

Analisis dan Optimasi Pengaruh Suhu Gas Umpan Pada Kinerja Acid Gas Removal Unit

Analysis and Optimization on the Effect of Feed Gas Temperature on the Performance of Acid Gas Removal Unit

Iwan Febrianto^{1*}, Nelson Saksono²

^{1,2}Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

ARTICLE INFO

Article history:

DOI:

[10.30595/pspfs.v1i.136](https://doi.org/10.30595/pspfs.v1i.136)

Submitted:

June 25, 2021

Accepted:

July 12, 2021

Published:

Oct 31, 2021

Keywords:

AGRU, Reconstruction,
 Foaming, Chiller, Economy

ABSTRACT

The Gas Gathering Station (GGS) in field X processes gas from 16 (sixteen) wells before being sent as selling gas to consumers. The sixteen wells have decreased in good pressure since 2011, thus affecting the performance of the Acid Gas Removal Unit (AGRU). The GGS consists of 4 (four) main units, namely the Manifold Production/ Test, the Separation Unit, the Acid Gas Removal Unit (AGRU), the Dehydration Unit (DHU). The AGRU facility in field X is designed to reduce the acid gas content of CO₂ by 21 mol% with a feed gas capacity of 85 MMSCFD. A decrease in reservoir pressure caused an increase in the feed gas temperature and an increase in the water content of the well. Based on the reconstruction of the design conditions into the simulation model, the amine composition consisting of MDEA 0.3618 and MEA 0.088 wt fraction to obtain the percentage of CO₂ in the 5% mol sales gas. The increase in feed gas temperature up to 146 F caused foaming due to condensation of heavy hydrocarbon fraction, so it was necessary to modify it by adding a chiller to cool the feed gas to become 60 F. Based on the simulation, the flow rate of gas entering AGRU could reach 83.7 MMSCFD. There was an increase in gas production of 38.1 MMSCFD and condensate of 1,376 BPD. Economically, the addition of a chiller modification project was feasible with the economical parameters of NPV US\$ 132,000,000, IRR 348.19%, POT 0.31 year and PV ratio 19.06.

This work is licensed under a [Creative Commons Attribution 4.0 International License](https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/).



Corresponding Author:

