

BAB IV

RANCANGAN KILANG LNG MINI DENGAN SUMBER GAS SUAR BAKAR

4.1 PEMILIHAN TEKNOLOGI LNG MINI

Kilang LNG skala kecil dan sedang atau *small- to mid-scale liquefaction* (SMSL) berbeda dari kilang LNG skala besar dalam beberapa aspek sehingga mempengaruhi desain. Titik berat desain kilang SMSL terletak pada minimisasi biaya kapital, bukan efisiensi termodinamika.

Kilang SMSL didominasi oleh teknologi dengan *mixed refrigerant* dan proses kompresi pendinginan-ekspansi. Teknologi yang menggunakan refrijeran merupakan teknologi jenis loop tertutup, sedangkan proses kompresi-pendinginan-ekspansi merupakan teknologi jenis loop terbuka. Pada teknologi jenis loop terbuka sebagian gas bumi digunakan sebagai refrijeran. Pada beberapa teknologi, turbo-ekspander digunakan untuk menghasilkan kerja poros.

Proses yang direkomendasikan untuk digunakan untuk proses pencairan LNG skala rendah adalah proses yang menggunakan turboekspander gas. Sekalipun siklus ekspander memiliki efisiensi yang lebih rendah dibandingkan dengan proses *mixed refrigerant* dan proses bertingkat dengan *refrigerant* murni yang biasa digunakan di *onshore*, akan tetapi proses ini memenuhi banyak kriteria untuk pengembangan lapangan marginal. Perbandingan antara proses ekspander dengan proses *mixed refrigerant* dapat dilihat pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1 Perbandingan Teknologi *Expander* dan *Liquid Refrigerant*

Criteria	Expander	Liquid Refrig.
Compactness	😊	
Weight	😊	
Inherent safety	😊	
Suitable for marine environment	😊	
Ease of operations	😊	
Ease of start-up	😊	
Equipment count	😊	
Availability		😊
Cycle robustness	😊	
Efficiency		😞

Perbandingan beberapa proses teknologi pencairan untuk kilang LNG SMSL dapat dilihat pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2 Perbandingan Proses Teknologi Pencairan

Klasifikasi	Siklus refrijerasi	Proses	Kapasitas	Konsumsi energi (kW/ton hari LNG)
Siklus tertutup	Refrijeran campur	Black and Veatch PRICO	1,3 juta ton/tahun	16,8
		GTI	1000 gallon/hari	-
		Kryopak PCMR	210 ton/hari	13,0
	Turbo expander TEX (N ₂)	Hamworthy	30-500 ton/hari	33,3
	Turbo expander TEX (N ₂ & C1)	Pre-cooled Dual TEX	0,5 juta ton/tahun	13,0
Siklus terbuka	Turbo expander (TEX)	Dual TEX	0,5 juta ton/tahun	16,5
		Kryopak EXP	147 ton per hari	15,5
		Idaho (Letdown)	10.000 gallon/hari	-
		Stirling	50 kg/jam-10 ton/hari	-
	Vortex tube	-	500 kg/jam	-

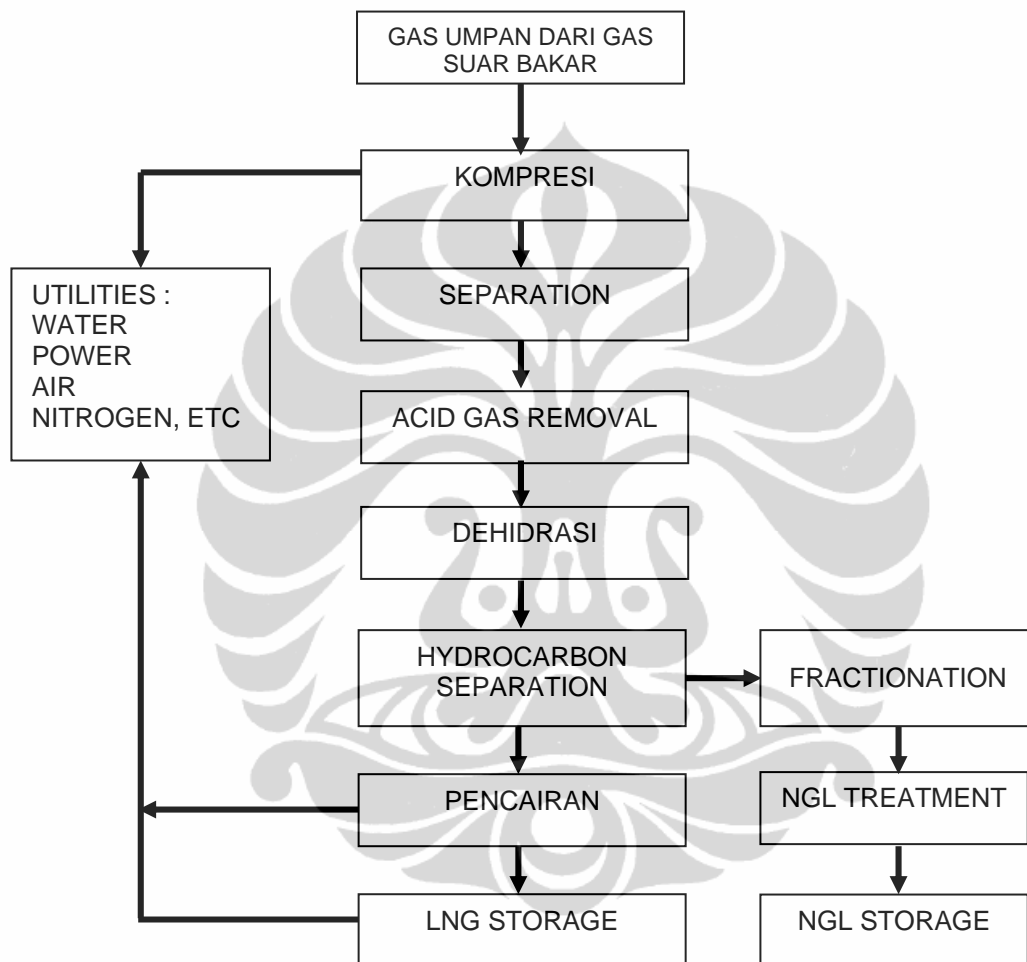
Berdasarkan penjelasan di atas dan pada bab 2, proses pencairan yang disarankan untuk digunakan adalah *expander*. Dari macam-macam proses yang menggunakan *expander*, Kryopak EXP merupakan proses yang akan dipilih karena meskipun konsumsi energi sedikit lebih tinggi dibandingkan menggunakan *license refrigerant*, akan tetapi memiliki beberapa kelebihan di antaranya lebih fleksibel terhadap perubahan komposisi gas umpan, proses dan peralatan sederhana, mudah dipabrikasi, instalasi dan *start up* relatif cepat.

4.2 BLOK DIAGRAM

Sampai dengan saat ini isu energi merupakan hal yang sangat penting, salah satunya adalah masalah gas suar bakar (*gas flare*) yang jumlahnya cukup banyak tersebar di Indonesia. Dengan kondisi tersebut, maka dibuat suatu proyek percontohan (*pilot pro ect*) pemanfaatan gas suar bakar, dimana gas suar bakar tersebut akan dimanfaatkan sebagai gas umpan untuk kilang LNG mini.

Sesuai dengan tujuannya yaitu untuk memanfaatkan gas suar bakar, maka kilang LNG akan didesain dengan kapasitas rendah sesuai dengan volume gas umpan. Kilang LNG ini juga didesain untuk memudahkan pemindahan kilang dari satu lokasi ke lokasi lain jika dibutuhkan (*portable*).

Hal lain yang akan dijadikan sebagai dasar acuan dalam melakukan desain adalah teknologi sederhana yang handal, investasi yang murah dan mudah dalam pengoperasian serta perawatan. Model kilang LNG mini adalah sebagaimana terlihat pada Gambar 4.1.

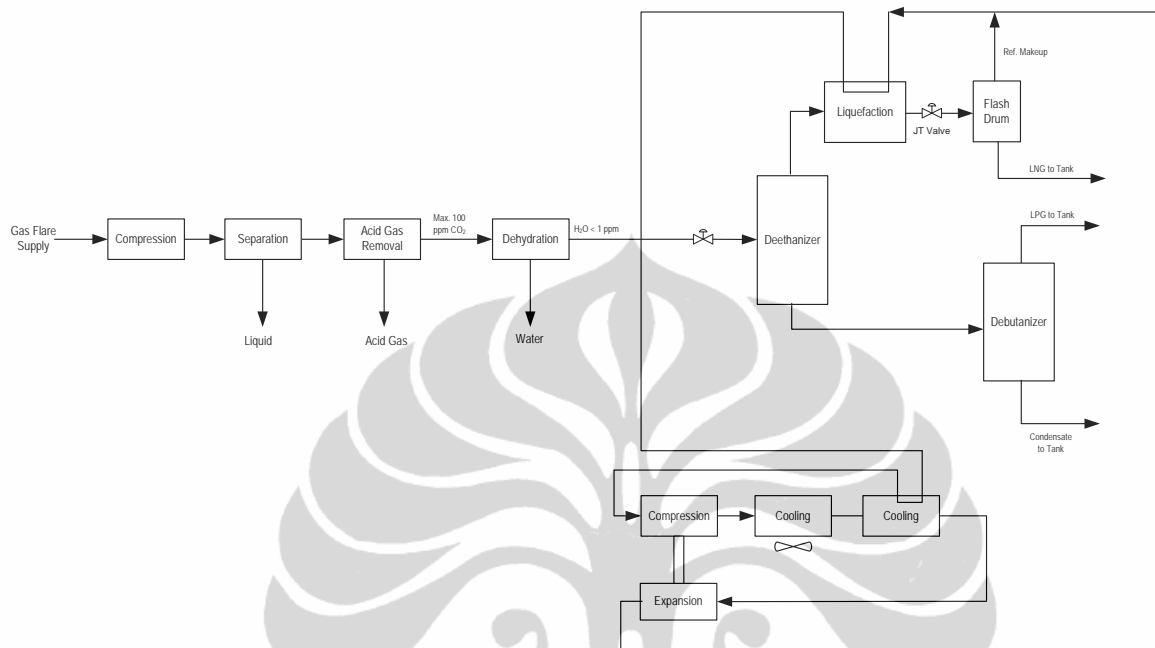


Gambar 4.1 Model Kilang LNG Mini

Kilang LNG mini ini secara umum akan dikelompokkan menjadi 5 (lima) bagian, yaitu:

1. fasilitas penerimaan (kompresi dan separasi);
2. fasilitas pemurnian;
3. fasilitas fraksinasi;
4. fasilitas pencairan;
5. fasilitas penyimpanan.

Blok diagram dari kilang LNG mini ini adalah seperti yang terlihat pada Gambar 4.2.



Gambar 4.2 Blok Diagram Kilang LNG Mini

4.3 PROSES KILANG LNG MINI

Kilang LNG mini didesain untuk memproduksi LNG sesuai dengan spesifikasi gas jual. Gas bumi yang dihasilkan dari gas suar bakar pada fasilitas *existing* mengandung komponen metana, etana, propana, butana sampai heksana plus. Selain komponen di atas, gas suar bakar juga sering mengandung komponen ikutan seperti H_2S , CO_2 , N_2 dan H_2O . Untuk dapat mengolah gas suar bakar menjadi LNG, komponen-komponen ikutan tersebut harus dibuang terlebih dahulu.

Teknologi proses pencairan LNG saat ini sudah berkembang pesat sesuai dengan perkembangan pengetahuan di bidang pengolahan minyak dan gas bumi. Metoda untuk mencairkan gas bumi didasarkan pada sifat-sifat campuran hidrokarbon. Prinsip utamanya adalah mendinginkan gas bumi sampai pada titik embunnya pada tekanan atmosferik. Untuk mencapai kondisi tersebut, diperlukan fluida pendingin (*refrigerant*) dan/atau *expander*.

Gas umpan untuk kilang LNG tidak boleh mengandung komponen-komponen

ikutan yang dapat membeku dalam jumlah tertentu seperti CO₂, N₂ dan H₂O dan hidrokarbon berat (C₅+). Oleh karenanya, pada bagian *upstream* dari unit pencairan LNG diperlukan unit-unit yang berfungsi untuk membuang gas-gas ikutan tersebut seperti unit pemisahan gas/kondensat, unit pemisah gas asam dan unit dehidrasi. Pada simulasi ini, gas umpan diasumsikan tidak mengandung logam merkuri. Gambar 4.3 memperlihatkan skema proses kilang LNG mini.

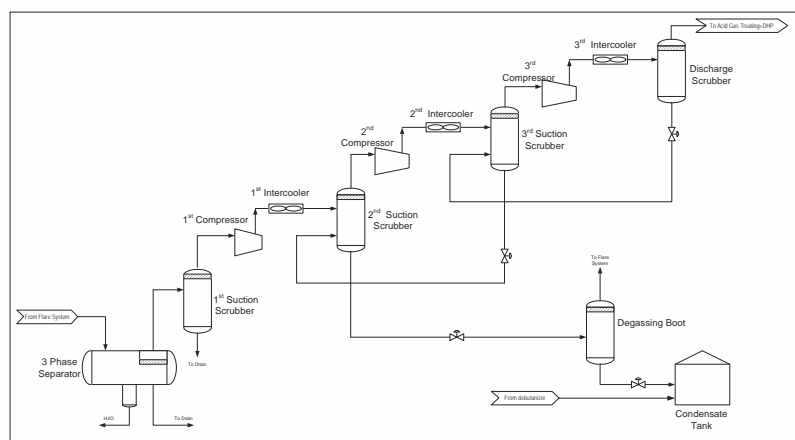


Gambar 4.3 Skema Proses Kilang LNG Mini

4.3.1 Separasi dan kompresi

Proses separasi digunakan untuk memisahkan kandungan gas, air dan/atau kondensat. Gas dari lapangan-lapangan gas khususnya dari gas suar bakar pada umumnya memiliki tekanan yang lebih rendah dibandingkan dengan tekanan gas yang diharapkan masuk ke kilang LNG. Oleh karenanya, hampir sebagian besar kilang LNG memiliki unit kompresi gas. Unit kompresi gas secara umum terdiri dari;

- Suction dan Discharge Scrubbers
- Kompresor
- Air fan cooler
- Tangki Kondensat
- Aksesoris



Gambar 4.4 Diagram Alir Proses Separasi dan Kompresi

Berdasarkan diagram alir proses pada Gambar 4.4, LP Separator (3 Phase Separator) digunakan untuk memisahkan kandungan gas, air dan kondensat. Air dari hasil pemisahan akan di alirkan ke saluran pembuangan, kondensat akan dialirkan ke kondensat stabilizer dan selanjutnya dialirkan ke tangki kondensat. Setelah itu aliran gas masuk kedalam *Scrubber* yang berfungsi untuk memisahkan cairan pada aliran gas sebelum melewati unit kompresor.

Kompresor digunakan untuk mengkompresi gas sehingga dicapai tekanan yang lebih tinggi. Sesuai dengan karakteristik bahwa gas harus dikompresi dengan rasio kompresi yang cukup tinggi, maka pada proses ini digunakan kompresor torak (*reciprocating*) sebanyak 3 (tiga) buah. Setelah gas dikompresi, maka temperatur gas akan naik sehingga perlu di dinginkan sampai temperatur kamar. Pendingin yang digunakan adalah pendingin udara (*Air fan cooler*). HP Separator digunakan untuk memisahkan cairan dari gas yang masih terdapat dalam aliran gas sebelum memasuki *post treatment/purifikasi*.

4.3.2 Acid Gas Removal Unit (AGRU)

AGRU Merupakan fasilitas untuk membersihkan gas dari kandungan CO₂, H₂S dan H₂O. Pada fasilitas pemurnian gas untuk fasilitas LNG, kandungan dari material-material ikutan yang akan dicapai antara lain adalah:

- Sulfur < 3.5 ppmv
- Sulfur total < 20 mg/Nm³
- CO₂ < 100 ppmv
- H₂O < 0.5 ppmv
- Merkuri < 0.01 mg/Nm³

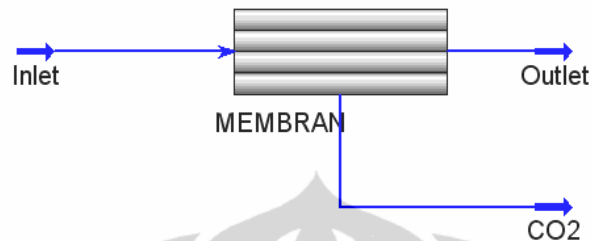
Pada proses Acid Gas Removal Unit atau Unit Pemisah Gas Asam ini terdiri:

1. CO₂ Removel Unit (Membran)
2. Sistem Amine (DEA)

. . . *Sistem Membran*

Seperti diketahui bahwa gas umpan yang akan diproses mengandung CO₂ yang cukup tinggi. Dengan sistem membran (Gambar 4.5), kandungan CO₂ akan dapat

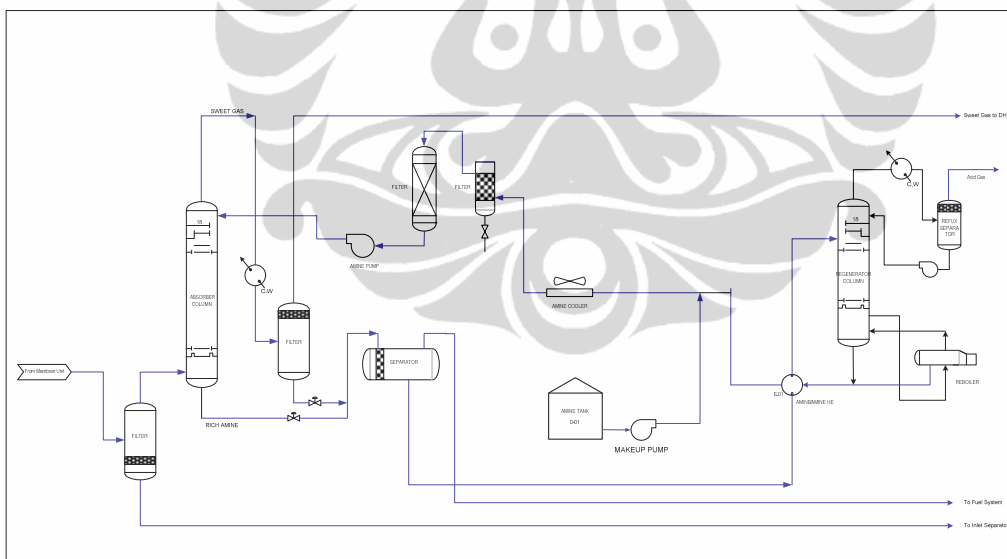
diturunkan dari 21% menjadi $\pm 10\%$, sebelum diproses lebih lanjut dengan sistem amine. Penggunaan sistem membran ini sudah dikenal luas didalam proses pemisahan gas asam.



