

**ANALISIS GAS SWEETENING UNTUK MENGHILANGKAN  
GAS H<sub>2</sub>S DAN CO<sub>2</sub> DARI PRODUKSI GAS YANG AKAN  
DIPASARKAN MENGGUNAKAN METODE NUMERIK**

**TUGAS AKHIR**

*Diajukan Guna Melengkapi Syarat Dalam Mencapai Gelar Sarjana Teknik*

Oleh

**SAMUEL MICHAEL**

**153210303**



**PROGRAM STUDI TEKNIK PERMINYAKAN**

**UNIVERSITAS ISLAM RIAU**

**PEKANBARU**

**2021**

## KATA PENGANTAR

Rasa syukur diucapkan kepada Tuhan Yang Maha Esa karena atas rahmat dan karunia-Nya saya dapat menyelesaikan tugas akhir ini. Penulisan tugas akhir ini merupakan salah satu syarat untuk memperoleh gelar sarjana teknik program studi teknik perminyakan universitas islam riau. Saya menyadari bahwa banyak pihak yang telah membantu saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini serta memperoleh ilmu pengetahuan selama kuliah. Tanpa bantuan dari mereka tentu akan sulit rasanya untuk mendapatkan gelar sarjana teknik ini. Oleh karena itu saya ingin mengucapkan terimakasih kepada:

1. Bapak Ir. H. Ali Musnal.,M.T selaku dosen pembimbing yang telah menyediakan waktu dan pikiran untuk memberi arahan maupun masukan dalam penyusunan tugas akhir ini.
2. Fiki Hidayat., M.Eng selaku pembimbing akademik yang telah memberikan arahan, nasihat, penyemangat selama menjalani perkuliahan.
3. Ketua Prodi Ibu Novia Rita., S.T., M.T dan sekretaris program studi Bapak Tomi Erfando., S.T., M.T serta dosen-dosen yang banyak membantu terkait perkuliahan, ilmu pengetahuan, dan dukungan yang telah diberikan
4. Kedua orang tua, Bapak Renhad Sibarani dan Ibu Rismauli , adik adik saya yang selalu memotivasi dan memberikan dukungan baik berupa moril maupun materil hingga saat ini.
5. Kepada abang Erik Sibarani dan kakak yang selalu memberikan suport dan motivasi.
6. Sahabat terbaik beserta teman-teman saya yang telah memberikan semangat dan doa kepada saya dalam menyelesaikan tugas akhir ini.
7. Terimakasih juga saya sampaikan kepada teman-teman TA (seperjuangan) yang telah banyak membantu, mendukung, dan mendorong saya untuk tetap semangat menggarap skripsi.

8. Seluruh teman-teman Teknik Perminyakan angkatan 2015 terkhusus angkatan 2015 kelas C yang telah memberi semangat kepada saya dan sama-sama berjuang dari pertama kuliah.

Semoga Tuhan selalu melindungi dan membalas kebaikan semua pihak yang sudah membantu saya. Semoga Tugas Akhir ini membawa manfaat bagi pengembangan ilmu pengetahuan.

Pekanbaru, Januari 2021

Samuel Michael



## DAFTAR ISI

HALAMAN PENGESAHAN.....	i
PERNYATAAN KEASLIAN TUGAS AKHIR .....	ii
KATA PENGANTAR.....	iii
DAFTAR ISI.....	v
DAFTAR GAMBAR.....	vii
DAFTAR TABEL .....	viii
DAFTAR LAMPIRAN .....	ix
DAFTAR SINGKATAN.....	x
DAFTAR SIMBOL .....	xi
ABSTRAK .....	xii
ABSTRACT .....	xiii
<b>BAB I PENDAHULUAN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Latar Belakang .....	1
1.2 Tujuan Penelitian.....	2
1.3 Manfaat Penelitian.....	2
1.4 Batasan Masalah.....	2
<b>BAB II TINJAUAN PUSTAKA.....</b>	<b>3</b>
2.1 Dampak <i>Sour Gas</i> .....	3
2.2 Metoda Tipe-tipe Penanganan dalam Proses <i>Sweetening Gas</i> .....	4
2.1.1 Absorpsi Kimia .....	4
2.1.2 Absorpsi Fisik .....	7
2.1.3 Fraksinasi <i>Cryogenic</i> .....	8
2.3 <i>Gross Heating Value</i> .....	8

2.4	Aliran Skematik Proses <i>Gas Sweetening</i> .....	9
2.5	<i>State of The Art</i> .....	10
<b>BAB III METODOLOGI PENELITIAN .....</b>		<b>12</b>
3.1	Uraian Metode Penelitian.....	12
3.2	Metode Penelitian.....	12
3.3	Data Komposisi Natural Gas.....	15
3.4	<i>Flow Chart</i> .....	16
3.5	Jadwal Penelitian.....	17
<b>BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN .....</b>		<b>18</b>
4.1	Skenario Model Simulasi .....	18
4.2	Analisa Sensitivitas <i>Circulation Rate</i> MDEA.....	21
4.3	Analisa Fraksi Massa MDEA.....	23
4.4	Analisa Pengaruh Temperature Lean Amina .....	26
4.5	Analisa <i>Hydraulic Plots</i> .....	28
<b>BAB V KESIMPULAN DAN SARAN.....</b>		<b>32</b>
5.1	Kesimpulan.....	32
5.2	Saran.....	32
<b>DAFTAR PUSTAKA .....</b>		<b>33</b>
<b>DAFTAR LAMPIRAN .....</b>		<b>36</b>

## DAFTAR GAMBAR

<b>Gambar 2. 1</b> Dampak yang ditimbulkan apabila ada kandungan <i>Sour Gas</i> dalam gas alam pada proses produksi.....	4
<b>Gambar 2. 2</b> Aliran Skematik Proses <i>Gas Sweetening</i> .....	9
<b>Gambar 3. 1</b> <i>Flowchart</i> penelitian.....	16
<b>Gambar 4. 1</b> Komponen Gas yang dinput pada Simulator.....	20
<b>Gambar 4. 2</b> Pengaruh <i>circulation rate</i> MDEA (20%) terhadap perolehan CO2 ppm dalam komposisi <i>sweet gas</i> . ....	23
<b>Gambar 4. 3</b> Pengaruh konsentrasi massa MDEA terhadap CO2 (Ppm) dalam stream <i>sweet gas</i> .....	25
<b>Gambar 4. 4</b> Pengaruh temperatur lean MDEA 30% terhadap ppm CO2 dalam komponen <i>sweet gas</i> .....	27
<b>Gambar 4. 5</b> Hydraulic plots pada tray pertama.....	29
<b>Gambar 4. 6</b> Hydraulic plots dengan tinggi dari tray spacing 2 meter dan diameter tray spacing 1 meter .....	31

## DAFTAR TABEL

<b>Tabel 3. 1</b> Data Komposisi Narural Gas Lapangan X.....	15
<b>Tabel 3. 2</b> Jadwal Kegiatan .....	17
<b>Tabel 4. 1</b> Data Spesifikasi Operasi untuk Acid Gas Removal Unit (Pandey, 2005).....	19
<b>Tabel 4. 2</b> Komponen gas yang telah melewati <i>Stream Free Water Knock Out</i> ...21	
<b>Tabel 4. 3</b> Data hasil fraksi massa CO <sub>2</sub> dan H <sub>2</sub> S pada <i>stream sweet gas</i> pada <i>circulation rate</i> yang berbeda menggunakan MDEA 20 % .....	22
<b>Tabel 4. 4</b> Data hasil komponen fraksi mol H <sub>2</sub> S dan CO <sub>2</sub> pada <i>stream sweet gas</i> dari setiap fraksi massa mdea yang diujikan kedalam simulator .....	24
<b>Tabel 4. 5</b> Data mole fraksi H <sub>2</sub> S dan CO <sub>2</sub> <i>sweet gas</i> dari setiap temperature yang diujikan.menggunakan MDEA 30% .....	26
<b>Tabel 4. 6</b> Data internal spesifikasi kolom absorber .....	28
<b>Tabel 4. 7</b> Data Internal Spesifikasi Kolom Absorber .....	30

## DAFTAR LAMPIRAN

<b>Lampiran 1</b> Stages pada absorber.....	36
<b>Lampiran 2</b> Tray 2 – tray 8 ( tray spacing dengan tinggi 2 meter dan diameter 1 meter ) .....	37
<b>Lampiran 3</b> Tray 9 -15 ( tray spacing dengan tinggi 2 meter dan diameter 1 meter) .....	38
<b>Lampiran 4</b> Tray 15 – 20 ( tray spacing dengan tinggi tray 2 meter dan diameter 2 meter) .....	39
<b>Lampiran 5</b> Tray 2-8 ( tray spacing dengan tinggi 1 meter dan diameter 0.8)....	40
<b>Lampiran 6</b> Tray 9-15 ( tray spacing dengan tinggi tray 1 meter dan diameter 0.8 meter) .....	41
<b>Lampiran 7</b> Tray 16-20 ( tray spacing dengan tinggi tray 1 meter dan diameter 0.8 meter) .....	42



## DAFTAR SINGKATAN

DEA	dietanol amina
MDEA	metil dietanol amina
Ppm	Part per milion
MEA	mono etanol amina
DIPA	diisopropanol amina
TEA	trietanol amina
DGA	diglikol amina
AGRU	<i>acid gas removal unit</i>



## DAFTAR SIMBOL

$^{\circ}\text{C}$	Celcius
Kmol/h	<i>circulation rate</i>
$X_i$	mole fraksi
$\text{H}_2\text{S}$	Hidrogen sulfida
$\text{CO}_2$	Karbon dioksida



**ANALISIS GAS SWEETENING UNTUK MENGHILANGKAN GAS H<sub>2</sub>S  
DAN CO<sub>2</sub> DARI PRODUKSI GAS YANG AKAN DIPASARKAN  
MENGUNAKAN METODE NUMERIK**

**SAMUEL MICHAEL**

**153210303**

**ABSTRAK**

Absorpsi gas merupakan proses kontak antara campuran gas dan cairan yang bertujuan menghilangkan salah satu komponen gas dengan cara melarutkannya menggunakan cairan yang sesuai. Pada penelitian ini menggunakan Metode numerikal yang diaplikasikan kedalam simulator sebagai bentuk dari eksperimen absorpsi kimia untuk mengetahui penyerapan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>. natural gas yang memasuki absorber akan naik keatas dan larutan mdea akan turun kebawah secara berlawanan sehingga terjadi kontak dan reaksi kimia antara mdea terhadap CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Komponen gas yang lainnya akan naik keatas dan tidak mengalami kontak dengan larutan mdea. Temperature lean amina merupakan satu satunya parameter yang memngontrol suhu pada absorber. *Circulation rate* untuk setiap temperature yang diujikan yaitu 50.000 kmol/H. Sementara untuk temperature natural gas saat memasuki absorber yaitu 40<sup>0</sup>C. Dikarenakan mdea tersebut hanya berreaksi dengan gas asam, gas asam yang mengalami proses penyerapan akan mengalir kebawah bersamaan dengan mdea. Secara keseluruhan dapat dilihat bahwa semakin besarnya *circulation rate* mdea maka semakin kecil nilai ppm CO<sub>2</sub> pada *sweet gas*, tetapi terdapat perbedaan saat *circulation rate* 40.000 kmol/h ditingkatkan menuju *circulation rate* 50.000 kmol/h dimana nilai ppm CO<sub>2</sub> *sweet gas* dengan *circulation rate* 50.000 kmol/h lebih tinggi dari ppm *sweet gas* *circulation rate* 40.000 kmol/h walaupun tidak signifikan.

