Namun, biaya solven MDEA paling mahal dibandingkan solven yang lain. Berdasarkan perbandingan biaya-biaya tersebut, pencampuran MEA dan DEA memungkinkan untuk menurunkan biaya disamping meningkatkan laju reaksi MDEA terhadap CO₂.

Sedangkan data-data biaya operasional dan modal untuk *gas sweetening process* dengan solven fisik dapat dilihat pada tabel berikut (Kellog, 1996).

Tabel 2.13 Data-data biaya operasional dan modal solven fisik

Process	Circulation (gasl/mol AG)	Cost of solvent (\$/kg)	Operating cost (million \$/annum)	Capital cost (million \$/annum)
Iron Sponge	-	650 – 3800 p.a	n/a	0,25 – 0,35
Molecular Sieve	-	9,10 – 15,75	n/a	6 – 7,5
FLUOR	6000 – 6500	5,75	4,95	27 – 28
Selexol®	13000 – 16000	5,5	4,85	31 – 32
Rectisol®	4500 – 5500	1,65	4,35	29 – 30
Purisol®	16000 – 17000	4,3	4,28	26 – 27
LO- CAT®	n/a	0,50	m/a	11 – 12
Stretford	N/A	13,25	4,81	28 – 30
Claus	-	14/tonne of Sulfur	5,62	30 – 35

Berdasarkan tabel tersebut, Solven Purisol® memiliki laju sirkulasi relatif rendah dengan harga solven yang relatif lebih murah. Selain itu, Biaya operasional dan modal relatif lebih rendah dibandingkan solven yang lain.

Pemilihan jenis solven harus mempertimbangkan berbagai faktor yang berpengaruh baik secara unjuk kerja maupun biaya operasional dan modal. Sehgal. (2008) melaporkan tentang perbandingan data-data biaya operasional dan modal dari berbagai solven dapat dilihat pada tabel berikut.

Tabel 2.14 Perbandingan data-data biaya operasional dan modal berbagai solven

(Sehgal, 2008)

Process Used	Physical solvent- Selexol® process	Hybrid solvent- Sulfinol process	Chemical solvent--- Hot K ₂ CO ₃ process	Chemical solvent – MEA process
Plant Investment	31250000	21500000	23450000	25250000
Direct operating cost (1000 S/Year)				
Steam @ \$ 4.50/1000kg	1692	1870	1820	2100
Electricity @ \$0.15/kwh	2005	1730	2040	2165
Cooling water @ \$39.6/1000 m ³ [\$0.15/1000gal]	25	34	36	38.5
Process Water @\$132/1000 m ³ [\$0.50/1000gal]	11.5	18	8.5	28
Gas Losses @\$30/1000m ³ (std) [0.85/1000SCF]	212.5	140.25	297.5	255
Chemical Losses @ Cost	19.55	20.5	18	22
Sub Total	3965.55	3812.75	4220	4608.5
Operating Labor	385	385	385	370
Maintenance cost @1%- 4% plant Cost	312.5	215	234.5	252.5
Plant General	190	170	195	162
Sub Total	887.5	770	814.5	784.5
Total Direct Costs	4853.05	4582.75	5034.5	5393
Indirect operating cost (1000 S/Year)				
Depreciation @ 10% plant cost	3125	2150	2345	2525
Taxes and Insurance @ 2.5% of plant Cost	781.25	537.5	586.25	631.25
Total Indirect Costs	3906.25	2687.5	2931.25	3156.25
Total Operating Costs	8759.3	7270.25	7965.75	8549.25
Cost of Profit (before @25% of plant Cost)	7812.5	5375	5862.5	6312.5
Grand Total Treating Cost dollar / year	16571.8	12645.25	13828.25	14861.75
Treating Cost - S/1000 SCF gas treated	0.46	0.35	0.38	0.41

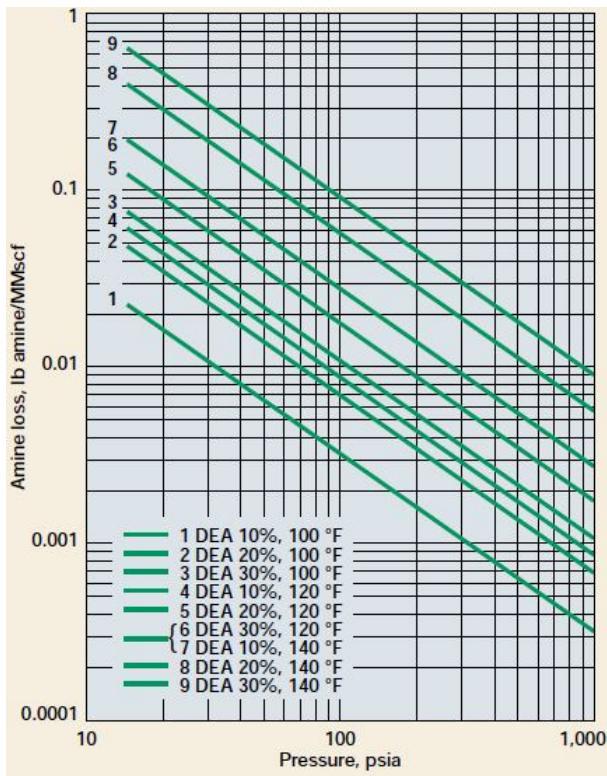
2.6 Pengaruh dari Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Amine Losses

Lanning dkk. (1994) melaporkan bahwa peringkat kehilangan amina (*amine losses*) dari tingkat paling tinggi hingga paling rendah pada *gas treating plant* yaitu *mechanical*, *entrainment*, *vaporization*, dan degradasi. Selain pada fasa gas, amina

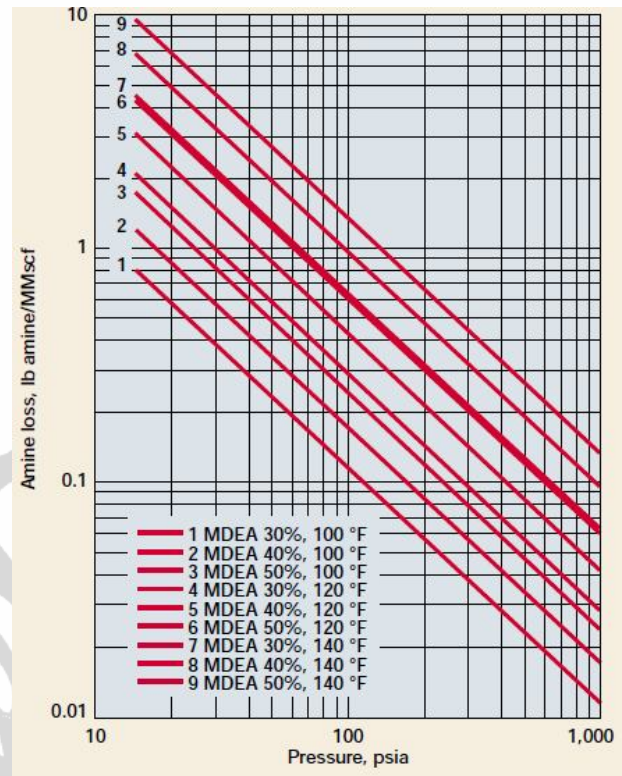
juga mengalami kehilangan pada fasa cair dimana peringkat kehilangan amina secara berurutan menjadi *mechanical*, *liquid entrainment*, dan kelarutan (*solubility*). Penanganan kehilangan amina dilakukan dengan memelihara secara periodik, memonitor dan mengendalikan *make up amines*.

Kehilangan amina pada *vaporization* berkaitan dengan tekanan uap alkanolamina aliran gas dalam larutan absorber. Banyaknya fasa uap alkanolamina dikendalikan oleh kondisi operasi *absorber*, *stripper*, dan *flash tank vent*. Kehilangan amina berada dalam area pada unit-unit tersebut. Parameter-parameter yang mempengaruhi banyaknya amina teruapkan adalah temperatur, tekanan, dan konsentrasi amina. Parameter tersebut berada dalam kesetimbangan dengan tekanan uap amina di dalam larutan dan tekanan parsial amina di dalam aliran gas. Peningkatan temperatur dan/atau penurunan tekanan meningkatkan jumlah amina yang teruapkan sebagai akibat dari kenaikan tekanan uap. Kehilangan amina pada fasa gas tersebut harus diganti dengan mengumpankan *make up amina* ke dalam fasa gas untuk menjaga kesetimbangan.

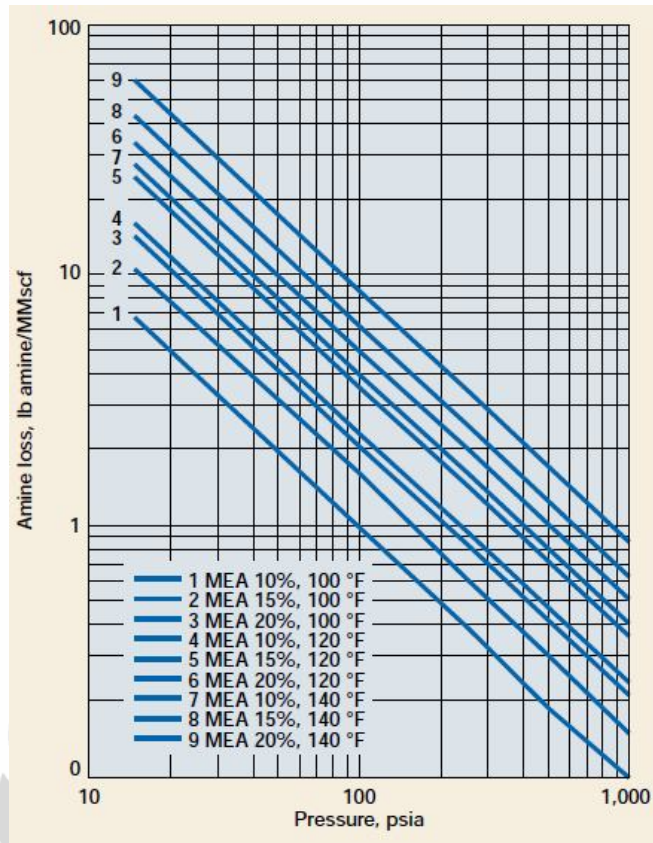
Kehilangan amina yang teruapkan dapat dihitung untuk masing-masing solven berdasarkan tekanan uap dari amina, temperatur, dan tekanan. Gambar 2.22, gambar 2.23, dan gambar 2.24 menampilkan prediksi *amine vaporization losses* untuk MEA, DEA, dan MDEA yang dikembangkan dari komponen murni dengan asumsi larutan ideal mengikuti Hukum Raoult. Karena grafik-grafik tersebut berada dalam fasa kesetimbangan, maka kehilangan amina aktual lebih rendah dibandingkan prediksi.



Gambar 2.22 DEA vaporization losses (Lanning, 1994)



Gambar 2.23 MDEA vaporization losses (Lanning, 1994)



Gambar 2.24 MEA vaporization losses (Lanning, 1994)

Pemodelan laju kehilangan amina (*amine losses*) tersebut menjadi metode untuk memprediksi laju kehilangan amina. Laju kehilangan amina dapat ditentukan dari tekanan operasi, jenis amina, komposisi amina, dan temperatur operasi. Berdasarkan gambar 2.22, laju kehilangan DEA paling tinggi 1 lb amina/MMSCF diperoleh pada tekanan paling rendah 10 Psia, konsentrasi paling pekat 30 % wt, dan suhu paling tinggi 140 °F. Laju kehilangan DEA maksimal lebih rendah dibandingkan laju kehilangan MDEA maksimal 1 lb amina/MMSCF yang diperoleh pada tekanan paling rendah 10 Psia, konsentrasi paling pekat 50 % wt, dan suhu paling tinggi 140 °F seperti pada gambar 2.23. Amine primer MEA memiliki laju kehilangan amina yang paling tinggi dibandingkan DEA dan MDEA, dimana laju kehilangan maksimal 100 lb amina/MMSCF yang diperoleh pada tekanan paling rendah 10 Psia, konsentrasi paling pekat 50 % wt, dan suhu paling tinggi 140 °F seperti pada gambar 2.24.

2.7 Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA terhadap Foaming

Pencampuran fasa gas dan cairan di dalam kolom absorber menyebabkan sebagian gas tertinggal di dalam fasa cairan, membentuk emulsi atau busa. *Foaming* memiliki dampak negatif diantaranya pengurangan efisiensi kolom, kehilangan larutan yang terbawa di fasa *lean gas*, pengerakan pada peralatan, peningkatan hilang tekan sepanjang absorber. Pengalaman lapangan membuktikan bahwa kecenderungan *foaming* berkaitan dengan konsentrasi amina. Amina dengan konsentrasi tinggi (*strength amines*) sering menimbulkan masalah *foaming*. Ratio laju gas-cairan yang tinggi akan menimbulkan turbulensi sehingga gas akan terlarut ke dalam cairan (droplet). Laju gas yang tinggi menyebabkan droplet yang terbentuk (*foaming*) terbawa ke dalam *sweet gas* dan berpontesi menyebabkan permasalahan pada peralatan hilir seperti kompresor gas. Oleh karena itu, *mist eliminator* berfungsi untuk mencegah droplet terbawa ke dalam fasa gas.

Pada kasus yang paling banyak, kontaminasi larutan dapat diidentifikasi sebagai penyebab terjadinya *foaming*. Sumber yang paling banyak dari kontaminan adalah komponen hidrokarbon (C3+) dalam aliran *sour gas*. Kondensasi dari komponen tersebut di dalam absorber membentuk fasa organik ketiga yang dapat menimbulkan *foaming*. Aliran sirkulasi amina ke dalam kontaktor membawa sebagian hidrokarbon tersebut yang mampu meningkatkan *foaming*.

Selain komponen hidrokarbon (C3+), *Heat stable salts* secara tidak langsung memiliki kontribusi terhadap *foaming* melalui korosi. Partikulat dari produk korosi dapat membentuk sisi inti (*nucleation site*) untuk terjadinya *foaming*. Oleh karena itu, pencegahan *foaming* dilakukan dengan meminimalkan kandungan kontaminan hidrokarbon berat melalui instalasi pemisah gas cairan (gas/liquid separator). Meskipun reklaimer digunakan pada proses absorpsi dengan alkanolamina MEA, DGA, dan DIPA, pencampuran dengan MDEA mampu mengurangi *foaming*.

Pengaruh pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA pada penelitian ini meningkatkan kecenderungan terjadinya *foaming*. Hal ini dapat dievaluasi dari kekuatan amina (*amine strength*) dimana MEA merupakan amina yang paling reaktif diiukti dengan DEA dan MDEA. Pencampuran DEA atau MEA di satu sisi mampu meningkatkan kinerja solven MDEA terhadap absorpsi CO₂ namun di sisi lain

pencampuran tersebut menimbulkan *foaming*. Oleh karena itu, pencampuran amina MEA atau DEA ke dalam MDEA memiliki batasan tertentu dimana pencampuran dengan DEA lebih baik dibandingkan MEA.

Jika *foaming* telah terjadi, pengendalian dilakukan dengan *antifoam* untuk menjaga unjuk kerja proses saat berjalan. Antifoam yang ditambahkan merupakan surfaktan yang bisa menimbulkan *foaming*. Oleh karena itu, jumlah *antifoam* harus dioptimasi sesuai dengan kebutuhan untuk menghilangkan *foaming* dengan sebuah detektor. *Foaming* terbentuk pada signal lebih besar dari 4 mA yang dideteksi oleh sebuah detektor dengan rentang 4 – 20 mA pada bagian atas kolom kontaktor. Selanjutnya signal tersebut akan diteruskan untuk menentukan laju injeksi antifoam yang digunakan. Laju injeksi ditentukan dari sebuah detektor dengan rentang signal 4 – 20 mA.

Selain injeksi antifoam, masalah *foaming* dapat dicegah dengan pencucian sistem dari deposit pada permukaan dimana pencucian terakhir harus menggunakan larutan MDEA 2 – 5 % untuk mencegah kesalahan pada saat *startup*.

Minor foaming dapat menyebabkan penurunan efisiensi absorpsi dan/atau stripping. *Major foaming* dapat menyebabkan *tray flooding*. Gejala umum *major foaming* adalah :

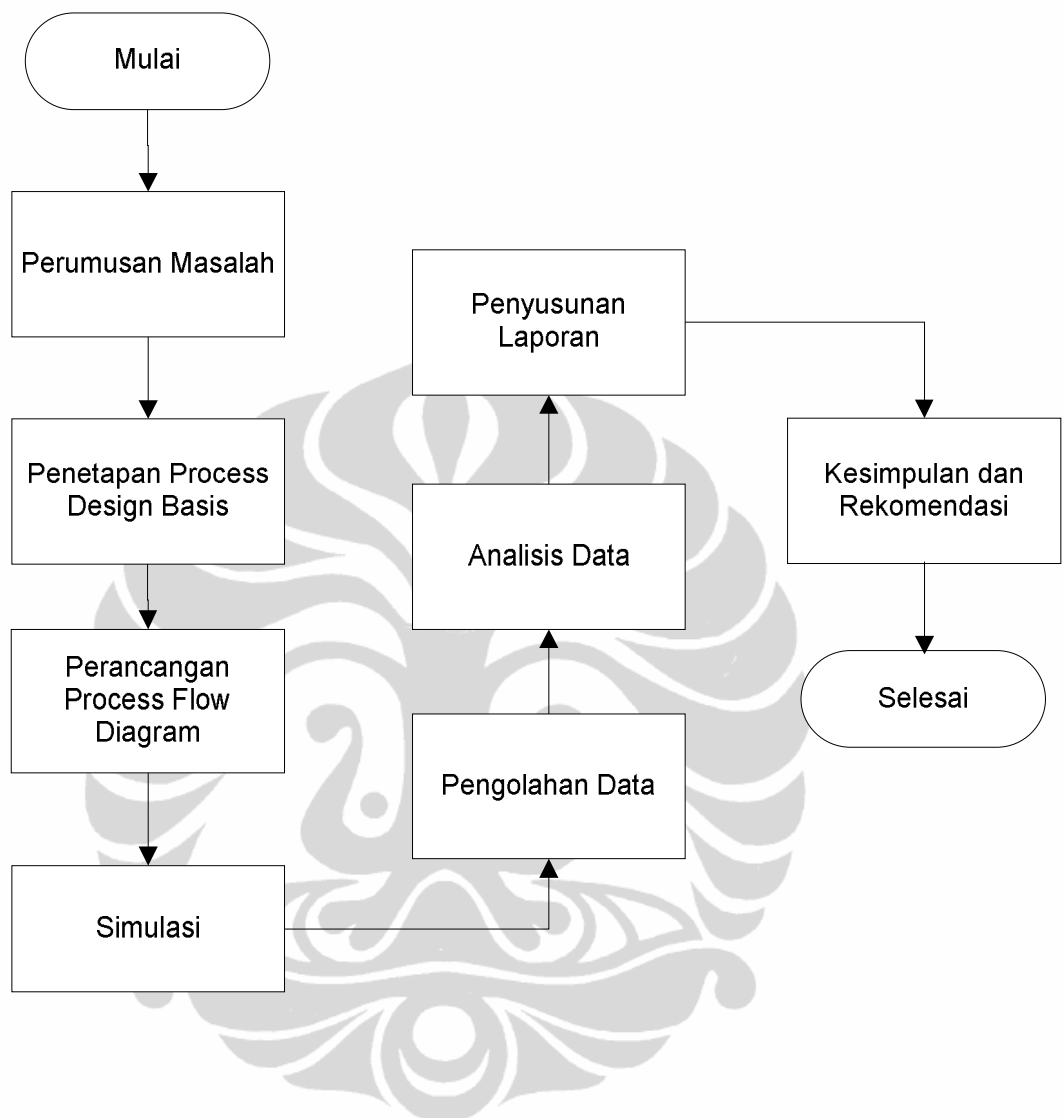
- *Level tower* dan *bottom rate* yang rendah/tidak menentu.
- *Offgas rate* yang tidak menentu.
- *Liquid carryover*.
- *Tower pressure differential* meningkat/tidak menentu.

