



**EVALUASI TERMODINAMIKA DAN
PERENCANAAN MITIGASI ENDAPAN SULFUR
PADA SISTEM GAS BAHAN BAKAR PLTGU
TANJUNG UNCANG**

Tugas Akhir

**Oleh:
Suci Ramadhani (4232201002)**

**Program Studi Teknologi Rekayasa Pembangkit Energi
Jurusan Teknik Elektro
Politeknik Negeri Batam
2026**

Pernyataan Keaslian Tugas Akhir

Saya yang bertandatangan dibawah ini menyatakan bahwa isi sebagian maupun keseluruhan Tugas Akhir saya yang berjudul : "Evaluasi Termodinamika dan Perencanaan Mitigasi Endapan Sulfur pada Sistem Gas Bahan Bakar PLTGU Tanjung Uncang" adalah **hasil karya sendiri, diselesaikan tanpa menggunakan bahan-bahan yang tidak diizinkan, dan bukan merupakan karya pihak lain yang saya akui sebagai karya sendiri.** Semua referensi yang dikutip atau dirujuk telah ditulis secara lengkap pada daftar pustaka. Apabila ternyata pernyataan saya ini tidak benar, saya bersedia menerima sanksi sesuai peraturan yang berlaku.

Batam, 12 Juni 2026



Suci Ramadhani

NIM: 4232201002

Lembar Pengesahan

Tugas Akhir disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar

Sarjana Terapan Teknik (S.Tr.T)

di

Politeknik Negeri Batam

Oleh:

Suci Ramadhani (4232201002)

Tanggal Sidang: 06 Juli 2026

Disetujui oleh:

Penguji 1



1. Yusiran, S.Si., M.T
NIK: 123294

Pembimbing

A handwritten signature in blue ink, consisting of stylized, overlapping loops and lines.

1. Hasnira, S.ST., M.Tr.T
NIK: 113112

Penguji 2

A handwritten signature in blue ink, featuring a large, sweeping loop followed by a horizontal line and a final vertical stroke.

2. Ir. Jhon Hericson Purba, S.Pd., M.Pd
NIK: 119230

EVALUASI TERMODINAMIKA DAN PERENCANAAN MITIGASI ENDAPAN SULFUR PADA SISTEM GAS BAHAN BAKAR PLTGU TANJUNG UNCANG

Abstrak

Latar belakang penelitian ini didasarkan pada peran strategis PLTGU Tanjung Uncang dalam infrastruktur ketenagalistrikan yang keandalan operasionalnya sangat bergantung pada integritas *Fuel Gas System*. Penurunan tekanan gas alam yang signifikan pada *Pressure Reducing Valve* (PRV) memicu Efek Joule-Thomson berupa penurunan temperatur drastis yang berisiko menurunkan kelarutan kontaminan sulfur elemental (S_8), sehingga berpotensi membentuk endapan padat yang menyumbat sistem instrumen kontrol dan memicu *forced outage*. Penelitian ini bertujuan untuk menganalisis mekanisme penurunan temperatur gas di PRV secara kuantitatif, menentukan Indeks Supersaturasi (SSI) sulfur, mengidentifikasi parameter operasi paling kritis melalui analisis sensitivitas parametrik, serta merancang kebutuhan beban pemanas (*heater duty*) sebagai langkah mitigasi proaktif. Metode penelitian yang digunakan adalah pemodelan termodinamika deterministik menggunakan algoritma komputasi *isentalpik flash* berbasis persamaan keadaan Peng-Robinson (PR-EoS) yang divalidasi terhadap data referensi NIST. Hasil simulasi kondisi aktual (*baseline*) menunjukkan bahwa ekspansi gas dari 63 bar ke 29 bar pada temperatur inlet 29,5°C menurunkan temperatur gas sebesar 18,34 K hingga mencapai temperatur outlet 11,16°C. Meskipun kelarutan sulfur anjlok 27,3 kali lipat, sistem saat ini diklasifikasikan aman dengan SSI sebesar 0,0602 (jauh di bawah batas kritis $SSI = 1$) karena karakteristik pasokan gas aktual berupa *sweet gas* (0% H_2S). Analisis sensitivitas menyimpulkan bahwa tekanan outlet memiliki pengaruh lebih dominan daripada temperatur inlet terhadap penurunan suhu, bahkan kondisi terburuk ($T_{in}=20C$, $P_{out}=25bar$) masih 7,6 kali lipat dibawah ambang kritis. Variasi parameter operasional ini tidak mengancam selagi gas masih berupa *sweet gas*.

Kata kunci: Efek *Joule-Thomson*, Kelarutan Sulfur, *Peng-Robinson EoS*, Indeks *Supersaturated*.

THERMODYNAMIC EVALUATION AND MITIGATION PLANNING FOR SULFUR DEPOSITS IN THE FUEL GAS SYSTEM OF THE TANJUNG UNCANG COMBINED CYCLE POWER PLANT

Abstract

The background of this study is based on the strategic role of the Tanjung Uncang Combined Cycle Power Plant in the electricity infrastructure, whose operational reliability is highly dependent on the integrity of the Fuel Gas System. A significant drop in natural gas pressure at the Pressure Reducing Valve (PRV) triggers the Joule-Thomson effect in the form of a drastic temperature drop, which risks reducing the solubility of elemental sulfur (S_8) contaminants, thereby potentially forming solid deposits that clog the control instrumentation system and trigger a forced outage. This study aims to quantitatively analyze the mechanism of gas temperature drop at the PRV, determine the Sulfur Supersaturation Index (SSI) of sulfur, identify the most critical operating parameters through parametric sensitivity analysis, and design the required heater duty as a proactive mitigation measure. The research method employed is deterministic thermodynamic modeling using an isenthalpic computational algorithm based on the Peng-Robinson equation of state (PR-EoS), which was validated against NIST reference data. Simulation results under actual (baseline) conditions show that gas expansion from 63 bar to 29 bar at an inlet temperature of 29.5°C reduces the gas temperature by 18.34 K, reaching an outlet temperature of 11.16°C. Although the solubility of sulfur drops by a factor of 27.3, the system is currently classified as safe with an SSI of 0.0602 (well below the critical limit of SSI = 1) because the actual gas supply consists of sweet gas (0% H_2S).

Keywords: Joule-Thomson Effect, Solubility of Sulfur, Robinson Equation of State, Supersaturated Index.

Kata Pengantar

Puji dan Syukur yang amat mendalam saya panjatkan ke hadirat Allah SWT, Tuhan Yang Maha Esa, atas segala rahmat, hidayah, serta karunia-Nya yang tidak terbatas, sehingga penulis diberikan Kesehatan, kekuatan, dan keteguhan dalam menyelesaikan penyusunan Tugas Akhir ini dengan baik. Tiada satu pun kemudahan yang diperoleh dalam perjalanan akademis ini melainkan atas kehendak dan pertolongan-Nya. Di saat penulis menghadapi berbagai kendala dan keterbatasan, atas rida dan kuasa-Nyalah jalan keluar serta kelancaran senantiasa dibukakan. Shalawat serta salam semoga senantiasa tercurahkan kepada junjungan kita, Nabi Muhammad SAW, beserta keluarga, para sahabat, dan pengikutnya yang setia hingga akhir zaman.

Tugas Akhir ini disusun untuk memenuhi salah satu persyaratan akademis dalam memperoleh gelar Sarjana Terapan (S.Tr.T) pada Program Studi D4 Teknologi Rekayasa Pembangkit Energi, Jurusan Teknik Elektro, Politeknik Negeri Batam.

Perjalanan menyelesaikan Tugas Akhir ini merupakan sebuah proses panjang yang penuh dengan lika-liku, air mata, dan pengorbanan. Namun, penulis menyadari sepenuhnya bahwa perjalanan ini tidak akan pernah sampai ke garis akhir tanpa adanya doa, bimbingan, serta dukungan luar biasa dari orang-orang hebat di sekeliling penulis. Oleh karena itu, dengan penuh rasa hormat, takzim, dan ketulusan dari lubuk hati yang paling dalam, penulis ingin menyampaikan rasa terima kasih yang sebesar-besarnya kepada:

1. Cinta pertama dan panutanku, Ayahanda Nurewin Sinaga dan Ibunda tercinta Yenni Khairani. Terima kasih atas segala pengorbanan dan tulus kasih yang diberikan. Beliau memang tidak sempat merasakan Pendidikan bangku perkuliahan, namun mereka mampu senan tiasa memberikan yang terbaik, tak kenal Lelah mendoakan serta memberikan perhatian dan dukungan hingga penulis mampu menyelesaikan studinya sampai meraih gelar sarjana. Semoga ayah dan mama sehat, Panjang umur dan Bahagia selalu.
2. Teruntuk kedua adik penulis, Windi Armadani dan Padli Ananda Sinaga terima kasih atas kehadiran dan support yang kalian berikan selama proses penulisan skripsi ini. Terima Kasih setiap candaan

dan dukungan sederhana dari kalian adalah suntikan energi yang sangat berarti. Semoga keberhasilan kecil ini bisa menjadi motivasi dan teladan yang baik bagi perjalanan pendidikan kalian ke depan.

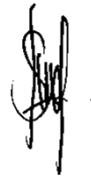
3. Kepada dosen pembimbing penulis, Ibu Hasnira, S.ST., M.Tr.T. atas bimbingan, kesabaran, arahan, serta ilmu yang berharga selama proses penyusunan skripsi ini.
4. Bapak Darmanto selaku Mentor Industri, serta Seluruh Tim Har Unit terima kasih yang sebesar-besarnya penulis sampaikan kepada Pak Darmanto, serta jajaran mentor lapangan yang luar biasa: Pak Rafid Fitrianto, Pak Ghia Alif Santosa, Pak Muhammad Febrianto, Pak Ahmadsyah, Pak Juniardi Abdillah, dan yang tidak bisa penulis sebutkan satu-persatu. Terima kasih telah menyambut penulis dengan tangan terbuka, memberikan ruang untuk belajar secara langsung di lapangan, serta mempercayakan banyak pengalaman berharga dalam operasional dan pemeliharaan pembangkit. Setiap diskusi di sela-sela tugas, ilmu praktis yang tidak ada di bangku kuliah, serta kehangatan dan kekompakan yang Bapak-Bapak tunjukkan telah mengajarkan penulis arti sesungguhnya dari profesionalisme, kerja keras, dan dedikasi. Pengalaman berharga bersama Tim HAR akan selalu menjadi bekal penting dalam perjalanan karier penulis ke depan.
5. Kepada Sahabat terbaik Ingrid, Nurul, Nayla, Audy, Tryana, Ghyna, Nadia, Dedy, Kastu, Rizky, Harits, Nadhifa dan yang tidak bisa penulis sebutkan satu-persatu. Perjumpaan kita di bangku perkuliahan dan di tempat magang adalah anugerah yang tak pernah penulis duga. Terima Kasih untuk setiap tawa yang menguatkan, cerita yang menemani, dan kebersamaan yang membuat segala lebih ringan. Terima Kasih untuk segala hal yang banyak membantu, yang selalu ada di garis depan dalam hari-hari penuh tekanan ini. Terima kasih atas tawa yang mencairkan ketegangan, ruang diskusi yang tanpa batas, dan pundak yang selalu siap berbagi keluh kesah. Terima kasih karena kita tidak saling meninggalkan, melainkan saling merangkul dan menguatkan untuk berjalan beriringan hingga ke garis finish. Kebersamaan, solidaritas, dan cerita-cerita yang kita ukir di kampus maupun di luar ruangan akan menjadi salah satu memori terindah yang akan selalu penulis kenang sepanjang hayat.

6. Dan terakhir untuk diri saya sendiri, Suci Ramadhani. Terimakasih sudah bertahan sejauh ini. Untuk malam-malam penuh tekanan, keraguan dan air mata, terimakasih karena tetap memilih melangkah meski jalan tak selalu ramah. Kini telah sampai, maka berbahagialah selalu dimanapun berada. Apresiasi sebesar-besarnya karena telah bertanggung jawab untuk menyelesaikan apa yang sudah dimulai. Dengan kurang dan lebihmu mari merayakan keberanian itu.

Penulis menyadari sepenuhnya bahwa Tugas Akhir ini masih jauh dari kesempurnaan dan memiliki banyak kekurangan. Oleh karena itu, penulis sangat terbuka menerima segala kritik, saran, dan masukan yang membangun demi kebaikan di masa yang akan datang.

Akhir kata, penulis berharap semoga Tugas Akhir ini tidak hanya menjadi lembaran kertas yang usang di perpustakaan, tetapi dapat memberikan sumbangsih nyata serta manfaat yang luas bagi perkembangan ilmu pengetahuan, khususnya di bidang teknologi rekayasa pembangkit energi.

Batam, 06 Juli 2026



Suci Ramadhani

Daftar Isi

Pernyataan Keaslian Tugas Akhir	i
Lembar Pengesahan.....	ii
Abstrak.....	iii
<i>Abstract</i>	iv
Kata Pengantar	v
Daftar Isi	viii
Daftar Gambar	xii
Daftar Tabel	xiv
Bab 1. Pendahuluan	1
1.1. Latar Belakang	1
1.2. Rumusan Masalah.....	2
1.3. Tujuan	2
1.4. Manfaat	3
1.5. Batasan	3
Bab 2. Tinjauan Pustaka	4
2.1 Termodinamika Gas Nyata dan Proses Drosel (Throttling)	4
2.1.1 Perbedaan Gas Ideal dan Gas Nyata dalam Sistem Perpipaan	4
2.1.2 Analisis Termodinamika Proses Throttling	5
2.2 Efek Joule-Thomson sebagai Konsekuensi Proses Drosel	6
2.2.1 Prinsip Fundamental dan Mekanisme Molekuler Efek Joule-Thomson	6
2.2.2 Koefisien Joule-Thomson (μ/JT): Definisi Matematis dan Interpretasi Fisis	6
2.2.3 Implikasi Efek Joule-Thomson pada Sistem Gas Alam Hidrokarbon	7
2.3 Persamaan Keadaan (Equation of State) dalam Pemodelan Proses	8
2.4. Karakteristik Fisikokimia Sulfur Elemental (S_8) dalam Gas Alam	9

2.4.1 Sulfur Elemental sebagai Kontaminan dalam Aliran Gas Alam	9
2.4.2 Faktor Termodinamika yang Mengatur Kelarutan Sulfur: Pengaruh Temperatur dan Tekanan.....	10
2.4.3 Mekanisme Presipitasi: Kondisi Jenuh-Lewat (Supersaturation), Nukleasi, dan Pertumbuhan Partikel.....	10
2.5. Strategi Mitigasi Deposisi Sulfur: Pemanasan Awal Gas	11
2.5.1 Tinjauan Umum Metode Mitigasi di Industri	11
2.5.2 Prinsip Rekayasa Pemanasan Awal untuk Menjaga Temperatur Gas	11
2.6. Standarisasi Mutu Gas Bumi dan Implikasi Regulasi	12
2.7 Konsep Analisis Sensitivitas dan Operasi Off-Design	13
2.8 Pengertian dan Karakteristik Dasar MATLAB.....	13
Bab 3. Metodologi Penelitian	15
3.1 Diagram Alir Penelitian	15
3.2. Lokasi dan Objek Penelitian	16
3.3. Pengumpulan Data dan Definisi Variabel	16
3.3.1 Data Komposisi Gas (Variabel Tetap)	16
3.3.2 Data Operasi (Variabel Input Model)	17
3.3.3 Klasifikasi Variabel Penelitian.....	18
3.4 Metode Komputasi dan Algoritma Perhitungan	19
3.4.1 Formulasi Komputasi <i>Equation of State</i> (EoS) Peng-Robinson	19
3.4.2 Logika Perhitungan Flash Isentalpik	20
3.4.3 Model Kelarutan dan Deposisi Sulfur.....	20
3.4.4 Metodologi Perhitungan Beban Pemanas (<i>Heater Duty</i>) ...	21
3.5 Skenario Studi Kasus	21
3.5.1 Skenario 1: Validasi Model (<i>Baseline Simulation</i>)	21
3.5.2 Skenario 2: Analisis Sensitivitas Parametrik	22
3.5.3 Skenario 3: Perancangan Mitigasi (<i>Heater Sizing</i>).....	22

3.6 Proses Simulasi MATLAB	23
Bab 4. Hasil dan Pembahasan	25
4.1 Parameter Input dan Kondisi Operasi Aktual	25
4.2 Alur Kerja dan Struktur Program MATLAB	27
4.2.1 Tahap Input Data (<i>Input Summary</i>)	27
4.2.2 Tahap Proses Perhitungan (Proses Analisis & Iterasi)	27
4.2.3 Tahap Output (<i>Summary Report</i>)	30
4.3 Validasi Model Termodinamika	31
4.3.1 Validasi Fundamental: PR-EoS terhadap Data Referensi NIST	31
4.3.2 Validasi Internal: Konsistensi Energi dan Konvergensi Numerik	35
4.3.3 Simulasi Kondisi <i>Baseline</i> Aktual	37
4.4 Evaluasi Efek Joule-Thomson pada Kondisi Aktual	39
4.4.1 Profil Temperatur-Tekanan Sepanjang Lintasan Ekspansi	39
4.4.2 Sifat Non-Linear Koefisien Joule-Thomson	40
4.4.3 Evaluasi Pendekatan Aproksimasi Linear	40
4.5 Analisis Kelarutan dan Potensi Deposisi Sulfur	41
4.5.1 Perubahan Kelarutan Sulfur Akibat Ekspansi	41
4.5.2 Evaluasi Indeks Supersaturasi	42
4.5.3 Interpretasi Diagram Zona Operasi	43
4.5.4 Analisis Faktor Keamanan Inheren <i>Sweet Gas</i>	44
4.6 Analisis Sensitivitas Parametrik	45
4.6.1 Sensitivitas terhadap Temperatur Inlet	45
4.6.2 Sensitivitas terhadap Tekanan Outlet	46
4.6.3 Perbandingan Sensitivitas: <i>T_{in}</i> vs <i>P_{out}</i>	46
4.6.4 Peta Kontur SSI dan Identifikasi <i>Worst-Case Scenario</i>	47
4.7 Perancangan Mitigasi: <i>Heater Sizing</i> dan Skenario Hipotetis H ₂ S	49

4.7.1 Konfirmasi Kondisi <i>Baseline: Sweet Gas</i> Aktual	49
4.7.2 Skenario Hipotetis Kontinjensi: Injeksi H ₂ S (<i>Sour Gas</i>)	50
4.7.3 Perhitungan <i>Heater Duty</i> untuk Mitigasi Kontinjensi	51
4.8 Sintesis dan Diskusi Umum	54
4.8.1 Pemetaan Temuan terhadap Pertanyaan Penelitian	54
4.8.2 Utilitas PR-EoS sebagai Alat Evaluasi Preventif	55
4.8.3 Batasan Penelitian dan Rekomendasi	55
Bab 5. Kesimpulan dan Saran	57
5.1. Kesimpulan	57
5.2. Saran	58
Daftar Pustaka	60
Biodata	64
Lampiran	65
Lampiran A. Spesifikasi PRV	65
Lampiran B. Data Komposisi Gas Alam PLTGU Tj. Uncang	66
Lampiran C. Sampel data aliran gas	67
Lampiran D. Dokumentasi	68

Daftar Gambar

Gambar 2. 1. Skematik Perbandingan Perilaku Molekuler Gas Ideal dan Gas Nyata.....	4
Gambar 2. 2. Perbandingan Ruang Bebas (<i>Free Volume</i>) dan Volume Eksklusi (<i>Excluded Volume</i>) pada Gas Tekanan Rendah vs Tekanan Tinggi.....	5
Gambar 2. 3. Kurva Inversi Joule-Thomson pada Diagram T-P yang Memisahkan Daerah Pendinginan ($\mu_J T > 0$) dan Daerah Pemanasan ($\mu_J T < 0$).....	7
Gambar 2. 4. Grafik Pengaruh Variasi Temperatur dan Tekanan Terhadap Kelarutan Sulfur Elemental (S_8) dalam Gas Alam	10
Gambar 2. 5. Diagram Skematik Sistem Mitigasi Menggunakan Gas Pre-Heater untuk Menjaga Temperatur Hilir PRV di Atas Titik Embun Sulfur ...	12
Gambar 3. 1. Diagram Alir Penelitian.....	15
Gambar 4. 1. Proses Coding Input Data	27
Gambar 4. 2. Proses Coding verifikasi dan validasi parameter	28
Gambar 4. 3. Proses Coding Menghitung nilai entalpi awal, iterasi untuk mencari suhu keluar, dan koefisien <i>Joule-Thomson</i>	28
Gambar 4. 4. Proses Coding Analisis Potensi Endapan Sulfur	29
Gambar 4. 5. Proses Coding Analisis Sensitivitas Parameter	29
Gambar 4. 6. Proses Coding Menghitung Kebutuhan Beban Pemanas	30
Gambar 4. 7. Proses Coding Simulasi Skenario Khusus.....	30
Gambar 4. 8. Proses Coding <i>Output</i>	31
Gambar 4. 9. Perbandingan Z-Factor Metana: Model PR-EoS vs Data Referensi NIST ($T = 29,5^\circ\text{C}$, $P = 25\text{--}75$ bar)	32
Gambar 4. 10. Perbandingan Koefisien Joule-Thomson Metana: Model PR-EoS vs Data Referensi NIST ($T = 29,5^\circ\text{C}$, $P = 25\text{--}75$ bar)	32
Gambar 4. 11. Perkembangan Hasil Iterasi Newton-Raphson pada Perhitungan Flash Isentalpik.....	36
Gambar 4. 12. Lintasan Ekspansi Isentalpik T vs P pada Kondisi Operasi Aktual PLTGU Tanjung Ugang ($P = 63 \rightarrow 29$ bar).....	39
Gambar 4. 13. Kurva Kelarutan Sulfur Elemental (" S_8 ") sebagai Fungsi Tekanan pada Kondisi Outlet.....	42
Gambar 4. 14. Diagram Zona Operasi P-T dengan Kurva Batas Supersaturasi Sulfur ($SSI = 1$)	43
Gambar 4. 15. Peta Kontur Indeks Supersaturasi (SSI) sebagai Fungsi T_{in} dan P_{out}	47
Gambar 4. 16. Kurva Sensitivitas SSI dan ΔT terhadap Variasi Temperatur Inlet T_{in}	48

Gambar 4. 17. Kurva Sensitivitas SSI dan ΔT terhadap Variasi Tekanan Outlet P_{out}	48
Gambar 4. 18. Perbandingan Temperatur Outlet vs Titik Embun Sulfur dan SSI untuk Skenario <i>Sweet Gas</i> dan <i>Sour Gas</i>	51
Gambar 4. 19. Kebutuhan <i>Heater Duty</i> (kW) sebagai Fungsi Konsentrasi H_2S untuk <i>Gas-Fired</i> dan <i>Electric Heater</i>	52
Gambar 4. 20 Profil Temperatur Pre-heat yang Diperlukan dan Zona Aman/Bahaya untuk Setiap Skenario H_2S	53

Daftar Tabel

Tabel 2.1. Parameter Kritis dan Faktor Asentrik untuk Komponen Utama Gas Alam dan Sulfur	8
Tabel 3.1. Data Komposisi Gas Alam PLTGU Tj. Uncang (Input Model)	17
Tabel 3.2. Tabel Parameter yang Digunakan	17
Tabel 4.1. Komposisi Gas Alam dan Parameter Termodinamika Kritis PLTGU Tanjung Uncang.....	25
Tabel 4.2. Kondisi Operasi Aktual Sistem Gas Bahan Bakar PLTGU Tanjung Uncang.....	26
Tabel 4.3. Perbandingan Z-Factor dan μ_{JT} antara Model PR-EoS dan Data NIST pada Titik Tekanan Representatif ($T = 29,5^{\circ}\text{C}$).....	33
Tabel 4.4. Ringkasan Statistik Deviasi Model PR-EoS terhadap Data NIST ($T = 29,5^{\circ}\text{C}$, $P = 25\text{--}75\text{ bar}$, $N = 54$)	33
Tabel 4.5. Profil Konvergensi Newton-Raphson untuk Flash Isentalpik Baseline.....	36
Tabel 4.6. Hasil Simulasi Baseline pada Kondisi Operasi Aktual (Campuran 10 Komponen)	37
Tabel 4.7. Profil Temperatur-Tekanan dan Koefisien Joule-Thomson Sepanjang Lintasan Ekspansi Isentalpik	39
Tabel 4.8. Perbandingan Efek Pendinginan Paruh Pertama vs Paruh Kedua Ekspansi	40
Tabel 4.9. Kelarutan Sulfur Elemental dan Indeks Supersaturasi pada Kondisi Inlet dan Outlet PRV	41
Tabel 4.10. Sensitivitas Temperatur Inlet, Penurunan Temperatur, dan SSI terhadap Variasi T_{in} ($P_{out}=29\text{bar}$, $P_{in}=63\text{bar}$)	45
Tabel 4.11. Sensitivitas Temperatur Outlet, Penurunan Temperatur, dan SSI terhadap Variasi P_{out} ($T_{in}=29,5^{\circ}\text{C}$, $P_{in}=63\text{bar}$)	46
Tabel 4.12. Perbandingan Koefisien Sensitivitas T_{in} dan P_{out} terhadap ΔT dan SSI	46
Tabel 4.13. Evaluasi Kebutuhan Heater pada Kondisi Baseline (Sweet Gas, 0% H_2S)	49
Tabel 4.14. Parameter Simbol Nilai Satuan.....	50
Tabel 4.15. Hasil Perhitungan Heater Duty untuk Skenario Kontinjensi Sour Gas	52
Tabel 4.16. Matriks Sintesis: Pertanyaan Penelitian, Temuan Kuantitatif, dan Implikasi Praktis	54

Bab 1. Pendahuluan

1.1. Latar Belakang

Dalam lanskap energi modern, Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap (PLTGU), atau *Combined Cycle Gas Turbine* (CCGT), memegang peranan strategis sebagai teknologi jembatan dalam transisi menuju sistem energi rendah karbon [1]. Dengan mengintegrasikan siklus turbin gas dan turbin uap, PLTGU mampu mencapai efisiensi termal yang melampaui 60% [2]. Angka ini jauh melampaui efisiensi pembangkit listrik termal konvensional seperti Pembangkit Listrik Tenaga Uap (PLTU) yang berkisar 30-34% atau turbin gas siklus sederhana pada 35-40% [3]. Tingginya efisiensi ini tidak hanya mengurangi konsumsi bahan bakar per megawatt-jam, tetapi juga menempatkan PLTGU sebagai aset krusial dalam infrastruktur ketenagalistrikan [4]. Namun, realisasi potensi efisiensi dan peran strategis ini sangat bergantung pada keandalan operasional yang tinggi, di mana integritas setiap subsistem menjadi faktor penentu.

