

- Harga jual produk LPG sebesar US\$500/ton;
- Harga jual produk kondensat sebesar US\$52/barel;
- Harga jual *lean gas* sebesar US\$2,5/mmbtu.
- Asumsi perhitungan untuk skenario B:
  - *Processing fee* LPG sebesar US\$65,5/ton;
  - *Processing fee* kondensat sebesar US\$17/barel;
  - *Processing fee lean gas* sebesar US\$0,2/MSCF.

## BAB IV

### RANCANGAN KILANG LPG DENGAN BAHAN BAKU GAS SUAR BAKAR

#### 4.1 PEMILIHAN TEKNOLOGI PEMROSESAN LPG

Metoda untuk memperoleh hidrokarbon berat khususnya LPG dari gas bumi didasarkan pada sifat-sifat campuran hidrokarbon. Prinsip utamanya adalah mengkondisikan gas bumi sehingga berada pada kesetimbangan fasa gas-cair. Dalam fasa liquid, gas bumi cenderung mengandung senyawa hidrokarbon yang lebih berat sedangkan dalam fasa uapnya, gas bumi cenderung mengandung senyawa hidrokarbon yang lebih ringan. Untuk mencapai kondisi kesetimbangan uap cair tersebut, gas bumi harus didinginkan sampai suhu tertentu pada tekanan tertentu. Beberapa jenis proses yang dapat digunakan untuk mengolah gas bumi sehingga diperoleh produk LPG antara lain;

##### A. Proses Absorpsi

Prinsip kerja dari proses ini didasarkan pada kemampuan minyak dingin untuk mengabsorpsi komponen-komponen berat dalam gas bumi dalam suatu kolom absorpsi. Contoh dari proses ini adalah proses Matthew Hall dan proses Lumnus.

##### B. Proses Kriogenik

Proses kriogenik diklasifikasikan sebagai berikut;

- Pendinginan menggunakan ekspansi isentropik (Turbo Expander).
- Pendinginan menggunakan ekspansi isentalpik (JT Valve).
- Pendinginan menggunakan menggunakan refrigerant (pendingin luar).

### 1. Turbo Expander

Proses ekstraksi LPG dengan menggunakan Turbo Expander bertujuan untuk memisahkan sebanyak mungkin komponen-komponen LPG dari gas bumi melalui proses ekspansi gas bumi. Pada proses ini, gas bumi diekspansi menggunakan Turbo Expander dari tekanan tinggi ke tekanan yang lebih rendah sehingga gas bumi akan mengalami penurunan suhu yang akan menyebabkan sebagian dari gas bumi tersebut akan mengembun. Turbo Expander mampu menghasilkan temperatur yang sangat rendah sehingga recovery hidrokarbon berat terutama  $C_3$  dan  $C_4$  menjadi sangat tinggi. Disamping itu energi yang dilepas oleh Turbo Expander dapat digunakan untuk mengkompresi kembali gas residu yang keluar dari kilang. Kelebihan lain dari penggunaan Turbo Expander adalah mampu menyesuaikan dengan perubahan komposisi gas umpan sedangkan kelemahannya adalah selain mahal karena butuh tekanan gas umpan yang cukup tinggi, gas umpan yang masuk ke kilang tidak bisa didehidrasi menggunakan glycol. Proses ini sesuai digunakan di lapangan-lapangan gas bumi yang tekanan dan produksinya cukup tinggi.

### 2. JT Valve

Proses ekstraksi LPG dengan menggunakan JT Valve memiliki prinsip kerja yang mirip dengan Turbo Expander. Gas bumi diekspansi melalui JT Valve dari tekanan tinggi ke tekanan yang lebih rendah sehingga gas bumi akan mengalami penurunan suhu sehingga sebagian dari gas bumi tersebut akan mengembun. Dibandingkan dengan Turbo Expander, JT Valve menghasilkan temperatur yang lebih tinggi sehingga recovery hidrokarbon berat terutama  $C_3$  dan  $C_4$  menjadi rendah. Kelebihan dari penggunaan JT Valve adalah sederhana dan tidak memerlukan rotating equipment selain untuk menaikkan tekanan gas umpan sedangkan kelemahannya adalah disamping recovery LPG rendah juga mengkonsumsi energi cukup tinggi yang disebabkan oleh tekanan gas umpan yang masuk ke kilang harus tinggi. Proses JT Valve hanya cocok digunakan pada lapangan-lapangan gas yang tekanan gas dan kandungan LPG-nya cukup tinggi.

### 3. Refrigeration

Sistem pendinginan menggunakan proses refrigeration ini berdasarkan pada prinsip pertukaran panas antara fluida yang didinginkan (gas bumi) dengan pendingin luar (refrigerant) melalui suatu siklus refrigerasi. Efek pendinginan dapat dicapai melalui siklus sebagai berikut; ekspansi, evaporasi, kompresi, dan kondensasi. Proses pertukaran panas dengan gas alam terjadi pada tahap evaporasi dimana sebagian panas dari gas alam diserap oleh pendingin. Pemilihan *refrigerant* pada umumnya didasarkan pada temperatur yang diperlukan, ketersediaan, keekonomian, dan pengalaman-pengalaman proses sebelumnya. Propana, etana, etilena, propilena, dan ammonia adalah fluida pendingin yang umum digunakan dalam recovery hidrokarbon berat dari gas bumi. Recovery hidrokarbon berat akan lebih tinggi bila disertai dengan proses ekspansi gas bumi yang telah didinginkan. Meskipun prosesnya cukup kompleks tetapi fleksibel terhadap perubahan-perubahan kondisi gas umpan. Proses ini banyak diaplikasikan pada kilang-kilang LPG skala kecil.

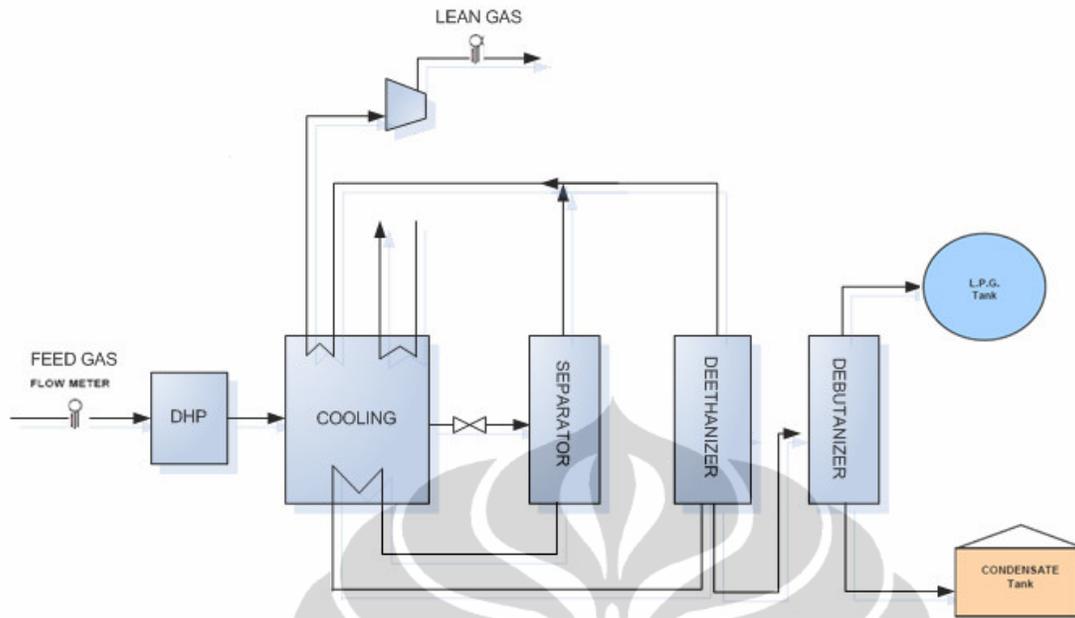
Dari berbagai proses yang ada maka untuk skala kapasitas serta komposisi gas suar bakar sebagai bahan baku pada kilang LPG, proses *mechanical refrigeration* ini merupakan proses yang paling optimum ditinjau dari sisi teknologi.

#### **4.1.1 SIMULASI PROSES**

Untuk melakukan perencanaan peralatan pemroses, maka diperlukan perhitungan neraca massa dan energi dari proses pengolahan LPG menggunakan komposisi gas suar bakar, yang dilakukan dengan menggunakan simulasi proses. Berdasarkan pemilihan proses diatas, proses dengan menggunakan teknologi mechanical refrigerasi lebih cenderung dipilih dibandingkan teknologi proses lainnya. Simulasi dilakukan menggunakan perangkat lunak Hysys versi 3.1.

#### **4.1.2 PROCESS FLOW DIAGRAM**

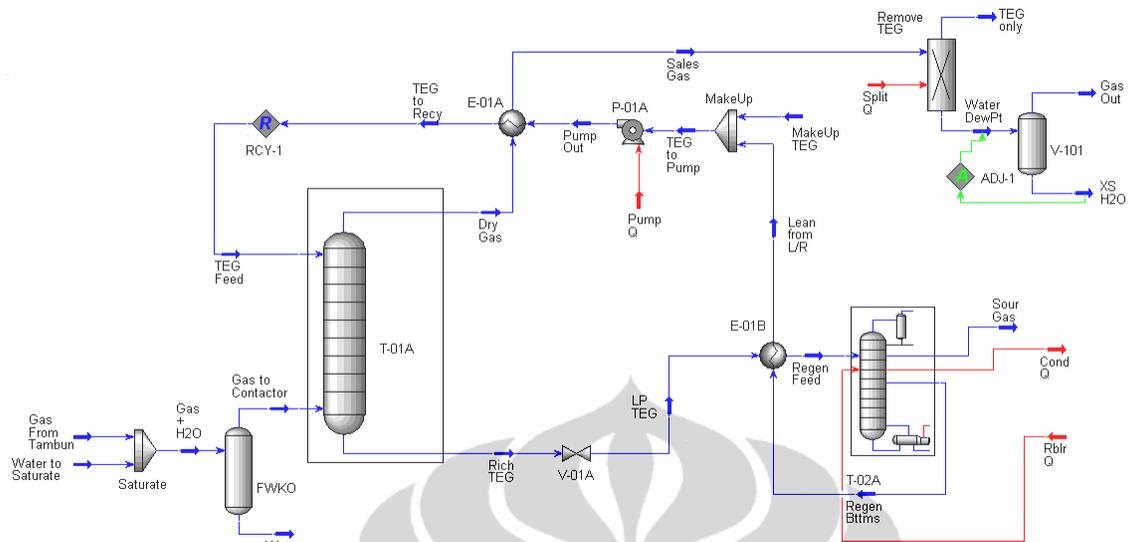
Berdasarkan teknologi pemrosesan kilang LPG yang ada, dikembangkan suatu Blok Diagram Proses LPG seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.1 di bawah.



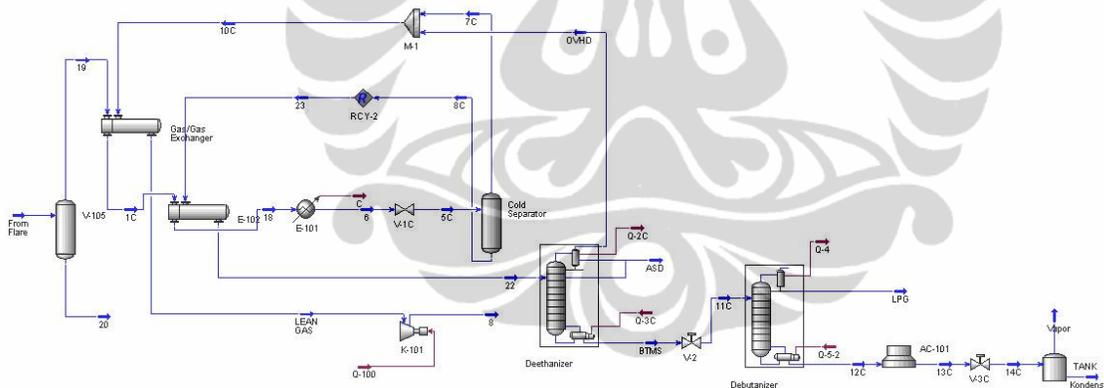
Gambar 4.1 Blok Diagram Proses LPG

Gas suar bakar yang dikirim ke fasilitas pemrosesan LPG pada tekanan sekitar 490 psia selanjutnya masuk ke fasilitas penerimaan dan diukur melalui metering. Gas kemudian dikurangi kandungan airnya hingga mencapai maksimum 7 lb/ MMscf dengan menggunakan absorpsi oleh larutan glikol. Gas selanjutnya didinginkan melalui proses pendinginan baik oleh pendingin eksternal (Propane). Gas yang telah didinginkan selanjutnya dipisahkan dalam separator. Produk atas separator berupa lean gas digunakan untuk mendinginkan gas umpan sedangkan produk bawah separator diumpukan ke kolom *deethanizer* dengan sebelumnya digunakan untuk mendinginkan gas umpan. Produk atas *deethanizer* bergabung dengan produk atas separator sedangkan produk bawah *deethanizer* diumpukan ke kolom *debutanizer*. Produk atas kolom *debutanizer* berupa produk LPG dikirim ke tangki LPG sedangkan produk bawah berupa kondensat dikirim ke tangki kondensat.

Berdasarkan diagram alir proses diatas maka dikembangkan diagram alir proses simulasi seperti diperlihatkan dalam Gambar Hasil simulasi berdasarkan data desain diatas diperlihatkan dalam Gambar 4.2 berikut;



Gambar 4.2 Diagram Alir Proses Dehidrasi



Gambar 4.3 Diagram Alir Proses LPG

## 4.2 PERANCANGAN KILANG LPG

### 4.2.1 Lapangan Minyak Bumi – Tambun

Lapangan Tambun merupakan bagian dari wilayah kerja Pertamina Hulu Cirebon. Lapangan Tambun terletak sekitar 40 km sebelah Timur Jakarta. Lapangan Tambun mulai memproduksi minyak pada tahun 2003 dengan volume produksi

mencapai 4000 barrel/hari sedangkan gas associated yang dihasilkan sebesar 6 – 7 MMscfd. Pada tahun 2006, jumlah gas associated meningkat menjadi 12 – 15 MMscfd seiring dengan meningkatnya produksi minyak bumi yang mencapai 8000 barrel/hari. Pada saat ini Stasiun Pengumpul Minyak Tambun memproduksi minyak bumi sekitar 15.000 barrel per hari dan gas yang dihasilkan sekitar 40 MMscfd. Minyak bumi yang diproduksi dikirim ke kilang pengolahan minyak bumi di Balongan, Indramayu sedangkan gas bumi yang merupakan hasil pemisahan minyak bumi (*gas associated*) sebagian dari gas tersebut sudah dimanfaatkan PT Odira Energy Persada untuk memproduksi LPG, kondensat, dan *lean gas*, sebagian lagi masih dibakar dan direncanakan akan dikirim ke PLN Muara Tawar. Tabel 4.1 memperlihatkan profil produksi gas suar bakar dari lapangan Tambun.

