

PRARANCANGAN PABRIK LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG) DARI SHALE GAS DENGAN KAPASITAS 400 RIBU TON/TAHUN

Bekti Palupi¹, Ditta Kharisma Yolanda Putri¹, Istiqomah Rahmawati¹, Khairur Rahman Ilyas¹, M. Wildan Ibnu Batuthoh¹, Meta Fitri Rizkiana¹

¹Program Studi S-1 Teknik Kimia, Fakultas Teknik, Universitas Jember

Abstrak

Indonesia merupakan salah satu negara yang memiliki kandungan sumber daya alam multi energi dimana salah satunya adalah gas alam. Pada tahun 2021 total produksi energi primer yang terdiri dari minyak bumi, gas bumi, batubara, dan energi terbarukan mencapai 185,6 Triliun ton/tahun. Sebesar 58,2% atau 113,4 Triliun ton/tahun dari total produksi tersebut diekspor terutama batubara dan LNG. Pabrik Liquefied Natural Gas (LNG) berbahan baku shale gas ini dirancang dengan Kapasitas 400 Ribu ton/tahun dan waktu operasi 330 hari per tahun. Bahan baku yang di butuhkan yaitu shale gas sebanyak 500 ribu ton/tahun. Proses produksi terbagi menjadi tiga tahapan yaitu persiapan bahan baku, pemisahan fraksi dan pencairan produk. Proses produksi LNG dilakukan pada Debutanizer dengan kondisi operasi suhu $-46,262^{\circ}\text{C}$ dengan tekanan operasi 130,5 psia. Pabrik ini akan beroperasi di Jl. Arifin Ahmad, Desa Pelintung, Kec. Medang Kampai, Kota Dumai, Provinsi Riau. Dengan estimasi mulai beroperasi pada 2025. Berdasarkan hasil evaluasi analisa ekonomi, dapat disimpulkan bahwa pendirian pabrik LNG dari shale gas dengan kapasitas 400 ribu ton/tahun layak didirikan dengan rincian Annual Cash Flow (ACF) sebesar 38%, waktu pengembalian modal selama 4 tahun, Pay Out Time (POT) sebesar 4,1 tahun, Internal Rate of Return (IRR) sebesar 21,59%, dan Break Even Point (BEP) sebesar 41,91%.

Kata Kunci : Liquefied Natural Gas (LNG), Shale Gas, Debutanizer

I. Pendahuluan

Indonesia merupakan salah satu negara yang memiliki kandungan sumber daya alam multi energi dimana salah satunya adalah gas alam. Menurut Outlook Energi Nasional 2022, pada tahun 2021 total produksi energi primer yang terdiri dari minyak bumi, gas bumi, batubara, dan energi terbarukan mencapai 185,6 Triliun ton/tahun. Sebesar 58,2% atau 113,4 Triliun ton/tahun dari total produksi tersebut diekspor terutama batubara dan LNG.(ESDM, 2021).

Krisis energi yang telah berlangsung beberapa tahun melahirkan kebijakan strategis di bidang energi, diantaranya adalah melakukan diversifikasi energi. Hal ini bertujuan untuk mengurangi ketergantungan terhadap minyak dan gas bumi konvensional. Salah satu langkah utama dalam kebijakan energi nasional adalah melakukan diversifikasi energi. Diversifikasi energi yang dimaksud adalah mencari sumber energi baru yang memiliki jumlah cadangan yang besar untuk mengurangi ketergantungan pada minyak dan gas konvensional serta tercapainya *sustainable energy* (penggunaan sumber energi yang berkelanjutan) di Indonesia. Salah satu energi terbarukan yang memiliki cadangan yang besar adalah *Shale Gas*(Arifin Tasrif, 2021).

Shale Gas merupakan gas alam yang terperangkap dalam batuan atau formasi dengan batuan serpih yang berukuran butir halus dengan

karakteristik permeabilitas rendah. *Shale gas* tersebut dapat dijadikan sebagai bahan baku pembuatan LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG). Adapun kapasitas kilang LNG di indonesia di tunjukkan pada tabel 1.

Tabel 1. Kapasitas kilang LNG Indonesia tahun 2021

	Ton/Tahun	Lokasi
PT Arun LNG	4,6 Juta	Lhokseumawe
PT Badak	7,7 Juta	Bontang
PT BP	2,7 Juta	Tangguh
PT Donggi Senoro	0,72 Juta	Luwuk
Total Kapasitas	15,916 Juta	
Total Kapasitas Beroperasi	11,260 Juta	

(sumber: Statistik MIGAS 2021)

Penentuan kapasitas pabrik dapat diperkirakan menggunakan perhitungan secara linier dengan menghitung kenaikan setiap tahun dan dirata-rata untuk pertumbuhan setiap tahun. Selain itu, data ekspor-impor dan perkiraan nilai peredaran suatu produk pada tahun berdirinya pabrik juga diperlukan. Perhitungan nilai tersebut memerlukan persentase pertumbuhan rata-rata tiap tahun dari masing-masing sektor ekspor, impor, produksi, dan konsumsi. Pertumbuhan rata-rata tiap tahun dapat dihitung menggunakan persamaan berikut.



$$\bar{p}n = \frac{P_n - P_{n-1}}{P_{n-1}} \quad (2.1)$$

Dimana

$\bar{p}n$ = Pertumbuhan produksi pada tahun ke-n

P_n = Produksi pada tahun ke-n

P_{n-1} = Produksi pada tahun sebelumnya (n-1)

Berikut hasil perhitungan pertumbuhan produksi, ekspor LNG dan data konsumsi berdasarkan data menggunakan persamaan (2.1) yang disajikan pada tabel 2, 3 dan 4.