Foaming di dalam regenerator biasanya disebabkan oleh *buildup hydrocarbon* di refluks. Jika kondisi regenerator tidak stabil, maka *purging reflux* merupakan *corrective action* yang dapat dicoba. Seharusnya *buildup hydrocarbon* dapat dihindari dengan adanya *carbon filtration*. Jika injeksi antifoam diperlukan, maka penggunaannya harus diminimumkan dengan dua alasan: Antifoam sendiri merupakan surfactant, dan dosis antifoam yang berlebihan dapat menyebabkan *foaming*. Antifoam diserap oleh carbon sehingga dapat mengurangi kapasitas carbon menyerap senyawa hydrocarbon penyebab *foaming*. *Silicone based antifoam* tidak diperbolehkan digunakan diunit amine (harus *water based antifoam*), karena akan menyebabkan *fouling* pada peralatan.

Foaming pada sistem alkanolamina disebabkan oleh kontaminan (*foaming initiator*), padatan (*foaming stabilization*), dan kecepatan gas yang tinggi. Beberapa agen *foaming* dan sumbernya ditampilkan pada tabel berikut.

Tabel 2.15 Sumber dan pengaruh *foaming* pada sistem alkanolamina

Organic acids	Cracked hydrocarbon Inlet gas Makeup water
Condensed hydrocarbons	Rich natural gas Lean amine cooler than inlet gas
Water contaminans	Process or city water
Iron sulfide solids	Inlet gas from sour well formation



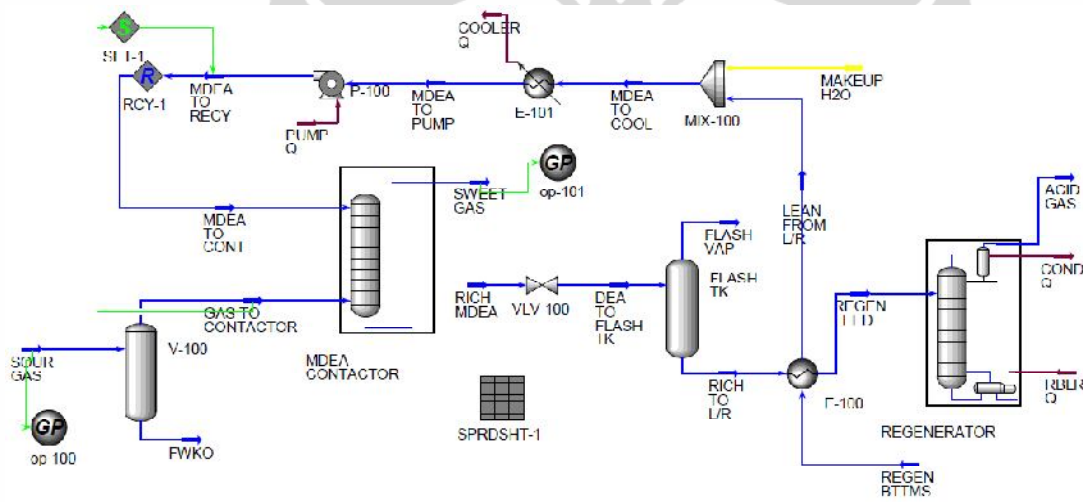
Gambar 3.1 Bagan alir proses penelitian

3.2 Simulasi

Simulasi dilakukan dengan membangun model simulasi untuk *gas sweetening plant* yang dimulai dengan memilih model *fluid package*, mengisi data gas umpan, melengkapi kondisi operasi dan laju alir umpan. Setelah itu, pengembangan model simulasi dilaksanakan dengan melengkapi peralatan proses dan utilitasnya. Setelah diagram alir proses (*process flow diagram*), proses simulasi dilanjutkan dengan mengkonvergenkan regenerator. *Process flow diagram*, yang telah konvergen (*robust*), akan digunakan sebagai model simulasi absorpsi CO₂ dan H₂S pada gas

sweetening plant dengan campuran amina DEA-MDEA dan MEA-MDEA. Prosedur-prosedur simulasi ditampilkan sebagai berikut ini.

- Memilih model *fluid package*. *Amine Package* akan digunakan sebagai model dalam penelitian ini. Pemilihan model termodinamikan ini disesuaikan dengan jenis senyawa yang digunakan.
- Mengisi data gas umpan yang terdiri dari jenis senyawa serta komposisinya.
- Mengisi parameter-paramater proses pada aliran *sour gas* yang meliputi tekanan, suhu, dan laju alir.
- Merancang diagram alir proses (*Process Flow Diagram*) dari *Gas Sweetening Plant* yang akan dianalisis. Perancangan diambil berdasarkan sampel *SIMULATOR PROCESS Gas Sweetening Plant*. Diagram alir terdiri dari unit absorber, regenerator, scrubber, pompa, pemanas, pendingin, *mixer*, dan *splitter*.



Gambar 3.2 Diagram alir proses simulasi

Rancangan proses yang digunakan dalam penelitian ini diuraikan sebagai berikut.

- Amine Contactor

Pada kolom ini, *sour gas* dari bagian bawah kontaktor dikontakkan secara berlawanan dengan *lean amine* dari bagian atas. Pada proses ini, CO_2 dan H_2S diabsorpsi amina dimana *sweet gas* pada bagian atas akan menuju proses selanjutnya. Perbedaan tekanan antara bagian bawah dan atas kolom kontaktor adalah 5 Psig. Efisiensi yang digunakan untuk CO_2 dan H_2S

masing-masing adalah 0,30 dan 0,60 sesuai dengan rekomendasi *simulation basis* (ASPEN HYSYS Simulation Basis).

- Throttling Valve

Throttling valve digunakan untuk mengekspansi tekanan tinggi dari amina kotor (*rich amine*). Hal ini dilakukan dengan penurunan tekanan gas sebelum memasuki *flash tank*.

- Flash Tank

Gas dari *throttling valve* selanjutnya *di-flashed* untuk menghilangkan komponen-komponen hidrokarbon yang terbawa dalam amina kotor. Unit recovery bisa ditambahkan untuk mengatasi masalah ini. Flash tank horizontal digunakan untuk mencegah *foaming* (Ikoku, 1980). Keluaran bagian atas *flash tank* dapat digunakan sebagai *fuel gas*.

- Amine-Amine Heat Exchanger

Rich/Lean Exchanger adalah sebuah alat pemanfaatan kembali panas dimana solven keluaran reboiler digunakan untuk memanaskan amina kotor masukan regenerator. Pada simulasi ini, Shell & Tube TEMA type E digunakan dengan pressure drop 10 Psi dan asumsi tidak ada panas yang hilang.

- Amine Regenerator

Berdasarkan jenis solven yang digunakan, biasanya kolom dirancang 20 *tray*. Pada simulasi ini, kolom dirancang 18 *tray* untuk memisahkan CO₂ dari amina kotor (*rich amine*). Solven fisika membutuhkan lebih banyak solven. *Tray* memiliki diameter sekitar 4 m dengan 0,5 *spacing*. Material yang digunakan pada *tray* adalah *stainless steel* untuk mengatasi kondisi yang korosif. Efisiensi yang digunakan untuk CO₂ dan H₂S masing-masing adalah 0,15 dan 0,80 sesuai dengan rekomendasi *simulation basis* (ASPEN HYSYS Simulation Basis).

- Amine Cooler, Reflux Condenser

Air-cooled, forced draft dengan *automatic louvers* digunakan untuk mengendalikan temperature. Pipa condenser dirancang dengan material *stainless steel* untuk menyesuaikan dengan kondisi *acid gas*.

- *Reflux Accumulator*
Vessel ini berfungsi untuk memisahkan *reflux water* dan *water-saturated acid gases*. Air dipompa kembali ke dalam amine still dan acid gas menuju ventilasi, incinerator, atau sulfur recovery unit. *Reflux accumulator* dengan ketebalan 4" hingga 8" mist pad sering digunakan pada pengolahan gas dengan amina.
 - *Solvent Reboiler*
Reboiler berfungsi untuk meregenerasi amina di dalam kolom regenerator. Panas yang dipasok dari reboiler digunakan untuk mendesorpsi CO₂ dan H₂S dari *rich amine*.
 - Pendingin (*cooler*)
Pendingin (*cooler*) digunakan untuk memastikan bahwa fluida yang akan dikirim ke pompa tidak mengandung uap atau gas yang dapat merusak pompa (kavitasi).
 - Pompa
Pompa digunakan untuk melakukan sirkulasi solven amina menuju absorber dengan tekanan discharge sesuai pada tekanan operasional absorber.
- e) Menspesifikasikan tekanan dan suhu pada kondenser dan reboiler untuk mengkonvergenkan kolom absorber.
 - f) Menspesifikasikan tekanan, suhu, ratio refluks, dan laju ventilasi untuk mengkonvergenkan kolom regenerator.
 - g) Simulasi akan dikembangkan untuk berbagai variasi yang terdiri dari jenis dan komposisi amina, serta laju alir sirkulasi. Investigasi yang akan dilakukan mencakup profil komposisi CO₂ dan H₂S pada aliran *sweet gas* dan kolom regenerator, profil temperatur amina kotor (*rich amine*), temperatur reboiler, dan pengurangan air (*water lossess*).

3.3 Optimasi dan Kajian Ekonomi pada Gas Sweetening Plant

Optimasi bertujuan untuk meningkatkan keuntungan dengan biaya seminimal mungkin. Pada penelitian ini, Model *gas sweetening plant* yang telah konvergen (*robust*) akan dioptimasi untuk menghasilkan unjuk kerja optimal terhadap

pemisahan *acid gas* dengan biaya yang ekonomis. Pengaruh dari campuran amina dioptimalkan terhadap unjuk kerja pemurnian sour gas dari H₂S dan CO₂, penurunan *acid loading*, peningkatan laju kehilangan amina, peningkatan laju kehilangan air, dan peningkatan konsumsi energi.

Kajian ekonomi pada campuran amina ini dilakukan dengan menganalisis biaya yang terdiri dari biaya modal dan operasional. Biaya modal dievaluasi berdasarkan laju sirkulasi solven pada tingkat harga yang berlaku di pasaran. Sedangkan biaya operasional dievaluasi berdasarkan konsumsi energi pada pompa dan reboiler. Hasil akhir simulasi adalah jenis dan komposisi campuran amina yang optimal dalam memisahkan gas CO₂ dan H₂S dalam *sour gas* dengan tingkat harga yang ekonomis. Secara garis besar solusi untuk permasalahan ditunjukkan pada Persamaan 3.1.

$$Total\ Cost = \sum_{i=1}^n F_i S_i + \sum_{i=1}^n E_i P e_i + \sum_{i=1}^n AL_i S_i + \sum_{i=1}^n WL_i P w \quad \dots (3.1)$$

Keterangan:

F_i = Laju sirkulasi solven alkanolamina (i)

S_i = Harga solven alkanolamina (i)

E_i = Konsumsi energi dari solven alkanolamina (i)

$P e_i$ = Harga energi per satuan waktu (Rp/kwh)

AL_i = Laju kehilangan amina/ amine losses (i)

WL_i = Laju kehilangan air/ water losses dari campuran amina (i)

$P w$ = Harga pelarut air

Persamaan 3.1 menunjukkan total dari biaya modal dan operasional akibat pencampuran amina DEA-MDEA atau MEA-MDEA. Suku pertama pada persamaan tersebut merepresentasikan biaya modal dari laju sirkulasi amina yang dibutuhkan untuk mengabsorpsi gas asam. Biaya ini hanya dikeluarkan pada saat penggantian laju sirkulasi amina. Sedangkan suku kedua hingga keempat masing-masing merepresentasikan besarnya biaya energi, peningkatan laju kehilangan amina, dan peningkatan laju kehilangan air akibat kenaikan energi dari pencampuran amina.

Suku-suku tersebut merupakan biaya operasional yang dari proses absorpsi dengan campuran amina. Berdasarkan persamaan tersebut dapat dilihat pengaruh jenis dan komposisi alkanolamina terhadap biaya total. Harga solven campuran alkanolamina (S_i) diperoleh dari harga masing-masing solven pada komposisi campurannya pada persamaan 3.2.

$$S_i = x_{MDEA} S_{MDEA} + x_{MEA} S_{MEA} + x_{DEA} S_{DEA} \quad \dots (3.2)$$

$$x_{MDEA} + x_{MEA} + x_{DEA} = 0,35 \quad \dots (3.3)$$

Keterangan:

S_{MDEA} = Harga solven MDEA

S_{MEA} = Harga solven MEA

S_{DEA} = Harga solven DEA

Campuran solven amina DEA-MDEA dan MEA-MDEA ditentukan pada basis 35 % wt amina total seperti pada persamaan 3.3. Pelarut air memiliki komposisi 65 % wt di dalam larutan solven tersebut. Biaya energi Pe_i diperoleh pada harga yang berlaku saat ini di Indonesia. Konsumsi energi (E_i) diperoleh dari konsumsi energi pompa dan reboiler pada Simulator Proses. Laju kehilangan amina (AL_i) dan pelarut air (WL_i) diperoleh dari Simulator Proses untuk pencampuran dari kedua kasus tersebut.

3.4 Variasi Penelitian

Variabel penelitian terdiri dari variabel bebas, variabel terikat, dan variabel tetap. Variabel bebas adalah variabel yang dibuat bebas dan bervariasi meliputi jenis amina pencampur DEA/MEA, komposisi amina pencampur DEA/MEA, dan tekanan kolom absorber. Variabel terikat adalah variabel yang muncul akibat adanya variabel bebas tersebut diantaranya fraksi CO_2 dan H_2S *sweet gas*, *acid gas loading*, konsumsi energi, laju kehilangan amina (*amine losses*), laju kehilangan air (*water losses*), laju *makeup water*, dan nilai kalori LHV *sweet gas*. Variabel tetap adalah variabel yang dibuat tetap dan tidak terpengaruh oleh variabel lain diantaranya laju

sour gas, kondisi operasi *sour gas*, efisiensi absorber, efisiensi regenerator, dan laju sirkulasi amina. Monodietanolamina (MDEA) digunakan sebagai solven basis dengan penambahan dietanolamina (DEA) atau monoetanolamina (MEA) hingga 5 % wt dari total larutan amina. Gas alam yang akan disimulasikan memiliki laju 20 MMSCFD dengan komposisi bervariasi untuk 2 kasus. Kasus 1 memiliki komposisi 5 % CO₂ (47.609 ppmv), 1 % mol H₂S (7.860 ppmv), serta hidrokarbon ringan. Kasus 2 memiliki komposisi 10 % CO₂ (96.966 ppmv) dan 1 % mol H₂S (7.860 ppmv), serta hidrokarbon ringan.

3.5 Analisis Data

Data-data yang akan dianalisis terdiri dari data yang merupakan variabel terikat sebagai berikut.

