

PRA DESAIN PABRIK “LIQUEFIED NATURAL GAS DARI GAS ALAM”

Muhammad Hidan Noer Fadl¹, Nadia Fahira¹, Annas Wiguno^{1*}, Kuswandi¹

Abstrak— Salah satu komponen vital dalam hal suplai energy yakni Natural gas, dengan karakteristik yang dimiliki natural gas sebagai energi yang bersih, aman dan paling efisien. Liquefied Natural Gas (LNG) yakni gas alam yang dicairkan dengan cara penurunan suhu sekitar -160°C dan pada tekanan atmosfer. Liquefied Natural Gas merupakan metode yang sangat membantu transportasi Natural gas adar dapat terdistribusi secara menyeluruh. Liquefied Natural Gas dapat disimpan pada tangki atmosferik yang mudah diangkut dalam jumlah yang besar menuju tempat yang jauh dengan menggunakan kapal tanker dimana jalur pipa tidak tersedia atau jalur pipa tidak ekonomis. Pemanfaatan utama Liquefied Natural Gas sebagai sumber energi pembangkit listrik di Indonesia. Dimana telah diatur sepenuhnya oleh PLN (Perusahaan Listrik Negara). Dengan berbagai macam teknologi Pembangkit Listrik yang tersedia di Indonesia, diantaranya adalah PLTG, PLTD, PLTA, PLTU, dan PLTG. Pembangunan Pabrik LNG ini akan didirikan didarat karena memiliki banyak keuntungan dibidang teknologi maupun ekonomi. Dengan teknologi yang telah banyak dikembangkan dan suah terbukti, sehingga penggunaan metode pengolahan dengan teknologi tersebut jauh lebih aman serta jika terjadi Accident seperti tumpahan maupun kebocoran akan lebih mudah ditangani Pabrik Liquefied Natural Gas ini direncanakan akan didirikan di Tanjung Api-Api, Sumatera Selatan untuk pemasaran produk LNG akan diekspor ke Jepang. Pabrik ini memiliki kapasitas 500 MMSCFD. Proses pembuatan LNG dari gas alam ini menggunakan beberapa rangkaian proses yakni Unit Acid Gas Removal, Absorpsi Kimia, Unit Dehydration, Unit Liquefaction. Proses dibutuhkan bahan baku gas alam sebesar 438.545 kg/jam dapat menghasilkan LNG sebesar 383.645,8 kg/jam. Dengan kebutuhan panas total 2.002.266.152 Kj/jam.

Kata Kunci— *Liquefied Natural Gas, Gas Alam, Acid Gas Removal, Absorpsi Kimia, Unit Dehydration, Unit Liquefaction.*

I. PENDAHULUAN

Gas alam merupakan suatu campuran yang tersusun dari gas-gas hidrokarbon ($\text{C}_n\text{H}_{2n+2}$) dimana gas-gas tersebut mudah terbakar dan susunan yang utama dari gas alam itu sendiri terdiri dari metana (CH_4) yang merupakan molekul hidrokarbon dengan rantai terpendek dan teringan. Komposisi pada gas alam dapat bervariasi sesuai dengan sumber ladang gasnya. Kontaminan (pengotor) utama dari suatu gas biasanya berupa hidrogen sulfide dan karbon dioksida yang harus dipisahkan. Gas dengan jumlah pengotor sulfur yang signifikan dinamakan "acid gas (gas asam)". Gas alam dapat terbentuk dengan dua proses, yaitu proses biologis dan proses thermal.

a. Proses Biologis

Pada proses awal, gas alam terbentuk dari hasil dekomposisi zat organik oleh mikroba anaerobik. Jenis mikroba ini mampu hidup tanpa oksigen dan dapat bertahan pada lingkungan dengan kandungan sulfur yang tinggi. Pembentukan gas alam secara biologis ini biasanya terjadi pada rawa, teluk, dasar danau dan lingkungan air dengan sedikit oksigen. Proses ini membentuk gas alam pada kedalaman 760 sampai 4880 meter akan tetapi pada kedalaman di bawah 2900 meter, akan terbentuk wet gas (gas yang mengandung cairan hidrokarbon). Proses jenis ini menempati 20 persen keseluruhan cadangan dunia.

b. Proses Thermal

Pada kedalaman 4880 meter, minyak bumi menjadi tidak stabil sehingga produk utama hidrokarbon menjadi gas metana. Gas ini terbentuk dari hasil cracking cairan hidrokarbon yang ada di sekitarnya. Proses pembentukan minyak bumi juga terjadi pada kedalaman ini, akan tetapi proses pemecahannya menjadi metana lebih cepat terjadi. Sebenarnya, pembentukan gas alam dari bahan inorganik juga dapat terjadi. Walaupun ditemukan pada jumlah yang tidak banyak, gas metana terbentuk dari batuan awal lapisan pembentuk bumi dan jenis meteorit yang mengandung banyak karbon (carbonaceous chondrite type). [1]

Gas alam dianggap sulit untuk disimpan dan ditransportasikan sehingga terjadi penutupan kegiatan eksplorasi sumur gas karena pada saat itu tidak menghasilkan nilai ekonomi yang baik untuk produksi. Dengan dilakukan pencairan pada proses produksi LNG, maka transportasi dan penyimpanan LNG menjadi lebih mudah. Volume spesifik gas alam mengecil hingga 1/600 kali lipat dibandingkan kondisi awalnya.

