



Optimasi Pemodelan Skema Proses Pada Kolom Deetanizer Unit Kilang LPG Menggunakan Aspen Hysys

Optimization of Process Scheme Modeling In the Deetanizer Column LPG Refinery Units Using Aspen Hysys

Annasit Annasit¹, Samessyela Kasih Putra Kubela¹, Agus Setiyono^{1*}

¹Teknik Pengolahan Minyak dan Gas, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Jl. Gajah Mada No. 38 Cepu, Blora, Jawa Tengah, Indonesia 58315

*Corresponding Author: agasasutadewa@gmail.com

Received: 24th March 2025; Revised: 19th June 2025; Accepted: 14th July 2025

ABSTRAK

Pemodelan Optimasi pabrik LPG merupakan hal yang penting untuk meningkatkan kinerja pabrik secara keseluruhan. Hal ini dapat dilakukan dengan berbagai cara, seperti meningkatkan efisiensi, produktivitas, dan mengurangi biaya. Tujuan penelitian ini adalah memperoleh parameter Skema desain operasi yang optimum untuk mendapatkan performa/kinerja unit LPG plant yang paling baik dari segi purity, yield produk yang dihasilkan, konsumsi energi dan keekonomian operasi. Efisiensi dapat ditingkatkan dengan memperbaiki proses produksi dan mengurangi konsumsi energi. Produktivitas dapat ditingkatkan dengan cara meningkatkan kapasitas produksi. Pada penelitian ini, metode analisis yang digunakan melibatkan perbandingan antara desain unit LPG Plant sebelum dan sesudah optimasi dengan data operasional lapangan serta data dari studi literatur. Dengan faktor-faktor yang mempengaruhi perbedaan tersebut antara lain, nilai harga peralatan, jumlah peralatan, konsumsi utilitas yang berlebihan, dan total penjualan produksi LPG dan Berdasarkan perhitungan ekonomi, Skema 1 memiliki Total Capital Investment (TCI) sebesar \$ 3.317.566,18, biaya tahunan sebesar \$ 219.008,7346, pendapatan sebesar \$ 125.666.446 (dibandingkan skema 2 yaitu \$131.909.910,33), dan biaya pengolahan LPG sebesar \$ 0,0199 per kg. Dengan melihat perbandingan kinerja dan nilai ekonomi dari kedua skema tersebut, dapat disimpulkan bahwa skema 1 merupakan konsep yang lebih unggul untuk unit produksi LPG, karena telah dipertimbangkan dari berbagai aspek.

Kata kunci : Aspen Hysys, Nilai Ekonomi, Optimasi, Pabrik LPG, Skema.

ABSTRACT

LPG plant optimization modeling is important to improve overall plant performance. This can be done in various ways, such as increasing efficiency, productivity, and reducing costs. This research aims to obtain the optimum operating design scheme parameters to obtain the best LPG plant unit performance in terms of purity, product yield, energy consumption, and operational economics. Efficiency can be increased by improving production processes and reducing energy consumption. Productivity can be increased by increasing production capacity. In this research, the analysis method used involves a comparison between the LPG Plant unit design before and after optimization with field operational data, as well as data from literature studies. The factors that influence this difference include the value of equipment prices, the number of equipment, excessive utility consumption, and total sales of LPG production. Based on economic calculations, Scheme 1 has a Total Capital Investment (TCI) of \$ 3,317,566.18, annual costs of \$ 219,008.7346, and income of \$ 125,666,446 (compared to scheme 2, which is \$ 131,909,910.33), and LPG processing costs of \$0.0199 per kg. By looking at the comparison of the performance and economic value of the two schemes, it can be concluded that scheme 1 is a superior concept for LPG production units because it has been considered from various aspects.

Keywords : Aspen Hysys, Economic Value, LPG Plant, Optimization, Scheme

Copyright © 2025 by Authors, Published by JITK. This is an open-access article under the CC BY-SA License (<https://creativecommons.org/licenses/by-sa/4.0>).

How to cite: Annasit, A., Kubela, S. K. P., & Setiyono, A. (2025). Optimasi Pemodelan Skema Proses Pada Unit Kilang LPG. Jurnal Ilmiah Teknik Kimia, 9(2).

