

Pengaruh Variasi Suhu Pendinginan untuk Pemisah Flash Hidrokarbon Ringan Menggunakan Simulasi Aspen Hysys

Siti Uswatun Azizah^{1*}, Amalia Ma'rifatul Maghfiroh²

¹⁻² Universitas Bojonegoro, Indonesia

Email: sitiuswatubazizah@gmail.com^{1*}, amaliamarifatulmaghfiroh@gmail.com²

*Penulis Korespondensi: sitiuswatubazizah@gmail.com

Abstract. The oil and gas industry plays a crucial role in meeting global energy needs, with crude oil from production wells being the primary product of upstream operations. Prior to further processing, crude oil requires pretreatment at the production site, one of the key stages being phase separation using a flash separator. This study examines the effect of variations in cooling temperature on the performance of liquid phase separation and energy requirements in the flash separation process of light hydrocarbons. The analysis was conducted through process simulation using Aspen HYSYS version 14.2 with the Peng Robinson property package. The feed stream had a mass rate of 10,000 kg per hour, a temperature of 50°F, and atmospheric pressure, with compositions of ethane, propane, isobutane, and normal butane. The process configuration included compression, cooling, and phase separation in a flash separator at a constant pressure of 50 psia. Variations in cooling temperature were applied at 20, 10, and 0°C. The simulation results indicated a thermodynamic critical point at 10°C. At 20°C, no liquid phase was formed, while at 10°C, significant liquid yield was obtained with moderate energy consumption. Lowering the temperature to 0°C dramatically increases liquid recovery, but the cooling energy requirement also increases sharply. Sensitivity analysis confirms a strong inverse relationship between temperature and condensation yield, as well as a surge in energy consumption at low temperatures. The optimal operating condition is set at 10°C, providing a balance between separation efficiency and energy efficiency in accordance with sustainable manufacturing principles.

Keywords: Aspen HYSYS; Energy Efficiency; Flash Separator; Mild Hydrocarbons; Temperature Variation.

Abstrak. Industri minyak dan gas memegang peran penting dalam pemenuhan kebutuhan energi global, dengan minyak mentah dari sumur produksi sebagai produk utama operasi hulu. Sebelum diolah lebih lanjut, minyak mentah memerlukan perlakuan awal di lapangan produksi, salah satu tahap pentingnya adalah pemisahan fase menggunakan unit flash separator. Penelitian ini mengkaji pengaruh variasi suhu pendinginan terhadap kinerja pemisahan fase cair dan kebutuhan energi dalam proses pemisahan flash hidrokarbon ringan. Analisis dilakukan melalui simulasi proses menggunakan Aspen HYSYS versi 14.2 dengan paket properti Peng Robinson. Aliran umpan memiliki laju massa 10.000 kg per jam, suhu 50°F, dan tekanan atmosfer, dengan komposisi etana, propana, iso butana, dan normal butana. Konfigurasi proses mencakup kompresi, pendinginan, dan pemisahan fase dalam flash separator pada tekanan konstan 50 psia. Variasi suhu pendinginan diterapkan pada 20, 10, dan 0°C. Hasil simulasi menunjukkan titik kritis termodinamika pada 10°C. Pada 20°C, tidak terbentuk fase cair, sementara pada 10°C diperoleh hasil cairan yang signifikan dengan konsumsi energi sedang. Penurunan suhu ke 0°C meningkatkan pemulihan cairan secara drastis, namun kebutuhan energi pendinginan juga meningkat tajam. Analisis sensitivitas menegaskan hubungan terbalik yang kuat antara suhu dan hasil kondensasi, serta lonjakan energi pada suhu rendah. Kondisi operasi optimal ditetapkan pada 10°C, memberikan keseimbangan antara efisiensi pemisahan dan efisiensi energi sesuai prinsip manufaktur berkelanjutan.

Kata kunci: Aspen HYSYS; Efisiensi Energi; Flash Separator; Hidrokarbon Ringan; Variasi Suhu.

1. LATAR BELAKANG

Secara populer, energi minyak dan gas bumi sering disebut sebagai energi fosil. Dalam pengertian umum fosil adalah sisa, jejak, atau bekas tumbuhan, hewan, dan organisme yang membatu, karena telah melalui berbagai proses kimiawi dan fisika di dalam Bumi (Wang et al., 2023). Seperti proses alam yang lain, dari organisme sampai menjadi minyak bumi atau gas bumi melibatkan proses yang bersifat evolutif, berlangsung sangat perlahan-lahan dan membutuhkan waktu yang sangat lama. Menurut data dari BP MIGAS pada tahun 2008,

Indonesia memiliki 13.824 sumur, dimana 745 sumur diantaranya masih aktif sedangkan sisanya masuk kategori lapangan idle, dan lebih dari 90% dari sumur yang memproduksi termasuk kategori lapangan minyak tua.