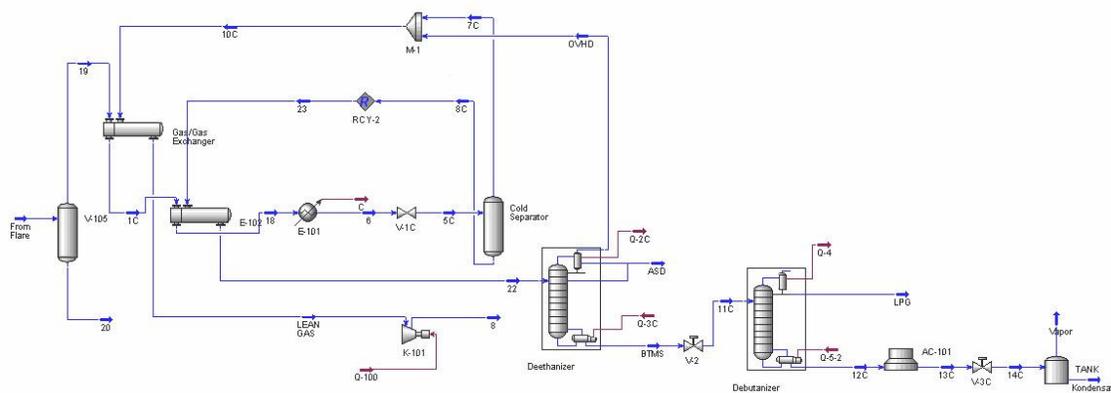
Tabel 4.1 Komposisi *associated gas* Tambun

Sampling Date		SP Tambun
Sampling Date	:	
Pressure ( Psig )	:	
Temperature ( oF )	:	
Rate	:	10 MMscfd
Life Time	:	10 Tahun
Component		% Mole
N2	:	0.2314
CO2	:	2.1161
Metana	:	66.0180
Etana	:	10.8654
Propana	:	9.9210
I - Butana	:	3.0940
N - Butana	:	3.5529
I - Pentana	:	0.9986
N - Pentana	:	1.1203
Hexanes	:	0.9700
Heptanes	:	0.5218
Octanes	:	0.3487
Nonanes	:	0.1511
Decanes	:	0.0907
Undecanes	:	0.0000
H2S ( ppm )	:	0.5643
SG	:	0.7654
GHV ( BTU / Cft )	:	1264.5334
NHV ( BTU / Cft )	:	1121.0628

Berdasarkan komposisi dan profil produksi diatas, gas dari lapangan Tambun memiliki prospek yang cerah untuk diproses mejadi LPG karena memiliki kandungan  $C_3$  dan  $C_4$  (*Propane dan Butane*) dengan prosentase sekitar 17% dan memiliki profil produksi yang cukup menjanjikan dengan jangka waktu yang cukup panjang. Untuk lean gas, karena PT Pertamina sudah memiliki komitmen jual beli gas bumi dengan PT PLN, pemanfaatannya tidak dibahas disini. Untuk kapasitas kilang LPG, didesain pada kapasitas 10 MMscfd.

Gas suar bakar mula-mula dikompresi sampai tekanan 500 psi dan dialirkan ke unit dehidrasi untuk mengurangi kandungan air dalam gas hingga hanya 7 – 10 lb/MMscf. Proses dehidrasi dilakukan dengan menggunakan Tri Ethylene Glycol (TEG). Gas selanjutnya didinginkan melalui proses pendinginan oleh pendingin eksternal (Propana). Gas yang telah didinginkan selanjutnya dipisahkan dalam separator. Produk atas separator berupa lean gas digunakan untuk mendinginkan gas umpan sedangkan produk bawah separator diumpakan ke kolom *deethanizer* dengan sebelumnya digunakan untuk mendinginkan gas umpan. Produk atas *deethanizer* bergabung dengan produk atas separator sedangkan produk bawah *deethanizer* diumpakan ke kolom *debutanizer*. Produk atas kolom *debutanizer* berupa produk LPG dikirim ke tangki LPG sedangkan produk bawah berupa kondensat dikirim ke tangki kondensat.

Berdasarkan diagram alir proses di atas maka dikembangkan diagram alir proses simulasi seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.4.



Gambar 4.4 Diagram alir Simulasi proses LPG Tambun

## Kompresi

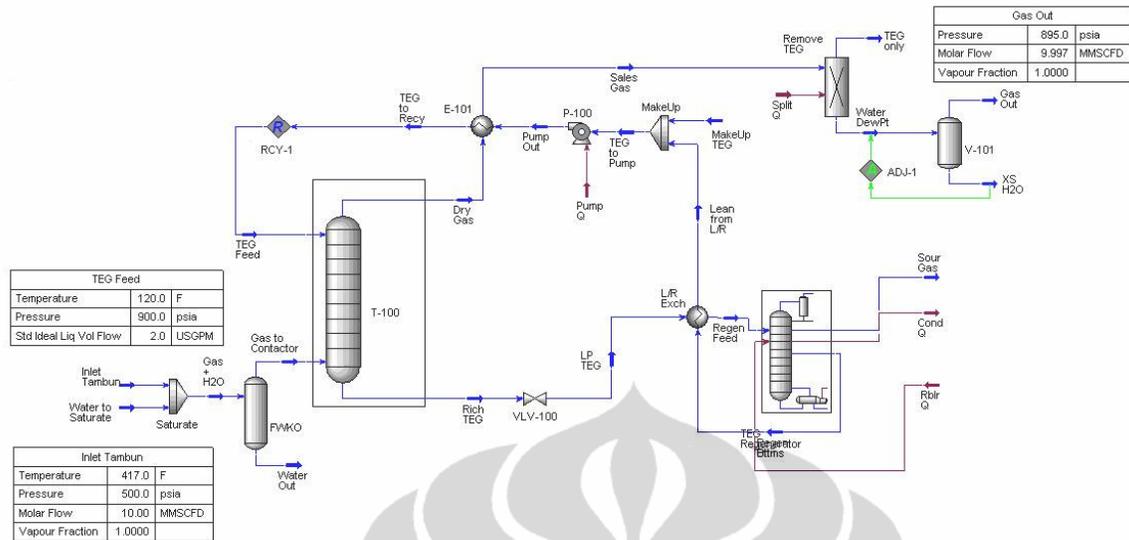
Gas suar bakar pada umumnya memiliki tekanan yang lebih rendah dari yang diharapkan masuk ke kilang LPG. Pada unit kompresi ini, gas dinaikkan tekanannya dari 40-50 psi menjadi sekitar 500 psi. Pemilihan 500 psi sebagai tekanan outlet kompresor adalah berdasarkan kondisi operasi yang umum di kilang LPG. Spesifikasi kompresor yang digunakan adalah sebagai berikut:

Tabel 4.2 Spesifikasi Kompresor Gas Umpan Tambun

Spesifikasi	<i>K-100</i>
Jenis	Reciprocating
Polytropic Head (ft)	96220
Adiabatic Head (ft )	100040
Efisiensi adiabatik (%)	75
Efisiensi politropik	78,78
Duty (hp)	1899
Rasio kompresi	11,15

## Dehidrasi

Karena banyak kondisi operasi yang melibatkan temperatur dingin, maka untuk mencegah terbentuknya hidrat, kandungan air dalam gas harus dikurangi dengan proses dehidrasi. Proses dehidrasi dilakukan dengan menggunakan larutan Triethylene Glycol (TEG) menurut diagram alir proses sebagai berikut:



Gambar 4.5 Diagram alir proses dehidrasi kilang Tambun

### Pendinginan dan Pemisahan

Setelah dikurangi kandungan airnya, aliran gas kemudian didinginkan melalui beberapa tahap pendinginan dengan menggunakan gas/gas heat exchanger (E-100) serta pendinginan luar dengan menggunakan propana. Gas umpan bertekanan tinggi didinginkan dalam E-100 yang memanfaatkan pendinginan dari gas dari produk atas *Deethanizer* serta gas dingin dari produk atas cold separator. Adapun hidrokarbon cair dari produk bawah cold separator dialirkan ke dalam gas/liquid heat exchanger (E-102) untuk mendinginkan aliran gas masuk. Tabel 4.3 dan 4.4 menampilkan spesifikasi dari *Gas Chiller* utama yang digunakan pada *LPG Plant Tambun*.

Tabel 4.3 Spesifikasi *Gas Chiller* E-100 Tambun

No. Alat	E-100
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	26,04
UA (Btu/F.hr)	$6,175 \times 10^4$
Duty (Btu/hr)	$1,608 \times 10^6$

Tabel 4.4 Spesifikasi *Gas Chiller* E-102 Tambun

No. Alat	E-102
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	90,02
UA (Btu/F.hr)	3474
Duty (Btu/hr)	3,128x10 <sup>5</sup>

### Fraksionasi LPG

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih ringan seperti etana dan metana, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih berat (C<sub>5+</sub>). Aliran gas setelah didinginkan di E-102 kemudian memasuki kolom *deethanizer* pada tekanan 395 psi. Kolom ini memiliki *Condenser* dan *Reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi LPG dan kondensat sebagai produk akhir. *Condenser* pada kolom *Deethanizer* menggunakan Mixed Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. *Reboiler* pada kolom *Deethanizer* menggunakan hot oil yang dipasok dari sistim sirkulasi minyak panas (hot oil system). Berikut adalah spesifikasi kolom *deethanizer*:

Tabel 4.5 Spesifikasi Kolom *Deethanizer* Tambun

Jenis	<i>Tray</i>
Jenis <i>Tray</i>	<i>Sieve</i>
Tekanan Operasi (psia)	405
Diameter (ft)	3
Tray stack height (ft)	44
Jumlah <i>Tray</i>	22
Total <i>Pressure drop</i> (psi)	0,29
Alat Pendukung	<i>Condenser &amp; Reboiler</i>

Produk atas dari *deethanizer* dicampur dengan produk atas dari Cold separator dan bersama-sama digunakan sebagai pendingin pada gas/gas exchanger (E-100). Adapun

produk bawah dari *deethanizer* selanjutnya masuk ke kolom *debutanizer* yang juga memiliki condenser dan reboiler. Di *debutanizer*, komponen LPG dipisahkan dari komponen yang lebih berat dan keluar sebagai produk atas *debutanizer*. Adapun produk bawah dari *debutanizer* yaitu kondensat, selanjutnya dikirim ke tangki penyimpanan kondensat setelah melalui stabilisasi. Berikut adalah spesifikasi dari *debutanizer*:

Tabel 4.6 Spesifikasi Kolom *Debutanizer* Tambun

Jenis	Tray
Jenis Tray	Sieve
Tekanan Operasi (psia)	125
Diameter (ft)	2
Tray stack height (ft)	36
Jumlah Tray	18
Total Pressure drop (psi)	0,49
Alat Pendukung	Condenser & Reboiler

Berdasarkan hasil simulasi, diperoleh neraca massa kilang LPG sebagai berikut:

Tabel 4.7 Neraca massa kilang LPG Tambun

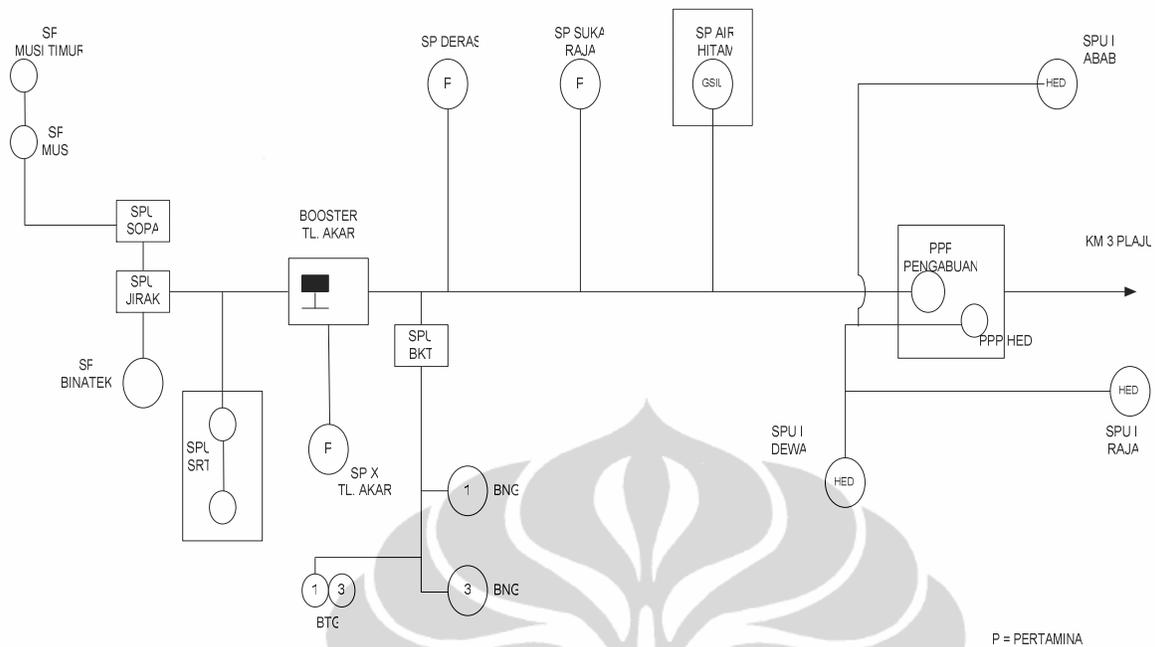
Parameter	Feed Gas	Lean Gas	LPG	Kondensat
Tekanan (psia)	95	450	120	12
Temperatur (°F)	40	166,4	100,16	80,56
Flow rate:	-	-	-	-
mmscfd	10	8,052	1,209	0,2205
barrel per day	-	-	-	207,2
ton per day	-	-	73,30	-
Komposisi (%mol):				
N <sub>2</sub>	0,23	0,,29	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	2,12	2,56	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	66,02	80,66	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	10,87	12,88	0,21	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	9,92	3,12	54,25	0,00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,09	0,28	20,23	0,01
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,55	0,19	23,30	0,24
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,00	0,01	1,50	25,27
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	1,12	0,01	0,50	33,48

C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,97	0,00	0,00	25,03
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,52	0,00	0,00	9,77
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,35	0,00	0,00	4,33
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,15	0,00	0,00	1,87
H <sub>2</sub> S	-	0,00	0,00	0,00

Dari neraca massa di atas, LPG yang dihasilkan adalah 73,3 ton per hari, kondensat sebesar 207,2 barel per hari, dan *lean gas* 8,05 mmscfd selama 10 tahun.