Permalink/DOI: 10.32493/jitk.v9i2.48446



PENDAHULUAN

Beban pemakaian LPG di masyarakat Indonesia semakin tinggi. LPG dapat menghemat 3,84 juta ton penghematan per tahun (2030) dan 10,2 juta ton penghematan tahunan (2050) sebagai hasil dari 2,22 miliar dolar AS (31 triliun rupiah) Dan 5,85 miliar dolar per tahun. (Yudiartono, 2022). Cadangan gas alam di Indonesia sangatlah berlimpah akan tetapi unit pengolahan yang belum bisa memenuhi produksi gas sangatlah berdampak pada nilai impor juga kebutuhan masyarakat.

LPG (*Liquid Petroleum Gas*) adalah campuran gas hidrokarbon yang terdiri dari dua komponen utama: propana (C_3H_8) dan butana (C_4H_{10}) (PGN LNG, 2024). LPG diperoleh selama ekstraksi gas alam dan minyak, atau sebagai produk sampingan dari produksi selama penyulingan minyak bumi. LPG adalah campuran propana, butana, dan zat lain dalam jumlah sedikit. Campuran propana dan butana dicairkan dengan pendinginan hingga suhu rendah atau dengan kompresi (Synák, 2019). Proses produksi LPG berbahan baku gas alam melewati beberapa proses seperti, *acid gas removal*, *dehydration*, fraksinasi, dan pencairan gas alam (*liquefaction*) untuk dapat menghasilkan LPG dengan komposisi yang diinginkan (Rahmatika, 2020).

Propana dan butana berada dalam bentuk cair pada tekanan dan suhu tertentu. LPG digunakan untuk berbagai keperluan, termasuk bahan bakar rumah tangga, bahan bakar otomotif, dan keperluan industri. Komposisi propana dan butana memastikan keserbagunaan saat digunakan. Pada tekanan atmosfer dan suhu ruangan, LPG berbentuk gas. Namun, ketika dikompresi atau didinginkan, LPG dapat diubah menjadi bentuk cair yang lebih padat, sehingga lebih mudah disimpan dan diangkut. Proses distilasi fraksional ini memanfaatkan perbedaan titik didih antara komponen-komponen gas ringan untuk mencapai pemisahan yang efisien. Proses distilasi fraksinasi adalah metode memisahkan komponen yang terkandung dalam campuran sehingga beberapa kelompok terbentuk

(Emmaputri, 2018).

Pengelolaan impuritas dalam gas alam sangat penting karena dapat mempengaruhi keamanan, kinerja, dan nilai ekonomis gas alam tersebut. Proses pemisahan dan pemurnian dilakukan untuk menghilangkan impuritas dan meningkatkan kualitas gas alam sebelum digunakan dalam berbagai aplikasi, seperti pemanasan, pembangkit listrik, atau bahan baku industri kimia. LPG (*Liquified Petroleum Gas*) *propane* memiliki peran yang signifikan sebagai media penting dalam peralatan industri migas.

Absorpsi gas sendiri terdapat 2 jenis, absorpsi fisika dan absorpsi kimia. Umumnya absorpsi fisika adalah penghilangan kandungan CO_2 tanpa disertai adanya reaksi kimia. Pada proses ini biasanya absorber berupa air, metanol, propilen, dan karbonat. Sedangkan absorpsi kimia merupakan proses CO_2 removal dengan disertai proses reaksi kimia pada proses digunakan *amine* sebagai absorber untuk menyerap kandungan CO_2 atau H_2S . Salah satu keuntungan dari penggunaan absorpsi kimia adalah lebih besarnya koefisien perpindahan massa gasnya, yang disebabkan oleh luas permukaan efektif penyerapannya makin besar. Senyawa yang paling banyak digunakan dalam proses CO_2 removal adalah MEA (*monoethanol-amine*), dan banyak lagi senyawa lain yang juga dapat digunakan seperti, MDEA (*methyldiethanol-amine*), DEA (*diethanol-amine*), dan PZ (*piperazine*) (Dutcher, 2015).

Evapasi metode pemisahan bahan kimia berdasarkan titik didih atau distilasi material (volatil) atau cahaya pemurnian. Bahan kimia dengan titik didih yang lebih rendah pertama kali diuapkan dibandingkan dengan orang dengan titik didih yang lebih tinggi. Aplikasi memungkinkan distilasi diterapkan pada banyak aplikasi proses (Mustiadi, 2020).