Industri minyak dan gas bumi memegang peranan penting dalam pemenuhan kebutuhan energi global. Salah satu hasil utama kegiatan hulu migas adalah minyak mentah *crude oil* yang diperoleh dari sumur produksi (Banijamali et al., 2025). Minyak mentah ini pada umumnya mengandung tidak hanya fraksi hidrokarbon berat, tetapi juga fraksi hidrokarbon ringan seperti methane, ethane, propane, i-butane, dan n-butane yang terlarut di dalam cairan. Kandungan hidrokarbon ringan ini perlu ditangani dengan baik karena dapat memengaruhi stabilitas minyak mentah selama penyimpanan dan transportasi.

Salah satu tahap penting dalam pengolahan awal minyak mentah di lapangan produksi adalah pemisahan fasa melalui unit flash separator. Konfigurasi separator pada kondisi suhu dan tekanan yang sama dihasilkan bahwa produk hidrokarbon yang dipisahkan dari air mempunyai jumlah laju alir dan kemurnian yang relatif sama (Olugbenga et al., 2021). Proses ini memanfaatkan prinsip keseimbangan fasa pada kondisi temperatur dan tekanan tertentu untuk memisahkan komponen hidrokarbon ringan dalam bentuk gas, sehingga diperoleh minyak mentah yang lebih stabil dan aman untuk dikirim ke fasilitas berikutnya. Pemisahan ini tidak hanya memaksimalkan hasil cairan, tetapi juga mengurangi potensi pelepasan gas hidrokarbon ringan secara langsung ke atmosfer, yang dapat berdampak pada lingkungan. Pendekatan yang dapat digunakan adalah simulasi proses menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS (Aspen-hysys, 2019). Dengan simulasi ini, berbagai kondisi operasi seperti suhu pendinginan dan tekanan separator dapat diuji secara virtual untuk melihat pengaruhnya terhadap laju alir massa produk cair dan beban panas sistem pendingin.

Meskipun pada kenyataannya lokasi magang ini hanya memproduksi minyak mentah, simulasi dilakukan dengan model komposisi hidrokarbon ringan dominan seperti methane, ethane, propane, i-butane, dan n-butane. Penyederhanaan ini dimaksudkan untuk mempermudah analisis pengaruh variasi suhu pendinginan terhadap hasil pemisahan dan konsumsi energi pada proses flash separator. Prinsip pemisahan melalui flash separator tetap sama, sehingga hasil studi ini dapat memberikan gambaran mengenai fenomena pemisahan gas ringan yang juga terjadi dalam stabilisasi minyak mentah.

2. KAJIAN TEORITIS

Gas alam dan minyak mentah adalah dua bentuk utama dari hidrokarbon fosil yang seringkali ditemukan bersamaan di dalam reservoir bawah tanah, meskipun proses pembentukan dan komposisi akhirnya memiliki perbedaan signifikan (Zhu, 2023). Minyak mentah atau *Crude Oil* adalah campuran kompleks hidrokarbon cair yang bervariasi dalam warna dan viskositas, terbentuk dari dekomposisi bahan organik seperti fitoplankton dan zooplankton di bawah suhu dan tekanan tinggi selama jutaan tahun. Gas alam adalah gas yang diperoleh dari endapan bawah tanah alami, baik sebagai gas bebas maupun sebagai gas yang terkait dengan minyak mentah (Roy & M, 2011). Gas alam sering kali terdiri dari sejumlah besar metana CH_4 dan sejumlah kecil senyawa hidrokarbon lainnya. Gas alam biasanya mengandung pengotor seperti H_2S , N_2 , dan CO_2 . Gas alam juga biasanya jenuh dengan uap air (Ivander et al., 2025).

Produk gas alam yang disalurkan ke sistem transportasi gas utama harus memenuhi standar kualitas tertentu agar jaringan pipa dapat beroperasi dengan baik. Gas alam yang diproduksi di kepala sumur, yang umumnya mengandung kontaminan dan cairan gas alam, harus diproses dan dibersihkan sebelum dapat disalurkan dengan aman ke pipa bertekanan tinggi jarak jauh yang mengangkut produk tersebut ke konsumen (Rahmayanti et al., 2021). Di sisi lain, gas alam sebagian besar terbentuk dari material organik yang sama, namun dengan kondisi suhu dan tekanan yang lebih tinggi atau durasi pembentukan yang lebih lama, yang menyebabkan dekomposisi lebih lanjut hingga membentuk molekul hidrokarbon yang lebih ringan, terutama metana. Oleh karena itu, tidak jarang sumur minyak mentah juga menghasilkan gas alam yang terlarut di dalamnya disebut *associated gas* atau sebaliknya, sumur gas alam juga mengandung hidrokarbon cair ringan yang dapat dipisahkan di permukaan. Sifat gas merupakan campuran gas hidrokarbon dan non hidrokarbon. Gas non hidrokarbon mengandung karbon dioksida, hidrogen, sulfur, dan nitrogen. Sifat gas alam bervariasi tergantung pada tekanan, temperatur, dan komposisi gas. Sifat gas membandingkan densitas gas, tekanan dan temperatur pseudo kritis gas, viskositas gas, faktor kompresibilitas gas, densitas gas, fakta volume pembentukan gas, dan kompresibilitas gas (Alshbuki, 2024).