Salah satu subsistem krusial operasional PLTGU adalah sistem suplai gas bahan bakar, yang bertanggung jawab mengkondisikan gas alam dari jaringan transmisi sesuai spesifikasi teknis turbin. Komponen penting dalam sistem ini adalah *Pressure Reducing Valve* (PRV), atau katup penurun tekanan, yang berfungsi untuk menurunkan tekanan gas dari tingkat transmisi yang tinggi ke tingkat tekanan operasi yang dibutuhkan oleh ruang bakar [5]. Proses penurunan tekanan ini merupakan sebuah keharusan dalam operasi, namun membawa sebuah konsekuensi termodinamika yang tidak dapat dihindari.

Penurunan tekanan yang signifikan dan terjadi secara cepat di sepanjang PRV secara inheren menyebabkan penurunan temperatur gas yang drastis. Fenomena fisis ini dikenal sebagai Efek Joule-Thomson [6]. Penurunan temperatur ini bukan merupakan sebuah anomali atau kegagalan peralatan, melainkan konsekuensi fisis yang melekat pada operasi normal PRV. Implikasi paling serius dari pendinginan ini adalah dampaknya terhadap kontaminan yang mungkin terkandung dalam aliran gas, khususnya sulfur elemental (S_8) [7].

Kelarutan (solubilitas) sulfur elemental di dalam gas alam sangat sensitif terhadap kondisi termodinamika, terutama temperatur [8]. Berbagai studi menunjukkan bahwa kelarutan sulfur menurun secara eksponensial seiring dengan penurunan temperatur [9]. Oleh karena itu, pendinginan gas yang terjadi di sisi hilir PRV secara langsung menurunkan kapasitas gas untuk menahan sulfur dalam keadaan terlarut. Kondisi ini berpotensi menciptakan keadaan jenuh-lewat (*supersaturated*) yang tidak stabil, di mana konsentrasi sulfur aktual melebihi batas kelarutannya pada temperatur dan tekanan yang baru.

Kondisi jenuh-lewat ini menjadi pemicu utama dari risiko operasional yang signifikan. Sulfur elemental cenderung berubah menjadi partikel padat melalui. Penumpukan endapan sulfur ini dapat berkembang dari gangguan kecil hingga menyebabkan kegagalan sistem yang sangat serius. Partikel padat ini dapat menyumbat komponen-komponen berdiameter kecil yang krusial, seperti jalur impuls instrumentasi, lubang-lubang presisi (*orifices*) pada sistem kontrol, dan kedudukan internal katup [10]. Konsekuensi akhirnya adalah pembacaan instrumen yang tidak akurat, kegagalan sistem kontrol, dan pada puncaknya, dapat memicu pemberhentian paksa (*forced outage*) unit pembangkit, sebuah skenario dengan implikasi finansial dan keandalan jaringan yang signifikan.

Karena risiko ini dapat muncul selama operasi normal, menangani masalah setelah terjadi saja tidaklah cukup. Oleh karena itu, analisis kuantitatif terhadap penurunan temperatur di PRV dan dampaknya pada kelarutan sulfur menjadi penting, tidak hanya untuk memahami risiko, tetapi juga untuk merancang strategi mitigasi proaktif berbasis rekayasa yang dapat menjamin keandalan operasional PLTGU.

1.2. Rumusan Masalah

Berdasarkan latar belakang yang telah diuraikan, masalah-masalah yang akan diinvestigasi dalam penelitian ini dirumuskan sebagai berikut:

1. Berapa besar penurunan temperature gas di PRV PLTGU Tg. Uncang akibat Efek Joule Thomson
2. Bagaimana pengaruh ekspansi gas terhadap profil kelarutan sulfur dan pada kondisi operasi manakah terjadi *supersaturasi* yang melanggar standar mutu gas?
3. Bagaimana sensitivitas potensi endapan sulfur terhadap variasi parameter input utama (tekanan, temperature lingkungan, dan komposisi) serta variable manakah yang paling kritis?
4. Berapa kebutuhan beban pemanas (*heater duty*) minimum yang diperlukan gas *pre-heater* untuk menjaga temperature keluaran PRV tetap aman di atas titik embun sulfur?

1.3. Tujuan

Selaras dengan rumusan masalah, penelitian ini memiliki tujuan-tujuan sebagai berikut:

1. Menganalisis mekanisme penurunan temperature gas di PRV dan memvalidasi perilaku fasa gas menggunakan model EoS Peng-Robinson.
2. Menghitung besaran penurunan temperature dan indeks *supersaturasi* sulfur secara kuantitatif berdasarkan data desain PLTGU.

3. Melakukan analisis sensitivitas untuk mengidentifikasi parameter operasi dominan yang mempengaruhi Risiko deposisi sulfur.
4. Menentukan rekomendasi teknis kebutuhan beban pemanas (*heater duty*) minimum untuk mencegah presipitasi sulfur sesuai standar mutu gas.

1.4. Manfaat

Penelitian ini diharapkan memberikan kontribusi akademis dengan mengaplikasikan model termodinamika gas nyata, khususnya *Equation of State* (EoS) Peng-Robinson, untuk memvalidasi dan memprediksi perilaku fasa sistem hidrokarbon non-ideal dalam konteks operasional industri yang nyata. Secara praktis, hasil penelitian ini menyediakan dasar analisis rekayasa yang kuantitatif bagi manajemen operasional PLTGU Tj. Uncang untuk mengevaluasi risiko deposisi sulfur secara prediktif. Data teknis yang dihasilkan, khususnya kebutuhan kalor untuk pemanas gas, dapat menjadi dasar untuk studi kelayakan teknis-ekonomi dalam modifikasi sistem. Pada akhirnya, temuan ini mendukung penyempurnaan Prosedur Operasi Standar (SOP) yang bertujuan meningkatkan keandalan unit dan mencegah terjadinya *forced outage* akibat penyumbatan pada sistem bahan bakar.

1.5. Batasan

Untuk menjaga fokus dan kedalaman analisis, penelitian ini dibatasi pada ruang lingkup sebagai berikut:

1. Analisis kontaminan hanya berfokus pada sulfur elemental dalam bentuk alotrop ortorombik (S_8). Senyawa sulfur lain seperti H_2S tidak termasuk dalam lingkup penelitian.
2. Pemodelan termodinamika untuk properti gas dan kesetimbangan fasa secara eksklusif menggunakan *Equation of State* (EoS) Peng-Robinson tanpa perbandingan dengan model EoS lainnya.
3. Simulasi menggunakan data desain teknis (*datasheet* peralatan dan spesifikasi gas desain) dari PLTGU Tj. Uncang. Analisis data operasional *real-time* atau historis tidak menjadi fokus utama, melainkan digunakan hanya sebagai validator sekunder jika tersedia.
4. Analisis terbatas pada kesetimbangan termodinamika (*equilibrium thermodynamics*). Laju nukleasi kinetik dan laju pertumbuhan kristal sulfur tidak dimodelkan secara eksplisit; asumsinya adalah jika kondisi termodinamika (supersaturasi) terpenuhi, risiko deposisi dianggap ada.

Bab 2. Tinjauan Pustaka

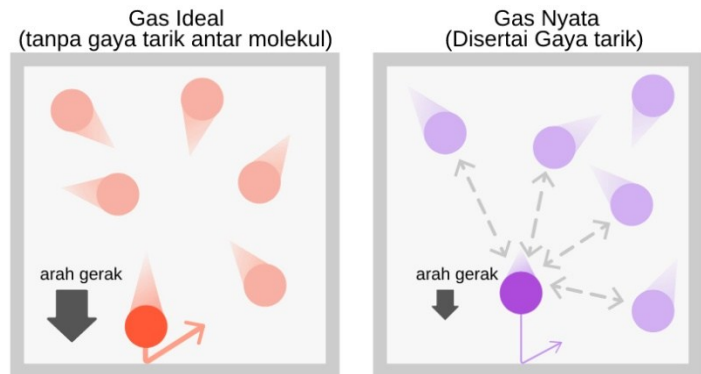
2.1 Termodinamika Gas Nyata dan Proses Drosel (Throttling)

Analisis termodinamika yang akurat terhadap sistem gas bertekanan tinggi, seperti pada jalur suplai gas alam ke turbin, menuntut pemahaman yang jelas mengenai perbedaan antara model gas ideal teoretis dan perilaku gas nyata yang sesungguhnya. Perbedaan ini menjadi krusial karena fenomena penurunan temperatur yang menjadi fokus penelitian ini adalah manifestasi langsung dari sifat-sifat non-ideal gas.

2.1.1 Perbedaan Gas Ideal dan Gas Nyata dalam Sistem Perpipaan

Dalam aplikasi industri seperti sistem suplai gas alam ke turbin, gas berada pada tekanan yang dapat mencapai puluhan bar (misalnya 20–50 bar). Dalam kondisi densitas tinggi seperti ini, perilaku gas menyimpang secara substansial dari idealitas (non-ideal behavior). Penyimpangan ini disebabkan oleh dua faktor molekuler utama yang saling berkompetisi [11]:

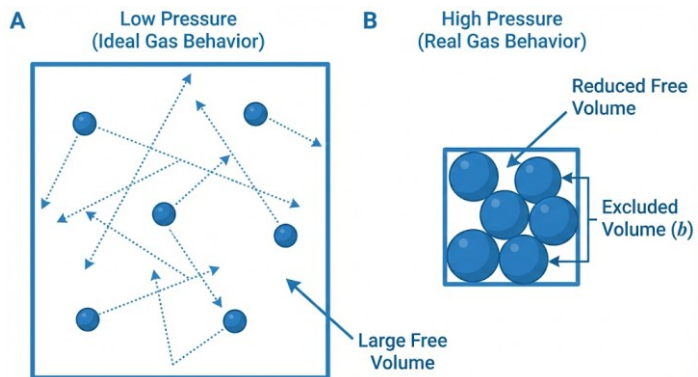
1. **Gaya Tarik Antarmolekul (Intermolecular Attractive Forces):** Pada saat molekul-molekul gas berdekatan akibat tekanan tinggi, gaya tarik-menarik elektrostatis jarak pendek (gaya Van der Waals) menjadi dominan. Dalam persamaan keadaan Van der Waals, efek ini diwakili oleh parameter koreksi a/v^2 [11] .



Gambar 2. 1. Skematik Perbandingan Perilaku Molekuler Gas Ideal dan Gas Nyata

2. **Volume Molekuler (Repulsive Forces):** Molekul gas nyata adalah entitas fisik yang memiliki volume finit. Pada tekanan tinggi, volume total yang

ditempati oleh molekul-molekul gas itu sendiri menjadi porsi yang signifikan dari volume total wadah. Hal ini mengurangi ruang bebas (*free volume*) yang tersedia untuk pergerakan molekul sehingga volume molar gas nyata menjadi lebih besar daripada volume molar gas ideal pada tekanan yang sama. Efek repulsif jarak pendek ini diwakili oleh parameter ***b*** (kovolum) dalam persamaan keadaan [12]. Untuk sebagian besar aplikasi gas alam pada kondisi operasi PLTGU, nilai *Z* (faktor kompresibilitas gas umumnya kurang dari 1, yang mengindikasikan dominasi gaya tarik-menarik. Dominasi gaya tarik inilah yang menjadi prasyarat fisik terjadinya pendinginan saat gas mengalami ekspansi, fenomena yang menjadi fokus utama studi ini.



Gambar 2. 2. Perbandingan Ruang Bebas (*Free Volume*) dan Volume Eksklusi (*Excluded Volume*) pada Gas Tekanan Rendah vs Tekanan Tinggi

2.1.2 Analisis Termodinamika Proses Throttling

Analisis Termodinamika Proses Throttling Proses drosel (*throttling*) adalah sebuah proses termodinamika di mana fluida mengalami ekspansi melalui suatu restriksi aliran, seperti katup yang terbuka sebagian, lubang kecil (*orifice*), atau sumbat berpori (*porous plug*), yang menyebabkan penurunan tekanan secara signifikan.

PRV beroperasi sebagai perangkat drosel yang dianalisis menggunakan Steady-Flow Energy Equation (SFEE). Dengan mengasumsikan proses adiabatik ($q \approx 0$), tidak adanya kerja poros ($w = 0$), serta pengabaian perubahan energi kinetik dan energi potensial ($\Delta Ek \approx 0$ dan $\Delta Ep \approx 0$), maka persamaan SFEE menyederhana

menjadi $\Delta h \approx 0$. Dengan demikian, proses drosel pada PRV merupakan proses isentalpik. Dengan asumsi-asumsi ini, SFEE menyederhanakan menjadi:

$$\Delta h = h_2 - h_1 = 0 \quad \text{atau} \quad h_1 = h_2$$

Persamaan ini menunjukkan bahwa entalpi spesifik fluida pada kondisi keluar sama dengan entalpi spesifik pada kondisi masuk. Oleh karena itu, proses drosel secara fundamental adalah proses isentalpik (entalpi konstan) [13].

Secara matematis, proses drosel ideal adalah proses isentalpik. Namun, karena gas nyata memiliki gaya antarmolekul, kondisi entalpi konstan ini akan memicu perubahan property lain, yaitu temperatur, yang akan dijelaskan lebih lanjut melalui fenomena Efek Joule-Thomson di sub-bab berikutnya.

2.2 Efek Joule-Thomson sebagai Konsekuensi Proses Drosel

Fenomena perubahan temperatur yang terjadi selama proses drosel pada gas nyata dikenal sebagai Efek Joule-Thomson. Efek ini bukan merupakan anomali, melainkan konsekuensi termodinamika yang melekat pada sifat non-ideal gas dan menjadi dasar dari permasalahan yang dianalisis dalam penelitian ini.

2.2.1 Prinsip Fundamental dan Mekanisme Molekuler Efek Joule-Thomson

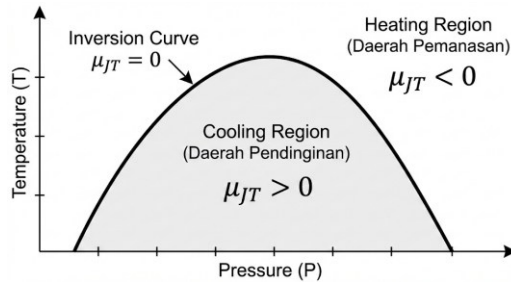
Efek Joule-Thomson (atau Efek Joule-Kelvin) mendeskripsikan perubahan temperatur suatu gas nyata ketika diekspansikan secara isentalpik dari tekanan tinggi ke tekanan yang lebih rendah. Efek ini hanya terjadi pada gas nyata, dan besar kecilnya bergantung pada seberapa jauh sifat gas tersebut berbeda dari gas ideal [14]. Secara molekuler, perubahan temperatur merupakan hasil kompetisi antara gaya tarik dan gaya tolak antarmolekul. Selama ekspansi, energi diperlukan untuk mengatasi gaya tarik antarmolekul sehingga diambil dari energi kinetik molekul, menyebabkan penurunan temperatur (efek pendinginan) [13]. Sebaliknya, kerja terhadap gaya tolak antarmolekul dapat menimbulkan kenaikan temperatur. Tanda dan besar perubahan temperatur ditentukan oleh kondisi tekanan dan temperatur awal gas.

2.2.2 Koefisien Joule-Thomson (μ_{JT}): Definisi Matematis dan Interpretasi Fisis

Perubahan temperatur akibat proses drosel dikuantifikasi oleh koefisien Joule-Thomson, μ_{JT} , yang didefinisikan secara matematis sebagai laju perubahan temperatur terhadap tekanan pada entalpi konstan:

$$\mu_{JT} = \left(\frac{\partial T}{\partial P} \right)_H \quad (2.1)$$

Dalam diagram $T - P$, titik-titik di mana $\mu_{JT} = 0$ membentuk garis yang disebut **Kurva Inversi**.



Gambar 2. 3. Kurva Inversi Joule-Thomson pada Diagram T-P yang Memisahkan Daerah Pendinginan ($\mu_{JT} > 0$) dan Daerah Pemanasan ($\mu_{JT} < 0$)

Kurva ini membatasi daerah pendinginan (di dalam kurva) dan daerah pemanasan (di luar kurva). Untuk gas alam, kondisi operasi PLTGU masih berada jauh di dalam daerah kurva inversi, sehingga μ_{JT} selalu positif dan ekspansi selalu menyebabkan pendinginan. Secara termodinamika lanjut, koefisien ini dapat dihubungkan dengan data PvT dan kapasitas panas isobarik (C_p) melalui relasi fundamental [15]:

$$\mu_{JT} = \frac{1}{C_p} \quad (2.2)$$

Persamaan diferensial parsial di atas menunjukkan implikasi penting untuk simulasi: akurasi prediksi penurunan suhu (ΔT) sangat bergantung pada kemampuan model untuk memprediksi volume molar (v) dan sensitivitas volume terhadap temperatur ($\partial v / \partial T$) P dengan sangat presisi. Model gas ideal, di mana $v = RT/P$, akan menghasilkan nilai dalam kurung siku sama dengan nol, yang memprediksi $\mu_{JT} = 0$ (tidak ada perubahan suhu). Ini menegaskan kembali bahwa pemodelan proses ini mutlak memerlukan persamaan keadaan gas nyata yang akurat.

2.2.3 Implikasi Efek Joule-Thomson pada Sistem Gas Alam Hidrokarbon

Gas alam, yang komponen utamanya adalah metana (CH_4) dan hidrokarbon ringan lainnya, menunjukkan perilaku non-ideal yang signifikan pada kondisi operasi PLTGU. Untuk gas-gas ini, pada rentang tekanan dan temperatur yang umum ditemui di sistem transmisi dan distribusi industri, nilai koefisien Joule-Thomson (μ_{JT}) secara konsisten positif. Artinya, dalam kondisi operasi, setiap kali gas alam mengalami penurunan tekanan yang cukup besar dan cepat,

seperti saat melewati PRV, suhu gas akan turun secara alami. Penurunan temperatur ini bukanlah indikasi kegagalan peralatan, melainkan manifestasi dari hukum fisika yang fundamental. Besarnya penurunan temperatur ini bisa mencapai beberapa derajat Celsius untuk setiap penurunan tekanan sebesar 100 psi, yang dapat secara signifikan mengubah kondisi termodinamika gas di sisi hilir katup dan memicu risiko operasional sekunder, seperti presipitasi kontaminan.

2.3 Persamaan Keadaan (Equation of State) dalam Pemodelan Proses

Equation of State adalah sebuah relasi fungsional antara variabel keadaan termodinamika: tekanan (P), volume molar (v), dan temperatur (T) [16]. Dengan menggunakan EoS yang andal, berbagai properti termodinamika turunan yang tidak dapat diukur secara langsung, seperti entalpi, entropi, fugasitas, dan koefisien Joule-Thomson, dapat dihitung untuk berbagai kondisi operasi [14]. Model-model seperti van der Waals, Soave-Redlich-Kwong (SRK), dan Peng-Robinson menawarkan keseimbangan yang baik antara kesederhanaan komputasi dan akurasi prediksi untuk sistem non-polar dan sedikit polar seperti hidrokarbon [17]. Formulasi Matematis dan Parameter Model Peng-Robinson. EoS Peng-Robinson (PR-EoS) bertujuan spesifik untuk meningkatkan akurasi prediksi densitas fasa cair dan kesetimbangan uap-cair (VLE) untuk sistem hidrokarbon [18]. berikut persamaannya:

$$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a(T)}{v(v+b)+b(v-b)} \quad (2.3)$$

di mana P adalah tekanan, T adalah temperatur, v adalah volume molar, R adalah konstanta gas universal, serta a dan b adalah parameter EoS yang spesifik untuk setiap komponen [19].

Tabel berikut menyajikan parameter kritis dan faktor asentrik untuk komponen utama yang relevan dalam studi ini:

Tabel 2.1. Parameter Kritis dan Faktor Asentrik untuk Komponen Utama Gas Alam dan Sulfur

Komponen	Rumus Kimia	Temperatur Kritis, Tc (K)	Tekanan Kritis, Pc (MPa)	Faktor Asentrik, ω
Metana	CH ₄	190.6	4.599	0.012
Etana	C ₂ H ₆	305.3	4.872	0.100
Hidrogen Sulfida	H ₂ S	373.5	8.963	0.094

Karbon Dioksida	CO ₂	304.2	7.383	0.224
Sulfur Elemental	S ₈	1065.0	5.2	0.3805

Sumber: <https://pubs.rsc.org/en/content/articlelanding/2018/ra/c8ra01744a>

Pemilihan EoS Peng-Robinson untuk penelitian ini didukung oleh validasi ekstensif dalam literatur teknis juga banyak digunakan dan dipercaya di industri perminyakan dan gas alam [18]. PR-EoS memberikan prediksi yang lebih akurat untuk properti sistem hidrokarbon terutama dalam tiga area kunci: (1) prediksi densitas fasa cair, (2) perhitungan kesetimbangan uap-cair (VLE) di dekat titik kritis, dan (3) pemodelan sistem yang mengandung komponen nonideal seperti CO₂ dan H₂S (sour gas) [20]. Keandalan dan akurasi yang terbukti ini menjadikan PR-EoS sebagai alat yang sangat sesuai untuk memodelkan perilaku termodinamika gas bahan bakar dalam penelitian ini, yang konsisten dengan batasan masalah yang telah ditetapkan.

2.4. Karakteristik Fisikokimia Sulfur Elemental (S₈) dalam Gas Alam

Penurunan temperatur yang disebabkan oleh Efek Joule-Thomson di PRV menjadi masalah operasional yang serius ketika gas alam mengandung kontaminan yang kelarutannya sangat sensitif terhadap temperatur, seperti sulfur elemental.

