PRARANCANGAN PABRIK FORMALIN MELALUI PROSES FORMOX BERKAPASITAS 71.000 TON PER TAHUN

M. Ammar Syahid[1], Dian Madelina[1], Citra Maria Pitaloka[1], Dewa Setyo Wibowo[1], M. Imam Bukhari[1], Nopri Hidayat[1], Tun Sriana[1*]

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

**E-mail:* tun.sriana@gmail.com

ABSTRAK

Prarancangan pabrik formalin melalui proses Formox menggunakan kapasitas nominal 71.000 ton/tahun dan waktu operasi 330 hari/tahun. Evaluasi mencakup simulasi proses, penapisan termal, analisis ekonomi, dan keselamatan. Dokumentasi Aspen HYSYS V14 dengan model NRTL-PR menghasilkan produk 9.070,162 kg/jam dengan kadar formaldehida 37,02% massa. Pada harga jual asumsi Rp19.800/kg, naskah melaporkan investasi awal Rp319,033 miliar dan arus kas operasi Rp698,289 miliar/tahun. Indikator ekonomi tersebut masih bersifat sementara karena kelengkapan biaya dan model pendukung belum terverifikasi. Penilaian HIRA dan HAZOP mengidentifikasi risiko kebakaran, ledakan, tekanan berlebih, dan kebocoran, dengan usulan pengendalian berupa alarm, katup pengaman tekanan, interlock, penghentian otomatis, dan prosedur operasi. Kelayakan teknis dan ekonomi memerlukan validasi lanjutan sebelum keputusan investasi.

Kata kunci: formalin; Formox; penapisan termal; analisis sensitivitas; keselamatan proses

1. PENDAHULUAN

Formalin merupakan larutan formaldehida dalam air yang digunakan dalam produksi resin urea–formaldehida, fenol–formaldehida, dan melamin–formaldehida. Oksidasi metanol dapat menggunakan katalis perak atau oksida logam dengan konfigurasi serta kebutuhan utilitas berbeda [1]. Pemilihan proses karena itu harus diikuti penyamaan basis umpan, kapasitas, dan kondisi operasi.

Rancangan menetapkan kapasitas nominal 71.000 ton/tahun formalin berkadar sekitar 37% formaldehida dan lokasi di Bontang. Basis penjualan ekonomi dalam naskah adalah 71.000 ton/tahun atau 71.000.000 kg/tahun dengan harga asumsi Rp19.800/kg [2]. Keselarasan hasil proses, investasi, dan penjualan diperlukan agar indikator kelayakan mempunyai dasar yang dapat ditelusuri.

Malau et al. melaporkan peningkatan efisiensi energi 30,64% melalui integrasi pemulihan panas pada konfigurasi yang mereka teliti [3]. Hasil tersebut menjadi pembanding bahwa pemanfaatan panas memengaruhi kebutuhan energi, tetapi tidak langsung membuktikan kinerja konfigurasi ini. Penelitian ini mengevaluasi neraca proses, kebutuhan pelepasan panas, arus kas, sensitivitas, serta prioritas keselamatan; pembahasan disusun mengikuti urutan tersebut.

2. METODE

A. Basis Simulasi dan Kinetika

Evaluasi menggunakan dokumentasi Aspen HYSYS V14 dengan paket fluida NRTL-PR untuk metanol, air, formaldehida, oksigen, CO, dan CO_2. R-101 atau PFR-100 memakai Set-1, arus masuk 8, arus keluar 9, serta arus energi Q-PFR. Kasus acuan dilaporkan berstatus OK; evaluasi ini menggunakan keluaran tersimpan tanpa menjalankan ulang HYSYS.

Model reaktor berkatalis besi–molibdenum memuat 40 *tube*, diameter alir 2 m, panjang 5 m, tebal dinding 5 mm, dan fraksi rongga 0,500. Partikel katalis berdiameter 1 mm, sferisitas 1, serta densitas padatan/curah 1.500/750 kg/m³; sifat tersebut belum diverifikasi terhadap grade komersial. Temperatur masuk/keluar ditetapkan 150/470 °C pada 3,700/3,698 bar, dengan 20 segmen integrasi dan penurunan tekanan Ergun.

Reaksi heterogen fase uap mengikuti Pers. (1)–(2), sedangkan bentuk umum laju dan Arrhenius mengikuti Pers. (3)–(4) [4]. Tabel 1 mempertahankan parameter maju serta pemeriksaan pada β = 0 dan eksponen penyebut n = 1. Sumber A dan E, basis volume, definisi bar_g, dan parameter balik yang kosong belum terkonfirmasi; Dias et al. digunakan sebagai pembanding kinetika, bukan sumber parameter model [5].

$$2CH_3OH + O_2 \rightarrow 2CH_2O + 2H_2O \quad (1)$$

$$2CH_2O + O_2 \rightarrow 2CO + 2H_2O \quad (2)$$

$$r = \frac{k\, f(B) - k\prime\, f\prime(B)}{[1 + \sum_{m=1}^{M} K_m\, f_m(B)]^n} \quad (3)$$

$$k = A\, exp(\frac{-E}{RT})\, T^{\beta} \quad (4)$$

Tabel 1. Parameter dan Pemeriksaan Konstanta Laju Reaksi

Parameter	Rxn-1	Rxn-2
Basis laju	Tekanan parsial (bar_g)	Fraksi mol
Orde maju reaktan	Metanol: 2; oksigen: 1	Formaldehida: 2; oksigen: 1
Orde balik produk	Formaldehida: 2; air: 2	CO: 2; air: 2
A (angka input; satuan belum terkonfirmasi)	$1{,}9600 \times 10^6$	1,0000
E (kJ/kmol; setara kJ/kgmole)	65.000	56.266
k maju pada 150 °C; β = 0	0,0185444	$1{,}13277 \times 10^{-7}$
k maju pada 310 °C; β = 0	2,94975	$9{,}11779 \times 10^{-6}$
k maju pada 470 °C; β = 0	52,8885	$1{,}10924 \times 10^{-4}$

Satuan laju tercatat kgmole/(m³·s), dengan R = 8,314 kJ/(kmol·K) dan T dalam kelvin. Faktor maju Rxn-1 memakai $p(CH_3OH)^2 p(O_2)$, sedangkan Rxn-2 memakai $y(CH_2O)^2 y(O_2)$. Konversi, selektivitas, dan rendemen dihitung dari neraca molar dengan penyebut berturut-turut metanol masuk, metanol bereaksi, dan metanol masuk.