Separator adalah suatu alat berbentuk tabung dan memiliki tekanan yang berfungsi untuk memisahkan dua jenis zat yaitu air dan minyak atau tiga jenis zat yaitu air, minyak dan gas yang memiliki densitas yang berbeda. Separator mempunyai tiga komponen utama sebagai alat pemisahan vertikal. Bagian pertama, terdapat masukan pemisah yang digunakan untuk mengekstrak cairan paling banyak dari aliran. Biasanya, inlet dilengkapi dengan pelat pengalihan yang memanfaatkan perbedaan densitas untuk memisahkan fluida yang lebih

berat. Bagian kedua, yang disebut bagian gravitasi, memanfaatkan perbedaan densitas antara fase. Partikel yang lebih ringan yang terjebak dalam aliran gas akan turun dari aliran gas jika kecepatan gas tersebut cukup lambat. Bagian ketiga terdiri dari perangkat khusus yang memungkinkan penggabungan tetesan (Ramadhan et al., 2025). Pada pemanfaatannya, separator biasanya digunakan untuk memisahkan fraksi minyak dan air sebelum di buang ke lingkungan sekitar agar tidak menimbulkan pencemaran maupun dengan tujuan menghasilkan liquid tertentu sesuai dengan yang diinginkan seperti pada sektor migas.

Aspen HYSYS adalah salah satu perangkat lunak simulasi proses yang banyak digunakan pada industri kimia sektor minyak dan gas, petrokimia, dan pengolahan gas yang dirancang untuk memodelkan, mensimulasikan, dan mengoptimalkan skema stabilitasi minyak mentah sangat diharapkan berbasis komputer (Edwin et al., 2017). Berbeda dengan MATLAB, HYSYS telah menyediakan objek sistem industri yang telah dilengkapi dengan fungsi transfer masing-masing objek. Pengguna dapat menggunakan objek pada palet objek dengan menentukan parameter spesifikasi objek dan beberapa variabel proses. Apabila objek yang diinginkan tidak tersedia pada toolbox, pengguna dapat menggunakan blok fungsi transfer untuk merepresentasikan objek tersebut. Keunggulannya terletak pada kemampuannya yang komprehensif dalam melakukan simulasi termodinamika kompleks, memungkinkan untuk memprediksi perilaku fasa cair, uap, padat dan properti fisik komponen-komponen pada berbagai kondisi operasional. Metode *Peng-Robinson* digunakan untuk menghitung basis data termodinamika yang luas dan beragam model persamaan keadaan *equations of state*, HYSYS mampu menghitung kesetimbangan fasa, entalpi, entropi, dan properti lainnya dengan akurat, yang sangat krusial dalam perancangan dan analisis peralatan seperti separator, penukar panas, dan kolom distilasi. Lebih lanjut, HYSYS juga unggul dalam memodelkan proses energi dalam suatu sistem, memungkinkan perhitungan neraca energi untuk seluruh unit operasi maupun keseluruhan pabrik, termasuk panas yang ditambahkan atau dihilangkan, serta kerja yang dibutuhkan atau dihasilkan oleh peralatan seperti kompresor dan turbin.

Green Manufacturing merupakan praktek-praktek manufaktur yang aman bagi lingkungan setiap fase perjalanannya. Namun ruang lingkup, sifat kegiatan, dan fokus dari Green Manufacturing terus berubah terhadap waktu. Green Manufacturing tidak dapat dibatasi pada manufaktur saja. Ide Green Manufacturing pada dasarnya merupakan sebuah proses dari sistem yang memberi dampak minimal pada lingkungan atau tidak menimbulkan dampak negatif pada lingkungan (Prabowo & Suryanto, 2019).

Green Manufacturing merupakan konsep yang semakin relevan dalam industri saat ini, di mana praktik-praktik manufaktur yang ramah lingkungan pengawetan ke dalam setiap fase

produksi. Konsep ini tidak hanya berfokus pada efisiensi dan keuntungan, tetapi juga mempertimbangkan dampak terhadap masyarakat dan lingkungan sekitar (Cui & Lu, 2025). Dalam konteks penelitian ini, penerapan prinsip Green Manufacturing dapat dioptimalkan dengan menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS, yang memungkinkan simulasi proses yang efisien dan ramah lingkungan dalam pengolahan minyak. HYSYS dapat membantu dalam merancang proses yang mengurangi limbah dan konsumsi energi, sehingga mendukung implementasi praktik ramah lingkungan. Oleh karena itu, penelitian ini bertujuan untuk mengeksplorasi bagaimana variasi suhu dalam stasiun hidrokarbon dapat berkontribusi pada efisiensi operasional dan mengurangi dampak lingkungan.