Kolom Deethanizer adalah unit pemisahan akhir kecil yang memisahkan koneksi Eshanna dari propana dan butana dari proses distilasi tekanan untuk membuat produk LPG yang memenuhi spesifikasi. (Nurrahman dan Furqon, 2021). *Deethanizer column* merupakan salah satu kolom yang diterapkan pada proses pemisahan pada pabrik LNG



maupun LPG pada kolom ini akan dipisahkan antara etana (C_2) dari komponen komponen yang lebih berat (Shahab dan Faisal, 2022).

Kolom depropanizer adalah distilasi yang berfungsi dalam melakukan pemisahan propana (C_3) dari fraksi berat lainnya butana (C_4) maupun C_5^+ berdasarkan tingkat volatilitasnya (Vianda, 2016). *Depropanizer* merupakan suatu alat untuk memisahkan campuran yang mengandung propana dari senyawa lain. Umpun dari kolom depropanizer ini secara umum adalah dari produk bawah hasil kolom *deethanizer*. *Depropanizer* memisahkan umpun dimana pada kolom atas mengandung banyak propana dengan produk bawah berupa butana dan nafta (Listijorini, 2017).

Pada proses fraksinasi gas terdapat juga kolom *debutanizer*. Kolom debutanizer ini digunakan untuk memisahkan butana dari fraksi yang lebih berat seperti nafta atau C_5^+ . Debutanizer banyak digunakan pada industri yang memproduksi LPG, butana nantinya akan keluar sebagai produk atas yang akan diperjualbelikan sebagai LPG. Sedangkan nafta sebagai produk bawah akan dimanfaatkan sebagai produk yang digunakan untuk menambah nilai oktan pada bensin (Ramdhani dan Biyanto, 2016).

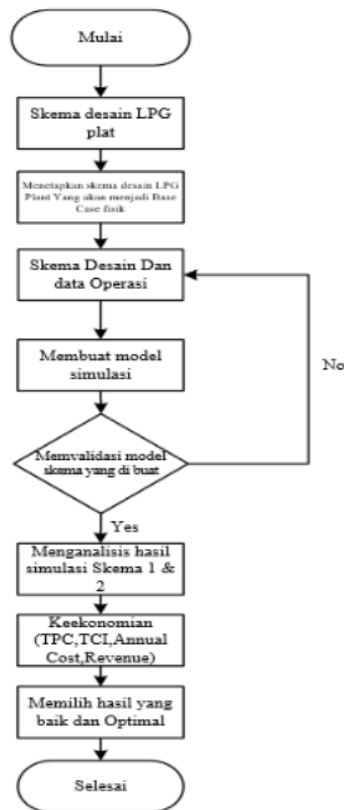
Berdasarkan penelitian Optimasi Kolom Pemisahan di Kilang *Propylene* Pertamina RU IV Cilacap dijelaskan bahwa semakin tinggi nilai Refluks *Rationya* maka *purity* nya juga akan semakin naik dan mencapai titik optimum sesuai spesifikasi pada saat Refluks *Ratio* 630 yaitu sebesar 99,56%. Sehingga nilai *yield* akan konstan seiring dengan kenaikan nilai Refluks *Rate*. Namun, berkebalikan dengan kemurniannya. Pada saat Refluks *Ratio* mencapai titik optimum yang sama, maka hasil *yieldnya* akan turun pada nilai 54,12 m^3/h (Haryani, 2020). Pada Penelitian Optimasi Kondisi Operasi Kolom *Demetanizer* Untuk Mencapai Kualitas Produk PT. X Menggunakan Aspen Hysys menjelaskan bahwa kolom *demethanizer* yang optimal terdapat pada skema dua dengan *reflux rate* sebesar 20.000 kg/h, suhu reboiler 107,23°C menghasilkan *purity* 97,38% dan *top flowrate* 366.193,08 kg/h serta *duty*

reboiler dan *condensor* yang lebih ringan dengan nilai masing-masing 605,527 kW dan -4356,55 kW (Fahreza dan Dharmawan, 2024). Tujuan penelitian ini adalah memperoleh parameter Skema desain operasi kolom *Deetanizer* yang optimum untuk mendapatkan performa/kinerja unit LPG *plant* yang paling baik dari segi *purity*, *yield* produk yang dihasilkan, konsumsi energi dan keekonomian operasi.