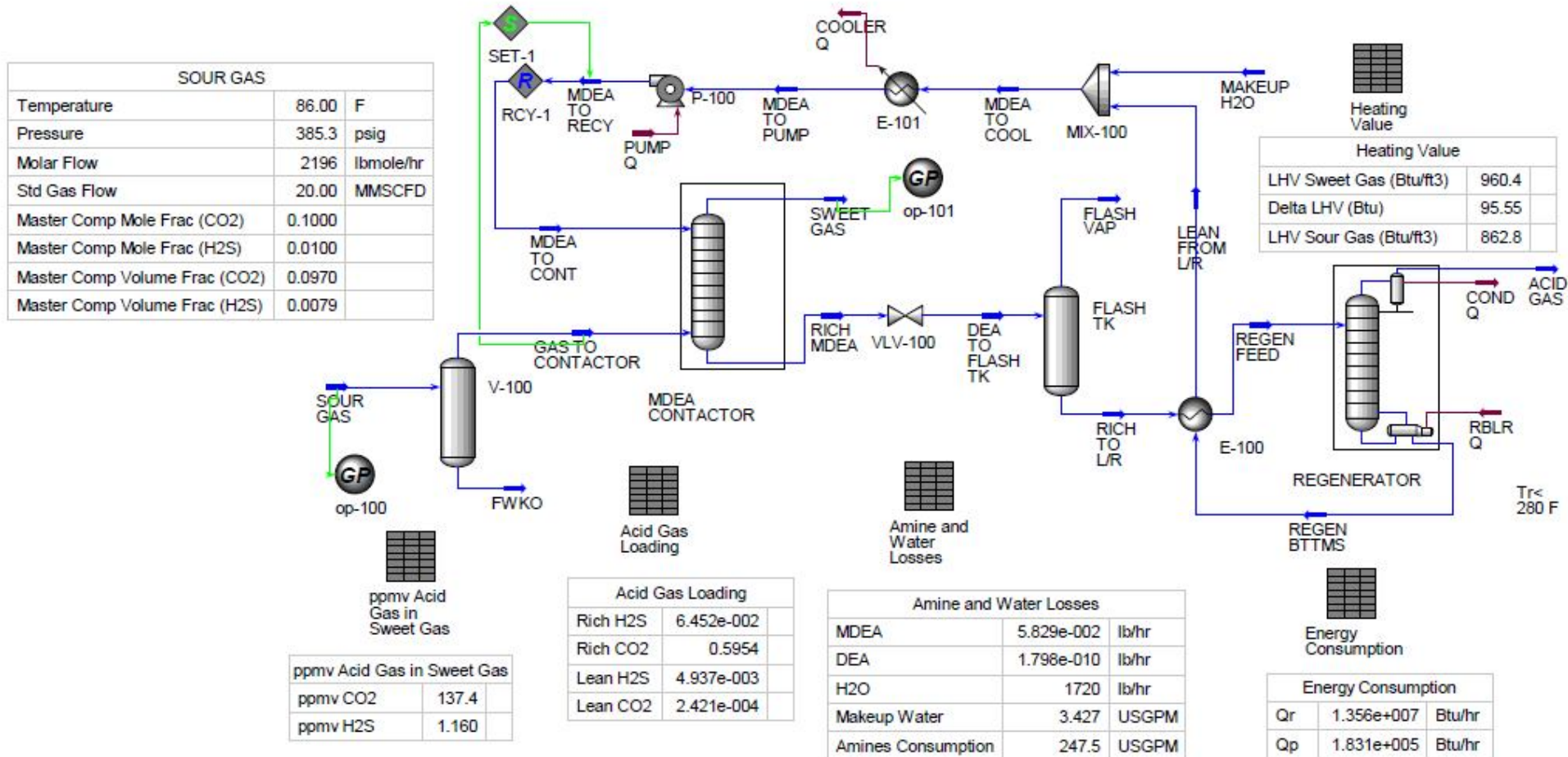
- a. Fraksi H₂S pada aliran *sweet gas*,
- b. Fraksi CO₂ pada aliran *sweet gas*,
- c. *Rich loading (mol acid gas / mol amines)*
- d. *Lean loading (mol acid gas / mol amines)*
- e. Laju kehilangan amina (*amine losses*),
- f. Laju kehilangan air (*water losses*),
- g. Laju *makeup water*
- h. Energi pada pompa dan reboiler
- i. Nilai kalori gas (*Heating Value*)

BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN

Hasil penelitian dan pembahasan diarahkan untuk menemukan komposisi optimal amina terhadap pemurnian CO₂ dan H₂S dari sour gas. Variasi amina DEA atau MEA dari 0 – 5 % wt dicampurkan ke dalam solven MDEA pada basis 35 % wt amina total dalam pelarut air. Pengotor CO₂ dan H₂S dari gas tersebut harus dimurnikan sebelum gas tersebut dikirim sebagai umpan gas pada pabrik pencairan gas alam dengan beberapa pertimbangan di antaranya mencegah pembekuan CO₂ pada proses pencairannya, *plugging lines*, penurunan efisiensi proses, korosi, serta menjaga kelestarian lingkungan. Umpan gas LNG tersebut harus memenuhi spesifikasi umpan gas pada pabrik LNG dimana komposisi gas CO₂ < 50 ppmv dan H₂S < 4 ppmv seperti pada tabel 2.3.

Tujuan penelitian ini adalah menemukan variasi amina dan komposisi optimal untuk memurnikan CO₂ dan H₂S dengan biaya yang ekonomis baik biaya modal maupun operasional. Optimalisasi jenis dan komposisi dari campuran amina dilakukan dengan software Simulator Proses dengan *amine package* sebagai basis perhitungan. Unjuk kerja campuran dianalisis berdasarkan komposisi keluaran gas H₂S dan CO₂ dalam *sweet gas*, *acid gas loading*, konsumsi energi pompa dan reboiler, laju kehilangan amina (*amine losses*), laju kehilangan air (*water losses*) dan laju korosi.

Gas alam yang akan disimulasikan memiliki laju 20 MMSCFD dengan komposisi bervariasi untuk 2 kasus. Kasus 1 memiliki komposisi 5 % CO₂ (47.609 ppmv), 1 % mol H₂S (7.860 ppmv), serta hidrokarbon ringan. Kasus 2 memiliki komposisi 10 % CO₂ (96.966 ppmv) dan 1 % mol H₂S (7.860 ppmv), serta hidrokarbon ringan. Pengaruh tekanan terhadap unjuk kerja pemurnian diinvestigasi dengan mengevaluasi variasi tekanan pada tekanan rendah 400 Psia dan tekanan tinggi 800 Psia. Selain itu, penelitian mencakup investigasi unjuk kerja pencampuran MEA atau DEA ke dalam MDEA untuk mengurangi laju sirkulasi dan mengatasi kenaikan komposisi *acid gas* pada gas umpan dengan variasi kenaikan 0.1 % mol – 1 % mol CO₂. Proses pemisahan CO₂ dan H₂S menggunakan serangkaian alat proses yang terdiri dari kontaktor, *regenerator*, pompa, *scrubber*, *mixer*, serta unit penukar panas seperti yang ditampilkan pada gambar 4.1.



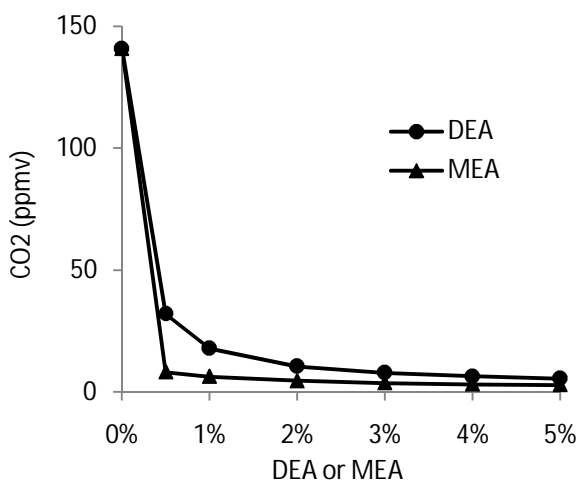
Gambar 4.1 Diagram alir proses absorpsi CO₂ dan H₂S dari *sour gas* yang digunakan pada simulasi.

4.1 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA terhadap Absorpsi CO₂ dan H₂S

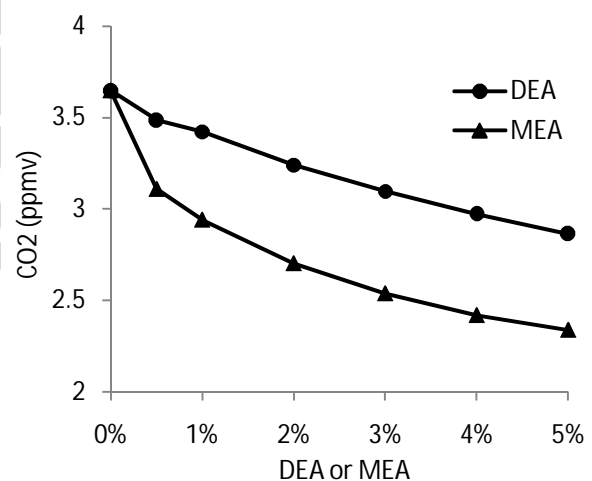
Variasi amina pencampur DEA atau MEA, komposisinya serta tekanan absorber menjadi parameter berpengaruh dalam pemurnian CO₂ dan H₂S seperti yang telah dijelaskan pada bagian pembahasan sebelumnya. Hasil simulasi diperoleh dari variasi amina (DEA atau MEA), komposisi pencampur dari 0 – 5 % wt, tekanan 400 atau 800 Psia, serta pada laju sirkulasi solven minimum untuk tiap kasus. Laju sirkulasi solven minimum diperoleh dari laju sirkulasi masukan pada aliran MDEA TO COOL pada gambar 4.1 dimana simulasi masih dapat mencapai kekonvergenan (*robust*).

4.1.1 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA dan Tekanan terhadap Absorpsi 5 % CO₂ dan 1 % H₂S pada Kasus 1

Pengaruh pencampuran DEA atau MEA dari 0 – 5 % wt ke dalam solven MDEA serta tekanan absorber terhadap pemurnian 5 % mol CO₂ (47.609 ppmv) *sour gas* pada kasus 1 dapat dilihat pada 4.2 dan 4.2 sebagai berikut.



Gambar 4.2 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO₂ *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.



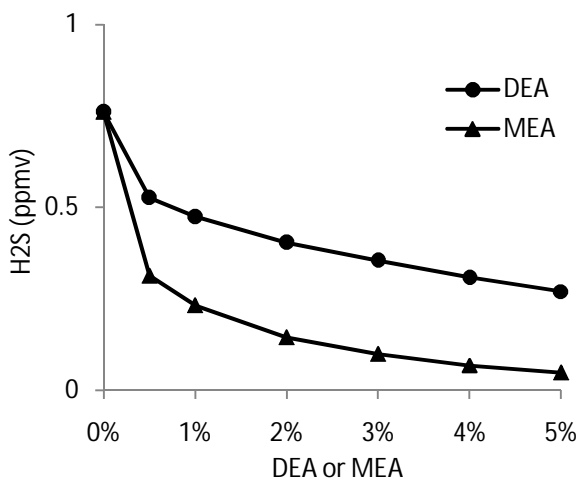
Gambar 4.3 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO₂ *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.

Hasil simulasi pada gambar 4.2 menunjukkan bahwa 35 % MDEA hanya mampu memurnikan *sour gas* dari 5 % mol (48.476 ppmv) CO₂ menjadi 140,68 ppmv CO₂. Pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total dan tekanan 400 Psia mampu memurnikan *sour gas* untuk memenuhi spesifikasi umpan LNG dimana CO₂ tidak melebihi 50 ppmv CO₂. Pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total mampu memurnikan *sour gas* dari 140.68 ppmv CO₂ hingga 5,51 ppmv CO₂ dan 2,94 ppmv CO₂. Variasi dari pencampur MEA dan komposisi 0,5 % wt MEA memiliki unjuk kerja yang lebih baik dalam pemurnian *sour gas* dari CO₂ dibandingkan DEA pada komposisi yang sama.

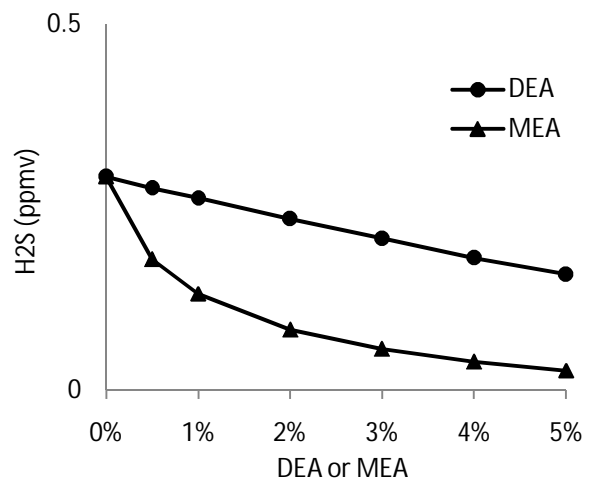
Pengaruh dari peningkatan tekanan terhadap pemurnian *sour gas* dari CO₂ dievaluasi berdasar hasil simulasi pada gambar 4.3. Pada tekanan tinggi 800 Psia, solven MDEA murni dengan komposisi 35 % wt mampu memurnikan *sour gas* dari CO₂ hingga 3,65 ppmv CO₂ dimana gas tersebut telah memenuhi spesifikasi gas umpan LNG. Pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total hanya mampu memurnikan *sour gas* dari CO₂ masing-masing hingga 2.86 ppmv CO₂ dan 2,34 ppmv CO₂.

Hasil simulasi pada kasus 1 membuktikan bahwa pengaruh dari variasi amina DEA atau MEA dan komposisinya tidak memurnikan *sour gas* dari CO₂ secara signifikan pada tekanan tinggi 800 Psia. Pengaruh dari variasi amina dan komposisinya hanya efektif memurnikan *sour gas* dari CO₂ pada tekanan rendah 400 Psia dengan komposisi yang optimal dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA adalah pencampuran 5 % wt DEA ke dalam 30 % MDEA pada basis 35 % total amina dalam pelarut air.

Pengaruh dari variasi DEA atau MEA, komposisinya, dan tekanan terhadap pemurnian *sour gas* yang mengandung 1 % mol H₂S *sour gas* dalam kasus 1 dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.4 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H₂S *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.



Gambar 4.5 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H₂S *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 153,5 USGPM.

Hasil simulasi pada gambar 4.4 menunjukkan bahwa solven murni MDEA dengan komposisi 35 % wt mampu memurnikan *sour gas* yang mengandung 1 % H₂S (7.860 ppmv) hingga 0,76 ppmv H₂S. Pada laju sirkulasi yang sama 153,5 USGMP, pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total hanya mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S tersebut hingga 0,27 ppmv H₂S dengan campuran DEA-MDEA dan 0,05 ppmv CO₂ dengan campuran MEA-MDEA. Unjuk kerja MDEA baik dengan pencampuran atau tanpa pencampuran mampu memurnikan *sour gas* tersebut hingga memenuhi spesifikasi gas umpan LNG dimana gas tidak mengandung lebih dari 4 ppmv H₂S.

Pengaruh dari peningkatan tekanan terhadap pemurnian *sour gas* dari H₂S dievaluasi berdasarkan hasil simulasi pada gambar 4.5. Penggunaan solven murni MDEA dengan komposisi 35 % wt mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S hingga 0,29 ppmv H₂S dimana gas telah memenuhi spesifikasi umpan LNG. Pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total hanya mampu memurnikan *sour gas* tersebut masing-masing hingga 0,16 ppmv H₂S dalam campuran DEA-MDEA dan 0,03 ppmv H₂S dalam campuran MEA-MDEA.

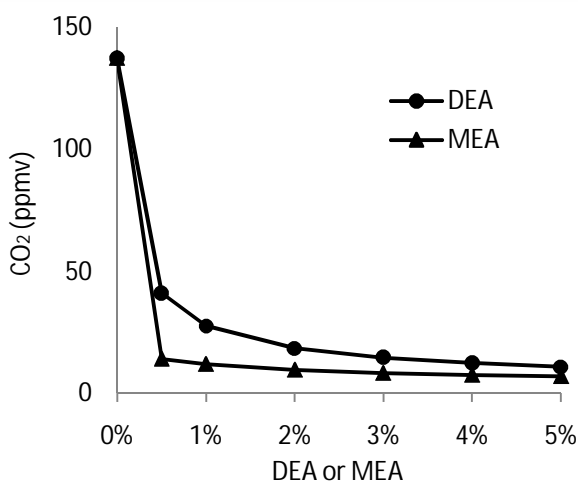
Hasil simulasi membuktikan bahwa pengaruh dari variasi amina DEA atau MEA dan komposisinya tidak memurnikan *sour gas* dari H₂S secara signifikan baik pada tekanan rendah 400 Psia maupun tekanan tinggi 800 Psia. Unjuk kerja amina MDEA murni mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S hingga memenuhi spesifikasi gas umpan LNG.

Polasek dkk. (1992), Aliabadi dkk. (2009), dan Abedeni dkk. (2010) melaporkan bahwa penambahan DEA ke dalam MDEA lebih efektif pada tekanan rendah dibandingkan pada tekanan tinggi untuk mengolah *sour gas* yang mengandung 5 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S. Pada tekanan rendah, MDEA tidak baik dalam menyerap (*picking*) CO₂ dari *sour gas* seperti yang ditampilkan dari hasil simulasi pada gambar 4.2 dan 4.4. Penambahan amina yang lebih reaktif dapat meningkatkan kemampuan solven untuk menyerap CO₂. Sebaliknya pada tekanan tinggi, MDEA mampu mereduksi CO₂ dan H₂S hingga memenuhi spesifikasi gas umpan LNG seperti yang ditampilkan pada gambar 4.3 dan 4.5.

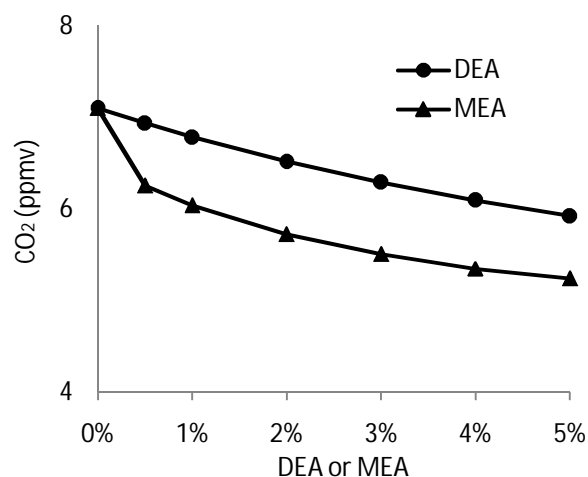
Maddox. (1998) melaporkan bahwa laju reaksi MDEA terhadap CO₂ sangat rendah dibandingkan DEA atau MEA seperti yang dapat dilihat pada tabel 2.2. MDEA bereaksi dengan CO₂ di dalam kolom absorber sesuai dengan reaksi (10) dengan konstanta laju reaksi $k_1'' = 5,4 \text{ L mol}^{-1}\text{s}^{-1}$. Laju reaksi MDEA terhadap CO₂ berjalan sangat lambat dibandingkan DEA atau MEA masing-masing dengan nilai 1.500 dan 7.600 $\text{L mol}^{-1}\text{s}^{-1}$. Oleh karena itu, pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA mampu mereduksi CO₂ hingga memenuhi spesifikasi umpan gas LNG seperti pada gambar 4.2 dan 4.4. Kohl dkk. (1997) melaporkan reaksi dalam campuran MEA-MDEA terhadap CO₂ pada reaksi (14). Selanjutnya Kriebel dkk (1998) melaporkan bahwa amina primer memiliki kemampuan absorpsi yang lebih kuat dibandingkan amina sekunder, dimana amina sekunder lebih kuat dibandingkan amina tersier.

4.1.2 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA dan Tekanan terhadap Absorpsi 10 % CO₂ dan 1 % H₂S pada Kasus 2

Pengaruh pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA dan tekanan terhadap pemurnian *sour gas* yang mengandung 10 % mol CO₂ dalam kasus 2 dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.6 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO₂ *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.



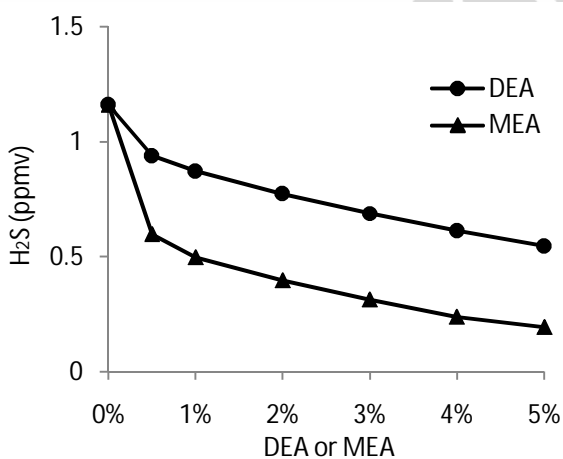
Gambar 4.7 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap CO₂ *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.