B. Penapisan Termal

Model memakai oksigen murni dan spesifikasi keluaran 470 °C, berbeda dari uraian Formox metanol–udara pada Wells [6]. Penapisan menggunakan profil aksial, geometri tersimpan, dan neraca entalpi tanpa mengevaluasi profil radial. Kecukupan perpindahan panas diperiksa melalui syarat agregat $UA \geq Q_{net}/\Delta T_{max}$; koefisien perpindahan panas aktual tidak diasumsikan.

Gangguan pendinginan dinyatakan sebagai $Q_{hilang} = (1 - f)Q_{net}$, dengan f fraksi duty netto yang masih diambil. Pada komposisi gas keluar tetap, temperatur ekuivalen dihitung dari integrasi kapasitas panas gas ideal NIST mulai 743,15 K [7]. Penapisan tidak memodelkan

perubahan reaksi, disosiasi, inventori gas–padatan–dinding, tekanan, atau respons waktu, sehingga hasilnya bukan prediksi dinamika *runaway*.

C. Arus Kas Sensitivitas dan Keselamatan

Ekonomi dalam naskah dimodelkan sebagai arus kas proyek sebelum pembiayaan utang, dengan umur 20 tahun dan diskonto asumsi 10% [8]. Investasi ditempatkan pada tahun ke-0, kas operasi pada akhir tahun ke-1 sampai ke-20, dan modal kerja diasumsikan dipulihkan penuh pada tahun ke-20. Depresiasi diproksikan 5% investasi tetap; pajak asumsi 22% dikenakan pada laba positif menurut Pers. (5), sedangkan nilai kini bersih atau net present value (NPV) mengikuti Pers. (6). Jadwal investasi aktual, dasar penyusutan dan perlakuan pajak masih memerlukan verifikasi.

$$CF_t = R_t - C_t - \tau\, max(R_t - C_t - D, 0) \tag{5}$$

$$NPV = -I_0 + \sum_{t=1}^{20} \frac{CF_t}{(1+r)^t} + \frac{WC_{20}}{(1+r)^{20}} \tag{6}$$

Tingkat pengembalian internal atau *internal rate of return* (IRR) memakai arus tahunan nonkumulatif dan pengembalian sederhana dihitung sebagai I_0/CF dengan kas dianggap terbentuk merata. Harga jual serta bahan baku diuji pada tujuh perubahan −30% hingga +30% dengan interval 10%, menghasilkan 49 kombinasi deterministik. Uji keluaran tahunan memakai biaya tetap Fa, variabel Va, dan *regulated* Ra dengan porsi tetap/variabel Ra sebesar 30/70; investasi dan modal kerja terminal tetap.

Modul gangguan memakai ketersediaan a = (330 − dU − dTA − dS)/330, throughput u = min(a, m/y), dan penjualan u·y. dU/dTA/dS adalah henti tambahan tidak terencana/turnaround/startup; m permintaan dan y fraksi produk layak jual. Umpan startup dibebankan di luar produksi. Katalis tambahan dihitung di atas 958 kg/tahun; payroll dipertahankan dan biaya turnaround yang tercakup perawatan dikreditkan. Capex tambahan menjadi kas keluar sesudah pajak tanpa tambahan manfaat depresiasi.

Siklus katalis acuan 12 bulan mengikuti batas bawah rentang vendor 12–18 bulan [9]. Parameter gangguan dan anggaran ditandai sebagai asumsi rekayasa serta ditahunkan untuk DCF 20 tahun. Hasil NPV, IRR, dan kas yang dilaporkan memerlukan pemeriksaan ulang terhadap data dan model kerja yang mendasarinya [10].

Lembar kerja memuat 30 skenario identifikasi bahaya dan penilaian risiko (HIRA) serta 53 penyimpangan studi bahaya dan operabilitas (HAZOP) [11], [12]. Skor rencana HIRA [13] dipertahankan. HAZOP tahap 1 mengasumsikan skor kemungkinan turun satu tingkat, minimum 1, dengan keparahan tetap. Target lanjutan untuk sepuluh kasus tinggi memakai kemungkinan 1 dan keparahan 5; tingkat integritas keselamatan belum ditetapkan [14].

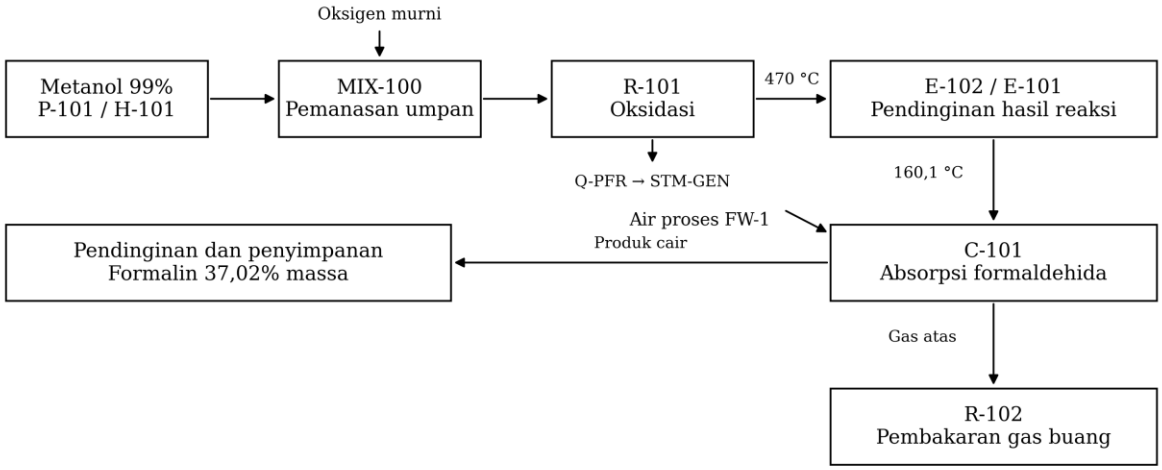
Penanggung jawab ditetapkan sebagai usulan jabatan. Desain dan verifikasi direncanakan 14 dan 30 hari setelah 25 Oktober 2026, sebelum operasi awal [15]. Penyelesaian tindakan memerlukan bukti uji, penilaian risiko aktual, tanggal, nama penilai, dan persetujuan [16].

Kajian memeriksa independensi, waktu respons dan uji fungsi [17]; skenario/jalur relief [18]; perubahan desain [19]; serta temperatur, waktu tinggal, pencampuran dan emisi pembakar [20].