Tabel 2. Pertumbuhan Produksi LNG di Indonesia Tahun 2016-2021

Tahun	Produksi LNG Ton/tahun	% Pertumbuhan
2016	47.883,3	
2017	60.999,4	27%
2018	74.186,1	22%
2019	110.267,7	49%
2020	129.984,4	18%
2021	149.098,9	15%
Rata-Rata Pertumbuhan		26%

Tabel 3. Pertumbuhan Ekspor LNG di Indonesia Tahun 2016-2021

Tahun	Ekspor LNG Ton/tahun	% Pertumbuhan
2016	62.219,1	
2017	90.371,4	45%
2018	123.945,4	37%
2019	141.648,7	14%
2020	174.226	23%
2021	248.552,2	43%
Rata-Rata Pertumbuhan		32%

Tabel 4. Data Konsumsi LNG di Indonesia

Tahun	Konsumsi LNG Ton/tahun	% Pertumbuhan
2016	1.782	
2017	2.442	37%
2018	2.838	16%
2019	2.937	3%
2020	3.267	11%
2021	5.181	59%
Rata-Rata Pertumbuhan		25%

Berdasarkan ketiga pertimbangan dan hasil perhitungan diatas, dalam prarancangan ini dipilih kapasitas Pabrik LNG dari *Shale gas* sebesar 400 Ribu ton/tahun. Pertimbangan pemilihan kapasitas tersebut didasarkan pada alasan berikut.

1. Dapat membantu mencukupi dari kebutuhan LNG dalam negeri dan kebutuhan ekspor.
2. Dapat mengoptimalkan pemanfaatan *Shale gas* di Indonesia.
3. Dapat membuka lapangan pekerjaan baru sehingga dapat menekan angka pengangguran.

Kapasitas pabrik LNG dari *Shale gas* diasumsikan dapat membantu memenuhi kebutuhan LNG di Indonesia pada tahun 2025 yaitu 396.602 MMSCF/Tahun \approx 400.000 ton/tahun.

I. Deskripsi Proses

UNIT 1: *Dehydration Unit*

Fungsi dari *plant* 1 adalah untuk menghilangkan kandungan air yang ada pada *feed gas*. Kondisi suhu untuk proses-proses berikutnya berada di bawah 0°C yaitu melebihi titik beku air sehingga kandungan air yang berlebih dapat sangat merugikan untuk keberlangsungan proses. Kandungan air yang berlebih dapat mengakibatkan perubahan air menjadi fase padatan (*solid*) sehingga dapat menyebabkan timbulnya sumbatan pada aliran pipa dan peralatan proses. Kandungan air yang dianjurkan untuk diolah dalam *feed gas* maksimal 0,5 ppm. Bahan mentah berupa *Shell Gas* pada suhu 30°C dan tekanan 2,068 bar yang berasal dari sistem perpipaan dialirkan menuju *Feed Compressor Shale gas* (G-111). Fungsinya adalah untuk meningkatkan tekanan menjadi 40 bar sebelum memasuki *Molecular sieve bed* (D-110 A/B/C). Suhu *feed* meningkat menjadi 566,1°C setelah keluar dari *Feed Compressor Shale gas* (G-111), sehingga *feed* harus didinginkan dahulu pada *Feed Shale gas Cooler* (E-112) sampai suhunya menurun menjadi 30°C. Pendinginan ini dilakukan agar sesuai dengan kondisi temperatur *inlet* pada kolom dehidrasi yaitu *Molecular Sieve* (D-110 A/B/C). Gas dialirkan dari bagian atas kolom dehidrasi agar mencegah terjadinya fluidisasi di dalam *Molecular Sieve bed* (D-110 A/B/C). Gas yang bebas dari H₂O akan keluar dari bagian bawah kolom.