**Kata kunci:** mdea, *circulation rate*, *temperature*

**ANALYSIS OF GAS SWEETING BY REMOVED H<sub>2</sub>S & CO<sub>2</sub> CONTENT  
FROM THE GAS PRODUCED WHICH SALES BY USING NUMERICAL  
METHOD**

**SAMUEL MICHAEL**  
**153210303**

**ABSTRACT**

*Gas absorption is a process between a mixture of gas and liquid which aims to remove one of the gas components by dissolving it using the appropriate liquid. In this study, using a numerical method that is applied to the simulator as a form of chemical absorption experiments to work H<sub>2</sub>S and CO<sub>2</sub> natural gas that enters the absorber will rise upward and the mdea solution will occur downward opposite the contact and chemical reaction between mdea to CO<sub>2</sub> and H<sub>2</sub>S. The other gas components will rise and will not come into contact with the mdea solution. Lean amine temperature is the only parameter that controls the temperature of the absorber. The circulation rate for each temperature tested is 50,000 kmol / H. Meanwhile, the temperature of natural gas when it enters the absorber is 400C. Because the mdea only reacts with acid gas, the acid gas which is undergoing an absorption process will flow down simultaneously with the mdea. Overall it can be seen that the greater the circulation rate, the smaller the ppm CO<sub>2</sub> value in sweet gas, but there is a difference when the circulation rate of 40,000 kmol / hour is increased to a circulation rate of 50,000 kmol / hour where the ppm value of CO<sub>2</sub> sweet gas with a circulation rate of 50.0000 kmol / h higher than ppm sweet gas a circulation rate of 40,000 kmol / hour although not significant.*

**Keywords:** *mdea, circulation rate, temperature*

# BAB I PENDAHULUAN

## 1.1 Latar Belakang

Indonesia merupakan salah satu negara penghasil dan pengeksportir minyak bumi dan gas di dunia. Gas alam seperti juga minyak bumi merupakan senyawa hidrokarbon yang terdiri dari campuran beberapa macam gas hidrokarbon yang mudah terbakar dan non- hidrokarbon seperti N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Umumnya gas yang terbentuk sebagian besar dari metana (CH<sub>4</sub>), dan dapat juga termasuk etana (C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>) dan propana (C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>). (Fatimura, Muhrinsyah and Fitriyanti, 2018)

Gas asam (*sour gas*) merupakan salah satu kandungan dari gas alam yang sifatnya sebagai kontaminan. Dimana gas alam mentah mengandung sejumlah karbondioksida (CO<sub>2</sub>), serta sulfur yang komponennya meliputi antara lain hydrogen Sulfida (H<sub>2</sub>S) dan mercaptan (Alhady et all)

Adanya kandungan sulfur yaitu gas hidrogen sulfida dan mercaptan dalam penggunaan skala rumah tangga merupakan zat sangat beracun dan bersifat korosif pada logam. Pada proses produksi Gas CO<sub>2</sub> juga tidak diinginkan karena menjadi racun pada katalis seperti pada sintesa amoniak dan metanol, serta dapat mengurangi nilai bakar dari gas alam (Erik{O}i, 2012)

Gas alam pada umumnya dijual sesuai nilai panasnya, nilai panas suatu produk gas merupakan suatu fungsi dari zat yang ada dalam campuran tersebut. Jumlah karbondioksida yang relative lebih tinggi akan menurunkan nilai panas gas. Metana murni memiliki nilai panas 1.671 kJ/m<sup>3</sup>. Nilai ini turun menjadi hampir 1.490 kJ/m<sup>3</sup> jika gas mengandung 10 % CO<sub>2</sub> (Meisingset, Knut Kristian and Pedersen, 2016).

## 1.2 Tujuan Penelitian

Adapun tujuan dari penelitian ini, antara lain:

1. Menghilangkan gas H<sub>2</sub>S dan gas CO<sub>2</sub> dari aliran gas yang akan dijual.
2. Mengetahui pengaruh konsentrasi pelarut MDEA terhadap penyerapan gas H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>
3. Mengetahui pengaruh variable parameter operasi absorpsi terhadap penyerapan gas H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>.

## 1.3 Manfaat Penelitian

Manfaat dari penulisan penelitian ini, antara lain:

1. Asam yang kontaminan setelah dihilangkan dapat mengurangi korosif dan meningkatkan heating value pada gas alam
2. Menjadikan publikasi ilmiah dalam bentuk jurnal atau *paper* yang berskala nasional maupun internasional sehingga dapat menjadi referensi dalam penelitian selanjutnya.

## 1.4 Batasan Masalah

Agar hasil penelitian lebih terarah dan tidak terlalu meluas dari cakupan penelitian, maka batasan dalam penelitian ini antara lain:

1. Metoda yang digunakan adalah metode absorpsi
2. Tidak membahas karakteristik reservoir gas
3. Tidak membahas mengenai analisa keekonomian.

## BAB II TINJAUAN PUSTAKA

Surat Al-Baqarah Ayat 164

Artinya: Sesungguhnya dalam penciptaan langit dan bumi, silih bergantinya malam dan siang, bahtera yang berlayar di laut membawa apa yang berguna bagi manusia, dan apa yang Allah turunkan dari langit berupa air, lalu dengan air itu Dia hidupakan bumi sesudah mati (kering)-nya dan Dia sebarkan di bumi itu segala jenis hewan, dan pengisaran angin dan awan yang dikendalikan antara langit dan bumi; sungguh (terdapat) tanda-tanda (keesaan dan kebesaran Allah) bagi kaum yang memikirkan.

### 2.1 Dampak *Sour Gas*

Adanya kandungan gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang tinggi didalam gas alam perlu dilakukan treatment khusus dalam menghilangkan kandungan gas asam (*sour gas*) tersebut dari gas alam dimana proses penghilangan gas asam dari gas alam disebut proses Sweetening gas. Dimana perbedaan proses sweetening gas itu berdasarkan kandungan gas asam (*sour gas*) yang terdapat didalam gas alam baik secara kualitas maupun kuantitas dimana gas asam yang akan dihilangkan yaitu hanya mengandung gas CO<sub>2</sub>,saja, hanya mengandung gas H<sub>2</sub>S saja, Mengandung keduanya yaitu H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>, yang hanya selektif menghilangkan gas H<sub>2</sub>S walaupun keduanya yaitu H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> terdapat dalam gas (Fatimura, Muhrinsya).

Pada saat transportasi gas CO<sub>2</sub> akan menjadi padat (*icing*) seperti pada proses *cryogenic* pencairan gas alam . *Liquefied Natural Gas* (LNG) adalah gas alam yang dicairkan dengan cara didinginkan pada temperature sekitar -160°C dan pada tekanan atmosfer. Proses tersebut juga untuk menghilangkan ketidak murnian dan hidrokarbon berat pada gas alam tersebut(Syukur, 2012) . Seperti contoh pulau natuna merupakan salah satu penghasil gas alam terbesar di Indonesia, disini terdapat cadangan gas bumi

sebesar 50,27 TSCF. Kandungan gas asam yang sangat tinggi terutama CO<sub>2</sub> mencapai mencapai 71% (umumnya hanya 1-2% CO<sub>2</sub>) Pada pengolahan gas bumi, CO<sub>2</sub> dipisahkan dari gas bumi sampai 4% untuk *sale* gas dan 50 ppm untuk LNG. Masalah utama dari tingginya kandungan CO<sub>2</sub> pada gas Natuna adalah diperlukan proses separasi CO<sub>2</sub> yang lebih kompleks serta penanganan limbah CO<sub>2</sub> yang dapat menyebabkan pemanasan global (Hartanto, 2017)



**Gambar 2. 1** Dampak yang ditimbulkan apabila ada kandungan *Sour Gas* dalam gas alam pada proses produksi

## 22 Metoda Tipe-tipe Penanganan dalam Proses *Sweetening Gas*

### 2.1.1 Absorpsi Kimia

Absorpsi gas merupakan proses kontak antara campuran gas dan cairan yang bertujuan menghilangkan salah satu komponen gas dengan cara melarutkannya menggunakan cairan yang sesuai. Proses absorpsi ini melibatkan difusi partikel- partikel gas ke dalam cairan. Secara umum, faktor-faktor yang mempengaruhi absorpsi adalah kelarutan (*solubility*) gas dalam pelarut dalam kesetimbangan, tekanan operasi, serta temperatur (Hartanto, Yansen and Adhi, Tri Partono and Indarto, 2015a).



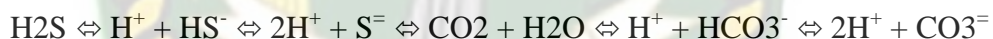
Beberapa pelarut kimia tersedia untuk proses sweetening gas dalam absorpsi kimia ini hampir semuanya merupakan produk golongan alkanolamin. Semua digunakan dalam bentuk larutan cairan (Alhady, Naufal Hilmy and Arifin, 2017).