Gambar 4.5 Sistem Membran

... Sistem Amine

Pada proses ini, sistem amine digunakan untuk menurunkan kandungan CO₂ dari $\pm 10\%$ menjadi < 100 ppm. Amine sistem menggunakan larutan DEA.



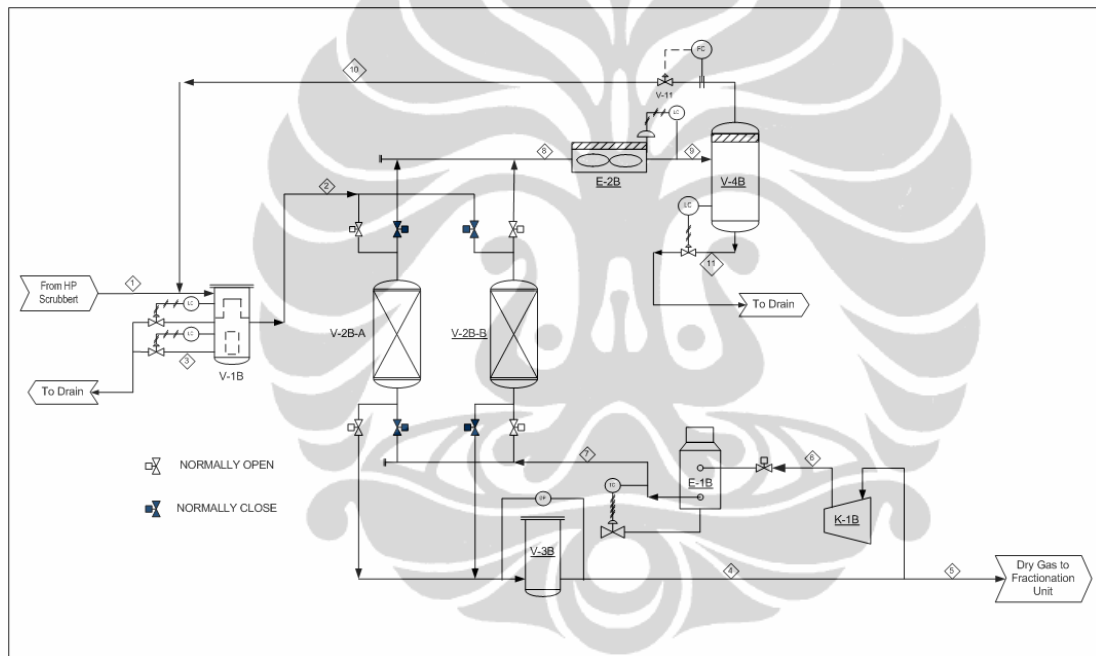
Gambar 4.6 Diagram Alir Proses AGRU

Gas dari unit membran mula-mula dilewatkan *Feed Gas Scrubber* untuk memisahkan cairan/padatan yang terbawa dalam aliran gas. Selanjutnya aliran gas diumpankan ke kolom absorber. Pada kolom ini terjadi kontak antara gas yang masuk dengan larutan DEA dalam kolom absorber. Larutan DEA akan menyerap CO₂ dari gas umpan. Gas

yang keluar dari atas kolom akan melalui kolom separator dan masuk kedalam sistem dehidrasi. Diagram alir proses AGRU terlihat pada Gambar 4.6.

4.3.3 Dehidrasi

Unit dehidrasi di desain untuk memisahkan air hingga gas yang keluar dari unit ini memiliki kandungan gas kurang dari 1 lb/MMscf. Media penyerap air yang mampu menyerap air hingga spesifikasi tersebut adalah media padatan seperti *molsieve*. Gambar 4.7 berikut memperlihatkan diagram alir proses unit dehidrasi.



Gambar 4.7 Diagram alir proses unit dehidrasi

Gas dari unit AGRU mula-mula dilewatkan ke *discharge scrubber* untuk memisahkan cairan atau padatan yang terbawa. Selanjutnya aliran gas masuk ke dalam kolom *molecular sieve* yang berfungsi untuk mengurangi jumlah air dalam aliran gas. Aliran gas yang keluar dari kolom tersebut akan dilewatkan ke dalam *filter* sebelum di kirim ke unit pencairan.

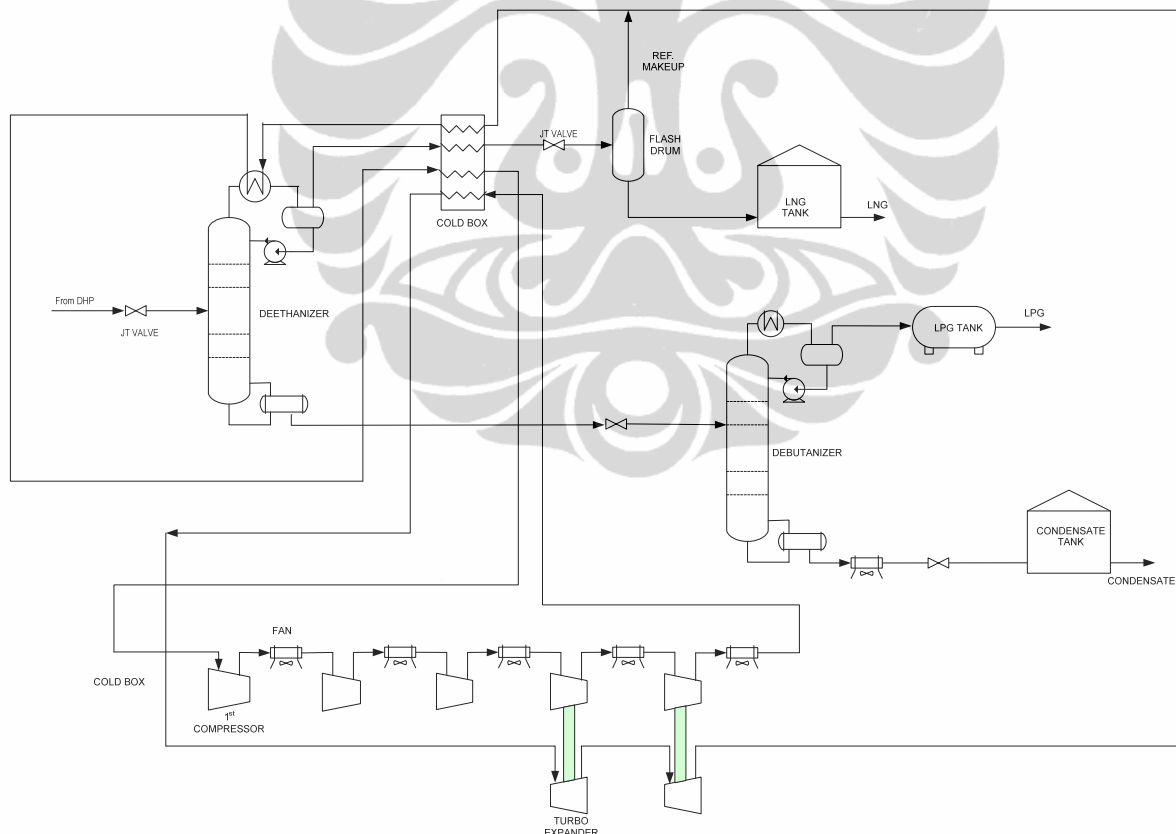
Proses dehidrasi ini didasarkan pada sifat-sifat padatan yang mampu menyerap molekul air secara cepat pada permukaannya (adsorpsi). Proses adsorpsi dilakukan dalam kolom yang mengandung adsorben. Pada saat gas dilewatkan melalui adsorben, seluruh air yang terkandung dalam gas tersebut akan terserap. Bila adsorben yang

digunakan telah mencapai batas jenuh maka kolom tersebut harus diregenerasi. Regenerasi dilakukan melalui dua tahap, yaitu:

- pemanasan kolom dengan mensirkulasikan gas panas untuk melepas dan menangkap air dari adsorben; dan
- pendinginan kolom untuk mendapatkan kondisi awal kapasitas penyerapan.

4.3.4 P

Pencairan gas bumi terdiri dari unit fraksinasi dan unit pencairan gas bumi. Gambar 4.8 berikut memperlihatkan diagram alir proses unit pencairan. Aliran gas dari unit dehidrasi akan masuk ke dalam kolom deethanizer. Aliran gas yang memiliki komponen lebih ringan akan melalui *coldbox* dan *JT Valve* hingga aliran gas tersebut mencair lalu masuk ke dalam tangki penyimpanan.



Gambar 4.8. Diagram Alir Proses Pencairan

. . . *Unit Fraksinasi*

Unit *fraksinasi* terdiri dari kolom *deethanizer* dan kolom *debutanizer*. Kolom *deethanizer* digunakan untuk memisahkan etana dan komponen yang lebih ringan dari fraksi yang lebih berat, sedangkan kolom *debutanizer* digunakan untuk memisahkan fraksi LPG dari komponen yang lebih berat.

. . . *Unit Pencairan Gas Bumi*

Proses pencairan gas bumi dilakukan dalam suatu alat penukar panas berefisiensi tinggi yang disebut *coldbox*. Media pendinginan yang digunakan adalah gas umpan itu sendiri, dengan demikian tidak diperlukan unit-unit penghasil *refrigerant*. Selain itu, selama siklus pendinginan dan media pendingin akan selalu berfasa gas sehingga tidak diperlukan unit penyimpanan *refrigerant*.

4.4 SIMULASI PROSES

Dalam simulasi ini akan digunakan dua sumber gas dari lokasi yang berbeda dan volume yang berbeda. Lokasi pertama akan diambil sumber gas dari *flare system* di lapangan Tuban (Sukowati dan Mudi), dan lokasi kedua diambil dari salah satu gas suar bakar di lapangan Pertamina EP Jawa Barat.

Spesifikasi produk LNG yang diharapkan disini disesuaikan dengan nilai kalor dan komposisi yang aman bagi proses kriogenik. Adapun nilai kalor yang diharapkan adalah berkisar antara 900 – 1200 Btu/Scf dengan komposisi CO₂ maksimum 100 ppm.

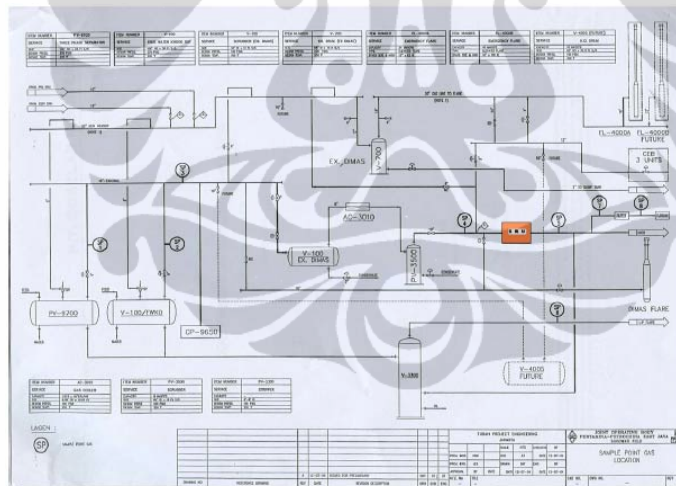
4.4.1 Kilang LNG Mini Tuban

Lapangan minyak Sukowati dan Mudi (Tuban) terletak di perbatasan wilayah Kabupaten Tuban dan Bojonegoro - Jawa Timur, dimana gas suar bakar yang akan digunakan sebagai bahan kajian ini diperoleh dari *gas associated* kedua lapangan tersebut yang diproses melalui *Central Processing Area (CPA)* Mudi. Dengan jumlah cadangan sisa sebesar 15,14 BSCF (1 Januari 2005). Gambar 4.9 memperlihatkan lokasi wilayah kerja JOB Pertamina - PetroChina East Java.



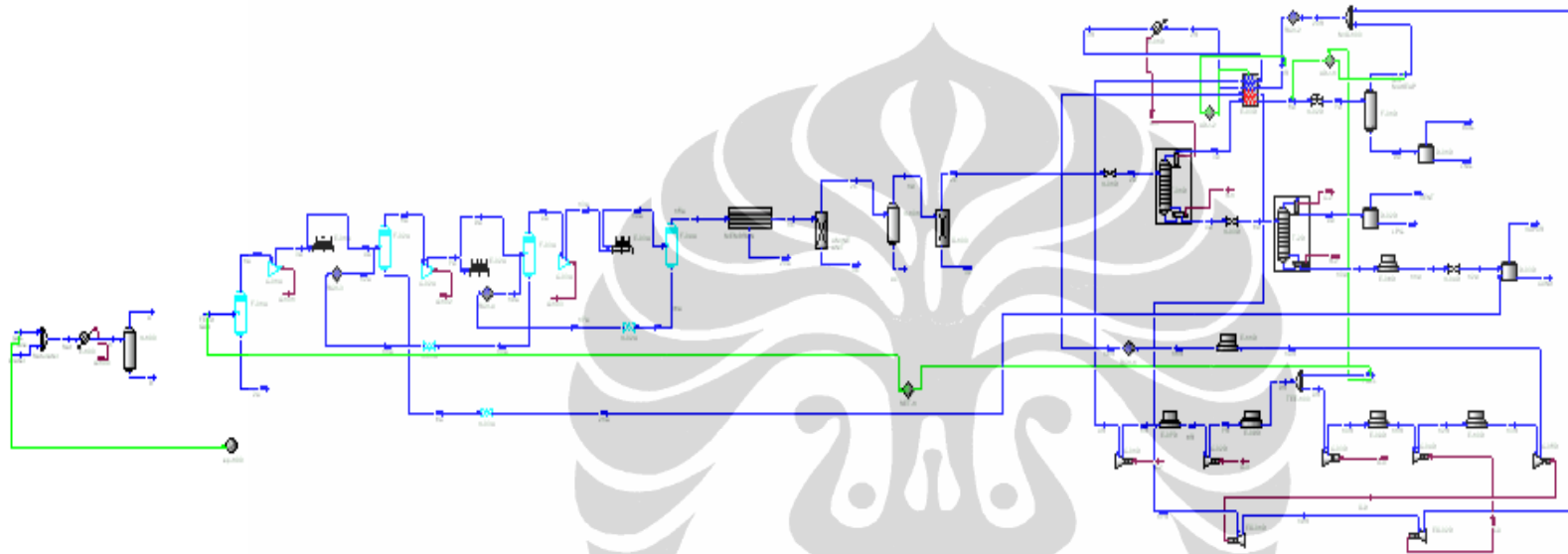
Gambar 4.9 Wilayah Kerja JOB Pertamina - PetroChina East Java

Proses produksi gas di CPA Mudi meliputi fasilitas pemisahan gas seperti separator *high pressure* dan *medium pressure* serta fasilitas pemurnian H₂S dengan kapasitas sekitar 11 MMSCFD. Hingga saat ini H₂S *removal* yang ada baru dioperasikan sebesar 4 MMSCFD dikarenakan masih terbatasnya pasokan gas dari lapangan. Adapun proses *flow diagram* (PFD) dari lapangan saat ini dapat dilihat pada Gambar 4.10.



Gambar 4.10 Process Flow Diagram Lapangan Tuban

Komposisi gas suar bakar pada lapangan gas Tuban seperti terlihat pada Tabel 2.10. *Flow rate* gas umpan yang masuk pada kilang mini LNG sebesar 5 MMSCFD.



Gambar 4.11 Simulasi Proses Kilang Mini LNG Tuban

Berdasarkan simulasi proses kilang LNG mini Tuban pada Gambar 4.11, gas dari sistem gas suar bakar mula-mula dilewatkan ke st suction scrubber (F-01A) untuk memisahkan cairan atau padatan yang masih terbawa dalam aliran gas. Aliran Gas selanjutnya dikompresi oleh st compressor (C-01A) sampai tekanan 8,437 kg/cm² kemudian di dinginkan oleh *fin-fan cooler* (E-01A) sampai suhu 43° C. Aliran gas yang sebagian terkondensasi dipisahkan dalam nd suction scrubber (F-2A). Produk bawah scrubber digunakan kembali pada st suction scrubber. Gas selanjutnya dikompresi lagi oleh nd compressor (C-2A) sampai tekanan 21,09 kg/cm² dan di dinginkan oleh *fin-fan cooler* (E-2A) sampai suhu 43° C. Aliran gas yang sebagian terkondensasi dipisahkan dalam 3rd suction scrubber (F-3A). Produk bawah scrubber digunakan kembali pada nd suction scrubber. Aliran gas selanjutnya dikompresi lagi oleh rd compressor (C-3A) sampai tekanan 59,76 kg/cm² kemudian didinginkan oleh *fin-fan cooler* (E-3A) sampai suhu 43° C dan dipisahkan dalam *discharge scrubber* (F-04A).