3. PEMBAHASAN

A. Kapasitas dan Neraca Proses

Gambar 1 menunjukkan persiapan umpan, oksidasi, pendinginan hasil reaksi, absorpsi, dan pengolahan gas atas. Metanol melalui P-101/H-101 menuju MIX-100 bersama oksigen, kemudian dipanaskan sebelum R-101. Keluaran reaktor 470 °C melewati E-102/E-101 menjadi arus 11 pada 160,1 °C sebelum C-101; pendinginan setelah reaktor tidak membuktikan pelepasan panas di dalam unggun.



Gambar 1. Rangkaian Utama Proses Produksi Formalin

Tabel 2 merangkum umpan dan arus menuju absorpsi, sedangkan Tabel 3 menyajikan neraca molar reaktor. C-101 memakai 10 tahap NRTL-PR tanpa kondensor/reboiler, dengan FW-1 masuk atas dan arus 11 masuk bawah. Kolom dilaporkan Converged dengan derajat kebebasan nol pada tekanan atas/bawah 1,800/1,900 bar; efisiensi tahap 1,000 merupakan masukan model.

Tabel 2. Spesifikasi Arus Umpan dan Absorpsi

Arus	T (°C)	P (bar)	Total (kg/jam)	Laju Komponen (kg/jam)
1	25,00	1,013	3.630,00000	CH_3OH 3.593,7000 H_2O 36,3000
4	25,00	4,000	2.176,81658	O_2 2.176,8166
5	53,54	4,000	5.806,81658	CH_3OH 3.593,7000 H_2O 36,3000 O_2 2.176,8166
11	160,1	3,498	5.806,70456	CH_3OH 0,2024 H_2O 2.062,6056 CH_2O 3.357,5369 O_2 377,1658 CO 9,1939; CO_2 0,0000
FW-1	25,01	1,800	5.140,69218	H_2O 5.140,6922

Tabel 3. Laju Molar Komponen Masuk dan Keluar Reaktor

Komponen	Arus 8 (kmol/jam)	Arus 9 (kmol/jam)
Metanol	112,1563	0,0063
Air	2,0150	114,4932
Formaldehida	0,0000	111,8217
Oksigen	68,0255	11,7864
Karbon monoksida	0,0000	0,3282
Karbon dioksida	0,0000	0,0000

Produk arus 14 pada 40 °C dan 2 bar sebesar 9.070,16205 kg/jam mengandung formaldehida 3.357,5362 kg/jam atau 37,0174% massa. Pada 7.920 jam operasi/tahun, hasilnya setara 71.835,68 ton/tahun larutan dan 26.591,69 ton/tahun formaldehida. Produksi simulasi

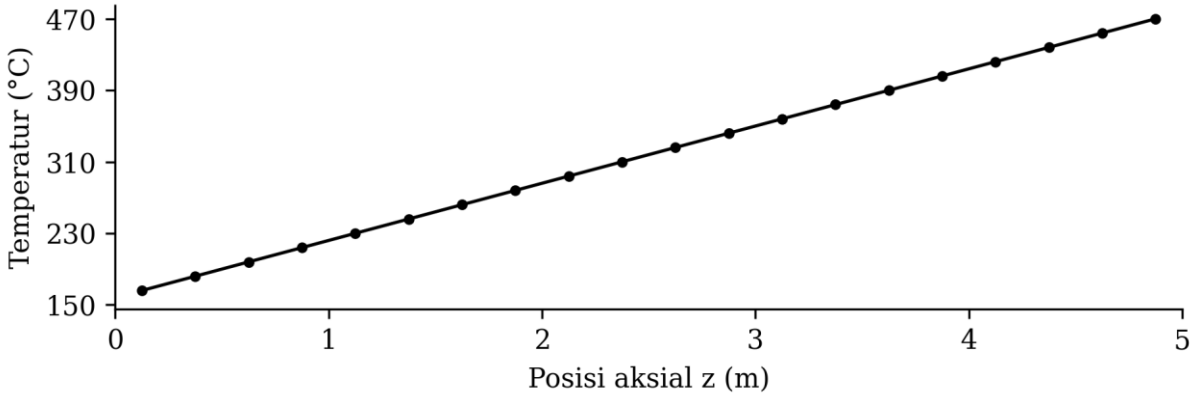
1,18% di atas kapasitas nominal tidak menaikkan penjualan ekonomi yang tetap 71.000 ton/tahun.

Neraca total sekitar 1,804 × 10^4 kg/jam memberi residual keluar–masuk −0,1124 kg/jam atau −0,00062%. Metanol bereaksi 112,1500 kmol/jam, dengan konversi 99,994%, selektivitas 99,707%, dan rendemen 99,702%. Extent netto Rxn-1/Rxn-2 sebesar 56,0750/0,1641 kmol/jam merupakan turunan stoikiometri dan arus dibulatkan, bukan pengukuran independen.

Target Adjust untuk fraksi mol O_2 arus 9 dan fraksi massa formaldehida arus 12 masing-masing 0,0500 dan 0,3700, dengan toleransi 0,001. Aktual 0,049432 dan 0,3701737811 memenuhi toleransi, sedangkan Steam 250,1 °C belum memastikan toleransi 0,1 °C terhadap target 250 °C akibat pembulatan. Riwayat iterasi kosong serta arus berlabel Fuel Gas yang justru berisi uap air 171,03731 kg/jam menunjukkan perlunya pemeriksaan label, utilitas, dan dokumentasi konvergensi.

B. Profil Termal dan Kebutuhan Pendinginan

Gambar 2 memuat 20 titik pada z = 0,125–4,875 m, temperatur 166–470 °C, tekanan 3,700–3,698 bar, dan fraksi uap 1. Kenaikan seragam 16 °C antarbaris terjadi pada kasus berspesifikasi masuk/keluar 150/470 °C. Maksimum tabel 470 °C karena itu belum merupakan prediksi *hotspot* fisik yang tervalidasi.



Gambar 2. Profil Temperatur Aksial Kasus Acuan HYSYS

Jumlah duty segmen positif 4,55661 MW dan negatif −0,57158 MW menghasilkan Qnet=14.346.135 kJ/jam atau 3,98504 MW. Nilai tersebut konsisten dalam pembulatan dengan Direct Q dan selisih entalpi arus 8/9 sekitar 3,983 MW. Beban netto bukan kapasitas pendinginan terpasang, total magnitudo beban lokal, atau fluks maksimum.

$$V = N\,\pi\,D^2\,L\,/\,4\,;\;\; Vv = \varepsilon b\,V \tag{7}$$

Pers. (7), dengan D sebagai diameter alir, memberi volume total/rongga 628,3185/314,1593 m^3, diameter luar 2,010 m, dan luas luar 1.262,920 m^2. Fluks netto rata-rata sebesar 3,155 kW/m^2 dihitung dari geometri masukan; Inside HTC dan Overall HTC pada profil tidak tersedia. Dimensi, distribusi aliran, kekuatan mekanis, dan kecukupan termal aktual karena itu belum tervalidasi.