BAHAN DAN METODE

Metode yang digunakan meliputi variabel penelitian, prosedur operasional, dan metode analisis. Studi tentang variabel ini harus ditetapkan sebelum penelitian. Variabel ini terdiri dari variabel independen (x) dan variabel dependen (y) yang sangat erat kaitannya. Variabel independen dalam studi ini adalah komposisi umpun kolom distilasi, data dari distilasi, serta suhu dan tekanan umpun dan produk. Sementara itu, variabel dependen adalah konfigurasi desain pabrik LPG setelah dimaksimalkan. Produk yang dihasilkan adalah LPG dan nilai ekonominya.

Terdapat perbedaan dalam penempatan variasi tata letak alat pada skema 1 dan skema 2. Pada skema 1, kolom *Deetanizer* ditempatkan sebelum kolom *Depropanizer*, sedangkan pada skema 2, kolom *Depropanizer* ditempatkan sebelum kolom *Deetanizer*. Perbedaan ini juga mempengaruhi penempatan separator, He, kompresor, dan *turbo expander* pada kedua skema tersebut. Terdapat perbedaan antara skema 1 dan skema 2 dalam jumlah alat yang digunakan. Skema 2 memiliki 3 kompresor, sedangkan skema 1 hanya memiliki 1 kompresor. Perbedaan ini disebabkan oleh penyesuaian dengan kondisi *feed* yang masuk ke kolom deetan. Oleh karena itu, penambahan kompresor pada skema 2 dilakukan sebagai bentuk dukungan tambahan. Di lihat dari kedua perbandingan Skema, bahwa dari skema 1 dan juga 2 memiliki keekonomian yang berbeda, baik dari segi TCI, *Annual Cost*, *Revenue* dan juga biaya pengolahan.

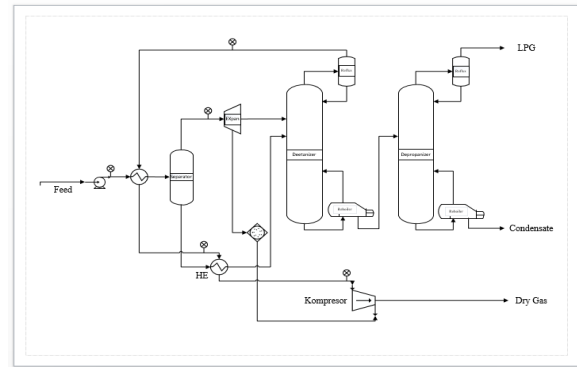


Gambar 1. Flowchart Metode Penelitian

Gambar 1 adalah diagram aliran dari metode penelitian, termasuk tahap awal sampai akhir penelitian. Metode kerja ini terdiri dari tahap persiapan, implementasi dan pemrosesan. Fase implementasi itu sendiri mencakup literasi materi penelitian dari jurnal. Fase implementasi, yang melibatkan pencarian data lapangan, diproses dalam Microsoft Excel dan perhitungan untuk menganalisis kesimpulan dari hasil, ekonomi, dan fase penyelesaian. Metode analitik ini digunakan untuk mengkonfirmasi ekonomi yang muncul dari memaksimalkan produk LPG.

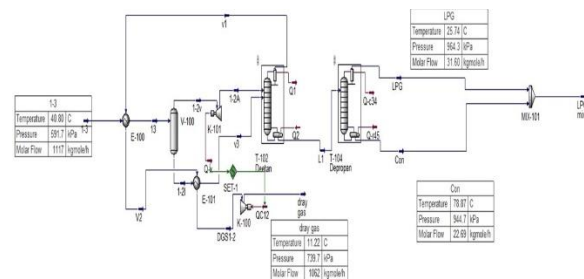
HASIL DAN PEMBAHASAN

Desain LPG *plant* yang akan menjadi *base case* fisik digambarkan seperti pada Gambar 2.