Pelarut alkanolamina dapat digolongkan menjadi 3 macam, yaitu:

1. Amina primer, yaitu amina yang memiliki dua atom hidrogen dan satu gugus alkil yang terikat pada atom N. Contohnya yaitu mono etanol amina (MEA) dan diglikol amina (DGA).
2. Amina sekunder, yaitu amina yang memiliki satu atom hidrogen dan dua gugus alkil yang terikat pada atom N. Contohnya yaitu dietanol amina (DEA) dan diisopropanol amina (DIPA)
3. Amina tersier, yaitu amina yang memiliki tiga gugus alkil yang terikat pada atom N. Contohnya metil dietanol amina (MDEA) dan trietanol amina (TEA)

Secara umum, reaksi antara gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dengan alkanolamina terdiri dari :

- 1) Ionisasi dan hidrolisis H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>



Reaksi disosiasi pembentukan S<sup>2-</sup> dan CO<sub>3</sub><sup>2-</sup> memiliki konstanta kesetimbangan yang kecil (10<sup>-14</sup>) sehingga dapat diabaikan. Pada kondisi basa, ion bisulfida dan bikarbonat juga dapat terbentuk melalui:



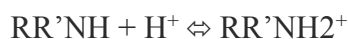
- 2) Protonasi larutan amina

Protonasi pada:

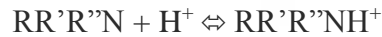
- Amina primer :



- Amina sekunder:



- Amina tersier :



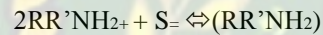
Konstanta kesetimbangan pada larutan amina dengan struktur molekul sederhana lebih besar. Namun, pH yang tinggi membatasi konsentrasi  $RNH_3^+$  sehingga tidak terlalu ada perbedaan jumlah konversi antar jenis amina dalam reaksi ini.

### 3) Reaksi dengan H<sub>2</sub>S

Mekanisme reaksi paralel dengan ion bisulfida:

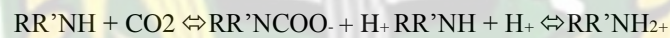


Kedua reaksi tersebut cepat sehingga membatasi reaksi dengan senyawa sulfida:



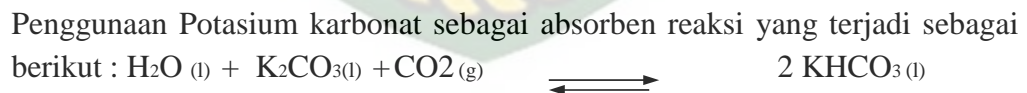
### 4) Reaksi dengan CO<sub>2</sub>

Mekanisme reaksi CO<sub>2</sub> dengan alkanolamina primer dan sekunder:



CO<sub>2</sub> bereaksi secara langsung dengan alkanolamina primer dan sekunder untuk membentuk asam karbamat. Secara keseluruhan, reaksi pada alkanolamina primer dan sekunder ini dapat ditulis sebagai berikut:  $CO_2 + 2RR'NH \rightleftharpoons RR'NCOO^- + RR'NH_2^+$

Reaksi yang terjadi dalam absorpsi kimia :



Terbentuknya 2KHCO<sub>3</sub> pada proses absorpsi kimia ini mudah untuk diregenerasi menggunakan stripper. Reaksi absorpsi eksotermik: Panas reaksi K<sub>2</sub>CO<sub>3</sub> dengan CO<sub>2</sub> adalah 32 BTU / SCF . CO<sub>2</sub> (1191 kJ / Sm<sup>3</sup> CO<sub>2</sub>). Karbonat diubah menjadi bikarbonat selama siklus penyerapan. Selama regenerasi siklus, bikarbonat sekali lagi diubah menjadi karbonat setelah CO<sub>2</sub> dihilangkan (pada kenyataannya, semua bikarbonat tidak dikonversi menjadi karbonat)(Wijayanti, 2018). Pada golongan alkanolamine seperti larutan MEA digunakan untuk

menghilangkan CO<sub>2</sub> secara mendalam (ketika gas umpan bebas dari H<sub>2</sub>S), H<sub>2</sub>S (ketika gas umpan bebas dari CO<sub>2</sub>) atau H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> ketika kedua komponen ada dalam Gas alam umpan. Oleh karena itu ini bukan proses yang cocok untuk penghilangan selektif H<sub>2</sub>S ketika keduanya H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> ada dalam gas alam (Surmi, Nasional, Petronas, & Bangi, 2019)

### 2.1.2 Absorpsi Fisik

Absorpsi fisik merupakan absorpsi tanpa diikuti reaksi kimia. Penghilangan gas asam dengan absorpsi fisik juga dimungkinkan dan ada sejumlah proses kompetitif secara komersial berdasarkan pada prinsip ini. Absorpsi fisik terjadi karena kontak fisik antara gas yang akan diolah dan pelarut. Pelarut digunakan sebagai produk murni. Akibatnya, air tidak perlu ditambahkan secara fisik proses penyerapan. Penyerapan fisik sangat tergantung pada tekanan gas umpan atau tekanan parsial gas asam hadir dalam gas umpan. Pelarut yang digunakan untuk sweetening gas umumnya memiliki afinitas yang kuat dengan air pelarut secara bersamaan akan membersihkan dan mengeringkan gas. Namun, penumpukan air pelarut akan terjadi membutuhkan stripper untuk menghilangkan air yang diserap dari pelarut (Setiawan, 2018)

Penyerapan fisik bisa juga berhasil digunakan, keuntungan utama dari proses semacam itu adalah (tidak seperti penyerapan bahan kimia) pelarut fisik tidak memiliki batasan penyerapan. Jumlah CO<sub>2</sub> yang diserap oleh pelarut adalah ditentukan oleh kesetimbangan uap-cair dari campuran, yang diatur oleh tekanan dan suhu. Pada tekanan parsial CO<sub>2</sub> yang tinggi, kapasitas pemuatan CO<sub>2</sub> dari pelarut lebih tinggi untuk pelarut fisik daripada pelarut kimia. Karenanya proses penyerapan fisik khususnya sesuai untuk pengolahan aliran gas kaya CO<sub>2</sub>. (Novandy, 2018).

### 2.1.3 Fraksinasi *Cryogenic*

Secara konvensional, Sour gas aliran gas alam diserap menggunakan absorben golongan amina atau larutan kimia lain yang sesuai, teradsorpsi atau dipisahkan dengan menggunakan permeasi membran. Namun, jika kandungan sour gas dalam gas alam tinggi, berarti keekonomisan proses yang ada perlu dikembangkan menjadikannya lebih hemat biaya dan pengembangan proses baru menjadi keharusan (Hauwert, 2014)

Proses fraksinasi *criogenic* merupakan alternative proses untuk pemisahan sour gas yang kandungannya tinggi dalam gas alam yang beroperasi pada suhu rendah dan tekanan tinggi untuk memisahkan sour gas Teknologi pemisahan kriogenik bisa diklasifikasikan menjadi (Perry, Green, & Maloney, 1997) :

1. Metode kriogenik konvensional atau distilasi berbasis uap-cair dan distilasi ekstraktif teknologi.
2. Metode non-konvensional, yang termasuk teknologi baru seperti desublimasi uap padat- berdasarkan pemisahan, sentrifugal kontaminan terkondensasi pemisahan, kompresi ulang, dan *cryocooler* seperti pengaduk pendingin.
3. Teknologi *hybrid*  
Teknologi yang menggabungkan dengan memaksimalkan proses dari teknologi konvensional dan non-konvensional (Perry, RH and Green, DW and Maloney, 1997)

## 2.3 *Gross Heating Value*

Konsumen tentu saja menginginkan bahan bakar gas yang berkualitas tinggi dan mempunyai kemurnian yang tinggi dan nyala yang besar. Panas pembakaran yang dihasilkan oleh bahan bakar gas sangat tergantung pada harga *Gross Heating Value* (GHV) dari gas alam. *Gross Heating Value* sendiri adalah harga panas yang dihasilkan oleh bahan bakar gas. Oleh sebab itu harga *Gross Heating Value* pada bahan bakar gas menjadi salah satu bahan pertimbangan dalam menentukan harga dan kualitas bahan bakar yang dihasilkan. (Samosier, 2009)

$$HV_n = \frac{\sum(X_i \times H_i)}{1 - (\sum X_i \times \sqrt{(1 - Z_i)})^2} \times 238.8887$$

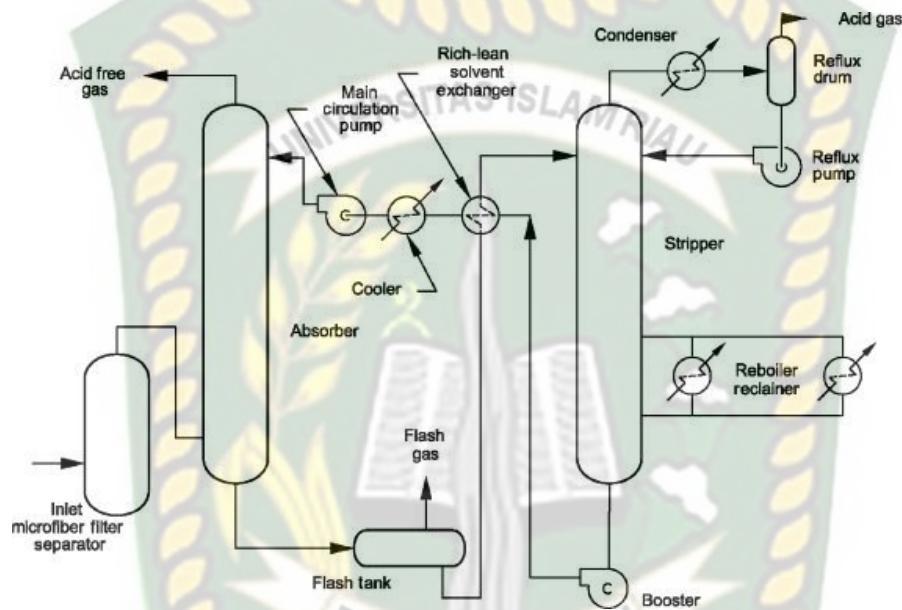
Rumus *gross heating value* :

$X_i$  : fraksi mol komponen

$Z_i$  : nilai *compresson factor* komponen

$H_i$  : *gross heating value* ( volume basis komponen)

## 2.4 Aliran Skematik Proses *Gas Sweetening*



**Gambar 2. 2** Aliran Skematik Proses *Gas Sweetening*

Gas alam masuk ke sistem pemisahan melalui saluran masuk scrubber untuk menghilangkan air yang masuk atau cairan hidrokarbon. Gas memasuki bagian bawah kolom amina absorber dan mengalir berlawanan arah dengan larutan amina dimana gas sweet mengalir keluar ke bagian atas absorber. Kemudian *scrubber outlet* opsional dapat ditambahkan untuk memulihkan amina yang bereaksi dengan *sweet gas* (Perry, RH and Green, DW and Maloney, 1997).

Rich amina, larutan yang mengandung CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S meninggalkan bagian bawah penyerap dan mengalir ke tangki flash dimana sebagian besar gas hidrokarbon dari tangki *flash*, *rich amina/lean amina* berlanjut ke *heat exchanger* untuk menghambat panas dari lean amina yang hilang dari reboiler amina dan pelarut yang lebih dingin (Sumartono, 2011).