2.4.1 Sulfur Elemental sebagai Kontaminan dalam Aliran Gas Alam

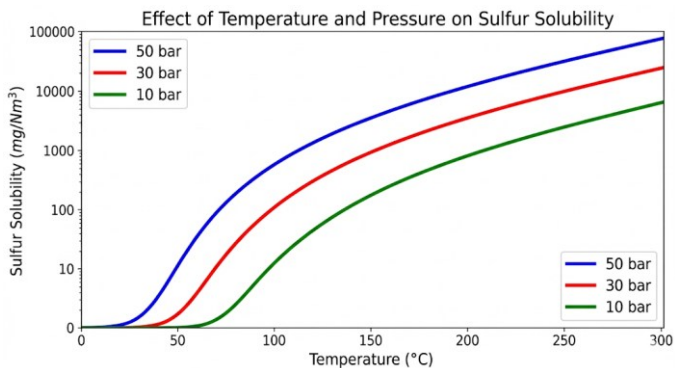
Gas alam, terutama jenis *sour gas*, mengandung hidrogen sulfida (H₂S) dalam konsentrasi signifikan. Saat masih berada di dalam reservoir dengan tekanan dan suhu yang tinggi, gas ini dapat melarutkan sulfur elemental [16]. Sulfur ini umumnya berbentuk molekul cincin delapan atom yang stabil atau alotrop ortorombik (S₈) [17]. Ketika kondisi termodinamika berubah di dalam sistem perpipaian, sulfur terlarut dapat memadat. Akumulasi endapan ini berisiko menyumbat jalur instrumen, kedudukan katup, dan filter, yang pada akhirnya dapat

menyebabkan kegagalan sistem kontrol dan pemberhentian paksa unit pembangkit (*forced outage*) [21].

2.4.2 Faktor Termodinamika yang Mengatur Kelarutan Sulfur: Pengaruh Temperatur dan Tekanan

Kelarutan sulfur dalam gas hidrokarbon sangat bergantung pada kondisi termodinamika sistem, yaitu temperatur, tekanan, dan komposisi gas [18].

1. **Pengaruh Temperatur:** Temperatur adalah faktor dominan. Studi menunjukkan bahwa kelarutan sulfur menurun drastis seiring dengan penurunan temperatur [7]. Pendinginan gas adalah pemicu utama presipitasi.



Gambar 2. 4. Grafik Pengaruh Variasi Temperatur dan Tekanan Terhadap Kelarutan Sulfur Elemental (S_8) dalam Gas Alam

2. **Pengaruh Tekanan:** Pada temperatur konstan, peningkatan tekanan akan meningkatkan kelarutan sulfur dalam fasa gas [16].
3. **Pengaruh Komposisi Gas:** H_2S bertindak sebagai pelarut yang baik bagi sulfur. Oleh karena itu, kelarutan sulfur secara signifikan lebih tinggi pada gas dengan kandungan H_2S yang tinggi (*sour gas*) [16].

2.4.3 Mekanisme Presipitasi: Kondisi Jenuh-Lewat (Supersaturation), Nukleasi, dan Pertumbuhan Partikel

Deposisi sulfur terjadi melalui serangkaian tahapan fisik-kimia akibat ketidakstabilan termodinamika:

- a) **Pembentukan Kondisi Jenuh-Lewat (*Supersaturated*):** Penurunan temperatur/tekanan cepat (seperti pada PRV) menurunkan kapasitas pelarutan gas seketika. Jika konsentrasi sulfur aktual melebihi batas

kelarutan, gas memasuki keadaan non-kesetimbangan yang disebut jenuh-lewat atau supersaturated [20].

- b) **Nukleasi (Nucleation):** Kondisi jenuh-lewat memicu molekul sulfur (S_8) beragregasi membentuk inti padat stabil. Proses pembentukan inti dari fasa homogen ini disebut nukleasi homogen, yang menghasilkan partikel berukuran sangat kecil (skala nanometer) [22].
- c) **Pertumbuhan Partikel (Particle Growth):** Inti padat tumbuh melalui mekanisme koagulasi dan aglomerasi, di mana partikel menempel pada permukaan atau partikel lain [23]. Kehadiran kontaminan lain dapat mempercepat proses ini hingga membentuk sumbatan fisik.

Proses *throttling* di PRV menciptakan laju pendinginan tinggi dan lonjakan supersaturasi masif. Laju pembentukan inti meningkat secara eksponensial dengan tingkat supersaturasi [21]. Hal ini menjelaskan mengapa penyumbatan sulfur sering terjadi secara akut dan terlokalisasi di sekitar PRV.

2.5. Strategi Mitigasi Deposisi Sulfur: Pemanasan Awal Gas

Mengingat deposisi sulfur merupakan masalah yang didorong oleh prinsip-prinsip termodinamika, strategi mitigasi yang paling efektif adalah pendekatan yang menargetkan akar penyebab termodinamika tersebut. Di antara berbagai metode rekayasa, pemanasan awal gas (*gas pre-heating*) menjadi solusi proaktif yang fundamental.

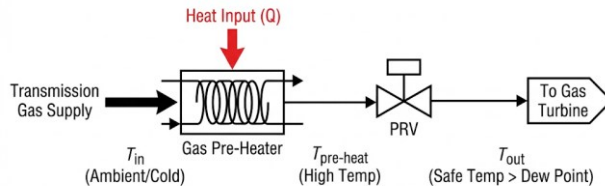
2.5.1 Tinjauan Umum Metode Mitigasi di Industri

Berbagai strategi telah dikembangkan untuk mengelola risiko deposisi sulfur, mulai dari metode reaktif hingga operasional. Metode reaktif diterapkan setelah deposisi terbentuk, seperti pembersihan mekanis menggunakan *pigs* atau injeksi pelarut kimia untuk melarutkan kembali endapan. Sementara itu, strategi operasional berfokus pada pengelolaan parameter aliran, misalnya menjaga kecepatan gas tetap di atas *critical carrying velocity* untuk mencegah partikel sulfur mengendap [24]. Meskipun metode-metode ini berguna, kelemahannya terletak pada kebutuhan intervensi yang berkelanjutan dan ketidakmampuan untuk mencegah pembentukan partikel sulfur itu sendiri sejak awal.

2.5.2 Prinsip Rekayasa Pemanasan Awal untuk Menjaga Temperatur Gas

Berbeda dengan metode reaktif, pemanasan awal gas adalah strategi rekayasa preventif yang dirancang untuk mencegah terjadinya deposisi sulfur dengan memanipulasi kondisi termodinamika [25]. Prinsip kerjanya adalah menambahkan sejumlah energi panas ke aliran gas, menggunakan penukar panas (*heat exchanger*) atau pemanas listrik, sebelum gas memasuki PRV atau titik penurunan

tekanan. Penambahan panas ini bertujuan untuk mengimbangi penurunan temperatur yang terjadi akibat efek *Joule-Thomson* selama proses *throttling* [26].



Gambar 2. 5. Diagram Skematik Sistem Mitigasi Menggunakan Gas Pre-Heater untuk Menjaga Temperatur Hilir PRV di Atas Titik Embun Sulfur

Dengan perancangan sistem pemanas yang tepat, temperatur gas di sisi hilir PRV dapat dijaga agar tetap berada secara signifikan di atas temperatur titik jenuh atau *sulfur dew point* [25]. Mekanisme ini memastikan bahwa kondisi jenuh-lewat (*supersaturation*), yang merupakan syarat mutlak pembentukan fasa padat, tidak pernah tercapai di sepanjang proses penurunan tekanan. Dengan hilangnya gaya dorong termodinamika untuk nukleasi, pemanasan awal secara efektif memutus rantai peristiwa deposisi dan mencegah masalah operasional sebelum terjadi.

2.6. Standarisasi Mutu Gas Bumi dan Implikasi Regulasi

Penetapan ambang batas konsentrasi sulfur awal merupakan parameter input kritikal dalam simulasi yang mengacu pada standar mutu gas pipa, seperti Keputusan Direktur Jenderal Minyak dan Gas Bumi (Kepdirjen Migas) atau klausul Perjanjian Jual Beli Gas (PJBG). Secara umum, standar ini menetapkan batas maksimum **Sulfur Total** pada kisaran 20–50 mg/Nm³ (15–30 ppm) dan membatasi **Hidrogen Sulfida (H₂S)** secara lebih ketat (< 5–10 ppm) karena sifatnya yang sangat korosif dan beracun.

Dalam konteks penelitian ini, standar mutu tersebut berfungsi sebagai "kondisi batas" (*boundary condition*) untuk mensimulasikan skenario terburuk (*worst-case*). Jika simulasi menunjukkan terjadinya risiko pengendapan bahkan pada konsentrasi maksimum yang diizinkan regulasi, hal ini menegaskan bahwa kepatuhan hukum semata tidak cukup menjamin keamanan termodinamika operasi. Oleh karena itu, temuan tersebut akan memvalidasi urgensi penerapan mitigasi aktif, seperti sistem pemanas gas, untuk memastikan integritas sistem di luar sekadar pemenuhan standar administratif.

2.7 Konsep Analisis Sensitivitas dan Operasi Off-Design

Dalam rekayasa sistem proses yang handal, validasi desain tidak cukup hanya dilakukan pada satu titik operasi nominal. Keandalan sistem harus diuji pada kondisi **off-design** atau operasi di luar parameter normal. Analisis sensitivitas adalah metode sistematis untuk memvariasikan parameter input kunci guna memetakan respons sistem terhadap ketidakpastian.

Pentingnya analisis sensitivitas dalam studi kasus ini terletak pada pembentukan "amplop operasi aman" (*safe operating envelope*). Sebuah sistem PRV mungkin aman dari risiko sulfur pada kondisi desain (tekanan nominal, suhu lingkungan 30°C). Namun, sedikit deviasi pada parameter input, misalnya fluktuasi komposisi gas dari sumur baru yang lebih berat, atau penurunan suhu lingkungan saat hujan deras, dapat menggeser kurva termodinamika secara drastis. Analisis sensitivitas memungkinkan kita menjawab pertanyaan "what-if": Apa yang terjadi jika kandungan CO_2 naik 2%? Apa yang terjadi jika *heater* mengalami degradasi kinerja 10%? Dengan mensimulasikan berbagai skenario *off-design* ini, penelitian memberikan wawasan tentang ketahanan (*robustness*) strategi mitigasi yang diusulkan, memastikan solusi yang diberikan tahan uji terhadap variabilitas dunia nyata.

2.8 Pengertian dan Karakteristik Dasar MATLAB

MATLAB (singkatan dari *Matrix Laboratory*) adalah sebuah program komputer pintar yang dibuat oleh perusahaan bernama MathWorks, Inc. Program ini dirancang khusus untuk membantu kita menghitung, mengolah data, membuat grafik, hingga Menyusun kode pemrograman dengan lebih mudah. Cara kerja utama MATLAB ini menggunakan system matriks (susunan angka berbentuk baris dan kolom). Karena basisnya yang sederhana, program ini jadi lebih mudah untuk dioperasikan oleh para penggunanya.[27]

Sebagai program komputer yang modern, MATLAB sangat disukai oleh para peneliti dan teknisi. Alasan utamanya adalah karena MATLAB membebaskan pengguna dari aturan-aturan pemrograman yang rumit dan ribet, sehingga pengguna bisa lebih fokus menyelesaikan tugas mereka tanpa pusing memikirkan teknis komputer yang mendalam.[27]

Secara umum, ada 5 kegunaan utama dari program MATLAB yang sering dipakai sehari-hari

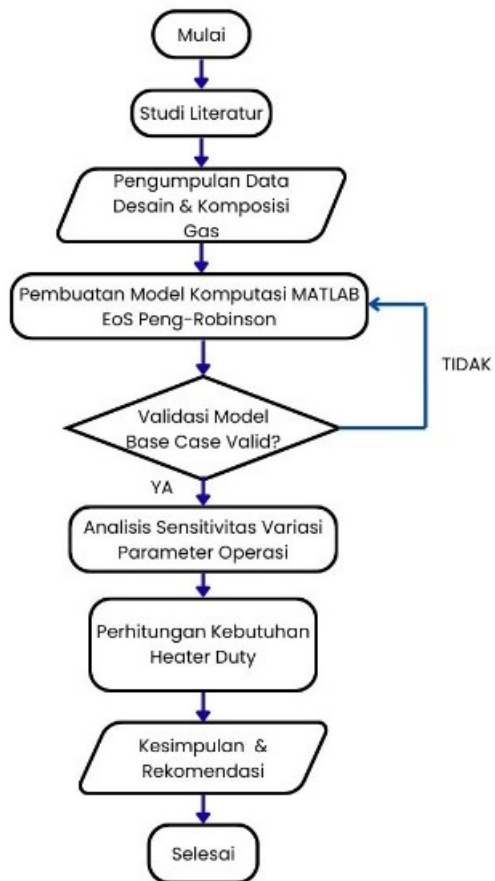
1. Menghitung dan Menyelesaikan Matematika: Membantu menyelesaikan berbagai hitungan matematika yang panjang, rumit, dan susah dengan cepat lewat fitur-fitur instan yang sudah disediakan.

2. Membuat Rumus dan Mengolah Gambar: Digunakan untuk menciptakan rumus-rumus kerja baru (algoritma) serta mengambil data dari gambar digital.
3. Membuat Model dan Simulasi: Membantu membuat tiruan atau simulasi dari suatu sistem sebelum objek aslinya benar-benar dibuat.
4. Menganalisis dan Menampilkan Data: Mengolah tumpukan data yang banyak lalu menampilkannya dalam bentuk grafik atau diagram yang menarik.
5. Membuat Aplikasi: Bisa digunakan untuk membuat program atau aplikasi sendiri yang dilengkapi dengan tombol-tombol visual (GUI) agar mudah diklik oleh pengguna biasa.

Bab 3. Metodologi Penelitian

3.1 Diagram Alir Penelitian

Penelitian ini mengikuti sebuah pendekatan sistematis yang merancang alur kerja dari tahap eksplorasi literatur hingga kesimpulan akhir.



Gambar 3. 1. Diagram Alir Penelitian

3.2. Lokasi dan Objek Penelitian

- **Lokasi Penelitian**

Penelitian ini mengambil objek studi kasus pada Pembangkit Listrik Tenaga Gas dan Uap (PLTGU) Tanjung Uncang, yang berlokasi di wilayah Batam, Kepulauan Riau. PLTGU Tanjung Uncang merupakan salah satu unit pembangkit strategis dalam infrastruktur ketenagalistrikan nasional dengan kapasitas 120 MW.

Lokasi spesifik penelitian berada pada sistem suplai gas bahan bakar (Fuel Gas System) PLTGU, tepatnya pada komponen Gas Metering Skid, sebuah subsistem yang berfungsi untuk mengukur, mengkondisikan, dan mengatur aliran gas alam dari jaringan transmisi gas menuju sistem pembakaran turbin.

- **Objek Penelitian**

Objek penelitian utama adalah fluida gas alam yang mengalir melalui PRV pada Gas Metering Skid. Gas alam ini merupakan campuran berbagai yang terdiri dari hidrokarbon ringan (metana sebagai komponen dominan), hidrokarbon rantai sedang (etana, propana, butana, pentana), serta komponen non-hidrokarbon (nitrogen, karbon dioksida).

3.3. Pengumpulan Data dan Definisi Variabel

Penelitian ini mengadopsi pendekatan pemodelan berdasarkan data yang pasti, yang sangat bergantung pada kualitas data input. Data yang digunakan diklasifikasikan sebagai data sekunder yang diperoleh dari sumber yang terpercaya di fasilitas PLTGU dan literatur referensi standar industri. Strategi pengumpulan data disusun untuk memisahkan parameter yang bersifat tetap (konstanta sistem) dengan parameter yang bersifat dinamis (variabel operasi), memungkinkan simulasi yang terstruktur dan analisis sensitivitas yang valid.

3.3.1 Data Komposisi Gas (Variabel Tetap)

Komposisi molar gas alam yang dianalisis dalam penelitian ini diambil dari Sertifikat Analisis Gas (Gas Chromatography Report) yang dikeluarkan oleh PLTGU Tanjung Uncang. Data ini menggambarkan komposisi kimia gas alam yang mewakili kondisi sebenarnya di pembangkit. Komposisi gas dianggap tetap (konstan) untuk seluruh skenario simulasi dalam penelitian ini, mengikuti asumsi yang ditetapkan dalam batasan masalah.

Tabel 3.1. Data Komposisi Gas Alam PLTGU Tj. Uncang (Input Model)

Komponen	Rumus Kimia	Persentase Molar (%)	Keterangan
Metana	CH ₄	86.2682	Komponen utama gas alam; hidrokarbon jenuh rantai karbon-1
Etana	C ₂ H ₆	6.7173	Hidrokarbon jenuh rantai karbon-2
Propana	C ₃ H ₈	1.2699	Hidrokarbon jenuh rantai karbon-3
i-Butana	i-C ₄ H ₁₀	0.2233	Hidrokarbon jenuh bercabang rantai karbon-4
n-Butana	n-C ₄ H ₁₀	0.2268	Hidrokarbon jenuh lurus rantai karbon-4
i-Pentana	i-C ₅ H ₁₂	0.0833	Hidrokarbon jenuh bercabang rantai karbon-5
n-Pentana	n-C ₅ H ₁₂	0.0505	Hidrokarbon jenuh lurus rantai karbon-5
Heksana+	C ₆ +	0.0430	Fraksi hidrokarbon jenuh rantai karbon-6 dan lebih tinggi
Nitrogen	N ₂	1.2943	Gas inert, tidak terbakar, tidak bereaksi
Karbon Dioksida	CO ₂	3.8148	Gas inert, tidak terbakar, komponen minor
TOTAL	—	99.9914	—

Sumber: Data Sekunder Operasional PLTGU Tj. Uncang

3.3.2 Data Operasi (Variabel Input Model)

Data operasi mencakup parameter tekanan dan temperatur pada kondisi masuk dan keluar PRV, yang berfungsi sebagai **kondisi batas (boundary conditions)** untuk model simulasi.

Tabel 3.2. Tabel Parameter yang Digunakan

Parameter	Simbol	Nilai	Satuan	Keterangan
-----------	--------	-------	--------	------------

Tekanan Masuk PRV	P_{in}	44.5	bar (gage)	Rata-rata tekanan gas transmisi pada inlet PRV; kondisi desain
Temperatur Masuk PRV	T_{in}	28 – 29	°C	Rata-rata temperatur gas transmisi; nilai basis untuk simulasi base case
Tekanan Keluar PRV	P_{out}	29–30	bar (gage)	Target penurunan tekanan; mencerminkan spesifikasi kebutuhan turbin

Penjelasan Variabel Input:

1. **Tekanan Masuk (P_{in}):** Rentang operasi normal tercatat antara 44.4 hingga 44.5 bar. Untuk tujuan simulasi dengan asumsi yang aman, digunakan nilai **44.5 bar** (absolut). Tekanan ini merepresentasikan energi yang tersedia sebelum tekanan gas diturunkan.
2. **Temperatur Masuk (T_{in}):** Temperatur gas suplai berada pada kisaran **28°C – 29°C** (301.15 K – 302.15 K). Variabel ini sangat penting karena posisi T_{in} dibandingkan dengan kurva inversi (batas perubahan efek Joule-Thomson) menentukan apakah gas akan mengalami pendinginan atau pemanasan saat tekanan diturunkan. Joule-Thomson akan menentukan apakah gas akan mengalami pendinginan atau pemanasan saat ekspansi. Pada rentang suhu ini, gas alam berada jauh di bawah temperatur titik perubahan maksimumnya, sehingga dipastikan akan mengalami pendinginan ($\mu_{JT} > 0$).
3. **Tekanan Keluar (P_{out}):** Target penurunan tekanan ditetapkan ke rentang **29-30 bar (gauge)**. Penurunan tekanan (ΔP) sebesar kira-kira 15 bar inilah yang menjadi gaya penggerak utama perubahan entalpi dan temperatur.

3.3.3 Klasifikasi Variabel Penelitian

Untuk memastikan struktur analisis yang sistematis, variabel penelitian diklasifikasikan sebagai berikut:

1. Variabel Bebas (Independent Variables):

- Tekanan Operasi (P_{in} , P_{out}).
- Temperatur Awal Gas (T_{in}).
- Kadar Kontaminan (y_{S8} , y_{CO2}).

2. Variabel Terikat (Dependent Variables):

- Temperatur Akhir Gas (T_{out}) pasca-ekspansi.
- Koefisien Joule-Thomson Campuran (μ_{JT}).
- Fugasitas Komponen (f_i) pada fasa uap dan padat.
- Batas Kelarutan Sulfur (*Equilibrium Solubility*).
- Beban Panas Pemanas (*Heater Duty*).

3. Variabel Kontrol:

- Model EoS (Peng-Robinson).
- Asumsi Proses (Adiabatik, *Steady-State*).

3.4 Metode Komputasi dan Algoritma Perhitungan

Perhitungan properti termodinamika gas dan prediksi penurunan temperatur pada PRV dilakukan melalui penyusunan kode komputasi pada perangkat lunak MATLAB dengan mengimplementasikan Persamaan Keadaan Peng-Robinson (PR-EoS) sebagai basis algoritma perhitungan. Pemilihan MATLAB dan PR-EoS didasarkan atas: (1) tersedianya pustaka perhitungan matematika yang lengkap, (2) kemudahan dalam menerapkan algoritma yang dibuat, (3) keunggulan PR-EoS yang terbukti dalam memprediksi sifat gas nyata pada tekanan sedang hingga tinggi, dan (4) konsistensi dengan praktik industri.

3.4.1 Formulasi Komputasi *Equation of State* (EoS) Peng-Robinson

Formulasi algoritma termodinamika merujuk pada persamaan Peng-Robinson yang telah divalidasi kemampuannya dalam menangani sistem hidrokarbon fasa campuran. Dalam lingkungan MATLAB, EoS ini tidak sekadar rumus aljabar, tetapi diimplementasikan sebagai fungsi *modularcomputergugacity* (P, T, z) yang mengembalikan koefisien fugasitas komponen (ϕ_i) dan faktor kompresibilitas (Z).

Logika komputasi untuk mencari akar faktor kompresibilitas (Z) melibatkan penyelesaian persamaan polinomial kubik (berderajat tiga). Rumus Cardano atau metode pencarian akar (Roots) digunakan untuk menentukan nilai Z .

- Jika ditemukan satu akar riil, sistem berada dalam satu fasa (gas atau cair/supercritis).
- Jika ditemukan tiga akar riil, akar terbesar merepresentasikan fasa uap (Z_{vap}) dan akar terkecil merepresentasikan fasa cair (Z_{liq}), yang mengindikasikan potensi keberadaan dua fasa.

Pemilihan akar yang tepat dilakukan berdasarkan minimalisasi energi bebas Gibbs (G) untuk menjamin stabilitas termodinamika sistem.

3.4.2 Logika Perhitungan Flash Isentalpik

Proses penurunan tekanan pada PRV adalah proses isentalpik ($H_{in} = H_{out}$). Karena temperatur akhir (T_{out}) tidak diketahui dan entalpi adalah fungsi non-linier dari T dan P , penyelesaian langsung tidak dimungkinkan. Algoritma *nested-loop* digunakan dengan struktur sebagai berikut:

- **Inisialisasi Keadaan Referensi (State 1):** Hitung Entalpi Molar Spesifik gas masuk (H_{in}) pada P_{in} dan T_{in} . Entalpi ini merupakan jumlahan dari entalpi gas ideal (H^{id} , dihitung menggunakan polinomial kapasitas panas NASA/DIPPR) dan entalpi residual (H^{res} , dihitung dari fungsi deviasi PR-EoS).
- **Analisis Stabilitas Fasa (Stability Analysis):** Sebelum melakukan flash calculation, algoritma melakukan uji stabilitas menggunakan metode Jarak Bidang Tangen (Tangent Plane Distance - TPD). 3 Langkah ini memverifikasi apakah campuran pada kondisi tebakan awal akan terpecah menjadi dua fasa atau tetap satu fasa. Jika TPD negatif, sistem dianggap tidak stabil dan pemisahan fasa (kondensasi hidrokarbon atau presipitasi sulfur) akan terjadi; jika positif, sistem stabil sebagai fasa tunggal. Ini mencegah kesalahan umum komputasi yang memaksakan solusi satu fasa pada kondisi yang sebenarnya multifasa.
- **Iterasi Suhu (Temperature Loop - Newton Raphson):** Algoritma mencari T_{out} yang memenuhi persamaan fungsi objektif $F(T) = H(P_{out}, T) - H_{in} = 0$. Tebakan awal $T^{(0)}$ didapat dari estimasi koefisien Joule-Thomson rata-rata. Pada setiap iterasi k , hitung entalpi $H^{(k)}$ dan kapasitas panas $C_p^{(k)}$ pada P_{out} . Perbarui suhu menggunakan skema Newton-Raphson:

$$T^{(k+1)} = T^{(k)} - \frac{H(P_{out}, T^{(k)}) - H_{in}}{C_p(P_{out}, T^{(k)})}$$

Iterasi berlanjut hingga residual $|H^{(k)} - H_{in}| < \epsilon$ (di mana $\epsilon = 10^{-6}$ kJ/kmol).