3. METODE PENELITIAN

Ada beberapa aplikasi simulasi yang tersedia, tetapi Aspen Hysys menyediakan salah satu lingkungan pemodelan proses terbaik untuk mengonseptualisasikan dan meningkatkan operasi proses minyak dan gas (Meng et al., 2025). Untuk memprediksi perilaku fasa hidrokarbon ringan secara akurat yang sangat penting dalam unit flash separator Peng-Robinson Equation of State dipilih sebagai fluid package fundamental (Jia et al., 2025). *Peng-Robinson* terbukti unggul dalam memprediksi kesetimbangan uap-cair *Vapor-Liquid Equilibrium/VLE* untuk komponen non-polar seperti hidrokarbon ringan pada rentang suhu dan tekanan yang relevan dengan proses cryogenic atau pendinginan. Simulasi ini memungkinkan analisis yang sistematis dan kuantitatif mengenai trade-off antara peningkatan hasil produk dan lonjakan kebutuhan energi unit pendingin E-100 - DUTY akibat variasi suhu.

4. HASIL DAN PEMBAHASAN

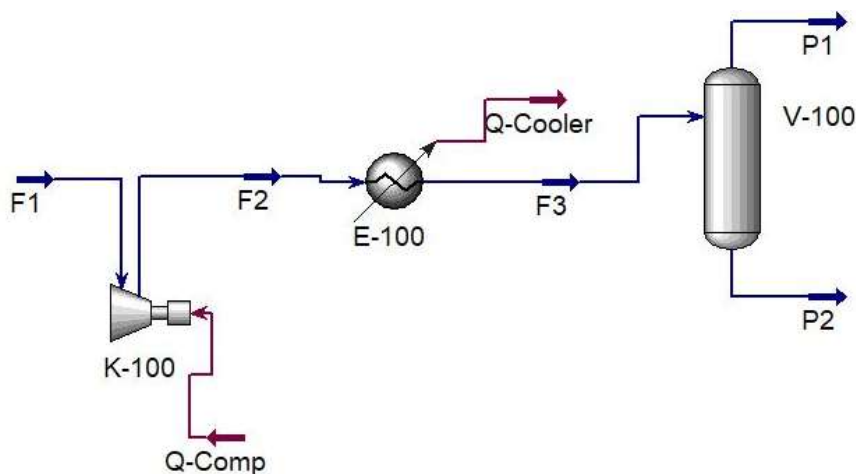
Proses Simulasi

Data awal simulasi disusun berdasarkan literatur dan asumsi yang relevan dengan kondisi umum lapangan migas, dengan penyederhanaan komposisi hanya pada fraksi hidrokarbon ringan. Parameter data awal ditunjukkan pada tabel berikut:

Tabel 1. Parameter Data Awal.

N0	Komponen	P2 – Mass Flow (kg/h)
1	Komponen	15%
2	Etane	20%
3	Propane	60%
4	i-Butane	5%

Simulasi di Aspen HYSYS dimulai dengan proses pembuatan alur yang mencakup penentuan paket properti menggunakan Peng-Robinson, serta mendefinisikan aliran feed sesuai dengan data awal yang diberikan. Selanjutnya dibuat unit pendingin untuk mencapai suhu pendingin target yang diinginkan, yang kemudian dihubungkan ke flash separator V-100. Dalam tahap ini, kondisi operasi dasar ditetapkan dengan suhu awal sebesar 20°C, yang kemudian divariasikan menjadi 10°C dan 0°C, sementara tekanan separator dijaga konstan pada 50 Psia. Setelah semua pengaturan selesai, simulasi stable state dijalankan untuk memperoleh data hasil simulasi. Pada tahap studi sensitivitas, dilakukan untuk mengamati analisis pengaruh variasi suhu terhadap kinerja flash separator, khususnya pada suhu F3 yang bervariasi antara 20 °C hingga 0 °C. Dalam penelitian ini, perhatian terfokus pada beberapa variabel, seperti laju aliran massa pada P2 yang merupakan produk cair, beban pembakaran pada E-100, serta beban pemisah pada V-100.



Gambar 1. Simulasi Flash Separator.

Pada simulasi dasar ini telah dilakukan pemodelan proses pemisahan hidrokarbon ringan melalui unit flash separator menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS dengan *Property Package Peng-Robinson*. Berdasarkan gambar flowsheet pada *Gambar 1. Simulasi Flash Separator* aliran umpan F1 memiliki laju alir total 10,000kg/h, suhu 50°F (10°C), dan tekanan 1 atm, dengan komposisi etana 15%, propane 20%, i-butana 60%, dan n-butana 5%. Aliran ini dikompresi terlebih dahulu melalui Kompresor K-100 hingga tekanan tertentu untuk meningkatkan efisiensi pendinginan. Setelah dikompresi, aliran F2 dialirkan menuju cooler E-100 guna menurunkan suhunya hingga mencapai kondisi masuk separator 32°F (0°C) dan 50 psia. Aliran keluar cooler F3 kemudian masuk ke separator V-100 untuk dilakukan pemisahan fase, menghasilkan aliran gas P1 pada bagian atas dan aliran cair P2 pada bagian bawah.