Constituent	Typical % of gas	Chemical Structure	Heating Value (BTU/lb)
Methane	70-95	CH_4	23,571
Ethane	2.5-12	C_2H_6	21,876
Propane	1-6	C_3H_8	21,646
Butanes*	0.2-2.5	C_4H_{10}	21,293
Pentane	0.2-1	C_5H_{12}	20,877

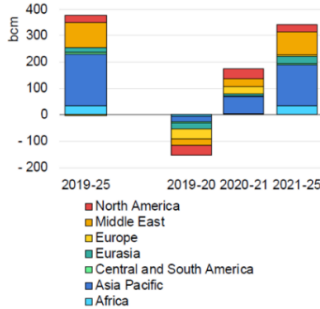
*Butane includes iso and N varieties
Don't forget H_2O , CO_2 , H_2S , N_2 , O_2 in small amounts

Tabel I.1 Komposisi Gas Alam Murni

¹ Departemen Teknik Kimia, Institut Teknologi Sepuluh Nopember (ITS), Jl. Arief Rahman Hakim, Surabaya, 60111, Indonesia.

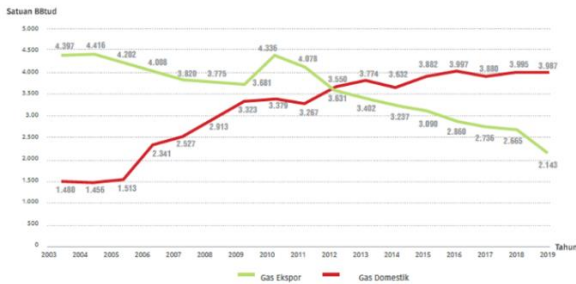
*Email: annas.w@chem-eng.its.ac.id

Penggunaan gas alam terus meningkat dari tahun ke tahun, namun pada kenyataannya permasalahan distribusi gas alam di beberapa daerah tidak merata. Untuk menyelesaikan masalah ini, beberapa perusahaan mulai membuat saluran pipa-pipa gas dan kendaraan truk pengangkut LNG. Namun untuk menyuplai gas alam pada daerah jarak jauh dan melewati laut, penggunaan sistem transportasi menggunakan pipa dan truk pengangkut menjadi terkendala karena kurang efektif dan membutuhkan biaya yang lebih besar. Dengan latar belakang tersebut, maka pendirian LNG Plant layak untuk diterapkan sehingga dapat memenuhi kebutuhan ekspor gas Indonesia.



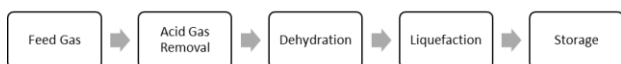
Gambar I.1 Grafik Perkiraan Pertumbuhan Permintaan

Sebagian besar permintaan gas yang hilang pada tahun 2020 diperkirakan akan pulih pada tahun 2021, diperjelas dengan pertumbuhan dari kawasan Asia Pasifik, seperti Cina dan pasar negara berkembang Asia yang pulih secara ekonomi serta mendapatkan keuntungan posisi dari harga gas yang murah. Pasar negara maju di Eropa, Eurasia dan Amerika Utara adalah yang paling terpukul di tahun 2020 yang diperkirakan akan memulihkan sebagian besar kerugian konsumsi mereka pada tahun 2021 seiring dengan permintaan dari sektor industri dan pembangkit listrik secara bertahap.



Gambar I.2 Grafik Peningkatan Alokasi Pasokan Gas Domestik (Laporan Tahunan SKK Migas, 2019).

Pemilihan proses pada pengolahan feed gas menjadi LNG berdasarkan unit proses pengolahannya haruslah didasarkan pada komposisi feed gas, spesifikasi produk gas yang diinginkan dan beberapa hal yang juga perlu diperhatikan dan dievaluasi pada pemilihan proses yaitu kapasitas unit, lokasi pabrik, temperatur ambient, regulasi tentang lingkungan hidup pada daerah pendirian pabrik, capital dan operating cost. Berikut proses yang diperlukan untuk mengubah feed gas menjadi LNG



Gambar I.1 Pemilihan Proses Pengolahan LNG

Jenis	Lisensi	Media Pendingin	Alat
<i>Propane Pre-cooled Mixed Refrigerant</i>	APCI	Nitrogen, Metana, Etana dan Propana	Main cryogenic heat exchanger
<i>Optimized Cascade Process</i>	ConocoPhillips	Propana, Etilen, dan Metana	Plate fin heat exchanger
<i>Single Mixed Refrigerant Process</i>	Black & Veatch PRICO	Nitrogen, Metana, Etana, Propana dan Isopentana	Plate fin heat exchanger
<i>Double Mixed Refrigerant</i>	Axens Liquefin™	Metana, Etana, Propana, Butana dan Nitrogen	Plate fin heat exchanger
<i>Double Refrigerant</i>	Shell	Etana dan Propana	Spiral wound heat exchanger
<i>N₂ Expansion</i>	Constain Gas Oil	Nitrogen	Turbo expander