*Rich amina* dipanaskan kemudian memasuki amina stripping tower dimana amina stripping tower dengan reboiler yang berfungsi untuk memecahkan ikatan

antara amina dan gas asam. Gas asam dikeluarkan melalui bagian atas stripper kemudian lean amina keluar melalui bagian bawah

Lean amina dipompakan ke heat exchanger menuju pendingin tambahan untuk menurunkan suhu sekitar  $10^0$  F ( $5,5^0$  C) di atas temperature inlet gas untuk mengurangi jumlah hidrokarbon condensat dalam larutan amina saat amina kontak dengan gas asam. Lean amina dingin kemudian dipompakan dengan tekanan yang lebih tinggi ke dalam kolom absorber bagian atas. Kemudian amina mengalir ke bagian bawah kolom absorber untuk menyerap kembali gas asam dan mengikuti siklus berulang (Novandy, 2018).

## 2.5 *State of The Art*

Pada penelitian yang berjudul *Sweetening and Sulfur Recovery of Sour Associated Gas and Lean Acid Gas in The Middle East* yang diteliti oleh Peter Hauwert pada tahun 2014 membahas mengenai perkembangan teknologi dan metoda pemisahan gas H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dimana metoda yang pertama dipakai pada tahun 1990 dengan system *liquid redox process* dan berkembang lagi dengan menggunakan teknologi Thiopag O & G dan akhirnya disempurnakan oleh *Gas Reaserch Insitute* dengan menggunakan system *crystasuf* (Braathen, 2014)

Pada penelitian yang berjudul *Enhancements in Modeling Gas Sweetening* yang diteliti oleh Saifuddin Seikh pada tahun 2015 membahas mengenai absorben MDEA yang mampu menyerap gas H<sub>2</sub>S yang terproduksi bersamaan dengan gas alam, hal ini menunjukkan bahwa kondisi optimum dari absorpsi gas H<sub>2</sub>S ini terdapat pada laju alir 80 ml/menit, penambahan laju alir absorben tidak lagi efektif dalam proses penyerapan gas H<sub>2</sub>S karena kondisi yang sudah jenuh (Hoppe, Ron and Martin, Richard Lloyd and Pakulski, Marek K and Schaffer, 2006)

Pada jurnal yang berjudul "Simulasi Absorpsi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari Gas Alam Menggunakan larutan MDEA pada *Tray Column*" yang ditulis oleh Harisma Latifah dimana jurnal ini mengkaji secara teoritis dengan pemodelan matematis dengan menggunakan software matlab 6.1 pengaruh absorben pada kondisi isothermal terhadap H<sub>2</sub>S (Lathifah, 2001).

Pada jurnal yang berjudul “Penentuan Absolute Open Flow Pada Akhir Periode Laju Alir Plateau Sumur Gas” yang ditulis oleh Novrianti dimana jurnal ini menjelaskan gas sebagai produk ikutan sampingan minyak mentah (*associated gas*) dan *non associated gas* yaitu gas sebagai produk utama minyak mentah tujuan dari penelitian ini yaitu mengetahui parameter parameter yang berpengaruh terhadap plateau laju alir produksi gas (Novrianti, 2014).

Pada penelitian yang berjudul “Performa Kolom Sieve Tray Dengan Penambahan Packing Serabut Pada Destilasi Ethanol” yang ditulis oleh Indi raisa Girsang dan Melviana Eliana dijelaskan bahwa ada pemisahan campuran etanol-air dengan sieve tray pada kolom distilasi, efisiensi yang dihasilkan kurang baik. Dengan penambahan packing serabut besi luas kontak untuk perpindahan masa vapour-liquid menjadi lebih besar. Pressure drop meningkat karena interfacial area antara vapor dan liquid menjadi lebih baik. Sehingga efisiensi Murphee juga meningkat (Girsang, Indi Raisa and Eliana, 2014).

## BAB III METODOLOGI PENELITIAN

### 3.1 Uraian Metode Penelitian

Penelitian yang berjudul “Analisis *Gas Sweetening* Untuk Menghilangkan Gas H<sub>2</sub>S Dan CO<sub>2</sub> Dari Produksi Gas Yang Akan Dipasarkan Menggunakan Metode Numerik”. Data yang digunakan dalam penulisan penelitian merupakan data hipotetik yang didapatkan dari hasil riset jurnal-jurnal terakreditasi dan dapat dipertanggungjawabkan.

### 3.2 Metode Penelitian

Pada penelitian ini menggunakan Metode numerikal yang diaplikasikan kedalam simulator sebagai bentuk dari experiment absorpsi kimia untuk mengetahui penyerapan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dalam gas alam pada proses sweetening gas. dan berikut data data yang diperlukan dan langkah kerja dalam sweetening gas (Stewart, Maurice and Arnold, 2011):

1. Menghitung jumlah gas asam dan tekanan yang masuk dan keluar pada absorber
2. Menentukan amina yang digunakan, kemudian menghitung aliran sirkulasi amina

$$LDEA = \frac{192QgXa}{CpAl}$$

Dimana, LDEA = DEA circulation rate, m<sup>3</sup>/h

Qg = laju alir gas, std m<sup>3</sup>/h

(MMSCFD Xa = mole gas asam

C = amina weight fraction lbs amina/lbs solution

P = solution density kg/m<sup>3</sup> (lbs/gall)



$$A_1 = \text{acid gas loading, mole acid gas / mole acid amina}$$

#### 4. Tugas reboiler

$$q_{\text{Reb}} = 77.421L_{\text{DEA}}$$

Dimana  $q_{\text{Reb}}$  = reboiler duty,  
 $W(\text{Btu/h})$   $L_{\text{DEA}}$  = DEA  
 circulation rate,  $\text{m}^3/\text{h}$

#### 5. Peforma absorber *heat balance*

Panas yang didapat dari amina outlet = panas dari reaksi - panas yang diperoleh dari aliran gas – panas yang hilang ke atmosfer

#### 6. Flash Tank

Tentukan ukuran tangki flash berdasarkan : tekanan, temperatur, aliran amina dan jumlah acid gas yang masuk

#### 7. Rich/lean exchanger

Menghitung estimasi tugas exchanger

$$q_{\text{MEA}} : 0.277L_{\text{DEA}}SG_{\text{DEA}}C_{\text{PDEA}}\Delta T$$

$$q_{\text{DEA}} : 0.277L_{\text{MEA}}SG_{\text{MEA}}C_{\text{PMEA}}\Delta T$$

Dimana,

$$q_{\text{MEA}} = \text{MEA exchanger duty, } W \text{ (Btu/h)}$$

$$q_{\text{DEA}} = \text{DEA exchanger, } W \text{ (Btu/h)}$$

$$L_{\text{MEA}} = \text{MEA circulation rate, } \text{m}^3/\text{h} \text{ (gpm)}$$

$$L_{\text{DEA}} = \text{DEA circulation rate, } \text{m}^3/\text{h} \text{ (gpm)}$$

$$C_{\text{PMEA}} = \text{MEA specific heat, } \text{kJ/kg K} \text{ (Btu/lbs}^{\circ}\text{F)}$$

$$C_{\text{PDEA}} = \text{DEA specific heat, } \text{kJ/kg K} \text{ (Btu/lbs}^{\circ}\text{F)}$$

$$\Delta T = \text{amine temperature change, } ^{\circ}\text{C} \text{ (}^{\circ}\text{F)}$$

$$SG_{\text{MEA}} = \text{specific gravity of MEA}$$

$SG_{DEA}$  = spesifik gravity of DEA

8. *Stripper overhead*

Atur suhu outlet kondensor pada stripper overhead dan menghitung laju alir gas asam dan uap.

Ukuran kondensor dan reflux rate

9. *Lean amine cooler*

Tentukan peforma amina cooler agar dapat menurunkan suhu lean amina menjadi lebih rendah

10. *Booster pump dan circulation pump*

Tentukan pompa pendorong amina dan perlengkapan utama dari pompa

$$HP = \frac{(\Delta P)(LLA)}{3598e}$$

Dimana BHP = *pump brake horsepower, kW (HP)*  
 $\Delta P$  = *differential pressure, kPa (psi)*  
 $L_{LA}$  = *lean amine circulation rate, m<sup>3</sup>/h (gpm)*  
 $e$  = *pump efficiency*  
 0.7 untuk pompa centrifugal  
 0.9 untuk pompa reciprocating

Perhitungan diatas merupakan suatu fungsi yang diaplikasikan kedalam simulator.

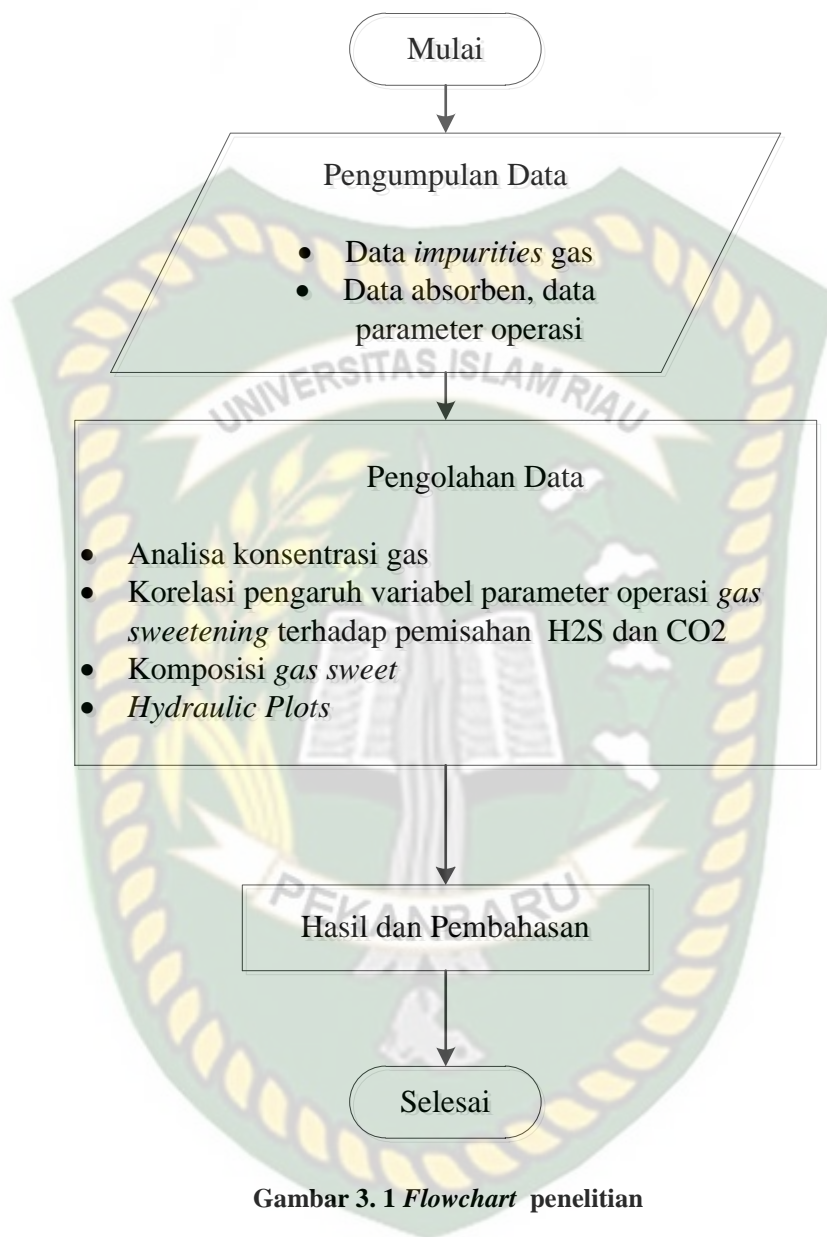
### 3.3 Data Komposisi Natural Gas

Data komponen gas alam yang terdapat pada tabel 3.1 merupakan data yang didapatkan pada Lapangan X (MEGA, 2016).