#### 4.2.2 LAPANGAN MINYAK BUMI SP MUSI – PT PERTAMINA EP PENDOPO

Lapangan Musi Pendopo berada di wilayah Sumatera Selatan dan dioperasikan oleh Pertamina Region Sumatera. PT Pertamina EP Pendopo mengoperasikan beberapa lapangan minyak yang dikelola sendiri maupun yang dikelola berdasarkan bekerjasama dengan Badan Usaha lain. Pendopo, merupakan perluasan dari lokasi pengeboran di wilayah Talang Akar di daerah Sumatera Selatan, dimana Talang Akar pernah menjadi ladang minyak terbesar di Asia Timur dengan produksi yang mencapai 20 ribu barrel perharinya pada tahun 1922 dan Pendopo adalah pengembangan dari ladang minyak Talang Akar yang pada saat itu dikelola perusahaan Minyak asal Belanda dan Amerika dengan nama : NKPM (Nederlandsche Koloniale Petroleum Maatschappij). Fasilitas existing yang ada di Pendopo meliputi station pengumpul minyak Talang Akar yang masih dipakai oleh Pertamina sebagai *booster station* untuk memompa minyak dari sumur-sumur tua yang ada di sekitar Talang Akar diantaranya Lapangan Jirak, Benakat, Abab, Raja yang kemudian dipompa ke KM3 Plaju. Produk utama lapangan ini adalah minyak bumi yang produknya dikirim ke UP III Plaju. Selain produk utama tersebut juga terdapat produk samping seperti gas bumi. Gambar 4.6 memperlihatkan pengiriman dan penerimaan minyak bumi PT Pertamina EP Pendopo.



Gambar 4.6 Blok diagram pengiriman dan penerimaan minyak bumi PT. Pertamina E&P Area Pendopo

Tabel 4.7 memperlihatkan komposisi gas suar bakar dari area Pendopo SP Musi Timur. Dari tabel tersebut memperlihatkan kandungan metan yang cukup tinggi sekitar 85%. Laju alir gas suar bakar sekitar 2,4 mmscfd.

Tabel 4.8 Komposisi gas suar bakar SP Musi Timur

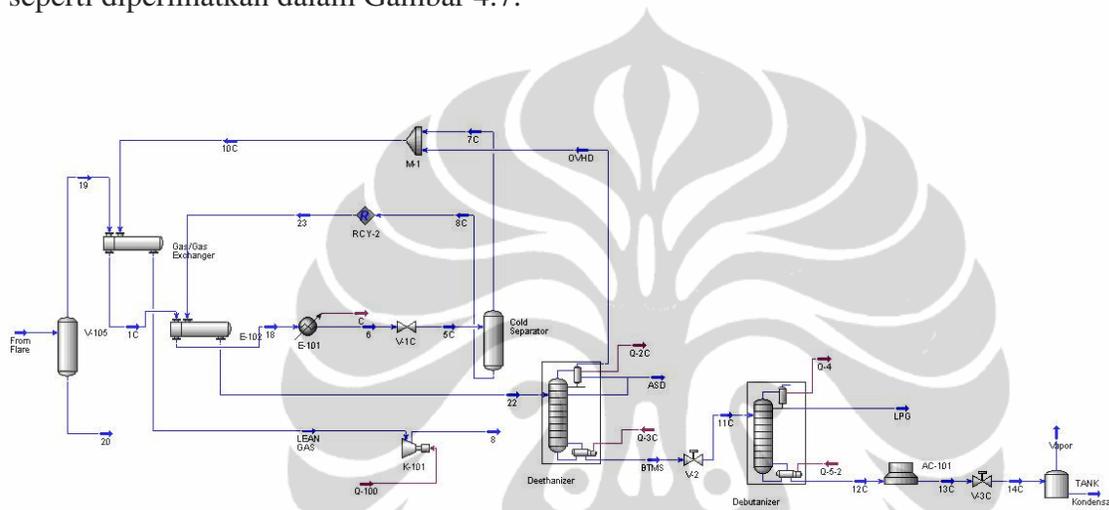
Sampling Date		Area Field Pendopo - SP Musi Timur
Sampling Date	:	20/11/2008
Pressure ( Psig )	:	70
Temperature ( oF )	:	32
Rate	:	
Life Time	:	
Component		% Mole
N2	:	0.9876
CO2	:	3.2105
Metana	:	85.2622
Etana	:	5.1847
Propana	:	3.0988
I - Butana	:	0.8154
N - Butana	:	0.5556
I - Pentana	:	0.2241
N - Pentana	:	0.2337
Hexanes	:	0.2413
Heptanes	:	0.1006
Octanes	:	0.0744
Nonanes	:	0.0111
Decanes	:	0.0000
Undecanes	:	0.0000
H2S ( ppm )	:	0.5600
SG	:	0.6987
GHV ( BTU / Cft )	:	1108.2845
NHV ( BTU / Cft )	:	978.8621

Evaluasi kelayakan pemanfaatan gas suar bakar dari lapangan Pendopo didasarkan atas kondisi proses sebagai berikut:

Gas suar bakar mula-mula dikompresi sampai tekanan 500 psi dan dialirkan ke unit dehidrasi untuk mengurangi kandungan air dalam gas hingga hanya 7 – 10 lb/MMscf. Proses dehidrasi dilakukan dengan menggunakan Tri Ethylene Gycol (TEG). Gas selanjutnya didinginkan melalui proses pendinginan baik oleh pendingin eksternal (Propana). Gas yang telah didinginkan selanjutnya dipisahkan dalam separator. Produk atas separator berupa lean gas digunakan untuk mendinginkan gas umpan sedangkan

produk bawah separator diumpakan ke kolom *deethanizer* dengan sebelumnya digunakan untuk mendinginkan gas umpan. Produk atas *deethanizer* bergabung dengan produk atas separator sedangkan produk bawah *deethanizer* diumpakan ke kolom *debutanizer*. Produk atas kolom *debutanizer* berupa produk LPG dikirim ke tangki LPG sedangkan produk bawah berupa kondensat dikirim ke tangki kondensat.

Berdasarkan diagram alir proses di atas maka dikembangkan diagram alir proses simulasi seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.7.



Gambar 4.7 Diagram alir Simulasi proses LPG Pendopo

## Kompresi

Gas suar bakar pada umumnya memiliki tekanan yang lebih rendah dari yang diharapkan masuk ke kilang LPG. Pada unit kompresi ini, gas dinaikkan tekanannya dari 40-50 psi menjadi sekitar 500 psi. Pemilihan 500 psi sebagai tekanan outlet kompresor adalah berdasarkan kondisi operasi yang umum di kilang LPG. Spesifikasi kompresor yang digunakan adalah sebagai berikut:

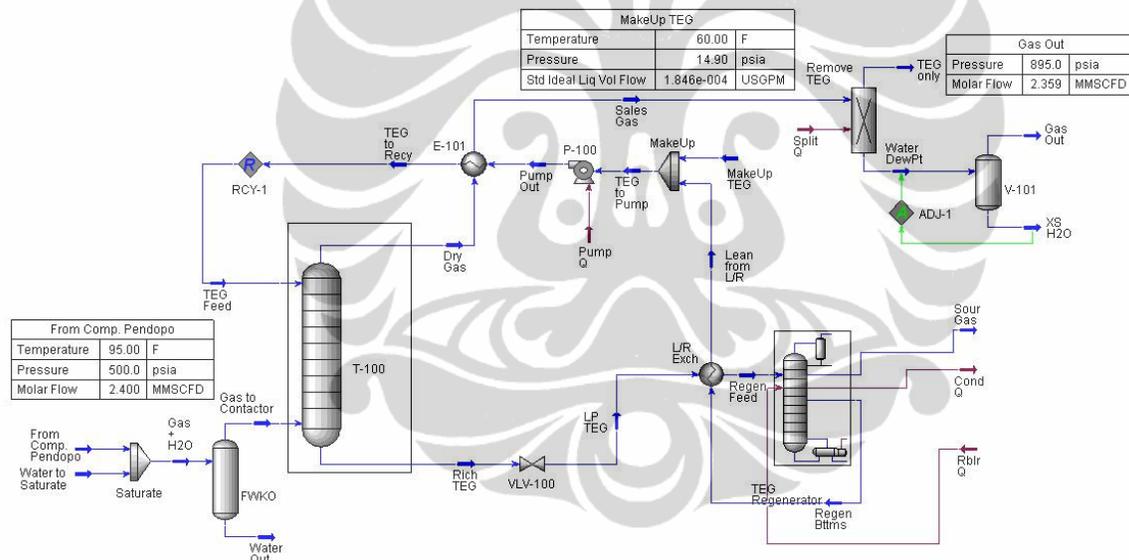
Tabel 4.9 Spesifikasi Kompresor Gas Umpan Pendopo

Spesifikasi	<i>K-100</i>
Jenis	Reciprocating
Polytropic Head (ft)	147000
Adiabatic Head (ft )	140300

Efisiensi adiabatik (%)	75
Efisiensi politropik (%)	79,29
Duty (hp)	493,8
Rasio kompresi	12,62

## Dehidrasi

Karena banyak kondisi operasi yang melibatkan temperatur dingin, maka untuk mencegah terbentuknya hidrat, kandungan air dalam gas harus dikurangi dengan proses dehidrasi. Proses dehidrasi dilakukan menurut diagram alir proses pada Gambar 4.8 berikut:



Gambar 4.8 Diagram alir proses dehidrasi Pendopo

## Pendinginan dan Pemisahan

Setelah dikurangi kandungannya, aliran gas kemudian didinginkan melalui beberapa tahap pendinginan dengan menggunakan *gas/gas heat exchanger* (E-100) serta pendinginan luar dengan menggunakan propana. Gas umpan bertekanan tinggi didinginkan dalam E-100 yang memanfaatkan pendinginan dari gas dari produk atas

*Deethanizer* serta gas dingin dari produk atas *cold separator*. Adapun hidrokarbon cair dari produk bawah *cold separator* dialirkan ke dalam *gas/liquid heat exchanger* (E-102) untuk mendinginkan aliran gas masuk. Berikut adalah spesifikasi dari *Gas Chiller* utama yang digunakan pada *LPG Plant* Pendopo.

Tabel 4.10 Spesifikasi *Gas Chiller* E-100 Pendopo

No. Alat	E-100
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	83.99
UA (Btu/F.hr)	$3,47 \times 10^3$
Duty (Btu/hr)	$2,911 \times 10^5$

Tabel 4.11 Spesifikasi *Gas Chiller* E-102 Pendopo

No. Alat	E-102
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	78,25
UA (Btu/F.hr)	171
Duty (Btu/hr)	$1,342 \times 10^4$

## Fraksionasi LPG

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih ringan seperti etana dan metana, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih berat ( $C_{5+}$ ). Aliran gas setelah didinginkan di E-102 kemudian memasuki kolom *deethanizer* pada tekanan 395 psi. Kolom ini memiliki *condenser* dan *reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi LPG dan kondensat sebagai produk akhir. *Condenser* pada kolom *Deethanizer* menggunakan Mixed Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. *Reboiler* pada kolom *deethanizer* menggunakan hot oil yang dipasok dari sistim sirkulasi minyak panas (*hot oil system*).

Produk atas dari *deethanizer* dicampur dengan produk atas dari Cold separator dan bersama-sama digunakan sebagai pendingin pada gas/gas exchanger (E-100). Adapun produk bawah dari *deethanizer* selanjutnya masuk ke kolom *debutanizer* yang juga memiliki condenser dan reboiler. Di *debutanizer*, komponen LPG dipisahkan dari komponen yang lebih berat dan keluar sebagai produk atas *debutanizer*. Adapun produk bawah dari *debutanizer* yaitu kondensat, selanjutnya dikirim ke tangki penyimpanan kondensat setelah melalui stabilisasi.

Berdasarkan hasil simulasi, diperoleh neraca massa kilang LPG Pendopo sebagai berikut:

Tabel 4.12 Neraca massa kilang LPG Pendopo

Parameter	Feed Gas	Lean Gas	LPG	Kondensat
Tekanan (psia)	70	450	120	13
Temperatur (°F)	32	95,04	100,02	114,5
Flow rate:	-	-	-	-
mmscfd	2,4	2,33	0,05	-
barrel per day	-	-	-	18,26
ton per day	-	-	3,092	-
Komposisi (%mol):				
N <sub>2</sub>	0,99	1,02	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	3,21	3,31	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	85,26	87,83	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	5,18	5,34	0,20	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	3,10	2,05	52,41	0,00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,82	0,29	25,48	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,56	0,14	19,91	0,21
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,22	0,02	1,56	20,68
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,23	0,01	0,44	25,72
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,24	0,00	0,00	29,83
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,10	0,00	0,00	12,69
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,07	0,00	0,00	9,44
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,01	0,00	0,00	1,41
H <sub>2</sub> S	-	0,00	0,00	0,00

Dari neraca massa di atas, LPG yang dihasilkan adalah 3,09 ton per hari, kondensat sebesar 18,26 barel per hari, dan *lean gas* 2,33 mmscfd selama 7 tahun.

### 4.2.3 LAPANGAN MINYAK BUMI MEDCO SEMOGA

Lapangan Medco Semoga terletak di Desa Lais, Kabupaten Banyuasin, Sumatera Selatan. Di Lapangan Medco Kaji Semoga sudah terdapat fasilitas kilang LPG yang dimiliki oleh PT Medco Energi International Tbk dengan kapasitas 20 MMscfd. Kilang LPG Medco ini terdiri dari dua train dengan kapasitas per train 10 MMscfd. Produksi LPG yang dihasilkan dari dua train kilang ini sekitar 150 ton/hari. Kilang LPG yang mulai dioperasikan sejak tahun 2004 ini menelan biaya sekitar US\$ 20 juta. Saat ini, kilang tersebut hanya dioperasikan satu train saja karena produksi gas dengan kandungan LPG tinggi mengalami penurunan dari 20 MMscfd menjadi hanya 7 MMscfd saja. Meskipun saat ini terdapat gas suar bakar dalam jumlah cukup besar, namun karena kandungan LPG nya sedikit, gas tersebut belum dimanfaatkan. Tabel 4.12 dibawah ini memperlihatkan komposisi gas suar bakar dari lapangan Medco Kaji.