Simulasi proses pemulihan hidrokarbon ringan dilakukan menggunakan perangkat lunak Aspen HYSYS. Model termodinamika yang digunakan adalah *Peng-Robinson Equation of State*, yang umumnya cocok untuk sistem hidrokarbon pada tekanan tinggi dan suhu rendah. Berikut kondisi awal yaitu F1 hingga P2 sebagai basis perhitungan:

Tabel 2. Tabel Material Streams.

State	F1	F2	F3	P1	P2
Vapour Fraction	1.000	1.000	0.9874	1.000	0.0000
Temperature [C]	10.00	75.55	10.00	10.00	10.00
Pressure [kPa]	101.3	500.0	344.7	344.7	344.7
Molar Flow [kgmole/h]	2.071	2.071	2.071	2.045	2.601e-
Mass Flow [kg/h]	100.0	100.0	100.0	98.56	1.439
Liquid Volume Flow [m3/h]	0.1970	0.1970	0.1970	0.1944	2.609e-
Heat Flow [Kj/h]	-2.420e+	-2.311e+	-2.432e+	-2.393e+	-3884

Data dalam tabel *Material Streams* ini menyajikan ringkasan kuantitatif mengenai parameter-parameter termodinamika dan laju alir dari lima aliran kunci F1 hingga P2, merefleksikan kondisi operasi *base case* dari simulasi proses pendinginan dan pemisahan flash. Analisis dimulai dari aliran F1, yang merupakan umpan awal sistem, ditandai oleh laju alir massa 100.0kg/h pada suhu 10.00°C dan tekanan atmosferik 101.3kPa. Kriteria *Vapour Fraction* 1.0000 secara jelas menunjukkan bahwa umpan berada sepenuhnya dalam fasa uap murni.

Aliran F2 dan F3 mendemonstrasikan perubahan kondisi operasi sebelum memasuki unit pendingin. Aliran F2 menunjukkan peningkatan tekanan yang substansial hingga 500.0kPa dan kenaikan suhu signifikan hingga 75.55°C, mengindikasikan adanya tahap kompresi atau pemanasan awal dalam proses upstream. Aliran F3 kemudian dispesifikasikan pada suhu 10.00°C dan tekanan 344.7kPa, yang ditetapkan sebagai kondisi pendinginan dan pemisahan, menghasilkan sedikit penurunan *Vapour Fraction* menjadi 0.9874. Transisi F2 ke F3 ini merepresentasikan kerja *cooler*, di mana selisih antara *Heat Flow* kedua aliran tersebut setara dengan beban panas pendingin E-100 DUTY.

Hasil akhir dari seluruh rangkaian proses ini ditunjukkan pada aliran P1 dan P2, yang merupakan aliran hasil pemisahan flash. Aliran P1 mempertahankan *Vapour Fraction* 1.0000 dengan laju alir massa sebesar 98.56kg/h, menjadikannya aliran produk fasa uap utama. Sebaliknya, aliran P2 merupakan hasil kritis dari proses kondensasi, diidentifikasi oleh *Vapour Fraction* nol, yang secara definitif mengonfirmasi bahwa P2 adalah aliran produk fasa cair murni. Laju alir massa P2 yang terkondensasi hanya 1.439kg/h, mengindikasikan bahwa pada kondisi 10.00°C, efisiensi kondensasi terhadap hidrokarbon ringan adalah rendah, meskipun

cukup untuk mengaktifkan pemisahan fasa dan menetapkan 10.00°C sebagai suhu kritis minimum untuk produksi fasa cair.

Pada kondisi dasar simulasi, di mana suhu pendinginan ditetapkan pada 10.00°C, analisis beban energi unit operasi menjadi krusial untuk menetapkan *benchmark* efisiensi. Data dari *Energy Streams* menunjukkan bahwa *Heat Flow* yang dibutuhkan oleh unit pendingin *Q-Cooler* adalah $1.206 \times 10^4 \text{ kJ/h}$. Beban ini merepresentasikan energi yang harus dikeluarkan dari sistem untuk mendinginkan aliran proses dan mencapai suhu 10.00°C, yang merupakan suhu minimum untuk mengaktifkan pemisahan fasa cair P2 pada kondisi dasar. Selain beban pendinginan, total konsumsi energi sistem juga mencakup beban panas kompresor Q-Comp yang tercatat sebesar $1.083 \times 10^4 \text{ kJ/h}$. Dengan demikian, kebutuhan energi total untuk mempertahankan kondisi dasar proses pemisahan ini adalah jumlah dari beban pendingin dan beban kompresor. Nilai energi ini ($1.206 \times 10^4 \text{ kJ/h}$) akan menjadi titik acuan utama untuk mengevaluasi dampak signifikan dari variasi suhu pendinginan terhadap efisiensi energi.