Hasil simulasi pada gambar 4.6 menunjukkan bahwa 35 % MDEA hanya mampu memurnikan *sour gas* yang mengandung 96.966 ppmv atau 10 % CO₂ menjadi 137,37 ppmv CO₂. Pencampuran dari 0,5 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total dan tekanan 400 Psia mampu memurnikan *sour gas* dari CO₂ untuk memenuhi spesifikasi gas umpan LNG dimana gas tersebut tidak mengandung lebih dari 50 ppmv CO₂. Pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total mampu memurnikan *sour gas* tersebut hingga 10,96 ppmv CO₂ dengan campuran DEA-MDEA dan 7,06 ppmv CO₂ dengan campuran MEA-MDEA.

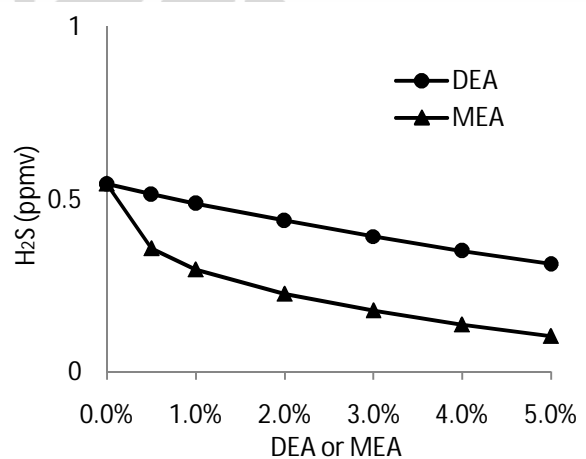
Pengaruh dari peningkatan tekanan terhadap pemurnian *sour gas* dari CO₂ dievaluasi berdasarkan hasil simulasi pada gambar 4.3. Penggunaan solven murni MDEA dengan komposisi 35 % wt mampu memurnikan *sour gas* dari CO₂ hingga 7,10 ppmv CO₂ dimana komposisi gas telah memenuhi spesifikasi umpan LNG. Pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total hanya mampu memurnikan *sour gas* dari CO₂ masing-masing hingga 5,93 ppmv CO₂ dan 5,24 ppmv CO₂.

Hasil simulasi pada kasus 2 membuktikan bahwa pengaruh dari variasi amina DEA atau MEA dan komposisinya tidak memurnikan *sour gas* dari CO₂ secara signifikan pada tekanan tinggi 800 Psia. Pengaruh dari variasi amina dan komposisinya hanya efektif memurnikan *sour gas* dari CO₂ pada tekanan rendah 400 Psia dengan komposisi yang optimal dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA adalah pencampuran 5 % wt DEA ke dalam 30 % MDEA pada basis 35 % total amina dalam pelarut air.

Pengaruh dari variasi DEA atau MEA, komposisinya, serta tekanan terhadap pemurnian *sour gas* yang mengandung 1 % mol H₂S (7.860 ppmv) dalam kasus 2 dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.8 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H₂S *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 400 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.



Gambar 4.9 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap H₂S *sweet gas* dalam kolom absorber pada tekanan 800 Psia dan laju sirkulasi 247,5 USGPM.

Hasil simulasi pada gambar 4.8 menunjukkan bahwa solven murni MDEA dengan komposisi 35 % wt mampu memurnikan *sour gas* yang mengandung 1 % H₂S (7.860 ppmv) hingga 1,16 ppmv H₂S. Pada laju sirkulasi yang sama 153,5 USGMP, pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total hanya mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S tersebut hingga 0,55 ppmv H₂S dengan campuran DEA-MDEA dan 0,19 ppmv CO₂ dengan campuran MEA-MDEA. Unjuk kerja MDEA baik dengan pencampuran atau tanpa pencampuran mampu memurnikan *sour gas* tersebut hingga memenuhi spesifikasi gas umpan LNG dimana gas tidak mengandung lebih dari 4 ppmv H₂S.

Pengaruh dari peningkatan tekanan terhadap pemisahan H₂S dievaluasi berdasarkan hasil simulasi pada gambar 4.9. Penggunaan solven murni MDEA dengan komposisi 35 % wt mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S hingga 0,54 ppmv H₂S dimana gas tersebut telah memenuhi spesifikasi umpan LNG. Pencampuran dari 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt amina total hanya mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S tersebut hingga 0,31 ppmv H₂S dengan campuran DEA-MDEA dan 0,10 ppmv H₂S demham campuran MEA-MDEA.

Hasil simulasi membuktikan bahwa pengaruh dari variasi amina DEA atau MEA dan komposisinya tidak meningkatkan pemurnian *sour gas* dari H₂S secara signifikan baik pada tekanan rendah 400 Psia maupun tekanan tinggi 800 Psia. Unjuk kerja amina MDEA murni mampu memurnikan *sour gas* dari H₂S hingga memenuhi spesifikasi gas umpan LNG.

Polasek dkk. (1992), Aliabadi dkk. (2009), dan Abedini dkk. (2010) melaporkan bahwa penambahan DEA ke dalam MDEA lebih efektif pada tekanan rendah dibandingkan pada tekanan tinggi untuk mengolah *sour gas* yang mengandung 5 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S. Pada tekanan rendah, MDEA tidak baik dalam menyerap (*picking*) CO₂ dari *sour gas* seperti yang ditampilkan dari hasil simulasi pada gambar 4.6 dan 4.8. Penambahan amina yang lebih reaktif dapat meningkatkan kemampuan solven untuk menyerap CO₂. Sebaliknya pada tekanan tinggi, MDEA mampu mereduksi CO₂ dan H₂S hingga memenuhi spesifikasi gas umpan LNG seperti yang ditampilkan pada gambar 4.7 dan 4.9.

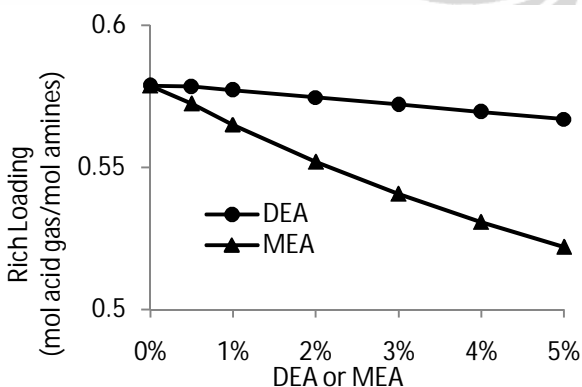
Maddox. (1998) melaporkan bahwa laju reaksi MDEA terhadap CO₂ sangat rendah dibandingkan DEA atau MEA seperti yang dapat dilihat pada tabel 2.2. MDEA bereaksi dengan CO₂ di dalam kolom absorber sesuai dengan reaksi (10) dengan konstanta laju reaksi $k_1'' = 5,4 \text{ L mol}^{-1}\text{s}^{-1}$. Laju reaksi MDEA terhadap CO₂ berjalan sangat lambat dibandingkan DEA atau MEA masing-masing dengan nilai 1.500 dan 7.600 L mol⁻¹s⁻¹. Oleh karena itu, pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA mampu mereduksi CO₂ hingga memenuhi spesifikasi umpan gas LNG seperti pada gambar 4.2 dan 4.4. Kohl dkk. (1997) melaporkan reaksi dalam campuran MEA-MDEA terhadap CO₂ pada reaksi (14). Selanjutnya Kriebel dkk (1998) melaporkan bahwa amina primer memiliki kemampuan absorpsi yang lebih

kuat dibandingkan amina sekunder, dimana amina sekunder lebih kuat dibandingkan amina tersier.

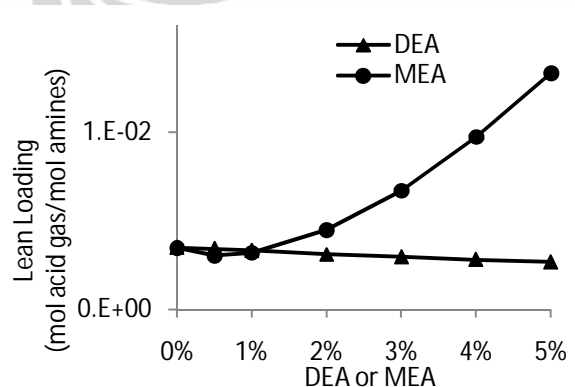
Konstanta laju reaksi tersebut menunjukkan waktu yang dibutuhkan solven amina untuk mengabsorpsi *acid gas* seperti CO₂ dan H₂S. Sedangkan banyaknya *acid gas* CO₂ dan H₂S yang dapat diabsorpsi oleh amina didefinisikan sebagai *acid gas loading*. MDEA memiliki *acid gas loading* yang paling tinggi dibandingkan amina yang lain hingga mencapai 0,55. *Acid gas loading* yang tinggi memungkinkan untuk mengurangi laju sirkulasi amina sehingga energi pompa dapat diturunkan.

4.1.3 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA terhadap Acid Gas Loading Campuran pada Kasus 1 dan Kasus 2

Acid gas loading menunjukkan jumlah mol gas asam (*acid gas*) yang diserap per mol amina. *Acid gas loading* merupakan parameter dari kolom kontaktor (*rich loading*) dan kolom regenerator (*lean loading*) pada *gas sweetening plant*. *Rich loading* diperoleh dari perbandingan mol gas asam terhadap mol amina kotor dalam aliran RICH MDEA sedangkan *lean loading* diperoleh dari perbandingan mol gas asam terhadap mol amina bersih dalam aliran MDEA TO CONT seperti dalam gambar 4.1. Pengaruh pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap *acid gas loading* campuran pada pemurnian *sour gas* yang mengandung 5 % CO₂ dan 1 % H₂S dalam kasus 1 ditampilkan sebagai berikut.



Gambar 4.10 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *rich loading*.

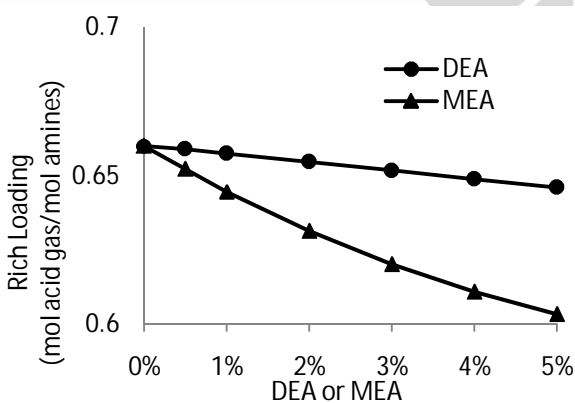


Gambar 4.11 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *lean loading*.

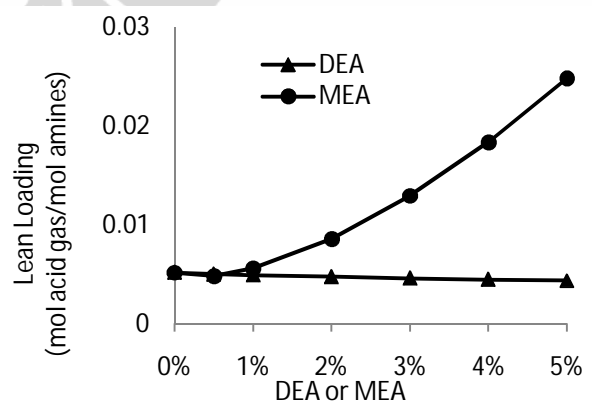
Hasil simulasi menunjukkan bahwa MDEA murni 35 % wt memiliki *rich loading* 0,58 (*mol acid gas/mol amines*). Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt menurunkan kapasitas penyerapan amina campuran terhadap *rich loading*. Berdasarkan hasil simulasi pada gambar 4.10, pencampuran MEA hingga 5 % wt ke dalam MDEA pada basis 35 % wt menurunkan *rich loading* lebih besar dibandingkan pada pencampuran DEA pada komposisi dan kondisi yang sama. Pencampuran MEA pada komposisi tersebut menurunkan *rich loading* campuran menjadi 0,52 (*mol acid gas/mol amines*) sedangkan pencampuran DEA tidak menurunkan *rich loading* campuran secara signifikan. Pencampuran DEA lebih baik dibandingkan MEA karena *rich loading* campuran hanya turun menjadi 0,57 (*mol acid gas/mol amines*).

Selain berpengaruh terhadap *rich loading* CO₂, pencampuran amina tersebut berpengaruh juga terhadap *lean loading* seperti pada gambar 4.12. Hasil simulasi menunjukkan bahwa MDEA murni 35 % wt memiliki *rich loading* $3,49 \times 10^{-3}$ (*mol acid gas/mol amines*). Pencampuran DEA pada komposisi tersebut menurunkan *lean loading* MDEA murni dari $3,49 \times 10^{-3}$ menjadi $2,67 \times 10^{-3}$ (*mol acid gas/mol amines*). Pencampuran MEA ke dalam MDEA sebaliknya meningkatkan *lean loading* menjadi $13,3 \times 10^{-3}$ (*mol acid gas/mol amines*).

Pengaruh pencampuran DEA atau MEA terhadap penurunan *acid gas loading* pada pemisahan 10 % CO₂ dan 1 % H₂S dalam kasus 2 ditampilkan sebagai berikut.



Gambar 4.12 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *rich loading*.



Gambar 4.13 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *lean loading*.

Hasil simulasi menunjukkan bahwa pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt menurunkan kapasitas penyerapan amina campuran terhadap *acid gas (rich loading)*. Berdasarkan hasil simulasi pada gambar 4.12, pencampuran MEA hingga 5 % wt ke dalam MDEA pada basis 35 % wt menurunkan *rich loading* lebih besar dibandingkan pada pencampuran DEA pada komposisi dan kondisi yang sama. Pencampuran MEA pada komposisi tersebut menurunkan *rich loading* MDEA murni dari 0,66 menjadi 0,60 (*mol acid gas/mol amines*) sedangkan pencampuran DEA tidak menurunkan *rich loading* CO₂ secara signifikan. Pencampuran DEA lebih baik dibandingkan MEA karena *rich loading* hanya turun menjadi 0.65 (*mol acid gas/mol amines*). Selain berpengaruh terhadap *rich loading* CO₂, pencampuran amina tersebut berpengaruh juga terhadap *lean loading* seperti pada gambar 4.13. Pencampuran DEA pada komposisi tersebut menurunkan *lean loading* MDEA murni dari $5,18 \times 10^{-3}$ menjadi $4,36 \times 10^{-3}$ (*mol acid gas/mol amines*). Pencampuran MEA ke dalam MDEA sebaliknya meningkatkan *lean loading* menjadi $24,8 \times 10^{-3}$ (*mol acid gas/mol amines*).

Penambahan DEA atau MEA ke dalam MDEA di satu sisi meningkatkan laju reaksi terhadap absorpsi CO₂, Namun disisi yang lain pencampuran tersebut menyebabkan penurunan *acid gas loading*. Amine Best Practice Group (ABPG) melaporkan bahwa *acid gas loading* merupakan parameter yang mempengaruhi unjuk kerja dari *gas treating unit* dalam laju sirkulasi dan konsumsi energi. Oleh karena itu, pencampuran amina untuk absorpsi hanya efektif pada pada komposisi pencampur DEA atau MEA yang rendah. Selain itu, campuran amina hanya efektif untuk mereduksi gas dengan komposisi lebih rendah dari 10 % seperti pada pandangan terhadap pemilihan proses pemurnian *sour gas* dalam gambar 2.21.

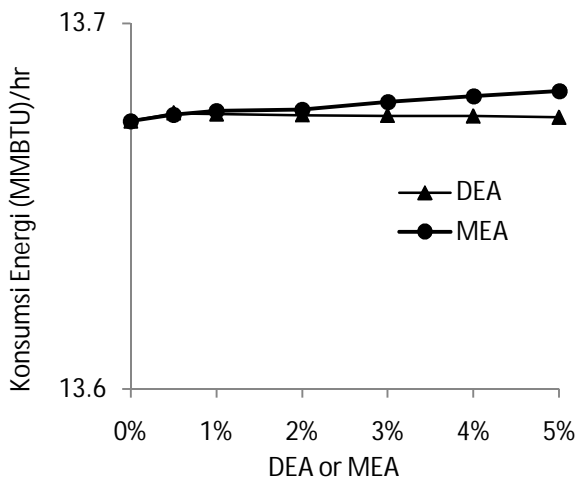
Chakma (1999) melaporkan bahwa reaksi amina dengan H₂S berlangsung sangat cepat seperti pada reaksi (1). Sedangkan reaksi antara CO₂ dan amina merupakan reaksi yang kompleks dengan melalui serangkaian reaksi. Persamaan reaksi (2) merupakan bentuk yang sederhana dari reaksi keseluruhan. Konstanta laju reaksi k_1'' tidak setinggi k_1 . Oleh karena itu, amina akan mengabsorpsi H₂S lebih cepat dibandingkan CO₂. MDEA dengan konstanta laju reaksi k_1'' yang paling rendah seperti pada tabel 2.2 memiliki selektifitas yang paling baik terhadap H₂S

dibandingkan amina yang lain. Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA hanya bertujuan untuk meningkatkan laju reaksi MDEA terhadap CO₂.

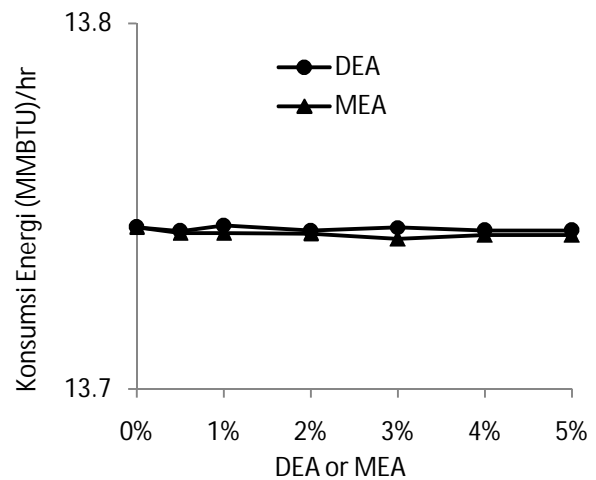
4.2 Karakteristik Konsumsi Energi pada Pencampuran Amina

Pencampuran amina yang lebih reaktif seperti DEA atau MEA ke dalam MDEA di satu sisi mampu meningkatkan unjuk kerja dari MDEA dalam hal mempercepat laju reaksi terhadap absorpsi CO₂. Namun, pencampuran tersebut memiliki dampak negatif diantaranya peningkatan konsumsi energi dari masing-masing solven dimana solven DEA dan MEA memiliki panas reaksi terhadap CO₂ dan H₂S yang lebih besar dibandingkan MDEA. Oleh karena itu, dampak pencampuran solven terhadap konsumsi energi dari reboiler dan pompa menjadi pertimbangan dalam pemilihan solven dan komposisinya.