Data MOC5 menyebut *hotspot* hingga 430 °C pada metanol–udara [9], sedangkan paten Fe–Mo berlapis memberi target 360–410 °C dan mengaitkan temperatur di atas 430 °C dengan sintering [21]. Keluaran model 470 °C melampaui pembanding 430 °C sebesar 40 °C, tetapi batas grade aktual belum ditetapkan; deaktivasi dan transport molibdenum juga bergantung pada kondisi katalis [22], [23], [24]. Ambang penghentian metanol 475 °C dalam publikasi FORMOX 2009 tidak diperlakukan sebagai batas universal maupun bukti margin keselamatan 5 °C [25].

Q-PFR dihubungkan ke STM-GEN untuk menghasilkan Steam 7.096 kg/jam pada 14,90 bar dan 250,1 °C, tetapi hubungan energi ini belum menetapkan sirkuit material pendingin *shell*.

Sebagai pembanding, DOWTHERM A jenuh 305 °C pada 2,60 bar absolut memiliki panas penguapan 271,5 kJ/kg [26]. Pengambilan seluruh Qnet sebagai panas laten memerlukan penguapan sekitar 52.840 kg/jam, bukan laju sirkulasi total atau bukti bahwa fluida tersebut merupakan *coolant* aktual.

Dengan ΔT_{max} = 165 K, syarat perlu agregat adalah $UA \geq 24{,}152$ kW/K atau $U_o \geq 19{,}124$ W/(m²·K). Gas melintasi 305 °C dan duty segmen berubah tanda, sehingga syarat tersebut belum membuktikan arah maupun kecukupan perpindahan panas lokal. Tabel 4 merangkum penapisan kehilangan pengambilan panas; temperatur ekuivalen hanya menyatakan konsekuensi energi pada komposisi beku, bukan temperatur adiabatik aktual atau prediksi *runaway* [27].

Tabel 4. Konsekuensi Energi Pengurangan Duty Netto

f Tersisa	Panas Tidak Terambil (MW)	Teq (°C)
1,00	0,000000	470,0
0,99	0,039850	483,3
0,95	0,199252	535,4
0,90	0,398504	598,8
0,75	0,996259	779,6
0,50	1,992519	1.059,0
0,25	2,988778	1.320,8
0,00	3,985038	1.571,7

C. Investasi dan Arus Kas Tahunan

Tabel 5 menyajikan basis investasi dan hasil tahunan yang dilaporkan dalam naskah. Kebutuhan metanol 3.630 kg/jam, oksigen 2.175 kg/jam, dan katalis 958 kg/tahun digunakan untuk biaya bahan baku yang dilaporkan sebesar Rp461,098 miliar/tahun. Basis oksigen ekonomi berbeda dari simulasi 2.176,81658 kg/jam. Dasar biaya kas lain Rp53,284 miliar/tahun dan annualisasi katalis perlu direkonsiliasi dengan lembar kerja sumber.

Tabel 5. Basis Investasi dan Hasil Ekonomi Tahunan

Basis Perhitungan	Nilai	Hasil Tahunan	Rp Miliar
Penjualan nominal	71.000 ton/tahun	Pendapatan	1.405,800
Harga formalin	Rp19.800/kg	Bahan baku	461,098
Harga metanol / O_2	Rp9.000 / Rp11.666 per kg	Biaya kas lainnya	53,284
Katalis / harga	958 kg/tahun / Rp1.454.357 per kg	Biaya kas total	514,382
Peralatan + delivery 10%	Rp94,912 miliar	Depresiasi proksi	13,559
Langsung / tidak langsung	Rp211,519 / Rp59,659 miliar	Laba sebelum pajak	877,859
Contingency dalam FCI	Rp16,271 miliar (6% FCI)	Pajak	193,129
FCI / modal kerja	Rp271,178 / Rp47,855 miliar	Laba setelah pajak	684,730
Investasi awal	Rp319,033 miliar	Kas operasi	698,289
Horizon / diskonto / pajak	20 tahun / 10% / 22%	NPV pada 10%	5.633,010

Peralatan ditetapkan 35% FCI dan modal kerja 15% investasi total; biaya pembiayaan utang dikeluarkan dari arus kas proyek sebelum utang. Naskah memakai indeks harga alat 576,1 pada 2014 dan 787,3 pada 2030 serta kurs Rp17.720/USD; nilai tersebut berbeda dari proyeksi dan kurs lain pada sumber yang perlu ditelusuri. Harga alat HE-104, quotation, basis mata uang

dan tahun, metode eskalasi serta rentang ketidakpastian estimasi belum lengkap. Jadwal konstruksi 2030–2032, ramp-up, nilai sisa dan penggantian aset juga belum diurai secara memadai dalam arus kas.

Tabel 6 menyandingkan nilai yang tercantum dalam naskah untuk Excel sumber dan skenario analisis. Excel sumber memakai nilai arus kas kumulatif dalam perhitungan NPV dan mencantumkan IRR sebagai masukan; keduanya perlu diperbaiki dengan arus kas tahunan nonkumulatif. Angka pada kolom analisis disajikan sebagai hasil yang dilaporkan dan belum dapat dipastikan sampai workbook analisis pendukung serta asumsi biaya diperiksa.

Tabel 6. Rekonsiliasi Hasil Ekonomi Sumber dan Analisis

Indikator	Excel sumber (dilaporkan)	Analisis (dilaporkan)
Investasi awal (Rp miliar)	319,033	319,033
Kas operasi (Rp miliar/tahun)	1.023,467	698,289
NPV (Rp miliar)	62.385,356	5.633,010
IRR tercantum / dihitung	35,67% (masukan)	218,88% (dihitung)
Payback (tahun)	0,312	0,457
BEP laba operasi	5,4316%	3,1099%

NPV Rp625,9 miliar, IRR 14,8%, dan BEP 84% yang disebut dalam naskah awal [11] tidak dapat direproduksi dari Excel sumber yang tersedia. Angka tersebut tidak digunakan sebagai kesimpulan baru. Perbedaan antara hasil awal, Excel sumber, dan model analisis pada naskah memerlukan rekonsiliasi data dan asumsi.