Tabel 4.13 Komposisi gas suar bakar lapangan Medco Kaji Semoga

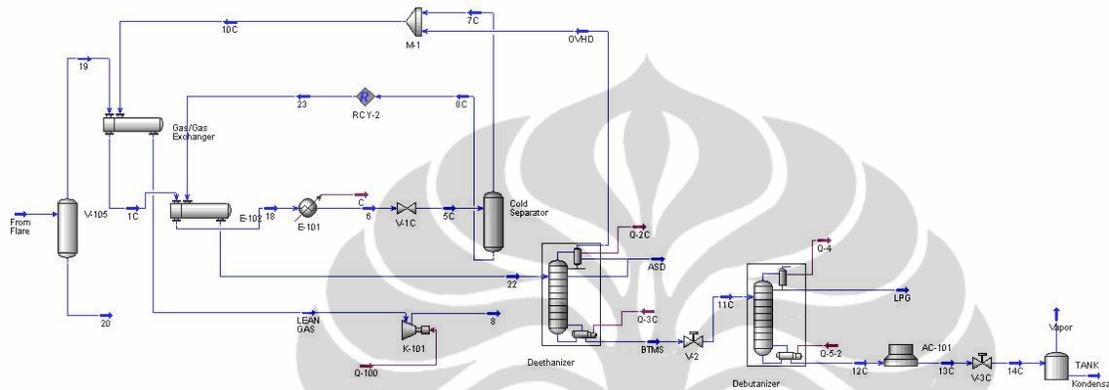
Sampling Date		Medco Area Semoga
Sampling Date	:	21/11/'2008
Pressure ( Psig )	:	0:00
Temperature ( oF )	:	
Rate	:	
Life Time	:	
Component		% Mole
N2	:	0.5821
CO2	:	4.2356
Metana	:	83.0534
Etana	:	7.8841
Propana	:	1.1805
I - Butana	:	0.9942
N - Butana	:	0.7832
I - Pentana	:	0.3010
N - Pentana	:	0.3347
Hexanes	:	0.3155
Heptanes	:	0.1671
Octanes	:	0.0957
Nonanes	:	0.0441
Decanes	:	0.0288
Undecanes	:	0.0000
H2S ( ppm )	:	2.1000
SG	:	0.6839
GHV ( BTU / Cft )	:	1235.0266
NHV ( BTU / Cft )	:	11.7986

**Profil produksi gas suar bakar Medco Kaji sebesar 7,7 MMscfd selama 20 tahun. Dengan melihat profil seperti ini dan melihat komposisi gasnya, akan dikaji kelayakan pemanfaatannya sebagai bahan baku kilang LPG.**

Gas suar bakar mula-mula dikompresi sampai tekanan 490 psig dan dialirkan ke unit dehidrasi untuk mengurangi kandungan air dalam gas hingga hanya 7 – 10 lb/MMscf. Proses dehidrasi dilakukan dengan menggunakan Tri Ethylene Glycol (TEG). Gas selanjutnya didinginkan melalui proses pendinginan baik oleh pendingin eksternal (Propana). Gas yang telah didinginkan selanjutnya dipisahkan dalam separator. Produk atas separator berupa *lean gas* digunakan untuk mendinginkan gas umpan sedangkan produk bawah separator diumpakan ke kolom *deethanizer* dengan sebelumnya digunakan untuk mendinginkan gas umpan. Produk atas *deethanizer* bergabung dengan produk atas separator sedangkan produk bawah *deethanizer* diumpakan ke kolom *debutanizer*.

Produk atas kolom *debutanizer* berupa produk LPG dikirim ke tangki LPG sedangkan produk bawah berupa kondensat dikirim ke tangki kondensat.

Berdasarkan diagram alir proses di atas maka dikembangkan diagram alir proses simulasi seperti diperlihatkan dalam Gambar 4.9.



Gambar 4.9 Diagram alir Simulasi proses LPG Semoga

### Kompresi

Gas suar bakar pada umumnya memiliki tekanan yang lebih rendah dari yang diharapkan masuk ke kilang LPG. Pada unit kompresi ini, gas dinaikkan tekanannya dari 40-50 psi menjadi sekitar 500 psi. Pemilihan 500 psi sebagai tekanan outlet kompresor adalah berdasarkan kondisi operasi yang umum di kilang LPG. Spesifikasi kompresor yang digunakan adalah sebagai berikut:

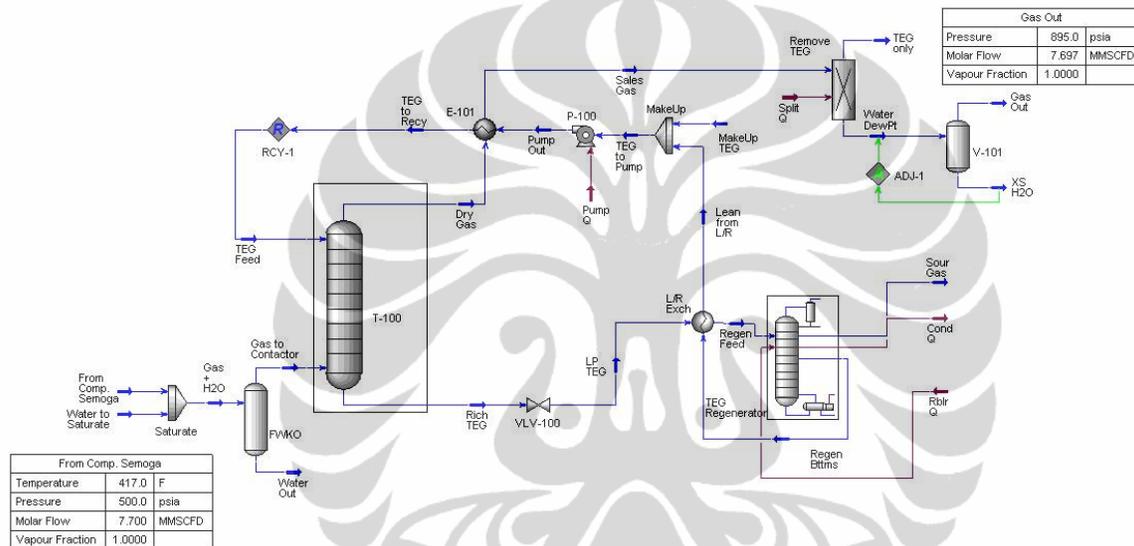
Tabel 4.14 Spesifikasi Kompresor Gas Umpan Semoga

Spesifikasi	<i>K-100</i>
Jenis	Reciprocating
Polytropic Head (ft)	126000
Adiabatic Head (ft )	120300
Efisiensi adiabatik (%)	75
Efisiensi politropik	79,05
Duty (hp)	1395

Rasio kompresi	12,62
----------------	-------

## Dehidrasi

Karena banyak kondisi operasi yang melibatkan temperatur dingin, maka untuk mencegah terbentuknya hidrat, kandungan air dalam gas harus dikurangi dengan proses dehidrasi. Proses dehidrasi dilakukan menurut diagram alir proses sebagai berikut:



Gambar 4.10 Diagram alir proses dehidrasi Semoga

## Pendinginan dan Pemisahan

Setelah dikurangi kandungan airnya, aliran gas kemudian didinginkan melalui beberapa tahap pendinginan dengan menggunakan gas/gas heat exchanger (E-100) serta pendinginan luar dengan menggunakan propana. Gas umpan bertekanan tinggi didinginkan dalam E-100 yang memanfaatkan pendinginan dari gas dari produk atas *Deethanizer* serta gas dingin dari produk atas cold separator. Adapun hidrokarbon cair dari produk bawah cold separator dialirkan ke dalam gas/liquid heat exchanger (E-102) untuk mendinginkan aliran gas masuk. Berikut adalah spesifikasi dari *Gas Chiller* utama yang digunakan pada *LPG Plant Semoga*.

Tabel 4.15 Spesifikasi *Gas Chiller* E-100 Semoga

No. Alat	E-100
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	84,45
UA (Btu/F.hr)	9290
Duty (Btu/hr)	$7,842 \times 10^5$

Tabel 4.16 Spesifikasi *Gas Chiller* E-102 Semoga

No. Alat	E-102
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	68,90
UA (Btu/F.hr)	1110
Duty (Btu/hr)	$7,627 \times 10^4$

### Fraksionasi LPG

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih ringan seperti etana dan metana, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih berat ( $C_{5+}$ ). Aliran gas setelah didinginkan di E-102 kemudian memasuki kolom *deethanizer* pada tekanan 395 psi. Kolom ini memiliki *Condenser* dan *Reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi LPG dan kondensat sebagai produk akhir. *Condenser* pada kolom *Deethanizer* menggunakan Mixed Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. *Reboiler* pada kolom *Deethanizer* menggunakan hot oil yang dipasok dari sistim sirkulasi minyak panas (*hot oil system*).

Produk atas dari *deethanizer* dicampur dengan produk atas dari Cold separator dan bersama-sama digunakan sebagai pendingin pada gas/gas exchanger (E-100). Adapun produk bawah dari *deethanizer* selanjutnya masuk ke kolom *debutanizer* yang juga memiliki condenser dan reboiler. Di *debutanizer*, komponen LPG dipisahkan dari

komponen yang lebih berat dan keluar sebagai produk atas *debutanizer*. Adapun produk bawah dari *debutanizer* yaitu kondensat, selanjutnya dikirim ke tangki penyimpanan kondensat setelah melalui stabilisasi.

Berdasarkan hasil simulasi, diperoleh neraca massa kilang LPG Semoga sebagai berikut:

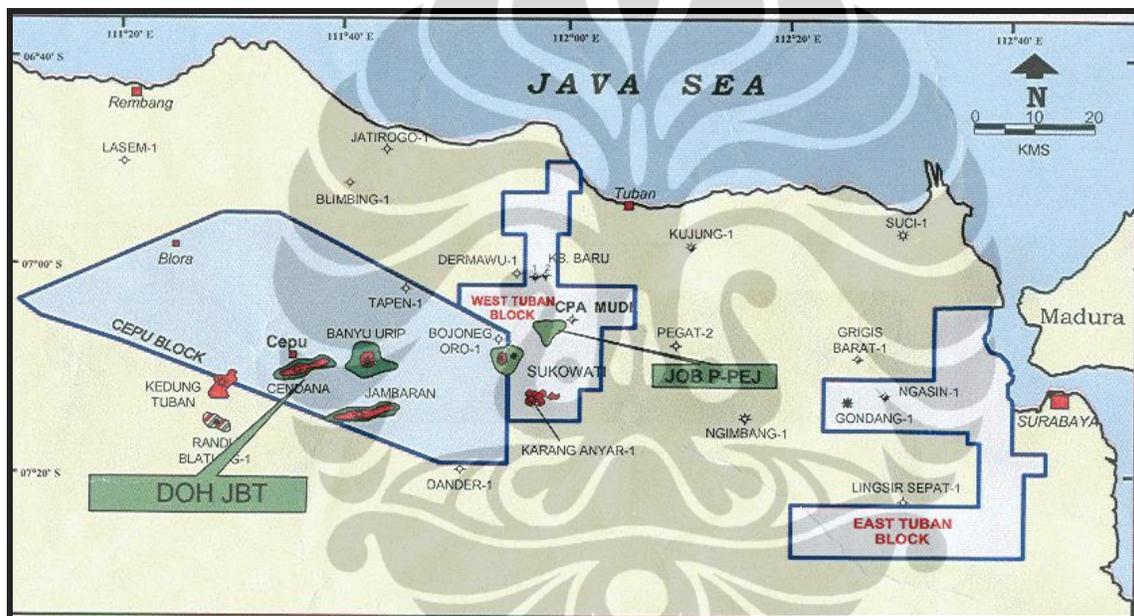
Tabel 4.17 Neraca massa kilang LPG Semoga

Parameter	Feed Gas	Lean Gas	LPG	Kondensat
Tekanan (psia)	50	450	120	13
Temperatur (°F)	95	75,47	119,8	116,2
Flow rate:	-	-	-	-
mmscfd	7,7	7,468	0,1361	0,09
barrel per day	-	-	-	89,57
ton per day	-	-	8,919	-
Komposisi (%mol):				
N <sub>2</sub>	0,58	0,60	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	4,24	4,37	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	83,05	85,60	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	7,88	8,12	0,17	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	1,18	0,76	25,04	0,00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,99	0,33	38,31	0,02
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,78	0,18	34,33	0,22
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,30	0,02	1,59	20,26
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,33	0,02	0,41	25,42
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,32	0,00	0,00	26,07
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,17	0,00	0,00	14,03
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,10	0,00	0,00	8,07
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,04	0,00	0,00	5,91
H <sub>2</sub> S	0,00	0,00	0,00	0,00

Dari neraca massa di atas, LPG yang dihasilkan adalah 8,92 ton per hari, kondensat sebesar 89,57 barel per hari, dan *lean gas* 7,468 mmscfd.

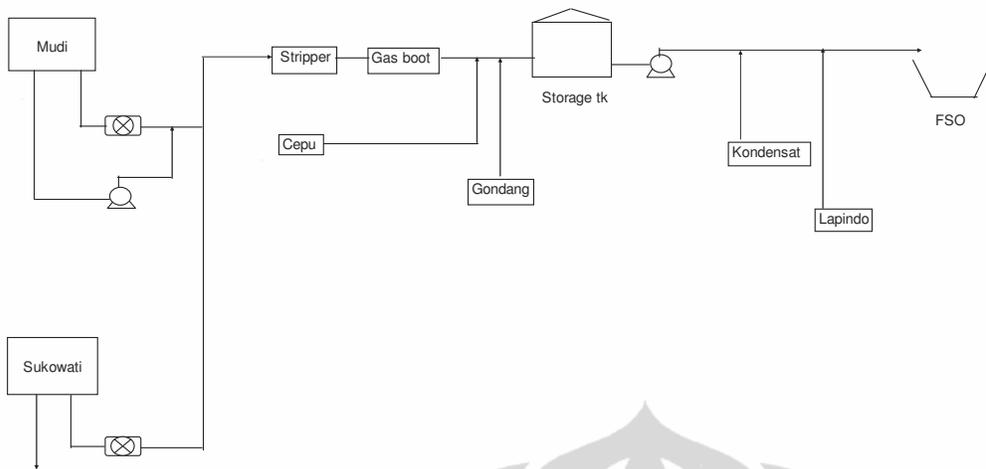
#### 4.2.4 LAPANGAN MINYAK BUMI PETROCHINA TUBAN

Petrochina Tuban memiliki dua Lapangan minyak yaitu lapangan minyak Sukowati & Mudi. Lapangan ini terletak di perbatasan wilayah Kabupaten Tuban & Bojonegoro, Jawa Timur. Gas suar bakar yang dihasilkan dari lapangan ini merupakan hasil dari pemisahan minyak dan gas pada Central Processing Area (CPA) Mudi. Gambar 4.11 memperlihatkan peta wilayah kerja Petrocina Tuban.