Pengaruh penambahan DEA ke dalam solven MDEA terhadap konsumsi energi dari reboiler dan pompa dapat dilihat pada grafik berikut.



Gambar 4.14 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap konsumsi energi reboiler dan pompa pada kasus 1.



Gambar 4.15 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap konsumsi energi reboiler dan pompa pada kasus 2.

Berdasarkan gambar 4.14, pencampuran DEA atau MEA hingga 5 % wt ke dalam MDEA pada basis 35 % wt tidak meningkatkan konsumsi energi secara

signifikan. Campuran tersebut hanya meningkatkan konsumsi energi dari 15,67 MMBtu/hr pada MDEA murni menjadi 15,68 MMBtu/hr pada campuran MDEA-MEA dan 15,67 MMBtu/hr pada campuran MDEA-DEA. Hal ini membuktikan bahwa pengaruh panas reaksi dari DEA atau MEA terhadap reaksi desorpsi H₂S dan CO₂ tidak signifikan terhadap peningkatan konsumsi energi pada komposisi pencampur DEA atau MEA tidak melebihi 5 % wt.

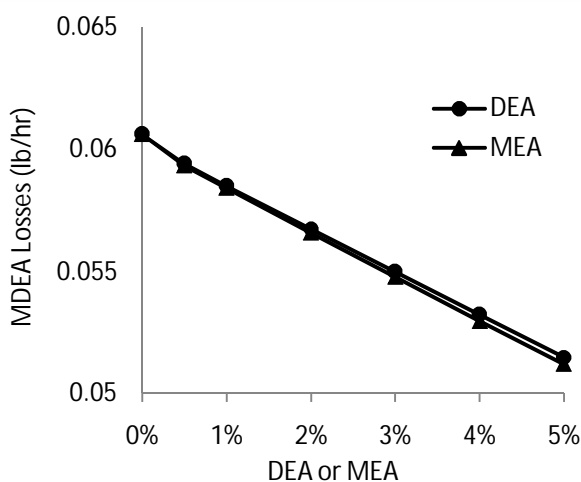
Berdasarkan tabel 2.6, MDEA membutuhkan panas reaksi, 1.398 kJ/kg terhadap CO₂ dan 1.214 kJ/kg terhadap H₂S, yang relatif rendah dibandingkan MEA dan DEA. Amina sekunder MEA membutuhkan panas reaksi, 1.922 kJ/kg terhadap CO₂ dan 1.281 kJ/kg terhadap H₂S, yang relatif lebih tinggi dibandingkan amina tersier MDEA. Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA tidak signifikan meningkatkan energi reboiler. Energi reboiler akan meningkat signifikan untuk kapasitas gas umpan dan kandungan pengotor CO₂ dan H₂S yang lebih tinggi. Energi pompa bergantung pada laju sirkulasi dan *discharge pressure* pada aliran MDEA TO CONT seperti pada gambar 4.1. Kasus 2 dengan laju sirkulasi 247,5 USGPM membutuhkan energi pompa 18,31 MMBtu/hr (72 hp) sedangkan kasus 1 dengan laju sirkulasi 147,5 USGPM membutuhkan energi pompa 11,36 MMBtu/hr (45 hp).

4.3 Karakteristik Amine Losses dan Water Losses

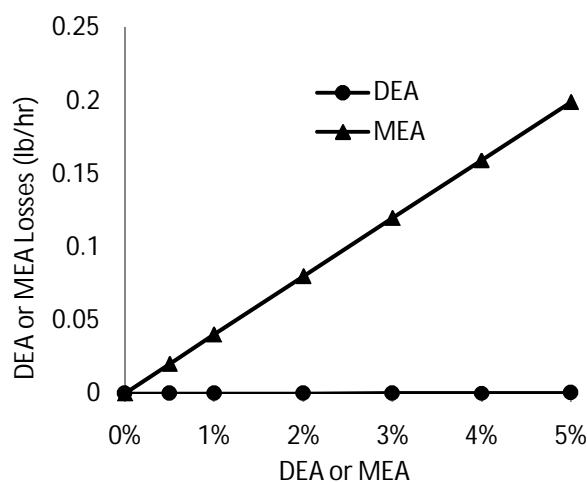
Selain mengkaji pengaruh pencampuran terhadap konsumsi energi, penelitian ini diarahkan untuk mengkaji pengaruh terhadap kehilangan amina dan air. Perbedaan tekanan uap dari amina campuran dan komposisinya mempengaruhi karakteristik konsumsi solven (*amine losses*) dan air (*water losses*) pada proses keseluruhan. Oleh karena itu, penelitian ini menganalisis dampak negatif pencampuran MEA dan DEA ke dalam MDEA terhadap konsumsi solven dan air pada proses keseluruhan.

4.3.1 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Laju Kehilangan Amina

Pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA terhadap kehilangan solven amina (*amine losses*) pada kasus 1 dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.16 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 1.

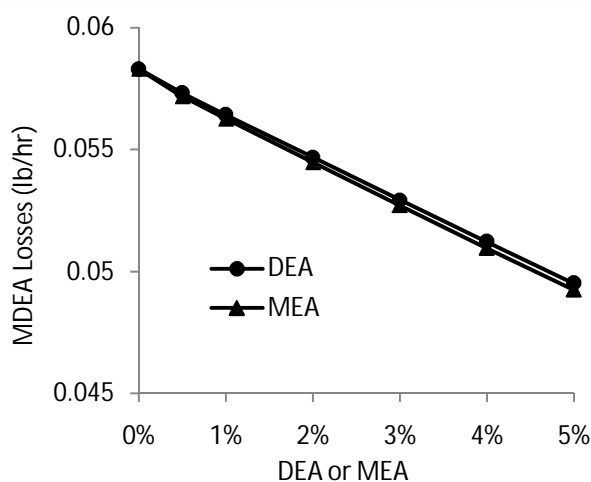


Gambar 4.17 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 1.

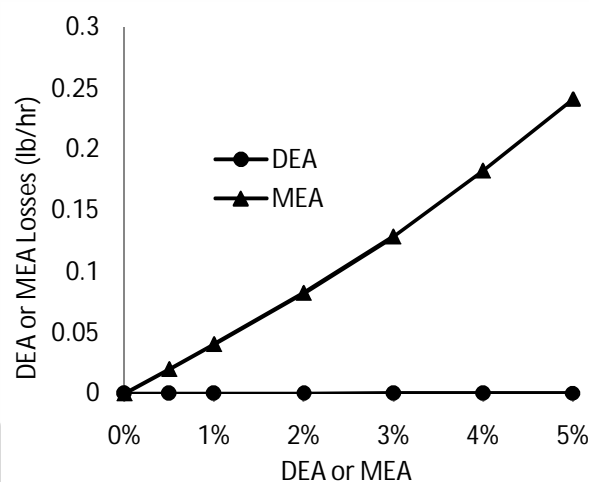
Tekanan uap, konsentrasi amina, dan tekanan mempengaruhi *amine losses* yang terjadi karena penguapan (*amine vaporization losses*) dari absorber, *flash drum* dan regenerator. Laju kehilangan MDEA pada kasus 1 sebanyak 0,0606 lb/hr ($3,03 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF) dihasilkan dari pengolahan *sour gas* tersebut dengan MDEA murni 35 % wt pada tekanan 400 Psia seperti pada gambar 4.16. Pencampuran DEA atau MEA hingga 5 % wt ke dalam MDEA pada basis 35 % wt total amina menurunkan MDEA losses masing-masing menjadi 0,0515 lb/hr ($2,57 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF) dan 0,0512 lb/hr ($2,56 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF).

Pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA dan komposisinya terhadap kehilangan amina tersebut dapat dilihat dari hasil simulasi pada gambar 4.17. Hasil simulasi membuktikan bahwa pencampuran MEA meningkatkan laju kehilangan MEA secara signifikan. Pencampuran 5 % wt MEA ke dalam MDEA meningkatkan laju kehilangan solven hingga 0,0199 lb/hr ($9,95 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF). Pencampuran DEA ke dalam MDEA pada basis dan kondisi yang sama hanya meningkatkan laju kehilangan DEA 0,0004 lb/hr ($0,02 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF).

Pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA terhadap kehilangan solven amina (*amine losses*) pada kasus 2 dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.18 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 2.



Gambar 4.19 Pengaruh Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 2.

Tekanan uap, konsentrasi amina, dan tekanan mempengaruhi *amine losses* yang terjadi karena penguapan (*amine vaporization losses*) dari absorber, *flash drum* dan regenerator. Laju kehilangan MDEA pada kasus 1 sebanyak 0,0583 lb/hr ($2,91 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF) dihasilkan dari pengolahan *sour gas* tersebut dengan MDEA murni 35 % wt pada tekanan 400 Psia seperti pada gambar 4.18. Pencampuran DEA atau MEA hingga 5 % wt ke dalam MDEA pada basis 35 % total amina menurunkan MDEA *losses* masing-masing menjadi 0,0493 lb/hr ($2,48 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF) dan 0,0493 lb/hr ($2,46 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF).

Pengaruh pencampuran DEA atau MEA dan komposisinya terhadap kehilangan amina tersebut dapat dilihat dari hasil simulasi pada gambar 4.19. Hasil simulasi membuktikan bahwa pencampuran MEA meningkatkan laju kehilangan solven MEA secara signifikan. Pencampuran 5 % wt MEA ke dalam MDEA pada kasus 2 meningkatkan laju kehilangan solven hingga 0,0242 lb/hr ($12,1 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF). Pencampuran DEA ke dalam MDEA pada basis dan kondisi yang sama hanya meningkatkan laju kehilangan DEA 0,0004 lb/hr ($0,021 \times 10^{-3}$ lb/MMSCF).

Lanning dkk. (1994) melaporkan bahwa tekanan uap amina mempengaruhi tekanan uap campurannya dimana *vaporization losses* MDEA maksimal 0,08 lb/MMSCF pada tekanan 400 Psia dan konsentrasi 40 % wt MDEA seperti pada

gambar 2.21. Laporan yang sama menyatakan bahwa *amine losses* akan berkurang dengan peningkatan tekanan dan/atau penurunan temperatur serta pengurangan konsentrasi amina. Kehilangan amina pada fasa gas tersebut harus diganti dengan mengumpalkan *make up amines* ke dalam fasa gas untuk menjaga kesetimbangan. Model laju kehilangan amina MDEA pada gambar 2.21 dikembangkan dari komponen murni dengan asumsi larutan ideal mengikuti Hukum Raoult. Grafik tersebut berada dalam fasa kesetimbangan sehingga kehilangan amina aktual lebih rendah dibandingkan prediksi.

Pencampuran amina DEA atau MEA hingga 5 % wt ke dalam MDEA mempengaruhi laju kehilangan MDEA. Amina MEA dengan tekanan uap yang paling tinggi memiliki laju kehilangan amina yang paling besar. Penambahan MEA hingga 5 % wt menyebabkan MEA lebih menguap terlebih dahulu dibandingkan MDEA sehingga laju kehilangan amina MDEA lebih rendah dibandingkan pada pencampuran dengan DEA seperti pada gambar 4.17 dan 4.19.

Hasil simulasi pada gambar tersebut membuktikan bahwa pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA menyebabkan amina pencampur dengan tekanan yang lebih rendah menguap terlebih dahulu. Pencampuran hingga 5 % wt DEA atau MEA pada kasus 1 menyebabkan laju konsumsi amina tersebut naik menjadi 0,0022 lb/MMSCF untuk DEA dan 0,0099 lb/MMSCF untuk MEA. Pencampuran hingga 5 % wt DEA atau MEA pada kasus 2 menyebabkan laju konsumsi amina tersebut naik menjadi 0,0021 lb/MMSCF untuk DEA dan 0,0121 lb/MMSCF untuk MEA. Hal ini sesuai dengan laporan Lanning dkk. (1998) yang menyatakan bahwa laju kehilangan amina 10 % wt DEA atau MEA masing-masing sebanyak 0,0015 lb/MMSCF untuk DEA dan 0,55 lb/MMSCF untuk MEA.

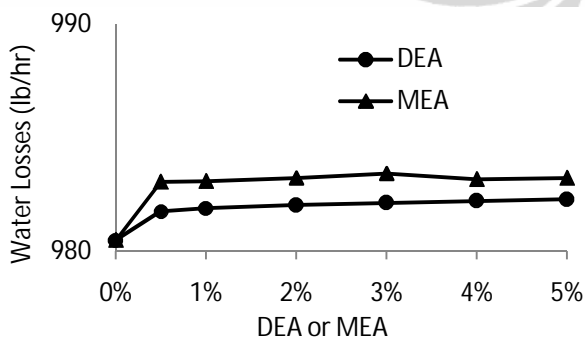
Lanning dkk. (1998) melaporkan bahwa laju kehilangan amina disebabkan oleh Laju kehilangan amina pada fasa gas (*vaporization*) maupun fasa cair (*solubility*). Penelitian ini tidak mencakup laju kehilangan amina karena kehilangan mekanik dan degradasi. Pada fasa gas, kehilangan amina disebabkan oleh penguapan amina (*amines vaporization*) yang terbawa oleh *sweet gas* di absorber, *flash gas* di *flash drum*, dan *acid gas* di regenerator. Sedangkan kehilangan pada fasa cair disebabkan oleh kelarutan amina (*amines solubility*) terhadap komponen hidrokarbon. Kehilangan amina sebenarnya disebabkan oleh beberapa hal lain

diantaranya *mechanical* dan degradasi amina. Namun, penelitian ini hanya mencakup simulasi dari *gas sweetening plant* tanpa mempertimbangkan kehilangan amina akibat *mechanical* dan degradasi tersebut.

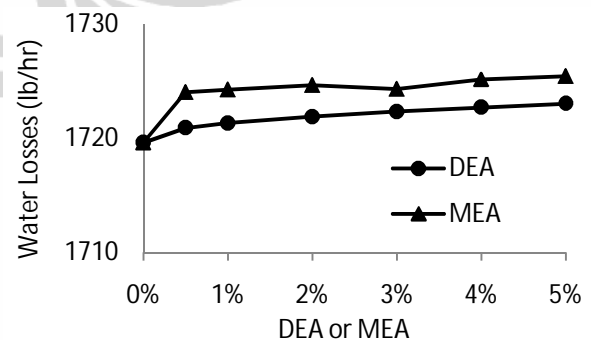
Penelitian ini membuktikan bahwa pencampuran MEA dan DEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt total amina akan meningkatkan konsumsi amina (*amine losses*). Hal ini disebabkan oleh tekanan uap DEA dan MEA lebih besar dibandingkan MDEA pada komposisi yang sama. Gugus hidroksil pada amina mempengaruhi peningkatan tekanan uap dimana amina tersier dengan gugus hidroksil lebih banyak dibandingkan amina sekunder dan primer. Oleh karena itu, pencampuran amina DEA ke dalam MDEA lebih menguntungkan dari sisi laju kehilangan amina dibandingkan pencampuran MEA ke dalam MDEA pada basis yang sama dan tekanan 400 Psia.

4.3.2 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Water Losses dan Makeup Water

Absorpsi amina menggunakan sejumlah air sebagai pelarut solven. Pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam solven MDEA pada kasus 1 terhadap kehilangan pelarut air dianalisis dari jumlah air yang terbawa oleh fasa gas dalam aliran SWEET GAS, FLASH VAP, dan ACID GAS seperti dalam gambar 4.1. Total laju kehilangan air dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.20 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *water losses* pada kasus 1.



Gambar 4.21 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap Laju kehilangan MDEA (lb/hr) pada kasus 2.

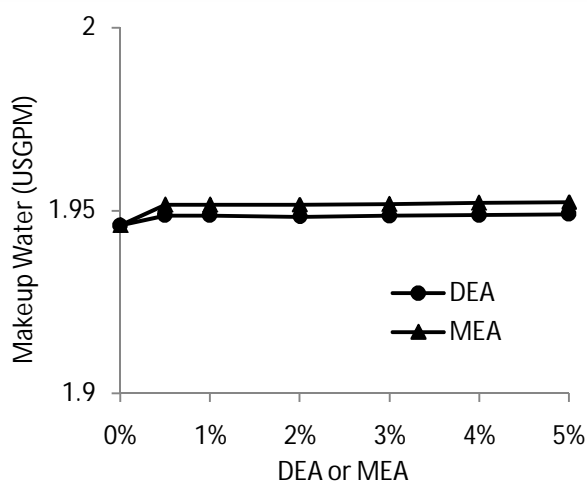
Berdasarkan hasil simulasi pada gambar 4.20, laju kehilangan air (*water losses*) dari amina murni 35 % wt MDEA pada kasus 1 adalah 980,48 lb/hr. Pencampuran 1 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA meningkatkan *water losses* masing-masing menjadi 982,29 lb/hr dan 983,22 lb/hr. Laju kehilangan air (*water losses*) dari amina murni 35 % wt MDEA pada kasus 2 adalah 1.719,65 lb/hr. Pencampuran 1 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA meningkatkan *water losses* masing-masing menjadi 1.723,08 lb/hr dan 1.725,46 lb/hr.

Hasil simulasi dari kedua kasus tersebut membuktikan bahwa pencampuran MEA lebih signifikan terhadap peningkatan laju kehilangan air dibandingkan pencampuran DEA ke dalam MDEA pada basis dan kondisi yang sama. Peningkatan laju sirkulasi untuk mengolah 10 % CO₂ dan 1 % H₂S sebanyak 247,5 USGPM pada kasus 2 menyebabkan laju kehilangan air yang lebih besar dibandingkan laju sirkulasi untuk mengolah 5 % CO₂ dan 1 % H₂S sebanyak 147,5 USGPM pada kasus 1.

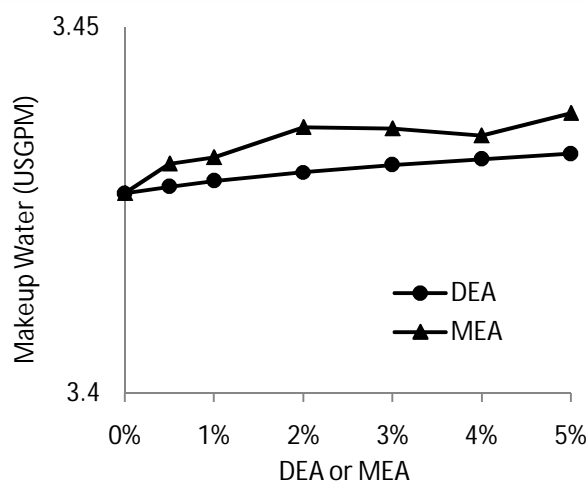
Kohl dkk. (1997) melaporkan mekanisme reaksi MDEA untuk mengolah CO₂ dan H₂S dari *sour gas*. Reaksi MDEA dalam mereduksi CO₂ melibatkan sejumlah air seperti pada reaksi (11). Reaksi tersebut menjelaskan bahwa reduksi 1 molekul CO₂ membutuhkan 1 molekul H₂O. Pada pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA, laju reaksi berlangsung sesuai dengan reaksi (14). Reaksi tersebut menjelaskan bahwa 1 molekul CO₂ membutuhkan 2 molekul H₂O. Ebenezer dkk. (2005) melaporkan bahwa mekanisme reaksi yang melibatkan air untuk mengolah CO₂ dari *sour gas* terdiri dari reaksi ionisasi dan hidrolisis air seperti pada reaksi (20).