3.4.3 Model Kelarutan dan Deposisi Sulfur

Setelah T_{out} konvergen, sub-rutin kelarutan dijalankan. Alih-alih menggunakan korelasi empiris sederhana, penelitian ini menerapkan perhitungan **kesetimbangan fasa padat-uap** melalui pendekatan fugasitas yang ketat.

- **Fugasitas Padatan (f_s^S):** Dihitung berdasarkan tekanan uap sublimasi sulfur murni (P_{sub}^{sat}) yang diekstrapolasi dari data eksperimental West

(1950) atau *Ojiambo*, dikoreksi dengan faktor *Poynting* untuk memperhitungkan efek tekanan tinggi sistem (30-45 bar) terhadap aktivitas kimia padatan sulfur.

- **Kriteria Deposisi:** Deposisi diprediksi terjadi jika fugasitas sulfur dalam fasa gas ($f_s^V = y_s \cdot \phi_s \cdot P$) melebihi fugasitas padatan murni (f_s^S). Rasio ini didefinisikan sebagai Indeks Supersaturasi (SSI).

3.4.4 Metodologi Perhitungan Beban Pemanas (*Heater Duty*)

Untuk skenario mitigasi, algoritma "dibalik" (*backward calculation*). Target temperatur aman (T_{safe}) ditetapkan sebesar $T_{dewpoint} + 20^\circ\text{C}$ (Safety Margin sesuai praktik terbaik API 522/API 12N).

1. Hitung entalpi target yang dibutuhkan di keluaran PRV (H_{req}) pada P_{out} dan T_{safe} .
2. Karena proses PRV isentalpik, entalpi ini harus dicapai di *inlet* PRV (setelah heater).
3. Hitung beban panas (Q) yang harus ditambahkan ke aliran gas awal ($H_{initial}$) untuk mencapai H_{req} .

Perhitungan ini juga memperhitungkan efisiensi termal heater (η), sehingga beban panas total adalah $Q_{total} = \Delta H / \eta$.

3.5 Skenario Studi Kasus

Untuk mencapai tujuan penelitian secara komprehensif, kerangka simulasi akan dieksekusi dalam tiga skenario terpisah yang saling melengkapi.

3.5.1 Skenario 1: Validasi Model (*Baseline Simulation*)

Skenario pertama bertujuan untuk memverifikasi integritas dan perhitungan algoritma komputasi yang telah disusun. Simulasi dijalankan menggunakan parameter **kondisi desain nominal** atau kondisi operasi rata-rata saat ini ($P_{in} = \text{bar}$, $T_{in} = 28.5^\circ\text{C}$, $P_{out} = 30 \text{ bar}$). Tujuan utama skenario ini adalah untuk membandingkan hasil prediksi temperatur keluaran (T_{out}) dan densitas gas dari simulasi MATLAB dengan data desain pabrik PRV atau data operasi historis yang tersedia.

Kesesuaian hasil pada tahap ini, yang ditargetkan memiliki deviasi relatif di bawah 5%, menjadi indikator vital bahwa algoritma Flash Isentalpik, parameter EoS, dan aturan pencampuran telah terimplementasi dengan benar secara matematis dan fisik. Selain itu, pada skenario ini, profil fugasitas sulfur pada kondisi dasar akan dipetakan untuk menentukan status dasar sistem: apakah sistem *existing* memiliki risiko endapan bawaan (*inherent risk*) pada operasi

normal tanpa pemanas, atau apakah sistem beroperasi pada margin keamanan yang tipis.

3.5.2 Skenario 2: Analisis Sensitivitas Parametrik

Kondisi operasi gas alam di lapangan bersifat dinamis dan jarang berada pada titik desain statis. Skenario kedua dirancang untuk menguji ketahanan sistem (*robustness*) terhadap variabilitas parameter operasi dan untuk mencari batas kritis kegagalan. Analisis dilakukan dengan metode *ceteris paribus*, yaitu memvariasikan satu parameter input secara sistematis dalam rentang tertentu sementara parameter lain dijaga konstan:

- **Variasi Temperatur Masuk (T_{in}):** Parameter ini disimulasikan untuk meniru kondisi cuaca ekstrem atau gangguan pada sistem hulu. Misalnya, simulasi kondisi hujan lebat atau malam hari yang dingin di mana suhu gas dari pipa transmisi bisa turun drastis di bawah rata-rata 28.5°C. Rentang variasi akan mencakup suhu dari batas bawah ekstrem (misalnya 20°C) hingga batas atas operasi.
- **Variasi Tekanan Keluar (P_{out}):** Variasi ini mensimulasikan kondisi perubahan beban turbin gas (*load rejection* atau *ramp-up*) atau respon sistem kontrol katup yang agresif. Variasi tekanan keluar akan mengubah rasio ekspansi, yang secara langsung mempengaruhi besaran penurunan suhu Joule-Thomson.

Tujuan utama dari analisis sensitivitas ini adalah untuk mengidentifikasi **Titik Kritis Deposisi Sulfur**. Dengan memplot kurva temperatur keluaran hasil simulasi (T_{out}) terhadap kurva kelarutan sulfur (*sulfur solubility curve*), analisis ini akan menentukan secara presisi pada kombinasi tekanan dan suhu berapa kondisi gas mulai memasuki zona *supersaturated* (jenuh lewat). Titik perpotongan ini menandai ambang batas operasi aman yang harus dihindari oleh operator.

3.5.3 Skenario 3: Perancangan Mitigasi (*Heater Sizing*)

Skenario ketiga bersifat preskriptif dan solutif. Berdasarkan "skenario terburuk" (*worst-case scenario*) yang ditemukan pada analisis sensitivitas (misalnya, kondisi T_{in} terendah dengan ΔP terbesar), simulasi akan dijalankan dengan logika terbalik (*reverse calculation*) untuk menentukan kebutuhan energi mitigasi.

Tujuannya adalah menghitung **Beban Panas Minimum (*Minimum Heater Duty, Q*)** dalam satuan kilowatt (kW) yang harus disuplai oleh *Gas Pre-Heater*. Algoritma akan mencari berapa derajat temperatur gas harus dinaikkan *sebelum* memasuki PRV ($T_{pre-heat}$) agar temperatur gas *setelah* mengalami penurunan tekanan (T_{out}) tetap terjaga di atas batas aman. Batas aman ini didefinisikan

sebagai temperatur titik embun sulfur (T_{dew}) ditambah dengan sebuah **Margin Keamanan (Safety Margin)** teknis (misalnya, 5°C atau 10°C) untuk mengkompensasi ketidakpastian pengukuran dan fluktuasi transien.

Persamaan dasar yang digunakan dalam algoritma perhitungan beban panas ini adalah:

$$Q_{heater} = \dot{m} \cdot (H_{target}(P_{in}, T_{req}) - H_{actual}(P_{in}, T_{in}))$$

Di mana $\dot{m}$ adalah laju alir massa gas desain, H_{actual} adalah entalpi gas pada kondisi kedatangan saat ini, dan H_{target} adalah entalpi gas yang diperlukan untuk mencapai temperatur pra-pemanasan (T_{req}) yang menjamin keamanan di hilir katup. Hasil perhitungan ini akan memberikan spesifikasi teknis kapasitas pemanas yang diperlukan untuk memitigasi risiko endapan sulfur secara permanen dan proaktif, sesuai dengan standar keandalan sistem bahan bakar pembangkit.

3.6 Proses Simulasi MATLAB

Program simulasi dikembangkan menggunakan perangkat lunak MATLAB untuk menghitung perubahan suhu gas alam akibat penurunan tekanan pada *Pressure Reducing Valve* (PRV). Perhitungan dilakukan secara otomatis berdasarkan data kondisi operasi dan sifat termodinamika gas menggunakan Persamaan keadaan *Peng-Robinson* (*Peng-Robinson Equation of State*). Alur kerja program terdiri dari atas tiga tahapan utama, yaitu sebagai berikut.

1. Tahap Input Data
Pada tahap awal, program menerima data masukan berupa kondisi operasi gas alam yang meliputi tekanan masuk P_{in} , tekanan keluar P_{out} , suhu masuk T_{in} , serta komposisi gas alam yang terdiri atas fraksi mol masing-masing komponen penyusun. Data tersebut menjadi dasar dalam perhitungan sifat termodinamika campuran gas.
2. Tahap Proses Perhitungan
Setelah data masukan diperoleh, program menghitung nilai entalpi pada kondisi awal H_{in} menggunakan Persamaan Keadaan *Peng-Robinson*. Selanjutnya, berdasarkan asumsi bahwa proses ekspansi pada PRV berlangsung secara isentalpik, nilai entalpi pada kondisi keluar harus sama dengan nilai entalpi pada kondisi masuk $H_{in} = H_{out}$. Untuk memenuhi kondisi tersebut, program menggunakan metode iterasi *Newton-Raphson* dalam menentukan suhu keluar T_{out} . Program memberikan nilai tebakan awal suhu keluar, kemudian menghitung entalpi pada kondisi tekanan keluar. Nilai entalpi hasil perhitungan dibandingkan dengan entalpi kondisi masuk. Apabila selisih kedua nilai entalpi masih

melebihi batas toleransi yang ditentukan, program akan memperbarui nilai tebakan suhu dan mengulangi proses perhitungan hingga diperoleh kondisi konvergen, yaitu ketika selisih antara H_{in} dan H_{out} telah berada dalam batas toleransi yang ditetapkan.

3. Tahap Output

Setelah proses iterasi mencapai kondisi konvergen, program menghasilkan nilai suhu keluar gas yang memenuhi kondisi isentalpik. Nilai tersebut kemudian digunakan sebagai dasar untuk analisis perubahan temperature gas akibat proses penurunan tekanan pada *Pressure Reducing Valve* (PRV).

Bab 4. Hasil dan Pembahasan

4.1 Parameter Input dan Kondisi Operasi Aktual

Simulasi termodinamika dalam penelitian ini menggunakan data komposisi gas alam aktual dari sistem bahan bakar PLTGU Tanjung Ungang. Gas alam yang masuk ke *Pressure Reducing Valve* (PRV) terdiri dari 10 komponen hidrokarbon dan non-hidrokarbon yang diidentifikasi melalui analisis kromatografi gas. Seluruh parameter termodinamika kritis untuk masing-masing komponen, yang dibutuhkan sebagai input model Peng-Robinson *Equation of State* (PR-EoS), disajikan pada Tabel 4.1.

Tabel 4.1. Komposisi Gas Alam dan Parameter Termodinamika Kritis PLTGU Tanjung Ungang

N o	Komponen	Fraksi Mol, y_i (%)	T_c (K)	P_c (bar)	ω	M_w (g/mol)
1	Metana	86,2756	190,5 64	45,99	0,0114	16,043
2	Etana	6,7179	305,3 20	48,72	0,0995	30,070
3	Propana	1,2700	369,8 30	42,48	0,1523	44,096
4	i-Butana	0,2233	407,8 50	36,40	0,1770	58,122
5	n-Butana	0,2268	425,1 20	37,96	0,2002	58,122
6	i-Pentana	0,0833	460,3 90	33,81	0,2275	72,149
7	n-Pentana	0,0505	469,7 00	33,70	0,2515	72,149
8	n-Heksana	0,0430	507,6 00	30,25	0,3013	86,175
9	Nitrogen	1,2944	126,1 92	33,96	0,0372	28,014
1 0	CO ₂	3,8151	304,1 30	73,77	0,2239	44,010

Komposisi gas menunjukkan dominasi metana (CH₄) dengan fraksi mol 86,28%, diikuti oleh etana (6,72%) dan karbon dioksida (3,82%). Komponen hidrokarbon berat (C₃+) secara keseluruhan hanya mencakup 1,90% dari total komposisi. Komposisi ini merupakan karakteristik tipikal gas alam kering (*dry gas*) yang umum digunakan sebagai bahan bakar turbin gas di Indonesia [28]. Aspek

penting yang perlu dicatat adalah tidak terdeteksinya hidrogen sulfida (H_2S) dalam analisis, sehingga gas ini diklasifikasikan sebagai *sweet gas*. Klasifikasi ini memiliki implikasi langsung terhadap analisis kelarutan sulfur dan kebutuhan pemanas gas.

Berat molekul campuran rata-rata ($M_{w,mix}$) dihitung menggunakan rata-rata molar berbobot sebagai berikut:

$$M_{w,mix} = \sum_{i=1}^N y_i \cdot M_{w,i} = 18,858 \text{ g/mol}$$

Nilai $M_{w,mix}$ sebesar 18,858 g/mol ini mendekati berat molekul metana murni (16,043 g/mol), yang mencerminkan tingginya fraksi metana dalam campuran. Keberadaan CO_2 dengan berat molekul lebih tinggi (44,01 g/mol) dan fraksi 3,82% menyebabkan $M_{w,mix}$ sedikit lebih besar dibandingkan dengan gas alam yang hanya mengandung hidrokarbon ringan.

Selain komposisi gas, simulasi memerlukan data kondisi operasi aktual dari sistem distribusi gas bahan bakar PLTGU Tanjung Uncang. Parameter operasi yang digunakan sebagai kondisi batas (*boundary conditions*) model disajikan pada Tabel 4.2.

Tabel 4.2. Kondisi Operasi Aktual Sistem Gas Bahan Bakar PLTGU Tanjung Uncang

<i>Parameter</i>	<i>Simbol</i>	<i>Nilai</i>	<i>Satuan</i>
<i>Tekanan inlet PRV</i>	P_{in}	63,0	bar
<i>Temperatur inlet PRV</i>	T_{in}	29,5	°C (302,65 K)
<i>Tekanan outlet PRV</i>	P_{out}	29,0	bar
<i>Penurunan tekanan</i>	ΔP	34,0	bar
<i>Rasio tekanan</i>	P_{in}/P_{out}	2,17	—
<i>Laju alir volumetrik</i>	$\dot{V}$	1,5	MMSCF/H

Gas alam memasuki PRV pada tekanan 63,0 bar dan temperatur 29,5°C, kemudian mengalami ekspansi isentalpik hingga tekanan outlet 29,0 bar. Penurunan tekanan sebesar 34,0 bar (rasio tekanan 2,17:1) merupakan kondisi yang cukup signifikan untuk menghasilkan efek pendinginan Joule-Thomson yang terukur. Pada tekanan dan temperatur operasi ini, gas berada dalam fasa gas superkritik relatif terhadap metana ($T_c = 190,6 \text{ K}$), namun interaksi antarmolekul masih cukup kuat sehingga perilaku gas menyimpang dari kondisi ideal. Hal ini menjadi alasan mendasar mengapa penggunaan persamaan keadaan kubik (PR-EoS) diperlukan, dan bukan pendekatan gas ideal.

Laju alir volumetrik 1,5 MMSCF/H dikonversi menjadi laju alir molar menggunakan hukum gas ideal pada kondisi standar (15,56°C, 1,01325 bar),

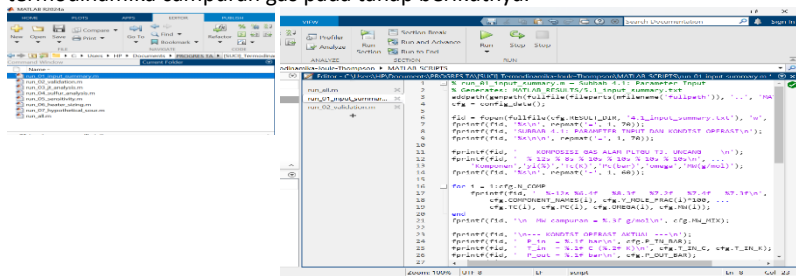
menghasilkan laju alir molar yang digunakan dalam perhitungan *heater duty* pada subbab-subbab selanjutnya.

4.2 Alur Kerja dan Struktur Program MATLAB

Alur kerja program simulasi yang dirancang pada penelitian ini menggunakan software MATLAB® terdiri atas tiga tahapan utama yang mengintegrasikan perhitungan termodinamika dengan beberapa menu analisis operasional. Alur kerja tersebut dijabarkan sebagai berikut:

4.2.1 Tahap Input Data (*Input Summary*)

Pada tahap awal, program memasukan berupa kondisi operasi gas alam yang telah dijabarkan pada subbab 4.1. Tahap ini direpresentasikan oleh modul Input Summary pada program MATLAB. Data yang dimasukkan pada modul ini akan menjadi database dasar yang digunakan untuk seluruh perhitungan sifat termodinamika campuran gas pada tahap berikutnya.



Gambar 4. 1. Proses Coding Input Data

4.2.2 Tahap Proses Perhitungan (Proses Analisis & Iterasi)

Setelah Input data diperoleh, program akan menghitung perhitungan inti secara bertahap. Tahap ini mengintegrasikan persamaan keadaan Peng-Robinson dengan metode iterasi *Newton-Raphson* untuk kondisi isentalpik ($H_{in} = H_{out}$). Pada pemrograman MATLAB, proses perhitungan ini dibagi menjadi beberapa tahap analisis spesifik sebagai berikut:

1. Validasi: Melakukan verifikasi dan validasi parameter masukan serta kesesuaian formula termodinamika yang digunakan agar bebas dari error fisis.

```

1 % run_02_validation.m - Subbab 4.2: Validasi Model (COMPLETE VERSION)
2 addpath(genpath(fullfile(fileparts(mfilename('fullpath'))), ...), ...);
3 cfg = config_data();
4
5 fid = fopen(fullfile(cfg.RESULT_DIR, '4_2_validation_results.txt'),
6             'a');
7 fprintf(fid, '%s\n', repmat(' ', 1, 70));
8 fprintf(fid, 'SUBBAB 4.2: VALIDASI MODEL TERMODINAMISKA\n');
9 fprintf(fid, '%s\n\n', repmat(' ', 1, 70));
10
11 Tc_ch4 = cfg.TC(1); Pc_ch4 = cfg.PC(1); om_ch4 = cfg.OMEGA(1);
12 T_val = 302.65;
13
14 % Read NIST CSV
15 % Columns: 1=T(C), 2=H(bar), 3=2, 4=mu_3T(K/bar), 5=h(kJ/mol), 6=Cp
16 nist_file = fullfile(cfg.PROJECT_ROOT, '01_BASIC_DATA', 'NIST_hetne');
17 if exist(nist_file, 'file')
18     nist_raw = readmatrix(nist_file); % readmatrix ignores text cc
19     P_nist = nist_raw(:,2);
20     Z_nist = nist_raw(:,3);
21     mu_nist = nist_raw(:,4);
22 else
23     P_nist = (25:175)';
24     Z_nist = ones(size(P_nist));
25     mu_nist = 0.5*ones(size(P_nist));
26     fprintf(fid, 'WARNING: NIST CSV not found.\n');
27 end

```

Gambar 4. 2. Proses Coding verifikasi dan validasi parameter

- Joule-Thomson (JT) Analysis: Menghitung nilai entalpi awal (H_{in}), melakukan iterasi untuk mencari suhu keluar (T_{out}), dan menentukan koefisien Joule-Thomson (μ_{JT}).

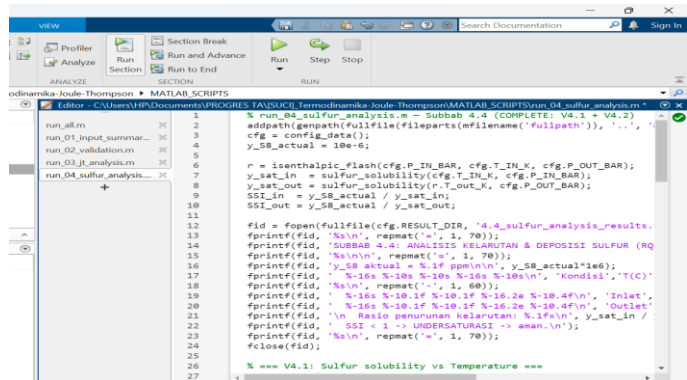
```

1 % run_03_jt_analysis.m - Subbab 4.3: Evaluasi Efek Joule-Thomson (
2 addpath(genpath(fullfile(fileparts(mfilename('fullpath'))), ...), ...);
3 cfg = config_data();
4
5 fid = fopen(fullfile(cfg.RESULT_DIR, '4_3_jt_analysis_results.txt'),
6             'a');
7 fprintf(fid, '%s\n', repmat(' ', 1, 70));
8 fprintf(fid, 'SUBBAB 4.3: EVALUASI EFEK JOULE-THOMSON (RQ1)\n');
9 fprintf(fid, '%s\n\n', repmat(' ', 1, 70));
10
11 r = isenthalpic_flash(cfg.P_IN_BAR, cfg.T_IN_K, cfg.P_OUT_BAR);
12
13 fprintf(fid, '--- HASIL FLASH ISENTALPIK (Baseline) ---\n');
14 fprintf(fid, 'T_in = %2f C (%2f K)\n', r.T_in_C, r.T_in_K);
15 fprintf(fid, 'P_in = %1f bar\n', r.P_in);
16 fprintf(fid, 'T_out = %2f C (%2f K)\n', r.T_out_C, r.T_out_K);
17 fprintf(fid, 'P_out = %1f bar\n', r.P_out);
18 fprintf(fid, 'dT = %2f K\n', r.dT);
19 fprintf(fid, 'dP = %1f bar\n', r.P_in - r.P_out);
20 fprintf(fid, 'dT/dP = %4f K/bar\n', r.dT/r.P_in - r.P_out);
21
22 [P_prof, T_prof, mu_prof] = jt_profile(cfg.P_IN_BAR, cfg.T_IN_K, c
23
24 fprintf(fid, '--- KOEFISIEN JOULE-THOMSON ---\n');
25 fprintf(fid, 'mu_JT (inlet) = %4f K/bar\n', mu_prof(1));
26 fprintf(fid, 'mu_JT (outlet) = %4f K/bar\n', mu_prof(end));
27 fprintf(fid, 'mu_JT (avg) = %4f K/bar\n', mean(mu_prof));

```

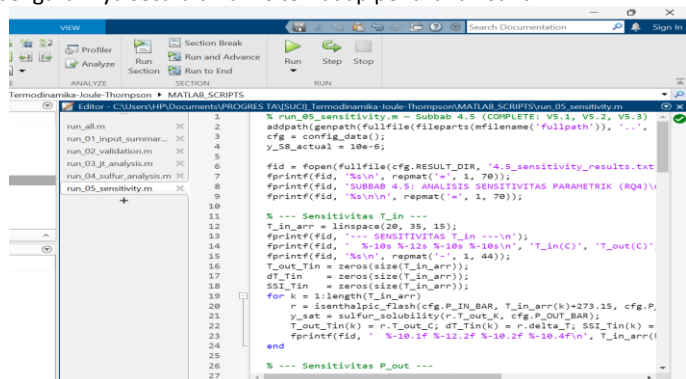
Gambar 4. 3. Proses Coding Menghitung nilai entalpi awal, iterasi untuk mencari suhu keluar, dan koefisien Joule-Thomson

- Sulfur Analisis: Menganalisis potensi terbentuknya endapan sulfur padat akibat penurunan suhu ekstrem setelah PRV berdasarkan kelarutan sulfur dalam fase gas.