Komposisi gas	Persen komponen
Metana	62%
Etana	15%
Propana	6 %
Butana	2.4%
Pentana	1.4%
H <sub>2</sub> S	9.2%
CO <sub>2</sub>	9.2%
H <sub>2</sub> O	0.008%

Tabel 3. 1 Data Komposisi Narural Gas Lapangan X

### 3.4 Flow Chart



Gambar 3. 1 *Flowchart* penelitian

### 3.5 Jadwal Penelitian

Pada penelitian ini dilakukan menggunakan metode numerik dengan yang di aplikasikan dalam sebuah software simulator proses. Dengan jadwal penelitian sebagai berikut:

Tahap Penelitian	Minggu ke							
	Desember 2020				Januari 2021			
	1	2	3	4	1	2	3	4
Persiapan dan pengumpulan Data								
Pembuatan model <i>base case</i>								
Uji sensitivitas parameter								
Uji internal spec absorber								
Laporan penelitian								

**Tabel 3. 2** Jadwal Kegiatan

## BAB IV HASIL DAN PEMBAHASAN

Bab ini akan memaparkan dan menjelaskan hasil dan pembahasan terkait dengan masalah yang dihadapi pada proses skenario gas sweetening. Hal ini dilakukan untuk melihat seberapa besar persentasi keberhasilan dari proses pemisahan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>.

Skenario yang akan digunakan diinput ke dalam simulator, untuk mengetahui hasilnya. Dari hasil yang didapat, maka selanjutnya akan dilakukan pendekatan dan pemilihan skenario yang tepat untuk proses gas sweetening. Berikut pemaparan dan penjelasannya.

### 4.1 Skenario Model Simulasi

Pada lapangan x terdapat gas asam yang menjadi salah satu fraksi penyusun natural gas pada lapangan tersebut. Dalam fraksi penyusun gas tersebut terdapat juga air. Sehingga perlu dilakukan treatment sebelum memasuki absorber untuk meringankan kerja dari absorber. Dalam simulasi ini menggunakan satu absorber, dengan internal spesifikasi tray. Larutan kimia yang digunakan ialah alkanolamina yaitu MDEA (Metil Dietanol Amina). Sistem dari simulator ini yaitu memodelkan experiment untuk mengetahui model stream kinerja dari masing masing *gas acid removal unit*. Sehingga secara keseluruhan dapat diketahui bagaimana sistem operasi gas sweetening dan pengaruh variable parameter operasi saat dimodelkan.

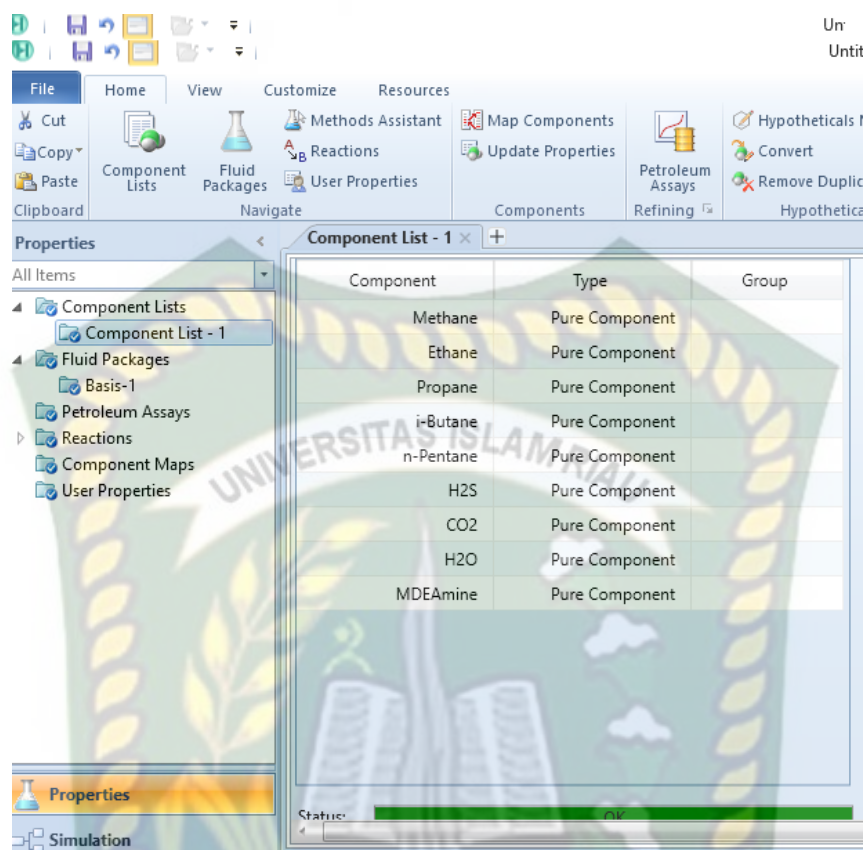
Berikut skenario eksperiment yang dilakukan dalam bentuk simulasi :

1. Menggunakan konsentrasi massa mdea 20% dengan circulation rate 25.000 kgmol/h, 30.000 kgmol/h, 35.000 kgmol/h, 40.000 kgmol/h dan 50.000 kgmol/h
2. Menggunakan konsentrasi massa mdea 10%, 15% , 20%, 25%, 30% dan 50% dengan circulation rate yang sama untuk keenam larutan mdea.
3. Menggunakan konsentrasi massa mdea 30% dengan melakukan variasi

4. perubahan pada nilai temperature operasi di absorber.
5. Menggunakan konsentrasi massa mdea 20% menggunakan tray pada internal speech absorber.

**Tabel 4. 1** Data Spesifikasi Operasi untuk Acid Gas Removal Unit (Pandey, 2005)

Spesifikasi parameter	Nilai
Inlet gas temperature [ $^{\circ}$ c]	40
Inlet gas pressure [ bar(a)]	1.1
Inlet gas flow [kgmol/h]	85000
CO2 in inlet gas [mol %]	9
Water in inlet gas [mole%]	0.17
H2S in inlet gas [ mole %]	2
Temperature lean amina [c]	40
Jumlah tray pada absorber	20
Murphree effiiciency pada absorber	0.25
Tinggi tray [m]	2
Tekanan lean amina [bar(a)]	1
Circulation rate lean amina [kg mol/h]	50000 kg mol/h



**Gambar 4. 1** Komponen Gas yang diinput pada Simulator

Komponen gas yang diinput merupakan komposisi dari gas alam lapangan x. Dimana pada lapangan tersebut memiliki nilai mole fraksi sebesar 0.9 persen untuk gas CO<sub>2</sub> dan 0.2 untuk H<sub>2</sub>S. Komposisi gas pada lapangan tersebut merupakan data yang memiliki nilai konstan, bukan variable yang dapat dirubah nilai fraksi massanya untuk dianalisis. Pada experiment kali ini variable parameter yang dianalisis ialah circulation rate mdea, fraksi massa mdea dan temperature.

Sebelum seluruh komponen gas tersebut masuk kedalam absorber, maka perlu diperhatikan bahwa dalam komponen gas tersebut terdapat komponen H<sub>2</sub>O yang mana air tersebut dapat mengganggu kinerja dari absorber. sehingga perlu dilakukan treatment untuk menghilangkan atau mengurangi air tersebut.



**Tabel 4. 2** Komponen gas yang telah melewati *Stream Free Water Knock Out*

Komposisi komponen gas	Mole fraksi
Methana	0.6284
Ethana	0.153
Propana	0.06
Buthana	0.0243
Penthana	0.01
CO <sub>2</sub>	0.0932
H <sub>2</sub> S	0.0284
H <sub>2</sub> O	0.0017

Tabel diatas memperlihatkan bahwa air yang akan masuk kedalam absorber dari komponen gas tersebut setelah melewati *stream free water knock out* yaitu 0.0017 mole fraksi atau setara dengan 17 ppm yang sebelumnya pada input natural gas air tersebut dalam komponen mempunyai nilai 0.0099 mole fraksi.