Setelah melalui unit kompresi dan separasi, gas masuk kedalam unit *membrane*. Dalam unit *membrane* ini gas CO₂ dipisahkan, sehingga kandungan CO₂ dalam aliran gas diturunkan dari 21% menjadi 10%. Gas dari unit membran masuk kedalam sistem amine pada tekanan 58,71 kg/cm² dan suhu 43° C. Aliran gas mula-mula dilewatkan ke dalam *inlet separator* (F-01B) untuk memisahkan cairan/padatan yang terbawa dalam aliran gas. Gas selanjutnya diumpankan ke kolom absorber (T-01B) dari bagian bawah (*bottom*). Dalam kolom absorber akan terjadi kontak antara gas yang mengalir dari bagian bawah kolom dengan larutan *lean DEA* yang mengalir dari bagian atas kolom. Larutan DEA akan menyerap CO₂ dari gas umpan. Gas yang keluar dari bagian atas kolom akan memiliki komposisi CO₂ < 100 ppm. Gas yang keluar dari bagian atas kolom selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* (E-03B) dan dipisahkan dalam separator (F-03B). Aliran gas yang keluar dari bagian atas separator selanjutnya dikirim ke unit dehidrasi. *Rich DEA* (DEA yang kaya akan CO₂) yang keluar dari bagian bawah kolom absorber selanjutnya diturunkan tekanannya dan dilewatkan ke *Flash Drum* (F-02B) untuk melepas gas yang terikut. Produk bawah *flash drum* selanjutnya dipanaskan sampai suhu kira-kira 80° C dalam *amine amine heat exchanger* (E-01B) dimana sebagai media pemanasnya adalah

produk bawah dari kolom regenerator (T-02B). *Rich DEA* yang telah dipanaskan selanjutnya diumpankan ke kolom regenerator (T-02B). Dalam kolom regenerator terjadi pemisahan CO₂ dari larutan DEA. Gas CO₂ dan H₂S keluar dari bagian atas kolom sedangkan larutan DEA yang telah bebas dari gas CO₂ (*Lean DEA*) keluar dari bagian bawah kolom dan digunakan untuk memanaskan *Rich DEA* melalui *DEA DEA eat Exchanger* (E-01B). *Lean DEA* selanjutnya dipompa sampai tekanan 3,87 kg/cm² melalui *booster pump* (E-02B) dan selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* (E-02B) sampai temperatur 43° C. *Lean DEA* selanjutnya dilewatkan ke *mechanical filter* (F-04B) dan *Charcoal Filter* (F-05B) untuk menyaring partikel-partikel yang tidak diinginkan. *Lean DEA* yang keluar dari filter selanjutnya dipompa sampai tekanan 33,65 kg/cm². *Lean MEA* selanjutnya diumpankan ke bagian atas kolom absorber (T-01B).

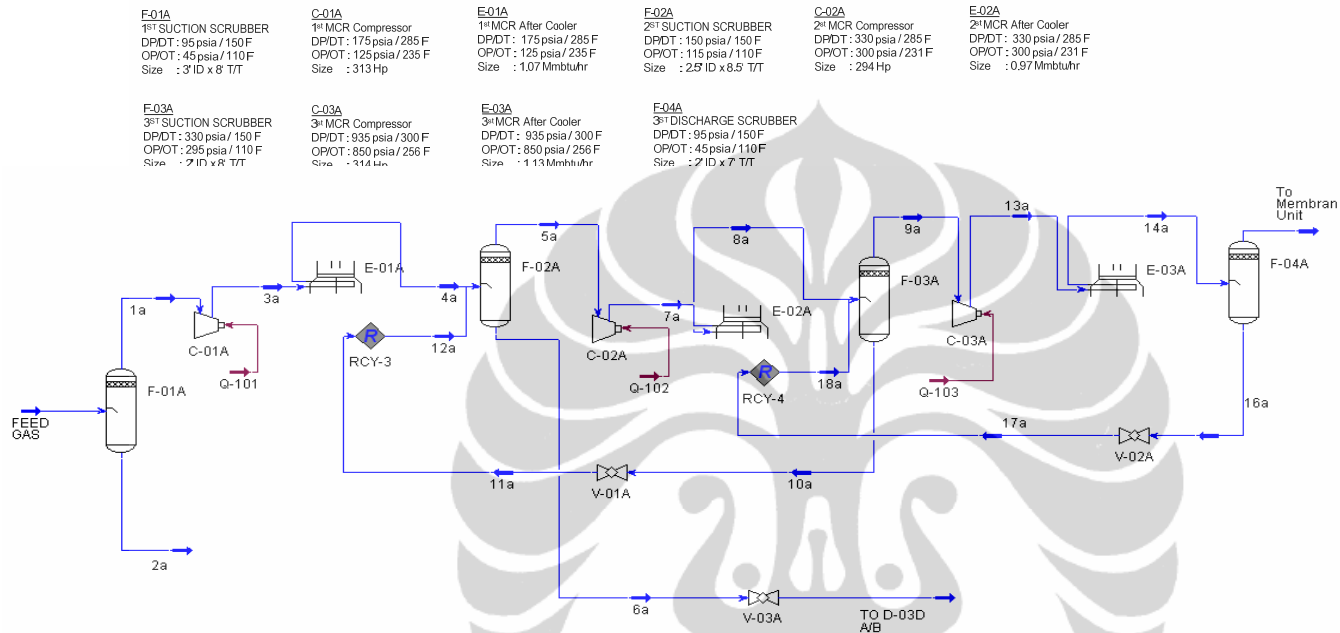
Gas dari *P Discharge Scrubber* mula-mula dilewatkan ke *inlet filter* (V-1C) guna memisahkan cairan atau padatan yang masih terbawa. Gas yang keluar dari inlet filter selanjutnya dilewatkan ke kolom adsorpsi (V-2C-A/B) yang berisi *molecular sieve* dari bagian atas. Didalam kolom ini, air yang terkandung dalam gas diserap oleh *molecular sieve*. Pada saat yang sama, dilakukan regenerasi kolom lainnya (V-2C-B). Gas yang sudah kering selanjutnya dilewatkan ke filter guna memisahkan partikel-partikel padat yang terbawa. Gas kering selanjutnya dikirim ke unit pencairan. Sebagian kecil dari aliran gas kering dilewatkan ke *heater* (E-1C) dan dipanaskan sampai suhu 204° C. Gas tersebut kemudian dikompresi dan dilewatkan ke kolom adsorpsi (V-2C-B) yang berisi *molecular sieve* yang telah jenuh. Didalam kolom, air yang terkandung dalam *molecular sieve* akan menguap dan terbawa oleh aliran gas panas. Gas yang telah digunakan untuk proses regenerasi selanjutnya didinginkan dalam *air cooler* (E-2C) dan kemudian dilewatkan ke separator (V-3C) untuk memisahkan air yang terkondensasi. Gas tersebut selanjutnya dikembalikan ke aliran gas umpan.

Aliran gas (1d) dari unit dehidrasi pada tekanan 58 kg/cm² mula-mula diditurunkan tekanannya hingga 31,64 kg/cm² melalui JT Valve (V-01D). Gas (2d) selanjutnya diumpankan ke kolom *deethanizer* (T-1D). Produk atas kolom *deethanizer* (3d) berupa senyawa etana dan yang lebih ringan dikirim ke unit *Coldbox* (E-03D), sedangkan produk

bawahnya (4d) berupa senyawa propana dan yang lebih berat diturunkan tekanannya melalui *T Valve* (V-03D) hingga $9,84 \text{ kg/cm}^2$. Produk bawah dari kolom *deethanizer* dikirim ke kolom *debutanizer* (T-2D). Didalam kolom *debutanizer*, fraksi LPG dipisahkan dari fraksi yang lebih berat berdasarkan titik didihnya. Produk atas kolom *debutanizer* (9d) berupa LPG dialirkan ke tanki penyimpanan LPG (D-1D) sedangkan produk bawah (10d) berupa kondensat dikirim ke tanki penyimpanan kondensat (D-2D).

Aliran pendingin (1R) pada tekanan $1,055 \text{ kg/cm}^2$ dan suhu $-161,3^\circ \text{C}$ mula-mula digunakan untuk mendinginkan produk atas (3d) kolom *deethanizer* (T-01D) dalam *coldbox* (E-03D). Gas yang telah didinginkan tersebut (5d) mencair dan selanjutnya diturunkan tekanannya hingga $1,055 \text{ kg/cm}^2$ melalui *JT Valve* (V-02D) dan dikirim ke *LNG flash drum* (F-01D). Produk atas *flash drum* digunakan untuk *makeup* pendingin sedangkan produk bawahnya (8d) berupa LNG dipompakan ke tanki LNG (D-1D). Aliran pendingin (2R) yang telah digunakan untuk mendinginkan gas kemudian digunakan sebagai pendingin pada *deethanizer condenser* (E-01D). Aliran pendingin (3R) yang keluar dari *condenser* selanjutnya digunakan untuk mendinginkan aliran pendingin (16R) yang keluar dari *After cooler* (E-11D). Aliran pendingin selanjutnya dikompresi melalui lima tahapan kompresi (Kompresor C-1D sampai Kompresor C-5D) hingga tekanan $33,8 \text{ kg/cm}^2$. Setiap tahapan kompresi dipasang unit intercooler (E-3D sampai dengan E-7D). Aliran gas pendingin yang telah dikompresi (17R) selanjutnya didinginkan dalam *coldbox* (E-03D) hingga suhu $-33,58^\circ \text{C}$ dan selanjutnya diekspansi oleh *turbo expander* (EX-1D dan EX-2D) hingga tekanan $1,758 \text{ kg/cm}^2$. Gas pendingin hasil ekspansi (19R) memiliki temperatur sekitar -155°C . Energi yang digunakan oleh kompresor tahap 4 (K-4D) dan kompresor tahap 5 (K-5D) berasal dari energi yang dihasilkan dari proses ekspansi gas pada *expander* (EX-1D) dan *expander* (E-2D). Gas pendingin tersebut selanjutnya digunakan untuk mendinginkan aliran gas yang keluar dari kolom *deethanizer* pada *coldbox* (E-03D) dan demikian seterusnya.

Proses *Flow Diagram*, neraca masa dan *sizing* dari kilang LNG mini Tuban dapat terlihat pada Gambar 4.12, 4.13, 4.14, 4.15 dan 4.16.



F-01A
 1st SUCTION SCRUBBER
 DP/DT: 95 psia / 150 F
 OP/OT: 45 psia / 110 F
 Size : 3' ID x 8' T/T

C-01A
 1st MCR Compressor
 DP/DT: 175 psia / 285 F
 OP/OT: 125 psia / 235 F
 Size : 313 Hp

E-01A
 1st MCR After Cooler
 DP/DT: 175 psia / 285 F
 OP/OT: 125 psia / 235 F
 Size : 1.07 Mmbtu/hr

F-02A
 2nd SUCTION SCRUBBER
 DP/DT: 150 psia / 150 F
 OP/OT: 115 psia / 110 F
 Size : 25' ID x 8.5' T/T

C-02A
 2nd MCR Compressor
 DP/DT: 330 psia / 285 F
 OP/OT: 300 psia / 231 F
 Size : 294 Hp

E-02A
 2nd MCR After Cooler
 DP/DT: 330 psia / 285 F
 OP/OT: 300 psia / 231 F
 Size : 0.97 Mmbtu/hr

F-03A
 3rd SUCTION SCRUBBER
 DP/DT: 330 psia / 150 F
 OP/OT: 295 psia / 110 F
 Size : 2' ID x 8' T/T

C-03A
 3rd MCR Compressor
 DP/DT: 935 psia / 300 F
 OP/OT: 850 psia / 256 F
 Size : 314 Hp

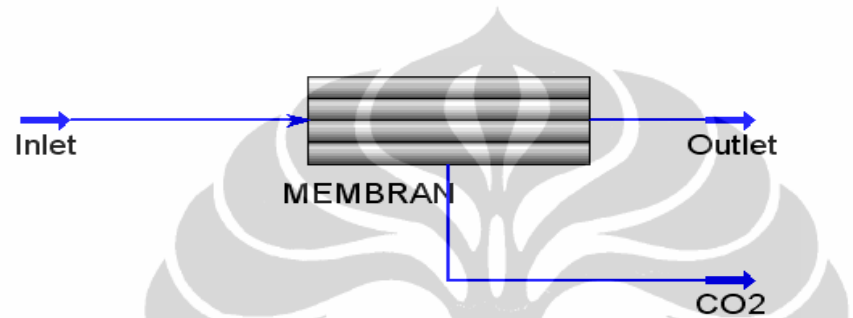
E-03A
 3rd MCR After Cooler
 DP/DT: 935 psia / 300 F
 OP/OT: 850 psia / 256 F
 Size : 1.13 Mmbtu/hr

F-04A
 3rd DISCHARGE SCRUBBER
 DP/DT: 95 psia / 150 F
 OP/OT: 45 psia / 110 F
 Size : 2' ID x 7' T/T

Name	1a	2a	3a	4a	5a	6a	7a	8a	9a	10a	11a	12a	13a	14a	To Membran Unit	16a	17a	18a	To D-03D A/B
Vapour Fraction	1.00	1.00	-	1.00	0.98	1.00	-	1.00	0.98	1.00	-	0.07	0.07	1.00	0.98	-	0.23	0.23	0.04
Temperature [F]	110	110	110	235	110	106	106	231	110	108	108	102	102	256	110	110	92	92	100
Pressure [psia]	45	45	45	120	115	115	115	300	295	295	115	115	850	845	845	845	295	295	20
Molar Flow [MMSCFD]	5.15	5.15	-	5.15	5.15	5.06	0.26	5.06	5.06	4.98	0.17	0.17	4.98	4.98	4.89	0.09	0.09	0.09	0.26
Mass Flow [tonne/d]	171.65	171.65	-	171.65	171.65	168.09	16.02	168.09	168.09	161.30	12.40	12.40	161.30	161.30	155.69	5.61	5.61	5.61	16.02
Liquid Volume Flow [barrel/day]	2,306	2,306	-	2,306	2,306	2,284	141	2,284	2,284	2,224	118	118	2,224	2,224	2,166	58	58	58	141
Heat Flow [MMBtu/hr]	(36.84)	(36.84)	-	(36.04)	(37.11)	(35.80)	(3.02)	(35.05)	(36.02)	(35.13)	(1.70)	(1.70)	(34.34)	(35.47)	(34.65)	(0.82)	(0.82)	(0.82)	(3.02)
Composition (Mol %)																			
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	20.94	20.94	0.02	20.94	20.94	21.38	0.91	21.38	21.38	21.78	3.53	3.53	3.53	21.78	21.78	21.99	10.19	10.19	0.91
Nitrogen	1.29	1.29	0.00	1.29	1.29	1.32	0.01	1.32	1.32	1.34	0.04	0.04	0.04	1.34	1.34	1.36	0.15	0.15	0.01
Methane	59.18	59.18	0.00	59.18	59.18	60.32	1.07	60.32	60.32	61.38	4.50	4.50	4.50	61.38	61.38	62.22	15.36	15.36	1.07
Ethane	5.46	5.46	0.00	5.46	5.46	5.59	0.47	5.59	5.59	5.70	1.83	1.83	1.83	5.70	5.70	5.72	4.64	4.64	0.47
Propane	3.67	3.67	0.00	3.67	3.67	3.81	1.04	3.81	3.81	3.88	3.73	3.73	3.73	3.88	3.88	3.81	7.45	7.45	1.04
i-Butane	0.93	0.93	0.00	0.93	0.93	0.99	0.63	0.99	0.99	0.99	2.11	2.11	2.11	0.99	0.99	0.95	3.47	3.47	0.63
n-Butane	1.60	1.60	0.00	1.60	1.60	1.72	1.51	1.72	1.72	1.71	4.93	4.93	4.93	1.71	1.71	1.61	7.53	7.53	1.51
n-Pentane	0.74	0.74	0.00	0.74	0.74	0.83	1.80	0.83	0.83	0.78	5.21	5.21	5.21	0.78	0.78	0.68	6.23	6.23	1.80
n-Pentane	0.79	0.79	0.00	0.79	0.79	0.90	2.41	0.90	0.90	0.83	6.71	6.71	6.71	0.83	0.83	0.70	7.53	7.53	2.41
n-Hexane	0.93	0.93	0.00	0.93	0.93	1.08	8.57	1.08	1.08	0.76	17.03	17.03	17.10	0.76	0.76	0.54	12.88	12.88	8.57
n-Heptane	1.22	1.22	0.00	1.22	1.22	0.92	20.88	0.92	0.92	0.37	22.21	22.21	22.12	0.37	0.37	0.19	10.10	10.10	20.88
n-Octane	0.35	0.35	0.00	0.35	0.35	0.11	6.90	0.11	0.11	0.02	3.09	3.09	3.10	0.02	0.02	0.01	0.74	0.74	6.90
n-Nonane	0.04	0.04	0.00	0.04	0.04	0.00	0.78	0.00	0.00	0.00	0.13	0.13	0.13	0.00	0.00	0.00	0.01	0.01	0.78
H2O	2.85	2.85	99.98	2.85	2.85	1.03	53.04	1.03	1.03	0.46	24.96	24.96	24.94	0.46	0.46	0.22	13.72	13.72	53.04

Gambar 4.12 Diagram Alir Proses Unit Kompresi dan Separasi Kilang LNG Mini Tuban

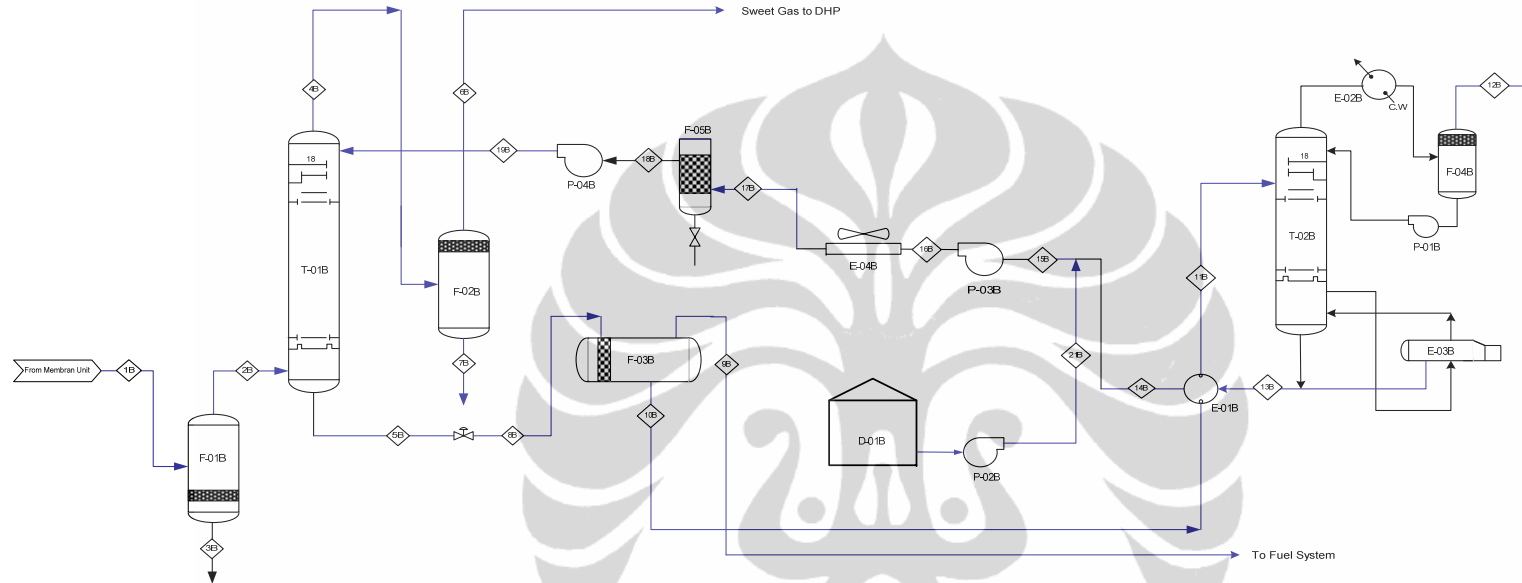
SIZING : VENDOR PACKAGE



Name	Inlet	Outlet	CO2
Vapour Fraction	1.00	0.99	1.00
Temperature [F]	110	110	84
Pressure [psia]	845	835	350
Molar Flow [MMSCFD]	4.89	4.21	0.68
Mass Flow [tonne/d]	156	120	36
Liquid Volume Flow [barrel/day]	2,166	1,895	271
Heat Flow [MMBtu/hr]	(34.65)	(22.06)	(12.59)
Composition (Mol %)			
H2S	-	-	-
CO2	21.99	9.50	99.90
Nitrogen	1.36	1.58	(0.00)
Methane	62.22	72.20	0.00
Ethane	5.72	6.64	0.00
Propane	3.81	4.42	0.00
i-Butane	0.95	1.10	0.00
n-Butane	1.61	1.87	0.00
i-Pentane	0.68	0.79	0.00
n-Pentane	0.70	0.82	0.00
n-Hexane	0.54	0.62	0.00
n-Heptane	0.19	0.22	0.00
n-Octane	0.01	0.01	(0.00)
n-Nonane	0.00	0.00	0.00
H2O	0.22	0.23	0.10