Gambar 2. Desain LPG Plant Base Case Fisik

Pada Gambar 3 adalah gambaran skematik dari Rencana Arar LPG di Cekungan Petro XYZ. Wilayah kerjanya meliputi area seluas lebih dari 1.000 kilometer persegi. Petro XYZ. memproduksi minyak mentah dan gas alam. Produksi minyak mencapai sekitar 4.500 barel per hari, sedangkan produksi gas bumi melebihi 20 juta kaki kubik per hari.



Gambar 3. Skema Desain 1

Pada simulasi Aspen Hysys untuk Skema 1 pabrik arar LPG, data umpan yang digunakan merupakan pendekatan dari data di lapangan. Berikut ini adalah komposisi umpan yang dapat dilihat pada Tabel 1.

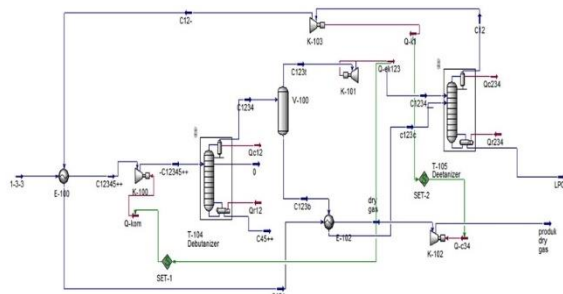
Tabel 1. Komposisi Feed Skema 1

Stream Name	Natural Gas
Vapour / Phase Fraction	1
Temperature (°C)	40,8
Pressure (KPa)	591,6576024
Molar Flow (Kgmole/h)	1116,649147
Mass Flow (Kg/h)	20787,5
Std Ideal Liq Vol Flow (M³/h)	64,04890027
Molar Enthalpy (KJ/kg mol)	-76924,47529



Molar Entropy (KJ/KgMole ⁰ C)	173,8767371
Heat Flow (KJ/h)	-85897649,69
Liq Vol Flow @std Cond (M ³ /h)	26314,18627
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	
Komposisi	%Mol
CO ₂	0
Nitrogen	1,34E-03
Methane	0,891682185
Ethane	5,73E-02
Propane	2,96E-02
i-Butane	6,83E-03
n-Butane	8,28E-03
i-Pentane	7,24E-04
n-Butane	3,62E-03
n-Hexane	6,21E-04

Gambar 4 adalah gambar dari skema 2 seperti yang ditunjukkan berikut ini:



Gambar 4. Skema Desain 2

Pada simulasi Aspen Hysys untuk pabrik arar LPG Skema 2, data umpan yang digunakan merupakan pendekatan terhadap data di lapangan. Tabel 2 memperlihatkan komposisi umpan.

Tabel 2. Komposisi Feed Skema 2	
Stream Name	Natural Gas
Vapour / Phase Fraction	1
Temperature (°C)	40,8
Pressure (KPa)	591,6576024

Molar Flow (Kgmole/h)	1116,649147
Mass Flow (Kg/h)	20787,5
Std Ideal Liq Vol Flow (M ³ /h)	64,04890027
Molar Enthalpy (KJ/kg mol)	-76924,47529
Molar Entropy (KJ/KgMole ⁰ C)	173,8767371
Heat Flow (KJ/h)	-85897649,69
Liq Vol Flow @std Cond (M ³ /h)	26314,18627
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	
Komposisi	%Mol
CO ₂	0
Nitrogen	1,34E-03
Methane	0,891682185
Ethane	5,73E-02
Propane	2,96E-02
i-Butane	6,83E-03
n-Butane	8,28E-03
i-Pentane	7,24E-04
n-Butane	3,62E-03
n-Hexane	6,21E-04

Hasil simulasi Hysys menggunakan data aktual dibandingkan dengan data lapangan, untuk melihat kesesuaian simulasi seperti yang ditunjukkan pada Tabel 3.