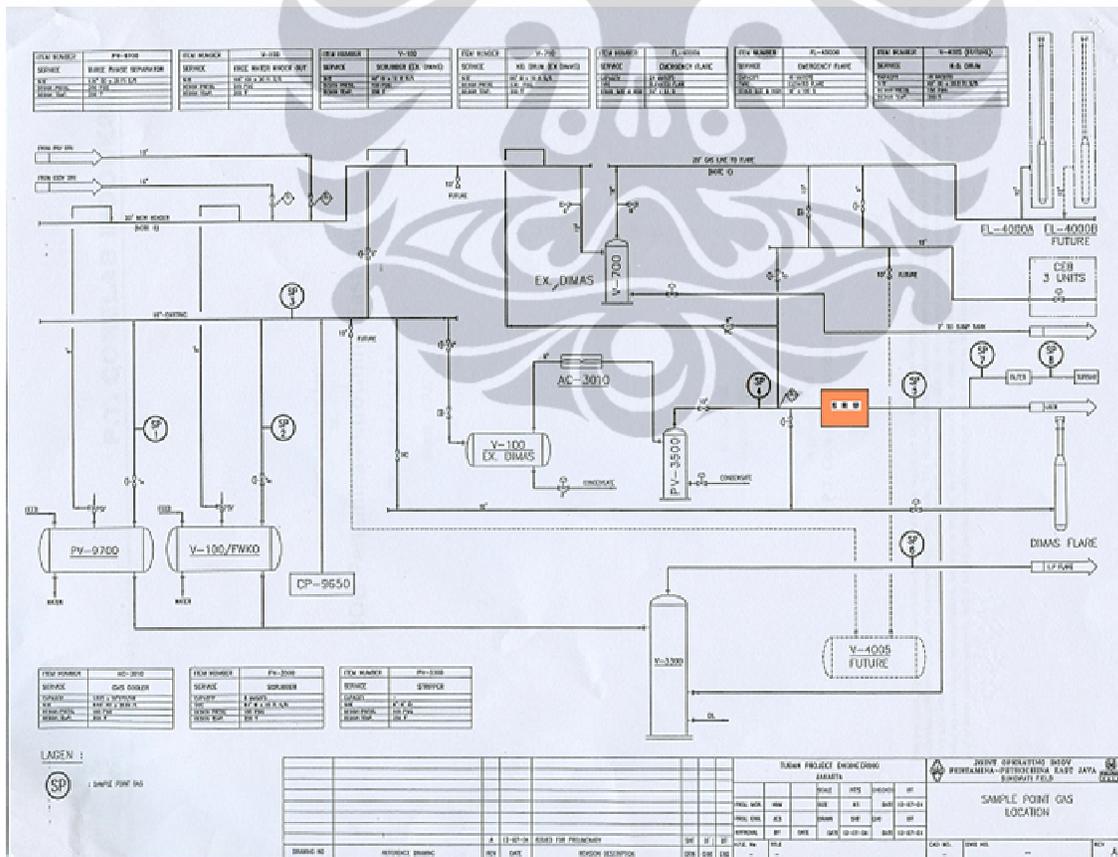
Gambar 4.11 Wilayah Kerja JOB Pertamina - Petrochina East Java (JOB PPEJ)

Lapangan gas Sukowati & Mudi terletak di perbatasan wilayah Kabupaten Tuban & Bojonegoro, Jawa Timur di mana gas flare yang akan digunakan sebagai bahan kajian ini diperoleh dari gas associated dari kedua lapangan tersebut yang diproses melalui Central Processing Area (CPA) Mudi. Gambar 4.12 memperlihatkan blok diagram CPA di Mudi.



Gambar 4.12 Blok diagram Central Processing Area di Mudi

Proses produksi gas di CPA Mudi meliputi fasilitas pemisahan gas seperti separator High pressure dan Medium pressure serta fasilitas pemurnian H<sub>2</sub>S dengan kapasitas sekitar 11 MMScfd. Gambar 4.13 memperlihatkan *process flow diagram* (PFD) di CPA Mudi .



Gambar 4.13 Diagram alir proses pemisahan minyak, kondensat dan gas di Mudi

Lapangan Minyak di Mudi dan Sukowati selain memproduksi minyak bumi juga menghasilkan kondensat dan gas bumi. Namun, sampai saat ini gas bumi yang dihasilkan dari lapangan tersebut belum dimanfaatkan. Oleh karena gas bumi yang dihasilkan tersebut belum dimanfaatkan, maka gas bumi tersebut dibakar (gas flared). Untuk saat ini gas suar bakar yang dihasilkan adalah sekitar 6 MMScfd (flat) dan diperkirakan dapat bertahan selama 6 (enam) tahun.

**Gas flare yang diambil dari lapangan ini ada 2 point, komposisi masing-masing point ditunjukkan dalam Tabel 4.17.**

Tabel 4.18 Komposisi gas suar bakar PT. Petrochina Tuban

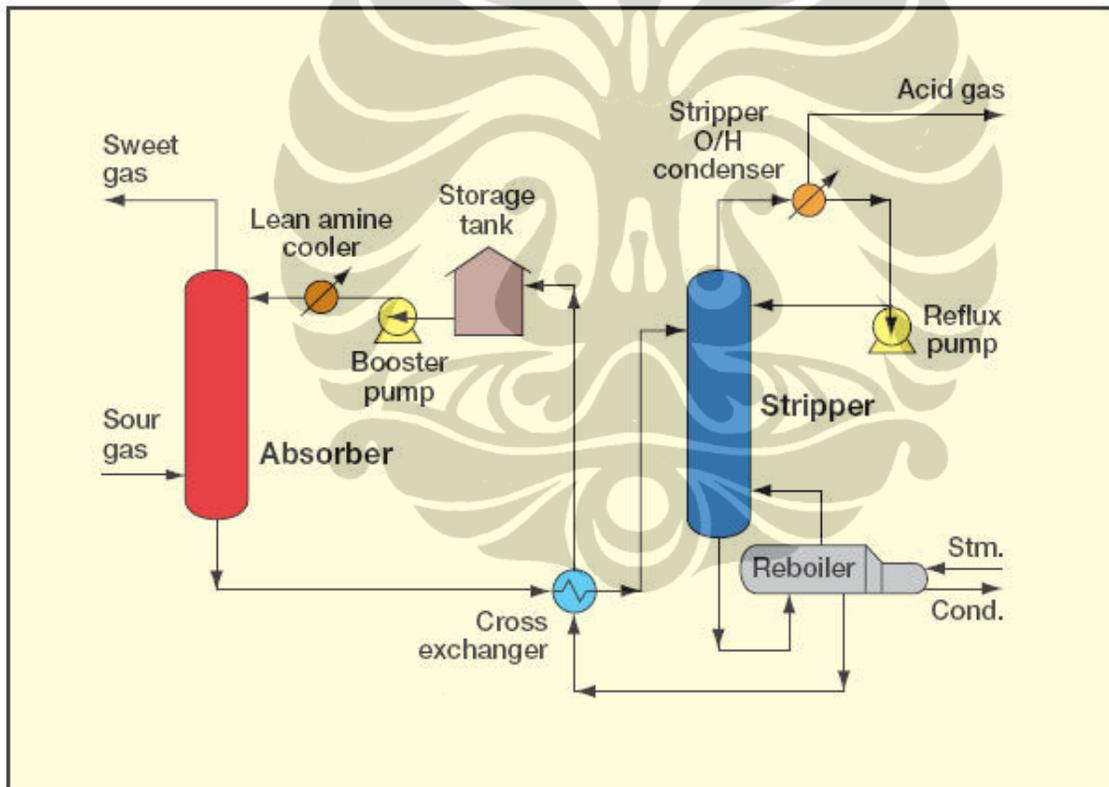
Sampling Date	PetroChina - Tuban	
	Hight Pressure	PetroChina - Tuban Low Pressure
Sampling Date	: 25/11/2008	25/11/2008
Pressure ( Psig )	: 16:00	16:30
Temperature ( oF )	: 50	
Rate	:	
Life Time	:	
Component	% Mole	% Mole
N2	: 0.2958	0.6423
CO2	: 38.1569	29.6541
Metana	: 43.7400	30.1562
Etana	: 4.8976	6.4785
Propana	: 4.9758	8.9126
I - Butana	: 1.9928	3.6920
N - Butana	: 2.0189	9.5781
I - Pentana	: 1.4569	5.3326
N - Pentana	: 1.2671	4.1608
Hexanes	: 0.8920	1.1115
Heptanes	: 0.2315	0.2101
Octanes	: 0.0361	0.0231
Nonanes	: 0.0167	0.0344
Decanes	: 0.0143	0.0114
Undecanes	: 0.0076	0.0023
H2S ( ppm )	: 4.220,40	5.611,75
SG	: 1.1395	1.3757
GHV ( BTU / Cft )	: 956.4184	1529.4643
NHV ( BTU / Cft )	: 868.9287	1400.0001

Dari komposisi gas suar bakar yang diperlihatkan dalam Tabel 4.17 diketahui bahwa gas ikutan dari lapangan Sukowati dan Mudi mengandung gas asam (CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S) yang cukup tinggi. Kandungan gas CO<sub>2</sub> sekitar 36,08% sedangkan kandungan gas H<sub>2</sub>S sekitar

0,81%. Untuk itu diperlukan unit *gas sweetening / acid gas removal* sebelum gas memasuki kilang LPG.

### ***Acid Gas Removal***

Untuk menghilangkan kandungan H<sub>2</sub>S serta CO<sub>2</sub> dari gas umpan agar tidak mengganggu proses kilang LPG diperlukan unit *gas sweetening* dengan menggunakan sistim amine. Teknologi *gas sweetening* dengan menggunakan alkanolamine atau amine untuk menghilangkan hidrogen sulfida (H<sub>2</sub>S) dan karbon dioksida (CO<sub>2</sub>) dari gas alam (*natural gas*)/gas hasil kilang (*off gas*) sudah lama diaplikasikan. Gambar 4.14 memperlihatkan diagram alir proses pemurnian gas asam menggunakan amine.

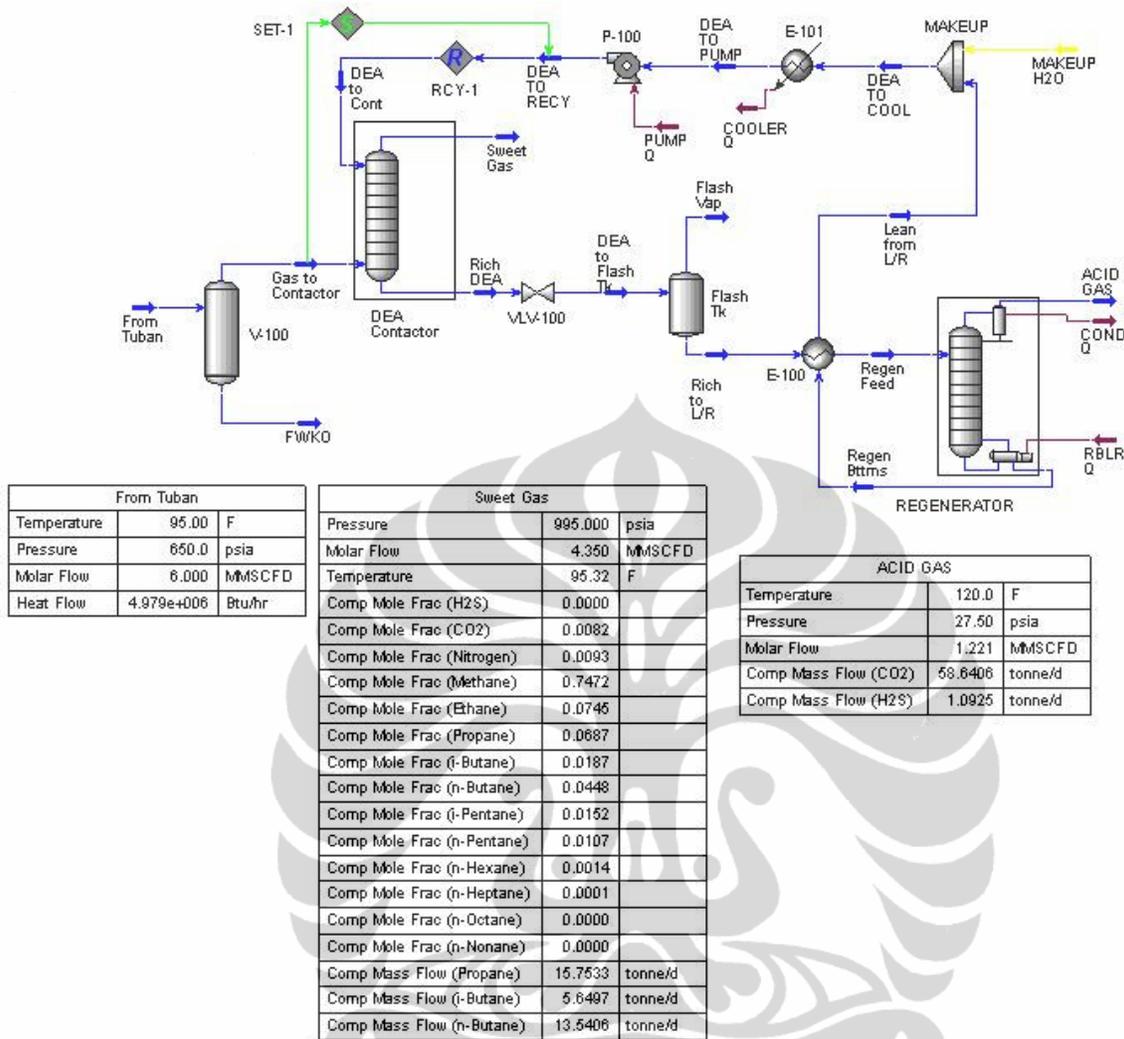


Gambar 4.14 Diagram alir proses pemurnian gas asam menggunakan amine

Gas mula-mula dilewatkan ke *inlet separator* untuk memisahkan cairan/padatan yang terbawa dalam aliran gas. Gas selanjutnya diumpankan ke kolom absorber 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 MEA akan menyerap CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari gas umpan. Gas yang keluar dari bagian atas kolom akan memiliki komposisi CO<sub>2</sub> < 50 ppm dan H<sub>2</sub>S < 4 ppm. Gas yang keluar dari bagian atas kolom selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* dan dipisahkan dalam separator. Gas yang keluar dari bagian atas separator selanjutnya dikirim ke unit dehidrasi. *Rich* DEA (DEA yang kaya akan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S) yang keluar dari bagian bawah kolom absorber selanjutnya diturunkan tekanannya dan dilewatkan ke *Flash Drum* untuk melepas gas yang terikat. Produk bawah *flash drum* selanjutnya dipanaskan sampai suhu kira-kira 175 °F dalam *amine/amine heat exchanger* dimana sebagai media pemanasnya adalah produk bawah dari kolom regenerator. *Rich amine* yang telah dipanaskan selanjutnya diumpankan ke kolom regenerator. Dalam kolom regenerator terjadi pemisahan CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S dari larutan DEA. Gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S keluar dari bagian atas kolom sedangkan larutan DEA yang telah bebas dari gas CO<sub>2</sub> dan H<sub>2</sub>S (*Lean* DEA) keluar dari bagian bawah kolom dan digunakan untuk memanaskan *Rich* DEA melalui *amine/amine Heat Exchanger*. *Lean* DEA selanjutnya dipompa sampai tekanan 55 Psig melalui booster pump dan selanjutnya didinginkan dalam *heat exchanger* sampai temperatur 110 °F. *Lean* DEA selanjutnya dilewatkan ke mechanical filter dan Charcoal Filter untuk menyaring partikel-partikel yang tidak diinginkan. *Lean* DEA yang keluar dari filter selanjutnya diumpankan *makeup* dan dipompa. *Lean* DEA selanjutnya diumpankan ke bagian atas kolom absorber.