Gambar 4.13 Diagram Proses Unit Membran Kilang LNG Mini Tuban

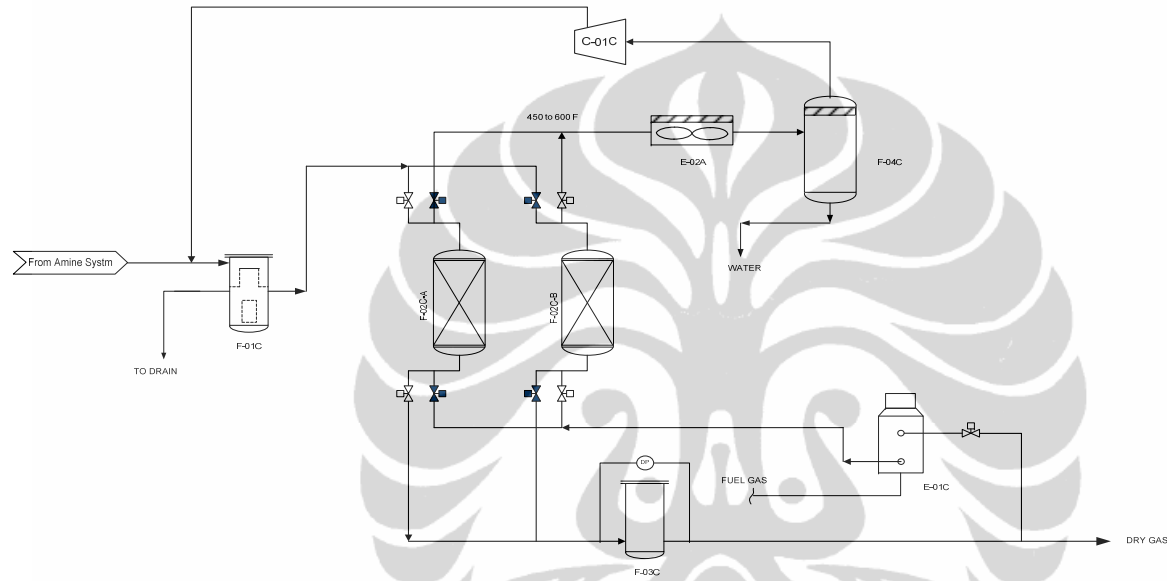
SIZING : VENDOR PACKAGE



Name	1B	20B	2B	3B	4B	5B	8B	9B	10B	11B	13B	14B	12B	19B	21B	16B	17B	18B	7B	6B	15B	
Vapour Fraction	1.00	-	1.00	-	1.00	-	0.00	1.00	-	0.00	0.00	-	1.00	-	-	-	-	-	-	-	1.00	-
Temperature [F]	110	114	110	110	114	152	152	152	152	185	256	225	110	114	112	225	110	110	114	114	225	
Pressure [psia]	835	835	835	835	835	840	90	90	90	80	32	22	28	835	0.01	70	65	65	835	835	22	
Molar Flow [MMSCFD]	4.21	11.69	4.20	0.02	3.79	12.10	12.10	0.01	12.09	12.09	11.67	11.67	0.41	11.68	0.01	11.68	11.68	11.68	0.01	3.78	11.68	
Mass Flow [tonne/d]	120.15	458.98	119.07	1.08	97.90	480.15	480.15	0.22	479.93	479.93	458.77	458.77	21.16	459.00	0.23	459.00	459.00	459.00	0.63	97.27	459.00	
Liquid Volume Flow [USGPM]	55	83	55	0	50	88	88	0	88	88	83	83	5	83	0	83	83	83	0	50	83	
Heat Flow [Btu/hr]	3.25	(9.19)	3.23	0.03	3.05	(9.02)	(9.02)	0.01	(9.02)	(7.84)	(4.07)	(5.25)	0.20	(9.19)	(0.02)	(5.25)	(9.32)	(9.32)	0.02	3.03	(5.26)	
Composition (Mol %)																						
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
CO2	9.50	0.95	9.52	4.51	0.01	4.22	4.22	15.65	4.21	4.21	0.99	0.99	95.07	0.98	-	0.98	0.98	0.98	0.00	0.01	0.98	
Nitrogen	1.58	0.00	1.58	0.17	1.75	0.00	0.00	0.94	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.21	1.75	0.00	
Methane	72.20	0.00	72.41	18.82	80.01	0.06	0.06	71.59	0.01	0.01	0.00	0.00	0.18	0.00	-	0.00	0.00	0.00	22.18	80.16	0.00	
Ethane	6.64	0.00	6.64	5.69	7.34	0.00	0.00	5.05	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	6.67	7.35	0.00	
Propane	4.42	0.00	4.40	9.06	4.87	0.00	0.00	2.34	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	10.58	4.86	0.00	
i-Butane	1.10	0.00	1.09	4.19	1.21	0.00	0.00	0.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	4.86	1.20	0.00	
n-Butane	1.87	0.00	1.84	9.02	2.04	0.00	0.00	0.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	10.43	2.01	0.00	
i-Pentane	0.79	0.00	0.77	7.03	0.85	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	8.03	0.83	0.00	
n-Pentane	0.82	0.00	0.78	8.74	0.87	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	9.92	0.85	0.00	
n-Hexane	0.62	0.00	0.57	13.98	0.63	0.00	0.00	0.19	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	15.29	0.59	0.00	
n-Heptane	0.22	0.00	0.19	9.68	0.21	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	9.89	0.18	0.00	
n-Octane	0.01	0.00	0.01	0.59	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	0.53	0.00	0.00	
n-Nonane	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	-	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	
H2O	0.23	80.02	0.20	8.51	0.21	77.33	77.33	4.01	77.38	77.38	79.95	79.95	4.73	79.97	99.71	79.97	79.97	79.97	0.37	0.21	79.97	
MEA	-	8.04	-	-	0.00	7.77	7.77	0.02	7.78	7.78	8.05	8.05	0.00	8.04	0.29	8.04	8.04	8.04	0.37	0.00	8.04	
MDEA	-	10.99	-	-	0.00	10.62	10.62	0.00	10.63	10.63	11.01	11.01	0.00	11.00	-	11.00	11.00	11.00	0.06	0.00	11.00	

Gambar 4.14 Diagram Alir Proses Unit Amine Kilang LNG Mini Tuban

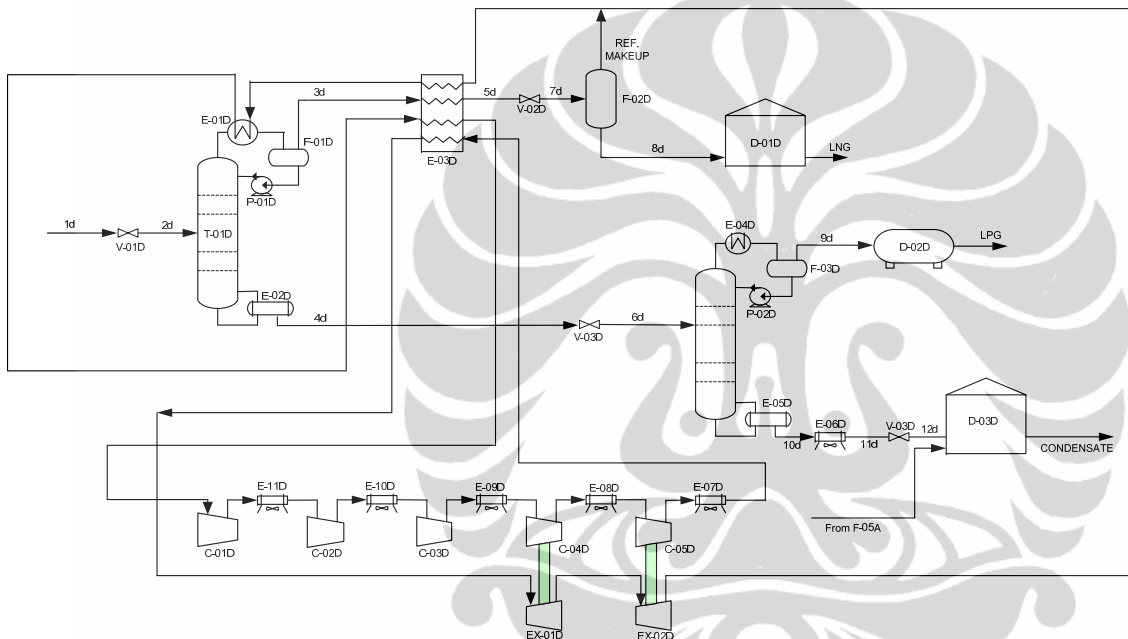
SIZING : VENDOR PACKAGE



Name	1C	4C	2C	3C	5C	6C	8C	7C	9C	10C	11C	12C	13C	14C	15C
Vapour Fraction	1.00	1.00	1.00	-	1.00	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	-	1.00
Temperature [F]	110	110	110	110	110	110	110	110	110	113	400	360	110	110	110
Pressure [psia]	830	830	830	830	830	830	830	830	845	840	835	830	830	830	830
Molar Flow [MMSCFD]	3.77	4.08	4.09	-	4.08	-	3.76	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	0.32	-	0.32
Mass Flow [tonne/d]	95.93	103.98	104.13	-	103.98	-	95.78	8.20	8.20	8.20	8.20	8.20	8.20	-	8.20
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	50	54	54	-	54	-	50	4	4	4	4	4	4	-	4
Heat Flow [Btu/hr]	(14.27)	(15.41)	(15.49)	-	(15.41)	-	(14.19)	(1.21)	(1.21)	(1.08)	(1.10)	(1.21)	(1.21)	-	(1.21)
Composition (Mol %)															0
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	0.00
CO2	-	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
Nitrogen	1.76	1.77	1.76	0.22	1.77	0.22	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	1.77	23.43
Methane	80.54	80.69	80.55	23.41	80.69	23.43	80.69	80.69	80.69	80.69	80.69	80.69	80.69	80.69	7.11
Ethane	7.35	7.36	7.35	7.10	7.36	7.11	7.36	7.36	7.36	7.36	7.36	7.36	7.36	7.36	11.28
Propane	4.81	4.82	4.81	11.27	4.82	11.28	4.82	4.82	4.82	4.82	4.82	4.82	4.82	4.82	5.15
i-Butane	1.17	1.17	1.17	5.15	1.17	5.15	1.17	1.17	1.17	1.17	1.17	1.17	1.17	1.17	10.99
n-Butane	1.96	1.96	1.96	10.98	1.96	10.99	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	1.96	8.24
i-Pentane	0.78	0.78	0.78	8.24	0.78	8.24	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78	0.78	10.12
n-Pentane	0.79	0.79	0.79	10.11	0.79	10.12	0.79	0.79	0.79	0.79	0.79	0.79	0.79	0.79	14.58
n-Hexane	0.51	0.51	0.51	14.56	0.51	14.58	0.51	0.51	0.51	0.51	0.51	0.51	0.51	0.51	8.47
n-Heptane	0.14	0.14	0.14	8.46	0.14	8.47	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.14	0.41
n-Octane	0.00	0.00	0.00	0.41	0.00	0.41	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Nonane	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
H2O	0.19	-	0.17	0.10	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Gambar 4.15 Diagram Alir Proses Unit Dehidrasi Kilang LNG Mini Tuban

T-01D Distillizer Column DPDT: 495 psia / 250F OPDT: 450 psia / 225 F Size : 2' ID x 34 FT	E-01D Distillizer Condenser DPDT: 495 psia / 405F OPDT: 450 psia / 385 F Size : 1002MMbuhr	E-01D Distillizer Reboiler DPDT: 500 psia / 275 F OPDT: 455 psia / 245 F Size : 1002MMbuhr	E-01D Distillizer Reflux Drum DPDT: 495 psia / 105F OPDT: 445 psia / 83F Size : 2' ID x 105 TT	E-01D Distillizer Reflux Pump DPDT: 495 psia / 105F OPDT: 450 psia / 83F Size : 30 cpm	F-02D LNG Flash Drum DPDT: 125 psia / 275F OPDT: 75 psia / 214 F Size : 35' ID x 32 FT	D-01D LNG Tank DPDT: 125 psia / 275F OPDT: 75 psia / 214 F Size : 35' ID x 32 FT	L-02D Distillizer Column DPDT: 170 psia / 225F OPDT: 140 psia / 135F Size : 35' ID x 32 FT	E-04D Distillizer Condenser DPDT: 165 psia / 185F OPDT: 140 psia / 135F Size : 104MMbuhr	E-01D Distillizer Reboiler DPDT: 170 psia / 350F OPDT: 145 psia / 250F Size : 104MMbuhr	F-03D Distillizer Reflux Drum DPDT: 165 psia / 185 F OPDT: 140 psia / 135 F Size : 35' ID x 55 FT	E-01D Distillizer Reflux Pump DPDT: 165 psia / 185F OPDT: 145 psia / 135F Size : 60 cpm	D-03AB Condensate Tank DPDT: 150 psia / 150 F OPDT: 20 psia / 100 F Size : 2' ID x 60H	C-01D 1-MCR Compressor DPDT: 75 psia / 320 F OPDT: 52 psia / 270F Size : 734 Hp	C-02D 2-MCR Compressor DPDT: 175 psia / 320 F OPDT: 128 psia / 275F Size : 735Hp	C-03D 3-MCR Compressor DPDT: 390 psia / 320 F OPDT: 353 psia / 280 F Size : 727Hp	C-04D 4-MCR Compressor DPDT: 598 psia / 225 F OPDT: 507 psia / 177 F Size : 282Hp	C-05D 5-MCR Compressor DPDT: 1050 psia / 275F OPDT: 949 psia / 227 F Size : 460 Hp	E-01D 1-MCR After Cooler DPDT: 75 psia / 330 F OPDT: 50 psia / 292F Size : 2,9MMbuhr	E-02D 2-MCR After Cooler DPDT: 175 psia / 350 F OPDT: 130 psia / 300 F Size : 3,2MMbuhr	E-03D 3-MCR After Cooler DPDT: 415 psia / 350 F OPDT: 375 psia / 318F Size : 3,5MMbuhr	E-04D 4-MCR After Cooler DPDT: 642 psia / 250 F OPDT: 588 psia / 193F Size : 1,4MMbuhr	E-05D 5-MCR After Cooler DPDT: 1245 psia / 300 F OPDT: 1139 psia / 235F Size : 2,3MMbuhr	E-06D 1-Expander DPDT: 1050 psia / 190F OPDT: 940 psia / 142 F Size : 23MMbuhr	E-07D 2-Expander DPDT: 1150 psia / 275F OPDT: 120 psia / 227F Size : 900Hp
---	---	---	---	---	---	---	---	---	--	--	--	---	--	---	--	--	---	---	--	---	---	---	---	---