Tabel 3. Data Aktual Feed Out LPG	
Mol In	
CO ₂	0
Nitrogen	0,00
Methane	0,89
Ethane	0,06
Propane	0,03
i-Butane	0,01
n-Butane	0,00
i-Pentane	0,00
n-Butane	0,00
n-Hexane	0,06



Mol Out	
CO ₂	0,00
Nitrogen	0,00
Methane	0,00
Ethane	0,00
Propane	0,91
i-Butane	0,06
n-Butane	0,009
i-Pentane	0,01
n-Butane	0,00
n-Hexane	0,06

Tabel 4. Pemilihan Harga Peralatan

Nama Alat	Harga	Jumlah	Cost
Pompa	\$5323,09	1	\$5323,09
Heat Exchanger	\$19900	2	\$39800
Turbo Expander	\$338500	1	\$338500
Kompresor	\$960200	1	\$960200
Detanizer Colom	\$305200	1	\$305200
Depronizer Colom	\$101600	1	\$101600
Total			\$1.005.323,09

Mengetahui total biaya peralatan yang dibeli untuk skema 1 memiliki biaya \$ 1.005.323,09 dengan biaya peralatan yang dikirim sebesar 10% dari biaya peralatan yang dibeli.

Tabel 5. Total Produksi cost

Keterangan	Total
Total Purchased Equipment Cost	\$1.005.323,09
Delivered Equipment Cost	\$100.532,31
TPC + Delivered	\$1.105.855,39
Fixed Capital Investment	\$2.764.638,49

Delivered Equipment Cost
 = 10% × Total Purchased Equipment. (1)
 Delivered Equipment Cost
 = 10% × \$1.005.323,09
 Delivered Equipment Cost = \$100.532,31

Dari perhitungan tersebut maka penjumlahan antara *purchased equipment cost* dan *delivered equipment cost* menjadi

purchased equipment cost akhir.

Purchased Equipment Cost (final) = Delivered Equipment Cost + Purchased Equipment Cost. (2)
 Purchased Equipment Cost (final) = \$100.532,31 + \$1.005.323,09
 Purchased Equipment Cost (final) = \$1.105.855,39

Selanjutnya, untuk menghitung *fixed capital investment* (FCI), terlebih dahulu kita harus menghitung *direct cost* (DC) dan *indirect cost* (IC). Cara perhitungan ini mengacu pada buku "Perancangan Pabrik dan Ekonomi untuk Teknik Kimia" Bab 6 yang membahas tentang analisis estimasi biaya. Hasil perhitungan *direct cost* (DC) untuk skema 1 seperti yang ditunjukkan pada Tabel 6.

Tabel 6. Direct Cost

No	Component	Range of FCL%	% FCI Chosen	Value (USD)
1	Purchased Equipment Cost	15-40	40%	\$1.105.855,39
2	Purchased Equipment Installation+Insulation+Painting	6-14	7%	\$193.524,69
3	Instrumentation & Controls	2-12	3%	\$82,939,15
4	Piping (Installed)	4-17	4%	\$110.585,54
5	Electrical Systems+ Installed	2-10	5%	\$138.231,92
6	Buildings (Including Services)	2-18	5%	\$138.231,92
7	Yard Improvement	2-5	4%	\$110.585,54
8	Service Facilities (Installed)	8-30	9%	\$248.817,46
9	Land	1-2	1%	\$27.646,38
	Total DC	65-85	78%	\$2.156.418,02

Tabel 7. Indirect Cost

No	Component	Range of FCL%	% FCI Chosen	Value (USD)
1	Engineering and Supervision	4-20	6%	\$165.878,31
2	Construction Expenses	4-17	7%	\$193.524,69
3	Legal Expenses	1-3	2%	\$55.292,77



4	Contractor Fee	2-6	3%	\$82.939,15
5	Contingency	5-15	6%	\$165.878,31
Total DC		15-35	24%	\$663.513,24

Perhitungan Investasi Modal Tetap. FCI skema 1 adalah sebagai berikut:

$$FCI = DC + IC$$

(3)

$$FCI = \$2.156.418,02 + \$663.513,24$$

$$FCI = \$2.819.931,26$$

Setelah mendapatkan FCI, langkah selanjutnya adalah menghitung *working capital* (WC) dan *total capital investment* (TCI). Nilai WC yang digunakan adalah 15% dari TCI. Dengan demikian, FCI yang dihitung sebelumnya adalah selisih dari TCI dan WC, yaitu $100\% - 15\% = 85\%$. Hasil perhitungannya adalah sebagai berikut:

$$WC = 25\% \times FCI \times \frac{1}{85\%}$$

(4)

$$WC = \$497.634,93$$

$$TCI = WC + FCI$$

(5)

$$TCI = \$497.634,93 + \$2.819.931,26$$

$$TCI = \$3.317.566,18$$

Berdasarkan perhitungan yang telah dilakukan, TCI pada Skema 1 diperoleh sebesar \$ 3.317.566,18, dengan modal kerja sebesar \$ 497.634,93, serta *fixed capital investment* sebesar \$ 2.819.931,26. Untuk selanjutnya, *annual cost of utilities* dihitung dengan menggunakan fasilitas Aspen Hysys, yaitu *aspen process economic analyzer*.