Kapasitas kesetimbangan air *Molecular sieves* tipe 3A yaitu sebesar 21% (wt). *Molecular sieve* dapat menurunkan jumlah kadar air (H₂O) di dalam aliran *feed gas* sebesar 0,001 mg/liter gas. Ukuran pori partikel yang kurang dari ukuran pori *Molecular sieves* akan diserap oleh *Molecular sieve* sesuai dengan cara penyerapannya. *Molecular sieve* 3A memiliki ukuran pori sebesar 3Å, air (H₂O) yang memiliki diameter 2,65Å akan teradsorpsi di dalam porinya. *Molecular sieve* yang telah mencapai kondisi jenuh dapat diaktifkan kembali melalui proses regenerasi. Proses regenerasi dilakukan setiap 8 jam secara bergantian yang dapat menghilangkan air (H₂O) yang terserap sebelumnya. Jika satu buah *Molecular sieve bed* diregenerasi, maka satu buah beroperasi dan yang lainnya akan *stand by*. Proses regenerasi membutuhkan waktu selama lima jam untuk tahap pemanasan dan untuk tahap pendinginan membutuhkan waktu selama tiga jam.

Proses regenerasi *Molecular sieve* dilakukan menggunakan sebagian aliran gas (gas kering) yang



keluar dari *Molecular sieve column* dimana tidak mengandung air (H_2O). 1% gas yang keluar dari *Molecular sieve* di desain untuk menjadi gas regenerasi. Gas kering tersebut dipanaskan dengan *regenerator heater* (E-115) hingga mencapai suhu $270^\circ C$. Gas kering selanjutnya dimasukkan melalui kolom bawah ke dalam kolom *Molecular sieve*, air yang telah teradsorpsi akan terlepas dari *bed Molecular sieve*. Gas reaktivasi keluar melalui kolom dehidrasi bagian atas kemudian didinginkan hingga suhu $28^\circ C$ pada *Reactivation Cooler* (E-113) menggunakan media pendingin air sebelum dialirkan ke *Flash Drum* (F-114) untuk proses pemisahan gas dengan kondensatnya yang berupa air. Air yang sudah teradsorpsi keluar ke bawah menjadi *waste water*, sedangkan gas yang keluar ke atas dikembalikan lagi ke *feed*. Gas yang bebas dari H_2O selanjutnya dialirkan menuju unit penghilang CO_2 .

UNIT 2: CO_2 Removal Unit

Sebelum memasuki unit penghilang CO_2 , gas telah diproses terlebih dahulu pada unit dehidrasi untuk menghilangkan H_2O hingga kadar air maksimum 0,5 ppm. Unit dehidrasi berada sebelum unit penghilang CO_2 agar proses pada unit ini dapat berjalan secara maksimum. Karena ukuran partikel air yang kecil (diameter $2,65\text{\AA}$) dikhawatirkan dapat ikut terserap apabila tidak dilakukan proses dehidrasi sebelumnya. Hal tersebut dapat mengakibatkan CO_2 tidak dapat teradsorb secara maksimal.

Gas yang berasal dari Unit Dehidrasi dialirkan menuju unit penghilang CO_2 yaitu menggunakan *Pressure Swing Adsorption* (D-210 A/B/C) dengan tekanan sekitar 37 bar dan temperatur $30^\circ C$. Pada unit ini akan terjadi suatu proses adsorpsi gas CO_2 oleh Zeolit *Molecular sieve* jenis 13X. *Molecular sieve* ini dipilih karena memiliki ukuran pori sebesar 10\AA yang dapat mengadsorb molekul secara selektif dengan diameter $<10\text{\AA}$. Adapun CO_2 memiliki ukuran pori sebesar $3,996\text{\AA}$, sehingga CO_2 dapat teradsorb ke dalam *Molecular sieve* jenis 13X. Dimana diharapkan kadar CO_2 yang terkandung dalam gas masing-masing maksimal sebesar 50 ppm gas.

Unit ini terdiri dari tiga kolom, dimana pada saat kolom pertama beroperasi yang lain mengalami regenerasi dan *stand by*. Gas yang berasal dari Unit Dehidrasi dialirkan menuju *Pressure Swing Adsorption* (D-210 a/b/c) melalui bagian bawah kolom dan keluar melalui bagian atas kolom menuju *propane precooler* (E-420).

Pada saat beroperasi, gas yang masih mengandung CO_2 memasuki kolom pertama dimana akan terjadi proses adsorpsi molekul CO_2 oleh *Molecular sieve*. Tekanan operasi yang digunakan pada *Pressure Swing Adsorption* adalah

37 bar. Pada tekanan tersebut, CO_2 akan terserap pada *Molecular sieve*. Unit kolom yang beroperasi memiliki waktu operasi tertentu, hal ini terjadi karena *Molecular sieve* dapat mencapai suatu keadaan jenuh oleh CO_2 , sehingga dibutuhkan suatu proses regenerasi dimana pada proses ini dilakukan penurunan tekanan dari 37 bar menjadi 1 bar dengan membuka *valve*. Dengan penurunan tekanan tersebut maka akan menyebabkan keluarnya molekul CO_2 dari rongga *Molecular sieve* sehingga *Molecular sieve* dapat aktif kembali.

Gas yang telah bebas dari CO_2 memiliki kadar maksimum 0,5 ppmv CO_2 dialirkan menuju unit fraksinasi. Dan gas CO_2 dan H_2S hasil regenerasi yang teradsorb oleh *Molecular sieve* dialirkan menuju *Air Processing* (PG).