Name	3d	4d	6d	9d	10d	1R	2R	7d	MR MAKEUP	8d	BOG	LNG	3R	4R	17R	5R	6R	7R	8R	10R	11R	12R	14R	15R	16R	19R	16R	11d	12d	VAPOR	COND	VENT	LPG	13R	5d	2d	FUEL	9R	20R	1d	From F-02A				
Vapour Fraction	1.00	0.00	0.60	-	-	1.00	1.00	0.22	1.00	-	1.00	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	-	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	3.78E-02			
Temperature [F]	(83)	248	156	103	269	(227)	(95)	(214)	(214)	(214)	(214)	(214)	18	105	92	273	110	222	110	261	110	172	227	110	(46)	(227)	110	110	110	100	100	103	103	110	(17)	89	110	110	(227)	110	99.6071231				
Pressure [psia]	445	455	140	135	145	25	23	75	75	75	75	75	21	19	941	53	48	132	127	355	350	507	948	943	120	25	943	140	25	20	138	135	502	440	450	127	127	25	825	20					
Molar Flow [MMSCFD]	3.40	0.36	0.36	0.28	0.08	11.43	11.43	3.40	0.76	2.64	-	2.64	11.43	11.43	10.67	11.43	11.43	11.43	11.43	10.67	10.67	10.67	10.67	10.67	10.67	10.67	10.67	0.08	0.08	0.01	0.32	-	0.28	10.67	3.40	3.76	0.76	10.67	11.43	3.76	0.256828041				
Mass Flow [tonne/d]	71.45	24.33	24.33	16.87	7.26	230.49	230.49	71.45	15.34	56.11	-	56.11	230.49	230.49	215.16	230.49	230.49	230.49	230.49	215.16	215.16	215.16	215.16	215.16	215.16	215.16	215.16	215.16	7.26	7.26	0.72	22.68	-	16.97	215.16	71.45	96.78	15.33	215.16	230.50	96.78	10.0289343			
Liquid Volume Flow [barrel/day]	1.429	270	270	198	72	4.498	4.498	1.429	299	1.130	-	1.130	4.498	4.498	4.199	4.498	4.498	4.498	4.498	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	4.199	72	72	8	206	-	198	4.199	1.429	1.699	299	4.199	4.498	1.699	141.1435717			
Heat Flow [MMBtu/hr]	(12.64)	(2.20)	(2.20)	(1.75)	(0.61)	(40.79)	(39.46)	(13.94)	(2.71)	(11.23)	-	(11.23)	(38.30)	(37.39)	(36.24)	(35.48)	(37.35)	(35.40)	(37.39)	(33.11)	(35.01)	(34.34)	(33.91)	(35.29)	(37.41)	(38.06)	(35.29)	(0.68)	(0.68)	(0.10)	(3.61)	-	(1.75)	(35.06)	(13.94)	(14.17)	(2.49)	(34.90)	(40.79)	(14.17)	(3.02)				
Composition (Mol %)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-		
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
CO2	1.95	0.00	0.00	0.00	0.00	6.79	6.79	1.95	6.79	0.56	6.79	0.56	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	6.79	0.00	0.00	0.17	0.00	0.00	6.79	1.95	1.77	6.79	6.79	6.79	1.77	0.01			
Nitrogen	88.27	0.00	0.00	0.00	0.00	93.11	93.11	88.27	93.11	88.17	93.11	88.17	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	93.11	0.00	0.00	0.00	20.28	0.08	0.00	93.11	88.27	80.69	93.11	93.11	80.69	1.07		
Ethane	8.13	0.15	0.15	0.19	0.00	0.10	0.10	8.13	0.10	10.44	0.10	10.44	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.10	0.00	0.00	6.47	0.13	0.75	0.19	0.10	8.13	7.36	0.10	0.10	0.10	7.36	0.47		
Propane	0.64	0.10	0.10	0.10	0.00	0.00	0.00	0.64	0.00	0.63	0.00	0.63	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	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
i-Butane	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	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Butane	0.00	20.37	20.37	25.59	1.94	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.94	1.94	1.44	12.20	25.59	0.00	0.00	1.96	0.00	0.00	0.00	1.96	1.51			
i-Pentane	0.00	8.15	8.15	1.57	31.38	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	31.38	31.38	14.51	6.59	0.33	1.57	0.00	0.00	0.78	0.00	0.00	0.78	1.90			
n-Pentane	0.00	8.21	8.21	0.43	35.67	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	35.67	35.67	13.76	10.16	0.08	0.43	0.00	0.00	0.79	0.00	0.79	2.41				
n-Hexane	0.00	5.34	5.34	0.00	24.21	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	0.00	0.00	0.00	0.00	24.21	24.21	5.48	12.53	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.57				
n-Heptane	0.00	1.45	1.45	0.00	6.59	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	0.00	0.00	0.00	0.00	6.59	6.59	2.46	15.05	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	20.88				
n-Octane	0.00	0.03	0.03	0.00	0.15	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	0.00	0.00	0.00	0.00	0.15	0.15	0.28	6.49	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	6.90				
n-Nonane	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	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	0.00	0.00	0.00	0.76			
H2O	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	53.04	

Gambar 4.16 Diagram Alir Proses Unit Pencairan LNG Mini Tuban

Adapun neraca energi pada kilang LNG Mini Tuban seperti pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3 Neraca Energi Kilang LNG Mini Tuban

UNIT KOMPRESI				
	Unit	Code	Load	
			Mmbtu/hr	HP
1	1st Compressor	C-01A		313
2	2nd Compressor	C-02A		294
3	3rd Compressor	C-03A		314
4	1st Cooler	E-01A	1.07	
5	2nd Cooler	E-02A	0.97	
6	3rd Cooler	E-03A	1.13	

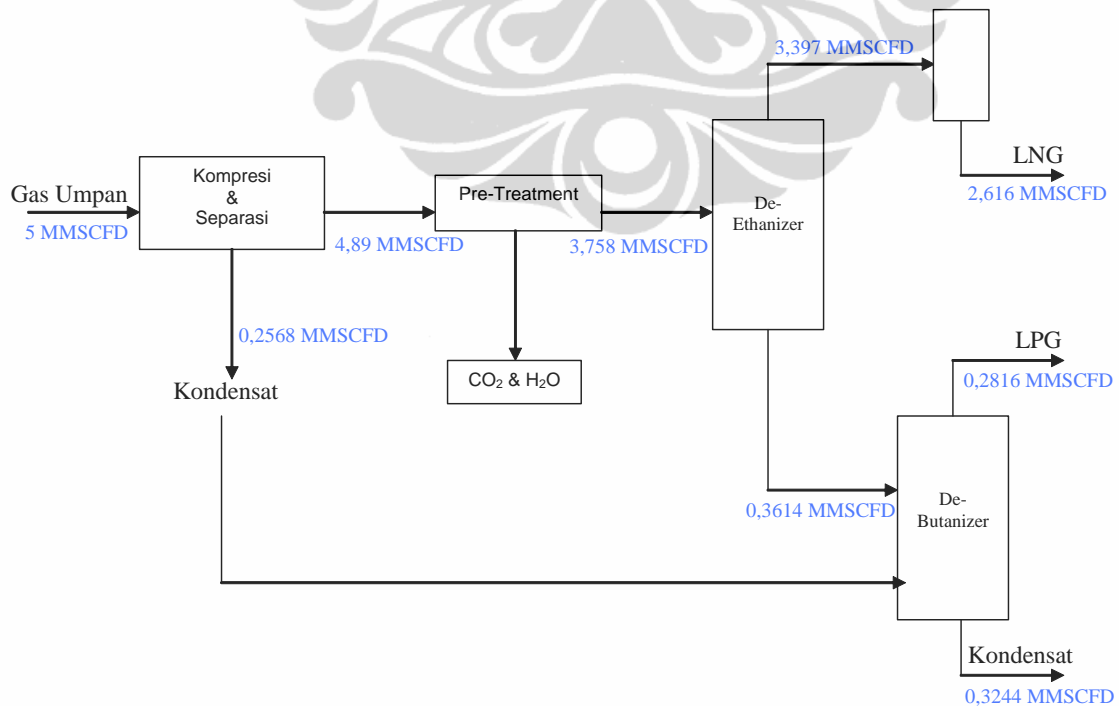
UNIT PENCAIRAN				
	Unit	Code	Load	
			Mmbtu/hr	HP
1	Deethanizer Condenser	E-01D	1.16	
2	Deethanizer Reboiler	E-02D	0.49	
3	Debutanizer Condenser	E-04D	0.40	
4	Debutanizer Reboiler	E-05D	0.24	
5	Coldbox	E-03D	2.24	
6	Condensate Cooler	E-06D	0.07	
7	1st Air Cooler	E-07D	1.89	
8	2nd Air Cooler	E-08D	1.93	
9	3rd Air Cooler	E-09D	1.89	
10	4th Air Cooler	E-10D	0.74	
11	5th Air Cooler	E-11D	1.38	
12	1st Compressor	C-01D		750
13	2nd Compressor	C-02D		743
14	3rd Compressor	C-03D		702
15	4th Compressor	C-04D		262
16	5th Compressor	C-05D		460
17	1st Expander	EX-01D		(262)
18	2st Expander	EX-02D		(460)
19	Deethanizer Reflux Pump	P-02D		0.3
20	Debutanizer Reflux Pump	P-03D		0.125

Produk LNG hasil dari kilang LNG mini Tuban mempunyai komposisi yang diperlihatkan pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4 Komposisi LNG Tuban

Na me	LNG
Vapour Fraction	-
Temperature [F]	(258)
Pressure [psia]	15
Molar Flow [MMSCFD]	2.62
Mass Flow [tonne/d]	55.63
Liquid Volume Flow [barrel/day]	1,123
Heat Flow [MMBtu/hr]	-
Composition (Mol %)	
H2S	-
CO2	-
Nitrogen	0.26
Methane	88.35
Ethane	10.55
Propane	0.84
i-Butane	0.00
n-Butane	0.00
i-Pentane	0.00
n-Pentane	0.00
n-Hexane	0.00
n-Heptane	0.00
n-Octane	-
n-Nonane	-
H2O	-

Diagram alir proses hasil simulasi yang disederhanakan dalam suatu bentuk blok diagram diperlihatkan oleh Gambar 4.17.

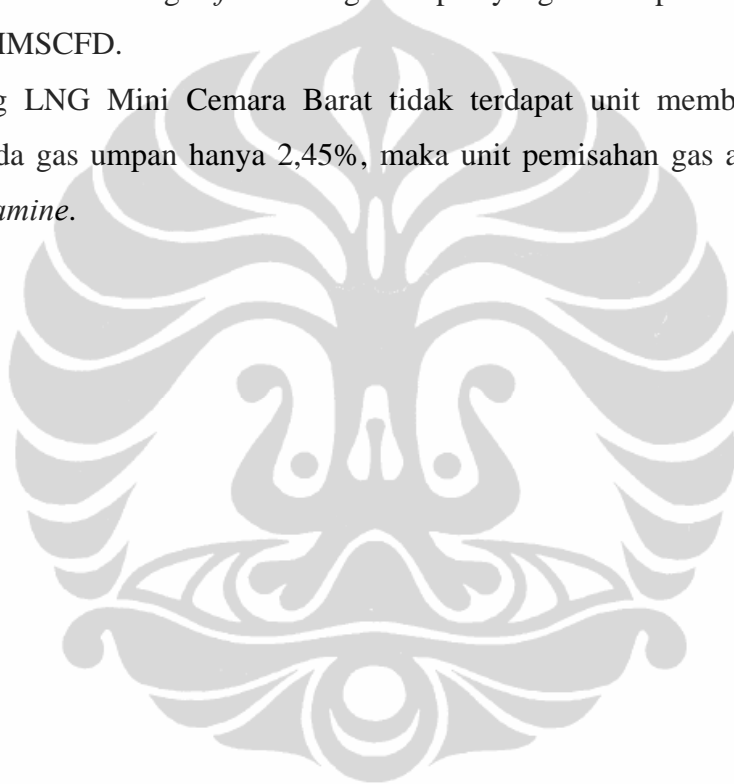


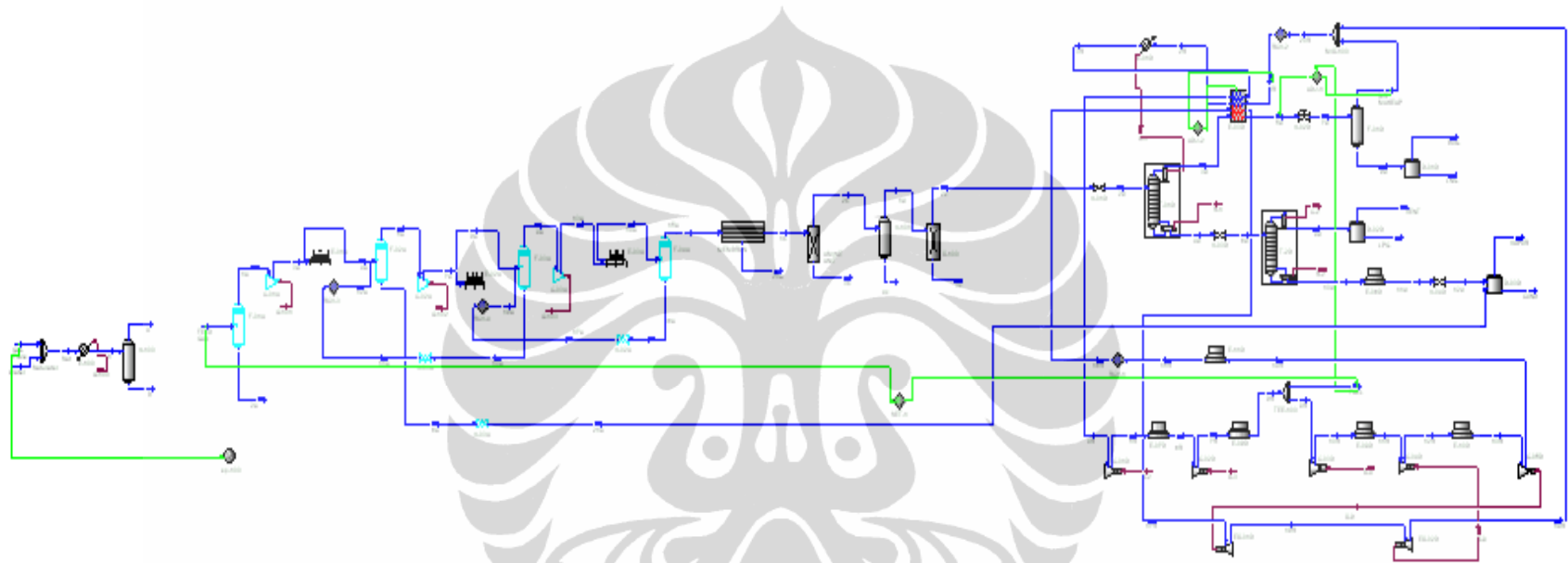
Gambar 4.17 Blok Diagram Kilang LNG Mini Tuban

4.4.2 K LNG M C B

Lapangan gas Cemara Barat merupakan salah satu lapangan gas yang tersebar di wilayah Operasi Pertamina EP Jawa Barat. Dalam studi ini sengaja dipilih lapangan gas Cemara Barat sebagai salah satu kasus sumber gas untuk kilang LNG mini karena dari beberapa kriteria seperti kriteria volume dan kriteria komposisi cukup memenuhi dibandingkan dengan lapangan-lapangan gas lainnya. Komposisi gas lapangan Cemara Barat seperti pada Tabel 2.8 dengan *flow rate* gas umpan yang masuk pada kilang LNG mini sebesar 1,44 MMSCFD.

Pada Kilang LNG Mini Cemara Barat tidak terdapat unit membran karena kandungan CO₂ pada gas umpan hanya 2,45%, maka unit pemisahan gas asam hanya menggunakan unit *amine*.





Gambar 4.18 Simulasi Proses Kilang LNG Mini Cemara Barat

Berdasarkan simulasi proses kilang LNG mini Cemara Barat pada Gambar 4.18, gas dari sistem gas suar bakar mula-mula dilewatkan ke *1st suction scrubber* (F-01A) untuk memisahkan cairan atau padatan yang masih terbawa dalam aliran gas. Aliran Gas selanjutnya dikompresi oleh *1st compressor* (C-01A) sampai tekanan 8,437 kg/cm² kemudian di dinginkan oleh *fin-fan cooler* (E-01A) sampai suhu 43° C. Aliran gas yang sebagian terkondensasi dipisahkan dalam *2nd suction scrubber* (F-2A). Produk bawah *scrubber* digunakan kembali pada *1st suction scrubber*. Gas selanjutnya dikompresi lagi oleh *2nd compressor* (C-2A) sampai tekanan 21,09 kg/cm² dan di dinginkan oleh *fin-fan cooler* (E-2A) sampai suhu 43° C. Aliran gas yang sebagian terkondensasi dipisahkan dalam *3rd suction scrubber* (F-3A). Produk bawah *scrubber* digunakan kembali pada *2nd suction scrubber*. Aliran gas selanjutnya dikompresi lagi oleh *3rd compressor* (C-3A) sampai tekanan 59,76 kg/cm² kemudian didinginkan oleh *fin-fan cooler* (E-3A) sampai suhu 43° C dan dipisahkan dalam *discharge scrubber* (F-04A).

Setelah melalui unit kompresi dan separasi, gas masuk kedalam system amine pada tekanan 58,71 kg/cm² dan suhu 43° C. Aliran gas mula-mula dilewatkan ke dalam *inlet separator* (F-01B) untuk memisahkan cairan/padatan yang terbawa dalam aliran gas. Gas selanjutnya diumpankan ke kolom absorber (T-01B) dari bagian bawah (*bottom*). Dalam kolom absorber akan terjadi kontak antara gas yang mengalir dari bagian bawah kolom dengan larutan *lean DEA* yang mengalir dari bagian atas kolom. Larutan DEA akan menyerap CO₂ dari gas umpan. Gas yang keluar dari bagian atas kolom akan memiliki komposisi CO₂ < 100 ppm. Gas yang keluar dari bagian atas kolom selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* (E-03B) dan dipisahkan dalam separator (F-03B). Aliran gas yang keluar dari bagian atas separator selanjutnya dikirim ke unit dehidrasi. *Rich DEA* (DEA yang kaya akan CO₂) yang keluar dari bagian bawah kolom absorber selanjutnya diturunkan tekanannya dan dilewatkan ke *Flash Drum* (F-02B) untuk melepas gas yang terikut. Produk bawah *flash drum* selanjutnya dipanaskan sampai suhu kira-kira 80° C dalam *amine amine heat exchanger* (E-01B) dimana sebagai media pemanasnya adalah produk bawah dari kolom regenerator (T-02B). *Rich DEA* yang telah dipanaskan selanjutnya diumpankan ke kolom regenerator (T-02B). Dalam kolom regenerator terjadi pemisahan CO₂ dari larutan DEA. Gas CO₂ dan H₂S keluar dari bagian atas kolom sedangkan larutan DEA yang telah bebas dari gas CO₂

(Lean DEA) keluar dari bagian bawah kolom dan digunakan untuk memanaskan *Rich DEA* melalui *DEA DEA eat Exchanger* (E-01B). *Lean DEA* selanjutnya dipompa sampai tekanan $3,87 \text{ kg/cm}^2$ melalui *booster pump* (E-02B) dan selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* (E-02B) sampai temperatur 43° C . *Lean DEA* selanjutnya dilewatkan ke *mechanical filter* (F-04B) dan *Charcoal Filter* (F-05B) untuk menyaring partikel-partikel yang tidak diinginkan. *Lean DEA* yang keluar dari filter selanjutnya dipompa sampai tekanan $33,65 \text{ kg/cm}^2$. *Lean MEA* selanjutnya diumpankan ke bagian atas kolom absorber (T-01B).