Tabel 7 menyajikan jadwal arus kas yang dilaporkan dalam naskah: investasi awal, kas operasi tahunan, dan pemulihan modal kerja pada tahun terakhir. Atas basis tersebut naskah melaporkan IRR 218,88% dan pengembalian sederhana 0,4569 tahun. Angka ini bersifat sementara karena input biaya, jadwal investasi, dan workbook analisis belum diverifikasi secara menyeluruh.

Tabel 7. Arus Kas Tahunan Proyek dalam Rp Miliar

Tahun	Kas Proyek	Nilai Kini 10%	Tahun	Kas Proyek	Nilai Kini 10%
0	-319,033	-319,033	11	698,289	244,746
1	698,289	634,808	12	698,289	222,496
2	698,289	577,099	13	698,289	202,270
3	698,289	524,635	14	698,289	183,881
4	698,289	476,941	15	698,289	167,165
5	698,289	433,583	16	698,289	151,968
6	698,289	394,166	17	698,289	138,153
7	698,289	358,333	18	698,289	125,593
8	698,289	325,757	19	698,289	114,176
9	698,289	296,143	20	746,144	110,910
10	698,289	269,221			

Kas operasi yang dilaporkan untuk tahun ke-1–20 adalah Rp698,289 miliar/tahun; arus tahun ke-20 mencakup pemulihan modal kerja Rp47,855 miliar. Jumlah nilai kini pada tabel dilaporkan sebagai NPV Rp5.633,010 miliar. Perhitungan ini merupakan skenario berbasis asumsi, bukan bukti bahwa seluruh biaya proyek telah tercakup.

Rekonstruksi independen menggunakan angka basis yang dibulatkan menghasilkan NPV sekitar Rp5.633,007 miliar dan IRR 218,88%, mendekati hasil yang dilaporkan. Pemeriksaan menguji konsistensi aritmetika jadwal kas serta respons terhadap perubahan harga dan umur

proyek, bukan membuktikan kelengkapan biaya atau kebenaran seluruh asumsi. Selisih NPV dapat dipengaruhi pembulatan dan perlu dibandingkan dengan nilai input lengkap. Validasi sumber biaya dan workbook analisis pendukung tetap diperlukan.

D. Sensitivitas Harga dan Keluaran Tahunan

Tabel 8 menyajikan hasil sensitivitas yang dilaporkan untuk perubahan harga bahan baku pada baris dan harga jual pada kolom. Ke-49 kombinasi dilaporkan menghasilkan NPV positif dengan jumlah penjualan nominal, biaya kas lain, serta pemulihan modal kerja tetap. Rentang Rp1.913,825–Rp9.352,196 miliar bersifat ilustratif dan belum terverifikasi; hasil ini bukan probabilitas keberhasilan.

Tabel 8. NPV Kombinasi Perubahan Harga dalam Rp Miliar

Bahan Baku / Jual	-30%	-20%	-10%	0%	+10%	+20%	+30%
-30%	3.751,0	4.684,5	5.618,1	6.551,6	7.485,1	8.418,7	9.352,2
-20%	3.444,8	4.378,3	5.311,9	6.245,4	7.178,9	8.112,5	9.046,0
-10%	3.138,6	4.072,1	5.005,7	5.939,2	6.872,7	7.806,3	8.739,8
0%	2.832,4	3.765,9	4.699,5	5.633,0	6.566,5	7.500,1	8.433,6
+10%	2.526,2	3.459,7	4.393,3	5.326,8	6.260,3	7.193,9	8.127,4
+20%	2.220,0	3.153,6	4.087,1	5.020,6	5.954,2	6.887,7	7.821,2
+30%	1.913,8	2.847,4	3.780,9	4.714,4	5.648,0	6.581,5	7.515,0

Pada hasil yang dilaporkan, perubahan harga jual 10 poin persentase mengubah NPV sekitar Rp933,533 miliar, sedangkan perubahan bahan baku setara mengubahnya Rp306,196 miliar. Tabel 9 menunjukkan harga minimum pada NPV nol menurut asumsi model tersebut. Angka belum dapat dijadikan dasar harga jual sebelum model biaya, serapan pasar dan perhitungan sensitivitas diverifikasi.

Tabel 9. Harga Jual Minimum pada NPV Nol

Perubahan Harga Bahan Baku	Harga Jual Minimum
0%	Rp7.852,52/kg
+10%	Rp8.501,96/kg
+20%	Rp9.151,39/kg
+30%	Rp9.800,83/kg

Angka BEP 84% pada naskah awal tidak dapat direproduksi dari lembar sumber yang tersedia. Naskah melaporkan BEP 3,1099% pada basis analisis alternatif dengan Fa/Va/Ra sebesar Rp17,627/Rp475,148/Rp35,166 miliar/tahun. Perbedaan klasifikasi tenaga kerja, depresiasi, annualisasi bahan baku dan struktur biaya harus direkonsiliasi sebelum salah satu nilai BEP digunakan untuk menyimpulkan risiko kapasitas operasi.

$$Ckas(u) = Fa - D + 0{,}30Ra + u\,(Va + 0{,}70Ra) \tag{8}$$

$$uBEP = \frac{Fa + 0{,}30Ra}{R100 - Va - 0{,}70Ra} \tag{9}$$

Tabel 10 menyajikan tiga skenario gangguan yang dilaporkan dalam naskah. Hari henti ditambahkan di luar 35 hari nonoperasi yang tersirat dalam 330 hari sumber. Startup dibatasi sebagai waktu tidak produktif. Kebutuhan katalis 958 kg per penggantian dan parameter anggaran merupakan asumsi rekayasa; dasar tambahan biaya dan dampak pada arus kas memerlukan verifikasi.

Tabel 10. Asumsi Kasus Gangguan Operasi

Parameter	Acuan	Sedang	Berat
Henti tidak terencana (hari/tahun)	3	15	30
Permintaan (% nominal)	95,0	80,0	60,0
Siklus katalis (bulan)	12	9	6
Turnaround (hari/penggantian)	7	10	14
Restart tidak terencana (kali/tahun)	1	2	3
Durasi startup (jam/restart)	8	16	24
Produk layak jual (%)	99,5	98,0	95,0
Capex tambahan (% FCI/tahun)	1,0	2,0	3,0

Startup memakai 50% beban umpan dengan allowance utilitas 10–20%. Turnaround memakai kru 8–12 orang/shift, dua shift delapan jam, Rp100.000/jam-orang dan consumables 20–30%; porsi tercakup perawatan rutin 100/50/0%. Ketiga kasus menambah cadangan CAPEX proteksi 2% FCI (Rp5,424 miliar) dan ITM tahunan 3% CAPEX tersebut (Rp0,163 miliar), tanpa tambahan manfaat depresiasi. Anggaran tambahan ini merupakan asumsi, perlu direkonsiliasi dengan rincian instrumentasi/perawatan sumber sebelum komitmen biaya.