UNIT 3: Fractination Unit

Unit ini memiliki tujuan untuk pemisahan fraksi-fraksi *Shale gas* menjadi komponen LNG dan *condensate*. Gas yang telah bebas dari air dan CO_2 dialirkan ke *Shale gas Heat Exchanger* (E-420) untuk menurunkan suhunya menjadi $-31^\circ C$ dengan media pendingin *propane cycle*. Setelah itu *feed Shale gas* dialirkan dialirkan ke *Expansion Valve* (K-311) hingga suhu dan tekanan yang sesuai dengan kondisi operasi *De-Buthanizer Column* (D-310), yaitu tekanan 20 bar.

Uap yang keluar dari puncak *De-buthanizer Column* (D-310) kemudian dikondensasikan oleh *De-buthanizer Condenser* (E-312) dengan media pendingin nitrogen dan dialirkan ke *De-buthanizer Accumulator* (F-314). Hasilnya yang berupa *liquid* dikirim kembali ke puncak kolom *De-buthanizer* (L-315) sebagai refluks, selebihnya sebagai produk LNG. Cairan sebagai hasil bawah *De-buthanizer* dikeluarkan untuk dipanaskan di *reboiler De-buthanizer* (E-313). Uapnya dikembalikan ke kolom *De-buthanizer*, sedangkan sisa cairannya yang tidak teruapkan keluar sebagai produk samping yaitu kondensat (C5+) dan dialirkan ke *Condensate Storage Tank* (F-520).

UNIT 4: Refrigeration dan Liquefaction Unit

Unit pendinginan digunakan pada *propane cycle* dengan cara *dry gas* dari unit *dehydration* dialirkan ke *Shale gas Heat Exchanger* (E-420) untuk didinginkan dengan propana cair hingga mencapai suhu $-31^\circ C$. Propana cair keluar dari *Shale gas Heat Exchanger* (E-420) masuk ke *Compressor Propane Refrigerant* (G-421) untuk menaikkan tekanan uap refrijeran agar dapat dicairkan kembali pada temperatur tinggi, kemudian dialirkan ke *Propane Cooler* (E-422) untuk mencairkan uap refrijeran tekanan tinggi dengan medium pendingin hingga mencapai suhu $6,27^\circ C$. Setelah itu masuk ke *JT Valve Propane* (K-423) untuk menurunkan tekanan refrijeran cair



hingga mencapai suhu yang sesuai untuk proses penyerapan panas di *cooler*. *Dry gas* hasil dari *Shale gas Heat Exchanger* (E-420) keluar dialirkan ke *Valve Expansion* (K-311) sehingga sesuai dengan kondisi operasi *feed* pada *De-Butanizer Colum* (D-310).

Pencairan gas digunakan pada proses pembuatan LNG, yaitu sistem N_2 *expander* berfungsi untuk mendinginkan dan mencairkan gas hingga mencapai suhu -162°C . *Liquid* hasil fraksinasi dari *De-Butanizer Column* (D-310) dialirkan ke *Valve Expansion* (K-411) untuk menurunkan tekanan mencapai 4 bar. Kemudian dialirkan ke *LNG Heat Exchanger* (E-410) untuk didinginkan dengan media pendingin N_2 hingga suhunya mencapai -150°C .

Siklus pendinginan nitrogen pada *turbo expander* menggunakan siklus brayton, pada siklus brayton terjadi proses kompresi dan ekspansi. Nitrogen sebagai media pendingin selalu berada dalam satu fasa yaitu fase gas. Proses kompresi nitrogen dilakukan dalam dua tahap, nitrogen dialirkan ke nitrogen *compressor* 1 (G-414) untuk menaikkan tekanan uap *refrigerant* menjadi 6,8 bar. Kemudian nitrogen didinginkan pada nitrogen *cooler* 1 (E-415) dengan media pendingin nitrogen hingga mencapai suhu -174°C . Selanjutnya gas nitrogen dinaikkan kembali tekanannya sampai 10 bar dengan nitrogen *compressor* 2 (G-416). Kemudian gas nitrogen didinginkan kembali pada nitrogen *cooler* 2 (E-417) dengan media pendingin nitrogen hingga mencapai suhu -180°C . Setelah itu, gas nitrogen masuk ke N_2 *Expander* (N-418) sebagai media pendingin.

Gas nitrogen dialirkan ke nitrogen *heat exchanger* (E-410) dengan hasil keluaran bertekanan 3 bar dan suhu -150°C . Refrigeran dingin bertekanan rendah dipanaskan pada *heat exchanger* dengan pre-pendinginan simultan dari refrigeran N_2 bertekanan tinggi yang masuk untuk menghilangkan panas sensibel dan latent sehingga menghasilkan LNG. Refrigeran yang telah hangat dan bertekanan rendah dikompresi kembali pada kompressor utama. Sedangkan *liquid* yang telah keluar dari *LNG Heat Exchanger* (E-410) pada suhu -150°C dan tekanan 3 bar diturunkan tekanannya hingga 1 bar menggunakan *LNG Expansion Valve* (K-412), selanjutnya dialirkan menuju *LNG Flash Drum* (F-413) untuk dipisahkan antara fase *liquid* dengan *vapor* yang masih tersisa dalam produk. Fase *liquid* dialirkan ke *LNG Storage Tank* (F-510), sedangkan sisa gas yang dapat digunakan sebagai *Fuel Gas*.