#### 4.2 Analisa Sensitivitas *Circulation Rate* MDEA

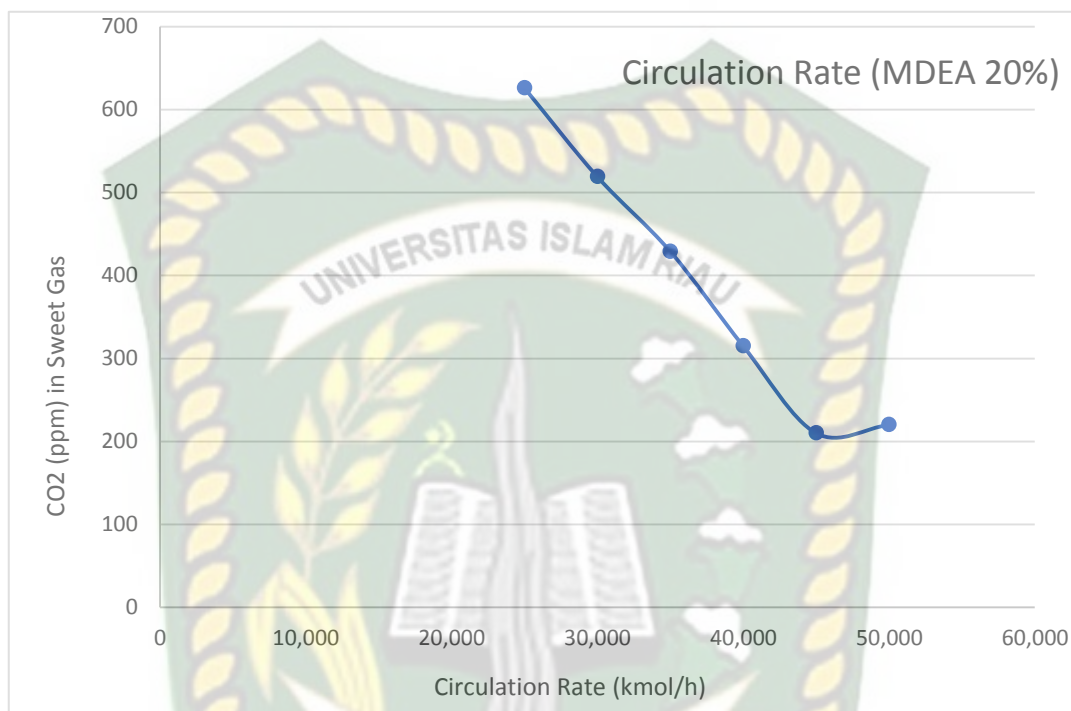
Analisis sensitivitas *circulation rate* mdea bertujuan untuk mengetahui pengaruh *circulation rate* mdea terhadap komposisi mol persen CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S pada *stream sweet gas*. Fraksi massa MDEA yaitu 25%, untuk tekanan operasi pada absorber pada experiment ini memiliki nilai yang tetap. Ada enam *circulation rate* yg diujikan pada experiment ini yaitu *circulation rate* 25.0000 kmol/h, 30.000 kmol/h, 35.000 kmol/h, 40.000 kmol/h, 45.000 kmol/h dan 50.000 kmol/h.

**Tabel 4. 3** Data hasil fraksi massa CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S pada *stream sweet gas* pada *circulation rate* yang berbeda menggunakan MDEA 20 %

Circulation rate (MDEA 20%)	Mole fraksi H <sub>2</sub> S Pada <i>sweet gas</i>	Mole fraksi CO <sub>2</sub> pada <i>sweet gas</i>	Ppm H <sub>2</sub> S pada <i>sweet gas</i>	Ppm CO <sub>2</sub> pada <i>sweet gas</i>
25.000 kmol/h	0,0001	0.0626	1	626
30.000 kmol/h	0	0.0159	0	159
35.000 kmol/h	0	0.0429	0	429
40.000 kmol/h	0	0.0315	0	315
45.000 kmol/h	0	0.021	0	210
50.000 kmol/h	0	0.022	0	220

Tabel diatas menunjukkan perolehan mole fraksi dari H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang telah terabsorpsi oleh mdea, natural gas yang memasuki absorber akan naik keatas dan larutan mdea akan turun kebawah secara berlawanan sehingga terjadi kontak dan reaksi kimia antara mdea terhadap CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S. Komponen gas yang lainnya akan naik keatas dan tidak mengalami kontak dengan larutan mdea. Dikarenakan mdea tersebut hanya berreaksi dengan gas asam, gas asam yang mengalami proses penyerapan akan mengalir kebawah bersamaan dengan mdea. Larutan mdea yang mengandung banyak gas asam disebut dengan rich MDEA (Zulkifli, 2009). Sementara itu komponen gas seperti metana, etana, propane, butana, pentana serta sisa removal H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dari proses absorpsi akan menjadi produk gas yang akan dipasarkan yang telah menjadi *sweet gas*. Seperti yang dilihat dari tabel diatas, natural gas yang telah mengalami proses absorpsi dengan circulation rate terendah yaitu 25.000 kmol/h hingga 50.000 kmol/h dapat menghilangkan komponen gas H<sub>2</sub>S hingga 100 persen

removal. Hanya pada circulation rate 25.000kmol/h yang menyisakan 1 ppm pada komponen *sweet gas*. MDEA sangat selektif dalam penyerapan H<sub>2</sub>S, akan tetapi perlu diperhatikan dari segi ekonomis karna banyaknya MDEA yang dipakai.



**Gambar 4. 2** Pengaruh *circulation rate* MDEA (20%) terhadap perolehan CO<sub>2</sub> ppm dalam komposisi *sweet gas*.

Pada gambar 4.2 diatas memperlihatkan pengaruh *circulation rate* terhadap CO<sub>2</sub> yang terpisah. Semakin kecil komponen mol CO<sub>2</sub> yang terdapat pada *sweet gas* maka semakin besar CO<sub>2</sub> yang terserap kedalam larutan MDEA. Secara keseluruhan dapat dilihat bahwa semakin besarnya *circulation rate* MDEA maka semakin kecil nilai ppm CO<sub>2</sub> pada *sweet gas*, tetapi terdapat perbedaan saat circulation rate 40.000 kmol/h ditingkatkan menuju circulation rate 50.000 kmol/h dimana nilai ppm CO<sub>2</sub> *sweet gas* dengan circulation rate 50.0000 kmol/h lebih tinggi dari ppm *sweet gas* circulation rate 40.000 kmol/h walupun tidak signifikan.

### 4.3 Analisa Fraksi Massa MDEA

Analisis fraksi massa MDEA bertujuan untuk mengetahui pengaruh fraksi massa mdea terhadap perolehan ppm CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dalam stream *sweet gas*.

Untuk mengetahui sensitifitas dari fraksi massa mdea, maka diperlukan beberapa data fraksi massa mdea yang menjadi variable parameter terhadap absorpsi H2S dan CO2. Untuk spesifikasi parameter operasi yang lainnya memiliki nilai konstan, tidak ada perubahan dalam setiap percobaan *case* fraksi massa mdea.

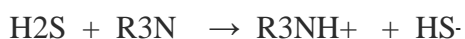
Ada enam fraksi massa mdea yang diujikan untuk case ini. Dari keenam fraksi massa mdea ini, diperoleh nilai ppm H2S yang sama yaitu bernilai nol. Berbeda halnya untuk penyerapan CO2 untuk, setiap fraksi massa mdea yang diujikan mempunyai nilai ppm atau komponen gas CO2 yang berbeda beda.

**Tabel 4. 4** Data hasil komponen fraksi mol H2S dan CO2 pada stream *sweet gas* dari setiap fraksi massa mdea yang diujikan kedalam simulator

Fraksi massa mdea	Mole fraksi H2S dalam stream <i>sweet gas</i>	Mole fraksi CO2 dalam stream <i>sweet gas</i>	H2S (Ppm) <i>Sweet gas</i>	CO2 (Ppm) <i>Sweet gas</i>
10%	0	0.06	0	600
15%	0	0.04	0	400
20%	0	0.0278	0	278
25%	0	0.02	0	200
30%	0	0.19	0	190
50%	0	0.17	0	170

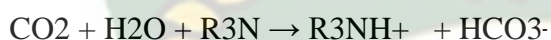
Dari tabel diatas dapat dilihat bahwa penyerapan mdea terhadap H2S lebih cepat sehingga pada konsentrasi fraksi masa mdea yang paling kecil yaitu 10% sudah dapat meremove gas H2S hingga komponen gas pada stream *sweet gas* tersebut bernilai nol ppm.

Reaksi yang dihasilkan dari MDEA dan H2S :

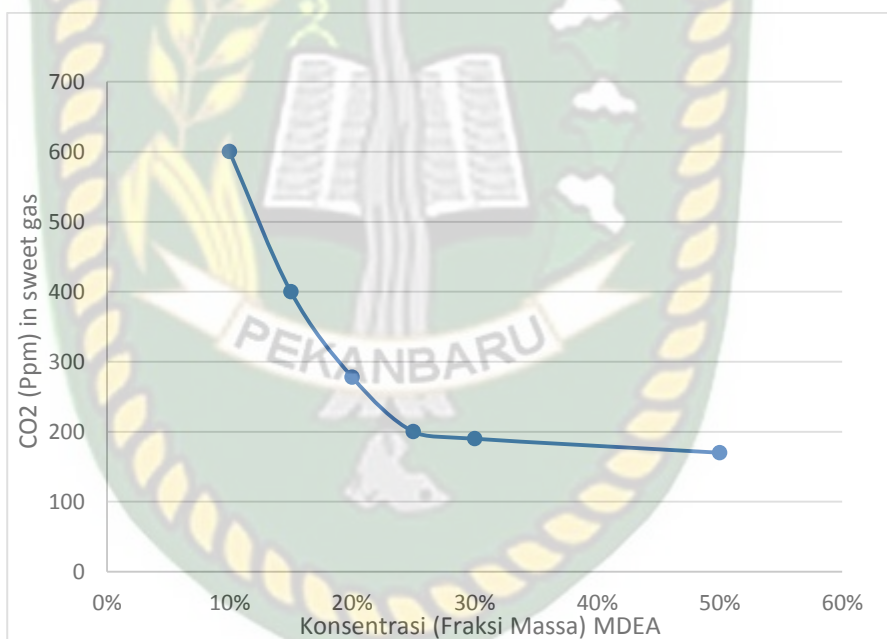


Dari reaksi tersebut H<sub>2</sub>S bereaksi dengan bikarbonat sehingga membentuk ion bikarbonat. Berbeda halnya dengan CO<sub>2</sub> ketika bereaksi dengan mdea, reaksi CO<sub>2</sub> hanya akan terbentuk ketika CO<sub>2</sub> larut dalam air dan menjadi ion bicarbonate (Osman, Khaled W and Vasagam, 2002)

Reaksi yang duhasilkan dari mdea dan CO<sub>2</sub> :



Sehingga dapat diketahui CO<sub>2</sub> membutuhkan waktu yang lebih lama dari pada H<sub>2</sub>S untuk membentuk ion bicarbonatn sehingga terjadi mass transfer asam basa dalam reaksi selanjutnya.



**Gambar 4. 3** Pengaruh konsentrasi massa MDEA terhadap CO<sub>2</sub> (Ppm) dalam stream *sweet gas*

Dari gambar 4.3 diatas memperlihatkan bahwa semakin tinggi konsentrasi dari mdea maka semakin rendah nilai ppm CO<sub>2</sub> pada komponen *sweet gas*. Grafik ini juga menunjukkan bahwa semakin tinggi konsentrasi MDEA maka semakin banyak konsentrasi massa CO<sub>2</sub> yang terabsorpsi oleh MDEA dan terlarut kedalam

rich MDEA. Circulation rate untuk keenam fraksi massa MDEA yang diujikan kedalam simulator memiliki nilai yang sama yaitu 50.000 kmol/h.