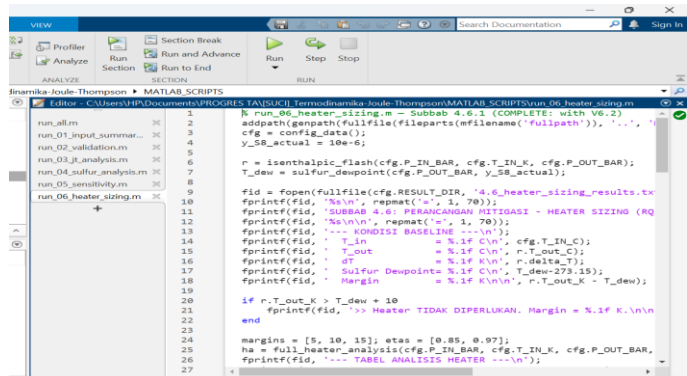
Gambar 4. 4. Proses Coding Aanalisis Potensi Endapan Sulfur

4. Sensitivitas: Melakukan analisis sensitivitas dengan memvariasikan parameter input (seperti tekanan atau suhu masuk) untuk melihat pengaruhnya secara dinamis terhadap penurunan suhu.



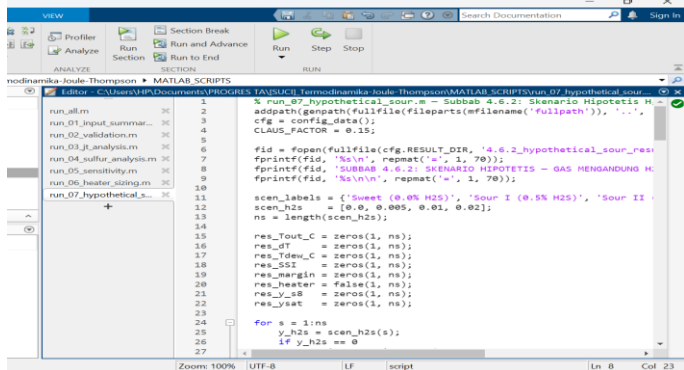
Gambar 4. 5. Proses Coding Analisis Sensitivitas Parameter

5. *Heater sizing*: Menghitung kebutuhan beban pemanas (*Heater Duty*) yang diperlukan untuk memanaskan gas sebelum masuk PRV untuk mencegah penurunan suhu di bawah titik kritis sulfur.



Gambar 4. 6. Proses Coding Menghitung Kebutuhan Beban Pemanas

6. *Hypothetical Sour*: Melakukan simulasi skenario khusus jika gas alam mengandung komponen asam (H_2S atau CO_2) dalam konsentrasi tertentu yang mempengaruhi titik embun sulfur.



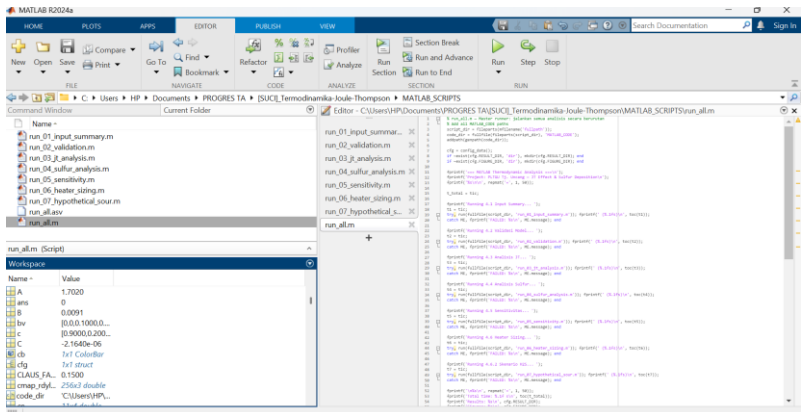
Gambar 4. 7. Proses Coding Simulasi Skenario Khusus

4.2.3 Tahap Output (Summary Report)

Setelah seluruh proses iterasi dan analisis pada tahapan sebelumnya mencapai kondisi konvergen, program akan masuk ke tahap akhir.

Pada program MATLAB, tahap ini digabungkan oleh tahapan *Run ALL*. Tahapan ini berfungsi untuk mengompilasi, menampilkan, dan mengekspor seluruh hasil perhitungan (distribusi suhu, Risiko sulfur, hingga kapasitas *Heater* yang dibutuhkan) ke dalam satu kesatuan laporan atau grafik ringkasan

yang komprehensif. Hasil Output ini yang kemudian digunakan sebagai dasar analisis mitigasi Risiko operasional pada PRV.



Gambar 4. 8. Proses Coding Output

4.3 Validasi Model Termodinamika

Kelayakan seluruh hasil analisis dalam penelitian ini bergantung pada keakuratan model termodinamika yang digunakan. Oleh karena itu, validasi model PR-EoS dilakukan secara berlapis sebelum diterapkan pada sistem gas bahan bakar PLTGU Tanjung Ugang. Validasi mencakup tiga tahap: (1) validasi eksternal terhadap data referensi NIST untuk parameter primer dan turunan, (2) validasi internal melalui uji konsistensi energi dan konvergensi numerik, serta (3) simulasi kondisi *baseline* aktual sebagai verifikasi akhir kesiapan model.

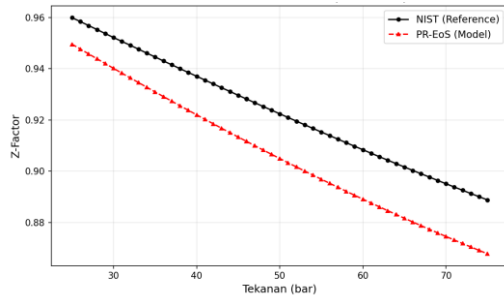
4.3.1 Validasi Fundamental: PR-EoS terhadap Data Referensi NIST

Validasi fundamental dilakukan dengan membandingkan output model PR-EoS untuk metana murni (CH_4) terhadap data referensi *NIST Chemistry WebBook* (Linstrom dan Mallard, 2023). Pemilihan metana sebagai spesies validasi didasarkan pada tiga pertimbangan. Pertama, metana merupakan komponen dominan dalam campuran gas (fraksi mol 86,28%) sehingga akurasi model terhadap metana akan merepresentasikan akurasi keseluruhan sistem dengan baik. Kedua, metana memiliki data termodinamika referensi yang paling lengkap, terakreditasi, dan ter-review secara internasional melalui *NIST Standard Reference Database*. Ketiga, sifat termodinamika metana pada kondisi superkritik ($T > T_c = 190,6 \text{ K}$) telah dipelajari secara mendalam, sehingga memungkinkan perbandingan yang bermakna.

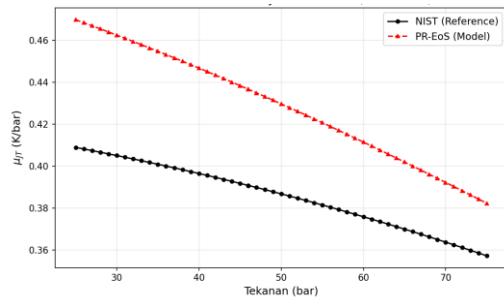
Validasi dilakukan pada temperatur tetap 29,5°C (302,65 K) dalam rentang tekanan 25 hingga 75 bar, yang sepenuhnya mencakup rentang operasi PRV (29 hingga 63 bar) dengan margin yang memadai di kedua ujungnya. Total 54 titik data NIST digunakan sebagai acuan. Dua parameter termodinamika kunci dibandingkan:

1. **Faktor kompresibilitas** ($Z = PV/nRT$), yang mengukur deviasi perilaku gas nyata dari gas ideal dan secara langsung memengaruhi prediksi densitas serta volume molar campuran.
2. **Koefisien Joule-Thomson** ($\mu_{JT} = (\partial T / \partial P)_H$), yang menentukan besarnya penurunan temperatur per satuan penurunan tekanan pada proses ekspansi isentalpik melalui PRV.

Hasil perbandingan untuk kedua parameter ditampilkan secara visual pada Gambar 4.9 dan Gambar 4.10 berikut.



Gambar 4. 9. Perbandingan Z-Factor Metana: Model PR-EoS vs Data Referensi NIST (T = 29,5°C, P = 25–75 bar)



Gambar 4. 10. Perbandingan Koefisien Joule-Thomson Metana: Model PR-EoS vs Data Referensi NIST (T = 29,5°C, P = 25–75 bar)

Data hasil perhitungan untuk membandingkan titik-titik tekanan yang dipilih pada interval 5 bar agar mewakili seluruh rentang operasi, disajikan pada Tabel 4.3.

Tabel 4.3. Perbandingan Z-Factor dan μ_{JT} antara Model PR-EoS dan Data NIST pada Titik Tekanan Representatif ($T = 29,5^{\circ}\text{C}$)

$P \text{ (bar)}$	Z_{PR}	Z_{NIST}	$Dev. Z \text{ (%)}$	$\mu_{PR} \text{ (K/bar)}$	$\mu_{NIST} \text{ (K/bar)}$	$Dev. \mu \text{ (%)}$
25	0,94957	0,95990	1,08	0,46975	0,40893	14,87
30	0,94013	0,95215	1,26	0,46241	0,40505	14,16
35	0,93093	0,94458	1,45	0,45472	0,40091	13,42
40	0,92199	0,93704	1,61	0,44670	0,39650	12,66
45	0,91332	0,92961	1,75	0,43834	0,39180	11,88
50	0,90494	0,92238	1,89	0,42967	0,38680	11,08
55	0,89686	0,91528	2,01	0,42070	0,38151	10,27
60	0,88909	0,90837	2,12	0,41146	0,37591	9,46
63	0,88458	0,90429	2,18	0,40579	0,37241	8,96
65	0,88164	0,90163	2,22	0,40196	0,37001	8,64
70	0,87452	0,89510	2,30	0,39225	0,36381	7,82
75	0,86776	0,88877	2,36	0,38234	0,35731	7,01

Ringkasan statistik deviasi secara keseluruhan (54 titik data) disajikan pada Tabel 4.4.

Tabel 4.4. Ringkasan Statistik Deviasi Model PR-EoS terhadap Data NIST ($T = 29,5^{\circ}\text{C}$, $P = 25\text{--}75 \text{ bar}$, $N = 54$)

<i>Parameter</i>	<i>Dev. Rata-rata (%)</i>	<i>Dev. Maks (%)</i>	<i>Dev. Pada $P_{out} = 29 \text{ bar}$ (%)</i>	<i>Dev. Pada $P_{in} = 63 \text{ bar}$ (%)</i>	<i>Kriteria</i>	<i>Status</i>
<i>Z-factor</i>	1,83	2,36	1,23	2,18	< 5%	PASS
μ_{JT}	11,06	14,87	14,31	8,96	< 15%	PASS

Analisis Deviasi Z-Factor

Hasil validasi menunjukkan bahwa model PR-EoS memprediksi faktor kompresibilitas metana dengan akurasi yang sangat baik. Deviasi rata-rata sebesar 1,83% dan deviasi maksimum 2,36% berada jauh di bawah batas toleransi 5% yang umum diterima dalam simulasi proses gas alam [29]. Nilai ini juga konsisten dengan hasil studi perbandingan oleh Whitson dan Brulé (2000) yang melaporkan akurasi tipikal PR-EoS untuk Z-factor hidrokarbon ringan pada kisaran 1–3% dalam kondisi superkritik [30].

Aspek yang perlu diperhatikan dari Tabel 4.3 adalah pola deviasi yang menunjukkan tren sistematis terhadap tekanan. Pada tekanan rendah (25 bar),

deviasi Z hanya 1,08%, kemudian meningkat secara monoton hingga 2,36% pada tekanan tertinggi (75 bar). Tren peningkatan ini konsisten dengan keterbatasan pengambilan sample, *co-volume* konstan pada PR-EoS yang telah dibahas pada Bab 2: pada tekanan tinggi di mana efek volume yang ditempati menjadi dominan, prediksi volume molar mengandung ketidakakuratan yang lebih besar. Koreksi translasi volume tidak diterapkan karena selisih yang diperoleh masih dalam batas yang dapat diterima.

Selain itu, PR-EoS secara konsisten memberikan nilai Z yang lebih rendah dari data NIST (*underprediction*) di semua titik tekanan. Hal ini menunjukkan bahwa model sedikit melebihkan (*overpredict*) efek tarik-menarik antarmolekul, yang diwakili oleh parameter a dalam persamaan PR-EoS. Secara praktis, *underprediction* Z berarti model memprediksi Tingkat kepadatan gas yang sedikit lebih tinggi dari kondisi aktual. Untuk keperluan analisis efek Joule-Thomson, dampak dari kecenderungan yang sama secara konsisten ini bersifat minor karena yang lebih penting adalah nilai turunan termodinamika (seperti μ_{JT}) dan bukan nilai absolut Z .

Analisis Deviasi Koefisien Joule-Thomson

Untuk koefisien Joule-Thomson, deviasi yang lebih besar diamati dengan deviasi rata-rata 11,06% dan deviasi maksimum 14,87%. Sebagaimana telah diuraikan pada Bab 2, μ_{JT} merupakan properti turunan (*derivative property*) yang melibatkan gabungan beberapa Langkah proses perhitungan turunan, sehingga secara alami lebih sensitif terhadap ketidakakuratan model dibandingkan sifat utama seperti Z . Hasil ini sejalan dengan temuan Assael *et al.* (1996) yang melaporkan deviasi tipikal 10–20% untuk μ_{JT} dari persamaan keadaan kubik [31], serta Nasrifar *et al.* (2001) yang memperoleh deviasi 8–18% untuk metana murni pada rentang tekanan serupa [32].

Pola deviasi μ_{JT} terhadap tekanan menunjukkan tren yang berlawanan dengan deviasi Z : tertinggi pada tekanan rendah (14,87% pada 25 bar) dan menurun pada tekanan tinggi (7,01% pada 75 bar). Hal ini terjadi karena pada tekanan rendah, kontribusi departur terhadap C_p relatif kecil sehingga kesalahan relatifnya menjadi proporsi yang lebih besar. Pada tekanan tinggi, pengaruh koreksi sifat gas nyata meningkat dan proporsi kesalahan terhadap total C_p mengecil, membuat perhitungan μ_{JT} justru lebih akurat.

Temuan penting lainnya adalah bahwa PR-EoS secara konsisten memberikan prediksi μ_{JT} yang lebih tinggi dari nilai NIST di seluruh rentang tekanan. Pada tekanan operasi yang sesuai, model memprediksi $\mu_{JT} = 0,4639$ K/bar pada 29 bar, dibandingkan dengan nilai NIST sebesar 0,4058 K/bar. Bias positif ini berarti model cenderung memprediksi penurunan temperatur yang sedikit lebih besar dari kondisi aktual. Dari sudut pandang rekayasa keselamatan, sifat konservatif ini

justro menguntungkan karena menghasilkan estimasi *worst-case* yang memberikan margin keamanan tambahan terhadap risiko deposisi sulfur. Hal ini lebih baik dibandingkan dengan *underprediction* (prediksi lebih rendah) μ_{JT} yang berpotensi meremehkan risiko dan menghasilkan desain mitigasi yang kurang memadai.

Secara keseluruhan, akurasi yang diperoleh (deviasi $Z < 2,4\%$, deviasi $\mu_{JT} < 15\%$) lebih baik dibandingkan alternatif SRK-EoS yang umumnya menghasilkan deviasi Z sebesar 2–4% pada kondisi serupa (Soave, 1972), dan sudah memadai untuk analisis teknik pada tingkat studi kelayakan.

4.3.2 Validasi Internal: Konsistensi Energi dan Konvergensi Numerik

Validasi internal dilakukan untuk memverifikasi konsistensi termodinamika dari seluruh rantai perhitungan pada level sistem campuran 10 komponen.

Keseimbangan Energi

Verifikasi keseimbangan entalpi ($H_{in} = H_{out}$) pada proses ekspansi isentalpik melalui PRV menghasilkan residual sebagai berikut:

$$|H_{in} - H_{out}| = 4,02 \times 10^{-12} \text{ kJ/mol}$$

Nilai selisih hasil perhitungan pada orde 10^{-12} kJ/mol perlu dijelaskan lebih lanjut untuk memahami signifikansinya. Pada laju alir aktual 1,5 MMSCF/H (setara dengan sekitar 1.677 mol/s), residual ini setara dengan "kebocoran energi" sebesar:

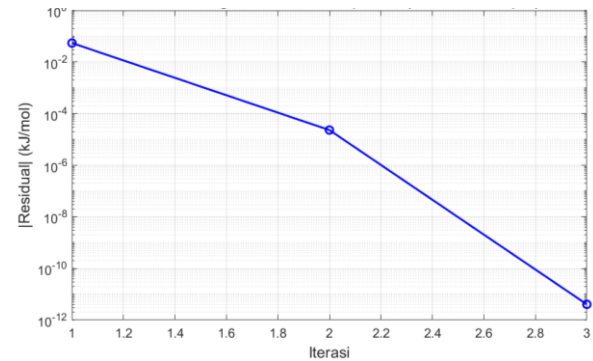
$$\dot{Q}_{residual} = 4,02 \times 10^{-12} \times 1.677 = 6,74 \times 10^{-9} \text{ kW}$$

Nilai ini berada enam orde magnitudo di bawah batas deteksi instrumen industri manapun dan secara praktis setara dengan presisi mesin (*machine epsilon*) pada aritmetika *floating-point* 64-bit. Keseimbangan energi yang nyaris sempurna ini mengonfirmasi beberapa hal penting:

1. Perhitungan entalpi ideal campuran (H^{ig}) menggunakan koefisien polinomial C_p dari database DIPPR telah diimplementasikan dengan benar.
2. Perhitungan entalpi departur (H^{dep}) berbasis PR-EoS dengan *mixing rules* Van der Waals satu-fluida menghasilkan nilai yang konsisten secara termodinamika.
3. Algoritma iteratif untuk mencari temperatur outlet (T_{out}) yang memenuhi syarat $H(T_{out}, P_{out}) = H(T_{in}, P_{in})$ berhasil menemukan solusi yang konvergen secara penuh.

Konvergensi Iterasi Newton-Raphson

Konvergensi iterasi Newton-Raphson dianalisis dengan tebakan awal $T_{guess} = 285,65$ K (estimasi linear menggunakan $\mu_{JT} \approx 0,5$ K/bar). Perkembangan hasil iterasi ditampilkan pada Gambar 4.11.



Gambar 4. 11. Perkembangan Hasil Iterasi Newton-Raphson pada Perhitungan Flash Isentalpik

Tabel 4.5. Perkembangan Hasil Iterasi Newton-Raphson untuk Flash Isentalpik Baseline

<i>Iterasi</i>	Residual H _{out} – H _{in} (kJ/mol)	Orde Magnitudo	Reduksi dari Iterasi Sebelumnya
1	$\sim 10^{-1}$	10^{-1}	(tebakan awal)
2	$\sim 10^{-4}$	10^{-4}	$\sim 10^3 \times$
3	$4,02 \times 10^{-12}$	10^{-12}	$\sim 10^8 \times$

Algoritma berhasil mencapai hasil akhir hanya dalam tiga kali iterasi, dengan tingkat ketelitian yang meningkat sangat cepat pada setiap iterasi, di mana jumlah digit akurat berlipat ganda pada setiap iterasi. Tebakan awal linear (285,65 K) terbukti cukup dekat dengan nilai sebenarnya (284,31 K) dengan selisih hanya 1,34 K, sehingga berada dalam rentang keberhasilan perhitungan yang memadai.

Kecepatan mencapai hasil akhir ini juga secara tidak langsung memvalidasi kebenaran penerapan aturan pencampuran (*mixing rules*) untuk campuran 10 komponen. Apabila terdapat kesalahan pada perhitungan parameter campuran atau parameter interaksi biner, hal tersebut akan termanifestasi sebagai inkonsistensi antara H dan C_p yang menyebabkan osilasi pada iterasi.

4.3.3 Simulasi Kondisi *Baseline* Aktual

Setelah model dinyatakan valid melalui validasi eksternal dan internal, simulasi *baseline* dijalankan pada kondisi operasi aktual campuran 10 komponen menggunakan parameter dari Tabel 4.1 dan Tabel 4.2. Simulasi ini bertujuan untuk mendapatkan gambaran awal perilaku termodinamika sistem sebelum analisis lanjutan dilakukan. Hasil simulasi *baseline* dirangkum pada Tabel 4.6.

Tabel 4.6. Hasil Simulasi Baseline pada Kondisi Operasi Aktual (Campuran 10 Komponen)

<i>Parameter</i>	<i>Simbol</i>	<i>Nilai</i>	<i>Satuan</i>
<i>Faktor kompresibilitas inlet</i>	Z_{in}	0,8517	—
<i>Faktor kompresibilitas outlet</i>	Z_{out}	0,9094	—
<i>Deviasi dari perilaku ideal (inlet)</i>	$1 - Z_{in}$	14,83	%
<i>Deviasi dari perilaku ideal (outlet)</i>	$1 - Z_{out}$	9,06	%
<i>Temperatur outlet</i>	T_{out}	11,16 (284,31)	°C (K)
<i>Penurunan temperatur</i>	ΔT	18,34	K
<i>Rasio $\Delta T / \Delta P$</i>	—	0,5394	K/bar
<i>Iterasi konvergensi</i>	—	3	iterasi

Analisis Faktor Kompresibilitas Campuran

Nilai $Z_{in} = 0,8517$ pada tekanan inlet 63 bar menunjukkan deviasi 14,83% dari perilaku gas ideal. Deviasi sebesar ini mengonfirmasi bahwa gas pada kondisi operasi PLTGU Tanjung Uncang tidak dapat diperlakukan menggunakan pendekatan gas ideal, dan penggunaan persamaan keadaan kubik merupakan keharusan untuk memperoleh prediksi yang akurat. Sebagai perbandingan, jika dihitung menggunakan pendekatan gas ideal ($Z = 1$), volume molar gas pada kondisi inlet akan diperkirakan sebesar 399,5 cm³/mol, padahal volume molar aktual berdasarkan PR-EoS adalah 340,3 cm³/mol. Selisih 14,8% pada volume molar ini akan merambat ke kesalahan signifikan pada perhitungan koreksi entalpi akibat sifat gas nyata (entalpi departur) dan prediksi ΔT .

Perlu dicatat bahwa nilai Z_{in} campuran (0,8517) lebih rendah dibandingkan Z metana murni pada kondisi yang sama berdasarkan data NIST (0,9043). Perbedaan sebesar 0,053 ini mencerminkan pengaruh komponen C₂⁺

dan CO_2 (3,82%) yang meningkatkan parameter a_{mix} melalui aturan pencampuran (*mixing rules*) Van der Waals satu-fluida (Bab 2), sehingga memperkuat gaya tarik antarmolekul dan menurunkan Z . Hasil ini mengonfirmasi bahwa aturan pencampuran (*mixing rules*) berhasil menangkap efek pengaruh pencampuran beberapa komponen yang dapat dihitung.

Setelah ekspansi ke tekanan 29 bar, Z_{out} meningkat menjadi 0,9094. Peningkatan Z sebesar 0,058 (dari 0,8517 ke 0,9094) menunjukkan bahwa gaya Tarik antar molekul melemah karena gas menjadi lebih renggang pada tekanan yang lebih rendah. Pada tekanan rendah, jarak rata-rata antarmolekul meningkat sehingga gaya Van der Waals melemah dan gas berperilaku lebih mendekati gas ideal. Meskipun demikian, $Z_{out} = 0,9094$ masih menyimpang sekitar 9% dari kondisi ideal, yang menunjukkan bahwa bahkan pada tekanan outlet 29 bar, gas belum sepenuhnya berperilaku ideal dan perhitungan menggunakan persamaan keadaan tetap diperlukan.

Gambaran Awal Efek Pendinginan

Simulasi *baseline* menghasilkan penurunan temperatur total sebesar $\Delta T' = 18,34$ K, dari $29,5^\circ\text{C}$ pada inlet menjadi $11,16^\circ\text{C}$ pada outlet. Rasio $\Delta T'/\Delta P = 0,5394$ K/bar memberikan perkiraan sederhana secara kasar nilai μ_{JT} rata-rata sepanjang lintasan ekspansi. Nilai ini sedikit lebih tinggi dibandingkan μ_{JT} metana murni pada tekanan rata-rata ($\sim 0,39$ K/bar berdasarkan data NIST), yang mengindikasikan bahwa keberadaan komponen C_2^+ dan CO_2 dalam campuran sedikit memperbesar efek pendinginan Joule-Thomson. Analisis mendalam mengenai profil μ_{JT} sepanjang lintasan ekspansi dan sifat non-linearnya akan disajikan pada Subbab 4.3.