II. Neraca Massa

Berdasarkan perhitungan neraca massa, proses produksi LNG dengan kapasitas 400.000 ton/tahun membutuhkan bahan baku *Shale gas* sebesar 63131,31313 kg/jam. Pabrik ini akan dirancang dengan waktu operasi selama 330 hari/tahun dengan lama jam kerja 24 jam/hari.

III. Neraca Energi

Berdasarkan perhitungan neraca energi, proses produksi LNG dengan kapasitas 400.000 ton/tahun membutuhkan total energi sebesar 76918984,57 kJ yang dimana kebutuhan energi untuk beberapa alat seperti dalam tabel berikut ini.

Tabel 5. Kebutuhan Total Energi

Nama Alat	ΔH Masuk (kJ)	ΔH Keluar (kJ)
Compressor (G-111)	86900863.37	86900863.37
Cooler (E-112)	86900863.37	86900863.37
Molecular Sieve (D-110 A/B/C)	-324756.70	-324756.70
Regeneration Heater (E-115)	197749.72	197749.72
Reactivation Cooler (E-113) dan Flash Drum (F-114)	197749.72	197749.72
Acid Removal Unit (D-210 A/B/C)	-814771.46	-814771.46
Propane Compressor (G-421)	467345.29	467345.29
Propane cooler (E-422)	467345.29	467345.29
JT Valve (K-423)	-3294579.26	-3294579.26
Pre-cooler (E-410)	-814771.46	-814771.46
Expansion Valve (K-311)	-3957738.21	-3957738.21
De-Butanizer (D-310)	-4128981.33	-4128981.33
Expansion Valve (K-411)	-6270976.03	-6270976.03
Compressor (G-414)	-13444933.34	-13444933.34
Nitrogen Cooler (E-415)	-13444933.34	-13444933.34
Nitrogen Compressor (G-416)	-8660173.28	-8660173.28
Nitrogen Cooler (E-417)	-8660173.28	-8660173.28
Nitrogen Ekspander (N-418)	-15583216.41	-15583216.41
Pre-cooler (E-410)	-6270976.03	-6270976.03
Expansion Valve (K-412)	-6270976.027	-6270976.027
Flash Drum (F-413)	-6270976.027	-6270976.027



IV. Utilitas

Unit utilitas merupakan sarana penunjang dalam suatu industri gas yang sangat penting agar suatu proses industri dapat berjalan dengan lancar serta efektif dan efisien. Penyediaan utilitas pada pabrik LNG meliputi unit penyediaan dan pengolahan air, unit penyediaan *steam*, unit penyediaan tenaga listrik, unit penyediaan bahan bakar, dan unit pengolahan limbah. Berikut merupakan kebutuhan utilitas pada pabrik LNG:

Tabel 6. Kebutuhan Utilitas Pabrik LNG

No.	Jenis Kebutuhan	Jumlah
1.	Air	106859771,2 kg/jam
2.	Steam	269,334 kg/jam
3.	Listrik	1115,231 kW/jam

V. Evaluasi Ekonomi

Berdasarkan perhitungan ekonomi, biaya yang dibutuhkan untuk mendirikan pabrik LNG disajikan dalam tabel sebagai berikut:

Tabel 7. Total Biaya Pabrik LNG

No.	Jenis Biaya	Jumlah (US \$)
1.	FCI	23.210.859,24
2.	WCI	2.959.384,555
3.	TCI	26.170.243,79
4.	TPC	40.003.933,66

Melalui evaluasi ekonomi pada pabrik LNG ini maka akan diketahui kelayakan pendirian pabrik serta mengetahui keuntungan yang dihasilkan. Pabrik dianggap layak didirikan jika dapat beroperasi dengan baik dan memberikan keuntungan. Berikut merupakan hasil evaluasi ekonomi pada pabrik LNG yang akan didirikan:

Tabel 8. Evaluasi Ekonomi Pabrik LNG

No.	Analisis Nilai	Batas	Keterangan
1.	IRR	21.59%	> Layak
2.	BEP	41,91%	40% < Layak BEP < 50%
3.	POT	4.1 tahun	< 5 Layak tahun

Pay Out Time (POT) adalah waktu yang dibutuhkan untuk melunasi seluruh pinjaman dan bunganya. *Break Even Point* (BEP) dapat diartikan sebagai titik impas yang menunjukkan persentase kapasitas yang harus dicapai agar seluruh pinjaman lunas terbayar atau untuk mengetahui persentase kapasitas ketika biaya produksi total sama dengan total penjualan. *Rate of Return* (ROR) merupakan laju pengembalian modal yang didapat dari rasio antara laba bersih setelah pajak dengan total modal yang dibutuhkan.