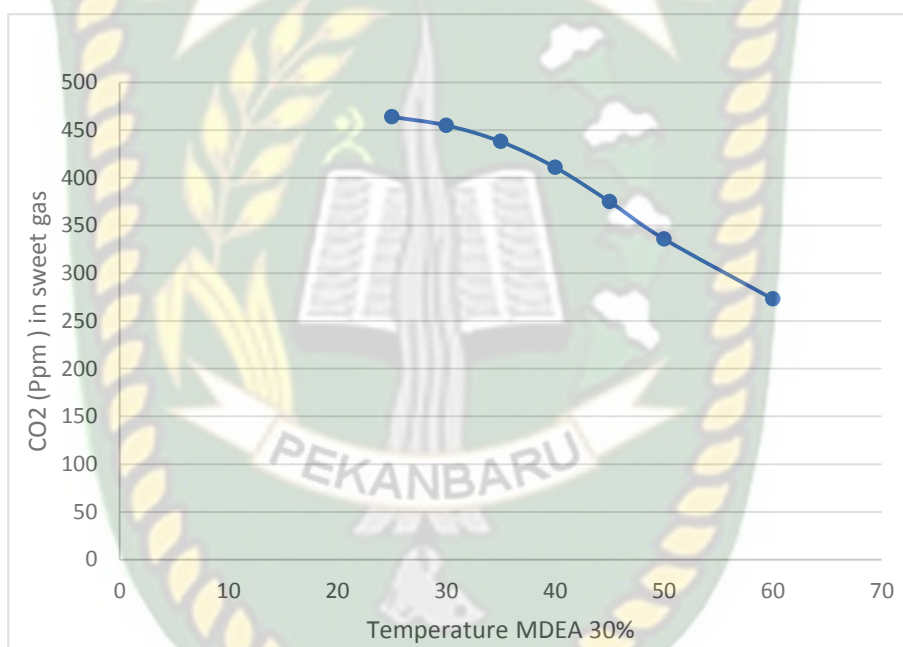
#### 4.4 Analisa Pengaruh Temperature Lean Amina

Analisis pengaruh temperatur lean amina bertujuan untuk mengetahui pengaruh temperatur lean amina terhadap mole fraksi H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> dalam komponen *sweet gas*. Amina yang digunakan ialah MDEA dengan konsentrasi fraksi massa 30%. Dari setiap temperature yang diujikan memberikan nilai mole fraksi yang berbeda untuk ppm CO<sub>2</sub>.

**Tabel 4.5** Data mole fraksi H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> *sweet gas* dari setiap temperature yang diujikan, menggunakan MDEA 30%

Temperatur Operasi amina ( °C )	Konsentrasi fraksi massa MDEA	Fraksi mol H <sub>2</sub> S in <i>sweet gas</i>	Fraksi mol CO <sub>2</sub> in <i>sweet gas</i>	ppm H <sub>2</sub> S In <i>sweet gas</i>	ppm CO <sub>2</sub> in <i>sweet gas</i>
25	30%	0	0.0464	0	464
30	30%	0	0.0455	0	455
35	30%	0	0.0438	0	438
40	30%	0	0.0411	0	411
45	30%	0	0.0375	0	375
50	30%	0	0.0336	0	336
60	30%	0	0.0273	0	273

Temperature lean amina merupakan satu satunya parameter yang mengontrol suhu pada absorber. Circulation rate untuk setiap temperature yang diujikan yaitu 50.000 kmol/H. Sementara untuk temperatur natural gas saat memasuki absorber yaitu 40<sup>0</sup>C. temperatur dari lean amina harus lebih tinggi sekitar 5<sup>0</sup>C hingga 7<sup>0</sup>C diatas temperature inlet natural gas saat memsauki absorber untuk mencegah kondensasi fraksi hydrocarbon yang lebih berat. Akan tetapi untuk hal ini tetap dilakukan pengujian temperature yang lebih rendah dari temperature natural gas untuk melihat pengaruh temperature lean amina terhadap penyerapan gas H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>.



**Gambar 4. 4** Pengaruh temperatur lean MDEA 30% terhadap ppm CO<sub>2</sub> dalam komponen *sweet gas*

Dari gambar diatas memperlihatkan bahwa semakin tinggi temperatur maka semakin kecil nilai Ppm CO<sub>2</sub> *sweet gas*. Sehingga dapat dikatakan semakin tinggi temperatur operasional dari lean MDEA maka semakin banyak gas CO<sub>2</sub> yang terserap oleh MDEA. Hal ini dapat terjadi akibat dari kinetika absorpsi yang semakin cepat ketika temperature dinaikkan. Akan tetapi perlu diperhatikan ketika temperature dinaikkan, dikarenakan kenaikan temperature berbanding lurus dengan kenaikan korosif akibat dari H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub>.

#### 4.5 Analisa Hydraulic Plots

Analisis *hydraulic plots* bertujuan mengetahui bagaimana kondisi operasi dari absorber. Dari *hydraulic plots* ini juga dapat diketahui hal hal yang tidak diinginkan dalam proses absorpsi. *Hydraulic plots* merupakan gambaran dari fungsi internal absorber, seperti diketahui absorber mempunyai dua jenis tipe penyusun internal absorber yaitu *packed colum* dan *tray spacing*.

Untuk *packed* kolom merupakan kolom yang terdiri dari *rachick ring* yang hanya mempunyai satu *stage*. Berbeda halnya dengan tray yang mempunyai stages demi stages. Jika dianalogikan maka *tray spacing* dalam absorber seperti penanak nasi demi penanak nasi yang disusun didalam absorber. *Tray spacing* memiliki lubang-lubang kecil unuk tempat terjadi kontak antara gas dan liquida. Sehingga untuk *hydraulic plot* sendiri hanya dapat dilihat jika menggunakan *tray spacing*.

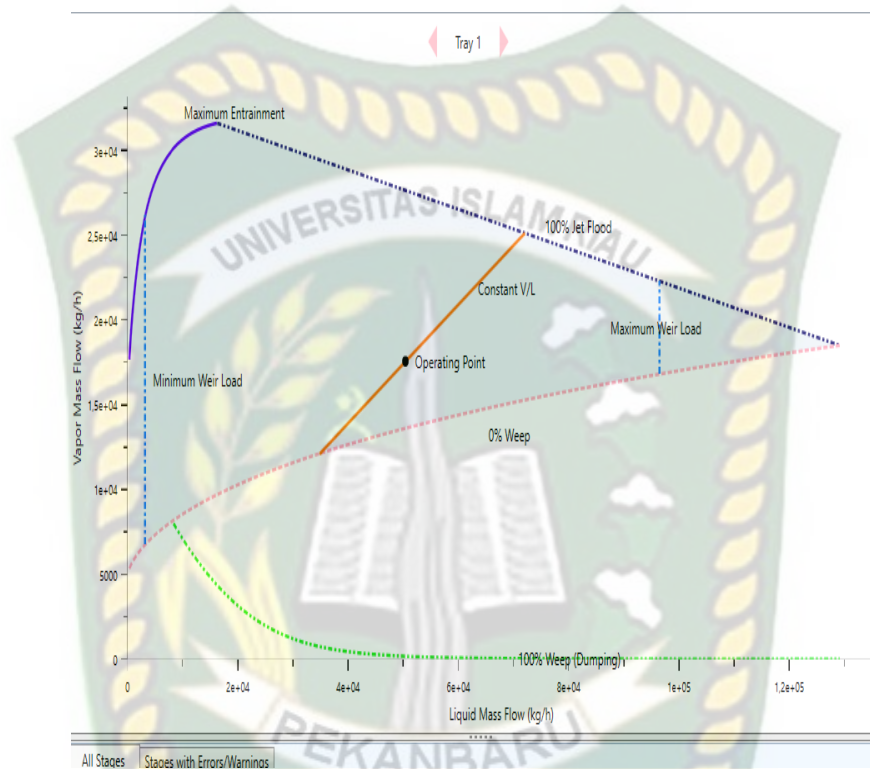
**Tabel 4. 6** Data internal spesifikasi kolom absorber

Mode	Interactive sizing
Internal type	Trayed
Tray type	Sieve
Stages	20
Tinggi tray spacing	1 (m)
diameter	0.8 (m)

Dari data diatas merupakan input dari internal type dari kolom absorber, untuk case ini penulis menggunakan model stream temperatur versus mdea 30 %. Input Internal specification merupakan proses terakhir untuk melihat kinerja dari absorber. Dalam grafik *hydraulic plots* tidak hanya mass flow, vapor flow, pressure drop yang mempengaruhi kondisi operasi pada *hydraulic plots* akan tetapi tinggi dan diameter



tray juga mempengaruhi kondisi operasi pada hydraulic plots (Abdulrahman, RK and Sebastine, 2013). Seperti pada gambar 4.5 kondisi operasi dengan data internal impurities absorber pada tabel 4.6 yang menunjukkan bahwa operasi berada pada kondisi 40 persen jet flooding.



**Gambar 4. 5** Hydraulic plots pada tray pertama

Dari gambar 4.5 diatas memperlihatkan bahwa kondisi operasi masih dalam batas aman untuk jet flooding ataupun weaping point, poin operasi masih jauh untuk mendekati titik puncak jet flooding. Jet flooding sendiri merupakan suatu gas yang memiliki flow sangat tinggi,dan juga memiliki tingkat penguapan komponen yang sangat tinggi sehingga jumlah vapor sangat banyak (Lars Erik and Brathen, Terje and Berg, Christian and Brekne, Sven Ketil and Flatin, Marius and Johnsen, Ronny and Moen, Iselin Grauer and Thomassen, 2014). Gas yang mengalir secara membludak melalui tray demi tray menuju atas kolom sehingga dapat mendesak liquida dan tersemprot keseluruh arah, bahkan liquida yang naik terangkat ketas tray masih dapat terangkat ketas tray

selanjutnya.

Kondisi operasional yang dilihat dari hydraulic plots dari tray pertama hingga tray terakhir yaitu 20 , (tray 2 sampai 20 yang dilihat pada lampiran) memperlihatkan titik operasi yang hampir sama.akan tetapi terdapat suatu kasus dimana tray satu dengan yang lainnya memberikan kondisi operasional yang berbeda.