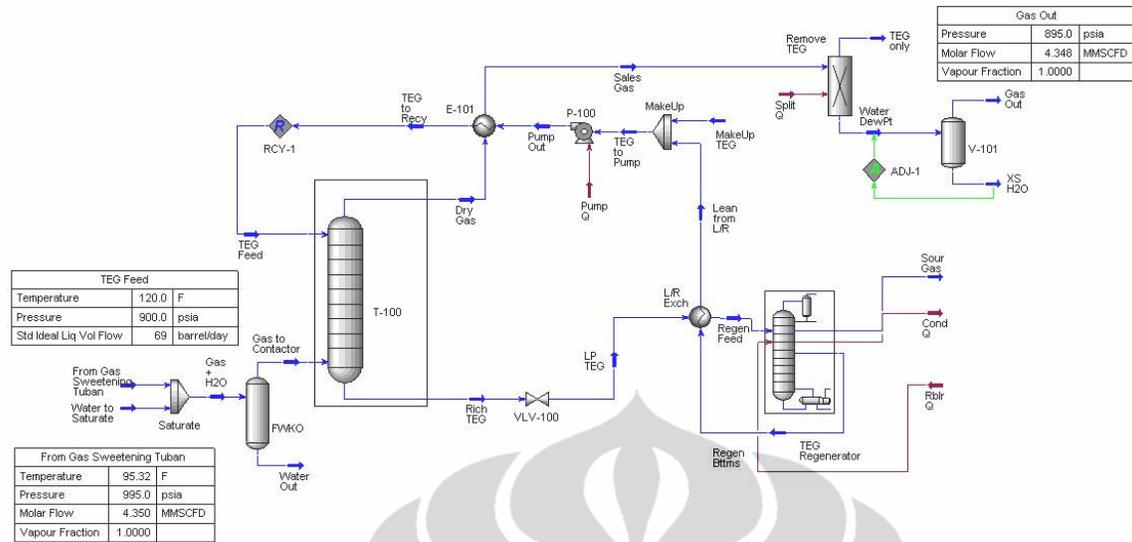
Gambar 4.15 berikut adalah simulasi HYSYS dari proses sistim amine untuk *gas sweetening*.



Gambar 4.15 Diagram alir proses gas sweetening Tuban

## Dehidrasi

Karena banyak kondisi operasi yang melibatkan temperatur dingin, maka untuk mencegah terbentuknya hidrat, kandungan air dalam gas harus dikurangi dengan proses dehidrasi. Proses dehidrasi dilakukan menurut diagram alir proses sebagai berikut:



Gambar 4.16 Diagram alir proses dehidrasi Tuban

### Pendinginan dan Pemisahan

Setelah dikurangi kandungan airnya, aliran gas kemudian didinginkan melalui beberapa tahap pendinginan dengan menggunakan *gas/gas heat exchanger* (E-100) serta pendinginan luar dengan menggunakan propana. Gas umpan bertekanan tinggi didinginkan dalam E-100 yang memanfaatkan pendinginan dari gas dari produk atas *Deethanizer* serta gas dingin dari produk atas *cold separator*. Adapun hidrokarbon cair dari produk bawah *cold separator* dialirkan ke dalam *gas/liquid heat exchanger* (E-102) untuk mendinginkan aliran gas masuk. Berikut adalah spesifikasi dari *Gas Chiller* utama yang digunakan pada *LPG Plant Tuban*.

Tabel 4.19 Spesifikasi *Gas Chiller* E-100 Tuban

No. Alat	E-100
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	84,45
UA (Btu/F.hr)	9290
Duty (Btu/hr)	$7,842 \times 10^5$

Tabel 4.20 Spesifikasi *Gas Chiller* E-102 Tuban

No. Alat	E-102
Fluida Panas	Gas Kering (19)
Fluida Dingin	Aliran 10C
LMTD (°F)	68,90
UA (Btu/F.hr)	1110
Duty (Btu/hr)	$7,627 \times 10^4$

### Fraksionasi LPG

Unit fraksionasi terdiri dari *deethanizer* dan *debutanizer*. *Deethanizer* digunakan untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih ringan seperti etana dan metana, sedangkan *debutanizer* untuk memisahkan LPG dari komponen yang lebih berat ( $C_{5+}$ ). Aliran gas setelah didinginkan di E-102 kemudian memasuki kolom *deethanizer* pada tekanan 395 psi. Kolom ini memiliki *Condenser* dan *Reboiler* dengan tujuan supaya jumlah tiap fraksi yang diinginkan di setiap aliran keluaran dapat diatur melalui kondisi operasi yang tepat sehingga dapat memenuhi spesifikasi LPG dan kondensat sebagai produk akhir. *Condenser* pada kolom *Deethanizer* menggunakan Mixed Refrigerant sebagai fluida pendingin *condenser*. *Reboiler* pada kolom *Deethanizer* menggunakan hot oil yang dipasok dari sistim sirkulasi minyak panas (*hot oil system*).

Produk atas dari *deethanizer* dicampur dengan produk atas dari Cold separator dan bersama-sama digunakan sebagai pendingin pada gas/gas exchanger (E-100). Adapun produk bawah dari *deethanizer* selanjutnya masuk ke kolom *debutanizer* yang juga memiliki condenser dan reboiler. Di *debutanizer*, komponen LPG dipisahkan dari komponen yang lebih berat dan keluar sebagai produk atas *debutanizer*. Adapun produk bawah dari *debutanizer* yaitu kondensat, selanjutnya dikirim ke tangki penyimpanan kondensat setelah melalui stabilisasi.

Berdasarkan hasil simulasi, diperoleh neraca massa kilang LPG Tuban sebagai berikut:

Tabel 4.21 Neraca massa kilang LPG Tuban

Parameter	Feed Gas	Lean Gas	LPG	Kondensat
Tekanan (psia)	50	450	120	11
Temperatur (°F)	95	81,48	103.5	60
Flow rate:	-	-	-	-
mmscfd	6	4,03	0,425	0,058
barrel per day	-	-	-	50,63
ton per day	-	-	26,34	-
Komposisi (%mol):				
N <sub>2</sub>	0,64	1,09	0,00	0,00
CO <sub>2</sub>	29,65	0,94	0,00	0,00
CH <sub>4</sub>	30,15	86,73	0,00	0,00
C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	6,48	8,30	0,18	0,00
C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	8,91	2,41	46,44	0,00
iC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	3,69	0,21	15,11	0,00
nC <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	9,58	0,29	36,28	0,17
iC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	5,33	0,00	1,75	52,03
nC <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	4,16	0,00	0,24	42,63
C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	1,11	0,00	0,00	4,92
C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,21	0,00	0,00	0,25
C <sub>8</sub> H <sub>18</sub>	0,02	0,00	0,00	0,00
C <sub>9</sub> H <sub>20</sub>	0,04	0,00	0,00	0,00
H <sub>2</sub> S	0,56	0,00	0,00	0,00

Dari neraca massa di atas, LPG yang dihasilkan adalah 26,34 ton per hari, kondensat sebesar 50,63 barrel per hari, dan *lean gas* 4,03 mmscfd.

## BAB V ANALISIS KEEKONOMIAN

### 5.1 ANALISIS KELAYAKAN

Bagian ini merupakan tahapan terakhir yang merupakan kesinambungan dari kajian sebelumnya. Dari hasil simulasi proses, kapasitas produksi LPG yang dihasilkan dari masing-masing kilang LPG adalah sebagai berikut:

Tabel 5.1 Kapasitas Umpan dan Produk Kilang LPG

Nama Lapangan Gas	Kapasitas <i>Feed Gas</i>	Kapasitas Produksi LPG
Tambun, Jawa Barat	10 MMSCFD	73,3 ton per hari
Pendopo, Sumsel	2,4 MMSCFD	3,09 ton per hari
Semoga, Sumsel	7,7 MMSCFD	8,92 ton per hari
Tuban, Jawa Timur	6 MMSCFD	26,34 ton per hari

Pada penelitian ini akan dikaji keekonomian kilang LPG dengan dua skenario, yaitu:

Kilang membeli *feed gas*, sehingga seluruh hasil penjualan produk kilang (LPG, kondensat dan *lean gas*) masuk ke *cash flow* perusahaan (Skenario A);

Kilang beroperasi dengan skema *processing fee*. Pendapatan yang diperoleh kilang berasal dari *processing fee* yang diperhitungkan berdasarkan jumlah produk (LPG, kondensat, *lean gas*) yang dihasilkan (Skenario B).

Penentuan besarnya biaya investasi yang diperlukan untuk melakukan analisis kelayakan finansial kilang LPG dihitung dengan menggunakan persamaan (5) sebagai berikut:

$$CAPEX_a = \left[ \frac{Kapasitas_a}{Kapasitas_b} \right]^{0.65} \times CAPEX_b \times \frac{CEIndex_1}{CEIndex_2} \quad (5)$$

#### Kilang LPG Tambun

Perhitungan biaya investasi untuk kilang LPG Tambun dilakukan dengan menggunakan *benchmark* kilang LPG yang sudah ada, yaitu data investasi kilang PT Odira Energy Persada dengan dasar angka perhitungan tahun 2006 dengan kapasitas pengolahan *feed* 10 mmscf. Biaya investasi PT Odira Energy Persada adalah US\$ 12,5 juta. CE index tahun 2006 sebesar 499,6 dan tahun 2008 sebesar 549 sehingga biaya investasi kilang LPG Tambun dapat dihitung sebagai berikut:

$$CAPEX = (10/10)^{0.65} \times US\$12.500.000 \times (549/499,6) = US\$ 13.735.988,79$$

#### Kilang LPG Pendopo

Besarnya CAPEX untuk pembangunan kilang ini ditentukan dengan metode *downsizing* dari data investasi pembangunan kilang lain yang telah diketahui.

Data yang digunakan adalah data investasi kilang PT Sumber Daya Kelola yang dibangun pada tahun 1996 dengan kapasitas pengolahan *feed* 4 mmscf. Biaya investasi PT SDK adalah US\$ 1,92 juta. CE index tahun 1996 sebesar 381,7 dan tahun 2008 sebesar 549 sehingga biaya investasi kilang LPG Pendopo dapat dihitung sebagai berikut:

$$CAPEX = (4/2,4)^{0.65} \times US\$1.920.000 \times (549/381,7) = US\$ 1.981.297,66$$

#### Kilang LPG Semoga

Data yang digunakan untuk menentukan besarnya CAPEX adalah data investasi kilang PT Odira Energy Persada dengan menggunakan data perhitungan tahun 2006 dengan kapasitas pengolahan gas 10 mmscf. Biaya investasi PT Odira Energy Persada adalah US\$ 12,5 juta. CE index tahun 2006 sebesar 499,6 dan tahun 2008 sebesar 549 sehingga biaya investasi kilang LPG Semoga dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{CAPEX} = (10/7,7)^{0,65} \times \text{US\$}12.500.000 \times (549/499,6) = \text{US\$} 11.589.878,93$$

### Kilang LPG Tuban

Data yang digunakan adalah data investasi kilang PT Odira Energy Persada dengan dasar angka perhitungan tahun 2006 dengan kapasitas pengolahan *feed* 10 mmscfd. Biaya investasi PT Odira Energy Persada adalah US\$ 12,5 juta. CE index tahun 2006 sebesar 499,6 dan tahun 2008 sebesar 549 sehingga biaya investasi kilang LPG Tuban dapat dihitung sebagai berikut:

$$\text{CAPEX} = (6/10)^{0,65} \times \text{US\$}12.500.000 \times (549/499,6) = \text{US\$} 9.855.036,58$$

Gas yang digunakan sebagai feed kilang LPG Tuban memiliki kandungan H<sub>2</sub>S dan CO<sub>2</sub> yang tinggi sehingga diperlukan unit Acid Gas Removal. Biaya investasi unit Acid Gas Removal diketahui dari gambar berikut ini:

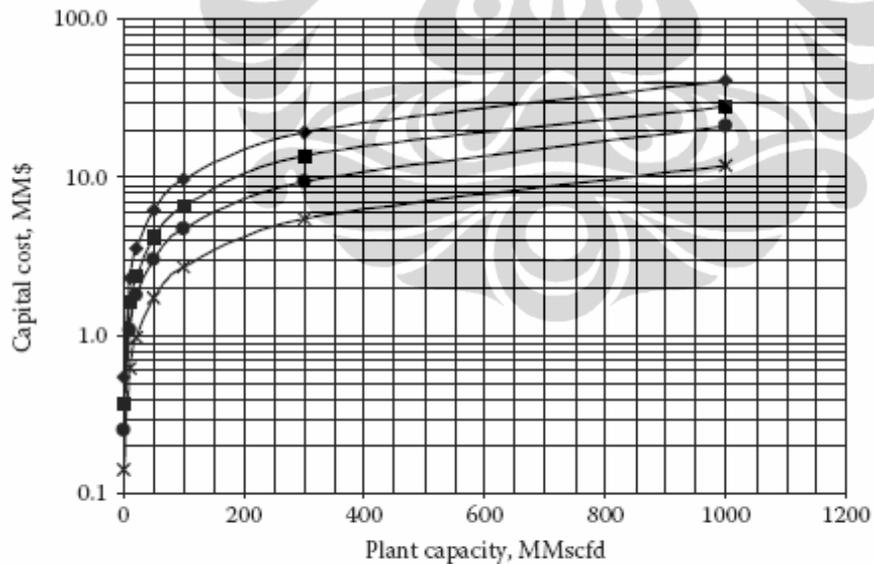


FIGURE 14.1 Capital cost of gas treating by use of DEA as a function of plant capacity in 1999. The lines denoted by x, ●, ■, ◆ denote 2, 5, 10, and 20% acid gas removal, respectively. See Table 14.1 and text for premises (Tannehill, 2000).

Gambar 5.1 Biaya modal terhadap kapasitas DEA

Berdasarkan komposisi gas dimana kandungan gas asam 36% dan dari gambar diperoleh CAPEX pada tahun 1999  $\approx$  US\$4 juta. Chemical Cost Index tahun 1999 = 390,6 sedangkan tahun 2008 = 549 sehingga harga tahun 2008 adalah  $(549/390,6) \times$  US\$4 juta = US\$5,62 juta.