Tabel 8. Annual Cost (Utilitas)

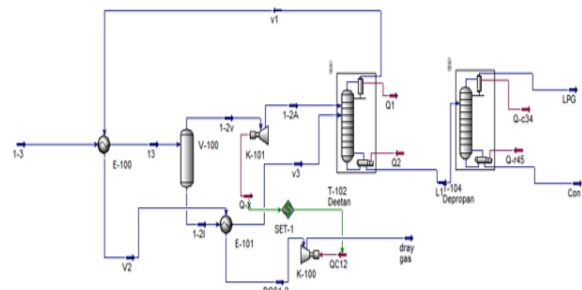
Nama Alat	Jenis	Beban (Per Jam)	Beban (Per Annum)
K-100	Kompresor	\$2,1681	\$17.171,3520
E-100	HE	\$9,4742	\$75.035,65
T-104	Coloum	\$0,4038	\$3.198,0960
K-101	Expander	\$1,9087	\$15.117,0624
V-100	Separator	\$0,6696	\$5.303,2320
E-101	HE	\$9,4700	\$75.002,40
T-102	Coloum	\$3,5582	\$28.180,9440
Total		\$27,6526	\$219.008,7346

Berdasarkan Tabel 8, biaya tahunan (utilitas) adalah \$219,008.73. Biaya tahunan ini dihitung selama 330 hari kerja atau 7.290 jam. Selanjutnya dilakukan pendekatan pendapatan dari penjualan LPG yang dihasilkan.

Tabel 9. Revenue

Nama Produk	Flow Rate (kg/h)	Harga Jual (Per Kg)	Revenue (Per Jam)	Revenue (Per Annum)
LPG	Rp 1.387,94	\$12,42	\$17.238,20	\$125.666,446

Dari data pada Tabel 9, pendapatan dari LPG yang diperoleh pada skema 1 adalah sebesar \$125.666.446 per tahun (330 hari).



Gambar 5. Skema 1 Vinal Campion

Tabel 10. Perbandingan Skema 1 dan Skema 2

Skema	TCI	Annual Cost	Revenue (Per Jam)	Biaya Pengolahan LPG
Skema 1	\$3.317.566,18	\$219.008,7346	\$125.666,446	\$0,0199
Skema 2	\$9.654.886,18	\$293.503,4784	\$131.909,33	\$0,0254

Untuk menentukan skema mana yang terbaik, kita harus mempertimbangkan berbagai faktor, termasuk total biaya investasi (TCI), biaya tahunan, pendapatan per jam, dan biaya pemrosesan LPG. Mari kita analisis setiap skema berdasarkan faktor-faktor ini:

Skema 1:

Total Biaya Investasi (TCI) : \$3.317.566,18

Annual Biaya : \$219.008,7346

Revenue per Jam : \$125.666.446

Biaya Pengolahan LPG : \$0,0199

Skema 2:

Total Biaya Investasi (TCI) : \$9.654.886,18



Annual Biaya : \$293.503.4784
 Revenue per Jam : \$131.909.910,33
 Biaya Pengolahan LPG : \$ 0,0254.

KESIMPULAN

Pada hasil simulasi Aspen Hysys pada pemodelan Skema Kolom *Deetanizer* Unit LPG, disimpulkan bahwa perhitungan keekonomian Skema 1 memiliki *total capital investment* (TCI) sebesar \$3.317.566,18, biaya tahunan sebesar \$219.008,7346, pendapatan sebesar \$125.666.446, dan biaya pengolahan LPG sebesar \$0,0199 per kg. Sementara itu, Skema 2 memiliki *total capital investment* (TCI) sebesar \$9.654.886,18, biaya tahunan sebesar \$293.503,4784, pendapatan sebesar \$131.909.910,33, dan biaya pengolahan LPG sebesar \$0,0254 per kg. Dengan melihat perbandingan kinerja dan nilai ekonomi dari kedua skema tersebut, dapat disimpulkan bahwa skema 1 merupakan konsep yang lebih unggul untuk unit produksi LPG, karena telah dipertimbangkan dari berbagai aspek.