Analisis Sensitivitas Terhadap Variasi Suhu

Analisis sensitivitas terhadap variasi suhu pendinginan F3-Temperature menunjukkan hubungan langsung dan signifikan terhadap laju alir massa produk fasa cair P2-Mass Flow, yang merupakan indikator kinerja utama dalam pemisahan *flash* hidrokarbon ringan ini. Data simulasi mengungkapkan adanya *critical threshold* pada suhu 10.00°C. Pada suhu 20.00°C, *P2-Mass Flow* tercatat 0.0000 kg/h, mengindikasikan bahwa proses pendinginan tidak memadai untuk mencapai kondisi saturasi yang diperlukan untuk kondensasi yang stabil. Namun, begitu suhu pendinginan mencapai 10.00°C, aliran produk P2 mulai muncul dengan laju 1.439 kg/h, secara definitif menetapkan 10.00°C sebagai suhu kritis minimum agar pemisahan fasa cair dapat diaktifkan.

Hubungan antara suhu pendinginan dan kuantitas produk dikarakterisasi oleh korelasi negatif yang sangat kuat, yang mana penurunan suhu secara berkelanjutan menghasilkan peningkatan eksponensial dalam *P2-Mass Flow*. Titik kritis 10.00°C berhasil mengaktifkan produk fasa cair dengan laju alir 1.439 kg/h, penurunan suhu lebih lanjut menuju 0.00°C menyebabkan peningkatan hasil produk yang masif menjadi 54.17 kg/h. Secara kuantitatif, penurunan suhu sebesar 10°C meningkatkan hasil produk fasa cair hampir 37.6 kali lipat. Peningkatan drastis ini terjadi karena penurunan suhu yang ekstrem secara signifikan mengurangi tekanan uap jenuh dari komponen hidrokarbon ringan yang ditargetkan, sehingga meningkatkan *driving force* termodinamika untuk terjadinya kondensasi. Berikut perhitungannya:

$$\text{Peningkatan} = \frac{\text{P2-Mass Flow akhir}}{\text{P2-Mass Flow awal}} = \frac{54.17}{1.439} = 37.6$$

Semakin rendah suhu unit pendingin, semakin besar fraksi umpan hidrokarbon ringan yang berada di bawah *dew point* pada tekanan operasi yang diberikan, sehingga mengoptimalkan konversi dari fasa uap ke fasa cair. Meskipun hasil analisis ini secara jelas mengindikasikan bahwa produksi produk P2 dimaksimalkan pada suhu terendah, penting untuk dicatat bahwa peningkatan kinerja kondensasi ini tidak terjadi secara terisolasi. Oleh karena itu, langkah analisis selanjutnya harus mengevaluasi dampak signifikan dari penurunan suhu ini terhadap variabel yang paling sensitif, yaitu kebutuhan energi unit pendingin E-100 DUTY.

Analisis sensitivitas terhadap kebutuhan energi unit pendingin E-100 - DUTY adalah faktor penentu utama dalam mengevaluasi biaya operasional dan efisiensi lingkungan dari proses pemisahan flash ini. Hasil simulasi menunjukkan bahwa beban energi sangat bergantung pada suhu pendinginan. Pada rentang suhu yang lebih tinggi, yaitu dari 20.00°C hingga 10.00°C, kebutuhan energi unit E-100 tercatat relatif rendah dan stabil, meningkat hanya dari 9860kJ/h menjadi 12060kJ/h. Kestabilan ini mengindikasikan bahwa dalam rentang tersebut, sistem pendinginan beroperasi pada kondisi yang paling efisien, yang secara signifikan membatasi biaya energi tambahan meskipun terdapat sedikit peningkatan laju alir produk pada 10.00°C.

Tabel 3. Results Sensitivitas Cooler.

State	F3 - Temperature (C)	P2 – Mass Flow (kg/h)	E-100 – DUTY (kJ/h)	V-100 – Duty (kJ/h)
Case 1	20.00	0.0000	9860	0.0000
Case 2	10.00	1.439	1.206e+004	0.0000
Case 3	0.0000	54.17	3.255e+004	0.0000
Maksimu m	20.00	54.17	3.255e+004	0.0000
Minimum	0.0000	0.0000	9860	0.0000

Pada kondisi suhu 20.00°C yaitu Case 1, sistem berada dalam kondisi kegagalan produk, di mana laju alir massa fasa cair P2-Mass Flow tercatat 0.0000kg/h. Secara termodinamika, fenomena ini disebabkan oleh fakta bahwa suhu pendinginan pada aliran F3 gagal mencapai atau melampaui titik embun (*dew point*) hidrokarbon ringan pada tekanan operasi yang ditetapkan. Konsekuensi dari tidak adanya perubahan fasa ini adalah beban energi unit pendingin E-100 - DUTY tercatat pada nilai terendah, yaitu 9860kJ/h. Kebutuhan energi yang minimal ini secara eksklusif hanya menangani panas sensible tanpa adanya kebutuhan panas laten yang timbul dari kondensasi. Oleh karena itu, meskipun menunjukkan efisiensi

energi yang optimal, Case 1 secara operasional tidak layak karena tidak memenuhi tujuan utama proses pemisahan.