Iwan Febrianto

Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Indonesia

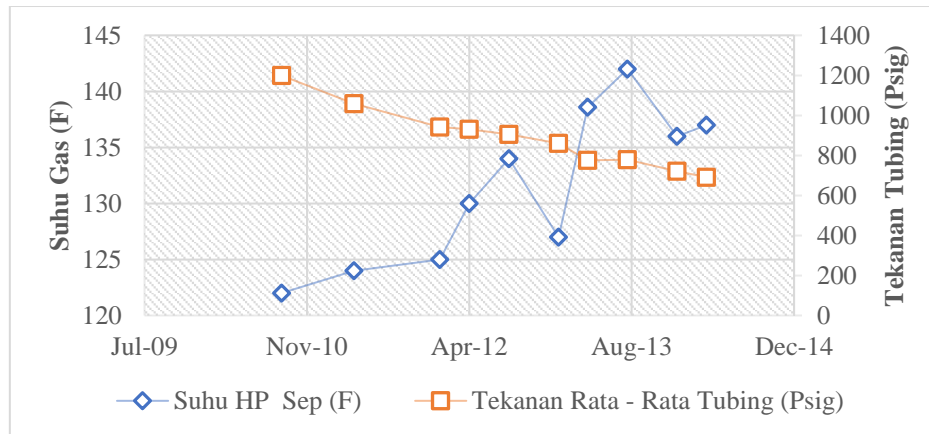
Email: iwan.febrianto@ui.ac.id

1. PENDAHULUAN

Pada Lapangan X terdapat fasilitas Stasiun Pengumpul Gas (SPG) yang mengolah gas dari 16 (enam belas) sumur produksi dengan kapasitas gas umpan sebesar 85 MMSCFD pada suhu gas pada separator 105 F dan tekanan 800 psig dengan kandungan gas CO₂ 21% mol. Fasilitas proses di SPG X terdiri atas *Manifold* Produksi / Tes, Unit Separasi, *Acid Gas Removal Unit* (AGRU) dan *Dehidration Unit* (DHU). Fluida dari sumur menuju *manifold* dan dipisahkan cairannya pada HP Separator yang beroperasi pada tekanan 775 psig dan suhu 91 F, selanjutnya menuju HP Scrubber sebelum menuju ke AGRU. *Sweet Gas* dari AGRU akan dikirim ke DHU untuk mencapai kadar air 7 lb/MMSCFD. Cairan dari HP Separator menuju ke MP Separator yang beroperasi pada tekanan 200 psig selanjutnya menuju ke LP Separator yang beroperasi pada tekanan 75 psig. Cairan yang dihasilkan selanjutnya dikirim ke Tangki Kondensat. Gas dari MP Separator dan LP Separator digunakan untuk fuel gas. (Deskripsi Proses, 2005).

Acid Gas Removal Unit (AGRU) menggunakan larutan aMDEA licensor BASF untuk menurunkan kandungan CO₂ menjadi 5% mol. Kondisi aktual dengan semakin lama berproduksi, *reservoir* akan mengalami penurunan tekanan *reservoir/tubing*, dan peningkatan produksi air yang menyebabkan kenaikan suhu pada gas umpan yang

ditunjukkan pada Gambar 1 dan perubahan komposisi *fluida* dari *reservoir* sehingga AGRU eksisting hanya beroperasi 40% dari kapasitas desain gas umpan 85 MMSCFD karena terjadinya *Foaming*. Kondensasi fraksi berat dari gas umpan mempunyai suhu yang lebih panas dari pada larutan *amine* yang masuk dapat menyebabkan *Foaming* yang akan berakibat pada *losses amine* dan *shutdown plant*. Kenaikan suhu *absorber* juga akan menyebabkan berkurang efektifitas *absorpsi* CO₂ dan H₂S oleh larutan *amine*.



Gambar 1. Pengaruh Penurunan Tekanan *Reservoir* terhadap Suhu Gas

Dalam paper ini akan dilakukan pemodelan simulasi rekonstruksi menggunakan perangkat lunak UNISIM sesuai desain untuk mendapatkan campuran MDEA dengan *activator* MEA, kemudian dilakukan simulasi sensitivitas AGRU dengan perubahan tekanan dan suhu gas umpan, optimasi suhu gas umpan serta menghitung keekonomian proyek untuk melakukan modifikasi fasilitas eksisting sehingga AGRU dapat beroperasi optimal.

Tinjauan Teoritis

Teknologi penghilangan CO₂ dan kandungan sulfur dari *sour gas* pada dasarnya terdiri dari *solvent absorption*, *solid adsorption*, *direct conversion* dan *membrane*. Pada teknologi *solvent absorption* menggunakan *generic amine* yaitu primary (MEA, DGA), secondary (DEA, DIPA), tertiary (TEA, MDEA). Larutan MDEA digunakan pada konsentrasi 30 -50% berat dalam air. *Acid gas loading* tidak terbatas biasanya 0.7 – 0.8 mol asam per mol *amine*. Sehingga dapat mengurangi jumlah sirkulasi *amine* (energi pompa berkurang). MDEA tidak mudah terdegradasi baik panas maupun kimia dan mempunyai panas reaksi dengan H₂S yang rendah. (Maddox et al., 1998) menyarankan bahwa MDEA dapat digunakan sebagai non selektif larutan untuk menghilangkan H₂S dan CO₂, atau dapat digunakan sebagai selektif pelarut yang mana akan menghilangkan H₂S daripada CO₂. (Maddox et al., 1998) menyatakan bahwa selektifitas MDEA dipengaruhi oleh:

1. Suhu : suhu yang lebih rendah akan meningkatkan selektifitas
2. Tekanan : tekanan yang lebih rendah akan meningkatkan selektifitas
3. Rasio CO₂/H₂S: semakin tinggi akan mendukung selektifitas