Tabel I.20 Perbandingan Lisensi Teknologi Refrigerasi

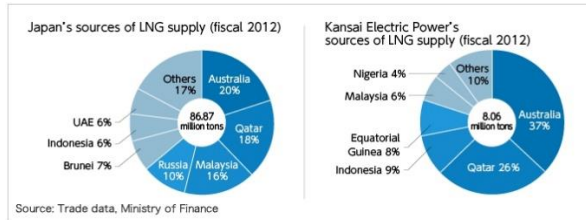
Pemilihan jenis *refrigerant* untuk proses *liquefaction* LNG Plant ini, ditentukan bahwa proses yang dipilih yaitu *Optimize Cascade*. Untuk itu, berdasarkan seleksi proses yang telah dilakukan, maka proses pembuatan Mini LNG plant ini akan menggunakan beberapa rangkaian proses yaitu: **Acid Gas Removal Unit** : Menggunakan *amine absorbtion*; **Dehydration Unit** : menggunakan *molecular sieve UOP 4A-DG*; **Liquefaction Unit** : menggunakan *Optimized Cascade dengan refrigerant propane, ethylene, and methane*. [1]

II. DATA DASAR PERANCANGAN

Komponen	Unit	Komposisi	
		Low	High
Nitrogen	Mol %	0	1
CH ₄	Mol %	80	99
C ₂ H ₆	Mol %	1	17
C ₃ H ₈	Mol %	0,1	5
i-C ₄ H ₁₀	Mol %	0,1	2
n-C ₄ H ₁₀	Mol %	0,1	2
C ₅ +	Mol %	<1%	
<i>HHV Gas</i>	BTU/scf	1000	1160
<i>Density</i>	g/cc	0,45	0,47

Komponen	Unit	Komposisi	
		Low	High
Pressure	Bar	1	
Temperature	Celcius	-155 s/d -165	

Tabel II.1 Kualitas Produk.



Gambar II.1 Kebutuhan LNG dari Kansai Electric Power [3]

Berdasarkan grafik diatas, kebutuhan LNG dari Kansai Electric Power sebesar 8,06 MTPA. Dalam rangka memenuhi sebagian kebutuhan LNG dari Kansai Electric Power, maka kami berencana membangun Plant ini dengan kapasitas sebesar 500 MMSCFD, atau setara dengan 3,8325 MTPA. Dengan cadangan gas bumi terbukti sebesar 5414,04 BSCF, diperkirakan akan habis dalam jangka waktu 30 tahun produksi.

Pabrik rencananya akan mulai dibangun pada tahun 2022, sehingga mulai produksi pada tahun 2025. Sehingga, pada tahun 2055 pabrik akan selesai beroperasi. Menurut buku Handbook of LNG, tertulis bahwa pabrik yang memiliki kapasitas produksi 500-600 MMSCFD dengan 20-30 tahun produksi akan lebih ekonomis. Untuk mengurangi risiko, maka pabrik menggunakan long-term supply contracts.

KEK Tanjung Api-Api ditetapkan melalui Peraturan Pemerintah Nomor 51 Tahun 2014 dan berlokasi di Provinsi Sumatera Selatan. KEK Tanjung Api-Api memiliki keunggulan geoekonomi yaitu berada di wilayah penghasil karet dan kelapa sawit terbesar di Indonesia. Selain potensi daerah di sektor agro, KEK Tanjung Api-Api juga memiliki potensi sumber daya alam gas bumi dan batu bara yang melimpah. (kek.go.id). Untuk memudahkan proses seleksi diberikan rangkuman data untuk tiap lokasi dengan faktor utama dan faktor khusus yang jadi perhatian penting pemilihan lokasi. Diantaranya:

1. Ketersediaan bahan baku

Sumber bahan baku merupakan faktor yang paling penting dalam pemilihan lokasi pabrik, terutama pada pabrik yang membutuhkan bahan baku dalam jumlah besar. Hal ini dapat mengurangi biaya transportasi dan penyimpanan sehingga perlu diperhatikan jarak dari sumber bahan baku, ketersediaan bahan baku yang berkesinambungan, penyimpanan bahan baku, harga bahan baku dan biaya transportasi. Bahan baku gas alam diperoleh dari ConocoPhillips yang merupakan salah satu pabrik gas Indonesia. Berdasarkan data dari Ditjen Migas Tahun 2012, cadangan gas bumi yang tersedia pada Region II adalah sebesar 74,83 TSCF.

2. Letak pasar yang dituju.

Jika pabrik di dirikan di KEK Tanjung Api-Api, produk LNG direncanakan akan di distribusikan ke beberapa

negara seperti Jepang, Korea Selatan, dan China.

3. Ketersediaan sumber air

Pabrik LNG ini akan didirikan di dekat pesisir Sungai Musi sehingga kebutuhan utilitas air dapat terpenuhi.

4. Ketersediaan listrik dan bahan bakar

Ketersediaan listrik dan bahan bakar akan di supply dari Pembangkit Listrik Tenaga Mesin Gas Arun 240 MW

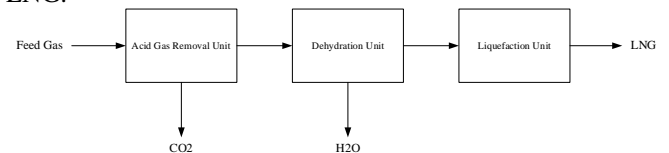
5. Keadaan geografis dan masyarakat

KEK Tanjung Api-Api juga memiliki keunggulan geostrategis yaitu dekat dengan akses utama Sumatera bagian selatan ke Alur Laut Kepulauan Indonesia I dan sebagai pintu gerbang kegiatan ekspor/impor wilayah Provinsi Sumatera Selatan dan sekitarnya. Aksesibilitas KEK Tanjung Api-Api ditunjang dengan infrastruktur pendukung yang telah tersedia, seperti akses Pelabuhan Tanjung Api-Api sejauh 2,5 Km, akses Bandara Sultan Mahmud Badaruddin II sejauh 65 Km, akses Kota Palembang sejauh 70 Km, dan akses Pelabuhan Boom Baru sejauh 75 Km. Selain itu KEK Tanjung Api-Api juga dilalui oleh Jalan Nasional Palembang – Tanjung Api-Api yang memudahkan pergerakan dari dan menuju KEK Tanjung Api-Api

Dengan adanya data tersebut, maka kami mempertimbangkan lokasi yang terbaik adalah di KEK Tanjung Api-Api dikarenakan lebih dekat dengan pasar yang dituju serta memiliki sumber bahan baku yang banyak yaitu Conocco Phillips.