Dengan demikian biaya investasi total kilang LPG Tuban adalah US\$9.855.036,58 + US\$5,62 juta = US\$15.475.036,58

Beberapa asumsi perhitungan yang digunakan dalam analisis keekonomian ditampilkan dalam Tabel 5.2 berikut ini:

Tabel 5.2 Asumsi Perhitungan

		Tambun	Pendopo	Semoga	Tuban
<b>Produk</b>					
LPG	ton per hari	73,3	3,092	8,919	26,34
Kondensat	barel per hari	207,2	18,26	89,57	50,63
Lean Gas	MMSCFD	8,052	2,33	7,468	
<b>Bahan Baku</b>					
Gas Input Volume	MMSCFD	10	2,4	7,7	6
Gas Output Volume	MMSCFD	8,052	2,33	7,468	4,03
<b>Aspek Ekonomi</b>					
Skenario A:					
Harga Jual LPG	US\$/ton			500	
Harga Jual Kondensat	US\$/barel			52	
Harga Jual Lean Gas	US\$/MMBTU			2,5	
Skenario B:					
<i>Processing Fee</i> LPG	US\$/ton			65,5	
<i>Processing Fee</i> Kondensat	US\$/barel			17	
<i>Processing Fee</i> Lean Gas	US\$/MSCF			0,2	

Hasil perhitungan keekonomian ditampilkan dalam tabel berikut ini:

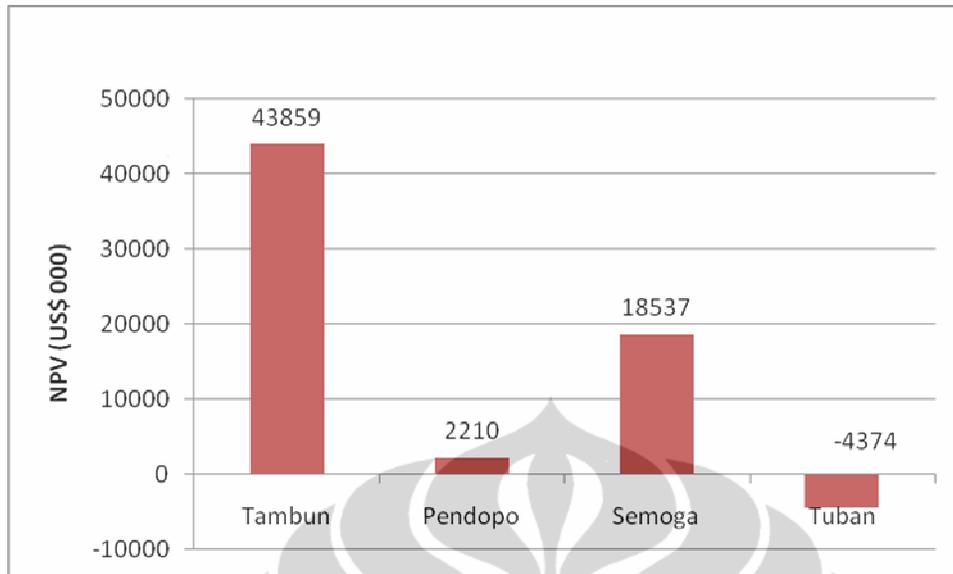
Tabel 5.3 Hasil perhitungan indikator kelayakan keekonomian

Parameter	Tambun	Pendopo	Semoga	Tuban
Biaya Investasi	13.735.988,79	1.981.297,66	11.589.878,93	15.475.036,58
<i>Service Life</i> (tahun)	10	7	15	6
<u>Skenario A:</u>				
NPV (US\$ 000)	43.859	2.210	18.537	-4.374
IRR (%)	75,02	42,45	37,31	-1,6
Payback Period (tahun)	1,34	2,18	2	6,35
<u>Skenario B:</u>				
NPV (US\$ 000)	-273	-794	-3.883	-8.219
IRR (%)	9,5	5,2	2,8	-14,0
Payback Period (tahun)	6,23	8,7	11,85	10,49

### 5.1.1 NET PRESENT VALUE (NPV)

NPV merupakan nilai saat ini dari aliran uang tunai selama umur operasi pabrik, yang dihitung dengan mengurangi pendapatan yang diterima per tahun dengan biaya yang dikeluarkan untuk operasional tiap tahunnya selama umur operasi. Jika nilai NPV positif maka proyek tersebut ekonomis dan menguntungkan. Jika nilainya negatif maka proyek tidak menguntungkan

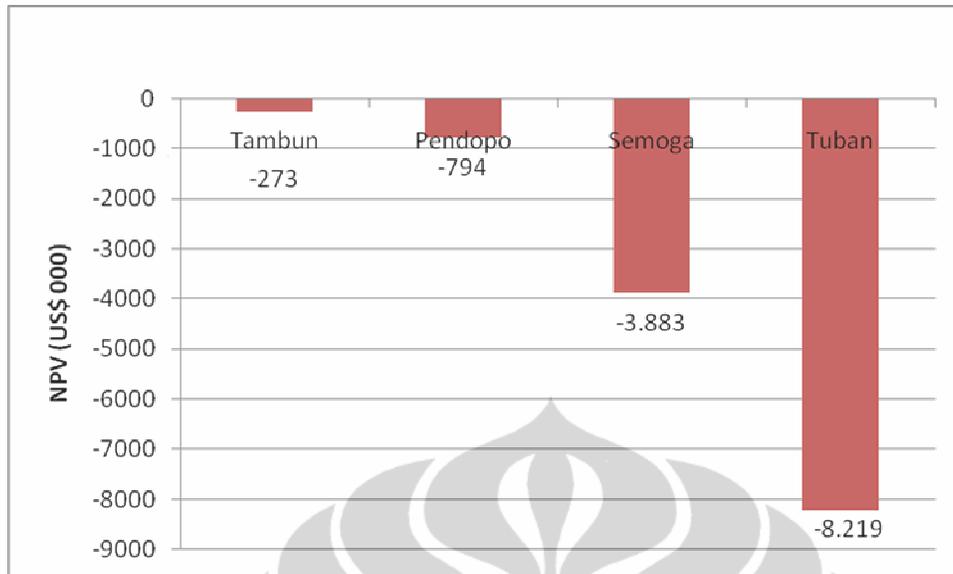
Hasil perhitungan NPV dari keempat proyek kilang LPG untuk Skenario A ditunjukkan dalam Gambar 5.2 berikut:



Gambar 5.2 Perbandingan NPV Kilang LPG pada Skenario A

Dari gambar di atas terlihat bahwa lapangan Tambun memiliki nilai NPV yang paling besar, diikuti lapangan Semoga dan Pendopo. Adapun lapangan Tuban memiliki nilai NPV negatif, yang menunjukkan bahwa lapangan tersebut tidak layak secara ekonomi. Meskipun dari hasil simulasi proses dari lapangan Tuban bisa menghasilkan produk LPG dalam jumlah cukup besar, namun nilai investasi yang diperlukan untuk membangun kilang LPG juga besar karena diperlukan pembangunan unit tambahan (*acid gas removal*) karena tingginya kandungan CO<sub>2</sub> dan adanya gas H<sub>2</sub>S. Di samping itu jumlah cadangan yang tersisa hanya 6 tahun yang menyebabkan umur pabrik (*service life*) menjadi relatif pendek.

Hasil perhitungan NPV dari keempat proyek kilang LPG untuk Skenario B ditunjukkan dalam Gambar 5.3 berikut:

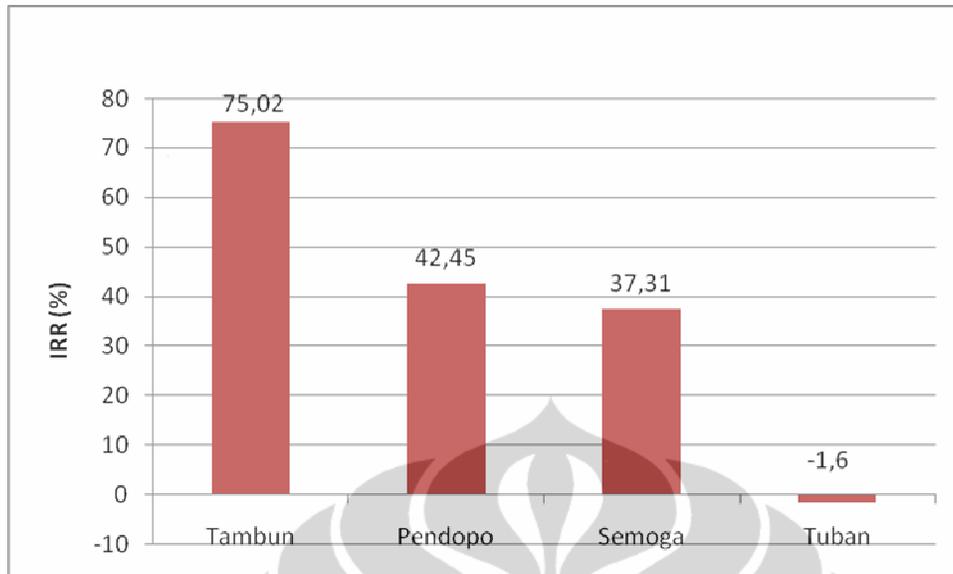


Gambar 5.3 Perbandingan NPV Kilang LPG pada Skenario B

Pada Skenario B, parameter NPV dari semua kilang menunjukkan nilai negatif yang berarti kilang tidak layak secara ekonomis bila menggunakan Skenario B (*processing fee*). Kecenderungannya sama dengan Skenario A, yaitu Lapangan Tambun menunjukkan nilai negatif yang paling kecil dibandingkan lapangan-lapangan lainnya. Lapangan Tuban menunjukkan nilai NPV paling negatif.

### 5.1.2 INTERNAL RATE OF RETURN (IRR)

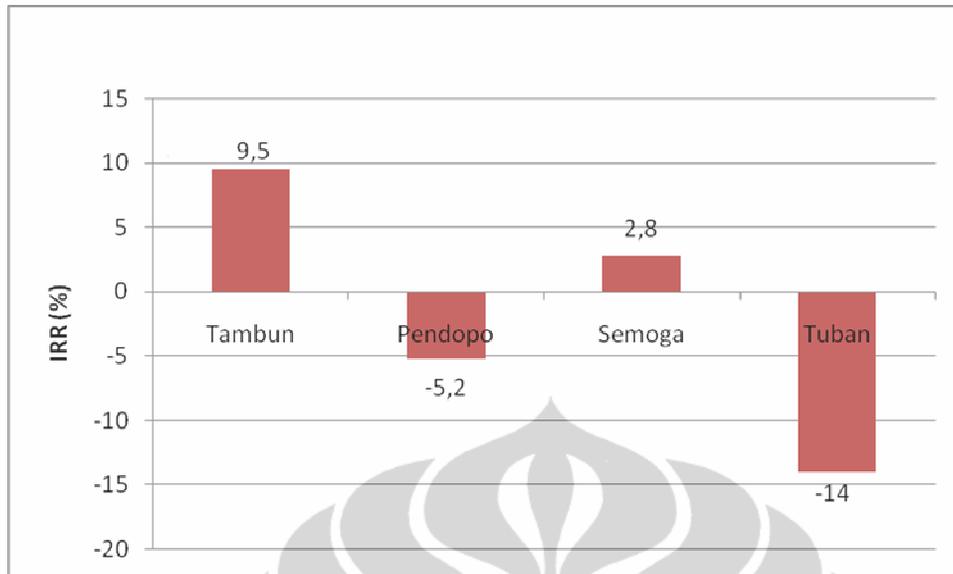
IRR merupakan ukuran tingkat pengembalian internal terhadap investasi pada suatu proyek Hasil perhitungan IRR dari keempat lokasi kilang LPG untuk Skenario A ditunjukkan dalam Gambar 5.4 berikut:



Gambar 5.4 Perbandingan IRR Kilang LPG pada Skenario A

Dari gambar di atas terlihat bahwa lapangan Tambun memiliki nilai IRR yang paling besar, diikuti lapangan Pendopo dan Semoga. Adapun lapangan Tuban memiliki nilai NPV negatif, yang menunjukkan bahwa lapangan tersebut tidak layak secara ekonomi. Untuk meningkatkan keekonomian kilang LPG Tuban, perlu dijajaki pembangunan unit *sulfur recovery* agar gas  $H_2S$  hasil pemisahan dari unit *acid gas removal* dapat diolah menjadi sulfur yang dapat dijual dalam bentuk *cake*. Di samping itu dapat dipertimbangkan juga didirikan unit tambahan untuk mengolah  $CO_2$  dari hasil pemisahan unit *acid gas removal* menjadi *dry ice*, yang hasil penjualannya dapat menambah pemasukan perusahaan.

Hasil perhitungan IRR dari keempat lokasi kilang LPG untuk Skenario B ditunjukkan dalam Gambar 5.5 berikut:

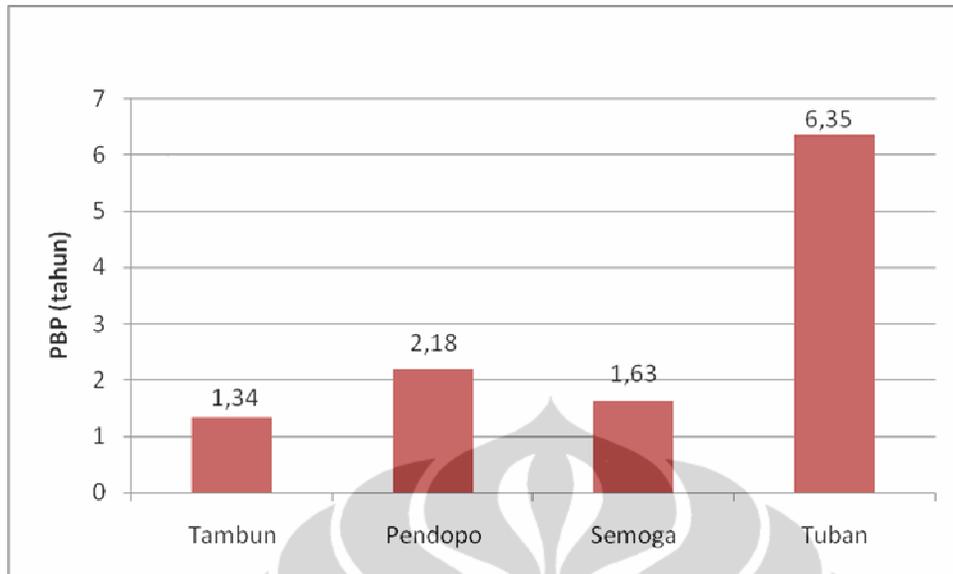


Gambar 5.5 Perbandingan IRR Kilang LPG pada Skenario B

Pada Skenario B, nilai IRR terbesar dimiliki lapangan Tambun yaitu sebesar 9,5% yang diikuti lapangan Semoga yang memiliki IRR sebesar 2,8%. Lapangan Pendopo dan Tuban memiliki nilai IRR negatif sehingga tidak layak dioperasikan dengan skema *processing fee*.