Sehgal (2009) melaporkan kehilangan air tersebut berkaitan dengan kehilangan solven amina yang dipengaruhi oleh tekanan uap amina. Gugus hidroksil pada amina mempengaruhi peningkatan tekanan uap dimana amina tersier dengan gugus hidroksil lebih banyak dibandingkan amina sekunder dan primer. Penelitian ini membuktikan hasil yang sama dimana *water losses* dari pencampuran MEA lebih besar dibandingkan dari pencampuran DEA.

Pengurangan laju sirkulasi harus diseimbangkan dengan memasok sejumlah pelarut air (*makeup water*) pada aliran MAKEUP WATER seperti pada gambar 4.1. Hasil simulasi dari pengaruh pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap *makeup water* ditampilkan sebagai berikut ini.



Gambar 4.22 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *makeup water* pada kasus 1.



Gambar 4.23 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *makeup water* pada kasus 2.

Hasil simulasi pada gambar 4.22 menunjukkan bahwa 35 % wt MDEA murni membutuhkan 1,9459 USGPM *makeup water* untuk mereduksi 5 % CO₂ dan 1 % H₂S pada kasus 1 dan tekanan 400 Psia. Pencampuran hingga 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis dan kondisi yang sama meningkatkan *makeup water* masing-masing menjadi 1,9490 USGPM dan 1,9523 USGPM.

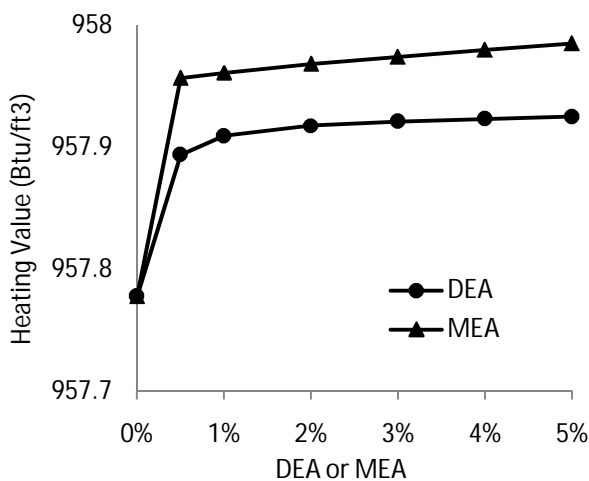
Peningkatan laju sirkulasi untuk mengolah 10 % CO₂ dan 1 % H₂S pada kasus 2 menyebabkan peningkatan *makeup water* seperti yang ditampilkan pada gambar 4.23. Hasil simulasi tersebut menunjukkan bahwa 35 % wt MDEA murni membutuhkan 3,4273 USGPM *makeup water* untuk mereduksi 10 % CO₂ dan 1 % H₂S pada kasus 2 dan tekanan 400 Psia. Pencampuran hingga 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis dan kondisi yang sama meningkatkan *makeup water* masing-masing menjadi 3,4328 USGPM dan 3,4383 USGPM. Laju alir *makeup water* diperoleh dari hasil simulasi pada aliran MAKEUP H₂O dalam gambar 4.1.

Amine Best Practice Group ABPG (2007) melaporkan bahwa pelarut air harus ditambahkan ke dalam sistem amina untuk mengganti kehilangan sebagai uap dalam aliran *treated* dan *acid gas* melalui refluks NH₃ *purge*. *Makeup water* sebaiknya adalah *condensate*; *service* ataupun *boiler feed water* sebaiknya dihindari karena mengandung *dissolved solid* dan *treatment chemical* yang akan terakumulasi

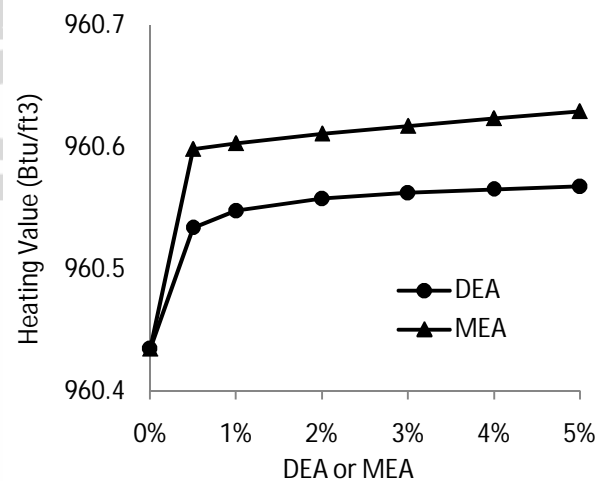
di dalam sistem yang akan menyebabkan korosi, *fouling*, dan *foaming*. Jika *condensate* atau *demineralized water* tidak cukup, maka *steam* dapat diinjeksikan ke dalam regenerator.

4.4 Pengaruh dari Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Heating Value

Nilai panas (*heating value*) menjadi salah satu parameter di dalam penjualan gas alam. Pemisahan CO₂ dan H₂S dari gas alam bertujuan untuk meningkatkan kualitas gas melalui panas pembakaran disamping aspek pertimbangan korosi dan lingkungan. Hasil penelitian sebelumnya membuktikan bahwa pencampuran amina yang lebih reaktif seperti DEA atau MEA ke dalam MDEA mampu meningkatkan reduksi terhadap CO₂ dan H₂S pada *Gas Sweetening Plant*. Penelitian ini mengevaluasi dampak pencampuran tersebut terhadap peningkatan nilai panas dari *sour gas* yang telah dipisahkan sebagai berikut. Nilai panas (*heating value*) diperoleh dari gas properties OP100 untuk *sour gas* dan OP101 untuk *sweet gas* seperti yang ditampilkan dalam gambar 4.1. Pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap nilai panas dari kasus 1 dan kasus 2 ditampilkan sebagai berikut ini.



Gambar 4.24 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *heating value* pada kasus 1.



Gambar 4.25 Efek pencampuran 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % amina total terhadap *heating value* pada kasus 2.

Pemisahan pengotor CO₂ dan H₂S dari *sour gas* mampu meningkatkan nilai kalori dari *sweet gas* yang dihasilkan. Pengaruh dari pencampuran tersebut pada

kasus 1 dapat dilihat dari gambar 4.24. Pengolahan *sour gas* dengan 35 % wt MDEA mampu meningkatkan nilai panas gas dari 908,30 Btu/ft³ menjadi 957,78 Btu/ft³. Pencampuran hingga 5 % wt DEA atau MEA mampu meningkatkan nilai panas masing-masing menjadi 957,92 Btu/ft³ dan 957,98 Btu/ft³.

Pengaruh dari pencampuran tersebut pada penghilangan CO₂ pada kasus 2 dapat dilihat dari gambar 4.25. Pengolahan *sour gas* dengan 35 % wt MDEA mampu meningkatkan nilai panas gas dari 862,77 Btu/ft³ menjadi 960,45 Btu/ft³. Pencampuran hingga 5 % wt DEA atau MEA mampu meningkatkan nilai kalori masing-masing menjadi 960,57 Btu/ft³ dan 960,63 Btu/ft³.

4.5 Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA pada Pengurangan Laju Sirkulasi.

Laju sirkulasi dan harga solven amina menjadi pertimbangan dalam hal operasional pada *gas sweetening plant*. Laju sirkulasi menjadi faktor yang menentukan biaya modal sedangkan penambahan solven akibat amines losses menentukan biaya operasional seperti pada formula 3.1. Pengurangan laju sirkulasi dan amines losses menjadi tantangan dalam menekan biaya modal dan operasional dari *gas sweetening plant*. Sehgal (2009) melaporkan bahwa amina tersier MDEA memiliki harga yang paling mahal dibandingkan amina MEA dan DEA seperti dalam tabel berikut.

Tabel 4.1 Perbandingan harga solven MDEA, MEA, dan DEA (Sehgal, 2009)

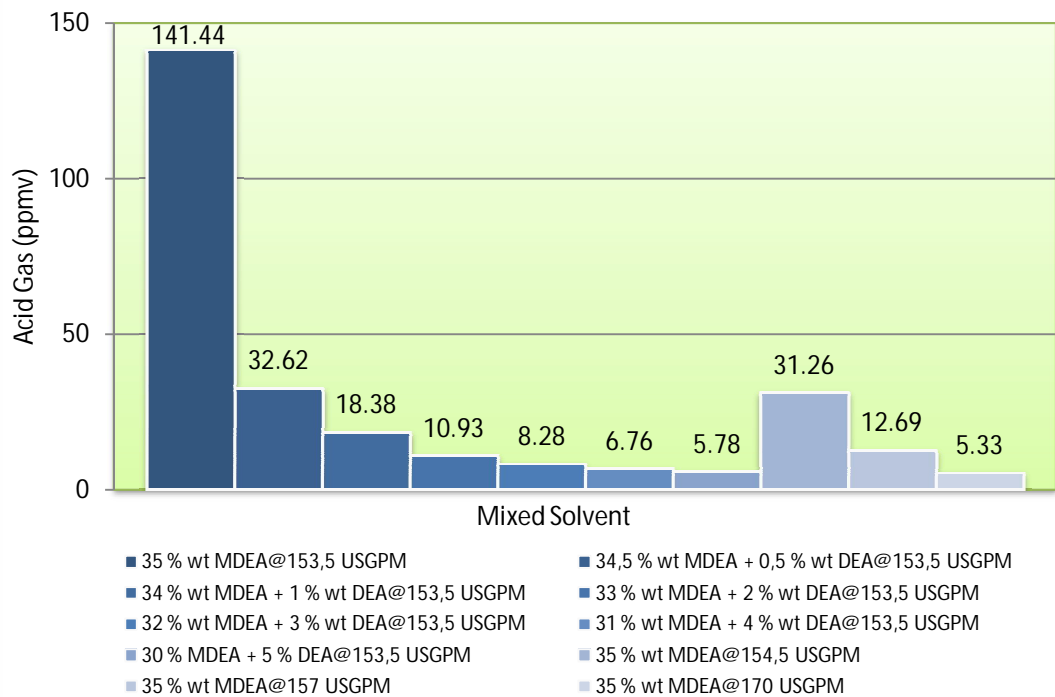
Amine	Harga (\$/gal)
MDEA	18,79
DEA	12,75
MEA	12,38

Pencampuran amina primer MEA dan sekunder DEA ke dalam amina tersier MDEA mampu mengurangi kebutuhan MDEA yang relatif lebih mahal. Pencampuran tersebut mampu mensubsitutsi konsumsi MDEA pada basis yang sama seperti yang dapat dilihat pada persamaan 3.1.

Reaktivitas DEA dan MEA yang lebih tinggi memungkinkan untuk menekan laju sirkulasi solven amina yang dibutuhkan untuk memenuhi spesifikasi CO₂ dan H₂S pada komposisi yang sama. Penurunan laju alir mampu menurunkan konsumsi

energi dari pompa sehingga mengurangi biaya operasional terhadap kebutuhan energy total. Penelitian ini mengkaji pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap penurunan laju sirkulasi dengan spesifikasi *sweet gas* dan kondisi yang sama.

Pengurangan laju sirkulasi akibat pencampuran tersebut diperoleh dengan menentukan laju sirkulasi MDEA murni yang menyebabkan acid gas (CO_2 dan H_2S) setara dengan *acid gas* pada pencampuran DEA atau MEA. Hasil simulasi dari pengurangan laju sirkulasi akibat pencampuran pada basis 35 % wt dapat dilihat pada kasus 1 sebagai berikut.

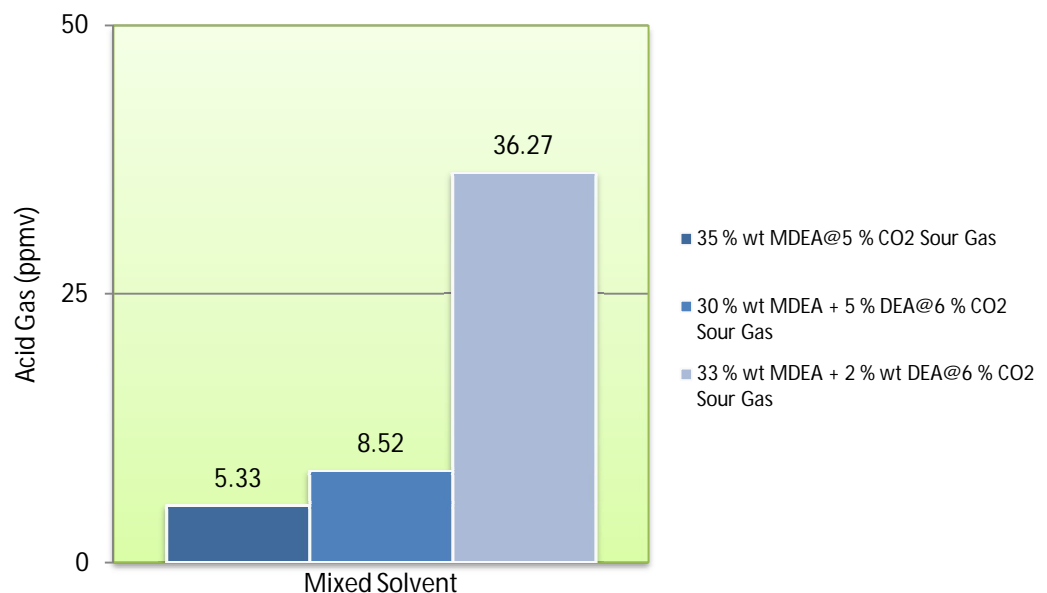


Gambar 4.26 Total acid gas (CO_2 dan H_2S) dalam sweet gas untuk tiap komposisi dan laju sirkulasi.

Berdasarkan perbandingan *total acid gas* untuk tiap kasus campuran dan laju sirkulasi, penambahan DEA atau MEA mampu mengurangi laju sirkulasi solven MDEA murni pada basis yang sama. Campuran solven 34,5 % wt MDEA dan 0,5 % wt DEA membutuhkan laju sirkulasi 153,5 USGPM dengan total pengotor (CO_2 dan H_2S) pada aliran *sweet gas* adalah 32,62 ppmv. 35 % wt MDEA membutuhkan laju sirkulasi 154,5 USGPM untuk menghasilkan sisa pengotor gas setara dengan campuran tersebut yaitu 31,26 ppmv. Peningkatan konsentrasi pencampuran menjadi 5 % wt DEA dan 30 % wt MDEA membutuhkan laju sirkulasi 153,5 USGPM

dengan total pengotor (CO_2 dan H_2S) pada aliran *sweet gas* adalah 5,78 ppmv. 35 % wt MDEA membutuhkan laju sirkulasi 170 USGPM untuk menghasilkan sisa pengotor gas setara dengan campuran tersebut yaitu 5,33 ppmv. Hasil simulasi ini membuktikan bahwa pencampuran 0,5 sampai 5 % DEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt dapat menghemat laju sirkulasi dari 1 sampai 16,5 USGPM (\$ 18,78 sampai \$ 310).

Kondisi nyata umpan gas berfluktuasi dalam rentang tertentu. Pada laju sirkulasi yang sama, MDEA murni tidak bisa mengakomodasi penghilangan CO_2 hingga 1,3 % seperti yang ditampilkan pada gambar berikut 4.27. Amina murni 35 % wt MDEA hanya bisa mereduksi 5 % CO_2 dan 1 % H_2S menjadi total *acid gas* 5,33 ppmv pada laju sirkulasi 170 USGPM. Komposisi campuran 5 % wt DEA dan 30 % wt MDEA pada laju sirkulasi yang sama mampu meredam kenaikan dari 5 % hingga 6,3 % CO_2 dalam *sour gas* untuk memenuhi spesifikasi umpan gas LNG. Campuran tersebut mampu mereduksi *acid gas* hingga 8,52 ppmv. Campuran 2 % DEA dan 33 % MDEA masih mampu memenuhi spesifikasi umpan gas LNG dimana total acid gas hanya 36,27 ppmv. Oleh karena itu, campuran MDEA-DEA menjadi sebuah terobosan baru untuk mengolah *sour gas* dengan komposisi yang berfluktuasi berkisar 1,3 % CO_2 .



Gambar 4.27 Komposisi *acid gas* dari hasil simulasi dengan 5 % CO_2 dan 6 % CO_2 pada laju sirkulasi 170 USGPM.

Solven MEA dengan harga yang paling rendah mampu menurunkan harga solven MDEA. Selain itu, solven MEA merupakan amina primer dengan reaktivitas yang paling tinggi untuk mengabsorpsi CO₂ dan H₂S. Namun, pencampuran solven MEA ke dalam MDEA harus mempertimbangkan faktor lain termasuk konsumsi energi, korosifitas, kestabilan thermal, laju kehilangan solven dan air, serta degradasi material.

Berdasarkan hasil penelitian dan pembahasan pada bagian sebelumnya, pencampuran DEA atau MEA ke dalam memiliki pengaruh terhadap konsumsi energi, laju kehilangan amina, serta laju kehilangan air. Pada pencampuran amina DEA atau MEA yang rendah dengan komposisi 5 % wt, pengaruh paling signifikan dihasilkan oleh laju sirkulasi solven amina. Laju korosi akan dievaluasi pada bagian selanjutnya. Oleh karena laju korosi hanya berupa evaluasi, persamaan 3.1 dapat disederhanakan menjadi persamaan 3.4 dengan mempertimbangkan biaya modal akibat dari laju sirkulasi solven amina. Data harga dapat dilihat pada tabel 4.1 dimana harga DEA dan MEA relatif sama.

4.6 Evaluasi Ekonomi dari Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA

Hasil penelitian dan pembahasan sebelumnya telah menyatakan bahwa pencampuran solven DEA ke dalam MDEA lebih menguntungkan dengan mempertimbangkan reaktivitas yang tinggi terhadap CO₂, lebih tahan korosif dan stabil dibandingkan pencampuran MEA ke dalam MDEA. Substitusi MDEA dengan pencampuran dari 5 % wt DEA pada basis 35 % total amina mampu mengurangi laju sirkulasi solven MDEA sebanyak 10% volume serta mampu mengatasi fluktuasi komposisi *sour gas* dari 5 % CO₂ menjadi 6 % CO₂ untuk memenuhi spesifikasi gas umpan LNG.