III. URAIAN PROSES TERPILIH

Berikut Merupakan diagram balok dari proses pembuatan LNG.



1. Acid Gas Removal Unit

Feed Gas akan dipisahkan dari Acid gas yang terkandung didalamnya yakni CO₂ dengan metode Chemical Solvent Absorbtion. Feed Gas dengan tekanan sebesar 71,27 bar dilewatkan valve (K-111) untuk diturunkan tekanannya menjadi 68 bar. Lalu dikontakkan dengan Chemical Solvent berupa Diethanolamine (Secondary Amine) pada Kolom Absorbsi (D-110), Feed gas memasuki Kolom Absorbsi (D-110) melalui bagian atas, sementara monoethanolamine solvent melalui bagian atas Kolom Absorbsi (D-110), Kolom Absorbsi (D-110) bekerja pada tekanan tinggi yakni 67,31 bar dan suhu sedikit diatas suhu ambient dikarenakan reaksi eksotermis. Pada saat feed gas dan solvent berkontak, itulah terjadi proses absorbs CO₂ oleh Solvent secara kimiawi. Produk yang didapatkan pada top yakni gas yang telah terpisahkan dari kandungan Acid gas yang kemudian disebut Sweet Gas yang akan mengalami proses pengolahan selanjutnya. [2]

Pada bagian bottom produk Solvent amine yang telah mengabsorb CO₂ ini kemudian disebut sebagai Rich Amine, Rich Amine keluar pada bagian bottom Kolom Absorbsi (D-110) menuju Rich Amine valve (K-114) untuk menurunkan tekanan sampai 7,908 bar. Rich Amine

mengalami Proses Pre-Heating pada Rich Amine Heat Exchanger (E-121) pada Heat Exchanger ini menggunakan pemanas berupa bottom product dari Amine Regenerator (D-120), Rich Amine mengalami proses Pre-Heating dari suhu 62,01 C menjadi 90,56 C yang selanjutnya Rich Amine ini akan dialirkan pada valve (K-122) untuk diturunkan lagi tekanannya menjadi 1,841 bar. Lalu dialirkan menuju Amine regenerator (D-120) untuk mengalami proses Stripping guna untuk meregenerasi Amine, sehingga Amine dapat digunakan kembali pada proses absorbs CO₂.

Proses Stripping berjalan baik pada suhu tinggi, tekanan rendah. Pada Amine Regenerator (D-120) proses berjalan pada suhu 117,6 C dan tekanan 1,703 bar. Pada proses stripping disini Rich amine akan memasuki Amine Regenerator (D-120) melalui bagian atas lalu mengalami pemanasan pada Amine Reboiler (E-124) guna mengalami pemanasan dari suhu masuk 117 C menjadi 117,6 C. Boiled up dari Amine Reboiler (E-124) ini lah yang akan menjadi Stripping Agent pada proses stripping Rich Amine pada Amine Regenerator (D-120). Uap air serta CO₂ akan menjadi top product dari Amine Regenerator (D-120) dan air serta Amine akan menjadi bottom product yang disebut Lean Amine. dikarenakan air merupakan komponen penting pada solvent amine yang akan digunakan, sehingga uap air yang terbawa ke top product perlu dilakukannya kondensasi, sehingga Amine Regenerator ini memiliki aliran reflus yang membawa uap air yang telah terkondensasi tersebut agar dapat kembali lagi serta agar hasil yang lepas ke atmosfer hanya CO₂.

Bottom product Lean Amine ini kemudian mengalami proses pre-cooling pada Rich Amine Heat Exchanger (E-121) Sehingga terjadi integrasi panas antara Lean Amine dan Rich Amine. setelah mengalami proses pre-cooling, lean amine kembali mengalami proses penurunan suhu pada Lean Amine Air Cooler (E-112) agar mencapai suhu 57,9 C dan dapat digunakan kembali sebagai agen pengabsorpsi CO₂ bersama dengan Make up Solvent jika dibutuhkan.

2. Dehydration Unit

Pada unit pengolahan ini berfungsi untuk memisahkan kandungan air serta mercury pada Sweet Gas, pemisahan merkuri ini penting dilakukan pada proses pengolahan yang bersifat kriogenik, dikarenakan sifat merkuri yang dapat membahayakan peralatan yang bersifat kriogenik, sehingga walaupun pada spesifikasi bahan desain pabrik ini tidak ditemukan merkuri, guna untuk tindakan keselamatan penghilangan merkuri perlu dilakukan.

Sweet Gas dialirkan kedalam Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C) type 4A yang sedang beroperasi melalui bagian atas bagian atas sehingga Sweet Gas akan berkontak dengan Alumina Silikat/Zeolite sebagai Adsorbent yang digunakan didalam Molecular Sieve Dehydrated(H-210A/B/C), Air yang terserap pada Adsorbent secara otomatis terpiyah dari Sweet Gas yang keluar melalui bawah Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C).

Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C) dapat digunakan untuk memisahkan air sebelum adsorbent hingga jenuh dalam hal ini Molecular Sieve Dehydrated(H-210A/B/C) perlu dilakukannya sistim regenerasi, agar alumina silikat/zeolite dapat digunakan kembali. Pada sistem regenerasi Molecular Sieve

Dehydrated(H-210A/B/C) memerlukan waktu 8 jam dalam 1 kali cycle regenerasi.

Mekanisme proses regenerasi Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C) yakni, menggunakan flow rate hasil dehydrated sweet gas salah satu dari Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C) yang sedang beroperasi, digunakan sebagai regeneration gas pada salah satu Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C) yang sedang pada proses regenerasi. Regeneration gas ini kemudian mengalami proses pemanasan pada Molecular Sieve Gas Regeneration Heater (Q-212) untuk menaikkan suhu menjadi 260 C yang selanjutnya akan digunakan sebagai gas peregenerasi pada Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C). Gas panas ini dilewatkan melalui bawah Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C) sehingga gas panas ini akan menguapkan air yang terperangkap pada adsorbent, sehingga terbentuklah uap air serta gas panas yang akan keluar melalui bagian atas Molecular Sieve Dehydrated (H-210A/B/C). setelah itu aliran ini akan mengalami proses kondensasi pada Molecular Sieve Regeneration Cooler (E-213) guna untuk mengkondensasikan uap air dan memisahkannya dengan gas peregenerasi, selanjutnya gas peregenerasi ini akan kembali bercampur dengan Sweet Gas untuk mengalami proses pengolahan kembali, sehingga tidak ada fuel gas yang terbuang. [3]

3. Liquefaction Unit

Sistim *liquefaction* pada unit ini menggunakan *Optimized Cascade Process* dengan *pure refrigerant* yakni menggunakan media pendingin *methane, ethylene, and propane* dengan ConoccoPhillips sebagai lisensor. Pada unit ini media pendingin mengalami ekspansi dan digunakan untuk mendinginkan dan *liquefying* gas alam. Media untuk *refrigerant propane* digunakan untuk proses *pre-cooling* sehingga suhu gas alam menyentuh titik *dew point* yaitu -35,56 C. Kemudian *refrigerant* akan dikompresi dan didinginkan kembali sampai suhunya 35 C dan tekanannya 14,46 bar. Kemudian diekspansikan dengan *expansion valve* (K-311) hingga tekanannya menjadi 1,289 bar dan suhunya -36,55 C.

Media untuk *refrigerant ethylene* digunakan untuk proses *liquefying* sehingga suhu gas alam menyentuh titik *bubble point* yaitu -98,89 C. Kemudian *refrigerant* akan dikompresi dan didinginkan kembali sampai suhunya 35 C dan tekanannya 18,94 bar. Kemudian didinginkan dengan *refrigerant propane* hingga suhunya -35,56 C. Kemudian diekspansikan dengan *expansion valve* (K-321) hingga tekanannya menjadi 1,289 bar dan suhunya -99,84 C.

Media untuk *refrigerant methane* digunakan untuk proses *sub-cooling* sehingga suhu gas alam menyentuh titik *normal boiling point methane* yaitu -161 C. Kemudian *refrigerant* akan dikompresi dan didinginkan kembali sampai suhunya 35 C dan tekanannya 29,63 bar. Kemudian didinginkan dengan *refrigerant propane* hingga suhunya -35,56 C. Kemudian didinginkan lagi dengan *refrigerant ethylene* hingga suhunya -98,89 C. Kemudian diekspansikan dengan *expansion valve* (K-331) hingga tekanannya menjadi 1,289 bar dan suhunya -158,6 C.

Setelah melalui proses *Liquefaction* LNG yang dihasilkan dari LNG Exchanger (E-310, E-320, dan E-330), dengan suhu produk -157,8 C dan tekanan 66,14 bar dialirkan ke LNG valve (K-411) agar tekanan diturunkan

yakni 1,143 bar dan suhu -161 C. Kemudian, di *flashing* dengan Flash Separator (H-412). Lalu, *bottom product* dialirkan menuju *LNG Storage* yang beroperasi pada tekanan 1,113 bar atau 10 kPag. Sedangkan, *top product* akan digunakan sebagai bahan bakar. [4]

IV. NERACA MASSA DAN ENERGI

Perhitungan neraca massa merupakan prinsip dasar dalam perancangan desain sebuah pabrik. Dari neraca massa dapat ditentukan kapasitas produksi, kebutuhan bahan baku, kebutuhan untuk unit utilitas, dan kebutuhan lain yang terkait dalam perhitungan. Perhitungan neraca massa dalam Pra Desain Pabrik LNG (Liquefied Natural Gas) dari gas alam ini menggunakan software ASPEN Hysys V11. Perhitungan neraca massa menggunakan neraca massa komponen dan neraca massa overall. Dalam perhitungan ini berlaku teori hukum Kekekalan Massa dengan asumsi aliran steady state. [7]

Komponen	Arus Masuk (Kg)		Arus Keluar (Kg)	
	2	3	4	5
CO ₂	4016,20	38524,40	38,60	42501,99
H ₂ O	532895,21	76,27	1511,47	531460,00
N ₂	0	4918,33	4914,95	3,37
C ₂ H ₄	0	0	0	0
CH ₄	0	374020,07	373403,37	616,71
C ₃ H ₆	0	9652,55	9639,26	13,30
C ₃ H ₈	0	5600,61	5593,57	7,04
i-C ₄ H ₁₀	0	1331,68	1329,75	1,93
n-C ₄ H ₁₀	0	1708,02	1706,19	1,84
i-C ₅ H ₁₂	0	880,43	874,94	5,49
n-C ₅ H ₁₂	0	628,88	628,43	0,45
n-C ₆ H ₁₄	0	729,68	729,35	0,33
n-C ₇ H ₁₆	0	474,13	473,91	0,23
MEA	134227,85	0	10,03	134217,82
Total per arus	671139,25	438545,06	400853,81	708830,50
TOTAL	1109696,17		1109696,17	

Tabel IV.1 Neraca Massa Kolom Absorpsi (D-110).