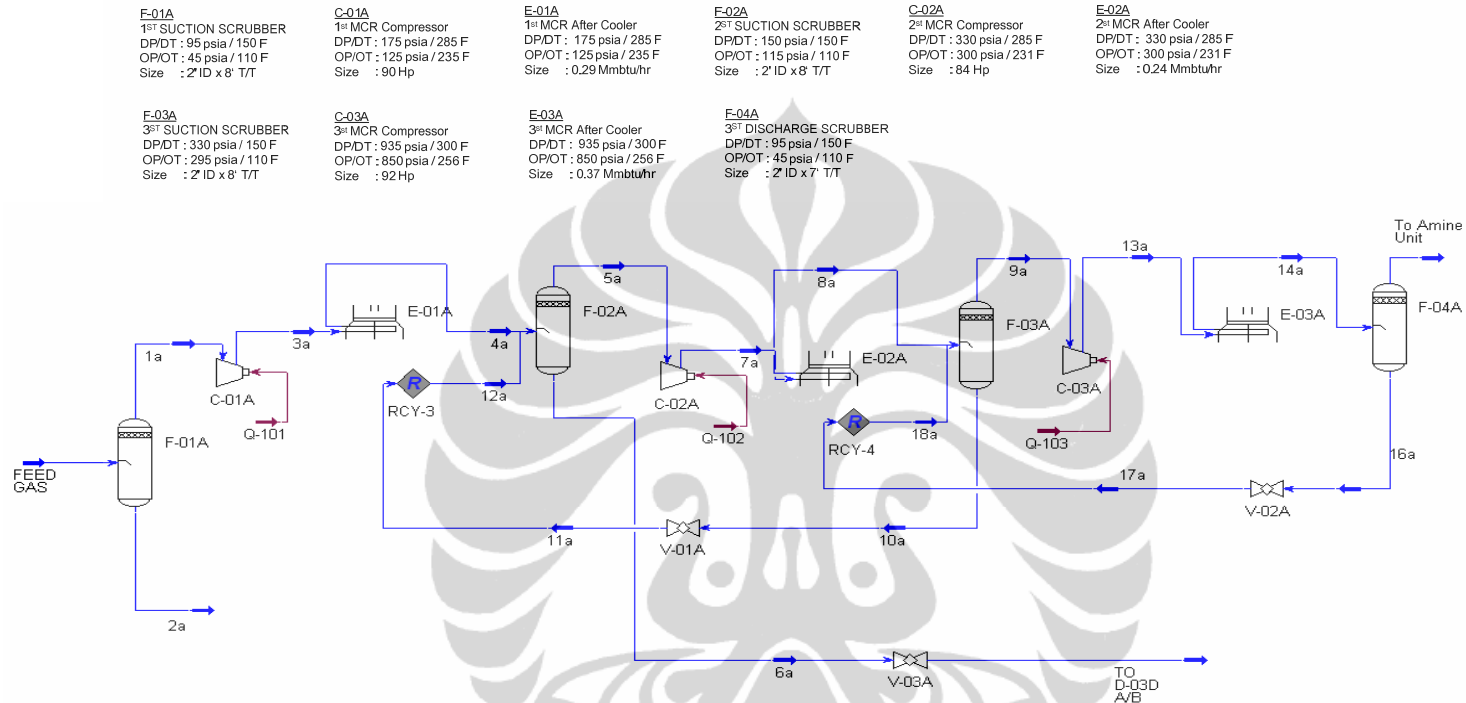
Gas dari *P Discharge Scrubber* mula-mula dilewatkan ke *inlet filter* (V-1C) guna memisahkan cairan atau padatan yang masih terbawa. Gas yang keluar dari inlet filter selanjutnya dilewatkan ke kolom adsorpsi (V-2C-A/B) yang berisi *molecular sieve* dari bagian atas. Didalam kolom ini, air yang terkandung dalam gas diserap oleh *molecular sieve*. Pada saat yang sama, dilakukan regenerasi kolom lainnya (V-2C-B). Gas yang sudah kering selanjutnya dilewatkan ke filter guna memisahkan partikel-partikel padat yang terbawa. Gas kering selanjutnya dikirim ke unit pencairan. Sebagian kecil dari aliran gas kering dilewatkan ke *heater* (E-1C) dan dipanaskan sampai suhu 204° C . Gas tersebut kemudian dikompresi dan dilewatkan ke kolom adsorpsi (V-2C-B) yang berisi *molecular sieve* yang telah jenuh. Didalam kolom, air yang terkandung dalam *molecular sieve* akan menguap dan terbawa oleh aliran gas panas. Gas yang telah digunakan untuk proses regenerasi selanjutnya didinginkan dalam *air cooler* (E-2C) dan kemudian dilewatkan ke separator (V-3C) untuk memisahkan air yang terkondensasi. Gas tersebut selanjutnya dikembalikan ke aliran gas umpan.

Aliran gas (1d) dari unit dehidrasi pada tekanan 58 kg/cm^2 mula-mula diditurunkan tekanannya hingga $31,64 \text{ kg/cm}^2$ melalui JT Valve (V-01D). Gas (2d) selanjutnya diumpankan ke kolom *deethanizer* (T-1D). Produk atas kolom *deethanizer* (3d) berupa senyawa etana dan yang lebih ringan dikirim ke unit *Coldbox* (E-03D), sedangkan produk bawahnya (4d) berupa senyawa propana dan yang lebih berat diturunkan tekanannya melalui *T Valve* (V-03D) hingga $9,84 \text{ kg/cm}^2$. Produk bawah dari kolom *deethanizer* dikirim ke kolom *debutanizer* (T-2D). Didalam kolom *debutanizer*, fraksi LPG dipisahkan dari fraksi yang lebih berat berdasarkan titik didihnya. Produk atas kolom *debutanizer* (9d) berupa LPG dialirkan ke tanki

penyimpanan LPG (D-1D) sedangkan produk bawah (10d) berupa kondensat dikirim ke tangki penyimpanan kondensat (D-2D).

Aliran pendingin (1R) pada tekanan $1,758 \text{ kg/cm}^2$ dan suhu $-157,5 \text{ }^\circ\text{C}$ mula-mula digunakan untuk mendinginkan produk atas (3d) kolom *deethanizer* (T-01D) dalam *coldbox* (E-03D). Gas yang telah didinginkan tersebut (5d) mencair dan selanjutnya diturunkan tekanannya hingga $1,033 \text{ kg/cm}^2$ melalui JT Valve (V-02D) dan dikirim ke LNG *flash drum* (F-01D). Produk atas *flash drum* digunakan untuk *makeup* pendingin sedangkan produk bawahnya (8d) berupa LNG dipompakan ke tanki LNG (D-1D). Aliran pendingin (2R) yang telah digunakan untuk mendinginkan gas kemudian digunakan sebagai pendingin pada *deethanizer condenser* (E-01D). Aliran pendingin (3R) yang keluar dari *condenser* selanjutnya digunakan untuk mendinginkan aliran pendingin (16R) yang keluar dari *After cooler* (E-11D). Aliran pendingin selanjutnya dikompresi melalui lima tahapan kompresi (Kompresor C-1D sampai Kompresor C-5D) hingga tekanan $57,27 \text{ kg/cm}^2$. Setiap tahapan kompresi dipasang unit intercooler (E-3D sampai dengan E-7D). Aliran gas pendingin yang telah dikompresi (17R) selanjutnya didinginkan dalam *coldbox* (E-03D) hingga suhu $-29,65 \text{ }^\circ\text{C}$ dan selanjutnya diekspansi oleh *turbo expander* (EX-1D dan EX-2D) hingga tekanan $1,758 \text{ kg/cm}^2$. Gas pendingin hasil ekspansi (19R) memiliki temperatur sekitar $-157,5 \text{ }^\circ\text{C}$. Gas pendingin tersebut selanjutnya digunakan untuk mendinginkan aliran gas yang keluar dari kolom *deethanizer* pada *coldbox* (E-03D) dan demikian seterusnya.

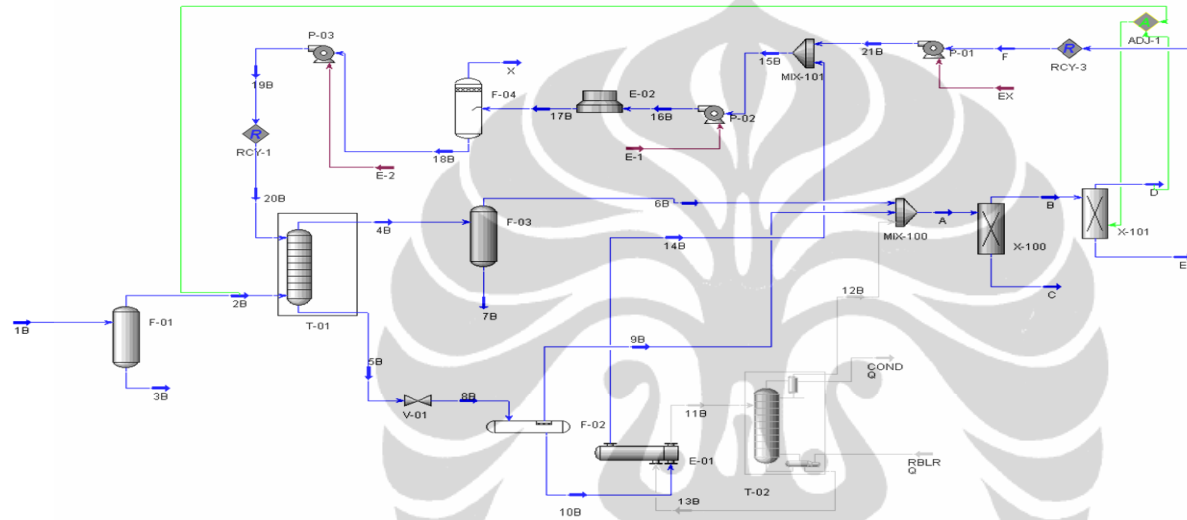
Proses *Flow Diagram*, neraca masa dan *sizing* dari kilang LNG mini Tuban dapat terlihat pada Gambar 4.19, 4.20, 4.21 dan 4.22.



Name	1a	2a	3a	4a	5a	6a	7a	8a	9a	10a	11a	12a	13a	14a	To Amine Unit	
Vapour Fraction	1.00	1.00	-	1.00	0.98	1.00	-	1.00	0.97	1.00	-	0.10	0.10	1.00	0.94	1.00
Temperature [F]	110	110	110	231	110	88	201	110	105	105	96	96	241	110	110	845
Pressure [psia]	45	45	45	120	115	115	300	295	295	295	115	115	850	845	845	110
Molar Flow [MMSCFD]	1.48	1.48	-	1.48	1.48	1.51	0.06	1.51	1.51	1.51	0.09	0.09	0.09	1.51	1.51	1.42
Mass Flow [tonne/d]	43.71	43.71	-	43.71	43.71	47.72	2.99	47.72	47.72	45.93	6.99	6.99	6.99	45.93	45.93	40.73
Liquid Volume Flow [barrel/day]	674	674	-	674	674	720	27	720	720	708	72	72	72	708	708	648
Heat Flow [MMBtu/hr]	(6.32)	(6.32)	-	(6.09)	(6.38)	(6.40)	(0.73)	(6.19)	(6.43)	(6.27)	(0.75)	(0.75)	(0.75)	(6.04)	(6.41)	(5.81)
Composition (Mol %)	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	2.38	2.38	0.00	2.38	2.38	2.36	0.09	2.36	2.36	2.41	0.48	0.48	2.41	2.41	2.48	
Nitrogen	5.89	5.89	0.00	5.89	5.89	5.78	0.03	5.78	5.78	5.83	0.20	0.20	5.83	5.83	6.15	
Methane	66.58	66.58	0.00	66.58	66.58	65.58	1.03	65.58	65.58	66.60	6.54	6.54	66.60	66.60	69.51	
Ethane	5.43	5.43	0.00	5.43	5.43	5.45	0.44	5.45	5.45	5.63	2.38	2.38	5.63	5.63	5.65	
Propane	9.28	9.28	0.00	9.28	9.28	9.77	2.70	9.77	9.77	10.24	12.82	12.82	12.83	10.24	9.57	
i-Butane	1.63	1.63	0.00	1.63	1.63	1.88	1.25	1.88	1.88	1.94	5.30	5.30	5.31	1.94	1.65	
n-Butane	2.80	2.80	0.00	2.80	2.80	3.40	3.17	3.40	3.40	3.45	12.70	12.70	12.71	3.45	2.78	
i-Pentane	0.95	0.95	0.00	0.95	0.95	1.46	3.46	1.46	1.46	1.27	10.70	10.70	10.72	1.27	0.84	
n-Pentane	0.85	0.85	0.00	0.85	0.85	1.38	4.10	1.38	1.38	1.13	11.58	11.58	11.63	1.13	0.70	
n-Hexane	1.38	1.38	0.00	1.38	1.38	2.36	21.74	2.36	2.36	1.10	30.82	30.82	30.74	1.10	0.46	
H2O	2.83	2.83	100.00	2.83	2.83	0.58	61.99	0.58	0.58	0.41	6.47	6.47	6.45	0.41	0.19	

Gambar 4.19 Diagram Alir Proses Unit Kompresi dan Separasi Kilang LNG Mini Cemara Barat

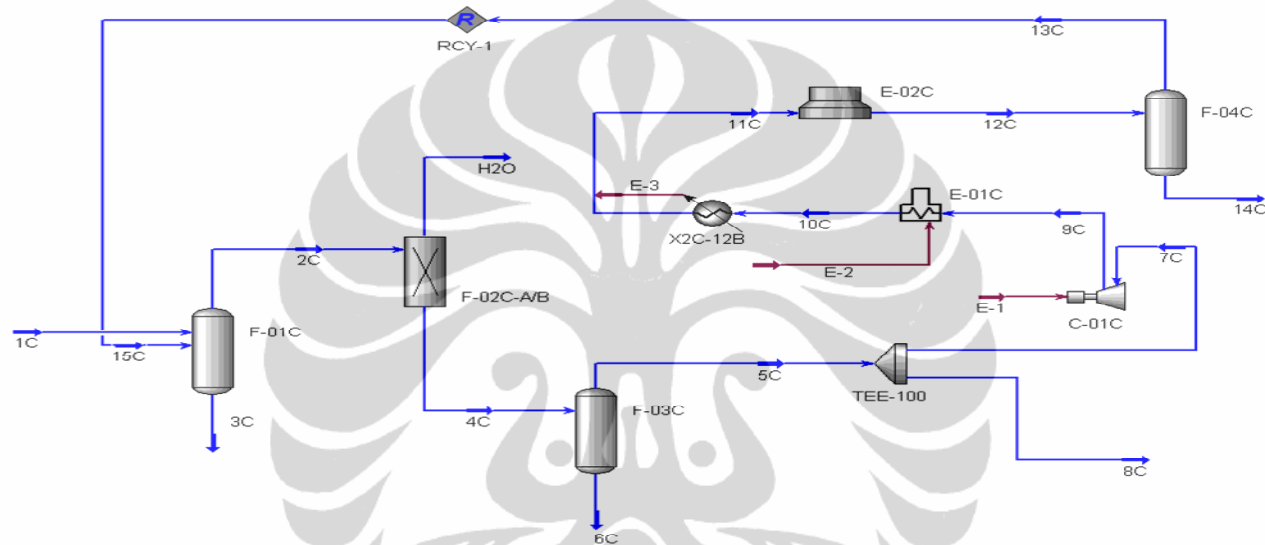
SIZING: VENDOR PACKAGE



Name	1B	20B	2B	3B	4B	5B	8B	9B	10B	11B	13B	14B	12B	19B	21B	16B	17B	18B	7B	6B	15B	
Vapour Fraction	1.00	-	1.00	-	1.00	-	0.00	1.00	-	0.00	-	-	1.00	-	-	-	-	-	-	-	1.00	-
Temperature [F]	110	114	110	110	114	148	148	148	148	185	256	220	110	114	112	221	110	110	114	114	220	
Pressure [psia]	845	835	845	845	835	840	90	90	90	80	32	22	28	835	22	70	65	65	835	835	22	
Molar Flow [MMSCFD]	1.42	1.13	1.42	-	1.38	1.16	1.16	0.00	1.16	1.16	1.12	1.12	0.04	1.13	0.00	1.13	1.13	1.13	-	1.38	1.13	
Mass Flow [tonne/d]	40.73	44.24	40.73	-	38.86	46.10	46.10	0.02	46.08	46.08	44.19	44.19	1.89	44.23	0.04	44.23	44.23	44.23	-	38.86	44.23	
Liquid Volume Flow [USGPM]	19	8	19	-	18	8	8	0	8	8	8	8	0	8	0	8	8	8	-	18	8	
Heat Flow [Btu/hr]	1.17	(0.89)	1.17	-	1.16	(0.88)	(0.88)	0.00	(0.88)	(0.75)	(0.39)	(0.52)	0.02	(0.89)	(0.00)	(0.52)	(0.90)	(0.90)	-	1.16	(0.52)	
Composition (Mol %)																						
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
CO2	2.48	0.98	2.48	0.05	0.00	3.97	3.97	7.29	3.97	3.97	0.98	0.98	95.06	0.98	-	0.98	0.98	0.98	2.00	0.00	0.98	
Nitrogen	6.15	0.00	6.15	0.00	6.30	0.00	0.00	4.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	6.30	0.00	
Methane	69.51	0.00	69.51	0.08	71.26	0.05	0.05	74.68	0.01	0.01	0.00	0.00	0.21	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.06	71.26	0.00	
Ethane	5.65	0.00	5.65	0.01	5.80	0.00	0.00	4.60	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	5.80	0.00	
Propane	9.57	0.00	9.57	0.01	9.82	0.00	0.00	5.39	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	9.82	0.00	
i-Butane	1.65	0.00	1.65	0.00	1.69	0.00	0.00	0.07	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	1.69	0.00	
n-Butane	2.78	0.00	2.78	0.00	2.85	0.00	0.00	0.12	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	2.85	0.00	
i-Pentane	0.84	0.00	0.84	0.00	0.86	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.86	0.00	
n-Pentane	0.70	0.00	0.70	0.00	0.72	0.00	0.00	0.04	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.72	0.00	
n-Hexane	0.46	0.00	0.46	0.00	0.48	0.00	0.00	0.15	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-	0.00	0.00	0.00	0.00	0.48	0.00	
n-Heptane	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
n-Octane	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	0.00	
n-Nonane	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	0.00	
H2O	0.19	79.99	0.19	99.85	0.21	77.52	77.52	3.60	77.57	77.57	79.96	79.96	4.70	79.99	98.60	79.99	79.99	79.99	79.99	0.21	79.99	
MEA	-	8.04	-	-	0.00	7.79	7.79	0.01	7.80	7.80	8.05	8.05	0.00	8.04	1.40	8.04	8.04	8.04	8.04	0.00	8.04	
MDEA	-	10.99	-	-	0.00	10.65	10.65	0.00	10.66	10.66	11.01	11.01	0.00	10.99	-	10.99	10.99	10.99	10.99	0.00	10.99	