Temperatur outlet $11,16^\circ\text{C}$ merupakan hasil perhitungan yang menjadi titik referensi (*baseline*) bagi seluruh analisis lanjutan dalam penelitian ini. Dari tinjauan operasional, temperatur ini masih berada di atas titik beku air (0°C), sehingga risiko terbentuknya es (*icing*) pada komponen pipa dapat dikesampingkan. Akan tetapi, pertanyaan kritis yang harus dijawab adalah apakah temperatur ini memicu deposisi sulfur, yang memerlukan analisis kemampuan sulfur untuk tetap larut di dalam gas dan indeks supersaturasi sebagaimana akan dibahas pada Subbab 4.4.

Hasil simulasi *baseline* ini, bersama dengan validasi yang telah dilakukan pada Subbab 4.2.1 dan 4.2.2, memberikan landasan yang kuat dan terverifikasi untuk seluruh analisis dan pembahasan pada subbab-subbab selanjutnya.

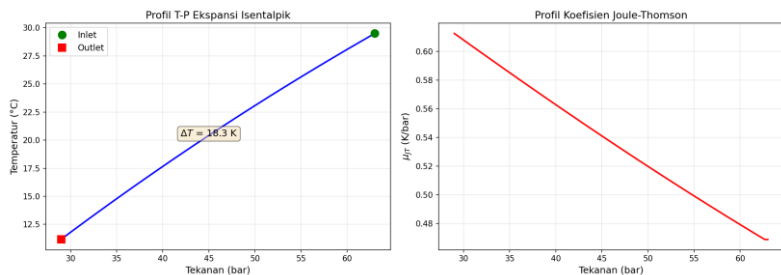
4.4 Evaluasi Efek Joule-Thomson pada Kondisi Aktual

4.4.1 Profil Temperatur-Tekanan Sepanjang Lintasan Ekspansi

Simulasi *isenthalpic flash* menghasilkan profil T-P yang menunjukkan perubahan temperatur selama proses ekspansi dari tekanan inlet 63 bar hingga tekanan outlet 29 bar. Profil ini diperoleh dengan membagi proses ekspansi menjadi 10 bagian tekanan dengan interval yang sama, kemudian menghitung hingga keseimbangan energi tercapai pada setiap titik secara berurutan. Hasil profil disajikan pada Tabel 5.7 dan ditampilkan pada Gambar 5.4.

Tabel 4.7. Profil Temperatur-Tekanan dan Koefisien Joule-Thomson Sepanjang Lintasan Ekspansi Isentalpik

Bagian	P (bar)	T (°C)	T (K)	μ_{JT} (K/bar)	$\Delta T_{kumulatif}$ (K)
1	63,0	29,50	302,65	0,4690	0,00
2	59,2	27,70	300,85	0,4838	1,80
3	55,4	25,85	299,00	0,4990	3,65
4	51,7	23,93	297,08	0,5145	5,57
5	47,9	21,96	295,11	0,5304	7,54
6	44,1	19,93	293,08	0,5466	9,57
7	40,3	17,83	290,98	0,5632	11,67
8	36,6	15,67	288,82	0,5800	13,83
9	32,8	13,45	286,60	0,5971	16,05
10	29,0	11,16	284,31	0,6145	18,34



Gambar 4. 12. Lintasan Ekspansi Isentalpik T vs P pada Kondisi Operasi Aktual PLTGU Tanjung Uncang (P = 63→29 bar)

Hasil simulasi menunjukkan bahwa gas mengalami penurunan temperatur total sebesar $\Delta T = 18,34$ K, dari 29,50°C pada inlet PRV menjadi 11,16°C pada outlet. Penurunan ini merupakan dampak langsung dari efek Joule-Thomson pada proses ekspansi isentalpik gas yang berperilaku non-ideal.

4.4.2 Sifat Non-Linear Koefisien Joule-Thomson

Aspek paling signifikan dari Tabel 4.7 adalah peningkatan nilai μ_{JT} secara bertahap sepanjang lintasan ekspansi. Koefisien Joule-Thomson meningkat dari 0,4690 K/bar pada tekanan inlet (63 bar) menjadi 0,6145 K/bar pada tekanan outlet (29 bar), suatu peningkatan sebesar **31,0%**. Fenomena ini menunjukkan bahwa efek pendinginan per satuan penurunan tekanan tidak konstan, melainkan meningkat semakin cepat seiring penurunan tekanan.

Dampak langsung dari sifat yang tidak linier (*non-linearitas*) ini dapat dijelaskan dengan membagi proses menjadi beberapa bagian. Jika proses ekspansi dibagi menjadi dua bagian yang setara:

Tabel 4.8. Perbandingan Efek Pendinginan Paruh Pertama vs Paruh Kedua Ekspansi

<i>Bagian ekspansi</i>	<i>Rentang P (bar)</i>	<i>ΔP (bar)</i>	<i>ΔT (K)</i>	<i>$\mu_{JT, rata-rata}$ (K/bar)</i>
<i>Paruh pertama</i>	63,0 → 47,9	15,1	7,54	0,500
<i>Paruh kedua</i>	47,9 → 29,0	18,9	10,80	0,571
<i>Rasio (kedua/pertama)</i>			1,43×	1,14×

Paruh kedua ekspansi menghasilkan pendinginan **43% lebih besar** dibandingkan paruh pertama. Hal ini terjadi karena pada tekanan lebih rendah, turunan parsial volume terhadap temperatur (yang menentukan μ_{JT} , sebagaimana diformulasikan pada Bab 2) menghasilkan selisih yang lebih besar antara volume aktual dan volume pada kondisi ideal, sehingga efek pendinginan semakin dominan.

4.4.3 Evaluasi Pendekatan Aproksimasi Linear

Temuan non-linearitas ini memiliki dampak praktis yang penting. Dalam praktik industri, estimasi cepat ΔT seringkali dilakukan menggunakan pendekatan linear yang lebih sederhana:

$$\Delta T_{linear} = \mu_{JT, ref} \times \Delta P$$

Jika menggunakan nilai μ_{JT} pada kondisi inlet (0,4690 K/bar) sebagai referensi:

$$\Delta T_{linear} = 0,4690 \times 34,0 = 15,95 \text{ K}$$

Nilai ini **memperkirakan penurunan** temperatur lebih kecil daripada kondisi sebenarnya (18,34 K) sebesar 2,39 K, atau deviasi sebesar **13,0%**. Dalam kondisi operasi, perkiraan yang lebih rendah dari kondisi sebenarnya sebesar 2,39 K dapat menjadi signifikan karena berpotensi menempatkan prediksi temperatur outlet 2,39 K lebih tinggi dari kondisi aktual. Dalam analisis risiko deposisi sulfur, di mana

jarak antara temperatur operasi dan titik embun sulfur dapat menjadi parameter kritis (sebagaimana akan dibahas pada Subbab 4.6.2), kesalahan ini dapat menghasilkan evaluasi keamanan yang terlalu optimistis.

Sebaliknya, jika digunakan μ_{JT} rata-rata ($\bar{\mu}_{JT} = 0,5398 \text{ K/bar}$):

$$\Delta T_{avg} = 0,5398 \times 34,0 = 18,35 \text{ K}$$

Hasil ini hampir sama dengan prediksi *isenthalpic flash* (18,34 K), yang menunjukkan bahwa hasil perhitungan model sudah konsisten. Namun, nilai $\bar{\mu}_{JT}$ sendiri hanya dapat diketahui *setelah* perhitungan flash selesai, sehingga tidak tersedia secara *a priori* untuk estimasi cepat.

Temuan ini menegaskan bahwa metode *isenthalpic flash* berbasis PR-EoS yang digunakan dalam penelitian ini merupakan pendekatan yang tepat. Pendekatan ini secara otomatis menangkap variasi μ_{JT} sepanjang lintasan ekspansi tanpa memerlukan asumsi linearitas yang berpotensi menghasilkan kesalahan sistematis.

Secara keseluruhan, analisis pada subbab ini menunjukkan bahwa gas alam PLTGU Tanjung Uncang mengalami penurunan temperatur sebesar $\Delta T = 18,34 \text{ K}$ (dari 29,50°C menjadi 11,16°C) dengan karakteristik pendinginan yang bersifat non-linear, laju pendinginan mengakselerasi sebesar 31% dari inlet ke outlet. Implikasi dari penurunan temperatur sebesar ini terhadap kelarutan sulfur dan potensi deposisi akan dievaluasi pada subbab berikutnya.

4.5 Analisis Kelarutan dan Potensi Deposisi Sulfur

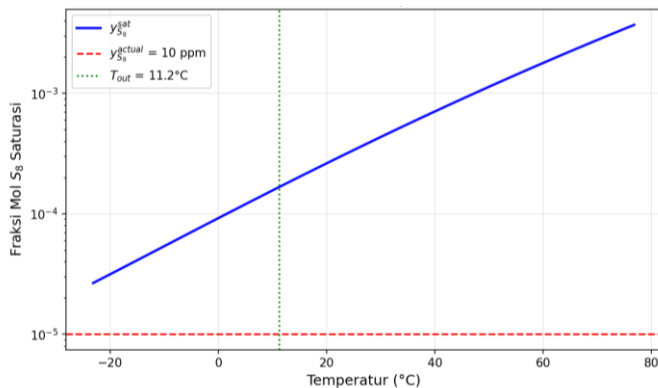
4.5.1 Perubahan Kelarutan Sulfur Akibat Ekspansi

Kemampuan sulfur elemental (S_8) untuk tetap larut di dalam gas alam bergantung pada temperature dan tekanan, sebagaimana dimodelkan menggunakan korelasi *Chrastil-modified* yang telah dijelaskan pada Bab 2. Kadar sulfur yang sebenarnya dalam gas alam PLTGU Tanjung Uncang diasumsikan sebesar $y_{S_8} = 10 \text{ ppm}$, yang merupakan nilai yang umum dijumpai pada gas alam manis (*sweet natural gas*) dari lapangan gas alam di Indonesia. (Mokhatab *et al.*, 2019). Hasil perhitungan kelarutan pada kondisi inlet dan outlet PRV disajikan pada Tabel 4.9.

Tabel 4.9. Kelarutan Sulfur Elemental dan Indeks Supersaturasi pada Kondisi Inlet dan Outlet PRV

<i>Parameter</i>	<i>Simbol</i>	<i>Inlet</i>	<i>Outlet</i>	<i>Perubahan</i>
<i>Temperatur</i>	<i>T</i>	29,50 °C	11,16 °C	-18,34 K

<i>Tekanan</i>	P	63,0 bar	29,0 bar	-34,0 bar
<i>Kelarutan saturasi S_8</i>	$y_{S_8,sat}$	4.530 ppm	166 ppm	-27,3×
<i>Konsentrasi aktual S_8</i>	y_{S_8}	10 ppm	10 ppm	(tidak berubah)
<i>Indeks Supersaturasi</i>	SSI	0,0022	0,0602	+27,4×
<i>Kapasitas tersisa</i>	$1 - SSI$	99,78%	93,98%	



Gambar 4. 13. Kurva Kelarutan Sulfur Elemental (S_8) sebagai Fungsi Tekanan pada Kondisi Outlet

Hasil perhitungan menunjukkan perubahan drastis pada kemampuan gas untuk membawa sulfur tetap larut. Pada kondisi inlet (29,50°C, 63 bar), gas mampu menampung hingga 4.530 ppm sulfur elemental dalam fasa terlarut. Setelah ekspansi ke kondisi outlet (11,16°C, 29 bar), kemampuan tersebut menurun drastic hingga hanya 166 ppm, suatu penurunan sebesar **27,3 kali lipat**. Penurunan ini merupakan efek gabungan dari dua faktor: berkurangnya densitas gas (yang mengurangi kemampuan gas untuk melarutkan sulfur) dan turunnya temperatur (yang menurunkan tekanan uap sulfur).

4.5.2 Evaluasi Indeks Supersaturasi

Meskipun kemampuan sulfur untuk tetap larut menurun hingga 27,3 kali, kondisi yang menentukan apakah deposisi benar-benar terjadi bukanlah jumlah maksimum sulfur yang dapat larut, melainkan perbandingan antara kadar sulfur

yang sebenarnya dan batas kelarutannya, yang dinyatakan sebagai Indeks Supersaturasi (SSI):

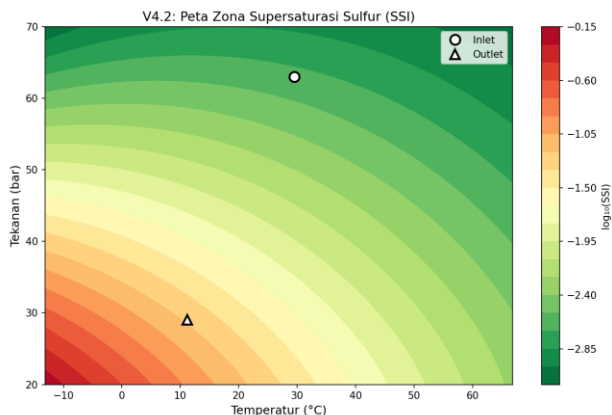
$$SSI = \frac{y_{S_8, aktual}}{y_{S_8, sat}}$$

Deposisi sulfur hanya terjadi jika $SSI \geq 1$, yaitu ketika konsentrasi aktual melebihi batas kelarutan. Pada kondisi inlet, $SSI = 0,0022$, yang berarti gas hanya menggunakan **0,22%** dari kapasitas angkut sulfurnya. Dengan kata lain, gas pada kondisi inlet bahkan mampu menampung 453 kali lipat konsentrasi sulfur yang sebenarnya ada. Setelah ekspansi ke kondisi outlet, SSI meningkat menjadi 0,0602, yang berarti gas menggunakan **6,02%** dari kapasitas angkutnya. Meskipun terjadi peningkatan SSI sebesar 27,4 kali lipat (dari 0,0022 ke 0,0602), masih terdapat **93,98%** kapasitas kelarutan yang belum terpakai.

Temuan ini memberikan bukti berdasarkan hasil perhitungan yang jelas bahwa: **gas PLTGU Tanjung Ugang pada kondisi operasi saat ini berada dalam kondisi undersaturasi yang sangat jauh dari ambang deposisi** ($SSI = 0,0602 \ll 1$).

4.5.3 Interpretasi Diagram Zona Operasi

Kondisi operasi PLTGU Tanjung Ugang dapat dipetakan terhadap diagram zona supersaturasi sulfur, yang mengelompokkan kondisi tekanan dan temperature menjadi zona aman ($SSI < 1$) dan zona bahaya ($SSI \geq 1$). Pemetaan ini ditampilkan pada Gambar 4.14.



Gambar 4. 14. Diagram Zona Operasi P-T dengan Kurva Batas Supersaturasi Sulfur ($SSI = 1$)

Tabel 4. 10. Keterangan warna gambar 4.6

Degradasi Warna	Nilai $\log_{10}$ (SSI)	Temperatur & Tekanan	Tingkat Risiko Endapan Sulfur
Hijau (Tua – Muda)	-2.85 s.d -1.95	Tinggi – Tinggi (Kondisi <i>Inlet</i>)	Sangat Rendah / Aman
Kuning / Krem	-1.96 s.d -1.05	Menengah – Menengah	Sedang / Transisi
Oranye - Merah	-1.05 s.d -0.15	Rendah – Rendah (Kondisi <i>Outlet</i>)	Tinggi / Kritis (Bahaya Endapan)

Gambar 4.6 menunjukkan bahwa baik titik operasi inlet (63 bar, 29,50°C) maupun outlet (29 bar, 11,16°C) berada jauh di dalam zona aman. Jarak antara titik operasi outlet dan kurva batas SSI = 1 pada tekanan yang sama memberikan batas keamanan yang cukup besar. Berdasarkan hasil perhitungan, pada tekanan outlet 29 bar, konsentrasi sulfur aktual (10 ppm) masih 16,6 kali lipat lebih rendah dibandingkan batas kelarutan (166 ppm). Untuk mencapai kondisi supersaturasi pada tekanan 29 bar, konsentrasi sulfur dalam gas harus meningkat lebih dari satu orde magnitudo dari kondisi saat ini.

4.5.4 Analisis Faktor Keamanan Inheren *Sweet Gas*

Keamanan berlebih (*over-safety*) yang teramati pada Subbab 4.4.2 bukan kebetulan, melainkan merupakan konsekuensi langsung dari klasifikasi gas sebagai *sweet gas* (tidak mengandung H_2S). Dalam sistem gas alam, sulfur elemental (S_8) hadir sebagai kontaminan jejak (*trace contaminant*) dengan konsentrasi rendah (orde ppm). Tanpa keberadaan H_2S sebagai prekursor kimia, tidak ada mekanisme pembentukan sulfur elemental *in-situ* di dalam aliran gas. Reaksi Claus yang menghasilkan S_8 dari H_2S (Bab 2) tidak dapat berlangsung tanpa reaktan H_2S .

Dengan demikian, pada kondisi *sweet gas*, SSI hanya dapat mendekati atau melebihi 1 jika salah satu dari dua skenario ekstrem terjadi: (1) konsentrasi sulfur dalam gas meningkat secara drastis akibat perubahan sumber pasokan gas, atau (2) temperatur outlet turun jauh lebih rendah dari 11,16°C akibat kondisi operasi yang sangat berbeda. Skenario pertama, khususnya terkait masuknya H_2S ke dalam komposisi gas, akan dibahas melalui skenario yang diasumsikan pada Subbab 4.6.2 sebagai *what-if analysis* untuk menguji batas-batas keamanan sistem.

Kesimpulan dari analisis ini bersifat definitif: **tidak terdapat risiko deposisi sulfur elemental pada kondisi operasi aktual PLTGU Tanjung Ugang**. Kelarutan sulfur memang turun 27,3 kali lipat akibat ekspansi, namun dengan konsentrasi aktual hanya 10 ppm dan $SSI = 0,0602 \ll 1$, masih terdapat 93,98% kapasitas

kelarutan yang belum terpakai. Keamanan ini tetap terjaga selama komposisi gas masih tergolong *sweet gas*.

4.6 Analisis Sensitivitas Parametrik

Analisis dilakukan dengan memvariasikan dua parameter input secara independen:

1. **Temperatur inlet (T_{in}):** divariasikan dari 20°C hingga 35°C ($\pm 10^\circ\text{C}$ dari *baseline* 29,5°C), merepresentasikan rentang temperatur ambient di Batam sepanjang tahun.
2. **Tekanan outlet (P_{out}):** divariasikan dari 25 bar hingga 32 bar ($\pm 3,5$ bar dari *baseline* 29 bar), merepresentasikan rentang operasional yang realistis untuk turbin gas.

Untuk setiap variasi, simulasi *isenthalpic flash* dijalankan ulang dan SSI dihitung pada kondisi outlet yang dihasilkan.

4.6.1 Sensitivitas terhadap Temperatur Inlet

Hasil simulasi untuk variasi temperatur inlet disajikan pada Tabel 4.11.

Tabel 4.11. Sensitivitas Temperatur Inlet, Penurunan Temperatur, dan SSI terhadap Variasi T_{in} ($P_{out}=29\text{bar}$, $P_{in}=63\text{bar}$)

T_{in} (°C)	T_{out} (°C)	ΔT (K)	SSI
20,0	0,12	19,88	0,1080
22,1	2,62	19,52	0,0945
24,3	5,12	19,16	0,0827
26,4	7,61	18,82	0,0725
28,6	10,09	18,48	0,0637
29,5*	11,16	18,34	0,0602
30,7	12,56	18,15	0,0560
32,9	15,02	17,84	0,0493
35,0	17,47	17,53	0,0434

* Kondisi *baseline* aktual

Hasil menunjukkan bahwa penurunan T_{in} menyebabkan dua efek yang terjadi secara bersamaan dan dapat meningkatkan risiko: temperatur outlet turun lebih rendah *dan* penurunan temperatur (ΔT) meningkat. Pada kondisi terdingin ($T_{in} = 20^\circ\text{C}$), temperatur outlet mencapai 0,12°C (nyaris mencapai titik beku air) dengan $\Delta T = 19,88$ K, meningkat 1,54 K dibandingkan *baseline*. Peningkatan ΔT pada T_{in} yang lebih rendah terjadi karena μ_{JT} bergantung pada temperatur: pada temperatur lebih rendah, efek Joule-Thomson sedikit lebih kuat.

Koefisien sensitivitas T_{in} terhadap SSI dapat dihitung dari data pada Tabel 4.11:

$$\frac{\partial SSI}{\partial T_{in}} \approx \frac{0,1080 - 0,0434}{20,0 - 35,0} = -0,0043 \text{ per } ^\circ\text{C}$$

Setiap penurunan T_{in} sebesar 1°C menyebabkan SSI meningkat sebesar 0,0043, atau sekitar 7,1% relatif terhadap nilai *baseline* (0,0602).

4.6.2 Sensitivitas terhadap Tekanan Outlet

Hasil simulasi untuk variasi tekanan outlet disajikan pada Tabel 4.12.

Tabel 4.12. Sensitivitas Temperatur Outlet, Penurunan Temperatur, dan SSI terhadap Variasi P_{out} ($T_{in}=29,5^\circ\text{C}$, $P_{in}=63\text{bar}$)

P_{out} (bar)	T_{out} ($^\circ\text{C}$)	ΔT (K)	SSI
25,0	8,67	20,83	0,0961
26,0	9,30	20,20	0,0854
27,0	9,92	19,58	0,0760
28,0	10,55	18,95	0,0676
29,0*	11,16	18,34	0,0602
30,0	11,77	17,73	0,0537
31,0	12,38	17,12	0,0479
32,0	12,98	16,52	0,0428

* Kondisi *baseline* aktual

Penurunan P_{out} menghasilkan peningkatan ΔP dan dengan demikian peningkatan ΔT . Pada tekanan outlet terendah (25 bar), ΔT mencapai 20,83 K, meningkat 2,49 K dibandingkan *baseline*, dan temperatur outlet turun hingga $8,67^\circ\text{C}$.

Koefisien sensitivitas P_{out} terhadap SSI:

$$\frac{\partial SSI}{\partial P_{out}} \approx \frac{0,0961 - 0,0428}{25,0 - 32,0} = -0,0076 \text{ per bar}$$

Setiap penurunan P_{out} sebesar 1 bar menyebabkan SSI meningkat sebesar 0,0076, atau sekitar 12,6% relatif terhadap nilai *baseline*.

4.6.3 Perbandingan Sensitivitas: T_{in} vs P_{out}

Perbandingan kuantitatif antara sensitivitas kedua parameter dirangkum pada Tabel 4.13.

Tabel 4.13. Perbandingan Koefisien Sensitivitas T_{in} dan P_{out} terhadap ΔT dan SSI

Parameter pengaruh	$\partial(\Delta T)/\partial x$	$\partial(SSI)/\partial x$	Rentang variasi	Perubahan SSI total
T_{in} (per $^\circ\text{C}$)	+0,157 K/ $^\circ\text{C}$	-0,0043 / $^\circ\text{C}$	15 $^\circ\text{C}$	0,0646

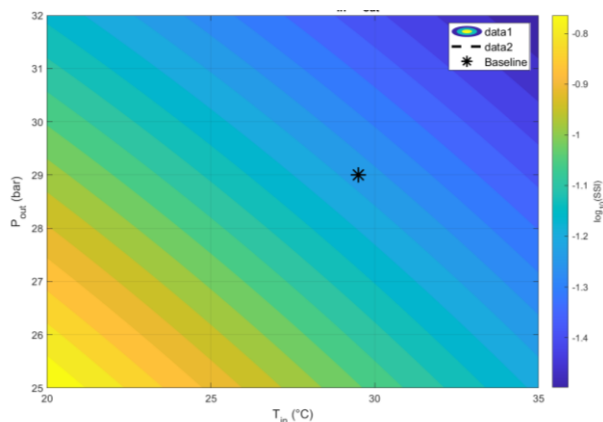
P_{out} (per bar)	-0,616 K/bar	-0,0076 /bar	7 bar	0,0533
Rasio (P_{out}/T_{in})	3,9×	1,8×		

Hasil pada Tabel 4.13 menunjukkan temuan penting: **variasi tekanan outlet memiliki pengaruh yang secara signifikan lebih besar dibandingkan variasi temperatur inlet**. Per satuan perubahan, P_{out} memberikan dampak 3,9 kali lipat lebih besar terhadap ΔT dan 1,8 kali lipat lebih besar terhadap SSI dibandingkan T_{in} . Temuan ini memiliki implikasi operasional langsung: penurunan tekanan outlet (misalnya akibat peningkatan *pressure drop* pada saluran pengumpul turbin) lebih berbahaya dibandingkan penurunan temperatur inlet akibat cuaca dingin.