VI. Kesimpulan

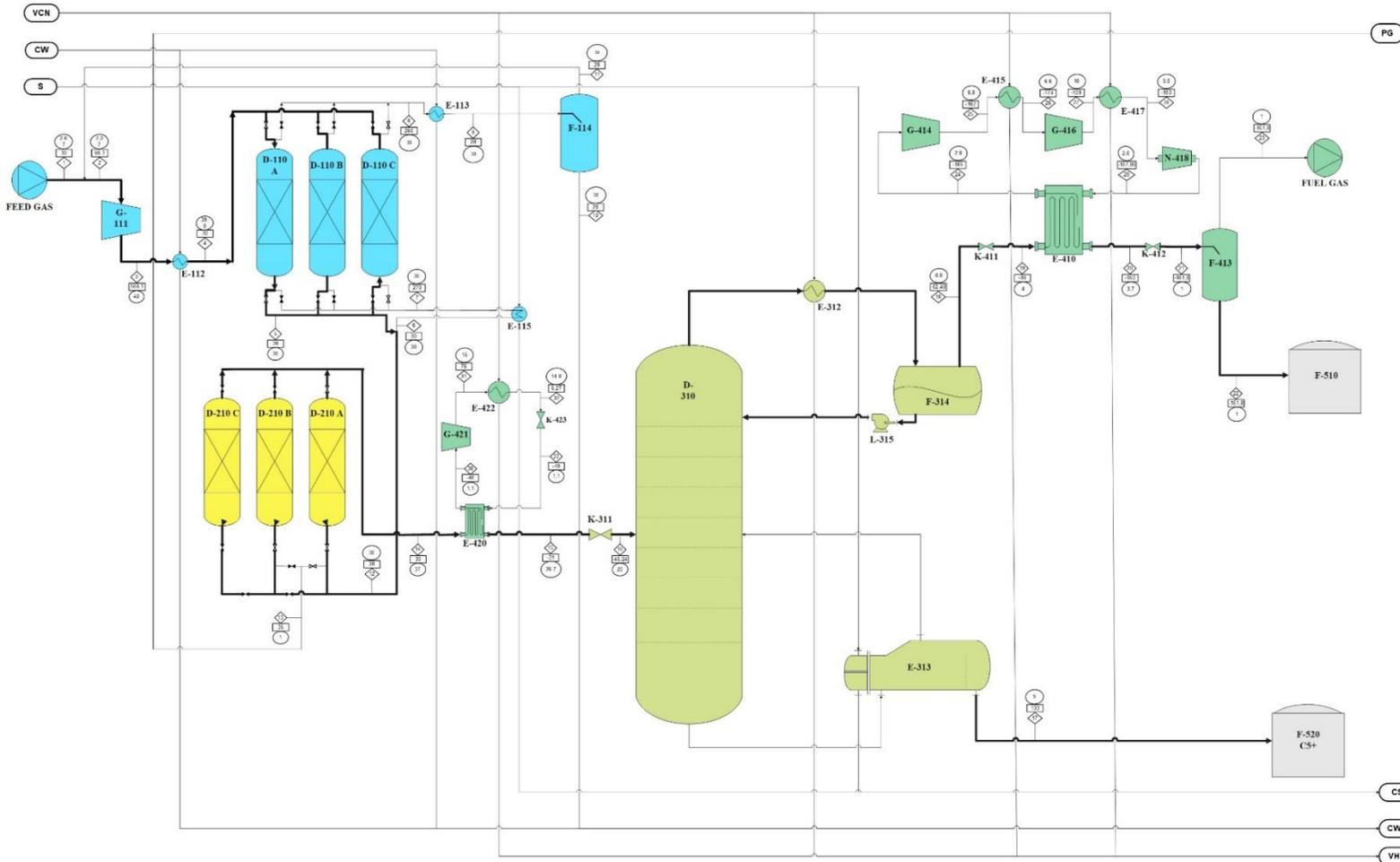
Dari hasil yang telah diuraikan pada bab-bab sebelumnya, maka dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Perencanaan operasi : Kontinu, 24 jam/hari, selama 330 hari
2. Kapasitas produksi : 400.000 ton LNG/tahun
3. Bahan baku Gas Alam : 500.000 ton *Shale Gas*/tahun
4. Masa konstruksi : 1 tahun
5. Analisa ekonomi : sesuai tabel di bawah

Sehingga dari uraian-uraian tersebut di atas dapat disimpulkan bahwa pabrik LNG ini layak untuk didirikan demi memenuhi kebutuhan LNG di dalam negeri.