Tabel 11. Dampak Gangguan pada Kas dan Kelayakan

Kasus	Henti (hari/th)	Jual (%)	Kas proyek (Rp miliar/th)	NPV (Rp miliar)	IRR (%)	Payback (tahun)	BEP jual (%)
Dasar terkoreksi	0	100	698,289	5.633,010	218,88	0,457	3,11
Acuan rekayasa	10,67	95,0	657,506	5.280,376	202,65	0,493	4,24
Gangguan sedang	30,56	80,0	541,757	4.294,944	166,97	0,599	4,49
Gangguan berat	63,00	60,0	387,292	2.979,896	119,37	0,838	5,00

Tabel 11 membandingkan skenario dasar dan gangguan menurut perhitungan yang dilaporkan, termasuk anggaran proteksi. NPV acuan Rp5.280,376 miliar, NPV gangguan berat Rp2.979,896 miliar, dan BEP jual acuan 4,24% bersifat sementara. Hasil tersebut bergantung pada harga, permintaan, biaya dan pemodelan gangguan yang perlu diverifikasi.

E. Hasil Penilaian Risiko dan Usulan Pengendalian

Tabel 12 memuat 30 skenario HIRA. Perhitungan ditulis L × C = RR, yaitu kemungkinan × keparahan dampak = skor risiko (L dan C berskala 1–5). Aktual adalah nilai awal naskah; pascakendali adalah nilai rencana setelah pengendalian [11].

Tabel 12. Ringkasan Perhitungan Risiko Aktual dan Pascakendali HIRA

ID	Bahaya	Aktual (awal)	Pasca kendali	ID	Bahaya	Aktual (awal)	Pasca kendali
1	Tekanan berlebih	5 × 4 = **20**	2 × 2 = **4**	16	Sistem pendingin gagal	3 × 4 = **12**	2 × 1 = **2**
2	Kegagalan pendinginan	4 × 5 = **20**	2 × 3 = **6**	17	Campuran tidak merata	3 × 5 = **15**	1 × 2 = **2**
3	Paparan bahan kimia	3 × 3 = **9**	2 × 2 = **4**	18	Tekanan berlebih	2 × 5 = **10**	2 × 2 = **4**
4	Kebocoran gas	5 × 4 = **20**	2 × 2 = **4**	19	Kegagalan sistem kontrol	4 × 3 = **12**	1 × 3 = **3**
5	Tumpahan bahan kimia	4 × 5 = **20**	2 × 3 = **6**	20	Kontaminan masuk sistem	2 × 5 = **10**	1 × 2 = **2**
6	Kegagalan peralatan	5 × 4 = **20**	2 × 2 = **4**	21	Kegagalan sistem kontrol	4 × 5 = **20**	1 × 1 = **1**
7	Kontak zat berbahaya	4 × 3 = **12**	2 × 2 = **4**	22	Kebocoran oksigen	2 × 3 = **6**	3 × 1 = **3**
8	Reaksi kimia tak terduga	3 × 3 = **9**	1 × 2 = **2**	23	Kesalahan saat operasi	5 × 4 = **20**	3 × 2 = **6**
9	Gas buang berbahaya bocor	5 × 5 = **25**	2 × 3 = **6**	24	Perapat atau sambungan bocor	2 × 4 = **8**	1 × 2 = **2**
10	Pipa rusak atau bocor	4 × 5 = **20**	2 × 3 = **6**	25	Kavitasi pompa	2 × 5 = **10**	2 × 1 = **2**

11	Pembakaran tak sempurna	3 × 3 = **9**	1 × 2 = **2**	26	Tekanan berlebih	4 × 3 = **12**	2 × 2 = **4**
12	Tekanan gas berlebih	5 × 5 = **25**	1 × 2 = **2**	27	Pipa penukar panas bocor	2 × 2 = **4**	1 × 1 = **1**
13	Paparan gas pada pekerja	4 × 4 = **16**	2 × 3 = **6**	28	Pipa penukar panas kotor	4 × 4 = **16**	2 × 3 = **6**
14	Katup kontrol rusak	3 × 3 = **9**	1 × 2 = **2**	29	Pemuaian akibat panas	4 × 5 = **20**	2 × 2 = **4**
15	Luapan cairan	3 × 5 = **15**	2 × 1 = **2**	30	Reaksi merusak material	2 × 2 = **4**	1 × 2 = **2**

ID 1–4: reaktor; 5–8: penyimpanan metanol/oksigen; 9–12: insinerator; 13–16: absorber; 17–20: mixer; 21–23: kompresor; 24–26: pompa; 27–30: penukar panas HE-105. Kavitasi: pembentukan gelembung uap dalam pompa. Pascakendali masih memerlukan verifikasi. Sumber: [11], Tabel 4.9.

HAZOP mencakup empat alat: tangki metanol T-101, reaktor R-101, absorber C-101, dan insinerator R-102. Dari 53 penyimpangan, seluruh 38 kasus berkategori tinggi (merah) disajikan pada Tabel 13: T-101 sebanyak 7, R-101 sebanyak 12, C-101 sebanyak 9, dan R-102 sebanyak 10 kasus [11], [12].