Perbedaan sensitivitas ini dapat dipahami dari dua aspek. Pertama, penurunan P_{out} secara langsung meningkatkan ΔP (dan dengan demikian ΔT), sedangkan perubahan T_{in} hanya memengaruhi ΔT melalui ketergantungan μ_{JT} terhadap temperatur, yang bersifat lebih lemah. Kedua, penurunan P_{out} tidak hanya menurunkan T_{out} melalui efek Joule-Thomson yang lebih kuat, tetapi juga secara independen menurunkan kelarutan sulfur pada tekanan yang lebih rendah, memberikan dua dampak sekaligus terhadap SSI.

4.6.4 Peta Kontur SSI dan Identifikasi *Worst-Case Scenario*

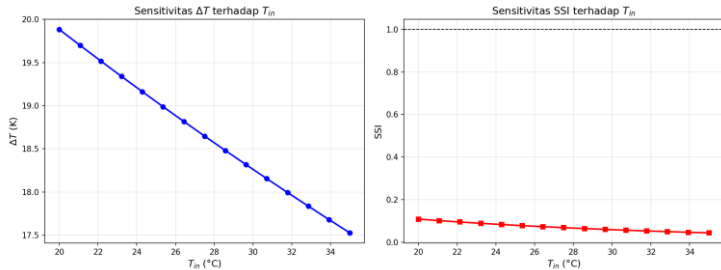
Interaksi simultan antara variasi T_{in} dan P_{out} dipetakan dalam diagram kontur SSI pada Gambar 4.15.



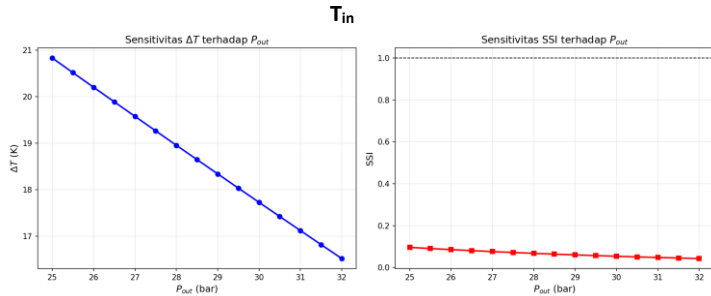
Gambar 4. 15. Peta Kontur Indeks Supersaturasi (SSI) sebagai Fungsi T_{in} dan P_{out}

Tabel 4. 14. Keterangan warna pada gambar 4.7

Gradasi Warna	Nilai $\log_{10}(\text{SSI})$	Karakteristik Kombinasi Parameter	Tingkat Risiko Endapan Sulfur
Biru (Tua-Muda)	-1.45 s.d -1.20	T_{in} Tinggi P_{out} Tinggi (Termasuk <i>Baseline</i>)	Rendah (Aman)
Hijau – Toska	-1.20 s.d -0.95	Kombinasi Moderat / Menengah	Sedang (Transisi)
Oranye - Kuning	-0.95 s.d -0.75	T_{in} Rendah & P_{out} Rendah	Tinggi (Kritis)



Gambar 4. 16. Kurva Sensitivitas SSI dan ΔT terhadap Variasi Temperatur Inlet



Gambar 4. 17. Kurva Sensitivitas SSI dan ΔT terhadap Variasi Tekanan Outlet

Kondisi *worst-case* terjadi pada kombinasi T_{in} terendah dan P_{out} terendah: $T_{in} = 20^\circ\text{C}$ dan $P_{out} = 25$ bar. Untuk mengevaluasi skenario terburuk ini, proyeksi SSI dilakukan menggunakan koefisien sensitivitas dari Tabel 4.12:

$$SSI_{worst} \approx SSI_{baseline} + \left| \frac{\partial SSI}{\partial T_{in}} \right| \times \Delta T_{in} + \left| \frac{\partial SSI}{\partial P_{out}} \right| \times \Delta P_{out}$$

$$SSI_{worst} \approx 0,0602 + 0,0043 \times 9,5 + 0,0076 \times 4,0 \approx 0,131$$

Bahkan pada kondisi operasi terburuk yang realistis, SSI hanya mencapai sekitar 0,13, masih **7,6 kali lipat di bawah ambang kritis** SSI = 1. Temuan ini dengan jelas menunjukkan bahwa mengonfirmasi bahwa selama gas tetap berklasifikasi *sweet gas*, tidak ada kombinasi variasi T_{in} dan P_{out} yang realistis yang mampu memicu deposisi sulfur.

Dalam praktik pengoperasian, hasil analisis sensitivitas ini mengarahkan perhatian pada dua kesimpulan. Pertama, kontrol tekanan outlet merupakan parameter yang lebih kritis dibandingkan temperatur inlet, penurunan P_{out} memberikan dampak 3,9× lebih besar terhadap ΔT dan 1,8× lebih besar terhadap SSI per satuan perubahan. Kedua, meskipun demikian, **selama komposisi gas tetap berupa *sweet gas*, variasi operasional normal tidak mengancam keamanan sistem terhadap deposisi sulfur**. Risiko sesungguhnya tidak berasal dari fluktuasi parameter operasi, melainkan dari perubahan komposisi gas, khususnya masuknya H_2S .

4.7 Perancangan Mitigasi: *Heater Sizing* dan Skenario Hipotetis H_2S

4.7.1 Konfirmasi Kondisi *Baseline: Sweet Gas* Aktual

Sebelum melakukan analisis skenario, perlu dikonfirmasi terlebih dahulu posisi keamanan sistem pada kondisi aktual. Tabel 4.15 merangkum parameter kunci.

Tabel 4.15. Evaluasi Kebutuhan Heater pada Kondisi Baseline (Sweet Gas, 0% H_2S)

<i>Parameter</i>	<i>Simbol</i>	<i>Nilai</i>	<i>Satuan</i>
<i>Temperatur outlet PRV</i>	T_{out}	11,16	°C
<i>Titik embun sulfur</i>	$T_{dew,S}$	-42,70	°C
<i>Margin keamanan</i>	$T_{out} - T_{dew,S}$	+53,8	K
<i>SSI pada outlet</i>	SSI	0,0602	—
<i>Kebutuhan heater</i>	—	Tidak diperlukan	—

Temperatur outlet (11,16°C) berada **53,8 K di atas** titik embun sulfur (-42,7°C). Margin sebesar ini memiliki beberapa implikasi praktis yang penting:

1. **Tidak diperlukan lagi penggunaan heater pada kondisi saat ini.** Bahkan jika temperatur outlet turun sebesar 53,8 K (misalnya akibat skenario operasi yang secara teknis tidak mungkin), titik embun sulfur baru akan

tercapai. Dengan kata lain, *heater* secara teknis dapat dieliminasi dari desain untuk komposisi *sweet gas* saat ini.

2. **Margin terhadap ketidakpastian model.** Deviasi model PR-EoS terhadap μ_{JT} sebesar $\sim 11\%$ (Subbab 5.2.1) setara dengan ketidakpastian ΔT sebesar ~ 2 K. Margin 53,8 K menyediakan toleransi yang lebih dari 25 kali lipat dibutuhkan untuk mengakomodasi ketidakpastian model.
3. **Keamanan pada variasi operasional.** Sebagaimana ditunjukkan pada Subbab 4.5, SSI *worst-case* pada variasi parameter operasional hanya mencapai 0,13, jauh di bawah ambang kritis.

Simulasi *heater duty* pada kondisi *baseline* menghasilkan nilai $Q = 0$ kW untuk semua kombinasi margin keamanan desain (5, 10, dan 15 K) dan efisiensi pemanas yang dianalisis ($\eta = 0,85$ dan $0,97$), karena T_{out} sudah sangat jauh di atas $T_{dew,S} +$ margin.

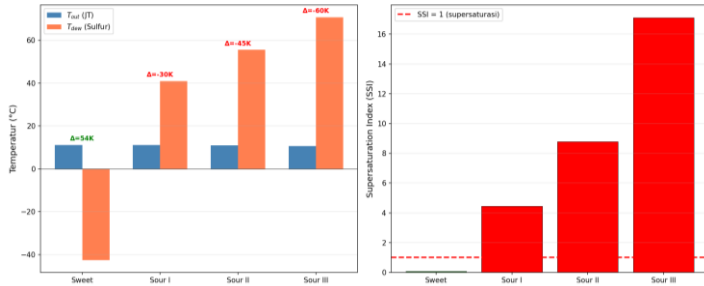
4.7.2 Skenario Hipotetis Kontinjensi: Injeksi H_2S (*Sour Gas*)

Meskipun kondisi saat ini aman, perubahan sumber pasokan gas atau terjadinya *souring* pada reservoir dapat memperkenalkan H_2S ke dalam komposisi gas. Keberadaan H_2S secara fundamental mengubah lanskap risiko deposisi sulfur melalui dua mekanisme: (1) reaksi Claus ($2H_2S + SO_2 \rightarrow 3S + 2H_2O$) menghasilkan sulfur elemental *in-situ* dalam jumlah besar, dan (2) konsentrasi sulfur elemental efektif ($y_{S_8,eff}$) meningkat secara proporsional dengan konsentrasi H_2S .

Untuk mengevaluasi dampak kontaminasi H_2S , tiga skenario hipotetis disimulasikan dengan konsentrasi H_2S yang semakin meningkat. Hasil perbandingan komprehensif disajikan pada Tabel 4.14.

Tabel 4.16. Parameter Simbol Nilai Satuan

Skenario	H_2S (%)	$y_{S_8,eff}$ (ppm)	T_{out} ($^{\circ}C$)	ΔT (K)	$T_{dew,S}$ ($^{\circ}C$)	Margin (K)	SSI	Heat er?
<i>Sweet (aktual)</i>	0,00	10	11,16	18,34	-42,70	+53,8	0,060	Tidak
<i>Sour I</i>	0,50	750	11,00	18,50	40,90	-29,9	4,455	Ya
<i>Sour II</i>	1,00	1.500	10,90	18,60	55,50	-44,6	8,789	Ya
<i>Sour III</i>	2,00	3.000	10,70	18,80	70,70	-60,1	17,104	Ya



Gambar 4. 18. Perbandingan Temperatur Outlet vs Titik Embun Sulfur dan SSI untuk Skenario Sweet Gas dan Sour Gas

Hasil pada Tabel 4.14 menunjukkan perubahan yang sangat besar pada profil risiko sistem ketika H_2S dimasukkan ke dalam komposisi gas:

- Perubahan konsentrasi sulfur efektif:** Penambahan H_2S menyebabkan konsentrasi sulfur elemental efektif melonjak dari 10 ppm (*sweet gas*) menjadi 750 ppm (0,5% H_2S), 1.500 ppm (1% H_2S), dan 3.000 ppm (2% H_2S). Peningkatan sebesar 75× hingga 300× ini merupakan konsekuensi langsung dari kesetimbangan reaksi Claus yang menghasilkan S_8 secara in-situ.
- Inversi titik embun sulfur:** Perubahan paling signifikan terjadi pada titik embun sulfur ($T_{dew,S}$). Pada *sweet gas*, $T_{dew,S} = -42,7^\circ C$, jauh di bawah temperatur operasi. Namun, dengan penambahan hanya 0,5% H_2S , $T_{dew,S}$ melonjak ke $+40,9^\circ C$, suatu kenaikan sebesar **83,6 K**, yang berada **di atas** temperatur outlet ($11,0^\circ C$). Pada 2% H_2S , $T_{dew,S}$ mencapai $70,7^\circ C$, bahkan melebihi temperatur inlet ($29,5^\circ C$).
- SSI melampaui ambang kritis:** Pada semua skenario *sour gas*, SSI melampaui 1 dengan nilai yang sangat besar: 4,5 (0,5% H_2S), 8,8 (1% H_2S), dan 17,1 (2% H_2S). Nilai SSI > 1 menunjukkan bahwa gas berada dalam kondisi *supersaturasi* dan deposisi sulfur **pasti** terjadi jika tidak dilakukan mitigasi.
- Margin berubah dari positif ke negatif:** Margin keamanan yang pada kondisi *sweet gas* bernilai +53,8 K, berbalik menjadi -29,9 K, -44,6 K, dan -60,1 K pada skenario *sour gas*. Margin negatif mengindikasikan bahwa temperatur outlet sudah berada di bawah titik embun sulfur, sehingga *pre-heating* gas sebelum masuk PRV menjadi keharusan.

4.7.3 Perhitungan Heater Duty untuk Mitigasi Kontinjensi

Untuk setiap skenario *sour gas* yang memerlukan *heater*, temperatur *pre-heat* (T_{pre}) dan *heater duty* (Q) dihitung menggunakan pendekatan berikut.

Temperatur *pre-heat* ditentukan dari syarat bahwa temperatur outlet setelah ekspansi harus berada di atas $T_{dew,S}$ ditambah margin keamanan desain (ΔT_{margin}):

$$T_{pre} = T_{dew,S} + \Delta T_{margin} + \Delta T_{JT}$$

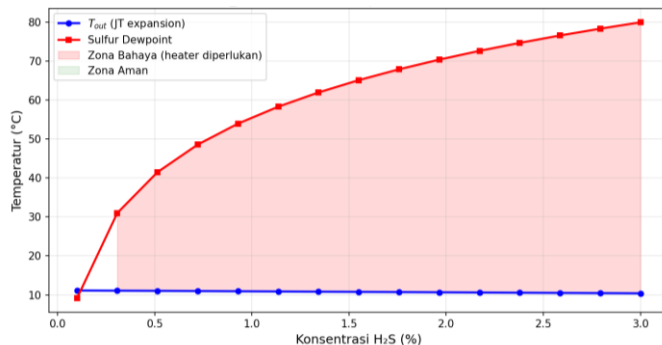
di mana ΔT_{JT} adalah penurunan temperatur akibat efek Joule-Thomson pada $\Delta P = 34$ bar. *Heater duty* kemudian dihitung berdasarkan perbedaan entalpi:

$$Q = \frac{\dot{n} \cdot C_p \cdot (T_{pre} - T_{in})}{\eta}$$

di mana $\dot{n}$ adalah laju alir molar (1.677 mol/s untuk laju volumetrik 1,5 MMSCF/H) dan η adalah efisiensi pemanas. Perhitungan dilakukan untuk dua tipe pemanas: *gas-fired heater* ($\eta = 0,85$) dan *electric heater* ($\eta = 0,97$). Margin keamanan desain diambil sebesar 5 K sesuai praktik industri hulu gas alam (Campbell, 2014). Hasil perhitungan disajikan pada Tabel 4.15

Tabel 4.17. Hasil Perhitungan Heater Duty untuk Skenario Kontinjensi Sour Gas

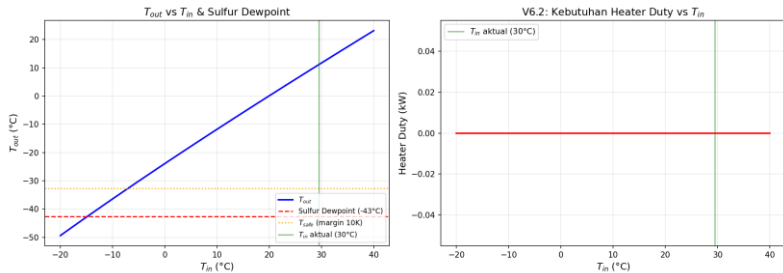
Skenario	H ₂ S (%)	T _{dew,S} (°C)	T _{pre} (°C)	ΔT _{heater} (K)	Q _{gas} (η=0,85) (kW)	Q _{elec} (η=0,97) (kW)
Sour I	0,50	40,90	64,90	35,4	966,4	846,9
Sour II	1,00	55,50	78,30	48,8	1.333,6	1.168,6
Sour III	2,00	70,70	92,50	63,0	1.725,9	1.512,3



Gambar 4. 19. Kebutuhan Heater Duty (kW) sebagai Fungsi Konsentrasi H₂S untuk Gas-Fired dan Electric Heater

Gambar 4.19 menunjukkan peningkatan kebutuhan *heater duty* secara visual. Terlihat bahwa kedua kurva (*gas-fired* dan *electric*) menunjukkan tren naik yang konsisten, dengan jarak antar kurva yang mencerminkan perbedaan efisiensi

termal. Tren ini menunjukkan bahwa pemanas portabel atau pemanas skala kecil tidak mampu memenuhi kebutuhan pemanasan berskala besar.



Gambar 4. 20 Profil Temperatur Pre-heat yang Diperlukan dan Zona Aman/Bahaya untuk Setiap Skenario H₂S

Gambar 4.20 menyajikan pemetaan zona operasi dalam ruang temperatur-konsentrasi H₂S. Zona hijau (aman) menyempit secara drastis seiring meningkatnya konsentrasi H₂S, dan suhu *pre-heat* yang diperlukan meningkat dengan cepat. Visualisasi ini berfungsi sebagai panduan operasional: untuk setiap konsentrasi H₂S yang terdeteksi, operator dapat langsung membaca temperatur *pre-heat* minimum yang harus dicapai sebelum gas memasuki PRV.

Hasil perhitungan pada Tabel 4.15 dan visualisasi pada Gambar 4.19–4.20 memberikan beberapa temuan penting:

- Skala kebutuhan heater yang signifikan:** Pada skenario kontaminasi H₂S terendah (0,5%), *heater duty* yang diperlukan sudah mencapai ~966 kW (*gas-fired*) atau ~847 kW (*electric*). Pada skenario terburuk (2% H₂S), kebutuhan meningkat menjadi ~1.726 kW, yang setara dengan kapasitas pemanas skala industri menengah. Kebutuhan ini konsisten dengan rentang yang dilaporkan oleh Kidnay *et al.* (2011) untuk *gas pre-heater* pada fasilitas pengolahan gas berkapasitas serupa.
- Peningkatan kebutuhan bersifat quasi-linear:** *Heater duty* meningkat hampir secara proporsional dengan konsentrasi H₂S: rasio $Q_{2\%}/Q_{0,5\%} = 1.726/966 = 1,79$, sedangkan rasio konsentrasi H₂S adalah $2,0/0,5 = 4,0$. Ketidaksebandingan ini terjadi karena $T_{dew,S}$ meningkat secara logaritmik terhadap konsentrasi sulfur, bukan secara linear.
- Pemanas Listrik lebih hemat energi, tetapi kebutuhan dayanya tetap besar.** Penggunaan electric heater ($\eta = 0,97$) menghemat 12–14% energi dibandingkan gas-fired heater ($\eta = 0,85$). Namun, pada skenario 2% H₂S, konsumsi listrik sebesar ~1.512 kW tetap merupakan beban operasional yang tidak dapat diabaikan dan memerlukan evaluasi ekonomi tersendiri.

- d) **Temperatur *pre-heat* yang tinggi.** Temperatur *pre-heat* berkisar antara 64,9°C hingga 92,5°C, yang berada jauh di atas temperatur inlet aktual (29,5°C). Pada skenario 2% H₂S, gas harus dipanaskan hingga 92,5°C sebelum memasuki PRV, kenaikan sebesar 63 K dari kondisi inlet. Temperatur setinggi ini memerlukan pertimbangan desain tersendiri terkait material pipa, isolasi termal, dan *pressure rating* peralatan.

Dari keseluruhan analisis mitigasi ini, dua kesimpulan utama dapat ditarik. Pada kondisi aktual (*sweet gas*), kebutuhan *heater duty* adalah **Q = 0 kW** karena margin keamanan sebesar +53,8 K sudah sangat memadai, *heater* secara teknis dapat dieliminasi dari desain saat ini. Namun, jika komposisi gas berubah akibat masuknya H₂S di masa mendatang, kebutuhan *heater duty* akan berkisar antara **847–1.726 kW** untuk konsentrasi 0,5–2,0% H₂S. Spesifikasi ini menyediakan data dasar untuk perencanaan kapasitas *heater* sebagai langkah pencegahan.

4.8 Sintesis dan Diskusi Umum

Subbab-subbab sebelumnya telah menyajikan hasil analisis secara bertahap, mulai dari validasi model (4.2), evaluasi efek Joule-Thomson (4.3), analisis kelarutan sulfur (4.4), analisis sensitivitas (4.5), hingga perancangan mitigasi (4.6). Subbab ini mengintegrasikan seluruh temuan tersebut menjadi satu narasi yang secara eksplisit menjawab keempat pertanyaan penelitian.

4.8.1 Pemetaan Temuan terhadap Pertanyaan Penelitian

Ringkasan jawaban terhadap keempat pertanyaan penelitian disajikan pada Tabel 4.16.

Tabel 4.18. Matriks Sintesis: Pertanyaan Penelitian, Temuan Kuantitatif, dan Implikasi Praktis

<i>RM</i>	<i>Pertanyaan Penelitian</i>	<i>Temuan Kuantitatif Utama</i>	<i>Implikasi bagi PLTGU Tanjung Uncang</i>
RM1	Berapa besar ΔT akibat efek Joule-Thomson?	$\Delta T = 18,34 \text{ K}$ (29,50°C → 11,16°C); μ_{JT} naik 31% sepanjang ekspansi; aproksimasi linear <i>under-estimate</i> 13%	Penurunan temperatur signifikan; metode <i>isenthalpic flash</i> diperlukan, bukan estimasi linear
RM2	Apakah ekspansi memicu deposisi sulfur?	Kelarutan turun 27,3×; SSI = 0,0602 << 1; kapasitas kelarutan tersisa 94%	Tidak ada risiko deposisi pada <i>sweet gas</i> aktual; keamanan inheren

RM3	Bagaimana sensitivitas terhadap variasi parameter?	P_{out} 3,9× lebih sensitif dari T_{in} untuk ΔT ; SSI <i>worst-case</i> = 0,13 << 1	Variasi operasional normal aman; kontrol P_{out} lebih kritis daripada T_{in}
RM4	Berapa kebutuhan <i>heater duty</i> minimum?	<i>Sweet gas</i> : Q = 0 kW (margin +53,8 K); <i>Sour gas</i> (0,5–2% H ₂ S): Q = 847–1.726 kW	<i>Heater</i> tidak diperlukan saat ini; spesifikasi tersedia untuk kontinjensi

4.8.2 Utilitas PR-EoS sebagai Alat Evaluasi Preventif

Salah satu temuan lintas-subbab yang patut digarisbawahi adalah peran model PR-EoS sebagai alat untuk mengevaluasi kondisi sebelum masalah terjadi. Model ini terbukti mampu:

1. **Memprediksi properti primer dan turunan** dengan akurasi yang memadai (deviasi $Z < 2,4\%$, deviasi $\mu_{JT} < 15\%$) menggunakan hanya parameter kritis dan faktor asentrik sebagai input, data yang tersedia secara luas dalam literatur.
2. **Menangkap non-linearitas** efek Joule-Thomson yang tidak dapat direpresentasikan oleh pendekatan sederhana linear, dengan implikasi langsung terhadap akurasi prediksi temperatur outlet.
3. **Menyediakan kerangka simulasi skenario** (*what-if analysis*) yang memungkinkan evaluasi dampak perubahan komposisi gas tanpa perlu melakukan pengujian fisik yang mahal dan berpotensi destruktif.

Kemampuan terakhir merupakan kontribusi yang paling signifikan secara praktis. Melalui simulasi skenario H₂S (Subbab 4.6.2), model berhasil mengidentifikasi bahwa risiko deposisi sulfur bukan berasal dari variasi parameter operasi, melainkan dari perubahan komposisi gas, sebuah *insight* yang sulit diperoleh melalui pendekatan eksperimental konvensional.