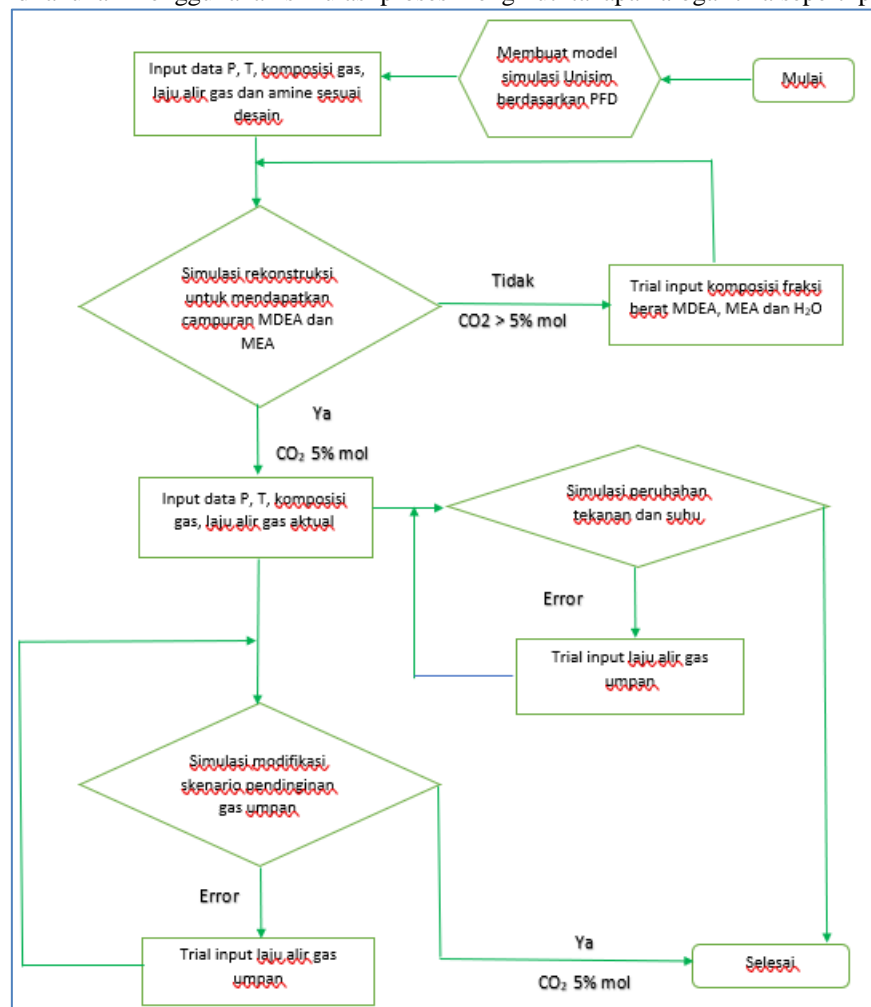
MDEA adalah *amine* superior karena laju korosi dan laju degradasi yang rendah menghasilkan kemampuan penggunaan konsentrasi larutan tinggi (Polasek dan Bullin, 2006). *Loading* MDEA secara teoritis 1 mol gas asam / mol *amine* (Kohl, 1999). Hal ini membuat lebih menarik untuk penghilangan CO₂ jika dapat mengatasi laju reaksi MDEA yang rendah dengan CO₂. Proses penyerapan CO₂ oleh MDEA harus ditingkatkan dengan menambahkan aktivator (Arkema Co., 2000). *Amine* seperti *methanolamine* (MEA), *diethanolamine* (DEA) dan *piperazine* (PZ) telah digunakan sebagai aktivator untuk campuran MDEA untuk meningkatkan laju reaksi. Campuran Pz / MDEA menyerap CO₂ lebih cepat daripada monoetanolamina (MEA) atau diethanolamine (DEA) dicampur dengan MDEA pada kesamaan konsentrasi (Bishnoi, 2002). Berikut ditunjukkan Tabel 1. konstanta reaksi pada larutan *amine*.

Tabel 1. Konstanta Reaksi Amine pada Penyerapan CO₂
(Optimized Treating Inc., 2008)

Amine	Konstanta Reaksi (L/mol.s)
MEA	6000
DGA	4500
DEA	1300
DIPA	100
Piperazine	59000
MMDEA	7100
MDEA	4

2. METODE PENELITIAN

Penelitian dilakukan menggunakan simulasi proses mengikuti tahapan algoritma seperti pada Gambar 2.