Penurunan suhu pendinginan ke 10.00°C yaitu Case 2 mengidentifikasi *critical threshold* yang menandai permulaan proses pemisahan yang efektif. Pada suhu ini, aliran massa fasa cair P2-Mass Flow mulai teraktivasi dan tercatat sebesar 1.439kg/h, yang secara definitif mengonfirmasi 10.00°C sebagai suhu minimum yang diperlukan untuk mencapai kondisi saturasi dan menginisiasi kondensasi. Peningkatan kinerja produk ini diikuti oleh peningkatan kebutuhan energi E-100 - DUTY yang hanya bersifat moderat, yaitu naik menjadi 1.206×10^4 kJ/h. Dengan demikian, Case 2 menunjukkan keseimbangan ideal antara hasil produk yang mulai terbentuk dan efisiensi energi yang terkendali, menjadikan 10.00°C sebagai kondisi operasi optimal dari perspektif kinerja dan keberlanjutan.

Penurunan suhu ke 0.00°C Case 3 memicu lonjakan kinerja produk yang masif, di mana laju alir massa fasa cair P2-Mass Flow meningkat tajam hingga 54.17kg/h. Peningkatan drastis ini merupakan konsekuensi langsung dari peningkatan driving force kondensasi termodinamika. Namun, hal ini secara simultan memicu lonjakan kebutuhan energi yang eksponensial, di mana beban unit pendingin E-100 - DUTY melambung menjadi 3.255×10^4 kJ/h. Kenaikan energi yang hampir 2.7 kali lipat dari Case 2 ini disebabkan oleh dua faktor: beban panas laten yang signifikan dari kondensasi yang masif dan berkurangnya efisiensi perpindahan panas. Dengan demikian, meskipun Case 3 menghasilkan produk paling banyak, kondisi ini tidak berkelanjutan secara ekonomi maupun lingkungan, sehingga harus dihindari berdasarkan prinsip Green Manufacturing karena tingginya sensitivitas energi yang ditimbulkan.

Implikasi penting bagi optimalisasi proses dan prinsip Green Manufacturing. Meskipun suhu yang lebih rendah menghasilkan produk fasa cair yang lebih banyak, hal itu tidak berkelanjutan secara ekonomi maupun lingkungan karena tingginya sensitivitas energi di bawah 10.00°C. Oleh karena itu, suhu 10.00°C adalah titik operasi yang paling optimal, karena ia berhasil memenuhi kriteria minimum untuk memulai produksi P2 aktif sambil mempertahankan konsumsi energi pada tingkat yang terkendali dan efisien. Operasi yang menghindari zona sensitif energi suhu di bawah 10.00°C merupakan pendekatan yang sejalan dengan tujuan keberlanjutan dan meminimalkan dampak emisi karbon yang terkait dengan kebutuhan energi yang tinggi.

5. KESIMPULAN

Pengaruh variasi suhu pendinginan terhadap kinerja pemisahan menunjukkan adanya titik kritis termal pada 10.00°C. Pemisahan fasa cair (P2) hanya terjadi pada suhu 10.00°C dan di bawahnya, sedangkan pada 20.00°C, laju alir massa P2 adalah nol. Terdapat korelasi negatif yang kuat, di mana penurunan suhu pendinginan secara signifikan meningkatkan hasil produk fasa cair (P2). Laju alir massa P2 meningkat drastis hampir 37.6 kali lipat, dari 1.439 kg/h pada 10.00°C menjadi puncaknya 54.17 kg/h pada 0.00°C. Peningkatan ini konsisten dengan prinsip termodinamika, di mana penurunan suhu memperbesar driving force kondensasi komponen hidrokarbon ringan.

Kebutuhan energi unit pendingin menunjukkan sensitivitas tinggi terhadap suhu, yang memiliki implikasi kritis terhadap efisiensi operasional. Kebutuhan energi relatif stabil dan rendah pada rentang 20.00°C hingga 10.00°C, berkisar antara 9860 kJ/h hingga 12060 kJ/h. Namun, terdapat lonjakan kebutuhan energi yang eksponensial saat suhu diturunkan di bawah 10.00°C. Pada suhu 0.00°C, beban energi mencapai 3.255×10^4 kJ/h, yang hampir 2.7 kali lipat dari kondisi 10.00°C. Lonjakan ini terutama disebabkan oleh gabungan peningkatan beban panas laten akibat kondensasi produk yang masif dan kesulitan transfer panas pada perbedaan suhu yang besar.