Gambar 4.20 Diagram Alir Proses Unit Amine Kilang LNG Mini Cemara Barat

SIZING: VENDOR PACKAGE



Name	1C	4C	2C	3C	5C	6C	8C	7C	9C	10C	11C	12C	13C	14C	15C	
Vapour Fraction	1.00	1.00	1.00	-	1.00	-	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	1.00	-	1.00	
Temperature [F]	110	110	110	110	110	110	110	110	113	400	380	110	110	110	110	
Pressure [psia]	830	825	830	830	825	825	825	845	845	840	835	830	830	830	830	
Molar Flow [MMSCFD]	1.38	1.67	1.68	-	1.67	-	1.38	0.29	0.29	0.29	0.29	0.29	0.29	0.29	0.29	
Mass Flow [tonne/d]	38.87	47.01	47.07	-	47.01	-	38.81	8.20	8.20	8.20	8.20	8.20	8.20	8.20	8.20	
Std Ideal Liq Vol Flow [USGPM]	18	22	22	-	22	-	18	4	4	4	4	4	4	4	4	
Heat Flow [Btu/hr]	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Composition (Mol %)															0	
H2S	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
CO2	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	
Nitrogen	6.30	6.32	6.31	0.88	6.32	0.87	6.32	6.32	6.32	6.32	6.32	6.32	6.32	6.32	0.88	6.32
Methane	71.28	71.42	71.30	22.18	71.42	22.09	71.42	71.42	71.42	71.42	71.42	71.42	71.42	71.42	22.21	71.42
Ethane	5.80	5.81	5.80	5.62	5.81	5.62	5.81	5.81	5.81	5.81	5.81	5.81	5.81	5.81	5.63	5.81
Propane	9.82	9.84	9.82	22.05	9.84	22.06	9.84	9.84	9.84	9.84	9.84	9.84	9.84	9.84	22.07	9.84
i-Butane	1.69	1.70	1.69	6.91	1.70	6.93	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	1.70	6.92	1.70
n-Butane	2.85	2.86	2.85	14.68	2.86	14.71	2.86	2.86	2.86	2.86	2.86	2.86	2.86	2.86	14.69	2.86
i-Pentane	0.86	0.86	0.86	8.06	0.86	8.10	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	0.86	8.07	0.86
n-Pentane	0.72	0.72	0.72	8.13	0.72	8.16	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72	0.72	8.13	0.72
n-Hexane	0.48	0.48	0.48	11.39	0.48	11.46	0.48	0.48	0.48	0.48	0.48	0.48	0.48	0.48	11.40	0.48
n-Heptane	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
n-Octane	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	-
n-Nonane	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	-
H2O	0.20	-	0.16	0.10	-	0.00	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

Gambar 4.21 Diagram Alir Proses Unit Dehidrasi Kilang LNG Mini Cemara Barat

Adapun neraca energi pada kilang LNG Mini Cemara Barat seperti pada Tabel 4.5.

Tabel 4.5 Neraca Energi Kilang LNG Mini Cemara Barat

UNIT KOMPRESI & SEPARASI				
	Unit	Code	Load	
			Mmbtu/hr	HP
1	1st Compressor	C-01A		90
2	2nd Compressor	C-02A		84
3	3rd Compressor	C-03A		92
4	1st Cooler	E-01A	0.23	
5	2nd Cooler	E-02A	0.21	
6	3rd Cooler	E-03A	0.23	

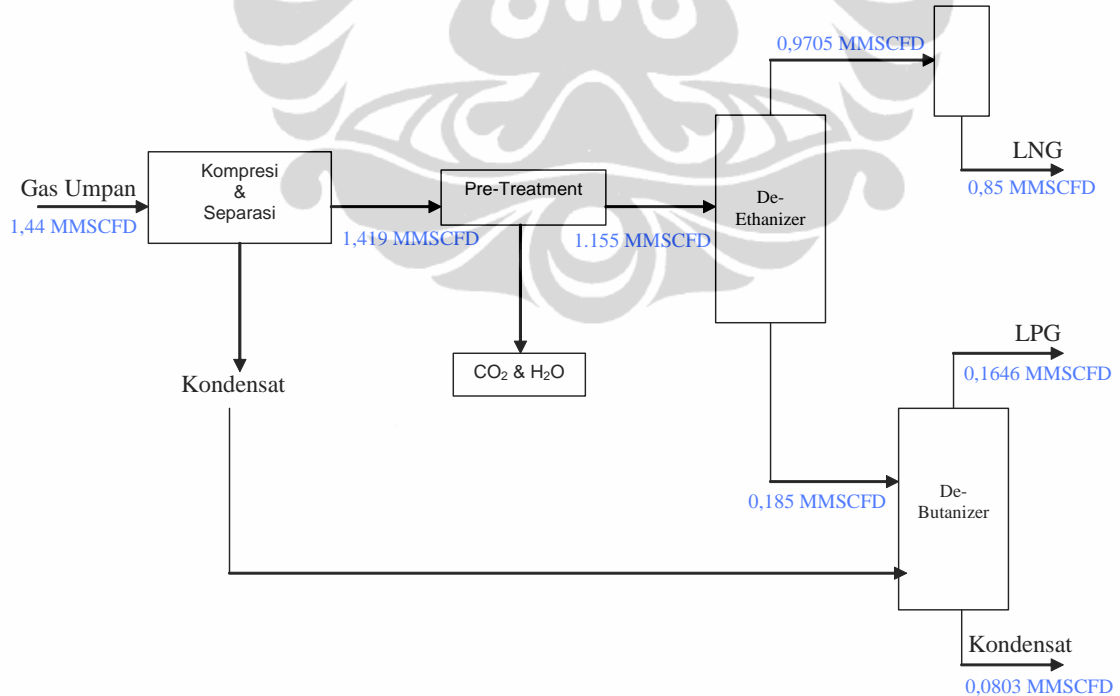
UNIT PENCAIRAN				
	Unit	Code	Load	
			Mmbtu/hr	HP
1	Deethanizer Condenser	E-01D	0.36	
2	Deethanizer Reboiler	E-02D	0.15	
3	Debutanizer Condenser	E-04D	0.18	
4	Debutanizer Reboiler	E-05D	0.10	
5	Coldbox	E-03D	0.80	
6	Condensate Cooler	E-06D	0.02	
7	1st Air Cooler	E-07D	0.87	
8	2nd Air Cooler	E-08D	1.00	
9	3rd Air Cooler	E-09D	0.95	
10	4th Air Cooler	E-10D	0.31	
11	5th Air Cooler	E-11D	0.49	
12	1st Compressor	C-01D		350
13	2nd Compressor	C-02D		347
14	3rd Compressor	C-03D		353
15	4th Compressor	C-04D		111
16	5th Compressor	C-05D		170
17	1st Expander	EX-01D		(111)
18	2st Expander	EX-02D		(170)
19	Deethanizer Reflux Pump	P-02D		0.13
20	Debutanizer Reflux Pump	P-03D		0.13

Produk LNG hasil dari kilang LNG mini Cemara Barat mempunyai komposisi sesuai pada Tabel 4.6.

Tabel 4.6 Komposisi LNG Cemara Barat

Name	LNG
Vapour Fraction	-
Temperature [F]	(268)
Pressure [psia]	14,696
Molar Flow [MMSCFD]	0.85
Mass Flow [tonne/d]	18.82
Liquid Volume Flow [barrel/day]	356
Heat Flow [MMBtu/hr]	-
Composition (Mol %)	
H2S	-
CO2	-
Nitrogen	2.11
Methane	89.52
Ethane	7.48
Propane	0.88
i-Butane	0.00
n-Butane	0.00
i-Pentane	0.00
n-Pentane	0.00
n-Hexane	0.00
n-Heptane	-
n-Octane	-
n-Nonane	-
H2O	-

Diagram alir proses hasil simulasi yang disederhanakan dalam suatu bentuk blok diagram diperlihatkan oleh Gambar 4.23.



Gambar 4.23 Blok Diagram Kilang LNG Mini cemara Barat

BAB V

IIAN KILANG LNG MINI

5.1. ANALISA KELAIKAN

Analisa kelayakan investasi diperlukan untuk menentukan laik atau tidaknya suatu investasi. Analisa ini dimaksudkan untuk mengetahui peluang apakah suatu proyek dapat didirikan dan untuk mengetahui kemampuan menghadapi perubahan-perubahan kondisi ekonomi selama masa konstruksi dan operasi kilang.

Ada beberapa parameter yang umum digunakan dalam menganalisa profitabilitas suatu proyek, diantaranya adalah *Internal Rate of Return* (IRR), *Net Present Value* (NPV) dan *Pay Out Time* (POT).

5.1.1. Internal Rate of Return (IRR)

Internal Rate of Return (IRR) disebut juga *Discounted Cashflow Rate of Return* atau sering disebut secara singkat *Rate of Return* (ROR). ROR adalah suatu tingkat bunga yang bila dipakai mengkonversikan semua penghasilan dan pengeluaran dan kemudian menjumlahkannya maka akan didapat nilai nol.

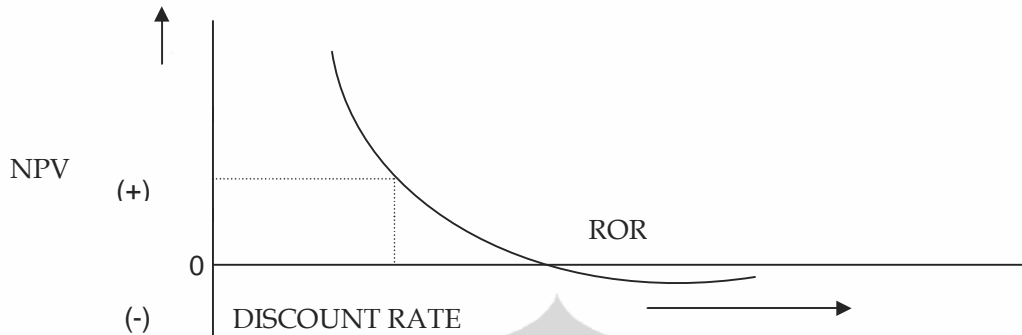
Suatu proyek dianggap laik apabila ROR lebih besar daripada *cost of capital* (atau bunga bank) ditambah *risk premium* yang mencerminkan tingkat resiko dari proyek tersebut serta ditambah tingkat keuntungan yang diharapkan kontraktor. Perbedaan NPV dan ROR adalah bahwa NPV menunjukkan besar keuntungan secara absolut, sedangkan ROR menunjukkan keuntungan secara relatif (terhadap skala investasi proyek). Dalam hal situasi beresiko tinggi, *Pay Back Period* menjadi indikator yang lebih menentukan.

5.1.2 Net Present Value (NPV)

Net Present Value (NPV) menunjukkan nilai absolut *earning power* dari modal yang diinvestasikan di proyek, yaitu total pendapatan (*discounted*) dikurangi total biaya (*discounted*) selama proyek.

Penyelesaiannya bukan *trial* dan *error*, tetapi dengan memperhitungkan nilai waktu dan uang, dan juga bisa mempertimbangkan resiko. NPV dihitung dengan menggunakan *discount rate* sama dengan *Marginal Average Rate of Return*. Suatu proyek dinyatakan laik apabila NPV adalah positif dan semakin besar *discount rate*

V yang diperoleh. *Plotting* antara NPV terhadap *discount rate* akan seperti Gambar 5.1.



Gambar 5.1 NPV vs ROR

Dalam hal ini suatu perusahaan biasanya menilai suatu proyek investasi berdasarkan pada prestasi yang telah berlaku. Artinya analisa ekonomi dilakukan dengan menggunakan *interest rate* yang dianggap normal bagi perusahaan. Perusahaan tidak menghitung berapa *interest* yang mampu dibangkitkan oleh suatu proyek baru, tetapi cenderung untuk meninjau apakah proyek baru tersebut mampu mencapai prestasi normal. Pengukurannya dilakukan dengan menghitung *Net Present Value* dari proyek yang bersangkutan, dimana *Net Present Value* dari suatu proyek investasi merupakan total *Discounted Cashflow* dari proyek tersebut dengan memakai harga *discount rate* tertentu.

Apabila NPV positif maka berarti proyek menguntungkan, sebaliknya apabila NPV negative, berarti proyek tidak mampu mencapai prestasi normal dari perusahaan, sehingga tidak perlu dilaksanakan.

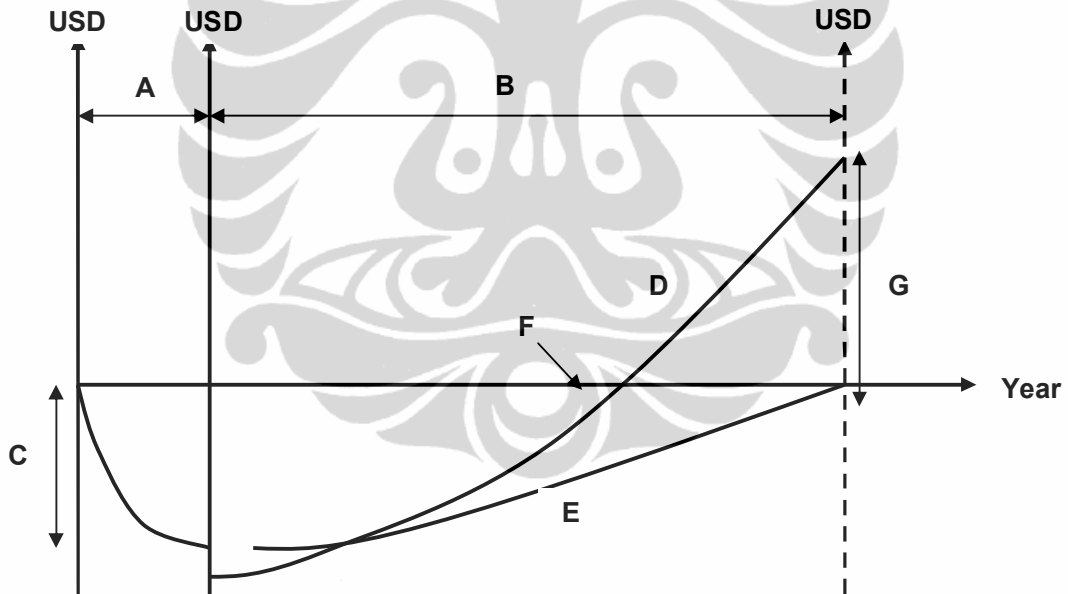
NPV adalah nilai akumulasi penerimaan atau cash flow (setelah dipotong pajak, pengembalian modal, pinjaman dan bunga pinjaman) yang dihitung untuk jangka waktu tertentu. Indikator ini bermanfaat untuk menunjukkan apakah dalam jangka waktu tertentu misalnya 20 tahun suatu kilang sudah untung atau belum. NPV yang bernilai positif menunjukkan bahwa dalam jangka waktu tersebut rencana bisnis telah menunjukkan adanya keuntungan. IRR atau laju pengembalian modal mutlak adalah indikator yang menunjukkan kemampuan pengembalian modal suatu proyek. Suatu proyek dapat dikatakan berhasil bila memenuhi 2 (dua) syarat berikut:

- Nilai NPV positif.
- i pada $NPV < IRR$.

IRR biasanya ditentukan secara *trial and error* untuk akumulasi Cash Flow adalah nol pada periode akhir

usia proyek.

Faktor lain yang perlu diperhitungkan dalam perhitungan keekonomian adalah pinjaman (*Loan*), Depresiasi dan Pajak. Bila suatu proyek di danai dari pinjaman atau sebagian investasi berasal dari pinjaman maka perlu diperhitungkan besarnya bunga pinjaman (*Interest of Loan*) dan jangka waktu pengembalian pinjaman. Depresiasi adalah penurunan atau berkurangnya nilai aset (modal) seiring dengan berjalannya waktu. Salah satu model depresiasi yang umum digunakan dalam perhitungan ekonomi teknik adalah *Straight Line Depreciation*. Model ini mengurangi nilai aset secara garis lurus, artinya pengurangan nilai aset setiap periode besarnya tetap. Untuk mendapatkan nilai bersih pendapatan setiap periode dapat dilakukan dengan mengurangi nilai pendapatan kotor dengan biaya proses dan Pajak. Gambar 5.2. memperlihatkan kurva *Cash Flow* suatu proyek.



Keterangan:

- A: Masa Konstruksi
- B: Usia Pabrik
- C: Biaya Investasi (Modal)
- D: Kurva *Cash Flow (Present Value)* pada $i = \text{Discounted Rate}$
- E: Kurva *Cash Flow* pada $i = \text{IRR}$
- F: POT (*Pay Out Time*)
- G: Nilai NPV (*Net Present Value*)

Gambar 5.2 Kurva *Cash Flow* secara umum pada suatu proyek

Indikator yang menyatakan berapa tahun modal yang ditanam akan dapat dikembalikan dari pengumpulan penghasilan proyek. Indikator ini dipakai untuk mengetahui waktu kembalinya investasi berdasarkan periodisasi *revenue*.

Pay Out Time atau sering disebut *Pay Back Time* dari suatu proyek investasi yang dinyatakan dalam waktu (bulan/ tahun) yang diperlukan oleh suatu proyek. Agar akumulasi dana yang diterimanya menjadi sama dengan jumlah modal yang dikeluarkan. Dengan perkataan lain POT adalah waktu yang diperlukan untuk mengembalikan modal.

Suatu proyek investasi akan makin baik, apabila POT nya makin kecil, berarti bahwa proyek yang bersangkutan akan cepat mengembalikan modal yang telah dikeluarkan. Meskipun POT hampir selalu dihitung dalam penilaian proyek-proyek investasi, tetapi POT sendiri belum cukup untuk menentukan *profitability* dari suatu proyek penanaman modal.