Evaluasi ekonomi dari pengaruh pencampuran amina dilakukan dengan menghitung biaya modal dan operasional dari pencampuran amina. Biaya modal ditentukan berdasarkan laju sirkulasi solven amina (lampiran 5) sedangkan biaya operasional ditentukan berdasarkan konsumsi energi reboiler dan pompa, konsumsi

amina, serta konsumsi air (lampiran 6). Hasil perhitungan biaya modal dan operasional secara umum dapat dilihat sebagai berikut.

Tabel 4.2. Hasil perhitungan biaya modal dan operasional.

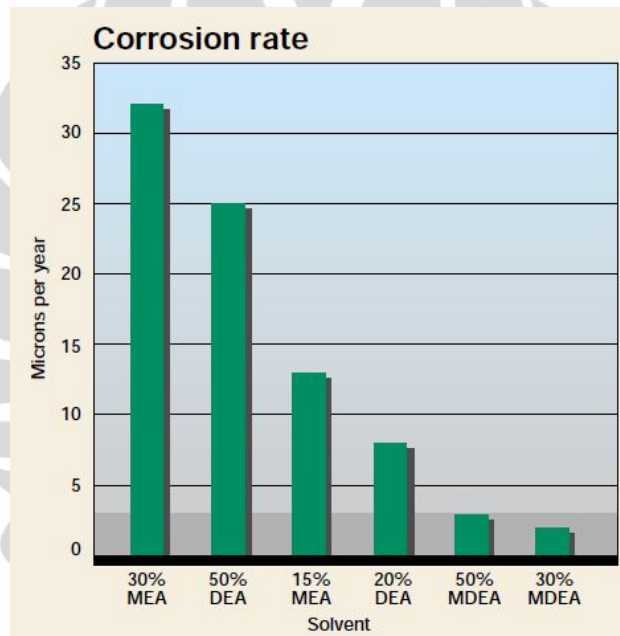
Solvent	Solvent Rate (USGPM)	CAPEX(\$/Replace.)	OPEX (\$/year)
30 % wt MDEA + 5 % wt DEA	135.5	975.27	8,270,226.14
35 % wt MDEA	170.0	1,133.02	8,273,638.62
OPEX Saving (\$/year)			3,412.49
CAPEX Saving (\$)			
1 x replacement/ year			157.75
6 x replacement/year			946.49
12 x replacement/year			1,892.97

Campuran 5 % DEA dan 30 % MDEA mampu mengurangi laju sirkulasi 35 % MDEA dari 170 USGPM hingga 153,5 USGPM sehingga menurunkan energi pompa dari 36,86 kWh (35 % wt MDEA tunggal) menjadi 33,32 kWh. Hasil perhitungan biaya modal (lampiran 5) menunjukkan bahwa campuran amina 30 % MDEA dan 5 % DEA dalam pelarut air mampu mengurangi biaya modal dari USD 157,75 per penggantian solven amina. Potensi biaya modal yang dapat dihemat sebanyak USD 1.892,97 pada penggantian solven sebanyak 12 kali per tahun.

DEA membutuhkan energi panas yang lebih besar dibandingkan MDEA pada proses desorpsi dalam regenerator. Oleh karena itu, pencampuran 5 % DEA ke dalam MDEA mampu mengurangi laju sirkulasi namun meningkatkan konsumsi energi reboiler. Konsumsi energi reboiler dipengaruhi oleh kapasitas dan energi panas dari komponen amina pada proses desorpsi dalam regenerator. Selain konsumsi energi, laju kehilangan amina dan air menjadi pertimbangan dalam perhitungan biaya operasional dalam *gas sweetening plant*. Perhitungan biaya operasional (lampiran 6) menunjukkan bahwa pengurangan laju sirkulasi akibat pencampuran DEA mampu mengurangi laju kehilangan solven namun biaya yang dapat dihemat tidak signifikan. Hal ini disebabkan pencampuran DEA meningkatkan laju kehilangan amina sehingga meningkatkan biaya untuk makeup amina dan air. Campuran amina 5 % wt DEA dan 30 % wt MDEA dalam pelarut air mampu menghemat biaya operasional hingga USD 3.412 per tahun.

4.7 Pengaruh Pencampuran Amina MEA atau DEA ke dalam MDEA terhadap korosifitas material pada Gas Sweetening Plant

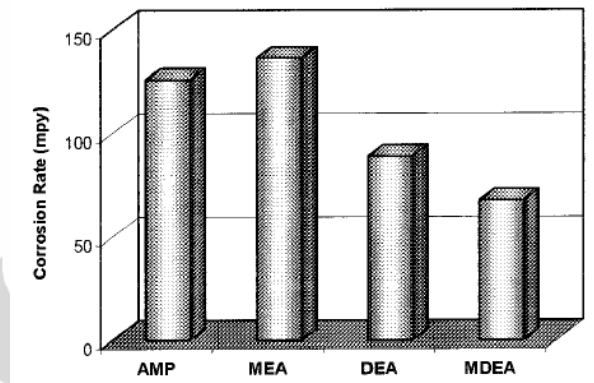
Pencampuran amina DEA atau MEA yang lebih reaktif untuk meningkatkan laju reaksi absorpsi terhadap CO₂ dari MDEA di satu sisi menguntungkan namun di sisi lain merugikan karena bisa menyebabkan kenaikan laju korosi. Kohl dan Nielsen (1997) melaporkan bahwa korosi menjadi permasalahan operasional utama pada proses absorpsi CO₂. Korosi yang kronis dapat menimbulkan *unplanned downtime*, kegagalan produksi, memperpendek usia peralatan, bahkan menyebabkan kematian. Laju korosi dari masing-masing amina dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.28 Perbandingan laju korosi solven amina (Hydrocarbon Processing, 1993).

Perbandingan laju korosi dari solven MEA, DEA dan MDEA dapat dilihat pada gambar 4.28. Solven MEA dan DEA memiliki laju korosi lebih tinggi dibandingkan solven MDEA. Oleh karena itu, pencampuran solven MEA atau DEA ke dalam MDEA akan meningkatkan laju korosi secara keseluruhan. Pencampuran DEA atau MEA di satu sisi memiliki keuntungan untuk meningkatkan kinerja MDEA pada tekanan rendah namun disisi lain pencampuran perlu mempertimbangkan pengaruh korosi dari peralatan-peralatan proses. Oleh karena itu, pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA memiliki batasan tertentu terkait dengan peningkatan laju korosi dari campuran amina.

Chakma dkk. (1999) melaporkan bahwa peningkatan konsentrasi amina, suhu larutan, CO_2 loading, dan kandungan oksigen (*Oxygen Content*) mempercepat laju korosi di dalam sistem. Pada laporan yang sama, Chakma dkk. (1999) menginvestigasi laju korosi dari amina dengan konsentrasi 3 kmol/m^3 , suhu $80 \text{ }^\circ\text{C}$, dan CO_2 loading pada kondisi jenuh. Perbandingan laju korosi dari amina tunggal dapat dilihat sebagai berikut.



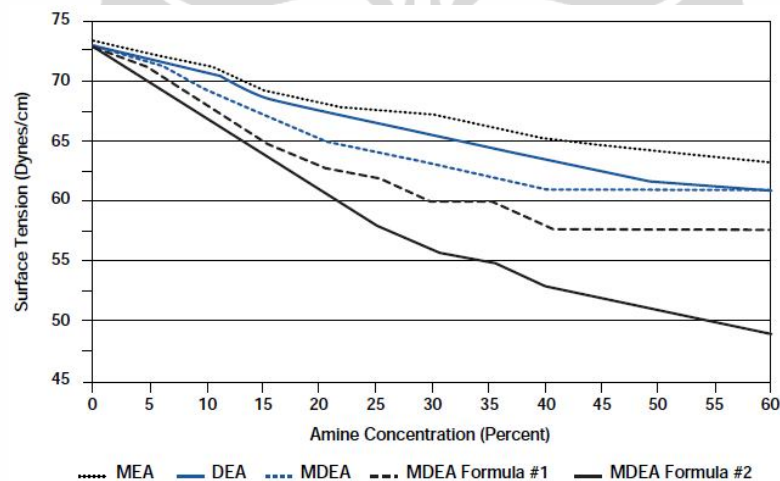
Gambar 4.29 Perbandingan laju korosi dari sistem amina tunggal pada konsentrasi 3 kmol/m^3 , $80 \text{ }^\circ\text{C}$, dan CO_2 jenuh (Chakma dkk., 1999)

Pada kondisi CO_2 jenuh, amina memiliki pengaruh yang signifikan terhadap korosifitas sistem. Laju korosi dari berbagai amina ditunjukkan pada gambar 4.29. MEA memiliki laju korosi yang paling tinggi yaitu 136,4 mpy diikuti dengan AMP yaitu 125,9 mpy. MDEA memiliki laju korosi yang paling rendah yaitu 67,6 mpy sementara laju korosi DEA yaitu 89,1 mpy. Berdasarkan peningkatan laju korosi tersebut, campuran DEA-MDEA memiliki laju korosi yang lebih rendah dibandingkan campuran MEA-MDEA. Komposisi amina pencampur DEA atau MEA memiliki batasan tertentu dengan mempertimbangkan peningkatan dari laju korosi pada peralatan-peralatan proses dalam *Gas Sweetening Plant*.

4.8 Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA terhadap Foaming

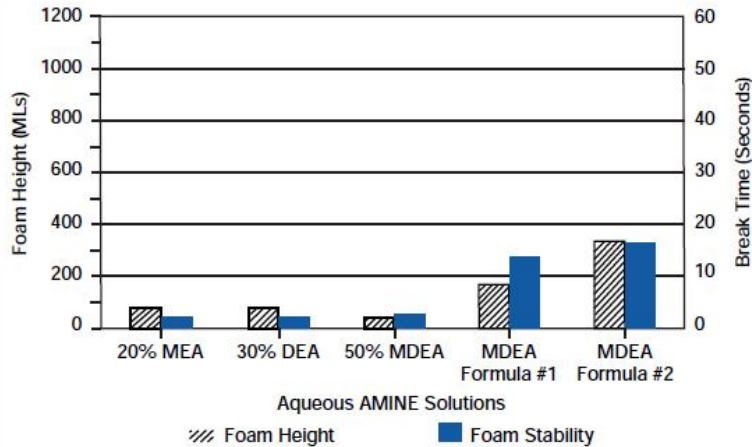
Pencampuran fasa gas dan cairan di dalam kolom absorber menyebabkan sebagian gas tertinggal di dalam fasa cairan, membentuk emulsi atau busa. *Foaming* memiliki dampak negatif diantaranya pengurangan efisiensi kolom, kehilangan

larutan yang terbawa di fasa *lean gas*, pergerakan pada peralatan, peningkatan hilang tekan sepanjang absorber. Pengalaman lapangan membuktikan bahwa kecenderungan *foaming* berkaitan dengan konsentrasi amina. Amina dengan konsentrasi tinggi (*strength amines*) sering menimbulkan masalah *foaming*. Ratio laju gas-cairan yang tinggi akan menimbulkan turbulensi sehingga gas akan terlarut ke dalam cairan (droplet). Laju gas yang tinggi menyebabkan droplet yang terbentuk (*foaming*) terbawa ke dalam *sweet gas* dan berpontesi menyebabkan permasalahan pada peralatan hilir seperti kompresor gas. Oleh karena itu, penambahan *mist eliminator* bertujuan untuk mencegah droplet tersebut terbawa ke dalam fasa gas. Lanning dkk. (1994) melaporkan bahwa *entrainment* pada absorpsi amina meliputi dispersi cairan di dalam gas (*entrainment*) dan dispersi gas di dalam cairan (*foaming*).



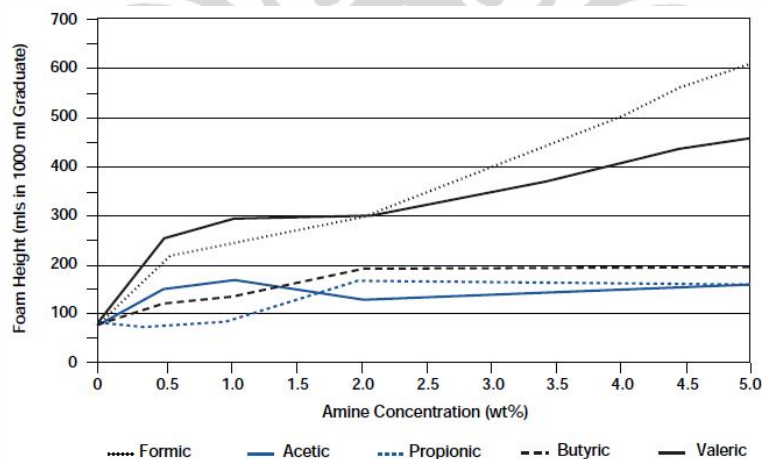
Gambar 4.30 Tegangan permukaan dari berbagai larutan amina komersial pada suhu kamar (Pauley dkk., 1998)

Pauley dkk. (1998) telah mengevaluasi tegangan permukaan amina pada berbagai konsentrasi seperti pada gambar 4. MDEA memiliki tegangan permukaan yang paling rendah dibandingkan MEA dan DEA. Penambahan aditif pada solven MDEA formula 1 dan formula 2 mampu menurunkan tegangan permukaan. Namun aditif tersebut memiliki kecenderungan menimbulkan busa (*foaming*) dan kestabilan busa sebagai mana yang diindikasikan dalam gambar berikut.



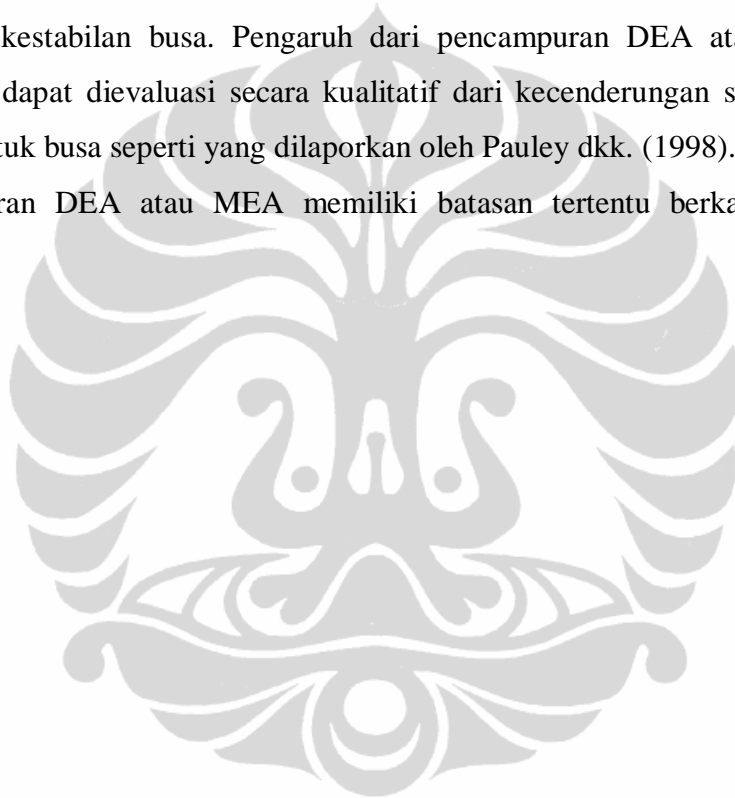
Gambar 4.31 Kecenderungan *foaming* dan kestabilannya dari berbagai larutan amina komersial pada suhu kamar (Pauley dkk., 1998)

Kecenderungan pembusaan (dari tinggi) dan kestabilan (break time) dari berbagai amina komersial menunjukkan bahwalarutan amina murni MEA, DEA, dan MDEA tidak menyebabkan pembusaan dan hanya menimbulkan sedikit busa yang tidak stabil. MDEA formula 1 dan formula 2 memiliki kecenderungan pembusaan yang lebih tinggi dan menghasilkan busa yang stabil dibandingkan larutan MDEA murni. Pada laporan yang sama Pauley dkk. (1998) juga melaporkan pengaruh dari berbagai kontaminan terhadap pembusaan 20 % MEA yang dapat dilihat sebagai berikut.



Gambar 4.32 Kecenderungan *foaming* akibat kontaminan dalam larutan amina komersial pada suhu kamar (Pauley dkk., 1998)

Hasil evaluasi pada gambar tersebut membuktikan bahwa produk degradasi berbasis *formic* menyebabkan pembusaan paling signifikan dibandingkan produk degradasi seperti *acetic*, *propionic*, *butyric*, dan *valeric*. MDEA memiliki tegangan permukaan yang paling rendah dibandingkan DEA dan MEA sehingga tidak cenderung menimbulkan busa (*foaming*). Selain itu, kestabilan busa dipengaruhi oleh pembentukan lapisan gelatin dengan penambahan berbagai komponen yang meningkatkan viskositas permukaan dan menghambat pembasahan (*draining*). Produk degradasi berbasis *acidic amine* memicu pembentukan busa dan meningkatkan kestabilan busa. Pengaruh dari pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA dapat dievaluasi secara kualitatif dari kecenderungan solven amina untuk membentuk busa seperti yang dilaporkan oleh Pauley dkk. (1998). Oleh karena itu, pencampuran DEA atau MEA memiliki batasan tertentu berkaitan dengan *foaming*.



BAB 3 METODE PENELITIAN

3.1 Metode Penelitian

Bagian ini menjelaskan tentang perancangan penelitian yang akan dilaksanakan untuk mencapai tujuan dalam penulisan ini. Perancangan penelitian ini membahas tentang metode penelitian dan rencana proses penelitian serta instrument-instrumennya yang terdiri dari prosedur penelitian, variasi penelitian, dan analisis data.

Penelitian dilakukan untuk memperoleh jenis dan komposisi campuran amina yang optimal dalam kasus pemisahan CO₂ dan SO₂ dari *sour gas*. Pengolahan *sour gas* ini dilakukan untuk memenuhi spesifikasi gas umpan pada LNG plant dengan batasan 50 ppm CO₂ dan 4 ppm H₂S. Untuk menginvestigasi unjuk kerja pemisahan tersebut, Simulasi akan dilaksanakan dengan bantuan Simulator Proses menggunakan *amine package*.