Gambar 2. Algoritma Simulasi Proses

3. HASIL DAN PEMBAHASAN

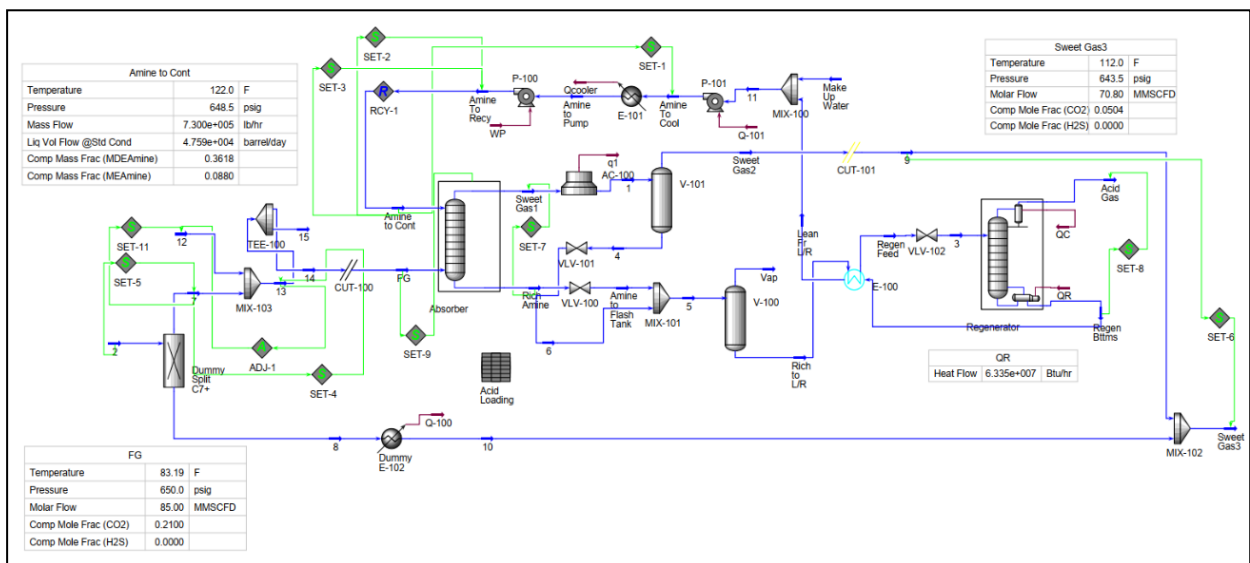
Simulasi Rekonstruksi

Pemodelan simulasi rekonstruksi desain menggunakan data gas umpan pada AGRU dengan parameter operasi sesuai dengan data desain. Kemudian setelah didapatkan model rekonstruksi dilanjutkan dengan simulasi sesuai dengan kondisi aktual. Perbedaan data desain dan aktual sebagai parameter masukan dalam simulasi ditunjukkan dalam Tabel 2.

Tabel 2. Data Desain dan Aktual Gas Umpan

Parameter	Desain	Aktual
Name	FG	FG
Vapour Fraction	1.0	1.0
Temperature [F]	83.2	140.6
Pressure [psig]	650.0	650.0
Molar Flow [MMSCFD]	85.0	86.0
Mass Flow [lb/hr]	221049.5	228105.0
Comp Mole Frac (CO ₂)	0.2100	0.2105
Comp Mole Frac (H ₂ S)	0.00E+00	1.80E-05

Pemodelan pada perangkat lunak UNISIM sesuai dengan Process Flow Diagram (PFD) pada kondisi desain ditunjukkan pada Gambar 3.