Tabel 13. Seluruh Kasus HAZOP Berkategori Tinggi pada Empat Alat

Alat	ID	Penyimpangan	Skor awal	Pengendalian usulan
T-101	HZ01	Metanol masuk berlebih	**3 × 4 = 12**	Batasi laju pengisian; uji penghentian transfer.
	HZ03	Aliran ke P-101 terhenti	**3 × 4 = 12**	Proteksi level minimum; periksa outlet dan pompa.
	HZ04	Metanol ke P-101 berlebih	**2 × 5 = 10**	Batasi laju metanol sesuai rasio reaktan.
	HZ05	Level metanol tinggi	**3 × 5 = 15**	Sensor level terpisah; hentikan transfer otomatis.
	HZ06	Level metanol rendah	**3 × 4 = 12**	Trip P-101 pada level minimum yang teruji.
	HZ07	Tekanan tangki tinggi	**2 × 5 = 10**	Verifikasi vent serta pelepas tekanan/vakum.
	HZ09	Suhu metanol tinggi	**2 × 5 = 10**	Alarm dan respons suhu sesuai batas desain.
R-101	HZ12	Umpan reaktor terhenti	**3 × 4 = 12**	Deteksi aliran rendah; hentikan umpan secara aman.
	HZ13	Umpan reaktor berlebih	**2 × 5 = 10**	Batasi umpan sesuai kapasitas pelepasan panas.
	HZ14	Rasio metanol terlalu kaya	**2 × 5 = 10**	Kendalikan rasio metanol–oksigen terkoordinasi.
	HZ15	Oksigen berlebih	**2 × 5 = 10**	Analisis oksigen; koordinasikan respons umpan.
	HZ16	Suhu katalis tinggi	**3 × 5 = 15**	Sensor suhu terpisah; trip umpan, jaga pendinginan.
	HZ18	Tekanan reaktor tinggi	**2 × 5 = 10**	Trip tekanan; verifikasi kapasitas dan jalur relief.
	HZ19	Tekanan reaktor rendah	**3 × 4 = 12**	Periksa kebocoran/integritas sebelum operasi ulang.
	HZ20	Outlet reaktor terhambat	**2 × 5 = 10**	Hentikan umpan; pastikan pelepas tekanan bebas.
	HZ22	BFW terhenti	**2 × 5 = 10**	Verifikasi pendingin; trip umpan terkoordinasi.
	HZ23	BFW kurang	**3 × 5 = 15**	Verifikasi pendingin; proteksi aliran rendah dan trip.
	HZ25	Aliran balik ke inlet	**2 × 5 = 10**	Verifikasi proteksi aliran balik layanan oksigen.
	HZ26	Aktivitas katalis turun	**3 × 4 = 12**	Pantau pengotor, suhu, kinerja; ikuti batas vendor.
C-101	HZ27	Air absorpsi terhenti	**3 × 5 = 15**	Deteksi kehilangan air; hentikan produksi gas hulu.
	HZ28	Air absorpsi kurang	**3 × 5 = 15**	Atur rasio air/gas; batasi beban gas hulu.
	HZ30	Suhu air masuk tinggi	**3 × 4 = 12**	Alarm suhu; kurangi gas sesuai kapasitas absorpsi.
	HZ32	Gas masuk terhenti	**3 × 4 = 12**	Periksa jalur gas; hentikan produksi gas hulu.
	HZ33	Gas masuk berlebih	**2 × 5 = 10**	Batasi produksi gas hulu sesuai kapasitas kolom.
	HZ34	Tekanan absorber tinggi	**2 × 5 = 10**	Periksa hambatan; hentikan beban hulu secara aman.
	HZ36	Suhu absorber tinggi	**3 × 4 = 12**	Atur air/gas dalam batas kolom; turunkan beban hulu.
	HZ38	Level cairan bawah tinggi	**3 × 4 = 12**	Proteksi level tinggi; periksa P-102 dan outlet.
	HZ41	Formaldehida lolos	**3 × 5 = 15**	Analisis gas; turunkan beban hulu dan cek R-102.
R-102	HZ42	Api pembakar padam	**2 × 5 = 10**	Deteksi nyala; hentikan pasokan dan produksi hulu.
	HZ43	Suhu pembakaran rendah	**3 × 5 = 15**	Syarat suhu/nyala/udara; uji urutan pembakar aman.
	HZ44	Emisi berbahaya tinggi	**3 × 5 = 15**	Pantau emisi; kurangi beban hulu sesuai kriteria izin.
	HZ45	Udara pembakaran kurang	**3 × 5 = 15**	Ukur aliran udara; trip pembakar dan produksi hulu.
	HZ46	Gas ke R-102 terhenti	**3 × 4 = 12**	Telusuri hambatan; koordinasikan penghentian hulu.
	HZ47	Gas ke R-102 berlebih	**2 × 5 = 10**	Batasi beban pembakar dan produksi gas hulu.
	HZ48	Suhu ruang bakar tinggi	**2 × 5 = 10**	Trip suhu; kendalikan hulu dan pendinginan aman.
	HZ49	Suhu ruang bakar rendah	**3 × 5 = 15**	Syarat suhu minimum dan urutan pembakar aman.

	HZ50	Tekanan R-102 tinggi	**2 × 5 = 10**	Trip beban hulu; verifikasi pelepas tekanan.
	HZ52	Outlet gas R-102 terhambat	**2 × 5 = 10**	Periksa hambatan outlet; turunkan produksi gas hulu.

Skor awal = L × C; seluruh baris berkategori tinggi (merah). Trip = penghentian otomatis. BFW = air umpan boiler; sirkuit pendingin aktual perlu diverifikasi. Emisi HZ44 meliputi karbon monoksida, senyawa organik menguap, dan formaldehida. HZ43/HZ49 memakai fungsi proteksi yang sama.

Rincian penyebab, dampak, pengaman, PIC, tenggat, serta bukti verifikasi tersedia di Excel. Pengendalian dalam tabel merupakan usulan; risiko sisa aktual memerlukan bukti uji dan penilaian ulang [16], [17].

Penurunan keparahan HIRA harus didukung mitigasi fisik. Sistem oksigen memerlukan bahan kompatibel dan kebersihan [28].

4. SIMPULAN

Simulasi menghasilkan formalin 9.070,162 kg/jam berkadar formaldehida 37,02% massa, setara 71.835,68 ton/tahun pada 7.920 jam operasi. Basis penjualan ekonomi adalah 71.000 ton/tahun; pelepasan panas netto reaktor sebesar 3,985 MW dan luas luar geometrik 1.262,920 m². Geometri, grade katalis, pengambilan panas lokal, dan proteksi masih memerlukan validasi sebelum menjadi dasar desain peralatan.

Naskah melaporkan investasi awal Rp319,033 miliar, kas operasi Rp698,289 miliar/tahun, NPV Rp5.633,010 miliar, IRR 218,88%, dan pengembalian sederhana 0,46 tahun pada harga jual asumsi Rp19.800/kg. Nilai tersebut belum dapat dipakai untuk menyimpulkan kelayakan investasi karena model analisis pendukung, harga alat yang belum lengkap, klasifikasi biaya, dan sejumlah asumsi belum terverifikasi. Angka BEP 84% maupun 3,11% juga perlu direkonsiliasi sebelum digunakan untuk menetapkan risiko operasi.

Worksheet memuat 30 HIRA dan 53 HAZOP, rekomendasi hasil tinjauan, PIC, tenggat serta penerimaan. Tujuh paket menangani sepuluh sisa tahap 1 tinggi dengan target bersyarat kategori sedang, tanpa mengklaim SIL atau efektivitas aktual. Seluruh bukti pelaksanaan dan penilaian risiko aktual tetap memerlukan verifikasi sebelum start-up.