Komposisi optimal campuran amina adalah komposisi yang optimal secara teknologi maupun ekonomis dalam biaya operasional untuk mengolah *sour gas* sebagai *feed gas* pada LNG plant. Dalam penelitian ini, analisis ekonomi yang akan dilakukan meliputi biaya operasional yang terdiri dari harga campuran dan komposisi solven amina dan biaya energi dari pompa dan reboiler untuk peralatan proses yang akan digunakan. Harga campuran solven diperoleh dari besarnya laju sirkulasi dan komposisinya dan harga jual solven amina diperoleh dari harga standar pasaran. Sedangkan harga energi diperoleh dari besarnya daya yang dibutuhkan pompa dan reboiler pada harga daya yang berlaku di Indonesia.

Proses penelitian yang akan dilakukan yaitu dengan menginvestigasi dampak pencampuran MEA dan DEA ke dalam solven MDEA pada basis 35 % wt amina dalam pelarut air dan laju sirkulasinya terhadap kinerja pemisahan CO₂ dan H₂S dari *Sour Gas*. Penelitian dilaksanakan dengan simulasi variasi tersebut dalam diagram alir proses *Gas Sweetening Plant*. Diagram pada gambar 3.1 memperlihatkan proses alur pengerjaan penelitian ini hingga menghasilkan suatu kesimpulan.

BAB 5 KESIMPULAN DAN SARAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil penelitian dan pembahasan yang telah disusun, kesimpulan yang dapat diambil adalah sebagai berikut.

1. Simulasi dan optimasi dari pencampuran amina 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt total amina dapat dilakukan dengan perangkat lunak Simulator Proses dengan *amine package* sebagai basis perhitungan termodinamika.
2. Pencampuran amina 0 – 5 % wt DEA atau MEA ke dalam MDEA pada basis 35 % wt total amina mampu mengatasi kelemahan MDEA pada tekanan rendah (laju reaksi absorpsi MDEA-CO₂ lambat) terhadap pemurnian *sour gas* yang mengandung 5 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S hingga *sour gas* yang mengandung 10 % CO₂ dan 1 % H₂S untuk memenuhi spesifikasi gas umpan LNG (≤ 50 ppmv CO₂ dan ≤ 4 ppmv H₂S).
3. DEA memiliki unjuk kerja yang lebih baik dibandingkan MEA pada basis yang sama berkaitan dengan penurunan *rich loading*, peningkatan *lean loading*, peningkatan *amine losses*, peningkatan *water losses*, peningkatan *foaming*, dan peningkatan laju korosi.
4. Pencampuran MDEA dengan 5 % wt DEA pada basis 35 % wt total amina mampu mengurangi laju sirkulasi solven MDEA sebanyak 10% serta mampu mengatasi fluktuasi komposisi CO₂ pada *sour gas* dari 5 – 6 % mol CO₂ untuk memenuhi spesifikasi gas umpan LNG.
5. Simulasi dan optimasi membuktikan bahwa pencampuran 5 % wt DEA dan 30 % wt MDEA dalam pelarut air memberikan hasil yang paling optimal terhadap pemurnian *sour gas* yang mengandung dari 5 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S hingga 10 % mol CO₂ dan 1 % mol H₂S pada *Gas Sweetening Plant*.
6. Evaluasi ekonomi menunjukkan bahwa campuran 5 % wt DEA dan 30 % wt MDEA tersebut mampu menghemat biaya modal hingga \$ 157,75 per penggantian amina dan biaya operasional hingga \$ 3.412,49 per tahun.

5.2 Saran

Berdasarkan hasil penelitian dan pembahasan yang telah disusun, kesimpulan yang dapat diambil adalah sebagai berikut ini.

1. Penggunaan software Simulator Proses dengan *amine package* memiliki batasan-batasan dalam simulasi diantaranya konsentrasi tidak melebihi 37 % wt campuran amina. Selain itu, simulasi lebih lama mencapai konvergensi dan sensitif terhadap perubahan dari variabel-variabel seperti komposisi CO₂ dan H₂S, tekanan, laju gas, dan laju sirkulasi amina. *Fluid package* atau program simulasi yang lebih tepat seperti Prosim dan TSWEET untuk *blended amine simulation* menjadi rekomendasi dari penelitian ini.
2. *Amine losses* pada penelitian ini hanya mempertimbangkan *amine losses* dari penguapan amina (*amines vaporization*) dari tekanan uap dan kondisi operasi. Sementara *amine losses* yang paling tinggi tingkatannya adalah *amine losses* dari proses mekanikal. Oleh karena itu, *amine losses* dari proses mekanikal perlu dianalisis untuk pertimbangan operasional.
3. Pencampuran amina bisa menimbulkan efek negatif seperti pembentukan pengotor lain seperti karbamat dan *foaming*. Oleh karena itu, efek negatif tersebut perlu dianalisis lebih lanjut untuk pertimbangan operasional pada *gas sweetening plant*.

DAFTAR PUSTAKA

1. Abedini, R., Koolivand Salooki, M., Esfandiari, M., Nezhadmoghadam, A., *Separation of H₂S and CO₂ from Natural Gas : Amine Solution Approach*, Ferdowsi University of Mashhad, 2010
2. Arnold, K. and Maurice, S., *Surface production operations, Acid Gas Treating, Design of Gas Handling systems and Facilities*, 1989
3. Amine Best Practices Group, *Amine Basic Practices Guidelines*. ABPG, 2005
4. Bullin, J.A., Polasek, J.C. Donnelly, S.T., *The Use of MDEA and Mixtures of Amines for Bulk CO₂ removal*, Bryan Research Engineering, 1990
5. Ebenezer, S. and Gudmundsson, J., *Removal of carbon dioxide from natural gas for LNG Production*, technical Project Work (Institute of Petroleum Technology Norwegian) University of Science and Technology, Trondheim, 2005
6. Ikoku C.U., *Natural Gas Production Engineering*, Florida 1992
7. J.C. Polasek, G. A. Iglesias-Silva, *Using Mixed Amine Solution for Gas Sweetening*, Bray Research and Engineering Inc., Technical Paper 2006
8. Kellog, M., *CalcBase Software*, GRI scavenger, G.R.I Project, Houston, Texas, 1996
9. Kohl, Artur, Nielsen, Richard, *Gas Purification* 5th edition Houston, TX, Gulf Publishing, 1997
10. Kriebel, M., *Ulmann's Encyclopedia of Industry Chemical*, Gas Production, Weinheim, Germany, 1989
11. MacKenzie, D.H., Prambil, F.C., Daniels, C.A., Bullin, J.A., *Design & Operation of a Selective Sweetening Plant Using MDEA*, Energy Process, (vol. 7, No.1), March, 1987
12. Maddox, R. dan Morgan, D.J., *Gas Conditioning and Sulfur Recovery*, Amine based Processes and Amine Process Calculations, 4th edition. 1998.
13. Michael, Z. and Cameron, I., *Sulfinol process for CO₂ removal*, Windsor, Canada, 2004
14. Nielsen, R.B. and Kohl, A.L., *Alkanolamines for H₂S and CO₂ removal*, Gas Purification Gulf Publication Company, Houston, Texas, 1997

15. Pauley, C. R., Hashemi, R., dan Caothien, S., *Analysis of Foaming Mechanisms in Amine Plants*, PALL Corporation, 1998.
16. Seagraves, J., Quinlan, M., Corley, J., *Fundamentals of Gas Treating*, Conference Laurence Reid Gas Conditioning, 2009
17. Sehgal, V., *Technical and Economic Comparison of Natural Gas Sweetening Process*. Dalhousie University, 2009
18. Silva, I. and Polasek, J., *Using mixed amine solution for gas sweetening*, Bryan Research Engineering Incorporation, 1992
19. Sohbi, B. Elgarni, M. Emtir, M. Meakaff, M., *The Using of Mixing Amines in an Industrial Gas Sweetening Plant*, World Academy of Science, Engineering Technology. 2007
20. Spagnuolo, L., Gonzalez, M.L., *Corrosion Management in Gas Processing Facilities*, Baker Hughes Seminar, 2007
21. Stewart, E.J. Lanning, R.A., *Reduce Amine Plant Solvent Losses*, Hydrocarbon Processing, 1994
22. The Eletropaedia, *Energy Efficiency*, 2011
http://www.mpoweruk.com/energy_efficiency.htm
23. Total Fina ELF, *Gas Sweetening Process*, Oil and Gas Processing Plant Design and Operation Training Course. 2002
24. Weiland, R.H., Sivasubramanian, M.S., *Effect of Heat-Stable Salts on Amine Absorber and Regenerator Performance*, AIChE, Austin, 2004
25. William, E. *Hybrid systems*, Combining Technologies Leads to More Efficient Gas Conditioning, L.R.G.C. Conference, UOP, USA, 2002

**Lampiran 1 Data Pengaruh Pencampuran DEA ke dalam MDEA pada kasus 1 (5 % CO₂ dan 1 % H₂S) terhadap
Komposisi CO₂, H₂S, Rich Loading, dan Lean Loading**

153.5 USGPM	Sweet Gas (ppmv)		Rich Loading		Rich Loading	Lean Loading		Lean Loading	
	CO ₂	H ₂ S	H ₂ S	CO ₂	Total	H ₂ S	CO ₂	Total	
DEA	400 Psia	140.68	0.76	0.0995	0.4792	0.5787	0.0034	0.0001	0.0035
		32.09	0.53	0.0992	0.4792	0.5784	0.0033	0.0001	0.0034
		17.91	0.48	0.0989	0.4783	0.5772	0.0032	0.0001	0.0033
		10.53	0.40	0.0983	0.4764	0.5746	0.0030	0.0001	0.0031
		7.93	0.36	0.0977	0.4744	0.5721	0.0028	0.0002	0.0030
		6.45	0.31	0.0970	0.4725	0.5695	0.0026	0.0002	0.0028
		5.51	0.27	0.0964	0.4706	0.5670	0.0024	0.0003	0.0027
MEA		140.68	0.76	0.0995	0.4792	0.5787	0.0034	0.0001	0.0035
		8.22	0.31	0.0974	0.4749	0.5723	0.0026	0.0005	0.0030
		6.33	0.23	0.0956	0.4694	0.5651	0.0020	0.0012	0.0032
		4.58	0.14	0.0924	0.4596	0.5520	0.0012	0.0033	0.0045
		3.72	0.10	0.0897	0.4509	0.5406	0.0007	0.0060	0.0067
		3.23	0.07	0.0872	0.4435	0.5307	0.0004	0.0093	0.0097
		2.94	0.05	0.0850	0.4369	0.5219	0.0003	0.0131	0.0133

Lampiran 2 Data Pengaruh Pencampuran MEA ke dalam MDEA pada Kasus 1 (5 % CO₂ dan 1 % H₂S) terhadap Laju Kehilangan Amina, Laju Kehilangan Air, Makeup water, Konsumsi Energi, dan Nilai Panas Gas

153.5 USGPM 400 Psia	Amine & Water Losses (lb/hr)			Make Up water (USGPM)	Total Energy Cons. (MMBTU/h)	LHV Sweet Gas (Btu/ft ³)
	MDEA	DEA/MEA	H ₂ O			
DEA	6.06E-02	0.00E+00	980.4785	1.9459	13.67	957.78
	5.94E-02	4.33E-05	981.7525	1.9486	13.68	957.89
	5.85E-02	8.66E-05	981.8946	1.9487	13.68	957.91
	5.67E-02	1.73E-04	982.0314	1.9483	13.67	957.92
	5.50E-02	2.59E-04	982.1287	1.9485	13.67	957.92
	5.32E-02	3.45E-04	982.2092	1.9487	13.67	957.92
	5.15E-02	4.31E-04	982.2876	1.9490	13.67	957.92
MEA	6.06E-02	0.00E+00	980.4785	1.9459	13.67	957.78
	5.93E-02	2.01E-02	983.0589	1.9515	13.68	957.96
	5.84E-02	4.01E-02	983.086	1.9516	13.68	957.96
	5.66E-02	8.00E-02	983.2386	1.9517	13.68	957.97
	5.48E-02	1.20E-01	983.4375	1.9518	13.68	957.97
	5.30E-02	1.59E-01	983.1744	1.9521	13.68	957.98
	5.12E-02	1.99E-01	983.2177	1.9523	13.68	957.98

Lampiran 3 Data Pengaruh Pencampuran DEA ke dalam MDEA pada kasus 2 (10 % CO₂ dan 1 % H₂S) terhadap Komposisi CO₂, H₂S, Rich Loading, dan Lean Loading

247.5 USGPM	Sweet Gas (ppmv)		Rich Loading		Rich Loading	Lean Loading		Lean Loading
	CO ₂	H ₂ S	H ₂ S	CO ₂		H ₂ S	CO ₂	
400 Psia								
DEA	137.37	1.16	0.0645	0.5954	0.6599	0.0049	0.0002	0.0052
	41.04	0.94	0.0642	0.5947	0.6589	0.0047	0.0003	0.0050
	27.75	0.87	0.0639	0.5936	0.6575	0.0046	0.0003	0.0049
	18.60	0.77	0.0634	0.5912	0.6546	0.0043	0.0005	0.0047
	14.70	0.69	0.0628	0.5888	0.6516	0.0040	0.0006	0.0046
	12.46	0.61	0.0622	0.5865	0.6488	0.0037	0.0008	0.0045
	10.96	0.55	0.0617	0.5843	0.6460	0.0034	0.0010	0.0044
MEA	137.37	1.16	0.0645	0.5954	0.6599	0.0049	0.0002	0.0052
	14.19	0.60	0.0623	0.5898	0.6521	0.0035	0.0013	0.0048
	12.09	0.50	0.0609	0.5836	0.6445	0.0028	0.0028	0.0056
	9.70	0.40	0.0585	0.5726	0.6311	0.0019	0.0067	0.0086
	8.39	0.31	0.0564	0.5636	0.6200	0.0013	0.0117	0.0130
	7.58	0.24	0.0547	0.5561	0.6107	0.0008	0.0176	0.0184
	7.06	0.19	0.0532	0.5500	0.6031	0.0006	0.0243	0.0248

Lampiran 4 Data Pengaruh Pencampuran DEA atau MEA ke dalam MDEA pada kasus 2 (10 % CO₂ dan 1 % H₂S) terhadap Komposisi CO₂ dan H₂S, Rich Loading, Lean Loading, Amine & Water Losses, serta Makeup water.

247.5 USGPM	Amine & Water Losses (lb/hr)			Make Up water (USGPM)	Total Energy Cons. (MMBTU/h)	LHV Sweet Gas (Btu/ft ³)
400 Psia	MDEA	DEA/MEA	H ₂ O			
DEA	5.83E-02	0.00E+00	1719.654	3.4273	13.74	960.43
	5.73E-02	4.26E-05	1720.935	3.4283	13.74	960.53
	5.64E-02	8.50E-05	1721.346	3.4291	13.74	960.55
	5.47E-02	1.70E-04	1721.911	3.4302	13.74	960.56
	5.29E-02	2.54E-04	1722.361	3.4312	13.74	960.56
	5.12E-02	3.37E-04	1722.74	3.4320	13.74	960.57
	4.95E-02	4.21E-04	1723.082	3.4328	13.74	960.57
MEA	5.83E-02	0.00E+00	1719.654	3.4273	13.74	960.43
	5.72E-02	1.99E-02	1724.055	3.4314	13.74	960.60
	5.63E-02	4.01E-02	1724.313	3.4323	13.74	960.60
	5.45E-02	8.23E-02	1724.689	3.4364	13.74	960.61
	5.27E-02	1.28E-01	1724.356	3.4362	13.74	960.62
	5.10E-02	1.82E-01	1725.215	3.4352	13.74	960.62
	4.93E-02	2.42E-01	1725.456	3.4383	13.74	960.63

**Lampiran 5. Hasil Perhitungan dan Perbandingan Biaya Modal (CAPEX)
untuk Campuran Amina yang Optimal**

Circulation Rate 153.5 USGPM	Composition	Circulation Rate (gal/min)	Solvent Price* (\$/gal)	Solvent Cost (\$/Circ Rate. min)
MDEA	0.30	44.92	18.79	844,04
DEA	0.05	7.11	12.75	90,66
H2O	0.65	101.42	0.40	40,57
Estimated CAPEX				
1 x replacement/ year				975,27
6 x replacement/ year				5.851,64
12 x replacement/ year				11.703,28
Circulation Rate 170 USGPM	Composition	Circulation Rate (gal/min)	Solvent Price (\$/gal)	Solvent Cost (\$/Circ Rate. min)
MDEA	0.35	57,91	18.79	1,088,22
H2O	0.65	112,00	0.40	44,80
Estimated CAPEX				
1 x replacement/ year				1,133.02
6 x replacement/ year				6,798.13
12 x replacement/ year				13,596.25
CAPEX Saving (\$)				
1 x replacement/ year				157,75
6 x replacement/ year				946,49
12 x replacement/ year				1.892,97

* Harga solven alkanolamina diperoleh dari laporan Sehgal (2009).

**Lampiran 6. Hasil Perhitungan dan Perbandingan Biaya Operasional (OPEX)
untuk Campuran Amina yang Optimal**

Circulation Rate 153.5 USGPM	Energy Consumption (kWh)		Reboiler's Energy Cost* (\$/kWh)	Pump's Energy Cost** (\$/kWh)	Total Energy Cost (\$/h)	Solvent Losses (lb/hr)	Solvent Price*** (\$/lb)	Solvent Losses Cost (\$/hr)
	Reboiler	Pump						
MDEA	3974.37	33.32	0.23	0.09	909.69	0.05	2.15	0.11
DEA						0.00	1.47	0.00
H2O						982.30	0.05	47.40
OPEX (\$/h)					909.69			47.51
OPEX (\$/year)					7,859,751.74			410,474.39
Total OPEX (\$/year)								8,270,226.14
Circulation Rate 170 USGPM	Energy Consumption (kWh)		Reboiler's Energy Cost (\$/kWh)	Pump's Energy Cost (\$/kWh)	Total Energy Cost (\$/h)	Solvent Losses (lb/hr)	Solvent Price (\$/lb)	Solvent Losses Cost (\$/hr)
	Reboiler	Pump						
MDEA	3974.49	36.86	0.23	0.09	910.04	0.06	2.15	0.13
H2O						982.85	0.05	47.42
OPEX (\$/h)								
OPEX (\$/year)					7,862,780.43			410,858.19
Total OPEX (\$/year)								8,273,638.62
Total Saving OPEX (\$/year)								3,412.49

* Biaya energi reboiler diperoleh dari biaya energi turbin gas dengan mempertimbangkan faktor efisiensi *gas to electricity* (41 %) seperti pada lampiran 7.

** Biaya energi pompa diperoleh dari tarif dasar listrik industri di Indonesia. (www.ifinance-today.com)

*** Harga solven alkanolamina diperoleh dari laporan Sehgal (2009).

Lampiran 7. Efisiensi teoritis dari berbagai sumber energi terhadap energi listrik yang dapat dimanfaatkan