RANCANGAN KILANG LNG MINI

an adalah tahapan terakhir yang merupakan kesinambungan dari kajian sebelumnya. Adapun lapangan yang dipilih dalam studi kasus ini adalah gas suar bakar di lapangan Cemara Barat dan Tuban. Pemilihan kedua lapangan ini didasarkan pada jumlah kapasitas gas suar bakar yang cukup besar dan lokasinya yang berdekatan dengan potensial pasar gas.

Dari hasil kajian simulasi proses, kapasitas LNG yang dihasilkan dari kedua lapangan tersebut adalah sebagai berikut:

NAMA LAPANGAN GAS	KAPASITAS FEED GAS	KAPASITAS PRODUKSI LNG
Sukowati Tuban Jatim	5 MMSCFD	2,616 MMSCFD
Cemara Barat Jabar	1.44 MMSCFD	0.8474 MMSCFD

Rancangan kilang LNG mini dilakukan dengan menggunakan simulator proses dan hasil dari perhitungan simulasi meliputi:

- jenis, jumlah dan kapasitas dari peralatan-peralatan yang dibutuhkan
- hasil perhitungan neraca masa dan neraca energi
- jenis fasilitas produksi yang dibutuhkan
- hasil simulasi proses produksi LNG yang mencakup neraca masa dan neraca energi.

Hasil kajian pasar LNG dan simulasi proses ini akan dimanfaatkan untuk perhitungan keekonomian dari beberapa model skenario pemanfaatan yang akan dikembangkan. Perhitungan keekonomian terdiri atas 3 bagian yaitu:

1. Penetapan asumsi/parameter keekonomian.
2. Estimasi Investasi dan Biaya Operasi.
3. Perhitungan Indikator Keekonomian

Penetapan asumsi/parameter keekonomian meliputi nilai *interest*, *equity*, *tax* dan *lifetime*. Untuk estimasi biaya investasi dilakukan dengan mempertimbangkan jumlah fasilitas peralatan yang digunakan dan lokasi *plant* serta biaya konstruksi antara lain:

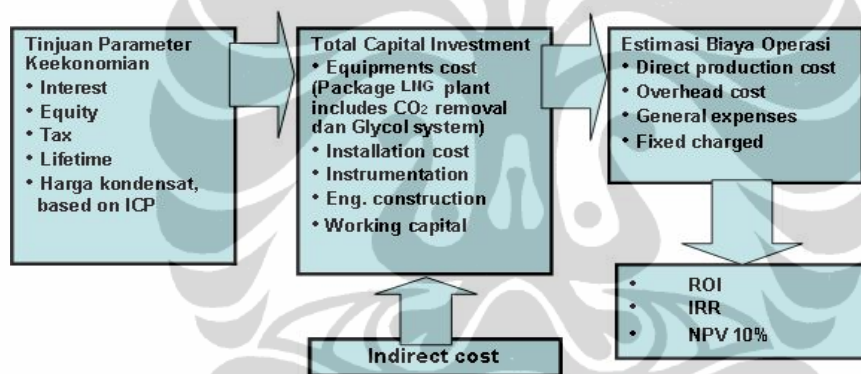
1. Peralatan
2. Instalasi
3. Instrumentasi
4. Bangunan dan Lahan

7. Commissioning-Start Up
8. Trucking Unit

Sedangkan untuk biaya operasi asumsi parameter keekonomian meliputi:

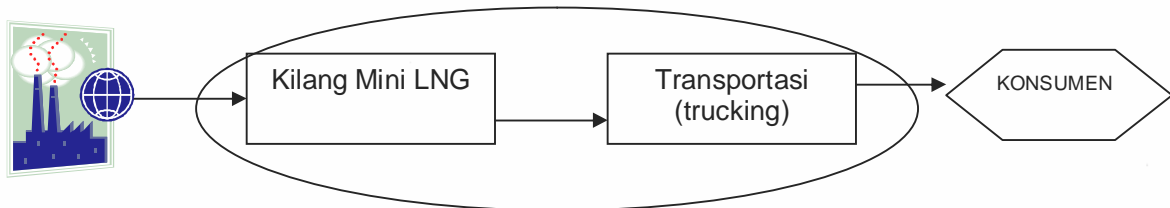
1. Direct production cost
2. Fixed charged
3. Plant overhead cost
4. General expenses

Setelah dilakukan estimasi investasi dan biaya operasi, selanjutnya dilakukan perhitungan keekonomian untuk menentukan besarnya harga jual gas pada beberapa target skenario ROI (*return on investment*) dan IRR (*internal rate of return*). Tahapan perhitungan keekonomian secara skematis diperlihatkan pada gambar di bawah ini.



Gambar 5.3 Tahapan Perhitungan Keekonomian

Pada kajian ini, analisis keekonomian yang dilakukan meliputi biaya investasi dan operasi dari kilang mini LNG dan transportasi ke konsumen melalui *trucking*.



Gambar 5.4 Analisa Keekonomian

5.3. KEEKONOMIAN KILANG LNG MINI TUBAN

Lapangan gas Sukowati dan Mudi berlokasi di Tuban Jawa Timur yang saat ini menghasilkan gas suar bakar sangat besar yaitu sekitar 5 MMSCFD dan hingga

dapat terealisasi. Mengingat pemanfaatannya yang di sini maka dilakukan kajian untuk pemanfaatan gas suar bakar tersebut untuk LNG skala mini yang pasar gasnya sangat tinggi di sekitar Jawa Timur. Dengan LNG maka diharapkan kendala transportasi gas dapat ditanggulangi. Teknologi LNG yang akan dikembangkan di lapangan gas Sukowati ini bersifat *portable* sehingga akan dapat dipindahkan ke lokasi-lokasi dekat lainnya apabila produksi gas suar bakarnya sudah tidak ada lagi.

5.3.1. Biaya Investasi Kilang LNG Mini Tuban

Untuk menentukan biaya investasi dilakukan menggunakan metoda *downsizing*.

$$Biaya_a = \left\{ \frac{Kapasitas_a}{Kapasitas_b} \right\}^x Biaya_b$$

dimana $x = 0,7$

Sebagai referensi, biaya investasi untuk kilang LNG mini berkapasitas 40 MMSCFD adalah US\$ 149 juta (*Energy Outlook 2007*). Sehingga biaya untuk investasi kilang LNG mini berkapasitas 5 MMSCFD menjadi;

$$\begin{aligned} \text{Investasi} &= (5/40)^{0,7} \times \text{US\$ 149 juta} \\ &= \text{US\$ 34,756 juta} \end{aligned}$$

5.3.2. Kelaikan Kilang LNG Mini Tuban

Kelaikan finansial dihitung secara detail pada Lampiran 1. Kilang LNG mini ini akan dibangun dengan kapasitas bahan baku gas suar bakar sekitar 5 MMSCFD. Basis yang digunakan dalam perhitungan keekonomian pembangunan kilang LNG mini dapat dilihat pada Tabel 5.1, sedangkan hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.2.

Tabel 5.1 Asumsi dan Basis Kilang LNG Mini Tuban

ASUMSI DAN BASIS PERHITUNGAN	
PRODUCT	
PRICE LNG	8.50 US\$/MMBTU
PRICE KONDENSAT	85 US\$/BBL
PRICE LPG	650 US\$/TON
LNG PRODUCTION	2.62 MMscfd
COND. PRODUCTION	205.65 BBL/DAY
LPG PRODUCTION	16.97 TON/DAY
SAFETY FACTOR	20%
RESOURCE	
RAW GAS PRICE (ASSUMED)	1.70 US\$/MMBTU
HV LNG	1,105 BTU/SCF
HV RAW GAS	1,067 BTU/SCF
GAS INPUT VOLUME	5.00 MMSCFD
GAS OUTPUT VOLUME	2.62 MMSCFD
ECONOMICAL ASPECT	
TOTAL INVESTMENT	34.76 JUTA US\$
DAY OF OPERATION	350 DAYS/YEAR
SERVICE LIFE	7.00 YEARS

Analisis Keekonomian Kilang LNG Mini Tuban

ME KILANG LNG MINI TUBAN			
		36,193	JUTA US\$
2	TOTAL OPEX	78.9	JUTA US\$
3	OPERATING COST	13%	SALE GAS
4	SERVICE LIFE	7	TAHUN
5	LIFE-CYCLE COST LNG	1.03	\$/Gallon
6	DEBT EQUITY RATIO	70%	
7	INTEREST (KURS US\$)	9%	
8	NPV@15%	0.42	JUTA US\$
9	ANNUAL CASH FLOW, AFTER TAX (RIBU)	5,258.46	US\$/YEAR
10	PAY BACK PERIOD (POT)	5	YEARS
11	ROI (RETURN ON INVESTMENT)	48.4%	
12	IRR (INTERNAL RATE OF RETURN)	15.5%	
13	LNG Sale (US\$/MMBTU)	8.50	US\$/MMBTU
14	LNG (MMSCF/DAY)	2.62	MMSCfd
15	HARGA FLARED GAS	1.70	US\$/MMBTU
16	GAS FEED	5.00	MMSCfd
PSC + Gov. Take			
1	GROSS INCOME FROM SALE GAS	30.12	JUTA US\$

Sensitivity antara harga jual gas suar bakar dan LNG, bila kilang LNG mini di Sukowati ini dikelola secara komersial dengan pinjaman modal (*debt equity ratio* 70% : 30%). Asumsi bunga pinjaman bank yang digunakan adalah 9% per tahun (dalam kurs US\$) maka *willingness to pay* untuk gas suar bakar adalah sekitar US\$ 1,7/MMBTU dengan harga jual LNG US\$ 8,5/MMBTU, maka didapatkan IRR sebesar 15,5% dan ROI adalah sebesar 48,4%. Investasi ini cukup baik karena IRR lebih besar dari bunga pinjaman.

5.3.3. Biaya Transportasi LNG dari Lapangan Tuban

Transportasi LNG akan dilakukan ke daerah industri Gresik yang berjarak \pm 120 km dari lokasi kilang LNG mini. Transportasi LNG menggunakan LNG *trailer* (*Truck*) dengan kapasitas 30 m³ LNG/*truck* atau 0,65 MMSCF. Berdasarkan kapasitas *trucking unit* tersebut maka dibutuhkan 4 unit *truck*. Kelayakan finansial transportasi dihitung secara detail pada Lampiran 2. Hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.3.

Analisis Finansial Lapangan Transportasi LNG Lapangan Tuban

SUMMARY OF INVESTMENT AND FINANCIAL DATA FOR TRANSPORT LNG TUBAN			
		1,234,536	US\$
2	TOTAL OPEX	1,556,958	US\$
3	SERVICE LIFE	6	TAHUN
4	DEBT EQUITY RATIO	70%	
5	INTEREST (KURS US\$)	15%	
6	NPV@20%	\$ 148,883	US\$
7	ANNUAL CASH FLOW, AFTER TAX (RIBU)	117,223.13	US\$/YEAR
8	PAY BACK PERIOD (POT)	3	YEARS
9	ROI (RETURN ON INVESTMENT)	31.7%	
10	IRR (INTERNAL RATE OF RETURN)	34.6%	
11	Transport Fee	0.67	US\$/MMBTU
12	LNG (MMSCF/DAY)	2.62	MMSFD
13	TRAILER VOLUME	0.65	MMSCF
14	LNG TRUCKING UNIT	4	UNIT
PSC + Gov. Take			
1	GROSS INCOME FROM TRANSPORT LNG	3,766,124	US\$

Skenario pinjaman 70% dan bunga pinjaman sebesar 15% maka diketahui IRR adalah sebesar 34,6%. Sedangkan ROI adalah sebesar 31,7%. Selain itu harga investasi LNG *Trailer* unit US\$ 308.634/unit, maka total CAPEX adalah US\$ 1.234.536, sedangkan *transport fee* LNG adalah US\$ 0,67/MMBTU.

5.4. KEEKONOMIAN KILANG LNG MINI CEMARA BARAT

Lapangan Cemara Barat berlokasi di Cirebon Jawa Barat, menghasilkan gas suar bakar sekitar 1,44 MMSCFD. Teknologi LNG yang akan dikembangkan pada lapangan gas Sukowati ini bersifat *portable* sehingga akan dapat dipindahkan ke lokasi-lokasi dekat lainnya apabila produksi gas suar bakarnya sudah tidak ada lagi.

5.4.1. Biaya Investasi Kilang LNG Mini Cemara Barat

Untuk menentukan biaya investasi dilakukan menggunakan metoda *downsizing*.

$$Biaya_a = \left\{ \frac{Kapasitas_a}{Kapasitas_b} \right\}^x Biaya_b$$

dimana $x = 0,7$

Sebagai referensi, biaya investasi untuk kilang LNG mini berkapasitas 40 MMSCFD adalah US\$ 149 juta (*Energy Outlook* 2007). Sehingga biaya untuk investasi kilang LNG mini berkapasitas 1,44 MMSCFD menjadi;

$$\begin{aligned} \text{Investasi} &= (1,44/40)^{0,7} \times \text{US\$ } 149 \text{ juta} \\ &= \text{US\$ } 14,54 \text{ juta} \end{aligned}$$

ni Tuban

g secara detail pada Lampiran 3. Kilang LNG mini ini akan dibangun dengan kapasitas bahan baku gas suar bakar sekitar 1,44 MMSCFD. Basis yang digunakan dalam perhitungan keekonomian pembangunan kilang LNG Mini dapat dilihat pada Tabel 5.4. berikut sedangkan hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.5.

Tabel 5.4 Asumsi dan Basis Kilang LNG Mini Cemara Barat

ASUMSI DAN BASIS PERHITUNGAN		
PRODUCT		
PRICE LNG	9.00	US\$/MMBTU
PRICE KONDENSAT	85	US\$/BBL
PRICE LPG	650	US\$/TON
LNG PRODUCTION	0.85	MMscfd
COND. PRODUCTION	42	BBL/DAY
LPG PRODUCTION	10	TON/DAY
SAFETY FACTOR	20%	
RESOURCE		
RAWGAS PRICE (ASSUMED)	1.80	US\$/MMBTU
HV LNG	1,063	BTU/SCF
HV RAW GAS	1,320	BTU/SCF
GAS INPUT VOLUME	1.44	MMSCFD
GAS OUTPUT VOLUME	0.85	MMSCFD
ECONOMICAL ASPECT		
TOTAL INVESTMENT	14.54	JUTA US\$
DAY OF OPERATION	350	DAYS/YEAR
SERVICE LIFE	15.00	YEARS

Tabel 5.5. Hasil Perhitungan Keekonomian Kilang LNG Mini Cemara Barat

RESUME KILANG LNG MINI CEMARA BARAT			
1	TOTAL CAPEX	15,141	JUTA US\$
2	TOTAL OPEX	61.8	JUTA US\$
3	OPERATING COST	17%	SALE GAS
4	SERVICE LIFE	15	TAHUN
5	LIFE-CYCLE COST LNG	1.16	\$/Gallon
6	DEBT EQUITY RATIO	70%	
7	INTEREST (KURS US\$)	9%	
8	NPV@15%	0.81	JUTA US\$
9	ANNUAL CASH FLOW, AFTER TAX (RIBU)	2,201.97	US\$/YEAR
10	PAY BACK PERIOD (POT)	5	YEARS
11	ROI (RETURN ON INVESTMENT)	48.5%	
12	IRR (INTERNAL RATE OF RETURN)	16.3%	
13	LNG (US\$/MMBTU)	9.00	US\$/MMBTU
14	LNG (MMSCF/DAY)	0.85	MMScfd
15	HARGA FLARED GAS	1.80	US\$/MMBTU
16	GAS FEED	1.44	MMScfd
PSC + Gov. Take			
1	GROSS INCOME FROM SALE GAS	25.84	JUTA US\$

Sensitivity antara harga jual gas suar bakar dan LNG, bila kilang LNG mini Cemara Barat ini dikelola secara komersial dengan pinjaman modal (*debt equity ratio*)

pinjaman bank yang digunakan adalah 9% per tahun. Biaya *interest to pay* untuk gas suar bakar adalah sekitar US\$ 1,8/MMBTU dengan harga jual LNG US\$ 9/MMBTU, maka didapatkan IRR sebesar 16,3% dan ROI adalah sebesar 48,5%. Investasi ini cukup baik karena IRR lebih besar dari bunga pinjaman. Kilang ini diasumsikan beroperasi selama 15 tahun.

5.4.3. Biaya Transportasi LNG dari Lapangan Cemara Barat

Transportasi LNG akan dilakukan ke daerah industri Cirebon yang berjarak ± 60 km dari lokasi kilang mini LNG. Transportasi LNG menggunakan LNG *trailer (Truck)* dengan kapasitas 30 m³ LNG/*truck* atau 0,65 MMSCF. Berdasarkan kapasitas *trucking unit* tersebut maka dibutuhkan 2 unit *truck*. Kelayakan finansial transportasi dihitung secara detail pada Lampiran 4. Hasil perhitungan keekonomian dapat dilihat pada Tabel 5.6.

Tabel 5.6. Hasil Perhitungan Transportasi LNG Lapangan Cemara Barat

RESUME TRANSPORT LNG CEMARA BARAT			
1	TOTAL CAPEX	308,634	US\$
2	TOTAL OPEX	504,345	US\$
3	SERVICE LIFE	6	TAHUN
4	DEBT EQUITY RATIO	70%	
5	INTEREST (KURS US\$)	15%	
6	NPV@20%	\$ 39,678	US\$
7	ANNUAL CASH FLOW, AFTER TAX (RIBU)	29,705.21	US\$/YEAR
8	PAY BACK PERIOD (POT)	3	YEARS
9	ROI (RETURN ON INVESTMENT)	32.1%	
10	IRR (INTERNAL RATE OF RETURN)	35.9%	
11	Transport Fee	0.60	US\$/MMBTU
12	LNG (MMSCF/DAY)	0.85	MMSFD
13	TRAILER VOLUME	0.65	MMSCF
14	LNG TRUCKING UNIT	1	UNIT
PSC + Gov. Take			
1	GROSS INCOME FROM TRANSPORT LNG	1,059,033	US\$

Skenario pinjaman 70% dan bunga pinjaman sebesar 15% maka diketahui IRR adalah sebesar 35,9%. Sedangkan ROI adalah sebesar 32,1%. Selain itu harga investasi LNG Trailer unit US\$ 308.634/unit, sedangkan *transport fee* LNG adalah US\$ 0,6/MMBTU.