No.	Parameter	Hasil Perhitungan	Syarat Kelayakan	Kesimpulan
1	Annual Cash Flow (ACF)	38%	Lebih besar dari bunga bank (8,8%)	Pabrik layak didirikan
2	Pay Out Time (POT)	4.1 Tahun	Lebih kecil dari setengah umur pabrik (5 tahun)	Pabrik layak didirikan
3	Internal Rate of Return	21.59%	Lebih besar dari bunga bank (8,8%)	Pabrik layak didirikan
4	Break Even Point (BEP)	41.91%	Dalam rentang 40% - 50%	Pabrik layak didirikan





No.	Kode Alat	Nama Alat	Jumlah
1	D-110 A/B/C	Molecular Sieve	3
2	G-111	Feed Compressor	1
3	E-112	Feed Cooler	1
4	E-113	Drive Reaction on Cooler	1
5	F-114	Flash Drum	1
6	E-115	Regenerator Heater	1
7	D-210 A/B/C	Pressure Swing Adsorption	3
8	D-310	De-Butanizer	1
9	K-311	Valve Expansion	1
10	E-312	De-Butanizer Condenser	1
11	E-313	De-Butanizer Reboiler	1
12	F-314	LNG Distillation Flash Drum	1
13	L-315	De-Butanizer Reflux Pump	1
14	E-410	LNG Heat Exchanger	1
15	K-411	Valve Expansion	1
16	K-412	Expansion Valve	2
17	F-413	LNG Flash Drum	1
18	G-414	N2 Compressor	1
19	E-417	N2 Cooler	1
20	G-416	N2 Compressor	1
21	E-415	N2 Cooler	1
22	N-418	N2 Expander	1
23	E-420	LNG Heat Exchanger	1
24	G-421	Compressor Propane Refrigerant	1
25	E-422	Condenser Propane	1
26	K-423	IT Valve	1
27	F-510	LNG Storage Tank	3
28	F-520	Condensate Storage Tank	1

- KETERANGAN :**
- Feed
 - Produk
 - Nomor aliran
 - Tekanan (bar)
 - Temperatur (C)
 - Steam
 - Air Proses
 - Air Pendingin
 - Kondensat Steam
 - Cooling Water Return
 - Nitrogen (bar)
 - Nitrogen Pemanas


PROGRAM STUDI TEKNIK KIMIA
JURUSAN TEKNIK MESIN
FAKULTAS TEKNIK
UNIVERSITAS JEMBER

PROCESS FLOW DIAGRAM
PRA RANCANGAN PABRIK LIQUEFIED NATURAL GAS (LNG)
DARI SHELL GAS DENGAN KAPASITAS 400 RHR/TON TAHUN

Disusun Oleh : M. Wildan Ibnu Daristah 191910401099	Dosen Pembimbing Utama : Dr. M. Maknun Mahajaja Al Fajri, S.T NRP. 76001090 Dosen Pembimbing Anggota : Dr. Intipomah Rahumawati, S.N., M.Sc. NRP. 76001701
--	---

Stream No.	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32	33	
Vapor Phase (V)	1.0167701	1.1050113	1.8989551	1.0167701	1.0167701	1.0167701	1.821734	1.7881939	0.2614	1.010062	1.010062	1.0167701	1	1.0167701	0.8121751	0.7610527	0	0.6394548	0.5873955	0.4130471	0.5929081	0.5929081	0.2923025	0.2923151	0.3325507	0.3959349	0.4130471	0.2927642	0.7819889	1.1736602	0.9371855	0.7823243		
T (°C)	30	56.309116	566.176	30	30	30	270	260	28	28	28	30	35	30	-31	-46.242149	133	-82.496551	-98.018023	-150	-161.81123	-161.81123	-186	-161.98049	-174	-109.16533	-150	-187.86235	-40	76.77679	6.2718555	-40		
P (bar)	2.068	2.068	40	40	38	38	38	38	38	38	38	38	38	1	37	36.7	20	9	8.8	4	3.7	1	1	1	2.8	6.8	6.6	10	9.8	2.8	1.1	15	14.8	1.1
Komponen (kg)																																		
N2	272.60742	274.07	274.07	274.07	274.07007	2.7407007	2.7407007	2.7407007	2.7407007	2.7407007	0.0114413	1.4626509	271.32997	0	271.33	271.33	271.33	0.00	271.33	271.33	271.33	271.33	267.08045	4.2489162	71484	71484	71484	71484	71484	0	0	0	0	
CO2	7959.6342	7978.15	7978.15	7978.15	7978.1459	79.781459	79.781459	79.781459	79.781459	79.781459	45.130204	18.511693	7898.3644	7898.3644	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
CH4	43446.336	43648.11	43648.11	43648.11	43648.111	436.48111	436.48111	436.48111	436.48111	436.48111	59.698378	201.77503	43211.63	0	43211.63	43211.63	43211.63	0.00	43211.63	43211.63	43211.63	43211.63	43167.594	44.036132	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C2H6	3646.2813	3653.207	3653.207	3653.207	3653.207	36.53207	36.53207	36.53207	36.53207	36.53207	23.561373	6.9256843	3616.6749	0	3616.67	3616.67	3616.67	0.00	3616.67	3616.67	3616.67	3616.67	3616.6707	0.0041137	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C3H8	2293.9223	2295.74	2295.7386	2295.74	2295.7386	22.957386	22.957386	22.957386	22.957386	22.957386	19.552632	1.8162882	2272.7812	0	2272.78	2272.78	2272.78	0.18	2272.60	2272.60	2272.60	2272.60	2272.6006	1.84E-05	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
i-C4H10	746.84383	747.19	747.18518	747.19	747.18518	7.4718518	7.4718518	7.4718518	7.4718518	7.4718518	6.831852	0.3413494	739.71333	0	739.71	739.71	739.71	12.33	727.39	727.39	727.39	727.39	727.38541	2.493E-07	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
n-C4H10	710.41242	710.67	710.67307	710.67	710.67307	7.1067307	7.1067307	7.1067307	7.1067307	7.1067307	6.6180479	0.2606418	703.56633	0	703.57	703.57	703.57	70.32	633.24	633.24	633.24	633.24	633.2415	4.345E-08	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
i-C5H12	565.31493	565.46	565.46479	565.46	565.46479	5.6546479	5.6546479	5.6546479	5.6546479	5.6546479	5.3736499	0.1498655	559.81014	0	559.81	559.81	559.81	503.80	560.1	560.1	560.1	560.1	56.009154	3.836E-10	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
n-C5H12	384.41415	384.50	384.49815	384.50	384.49815	3.8449815	3.8449815	3.8449815	3.8449815	3.8449815	3.6874758	0.094005	380.65317	0	380.65	380.65	380.65	371.88	8.78	8.78	8.78	8.78	8.779963	2.603E-11	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
C6H14	1944.6833	1945.34	1945.3447	1945.34	1945.3447	19.453447	19.453447	19.453447	19.453447	19.453447	18.213222	0.661356	1925.8913	0	1925.89	1925.89	1925.89	1925.89	1925.89	1925.89	1925.89	1925.89	2.076E-12	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0	
H2O	1160.8628	1161.47	1161.4726	1161.47	1161.4726	0	0	0	1161.4726	1161.4726	1160.3292	0.6097822	0	0	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	
Total	63131.313	63363.91	63363.91	63363.91	63363.91	62202.439	622.02439	622.02439	1783.497	1783.497	1349.0075	232.59834	61580.414	7898.3644	53682.05	53682.05	53682.05	2882.0517	50799.998	50799.998	50799.998	50799.998	50751.709	48.289181	71484	71484	71484	71484	71484	7436.3532	7436.3532	7436.3532	7436.3532	