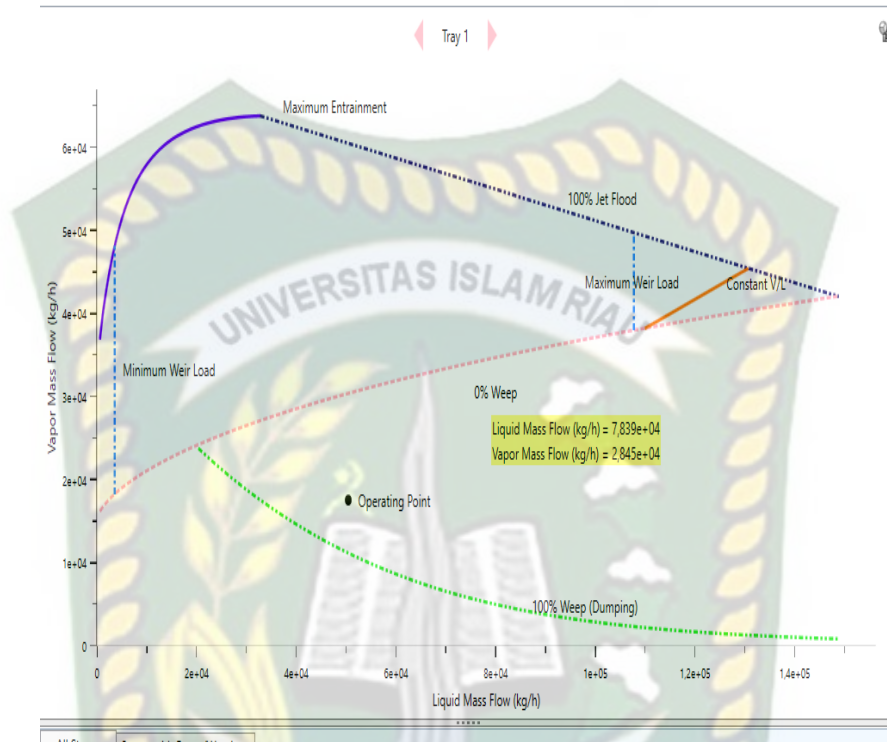
**Tabel 4. 7** Data Internal Spesifikasi Kolom Absorber

Mode	Interactive sizing
Internal type	Trayed
Tray type	Sieve
Stages	20
Tinggi tray spacing	2 (m)
diameter	1 (m)

Untuk membuktikan bahwa internal specification dari absorber mempengaruhi titik operasional maka penulis mencoba mengubah nilai input dari tinggi dan diameter dari tray spacing. Pada gambar 4.6 menunjukkan hydraulic plots dengan tinggi tray spacing 2 meter dan diameter dari tray spacing 1 meter.

*Maximum entrainment* merupakan maximum jumlah liquida yang mampu masuk kembali keatas tray sebelumnya lalu memenuhi downcomer(Komariah, Leily Nurul and Ramdja, A Fuadi and Leonard, 2009),tetapi pada case ini operation point telah berada dibawah 0 persen weep, yang artinya liquida telah mendesak gas kebawah. Parameter yang diubah untuk case ini hanya diameter dan tinggi tray spacing, untuk jenis tray dan jumlah stages masih sama. Untuk hydraulic plots dari tray 2 hingga 20 hampir sama dengan yang ada pada tray 1 yang terlihat pada

gambar 4.6.



**Gambar 4. 6** Hydraulic plots dengan tinggi dari tray spacing 2 meter dan diameter tray spacing 1 meter

Pada gambar 4.6 diatas menunjukkan hydraulic plots dengan tinggi tray spacing 2 meter dan diameter 2 meter. Titik operasional pada grafik tersebut menunjukkan pada kondisi weeping point. Dimana weeping point tersebut merupakan keadaan flow dari fluida yang sangat banyak sehingga membanjiri bagian-bagian tray (Weiland, Ralph H and Hatcher, NATHAN and Nava, 2009). Bukan hanya itu saja, flow dari fluida yang tinggi menyebabkan gas yang masuk kedalam tray sangatlah minim karena dikalahkan oleh fluida yang sangat banyak dan akhirnya membanjiri downcommer.

Jika dianalogikan pada proses absorpsi gas sweetening maka kondisi operasional pada grafik hydraulic plots diatas menyebabkan proses kontak antara gas dan larutan MDEA akan memperkecil kontak sehingga mass tranfer yang terjadi sedikit.

## BAB V KESIMPULAN DAN SARAN

### 5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil penelitian dan pembahasan yang telah dilakukan maka dapat diambil kesimpulan dari penelitian ini sebagai berikut :

1. Semakin tinggi circulation rate mdea maka semakin besar fraksi massa CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S yang terabsorpsi
2. Semakin tinggi konsentrasi fraksi massa mdea maka semakin rendah H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> pada komposisi *sweet gas*
3. Semakin tinggi temperatur dari lean mdea maka akan mempengaruhi kinetika absorpsi sehingga gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S semakin banyak terserap oleh MDEA.

### 5.2 Saran

Adapun saran peneliti kepada pembaca atau peneliti selanjutnya dari seluruh rangkaian kegiatan dan pembahasan yang dilakukan, antara lain:

1. Melakukan penelitian dengan alkaloamina lainnya seperti DEA dan lain lain.
2. Melakukan analisis keekonomian dari banyaknya mdea yang digunakan
3. Melakukan penelitian dengan memakai dua absorber.

## DAFTAR PUSTAKA

- \O}i, Lars Erik and Br{\aa}then, Terje and Berg, Christian and Brekne, Sven Ketil and Flatin, Marius and Johnsen, Ronny and Moen, Iselin Grauer and Thomassen, E. (2014). Optimization of configurations for amine based CO<sub>2</sub> absorption using Aspen HYSYS. *Energy Procedia*, 51(1876), 224–233.
- Abdulrahman, RK and Sebastine, I. (2013). atural gas sweetening process simulation and optimization: A case study of Khurmala field in Iraqi Kurdistan region. *WIT Transactions on Engineering Sciences*, 14, 116--120.
- Alhady, Naufal Hilmy and Arifin, M. Y. (2017). Simulasi Dan Pemodelan Absorpsi CO<sub>2</sub> & H<sub>2</sub>S Dalam Larutan MDEA Dengan Promotor Piperazine (PZ) Menggunakan Tray Column. In *JInstitut Teknologi Sepuluh Nopember*.
- Braathen, L. E. and. (2014). Enhancements in Modeling Gas Sweetening. *Energy Procedia*, 51, 224–223.
- Erik{\O}i, L. (2012). Comparison of aspen HYSYS and aspen plus simulation of CO<sub>2</sub> absorption into MEA from atmospheric gas. *Energy Procedia*, 23(1876), 360–369.
- Fatimura, Muhrinsyah and Fitriyanti, R. (2018). PENANGANAN GAS ASAM ( SOUR GAS ) YANG TERKANDUNG DALAM GAS ALAM MENJADI. *Jurnal Redoks*, 3, 55–67.
- Girsang, Indi Raisa and Eliana, M. (2014). Performa Kolom Sieve Tray Dengan Penambahan Packing Serabut Pada Distilasi Etanol-Air. In *Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya*.
- Hartanto, Y. (2017). Simulasi Absorpsi Gas Co<sub>2</sub> Dengan Pelarut Dietanolamina (Dea) Menggunakan Simulator Aspen Hysys. *Jurnal Integrasi Proses*, 6(3).
- Hoppe, Ron and Martin, Richard Lloyd and Pakulski, Marek K and Schaffer, T. D. and others. (2006). Corrosion mitigation with gas hydrate inhibitors. *SPE Gas Technology Symposium*.
- Komariah, Leily Nurul and Ramdja, A Fuadi and Leonard, N. (2009). Tinjauan

Teoritis Perancangan Kolom Distilasi untuk Pra-Rencana Pabrik Skala Industri. *Jurnal Teknik Kimia*, 16(4).

Lathifah, H. (2001). *Simulasi Absorpsi CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari Gas Alam Menggunakan larutan MDEA pada Tray Column*. 2–3.

MEGA, H. D. and others. (2016). *IDENTIFIKASI ZONA GAS POCKET (GEOHAZARD) BERDASARKAN ANALISIS AVO SEISMIC SECTION DAN POST-STACK TIME MIGRATION DATA 2D MARINE HIGH RESOLUTION*.

Meisingset, Knut Kristian and Pedersen, K. S. and others. (2016). Joule-Thomson Coefficients from Well Test Analysis Data. *SPE Annual Technical Conference and Exhibition*. <https://doi.org/10.2118/181622-ms>

Novandy, A. (2018). Estimasi Laju Sirkulasi Pelarut ( Absorbent ) Pada Proses Absorpsi Gas di Kolom Absorber dengan Metode Gra s. *Swara Patra*, 8.

Novrianti, N. (2014). Penentuan Absolute Open Flow Pada Akhir Periode Laju Alir Plateau Sumur Gas. *Journal of Earth Energy Engineering*, 3, 19–24.

Osman, Khaled W and Vasagam, M. and others. (2002). Gas sweetening process-Problems and remedial measures. *Abu Dhabi International Petroleum Exhibition and Conference*.

Pandey, M. and others. (2005). Process optimization in gas sweetening unit-A case study. *International Petroleum Technology Conference*.

Perry, RH and Green, DW and Maloney, J. (1997). *CHEMICAL ENGINEERS ' HANDBOOK SEVENTH Late Editor*. In *Society*.

Samosier, S. M. (2009). *Pengaruh Spesifik Gravitasi (SG), Gross Heating Value (GHV) DAN C<sub>6+</sub> Terhadap Mutu Gas Alam Di Pt. Pertamina Ep Region Sumatera Field Pangkalan Susu*.

Stewart, Maurice and Arnold, K. (2011). Gas sweetening and processing field manual. In *Gulf Professional Publishing*.

Sumartono, S. (2011). Pengolahan Gas Limbah Proyek Gas Natuna. *Jurnal*

*Teknologi Lingkungan, 1.*

Syukur, H. (2012). Hydrate Gas Alam : Prediksi Dan Pencegahannya. *Swara Patra, 2.*

Weiland, Ralph H and Hatcher, NATHAN and Nava, J. (2009). Tray hydraulic operating regimes and selectivity. *88th Annual Convention of the Gas Processors Association, San Antonio, TX.*

Wijayanti, W. (2018). VALIDASI PERFORMANCE GAS HIDRAT PADA VARIASI TEMPERATUR COOLING BATH DI TEKANAN 0.4 MPa. *Jurnal Teknik Mesin Untirta, 2, 1–7.*

Zulkifli, N. (2009). Process Simulation and Improvement of Industrial acid gas removal unit (AGRU). In *BSc Thesis, Faculty of Chemical \& Natural Resources Engineering, Universiti.*