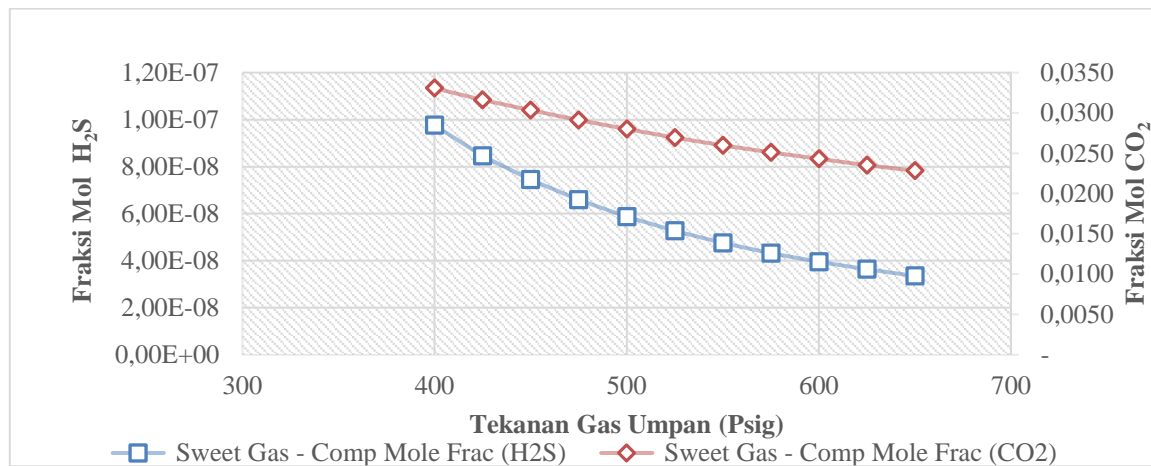


Gambar 3. Model PFD Kondisi Desain

Berdasarkan rekonstruksi simulasi proses didapatkan hasil campuran *amine* yaitu MDEA 0,3618 dengan *activator* MEA 0,088 fraksi berat untuk mendapatkan kandungan CO₂ pada gas jual sebesar 5% mol dengan laju alir *lean amine* sesuai desain. Dari model rekonstruksi tersebut dilanjutkan simulasi kondisi aktual dengan adanya kenaikan suhu, kenaikan laju alir dan perubahan komposisi CO₂ dan H₂S gas umpan didapatkan kandungan CO₂ pada gas jual mengalami kenaikan yaitu menjadi 6.43% mol dibandingkan kondisi desain. Dengan kondisi tersebut maka produk sales gas tidak memenuhi spesifikasi dengan CO₂ ≤ 5% mol.

Sensitivitas Tekanan Gas Umpan

Simulasi sensitivitas dilakukan pada laju alir gas umpan 70 MMSCFD karena terkait dengan konvergenya simulator UNISIM dalam studi kasus ini. Perubahan tekanan gas umpan terhadap hasil CO₂ dan H₂S dalam gas jual ditunjukkan pada Gambar 4. Perubahan tekanan gas umpan secara aktual operasi harus mempertimbangkan tekanan gas jual minimal sesuai Perjanjian Jual Beli Gas dan tekanan desain peralatan.