Daftar Pustaka

- Arifin Tasrif. (2021). *Energi Outlook Indonesia 2022* (Vol. 23, Issue January).
- Dan, O. A., Berkelanjutan, P., Bontang, D. K., Masyarakat, N. B., Rapat, M., & Efektif, Y. (2019). *Era Baru Kilang LNG Sebagai Aset Negara*. 31.
- ESDM. (2021). Statistics Oil and Gas in Indonesia 2021. *Directorate General of Oil and Gas Ministry of Energy and Mineral Resources*.
- Knaebel, K. S. (2021). *ADSORBENT SELECTION*.
- Paisal. (2021). PERATURAN DAERAH KOTA DUMAI NOMOR. *Frontiers in Neuroscience*, 14(1), 1–13.
- PT. Pertamina Hulu Energi. (2022). PERTAMINA ENERGIA. *Bmj*, 334(7583), 16. <https://doi.org/10.1136/bmj.39084.769699.B7>
- Pujawan, I. N. (2003). *EKONOMI TEKNIK* (I. K. Gunarta (ed.); 1st ed.). Prima Printing, Surabaya.
- Riau, B. P. S. K. (2022). Keadaan Ketenagakerjaan Provinsi Kepulauan Riau Februari 2022. *Berita Resmi Statistik*, 30, 1–11.
- PERATURAN DAERAH PROVINSI RIAU, 6 *Energies* 1 (2018). <http://journals.sagepub.com/doi/10.1177/1120700020921110%0Ahttps://doi.org/10.1016/j.reuma.2018.06.001%0Ahttps://doi.org/10.1016/j.arth.2018.03.044%0Ahttps://reader.elsevier.com/reader/sd/pii/S1063458420300078?token=C039B8B13922A2079230DC9AF11A333E295FCD8>
- Smith, J. M. (Joseph M., Van Ness, H. C. (Hendrick C. ., Abbott, M. M., & Swihart, M. T. (Mark T. (2018). INTRODUCTION TO CHEMICAL ENGINEERING THERMODYNAMICS. In *Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics* (6th ed.).
- Tang, X., Jiang, Z., Jiang, S., Cheng, L., Zhong, N., Tang, L., Chang, J., & Zhou, W. (2019). Characteristics, capability, and origin of shale gas desorption of the Longmaxi Formation in the southeastern Sichuan Basin, China. *Scientific Reports*, 9(1), 1–16. <https://doi.org/10.1038/s41598-018-37782-2>
- Zendehboudi, S., & Bahadori, A. (2016). Shale Oil and Gas Handbook: Theory, Technologies, and Challenges. In *Shale Oil and Gas Handbook: Theory, Technologies, and Challenges*.