Komponen	Arus Masuk (Kg)	Arus Keluar (Kg)	
	8	12	16
CO ₂	4016,20	38299,09	4202,90
H ₂ O	532895,21	321158,91	210301,09
N ₂	0	3,37	0
C ₂ H ₄	0	0	0
CH ₄	0	616,71	0
C ₂ H ₆	0	13,30	0
C ₃ H ₈	0	7,04	0
i-C ₄ H ₁₀	0	1,93	0
n-C ₄ H ₁₀	0	1,84	0
i-C ₅ H ₁₂	0	5,49	0
n-C ₅ H ₁₂	0	0,45	0
n-C ₆ H ₁₄	0	0,33	0
n-C ₇ H ₁₆	0	0,23	0
MEA	134227,85	0	134217,82
Total per arus	671139,25	360108,69	348721,82

Komponen	Arus Masuk (Kg)	Arus Keluar (Kg)	
	8	12	16
TOTAL	671139,25	671139,25	

Tabel IV.2 Neraca Massa Amine Regenerator (D-120)

Perhitungan neraca energi dalam Pra-desain pabrik *Mini Liquefied Natural Gas (LNG) Plant* ini berdasarkan software HYSYS versi 11 dengan fluid package yang digunakan ialah Acid Gas dan Peng-Robinson. Dengan melalui perhitungan neraca energi dapat ditentukan kebutuhan energi untuk proses, utilitas dan kebutuhan energi lain yang terkait dalam perhitungan. Dalam perhitungan ini berlaku persamaan neraca energi dengan persamaan sebagai berikut:

$$\frac{d(mU)}{dt} = \sum_j \dot{m}_j \left(H_j + \frac{1}{2} u_j^2 + z_j g \right) - \sum_i \dot{m}_i \left(H_i + \frac{1}{2} u_i^2 + z_i g \right) + \dot{Q} + \dot{W}_s$$

Dimana:

$\frac{d(mU)}{dt}$ = perubahan energi pada suatu sistem akibat akumulasi

\dot{m} = laju alir Energi

H = entalpi

u = kecepatan rata-rata aliran

z = elevasi di atas level datum

g = percepatan gravitasi

Subscript i = aliran keluar dari sistem

Subscript j = aliran masuk pada sistem

\dot{Q} = laju panas yang masuk pada sistem

\dot{W}_s = laju kerja poros pada sistem.

V. DAFTAR DAN HARGA PERALATAN

Tabel V.1 Spesifikasi *LNG Storage Tank* [5]

Spesifikasi	Keterangan	
Kode	F-410	
Type	Aboveground, Full Containment	
Gross Capacity	150.000	m ³
Inner tank materials	9% nickel steel	
Outer tank materials	pre-stressed concrete	
Roof	Concrete dome with suspended ceiling deck	
Secondary barrier	9% nickel steel corner protection system up to 5 m	
Type of base	Brine Heating System (BHS)	
Design boil-off rate	0,25	vol% /day
Di	75	m
Do	77,4	m
Hi	36,15	m
Ho	38,4	m
Total course	10	

Thickness course 1	32	mm
Thickness course 2	25	mm
Thickness course 3	25	mm
Thickness course 4	22	mm
Thickness course 5	18	mm
Thickness course 6	15	mm
Thickness course 7	13	mm
Thickness course 8	11	mm
Thickness course 9	11	mm
Thickness course 10	11	mm

20	H-412	LNG Separator	1	20900	22628,4	22628
21	E-310	Propane BAHX	1	4E+07	4,3E+07	43223083
22	E-320	Ethylene BAHX	1	2,7E+07	2,9E+07	29406794
23	E-330	Methane BAHX	1	1,3E+07	1,4E+07	13728375
24	F-410	LNG Storage Tank	2	8,4E+08	9,1E+08	1818930047

Sehingga harga dari bahan serta harga konstruksi pada tahun 2021 yaitu \$1.961.827.898 sama dengan Rp27.440.086.810.585.

VI. ANALISA EKONOMI DAN ANALISA DAMPAK TERHADAP LINGKUNGAN

1. CAPEX

CAPEX atau Capital Expenditure adalah sejumlah biaya yang dikeluarkan perusahaan untuk membeli, memperbaiki, atau merawat asset jangka panjang demi keberlangsungan bisnis. Pada pabrik ini nilai dari CAPEX terdiri dari akumulasi antara fixed capital investment dan working capital investment. Melalui perhitungan dari parameter-parameter diatas maka didapat nilai CAPEX sebagai berikut: [7]

Tabel VI.1 Hasil Perhitungan *Capital Expenditure* (per periode konstruksi)

Parameter	Nilai
<i>Fixed Capital Investment</i>	Rp. 89.200.282.134.402,2
<i>Working Capital Investment</i>	Rp. 14.866.713.689.067
<i>Capital Expenditure</i>	Rp. 104.066.995.823.469