UCAPAN TERIMA KASIH

Penulis sangat berterima kasih kepada Politeknik Energi dan Mineral Akamigas dalam proses pembuatan jurnal dan Universitas Pamulang dalam penerbitan jurnal ini.

DAFTAR PUSTAKA

- Dutcher, B., Fan, M., & Russell, A. G. (2015). Amine-based CO₂ capture technology development from the beginning of 2013-A review. *ACS Applied Materials and Interfaces*, 7(4), 2137–2148. <https://doi.org/10.1021/am507465f>
- Emmaputri, F. S., et al. (2018). Kajian Proses Destilasi Fraksinasi Biodiesel Kemiri Sunan (Reutealis Trisperma). *Jurnal Teknotan*, 12(2).
- Fahreza, M. E. M., & Dharmawan, A. (2024). Optimasi Kondisi Operasi Kolom Demetanizer Untuk Mencapai Kualitas Produk PT.X Menggunakan Aspen Hysys. *SNTEM*, 4, 375-384.
- Haryani, K. (2020). Optimasi Kolom Pemisahan di Kilang Propylene Pertamina RU IV Cilacap. *Jurnal Rekayasa Mesin*, 15(2), 126–136. <https://doi.org/10.32497/jrm.v15i2.1956>
- Listijorini, E., Pratama, N. D., Vianda, M. A., & Biyanto, T. R. (2017). Optimization of depropanizer column quality product by changing controller set points of reflux flow and reboiler heat rate. *Proceedings - 2016 6th International Annual Engineering Seminar, InAES 2016*, 116–120. <https://doi.org/10.1109/INAES.2016.7821918>
- Mustiadi, L., Astuti, S., & Purkoncoro, A. E. (2020). Buku Ajar Distilasi Uap dan Bahan Bakar Pelet Arang Sampah Organik. CV IRDH.
- Nurrahman, A., & Furqon, Z. (2021). Evaluasi Neraca Massa Kolom Deethanizer di Unit Gas Plant. *Reka Buana: Jurnal Ilmiah Teknik Sipil dan Teknik Kimia*, 6(2), 160-173.
- PT PGN LNG Indonesia. (2024). Jenis-jenis LPG. <https://pgnlng.co.id/berita/wawasan/jenis-jenis-lpg>
- Rahmatika, F. A., Ariq, Y. N., Susianto, S., & Taufany, F. (2020). Pra-Desain Pabrik LPG dari Gas Alam. *Jurnal Teknik ITS*, 8(2). <https://doi.org/10.12962/j23373539.v8i2.43597>
- Ramdhani, Z. P., & Biyanto, T. R. (2016). Economic and Composition Optmization in Debutanizer Using Economic Model Predictive Control (EMPC). Institut Teknologi Sepuluh Nopember.
- Shahab, A., & Faisal, A. (2022). Efisiensi Tray Teoritis De-Ethanizer Column Di Pt. Titis Sampurna LPG Plant Limau Timur Efficiency of the Trays Number in De Ethanizer Column At Pt. Titis Sampurna Lpg Plant Limau Timur. *Jurnal Kinetika*, 13(03), 62–66. <https://jurnal.polsri.ac.id/index.php/kimia/index>
- Synák, F., et al. (2019). Liquefied petroleum gas as an alternative fuel. *Transportation Research Procedia*, 40, 527–534. <https://doi.org/10.1016/j.trpro.2019.07.076>



Vianda, M. A. (2016). Optimasi Kualitas Produk Kolom Depropanizer Melalui Perubahan Set Point Kontroler Pada Laju Aliran Quality Product By Changing Controller Set Points of Reflux and Steam Reboiler Flow Rate. Institut Teknologi Sepuluh November.

Yudiartono, et al. (2022). Analisis Prakiraan Kebutuhan Energi Nasional Jangka Panjang Untuk Mendukung Program Peta Jalan Transisi Energi Menuju Karbon Netral. JEBT: Jurnal Energi Baru & Terbarukan, 3(3), 201–217.