Berdasarkan hasil analisis kinerja pemisahan fasa cair dan kebutuhan energi unit pendingin, kondisi 10.00°C ditetapkan sebagai suhu operasi optimal untuk proses ini. Suhu ini mewakili titik kompromi yang paling efisien, di mana proses pendinginan berhasil mengaktifkan pemisahan fasa dan menghasilkan produk P2 laju alir 1.439kg/h sambil mempertahankan konsumsi energi E-100 - DUTY pada tingkat yang moderat dan stabil (12060kJ/h). Operasi di bawah suhu 10.00°C, meskipun meningkatkan hasil produk, harus dihindari secara tegas karena memicu lonjakan kebutuhan energi yang eksponensial mencapai 4.085×10^4 kJ/h pada -10.00°C. Oleh karena itu, penetapan 10.00°C sebagai titik kendali utama selaras dengan prinsip efisiensi energi dan keberlanjutan operasional, menjamin bahwa proses mencapai tujuannya tanpa membebankan biaya energi yang tidak proporsional.

DAFTAR REFERENSI

- Alshbuki, E. H. M. (2024). *Proses simulasi untuk pemisah flash hidrokarbon ringan dari gas alam oleh program Aspen HYSYS*.
- Aspen-HYSYS, P. U. (2019). Dynamic simulation of a crude oil distillation plant using Aspen-HYSYS®. *International Journal of Simulation Systems, Science & Technology*, 18(2), 229–241. [https://doi.org/10.2507/IJSIMM18\(2\)465](https://doi.org/10.2507/IJSIMM18(2)465)

- Banijamali, S. M., Ilinca, A., Afrouzi, A. A., & Rousse, D. R. (2025). Optimizing hydrogen liquefaction efficiency through waste heat recovery: A comparative study of three process configurations. *Processes*, 13(5), 1–39. <https://doi.org/10.3390/pr13051349>
- Cui, P., & Lu, X. (2025). A dynamic energy-saving control method for multistage manufacturing systems with product quality scrap. *Sustainability*, 17(13), 1–19. <https://doi.org/10.3390/su17136164>
- Edwin, M., Abdulsalam, S., & Muhammad, I. M. (2017). Process simulation and optimization of crude oil stabilization scheme using Aspen-HYSYS software. *International Journal of Recent Trends in Engineering and Research*, 3(5), 324–334. <https://doi.org/10.23883/ijrter.2017.3230.miiuw>
- Ivander, A., Darawia, W., & Persada, A. (2025). Analisis komposisi dari sampel natural gas menggunakan alat kromatografi gas. *Distilat: Jurnal Teknologi Minyak dan Gas*, 11(3), 555–562. <https://doi.org/10.33795/distilat.v11i3.6731>
- Jia, Y., Huang, Y., Zhou, J., & Sun, J. (2025). Construction of evaluation indicator system and analysis for low-carbon economy development in Chengdu City of China. *Systems*, 13(7), 1–42. <https://doi.org/10.3390/systems13070573>
- Meng, H., Lv, J., Yu, H., Sun, S., Ma, L., Ji, Z., & Chang, C. (2025). Energy consumption and optimization analysis of gas production system of condensate gas reservoir-type gas storage. *Energies*, 18(17), 1–18. <https://doi.org/10.3390/en18174677>
- Olugbenga, A. G., Al-Mhanna, N. M., Yahya, M. D., Afolabi, E. A., & Ola, M. K. (2021). Validation of the molar flow rates of oil and gas in three-phase separators using Aspen HYSYS. *Processes*, 9(2), 1–18. <https://doi.org/10.3390/pr9020327>
- Prabowo, R., & Suryanto, A. P. (2019). Implementasi lean dan green manufacturing guna meningkatkan sustainability pada PT Sekar Lima Pratama. *Jurnal SENOPATI: Sustainability, Ergonomics, Optimization, and Application of Industrial Engineering*, 1(1), 52–63. <https://doi.org/10.31284/j.senopati.2019.v1i1.535>
- Rahmayanti, L., Rahmah, D. M., & Rahmayanti, L. (2021). Minyak dan gas bumi di Indonesia. *Jurnal Sains Edukatika Indonesia (JSEI)*, 3(2), 9–16.
- Ramadhan, F. Y., Perbawani, S., Anggraini, A., & Chandra, A. (2025). Rancang alat separator pada pembuatan karbon dioksida cair dari gas buang pabrik semen. *Jurnal Teknik Kimia*, 7, 1–8.
- Roy, P. S., & Rahman, M. A. (2011). Aspen-HYSYS simulation of natural gas processing plant. *Journal of Chemical Engineering*, 26(1), 62–65. <https://doi.org/10.3329/jce.v26i1.10186>
- Wang, Z., Li, S., Jin, Z., Li, Z., Liu, Q., & Zhang, K. (2023). Oil and gas pathway to net-zero: Review and outlook. *Energy Strategy Reviews*, 45, 101048. <https://doi.org/10.1016/j.esr.2022.101048>
- Zhu, D. (2023). New advances in oil, gas, and geothermal reservoirs. *Energies*, 16(1), 16–19. <https://doi.org/10.3390/en16010477>