2. OPEX

OPEX atau Operating Expenditure adalah pengeluaran yang biasa dilakukan oleh sebuah perusahaan saat memenuhi kebutuhan operasional. Pada pabrik ini OPEX terdiri dari akumulasi antara *manufacturing cost* dan *general expenses*. Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan maka didapatkan:

Tabel VI.2 Hasil Perhitungan *Operating Expenditure* (per tahun periode produksi) [8]

Parameter	Nilai
<i>Manufacturing Cost</i>	Rp. 26.508.764.594.639
<i>General Expenses</i>	Rp. 1.998.922.066.263,18
<i>Operating Expenditure</i>	Rp. 28.507.686.660.902,2

Harga produk LNG ditetapkan sebesar = \$ 13 /mmbtu
 Harga produk LNG minimal yaitu sama dengan TPC
 yaitu = \$ 10,87 /mmbtu

Harga jual minimum masih berada dalam harga jual market yaitu berkisar antara \$ 5,28 hingga \$ 16,56 /mmbtu sehingga disimpulkan harga jual produk dan harga minimal masih berada dalam *range* harga pasar sehingga masih dapat bersaing dengan pasar.

3. Aspek Sosial

Dengan didirikannya pabrik LNG di Tanjung Api-Api,

V.2 Daftar Harga Bahan dan Konstruksi Peralatan [6]

No	Kode	Nama Alat	Jumlah	Harga Satuan US\$		Harga Total (US\$)
				2014	2021	
1	D-110	Absorption Column	1	96900	104913	104913
2	E-121	Rich Amine Heat Exchanger	1	47100	50995	50995
3	D-120	Amine Regenerator	1	96900	104913	104913
4	E-123	Amine Reflux Condenser	1	37100	40168	40168
5	H-125	Amine Reflux Drum	1	17500	18947,2	18947
6	L-126	Amine Relux Pump	1	6100	6604,45	6604
7	E-124	Amine Reboiler	1	19300	20896	20896
8	E-112	Lean Amine Cooler	1	32500	35187,6	35188
9	L-113	Lean Amine Pump	1	6100	6604,45	6604
10	H-210	Molecular Sieve Dehydrated	3	76500	82826,3	248479
11	E-211	Regeneration Gas Heater	1	10300	11151,8	11152
12	E-212	Regeneration Gas Condenser	1	37100	40168	40168
13	H-213	Regeneration Gas Knock Out Drum	1	5300	5738,29	5738
14	G-312	Propane Compressor	1	2,1E+07	2,3E+07	23231743
15	E-313	Propane Condenser	1	29400	31831,3	31831
16	G-322	Ethylene Compressor	1	1,8E+07	2E+07	19767006
17	E-323	Ethylene Condenser	1	29400	31831,3	31831
18	G-332	Methane Compressor	1	1,2E+07	1,3E+07	12725148
19	E-333	Methane Condenser	1	32000	34646,3	34646

Sumatera Selatan akan memberikan dampak positif maupun negatif bagi masyarakat sekitar. Dampak negatif yang timbul seperti kebisingan dan bau yang dihasilkan dari proses produksi minyak kayu putih. Namun dengan didirikannya pabrik ini juga akan memberikan dampak positif bagi masyarakat seperti lapangan pekerjaan yang akan diberikan kepada masyarakat sekitar serta meningkatnya pendapatan daerah dalam bentuk pajak.

4. Aspek Lingkungan

Sebuah pengukuran yang lebih lengkap mengenai serapan CO₂ dari berbagai vegetasi yang ditemukan di Indonesia dikemukakan oleh Endes Dahlan, peneliti dari ITB dan dipublikasikan dalam majalah Trubus (2008). Hasil penelitian Endes menyebutkan 31 jenis pohon dengan variasi serapan CO₂ antara 28 ton hingga 0,2 kg pertahun. Dari gambar dibawah ini, dapat terlihat bahwa pohon yang memiliki kemampuan paling besar dalam menyerap CO₂ adalah pohon trembesi. Maka pohon yang akan ditanam yaitu pohon trembesi yang memiliki diameter sekitar 85cm-100cm. Pohon trembesi menyerap 28.448,39 kg CO₂ tiap tahunnya. Pabrik LNG ini menghasilkan 100.000.000 kg CO₂ pertahunnya, Sehingga, pohon yang akan ditanam berjumlah 3.516 pohon. Maka, tanah yang dibutuhkan 3.516 meter persegi. (ugm.ac.id)