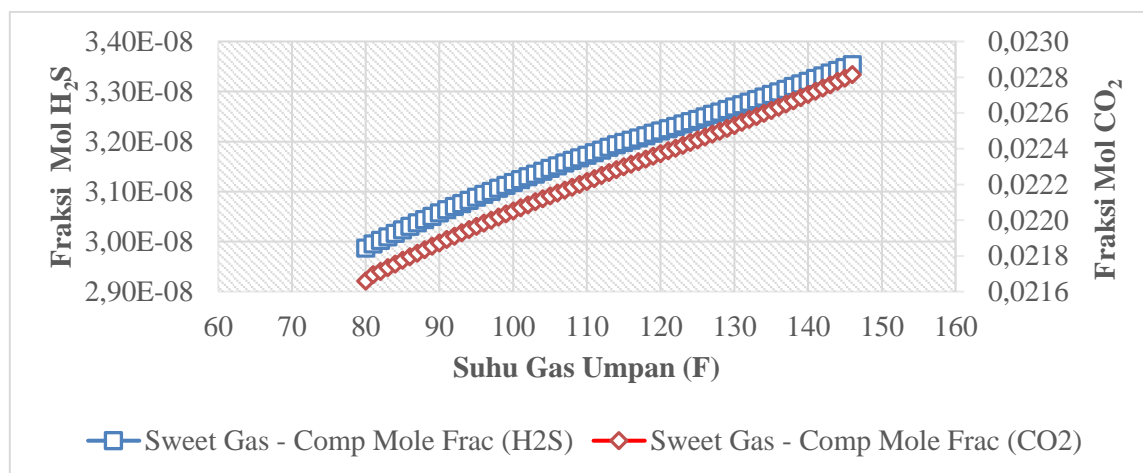


Gambar 4. Sensitivitas Tekanan Gas Umpan

Pengaruh tekanan absorber yang semakin besar akan meningkatkan efisiensi absorpsi sehingga kandungan asam dalam gas jual (CO₂ dan H₂S) akan semakin rendah seperti ditunjukkan pada Gambar 4. Pengurangan tekanan absorber akan meningkatkan kandungan asam karena terjadi peningkatan volatilitas komponen (J. Park, S. Yoon, S.-Y Oh et al., 2020). Pengurangan tekanan berkontribusi dalam mengurangi tekanan parsial CO₂ dalam gas umpan dan akibatnya menurunkan laju reaksi dengan *amine*, yang menurunkan efisiensi penghilangan CO₂ (A.Y. Ibrahim et al., 2014).

Sensitivitas suhu gas umpan

Dengan berjalannya waktu produksi suhu gas umpan pasti akan mengalami perubahan dari kondisi desain, sehingga suhu gas umpan AGRU harus menjadi pertimbangan dalam desain berdasarkan forecast produksi.



Gambar 5. Sensitivitas Suhu Gas Umpan

Berdasarkan Gambar 5. bahwa semakin tinggi suhu gas umpan akan menghasilkan gas jual dengan kandungan asam yang semakin tinggi. Kondensasi hidrokarbon pada absorber dapat dihindari dengan menjaga suhu *lean amine* paling sedikit 5 °C diatas hidrokarbon dew point (GPSA-1998). Suhu gas umpan akan mempengaruhi kondensasi fraksi berat hidrokarbon sehingga pada operasi AGRU akan terjadi foaming. Hidrokarbon fraksi berat yang terbawa oleh gas umpan akibat suhu yang tinggi akan terlarut dalam *amine* dan tersirkulasi melewati *stripper*, yang akan menyebabkan gangguan pada pompa *lean amine* sehingga dapat terjadi *shutdown plant*. Suhu *lean amine* yang masuk ke absorber adalah 122 F sehingga suhu gas umpan maksimal adalah 113 F untuk menghindari terjadinya *foaming*.

Modifikasi penambahan peralatan

Dengan kenaikan suhu gas umpan kondisi aktual *plant* hanya dapat beroperasi pada laju alir gas umpan 40 MMSCFD dari kapasitas desain 85 MMSCFD karena terjadi *foaming* pada unit AGRU. *Foaming* terjadi karena adanya hidrokarbon fraksi berat yang terlarut dalam sirkulasi *amine*. Berdasarkan simulasi aktual gas umpan 40 MMSCFD didapatkan fraksi mol CO₂ dalam gas jual sebesar 0,0018 dan liquid kondensat 931 bpd dengan RVP 13,7 psia. Terdapat 4 (empat) alternatif modifikasi untuk menurunkan suhu gas umpan yang ditunjukkan pada Tabel 3.

Tabel 3. Kondisi Aktual dan Alternatif Modifikasi

Parameter	Aktual Operasi	Chiller	Air Cooler	Cooling Water	JT Valve
Gas Umpan <i>Outlet Separator</i> (MMSCFD)	40	84.7	79.8	80.1	83.7
Suhu Gas Umpan <i>Outlet Separator</i> (F)	146	146	146	146	146
Gas Umpan <i>Inlet AGRU</i> (MMSCFD)	39.99	83.7	79.56	79.71	83.45
Suhu Gas Umpan <i>Outlet Pendingin</i> (F)	140.6	60	113	95	103.7
Suhu Gas Umpan <i>Inlet AGRU</i> (F)	140.6	81	113	95	113
% Mol CO ₂ <i>Inlet AGRU</i>	21.05	21.21	21.11	21.14	21.11
% Mol CO ₂ <i>Outlet AGRU</i>	0.18	5	5.11	5.42	4.99
Gas Jual (MMSCFD)	31.35	69.43	65.95	66.37	69.09
Kondensat (BPD)	931	2307	1856	1909	1946
RVP Kondensat (Psia)	13.7	15	13.5	13.6	13.5