### 5.1.3 PAYBACK PERIOD (PBP)

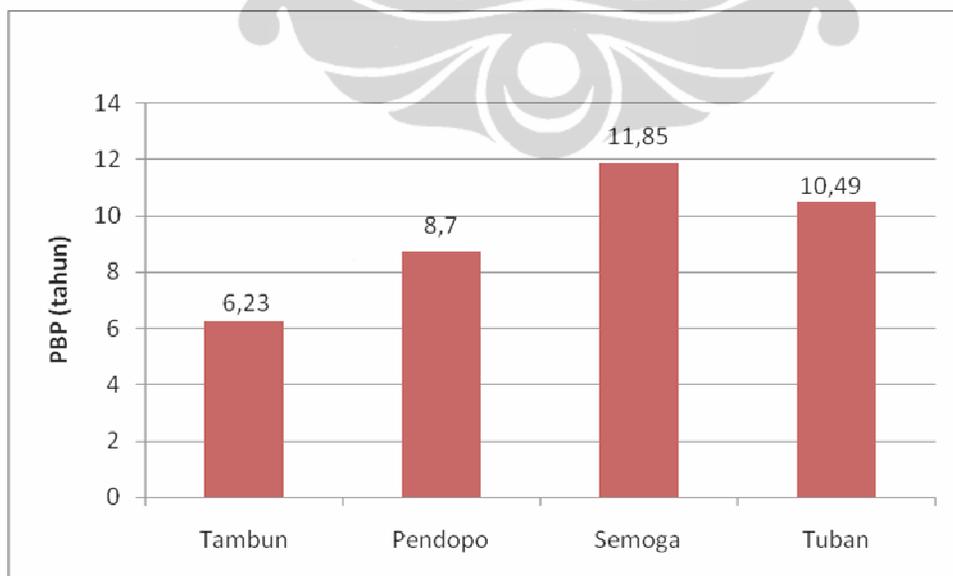
Metode periode pengembalian menghitung lamanya periode proyek yang berkaitan dengan seberapa cepat *recovery* investasi. Hasil perhitungan *payback period* (PBP) dari keempat lokasi kilang LPG untuk Skenario A ditunjukkan dalam Gambar 5.6 berikut:



Gambar 5.6 Perbandingan PBP Kilang LPG pada Skenario A

Dari gambar di atas terlihat bahwa lapangan Tambun memiliki PBP yang paling singkat yaitu 1,34 tahun yang paling besar, diikuti lapangan Semoga selama 1,63 tahun dan Pendopo selama 2,18 tahun. Lapangan Tuban memiliki PBP paling lama yaitu 6,35 tahun.

Hasil perhitungan *payback period* (PBP) dari keempat lokasi kilang LPG untuk Skenario B ditunjukkan dalam Gambar 5.7 berikut:



Gambar 5.7 Perbandingan PBP Kilang LPG pada Skenario B

Dari Gambar di atas terlihat bahwa lapangan Tambun memiliki periode pengembalian investasi tercepat yaitu 6,23 tahun.

Dari analisis NPV, IRR dan PBP di atas disimpulkan bahwa lapangan Tambun memiliki tingkat keekonomian yang paling baik diantara lapangan lain.

## 5.2 ANALISIS SENSITIVITAS

Pada analisis sensitivitas ini akan dilakukan perubahan terhadap nilai investasi, harga jual LPG, serta harga beli gas umpan pada kilang LPG Tambun, Pendopo, dan Semoga. Tabel-tabel berikut ini menunjukkan besarnya pengaruh perubahan faktor tersebut terhadap nilai IRR.

### 5.2.1 PERUBAHAN NILAI INVESTASI

Perubahan nilai investasi divariasikan dari kondisi dimana nilai investasi berkurang sebesar 50 % hingga nilai investasi meningkat 50 %. Tabel 5.4 berikut menunjukkan perubahan nilai investasi terhadap IRR pada kilang LPG Tambun.

Tabel 5.4 Perubahan IRR terhadap Variasi Nilai Investasi

Perubahan Nilai Investasi (%)	Nilai IRR (%)		
	Tambun	Pendopo	Semoga
-50	149,58	91,58	74,4
-40	124,79	76,38	62,1
-30	107,06	65,52	53,3
-20	93,74	57,35	46,7
-10	83,36	50,98	41,5
0	75,02	45,87	37,3
10	68,17	41,67	33,9
20	62,44	38,15	31
30	57,56	35,15	28,5
40	53,35	32,56	26,3
50	49,67	30,31	24,5

### 5.2.2 PERUBAHAN HARGA JUAL LPG

Perubahan harga jual LPG divariasikan dari kondisi dimana harga jual LPG berkurang sebesar 50 % hingga harga jual LPG meningkat 50 %. Berikut adalah tabel yang menunjukkan perubahan harga jual LPG terhadap IRR.

Tabel 5.5 Perubahan IRR terhadap Variasi harga jual LPG

Perubahan Harga Jual LPG (%)	Nilai IRR (%)		
	Tambun	Pendopo	Semoga
-50	48,49	38,35	33,6
-40	53,88	39,87	34,3
-30	59,21	41,37	35,1
-20	64,51	42,88	35,8
-10	69,78	44,37	36,6
0	75,02	45,87	37,3
10	80,25	47,36	38
20	85,46	48,85	38,8
30	90,67	50,34	39,5
40	95,86	51,82	40,3
50	101,05	53,3	41

### 5.2.3 PERUBAHAN HARGA BELI FEED GAS

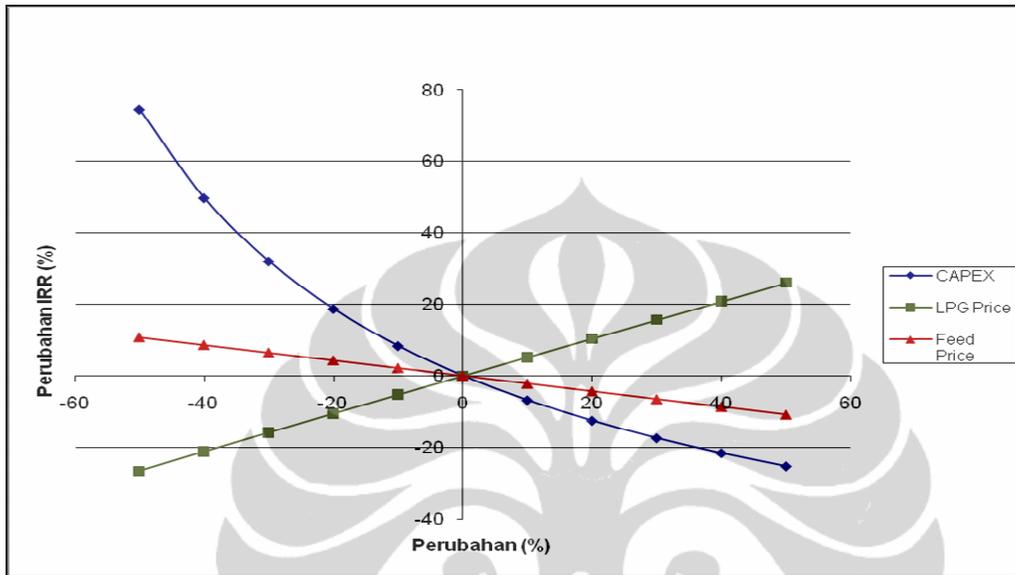
Perubahan harga beli gas umpan divariasikan dari kondisi dimana harga harga beli gas umpan berkurang sebesar 50 % hingga harga jual LPG meningkat 50 %. Berikut adalah tabel yang menunjukkan perubahan harga beli gas umpan terhadap IRR.

Tabel 5.6 Perubahan IRR terhadap Variasi harga beli gas umpan

Perubahan Harga Beli Feed Gas (%)	Nilai IRR (%)		
	Tambun	Pendopo	Semoga
-50	85,82	57,02	40,75
-40	83,67	54,81	40,06
-30	81,51	52,58	39,38
-20	79,35	50,35	38,69
-10	77,19	48,12	38
0	75,02	45,87	37,3
10	72,85	43,61	36,62
20	70,67	41,34	35,92
30	68,49	39,04	35,22
40	66,31	36,73	34,53
50	64,12	34,4	33,82

### 5.3 PLOT SENSITIVITAS

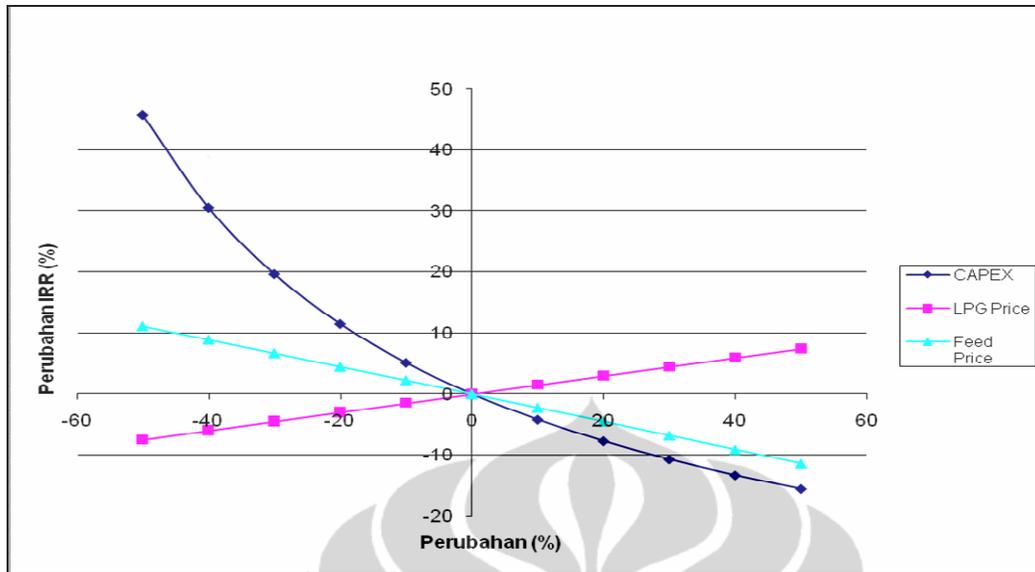
Gambar 5.8 berikut ini menunjukkan plot hasil analisis sensitivitas biaya investasi, harga produk LPG, dan harga beli *feed gas* pada kilang Tambun.



Gambar 5.8 Plot Sensitivitas Kilang Tambun

Dari gambar di atas terlihat bahwa parameter biaya investasi sangat sensitif terhadap keekonomian proyek, dimana setiap kenaikan 10% biaya investasi akan menyebabkan turunnya IRR sekitar 7-25%. Parameter sensitif lainnya ialah harga jual produk LPG dimana kenaikan 10% harga jual akan menaikkan IRR sekitar 5-26%.

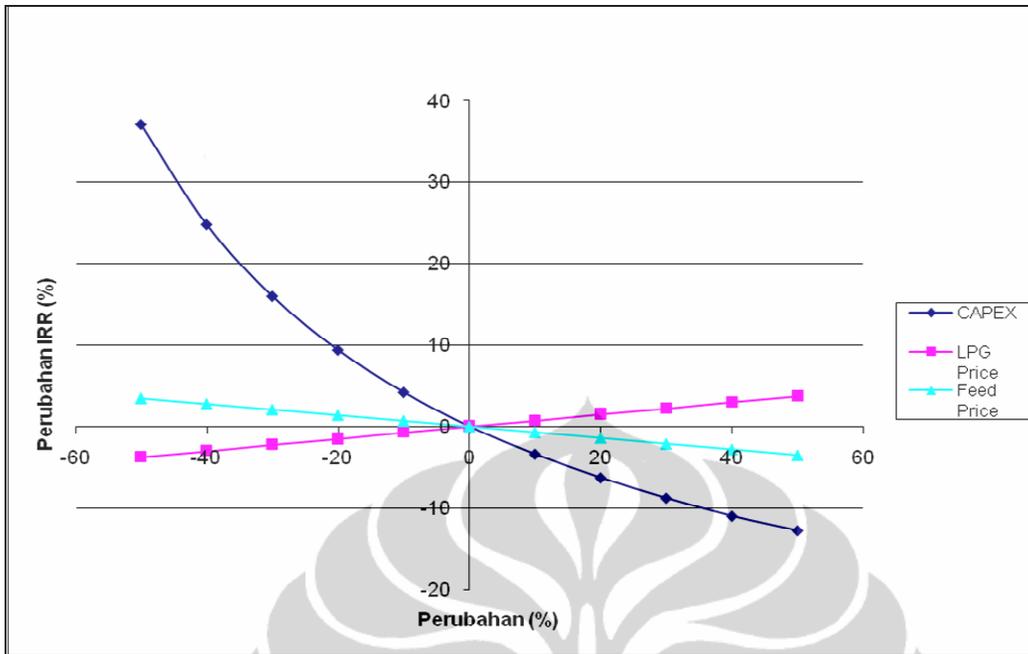
Hasil analisis sensitivitas biaya investasi, harga produk LPG, dan harga beli *feed gas* pada kilang Pendopo ditunjukkan pada Gambar 5.9 berikut ini.



Gambar 5.9 Plot Sensitivitas Kilang Pendopo

Dari gambar di atas terlihat bahwa seperti halnya di kilang Tambun, untuk kilang Pendopo parameter biaya investasi sangat sensitif terhadap keekonomian proyek, dimana setiap kenaikan 10% biaya investasi akan menyebabkan turunnya IRR sekitar 4-15%. Parameter sensitif lainnya ialah harga beli gas umpan dimana kenaikan 10% harga beli gas umpan akan menurunkan IRR antara 2-11%.

Hasil analisis sensitivitas biaya investasi, harga produk LPG, dan harga beli *feed gas* pada kilang Semoga ditunjukkan pada Gambar 5.10 berikut ini.



Gambar 5.10 Plot Sensitivitas Kilang Semoga

Dari gambar di atas terlihat bahwa biaya investasi merupakan parameter paling sensitif bagi keekonomian kilang Semoga, dimana kenaikan 10% biaya investasi menurunkan nilai IRR antara 3-12%. Parameter lainnya yaitu harga jual produk LPG dan harga beli gas umpan menunjukkan sensitivitas yang hampir sama, dimana kenaikan 10% harga LPG menaikkan IRR antara 0,7 – 3,7% dan kenaikan harga beli gas umpan menurunkan IRR antara 0,7 – 3,5%.