No	Local Name	Latin	CO ₂ sequestration (kg/tree/year)
1	Trembesi	<i>Samanea Saman</i>	28.448,39
2	Cassia	<i>Cassia sp</i>	5.295,47
3	Kenanga	<i>Canarium odoratum</i>	756,59
4	Pingku	<i>Dysoxylum excelsum</i>	720,49
5	Beringin	<i>Ficus benjamina</i>	535,90
6	Krey payung	<i>Felicium decipiens</i>	404,83
7	Matoa	<i>Pometia pinnata</i>	329,76
8	Mahoni	<i>Sweetiana mahagoni</i>	295,73
9	Saga	<i>Adenanthera pavoniana</i>	221,18
10	Bungkur	<i>Lagerstroemia speciosa</i>	160,14
11	Jati	<i>Tectona grandis</i>	135,27
12	Nangka	<i>Artrocarpus heterophyllus</i>	126,51
13	Johar	<i>Cassia grandis</i>	116,25
14	Sirsak	<i>Annona muricata</i>	75,29
15	Puspa	<i>Schima wallichii</i>	63,31
16	Akasia	<i>Acacia auriculiformis</i>	48,68
17	Flamboyan	<i>Delonix regia</i>	42,20
18	Sawo kecil	<i>Manikara kauki</i>	36,19
19	Tanjung	<i>Mimusops elengi</i>	34,29
20	Bunga merak	<i>Caesalpinia pulcherrina</i>	30,95
21	Sempur	<i>Dilema retusa</i>	24,24
22	Khaya	<i>Khaya anthotheca</i>	21,90
23	Merbabu pantai	<i>Intsia bijuga</i>	19,25
24	Akasia	<i>Acacia mangium</i>	15,19
25	Angsana	<i>Pterocarpus indicus</i>	11,12
26	Asam karji	<i>Pithecelobium dulce</i>	8,48
27	Saputangan	<i>Manitox grandiflora</i>	8,26
28	Dadap merah	<i>Erythrina cristagalli</i>	4,55
29	Rambutan	<i>Nephelium lappaceum</i>	2,19
30	Asam	<i>Tamarindus indica</i>	1,49
31	Kempas	<i>Coompasia excelsa</i>	0,20

Gambar VI.2 Penyerapan CO₂ terhadap berbagai pohon

VII. KESIMPULAN

Produksi LNG terdiri dari beberapa proses yaitu Acid Gas Removal, Dehydration Unit, dan Liquefaction. Acid gas removal yaitu memurnikan feed Gas alam dengan cara mengurangi kadar acid gas yang terkandung dalam komposisi. Media yang digunakan adalah MEA (monoethanol amine). Dehydration unit yaitu memurnikan feed Gas alam dengan cara mengurangi kadar air yang terkandung dalam komposisi. Adsorbent yang digunakan yaitu molecular sieve 4A. Liquefaction yaitu unit proses untuk mengubah produk yang diinginkan dari fase gas menjadi fase liquid. Proses yang digunakan pada liquefaction ini adalah optimized cascade process. Dengan bahan baku gas alam sebesar 438.545 kg/jam dapat menghasilkan LNG sebesar 383.645,8 kg/jam. Dengan kebutuhan panas total 2.002.266.152 KJ/jam.

Dalam meninjau kelayakan pendirian suatu pabrik juga perlu dilakukan analisa ekonomi untuk mengetahui ekonomi pada saat pabrik didirikan dan pada saat pabrik telah menjalani produksi. Berikut adalah hasil analisa pra desain pabrik *Liquefaction Natural Gas* dari *Gas Alam*:

1. Waktu operasi: 24 jam/hari selama 330 hari/tahun
2. Kapasitas pabrik: 500 MMSCFD
3. Hasil produksi: 176.295.000 mmbtu/tahun
4. Lokasi pendirian pabrik: Tanjung Api-Api, Sumatera Selatan
5. Umur pabrik: 30 tahun
6. Masa konstruksi: 3 tahun
7. Analisa ekonomi
 - a. Permodalan
Modal tetap (FCI): Rp. 89.200.282.134.402,2 / periode konstruksi. Modal kerja (WCI): Rp. 14.866.713.689.067/ periode konstruksi. Biaya produksi (TPC): Rp 28.507.686.660.903/ tahun periode produksi
 - b. Pemasukan
Hasil penjualan: Rp 34.080.129.752.500/tahun
 - c. Rentabilitas
Bunga bank: 8% pertahun
Laju inflasi: 2,72% pertahun
NPV: Rp 58.227.324.770.663
IRR: 17,8 %
Pay out time: 5,65 tahun

Berdasarkan analisa dari aspek teknis dan ekonomis yang telah dilakukan, maka dapat disimpulkan bahwa pra desain pabrik Liquefied Natural Gas dari Gas Alam layak untuk dijalankan.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] R. Smith, "Chemical Process Design and Integration," Manchester: John Wiley & Sons Pte. Ltd., 2005.
- [2] R. H. a. D. G. Perry, "Perry's Chemical Engineers' Handbook," 7th ed., New York: McGraw-Hill Book Company, 2009.
- [3] Y. Ardillah, "Faktor Risiko Kandungan Timbal di Dalam Darah," *Jurnal Ilmu Kesehatan Masyarakat*, vol. 7, no. 03, p. 153, 2016.
- [4] E. Ludwig, "Applied Process Design for Chemical and Petrochemical," vol. I-III., Houston: Gulf Publishing Co., 1965.
- [5] C. J. Geankoplis, "Transport Processes and Unit Operations," 3rd ed., New Delhi: Prentice-Hall of India, 1997.
- [6] GPSA, "Engineering Data Book," 12th ed., Oklahoma: Gas Processors Suppliers Association, 2014.
- [7] G. D. Ulrich, "A Guide to Chemical Engineering Process Design and Economic," Canada: John Wiley & Sons., 1984.
- [8] D. Q. Kern, "Process Heat Transfer," International Edition, Tokyo: McGraw-Hill Book Company, 1965.
- [9] R. Coulson, "Chemical Engineering," third edition, volume 6, New York: Butterworth Heinemann, 1999.
- [10] M. S. K. D. T. a. R. E. Peters, "Plant Design and Economics for Chemical Engineers," 5th edition, Boston: McGraw-Hill Book Company, 2003.
- [11] H. Silla, "Chemical Process Engineering Design and Economics," New York: Marcel Decker, 2003.
- [12] A. R. Hallauer, "Dry Milling Process," in *Specialty Corns*, New York, CRC Press, p. 59, 2001.