Berdasarkan Tabel 3. Dapat dilihat simulasi kondisi aktual dan alternatif modifikasi untuk menurunkan suhu gas umpan. Kondisi aktual hanya dapat beroperasi dengan gas umpan 40 MMSCFD karena adanya kenaikan suhu dari sumur menjadi 146 F yang menyebabkan terjadinya *foaming*. Alternatif pendinginan yang paling optimal menggunakan *chiller* sehingga suhu gas umpan dapat didinginkan mencapai 60 F dan masuk absorber sesuai dengan suhu desain 81 F yang menghasilkan penambahan produksi gas dan kondensat terbanyak diantara alternatif yang lain. Delta suhu antara *amine* dijaga diatas 5 °C gas umpan (GPSA-1998) agar tidak terjadi kondensasi fraksi berat yang menyebabkan *foaming*.

Keekonomian modifikasi

Perhitungan CAPEX berdasarkan harga kontrak tahun sebelumnya yang dikonversi dengan pendekatan Chemical Engineering Capital Index (CEPCI) ke tahun 2021 ditunjukkan pada Tabel 4.

Tabel 4. Perhitungan Biaya Peralatan Utama

No	Peralatan	Spesifikasi	Volume (Ea)	Harga Satuan (US\$)	Harga Total (US\$)
1	<i>Gas/Gas Exchanger</i>	2.25 MMBTU/Hr	1	308,464.56	308,464.56
2	<i>Chiller Package</i>	7.55E6 MMBTU/Hr	1	2,091,756.25	2,091,756.25
Total					2,400,220.81

Dari harga peralatan utama dilakukan perhitungan total CAPEX berdasarkan *Plant Cost Factor* (Chemical Engineering Economics, 2013) yang ditunjukkan pada Tabel 5.

Tabel 5. Total CAPEX

No	Komponen	Plant Cost Factor	Biaya US\$
1	Manajemen Proyek, Engineering dan Konstruksi :		
	Konstruksi dan Engineering	0.3	720,066
	Kontraktor Fee	0.1	240,022
	Kontigensi	0.15	360,033
2	Persiapan Lokasi, Civil dan Bangunan:		
	Penyiapan lahan	0.05	120,011
	Lingkungan	0.1	240,022
	Bangunan	0.05	120,011
3	Pengadaan Peralatan :		
	Peralatan Utama	1	2,400,221

Perpipaan	0.15	360,033
Elektrikal	0.1	240,022
Instrumen	0.1	240,022
Utilities	0.3	720,066
Insulasi	0.02	48,004
Painting, fire proofing dan safety	0.02	48,004
Total Plant Cost		6,024,554
4 Commisioning dan Performance Test :		
Plant Start Up	0.05	301,228
Working Capital	0.1	602,455
Total CAPEX		6,928,237

Perhitungan keekonomian dilakukan dengan model skema Cost Recovery KKKS (Kontraktor Kontrak Kerja Sama). Untuk perhitungan *revenue* menggunakan harga jual gas 4 US\$/MMBTU, kondensat 63,5 US\$/bbl. Perhitungan biaya operasi OPEX gas 1,7 US\$/MSCF dan minyak 17,5 US\$/bbl. Hasil keekonomian dengan umur produksi 10 tahun ditunjukkan pada Tabel 6. sebagai berikut:

Tabel 6. Hasil Perhitungan Keekonomian

Parameter	Satuan	Hasil Keekonomian
IRR	%	348.19%
NPV@10%	US\$ Ribu	132,020
POT discounted	Year	0.31
PV Rasio		19.06

Berdasarkan Tabel 6. menunjukkan bahwa modifikasi penambahan peralatan *chiller* akan ada tambahan produksi gas dan kondensat sehingga menghasilkan *gross revenue*. Dengan menggunakan perhitungan keekonomian model skema *cost recovery* KKKS (Kontraktor Kontrak Kerja Sama) diperoleh nilai IRR sebesar 348,19%, dengan tingkat diskon faktor 10% didapatkan NPV US\$132.020.000, tingkat pengembalian investasi POT sebesar 0,31 tahun dan PV rasio sebesar 19,06. Dengan demikian indikator keekonomian NPV positif, IRR > dari suku bunga bank dan POT cepat serta PV rasio lebih dari 1. Sehingga dapat disimpulkan dengan modifikasi penambahan *chiller* ini secara teknoekonomi layak dilakukan untuk menaikkan *revenue* perusahaan.