4.8.3 Batasan Penelitian dan Rekomendasi

Meskipun hasil yang diperoleh telah menjawab seluruh pertanyaan penelitian secara kuantitatif, terdapat beberapa batasan yang perlu diakui:

1. **Keterbatasan model PR-EoS.** Deviasi μ_{JT} hingga ~15% pada tekanan rendah menunjukkan bahwa persamaan keadaan kubik memiliki keterbatasan bawaan yang dimiliki model untuk properti turunan. Penggunaan persamaan keadaan multi-parameter seperti GERG-2008 dapat meningkatkan akurasi, namun dengan beban komputasi yang lebih besar.

2. **Asumsi kesetimbangan termodinamika.** Model mengasumsikan kesetimbangan tercapai pada setiap titik ekspansi. Dalam praktik, laju ekspansi melalui PRV sangat cepat dan efek kinetik kristalisasi sulfur belum dipertimbangkan.
3. **Konsentrasi sulfur elemental.** Nilai $y_{S_8} = 10$ ppm yang digunakan merupakan asumsi berdasarkan literatur. Pengukuran langsung konsentrasi sulfur di lapangan akan meningkatkan keandalan evaluasi SSI.
4. **Skenario H_2S bersifat hipotetis.** Perhitungan *heater duty* didasarkan pada skenario kontaminasi yang belum terjadi. Validasi terhadap data lapangan dari fasilitas *sour gas* serupa akan memperkuat aplikabilitas spesifikasi heater yang dihasilkan.

Rekomendasi untuk penelitian lanjutan mencakup: (i) validasi model dengan data operasi lapangan dari PLTGU Tanjung Uncang, (ii) integrasi model kinetik kristalisasi sulfur untuk estimasi laju deposisi, dan (iii) analisis ekonomi *life-cycle cost* untuk optimasi pemilihan tipe dan kapasitas *heater* pada skenario kontinjensi.

Bab 5. Kesimpulan dan Saran

5.1. Kesimpulan

Berdasarkan hasil simulasi, analisis, dan pembahasan yang telah dilakukan, dapat ditarik kesimpulan sebagai berikut:

1. Ekspansi gas alam melalui *Pressure Reducing Valve* (PRV) pada sistem bahan bakar PLTGU Tanjung Uncang menghasilkan penurunan temperatur sebesar **18,34 K**, dari 29,50°C pada tekanan inlet 63 bar menjadi 11,16°C pada tekanan outlet 29 bar. Penurunan temperatur ini bersifat non-linear akibat dependensi koefisien Joule-Thomson (μ_{JT}) terhadap temperatur dan tekanan, di mana μ_{JT} meningkat sebesar 31% sepanjang lintasan ekspansi (dari 0,469 K/bar pada tekanan tinggi menjadi 0,615 K/bar pada tekanan rendah). Penggunaan aproksimasi linear konvensional menghasilkan kesalahan sistematis sebesar 13% (*underestimation*), sehingga metode *isenthalpic flash* berbasis persamaan keadaan Peng-Robinson terbukti sebagai pendekatan yang lebih tepat untuk prediksi temperatur outlet.
2. Penurunan temperatur dan tekanan akibat ekspansi menyebabkan kelarutan sulfur elemental (S_8) dalam gas turun sebesar **27,3 kali lipat**, dari 4.530 ppm pada kondisi inlet menjadi 166 ppm pada kondisi outlet. Meskipun terjadi penurunan kelarutan yang signifikan, Indeks Supersaturasi (SSI) pada kondisi outlet hanya mencapai **0,0602**, jauh di bawah ambang kritis SSI = 1, dengan 93,98% kapasitas kelarutan yang masih tersisa. **Tidak terdapat risiko deposisi sulfur elemental pada kondisi operasi aktual** selama komposisi gas tetap berklasifikasi *sweet gas* (tanpa kandungan H_2S).
3. Pada kondisi operasi aktual (*sweet gas*), kebutuhan *heater duty* minimum untuk mencegah deposisi sulfur adalah **$Q = 0$ kW** karena temperatur outlet (11,16°C) berada 53,8 K di atas titik embun sulfur (-42,7°C). *Pre-heating* gas sebelum memasuki PRV secara teknis tidak diperlukan untuk komposisi gas saat ini. Namun, pada skenario hipotetis kontaminasi H_2S (0,5% - 2,0%), titik embun sulfur melonjak drastis hingga 40,9°C - 70,7°C dan SSI melampaui ambang kritis (4,5–17,1), sehingga *heater duty* sebesar **847–1.726 kW** diperlukan dengan temperatur *pre-heat* antara 64,9°C hingga 92,5°C.
4. Variasi tekanan outlet (P_{out}) memiliki pengaruh yang secara signifikan lebih besar dibandingkan variasi temperatur inlet (T_{in}) terhadap potensi

deposisi sulfur: **3,9 kali lipat lebih sensitif** terhadap penurunan temperatur (ΔT) dan **1,8 kali lipat lebih sensitif** terhadap SSI per satuan perubahan. Meskipun demikian, pada kombinasi kondisi operasi terburuk yang realistis ($T_{in} = 20^{\circ}\text{C}$, $P_{out} = 25$ bar), SSI hanya mencapai 0,13, masih 7,6 kali lipat di bawah ambang kritis. Variasi parameter operasional normal tidak mengancam keamanan sistem selama komposisi gas tetap berupa *sweet gas*.

5.2. Saran

Berdasarkan kesimpulan dan pembahasan yang telah diuraikan, berikut adalah saran yang diajukan:

1. **Validasi model dengan data operasi lapangan.** Model PR-EoS yang dikembangkan dalam penelitian ini telah divalidasi terhadap data NIST untuk metana murni dengan deviasi faktor kompresibilitas $< 2,4\%$ dan koefisien Joule-Thomson $< 15\%$. Untuk meningkatkan keandalan prediksi pada kondisi spesifik PLTGU Tanjung Ugang, disarankan agar dilakukan pengukuran temperatur outlet aktual di hilir PRV dan dibandingkan langsung dengan hasil simulasi.
2. **Pemantauan konsentrasi sulfur elemental secara berkala.** Penelitian ini menggunakan asumsi konsentrasi sulfur 10 ppm berdasarkan literatur. Disarankan agar dilakukan pengukuran konsentrasi sulfur elemental secara berkala di lapangan untuk memastikan bahwa nilai SSI aktual sesuai dengan prediksi model dan tidak mendekati ambang kritis.
3. **Pertimbangan instalasi heater sebagai langkah preventif.** Meskipun pada kondisi *sweet gas* saat ini heater tidak diperlukan, hasil simulasi menunjukkan bahwa masuknya H_2S dalam konsentrasi serendah 0,5% sudah mampu memicu deposisi sulfur dengan SSI = 4,5. Disarankan agar pihak pengelola pembangkit mempertimbangkan penyediaan heater dengan kapasitas minimum ~ 1.000 kW sebagai langkah kontinjensi, terutama jika terdapat rencana perubahan sumber pasokan gas di masa mendatang.
4. **Pengembangan model untuk estimasi laju deposisi.** Penelitian ini berfokus pada evaluasi kondisi termodinamika kesetimbangan (SSI) dan belum memperhitungkan aspek kinetik kristalisasi sulfur. Untuk penelitian lanjutan, disarankan agar dilakukan integrasi model kinetik nukleasi dan pertumbuhan partikel sulfur guna memperoleh estimasi laju deposisi aktual dan waktu akumulasi kritis pada skenario *sour gas*.

5. **Analisis ekonomi pemilihan tipe *heater*.** Hasil perhitungan menunjukkan bahwa *electric heater* menghemat 12–14% energi dibandingkan *gas-fired heater* pada skenario kontinjensi. Disarankan agar dilakukan analisis *life-cycle cost* yang mencakup biaya investasi awal, biaya operasional energi, dan biaya pemeliharaan untuk menentukan tipe *heater* yang paling ekonomis bagi PLTGU Tanjung Uncang.

Daftar Pustaka

- [1] B. Datta, P. K. Roy, M. Pal, and K. Majumdar, "Overview on Performance Analysis of Combined Cycle Gas Turbine (CCGT) Power Plant," 2021, Accessed: Oct. 08, 2025. [Online]. Available: http://www.arpnjournals.org/jeas/research_papers/rp_2021/jeas_1221_8809.pdf
- [2] M. E. Abdalla, S. Pannir, and A. M. H. Mahjob, "Performance and Efficiency of Combined Cycle Power Plants," 2022, Accessed: Oct. 08, 2025. [Online]. Available: <https://docs.lib.purdue.edu/cgi/viewcontent.cgi?article=3272&context=iracc>
- [3] T. S. Chowdhury, F. T. Mohsin, M. M. Tonni, M. N. H. Mita, and M. M. Ehsan, "A critical review on gas turbine cooling performance and failure analysis of turbine blades," *International Journal of Thermofluids*, vol. 18, p. 100329, May 2023, doi: 10.1016/j.ijft.2023.100329.
- [4] J. Anderson and A. Moncaster, "Embodied carbon, embodied energy and renewable energy: a review of environmental product declarations," *Proceedings of the Institution of Civil Engineers - Structures and Buildings*, vol. 176, no. 12, pp. 986–997, Dec. 2023, doi: 10.1680/jstbu.21.00160.
- [5] R. Matorian and M. Malaieri, "Flow Assurance Management in Geothermal Production Wells," in *SPE Thermal Well Integrity and Production Symposium*, SPE, Nov. 2022. doi: 10.2118/212144-MS.
- [6] Y. A. Çengel and M. A. Boles, *Thermodynamics: An Engineering Approach*, 7th ed. 2011. Accessed: Oct. 08, 2025. [Online]. Available: <https://id.scribd.com/document/881975273/Thermodynamics-an-Engineering-Approach-7th-Edition-Yunus-a-Cengel-Michael-a-Boles-eBook-and-TestBank-Bundle-Full-Download>
- [7] G. Liu, M. Hao, S. Fan, and C. Li, "A Study on Elemental Sulfur Equilibrium Content in Mixtures of Methane, Carbon Dioxide, and Hydrogen Sulfide under Conditions of Natural Gas Pipeline Transmission," *Energies (Basel)*, vol. 16, no. 5, p. 2466, Mar. 2023, doi: 10.3390/en16052466.
- [8] M. C. McGoodwin, "Engineering Thermodynamics Summary of topics from University of Washington course ME323: Engineering Thermodynamics," 2016. Accessed: Oct. 08, 2025. [Online]. Available: <https://www.mcgoodwin.net/pages/thermodynamics.pdf>
- [9] Y. Wang, Z. Luo, J. Luo, Y. Gao, Y. Kong, and Q. Wang, "Investigation of the Solubility of Elemental Sulfur (S) in Sulfur-Containing Natural Gas with Machine Learning Methods," *Int. J. Environ. Res. Public Health*, vol. 20, no. 6, p. 5059, Mar. 2023, doi: 10.3390/ijerph20065059.

- [10] Q. Fang, J. He, Y. Wang, H. Pan, H. Ren, and H. Liu, "A Predictive Model for Wellbore Temperature in High-Sulfur Gas Wells Incorporating Sulfur Deposition," *Processes*, vol. 12, no. 6, p. 1073, May 2024, doi: 10.3390/pr12061073.
- [11] K. V Narayanan, *A Textbook of Chemical Engineering Thermodynamics*, 2nd ed. 2013. [Online]. Available: https://davuniversity.org/images/files/study-material/A_Textbook_ofChemical_Engineering.pdf
- [12] R. Stryjek and H. J. Vera, "PRSV: An Improved Peng-Robinson Equation of State for Pure Compounds and Mixtures," 2021, [Online]. Available: https://www.researchgate.net/profile/Juan-Vera-12/publication/229614471_PRSV_-_an_Improved_Peng-Robinson_Equation_of_State_for_Pure_Compounds_and_Mixtures/links/607b981c8ea909241e098bed/PRSV-an-Improved-Peng-Robinson-Equation-of-State-for-Pure-Compounds-and-Mixtures.pdf
- [13] satyaki Majumdar, "Peng-Robinson Equation of State (1976)," 2017. [Online]. Available: <https://www.scribd.com/document/356157656/Peng-Robinson-Equation-Of-State-1976>
- [14] H. Binous and Z. Nasri, "Applications of the Peng-Robinson Equation of State using MATLAB," 2009. [Online]. Available: <https://cache.org/sites/default/files/summer09%20Binous%20applic%20of%20equation.pdf>
- [15] A. Qasim, A. M. Shariff, S. Sufian, M. Ayoub, and B. Lal, "Phase identification of natural gas system with high CO₂ content through simulation approach using Peng-Robinson model," *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 458, p. 012068, Dec. 2018, doi: 10.1088/1757-899X/458/1/012068.
- [16] S. Yue *et al.*, "Solubility evolution of elemental sulfur in natural gas with a varying H₂S content," *J. Mol. Model.*, vol. 30, no. 5, p. 149, May 2024, doi: 10.1007/s00894-024-05947-8.
- [17] S. Yuan *et al.*, "Molecular mechanism of elemental sulfur dissolution in H₂S under stratal conditions," *RSC Adv.*, vol. 14, no. 24, pp. 17184–17194, 2024, doi: 10.1039/D4RA01764A.
- [18] C. Li, G. Liu, and Y. Peng, "Predicting sulfur solubility in hydrogen sulfide, carbon dioxide, and methane with an improved thermodynamic model," *RSC Adv.*, vol. 8, no. 29, pp. 16069–16081, 2018, doi: 10.1039/C8RA01744A.
- [19] Y. Wang, Z. Luo, J. Luo, Y. Gao, Y. Kong, and Q. Wang, "Investigation of the Solubility of Elemental Sulfur (S) in Sulfur-Containing Natural Gas with Machine Learning Methods," *Int. J. Environ. Res. Public Health*, vol. 20, no. 6, p. 5059, Mar. 2023, doi: 10.3390/ijerph20065059.

- [20] G. Liu, C. Li, and W. Jia, "A review of elemental sulfur deposition in high sulfur-content natural gas transmission pipeline," *Chinese Science Bulletin*, vol. 63, no. 9, pp. 816–827, Mar. 2018, doi: 10.1360/N972017-01336.
- [21] G. Liu, D. Chen, B. Li, and C. Li, "Primary Growth Behavior of Sulfur Particles through the Throttle Valve in the Transmission System of High Sulfur Content Natural Gas," *Energies (Basel)*, vol. 16, no. 7, p. 2976, Mar. 2023, doi: 10.3390/en16072976.
- [22] G. Liu, D. Chen, B. Li, and C. Li, "Primary Growth Behavior of Sulfur Particles through the Throttle Valve in the Transmission System of High Sulfur Content Natural Gas," *Energies (Basel)*, vol. 16, no. 7, p. 2976, Mar. 2023, doi: 10.3390/en16072976.
- [23] J. D. Pack, "*Elemental Sulphur*" *Formation in Natural Gas Transmission*. The University of Western Australian, 2005. [Online]. Available: https://research-repository.uwa.edu.au/files/3232868/Pack_David_J_2005.pdf
- [24] W. Liu, X. Huang, L. Zhang, J. He, and X. Cen, "Analysis of sulfur deposition for high-sulfur gas reservoirs," *Pet. Sci. Technol.*, vol. 40, no. 14, pp. 1716–1734, Jul. 2022, doi: 10.1080/10916466.2022.2027966.
- [25] F. Ericson, R. Moulina, and P. P. Jayawardana, "Gas Fuel Mixing to Reduce Elemental Sulfur Formations on Gas Regulating and Metering Stations in Muara Karang Steam Power Plant," *IOP Conf. Ser. Mater. Sci. Eng.*, vol. 1096, no. 1, p. 012115, Mar. 2021, doi: 10.1088/1757-899X/1096/1/012115.
- [26] Operations Technology Development, "Mitigation Strategy for Sulfur Deposits in Gas Pipelines," 2007. [Online]. Available: https://www.otd.org/wp-content/uploads/2021/05/27h_Elemental_Sulfur_Mitigation_Summary_standalone.pdf
- [27] A. Atina, "Aplikasi Matlab pada Teknologi Pencitraan Medis," *Jurnal Penelitian Fisika dan Terapannya (JUPITER)*, vol. 1, no. 1, p. 28, Aug. 2019, doi: 10.31851/jupiter.v1i1.3123.
- [28] Saeid. Mokhatab, *Handbook of natural gas transmission and processing : principles and practices*. Gulf Professional Publishing, 2019.
- [29] A. Danesh, *PVT and Phase Behaviour of Petroleum Reservoir Fluids*, vol. 47. Elsevier, 1998.
- [30] C. H. . Whitson and M. R. . Brulé, *Phase behavior*. Henry L. Doherty Memorial Fund of AIME, Society of Petroleum Engineers, 2000.
- [31] M. J. Assael and W. A. Wakeham, "Vibrating-wire viscometry on liquids at high pressure," *Fluid Phase Equilib.*, vol. 75, pp. 269–285, Aug. 1992, doi: 10.1016/0378-3812(92)87023-G.

- [32] K. Nasrifar and M. Moshfeghian, "Vapor–liquid equilibria of LNG and gas condensate mixtures by the Nasrifar–Moshfeghian equation of state," *Fluid Phase Equilib.*, vol. 200, no. 1, pp. 203–216, Jul. 2002, doi: 10.1016/S0378-3812(02)00028-6.

Biodata

Pas Foto 2 x 3	Nama	:	Suci Ramadhani
	TTL	:	Batam, 05 November 2003
	Agama	:	Islam
	Alamat	:	Sei Nayon
	Email	:	Suuuccc05@gmail.com
Pas Foto 2 x 3	Riwayat Pendidikan	SMA/SMK :	
		SMP	:
	Nama	:	
	TTL	:	
	Agama	:	
Pas Foto 2 x 3	Alamat	:	
	Email	:	
	Riwayat Pendidikan	SMA/SMK :	
		SMP	:
	Nama	:	
TTL	:		
Agama	:		
Alamat	:		
Email	:		
Riwayat Pendidikan	SMA/SMK :		
	SMP	:	

Lampiran

Lampiran A. Spesifikasi PRV

Features	Values	
Design pressure* (PS ¹ / DP ²)	up to 10.2 MPa up to 102 barg	
Ambient temperature* (TS ¹)	Standard version from -20 °C to +60 °C from -4 °F to +140 °F	Arctic version from -40 °C to +60 °C from -40 °F to +140 °F
Inlet gas temperature*	Standard version from -10 °C to +60 °C from +14 °F to +140 °F	Arctic version from -20 °C to +60 °C from -4 °F to +140 °F
Inlet pressure (MAOP / p _{urmax} ¹)	from 0.05 to 10.0 MPa from 0.5 to 100 barg	
Range of downstream pressure (Wd ¹)	from 0.03 to 7.4 MPa from 0.3 to 74 barg	
Available accessories	DB/819 Silencer, LDB/171 Silencer, PM/819 Monitor, SB/82 Slam shut, HB/97 Slam shut	
Minimum operating differential pressure (Δp _{min} ¹)	0.05 MPa 0.5 barg	
Accuracy class (AC ¹)	up to 1	
Lock-up pressure class (SG ¹)	up to 2.5	
Nominal size (DN ^{1,2})	DN 25 / 1"; DN 50 / 2"; DN 80 / 3"; DN 100 / 4"; DN 150 / 6"; DN 200 / 8"; DN 250 / 10"; DN 300 / 12"	
Connections	Class 150, 300, 600 RF or RTJ according to ASME B16.5 and PN16 according to ISO 7005	

Lampiran B. Data Komposisi Gas Alam PLTGU Tj. Uncang

Tabel Data Komposisi Gas Alam PLTGU Tj. Uncang (Input Model)

Komponen	Rumus Kimia	Persentase Molar (%)	Keterangan
Metana	CH ₄	86.2682	Komponen utama gas alam; hidrokarbon jenuh rantai karbon-1
Etana	C ₂ H ₆	6.7173	Hidrokarbon jenuh rantai karbon-2
Propana	C ₃ H ₈	1.2699	Hidrokarbon jenuh rantai karbon-3
i-Butana	i-C ₄ H ₁₀	0.2235	Hidrokarbon jenuh bercabang rantai karbon-4
n-Butana	n-C ₄ H ₁₀	0.2268	Hidrokarbon jenuh lurus rantai karbon-4
i-Pentana	i-C ₅ H ₁₂	0.0833	Hidrokarbon jenuh bercabang rantai karbon-5
n-Pentana	n-C ₅ H ₁₂	0.0505	Hidrokarbon jenuh lurus rantai karbon-5
Heksana+	C ₆ +	0.0430	Fraksi hidrokarbon jenuh rantai karbon-6 dan lebih tinggi
Nitrogen	N ₂	1.2943	Gas inert, tidak terbakar, tidak bereaksi
Karbon Dioksida	CO ₂	3.8148	Gas inert, tidak terbakar, komponen minor
TOTAL	-	**99.9914**	-

Sumber: Data Sekunder Operasional PLTGU Tj. Uncang

Lampiran C. Sampel data aliran gas

PEB PEMPIING METERING STATION								
Time	Cumulative Net		Hourly		Cumulative Energy		Pressure	Temperature
	MSCF	MMSC/H	MMBTU	(BTU/SCF)	(Pkg)	(Deg.F)	Cumulative Gross Volume	Hourly Gross Volume
							(MCF)	(MCF)
24.00	45784090.7816		48914302.7806	1075.2819	946.4041	84.5796	766724.6543	
Night Shift	01.00	45785427.7852	1.3370	48915741.4038	1076.0040	994.4255	84.6469	766743.1548
	02.00	45786776.3781	1.3486	48917193.8472	1077.0054	960.8648	84.6603	766761.8631
	03.00	45788113.1507	1.3366	48918634.6766	1077.8431	965.8146	84.6346	766779.8896
	04.00	45789434.7749	1.3216	48920058.1909	1077.0952	969.9468	84.5974	766797.8228
	05.00	45790746.5756	1.3118	48921472.5353	1078.1700	973.6658	84.6101	766815.5328
	06.00	45792071.8584	1.3253	48922902.7842	1079.2036	976.4950	84.6502	766833.3614
	07.00	45793349.1385	1.2773	48924282.5730	1080.2557	976.9152	84.6151	766850.5331
	08.00	45794658.5612	1.3094	48925697.6432	1080.6834	971.5228	84.7107	766868.2432
Day Shift	09.00	45795979.6789	1.3211	48927127.0531	1081.9714	963.4360	84.9071	766886.2879
	10.00	45797387.8178	1.4081	48928608.1438	1087.1211	955.2816	85.5450	766905.7221
	11.00	45798928.9526	1.5411	48930339.1491	1090.7850	947.7602	86.0421	766927.1856
	12.00	45800430.4099	1.5015	48931974.1610	1088.9675	942.4077	86.3228	766948.2599
	13.00	45801874.9696	1.4446	48933549.3048	1090.3934	939.6683	86.6037	766968.6325
	14.00	45803255.3710	1.6504	48935348.2161	1090.0522	934.6930	86.4883	766991.0351
	15.00	45805423.6801	1.8983	48937412.2377	1087.2863	925.6057	86.1847	767019.2593
	16.00	45807225.5021	1.8018	48939364.1301	1083.2734	917.7148	85.9397	767045.3882
2nd Shift	17.00	45808958.9797	1.7335	48941238.5292	1081.2965	910.5345	85.4732	767070.7098
	18.00	45810686.1543	1.7272	48943104.4842	1080.3514	904.1216	84.9024	767096.1141
	19.00	45812462.4216	1.7763	48945019.5730	1078.1894	896.5762	84.4143	767122.4783
	20.00	45814260.3705	1.7979	48946951.9332	1074.7573	887.7428	84.2183	767149.4910
	21.00	45816042.9919	1.7826	48948885.2874	1084.6181	879.4274	84.1492	767176.4990
	22.00	45817731.7316	1.6887	48950714.2864	1082.9444	872.6137	84.1179	767202.1137
	23.00	45819332.5694	1.6008	48952441.4959	1078.9428	872.8758	84.2461	767228.8063
	24.00	45820896.9030	1.5643	48954129.1737	1078.8581	876.6866	84.3965	767250.6287
			36.8061					525.9744

Lampiran D. Dokumentasi