4. KESIMPULAN

Penelitian ini menggunakan perangkat lunak UNISIM telah berhasil melakukan simulasi pemodelan rekonstruksi aMDEA dengan menggunakan campuran amine yaitu fraksi berat MDEA 0,3618 dan MEA 0,088 dimana laju alir *amine* dan CO₂ sesuai desain. Dengan model tersebut dilakukan analisa pengaruh tekanan dan suhu. Pengaruh tekanan gas umpan yang semakin rendah maka akan semakin tinggi kandungan CO₂ dan H₂S dalam produk gas jual karena *amine* akan semakin *volatile* dan menurunnya tekanan parsial asam dalam gas umpan akibatnya menurunkan laju reaksi dengan *amine*. Sedangkan pengaruh suhu gas umpan semakin tinggi maka akan semakin tinggi kandungan CO₂ dan H₂S dalam produk gas jual dan juga akan mengakibatkan foaming karena adanya kondensasi fraksi berat. Untuk optimasi dilakukan penurunan suhu gas umpan menjadi 60 F menggunakan *chiller* dengan mempertimbangkan suhu terbentuknya *hydrate* sehingga AGRU dapat beroperasi dengan laju alir gas umpan 83,7 MMSCFD dari semula 40 MMSCFD. Adanya kenaikan produksi gas jual sebesar 38,1 MMSCFD dan kondensat 1376 bpd. Modifikasi penambahan *chiller* diperlukan biaya CAPEX sebesar US\$ 6.928.237 dan hasil perhitungan keekonomian yang layak dengan parameter NPV US\$ 132.000.000, IRR 348,19%, POT 0,31 tahun dan PV Rasio 19,06.

DAFTAR PUSTAKA

- Abdi, M.A. (2016) *Desain and operations of natural gas sweetening facilities*. Course Prepared for Iranian Gas Company. Faculty of Engineering and Applied Science, Memorial University of Newfoundland (MUN).
- Aliabad, H. Zare, Mirzaei, S. (2009) *Removal of CO₂ and H₂S using aqueous alkanolamine solutions*. International Journal of Chemical and Biological Engineering 2:2.
- Arkema Co. (2000) *MDEA proven technology for gas treating systems*.

- Bishnoi, S., Rochelle, J.T. (2002) *Thermodynamics of piperazine / methyl diethanolamine/ water / carbon dioxide*. The University of Texas at Austin, USA.
- Bullin, J.A., Polasek, J.C. (1990) *The use of mdea and mixtures of amines for bulk CO₂ removal*. Bryan Research & Engineering, Inc., Bryan, Texas.
- Chung-Sung, T. (2006) *Absorption of carbon dioxide with piperazine and its mixtures in a rotating packed bed*. Separat. Purif. Technol. Taiwan.
- Garrett, Donald E. (2013) *Chemical engineering economics*. New York: Van Nostrand Reinhold, 16th Edition.
- Gas Processor Supplier Association. (1998) *Engineering data book*. Tulsa, Oklahoma, Eleventh Edition.
- Ibrahim, A.Y, et al. (2014) *Effect of piperazine on carbon dioxide removal from natural gas using aqueous methyl diethanol amine*. Journal of Natural Gas Science and Engineering.
- Kohl, A.L., Nielson, R.B. (1997) *Gas purification*. Houston: Gulf Publishing Company, Fifth ed.
- Kolmetz, Karl. (2012) *Natural gas sweetening systems selection, sizing and troubleshooting*. Malaysia: KLM Technology Group.
- Optimized Treating, Inc. (2008) *Piperazine, why it's used and how it works*. Vol. 2. Issue 4.
- Pandey, M. (2005) *Process optimization in gas sweetening unit-a case study*. In: Proceedings of the International Petroleum Technology Conference, Doha, Qatar.
- Park, J., et al. (2020) *Improving energy efficiency for a low-temperature CO₂ separation process in natural gas processing*. Journal of Energy.
- Polasek, John, Bullin, Jerry A. (2006) *Selecting amines for sweetening units*. Bryan, Texas: Research & Engineering, Inc.