5. DAFTAR PUSTAKA

[1] K. Shakeel et al., “Performance Comparison of Industrially Produced Formaldehyde Using Two Different Catalysts”, Processes, vol. 8, no. 5, art. 571, 2020. doi: 10.3390/pr8050571.

[2] Data penelitian tidak dipublikasikan, “ekonomi jurnal fix(1).xlsx”, “Analisis_Formalin_Revisi_Hasil.xlsx”, dan dokumentasi kasus Aspen HYSYS V14 “uji coba jurnal.hsc”, 2026.

[3] J. S. Malau, A. M. Hasby, A. N. Adelia, A. Khairunnisa, A. I. Novya, dan D. Amaanullah, “Enhancing Energy Efficiency in Methanol-Based Formaldehyde Production through Heat Recovery Integration”, Journal of Chemical Engineering Research Progress, vol. 2, no. 2, hlm. 277–283, 2025. doi: 10.9767/jcerp.20564.

[4] Aspen Technology, Inc., “Kinetics Equation Help,” Aspen HYSYS V14, bantuan bawaan perangkat lunak. [Diakses: 18 Oktober 2026].

[5] A. P. S. Dias, B. Rijo, A. Kiennemann, dan M. F. Portela, “Methanol oxidation over iron molybdate catalysts. Main and side reactions kinetics”, Applied Catalysis A: General, vol. 658, art. 119118, 2023. doi: 10.1016/j.apcata.2023.119118.

[6] G. M. Wells, Handbook of Petrochemicals and Processes. Routledge, 2018 (terbit ulang karya 1991), hlm. 203–204.

[7] NIST, Chemistry WebBook, NIST Standard Reference Database 69, data kapasitas panas gas CH_2O, H_2O, O_2, CO, dan CH_3OH. [Daring]. Tersedia: https://webbook.nist.gov/chemistry/. [Diakses: 24 Oktober 2026].

[8] M. S. Peters, K. D. Timmerhaus, dan R. E. West, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, ed. ke-5. New York: McGraw-Hill, 2003.

[9] Alder S.p.A., “Catalyst” dan “Formaldehyde technology transfers.” [Daring]. Tersedia: https://alder.it/formaldehyde-2/?lang=en; https://alder.it/formaldehyde-4/?lang=en. [Diakses: 25 Oktober 2026].
[10] Microsoft, “NPV function” dan “IRR function,” Microsoft Support. [Daring]. Tersedia: https://support.microsoft.com/en-us/excel/functions/npv-function; https://support.microsoft.com/en-us/excel/functions/irr-function. [Diakses: 24 Oktober 2026].
[11] D. S. Wibowo, D. Madelina, C. M. Pitaloka, M. A. Syahid, M. I. Bukhari, dan N. Hidayat, “Prarancang Pabrik Formaldehida dari Metanol dengan Metode Formox Process Berkapasitas Produk 50.000 Ton/Tahun,” Capstone Project, PEM Akamigas, Cepu, 2026, Tabel 4.9–4.10, hlm. 126–138.
[12] International Electrotechnical Commission, Hazard and Operability Studies (HAZOP Studies)—Application Guide, IEC 61882:2016, 2016. [Daring]. Tersedia: https://webstore.iec.ch/en/publication/24321.
[13] E. Kartika, E. P. Rahayu, K. Zaman, Herniwanti, dan Nopriadi, “Analisis Manajemen Risiko dengan Metode AS/NZS 4360:2004 pada Tangki Timbun Minyak di Riau”, Afiasi: Jurnal Kesehatan Masyarakat, vol. 7, no. 1, hlm. 218–226, 2022. doi: 10.31943/afiasi.v7i1.193.
[14] International Electrotechnical Commission, Functional Safety—Safety Instrumented Systems for the Process Industry Sector, IEC 61511-1:2016+A1:2017, 2017. [Daring]. Tersedia: https://webstore.iec.ch/en/publication/61289.
[15] Health and Safety Executive, “Risk assessment template and examples.” [Daring]. Tersedia: https://www.hse.gov.uk/simple-health-safety/risk/risk-assessment-template-and-examples.htm. [Diakses: 25 Oktober 2026].
[16] Health and Safety Executive, “Functional safety.” [Daring]. Tersedia: https://www.hse.gov.uk/eci/functional.htm. [Diakses: 25 Oktober 2026].
[17] Health and Safety Executive, “Control systems,” Technical Measures Document. [Daring]. Tersedia: https://www.hse.gov.uk/comah/sragtech/techmeascontsyst.htm. [Diakses: 25 Oktober 2026].
[18] American Petroleum Institute, “API Standard 521: Pressure-Relieving and Depressurizing Systems.” [Daring]. Tersedia: https://www.api.org/products-and-services/standards/important-standards-announcements/standard521. [Diakses: 25 Oktober 2026].
[19] Health and Safety Executive, “Plant modification / Change procedures,” Technical Measures Document. [Daring]. Tersedia: https://www.hse.gov.uk/comah/sragtech/techmeasplantmod.htm. [Diakses: 24 Oktober 2026].
[20] United States Environmental Protection Agency, “Monitoring by Control Technique—Thermal Oxidizer,” 2026. [Daring]. Tersedia: https://www.epa.gov/air-emissions-monitoring-knowledge-base/monitoring-control-technique-thermal-oxidizer. [Diakses: 25 Oktober 2026].
[21] M. Estenfelder dan R. Zaino, “Process for the oxidation of methanol to formaldehyde on fixed catalytic bed,” EP 2370386 B1, Clariant Prodotti (Italia) SpA, 3 Juni 2020, par. [0009]–[0013].
[22] K. V. Raun et al., “Deactivation behavior of an iron-molybdate catalyst during selective oxidation of methanol to formaldehyde”, Catalysis Science & Technology, vol. 8, hlm. 4626–4637, 2018. doi: 10.1039/C8CY01109E.
[23] K. V. Raun et al., “Stability of Iron-Molybdate Catalysts for Selective Oxidation of Methanol to Formaldehyde: Influence of Preparation Method”, Catalysis Letters, vol. 150, hlm. 1434–1444, 2020. doi: 10.1007/s10562-019-03034-9.
[24] K. V. Raun, M. Thorhauge, M. Høj, dan A. D. Jensen, “Modeling of molybdenum transport and pressure drop increase in fixed bed reactors used for selective oxidation of methanol to formaldehyde using iron molybdate catalysts”, Chemical Engineering Science, vol. 202, hlm. 347–356, 2019. doi: 10.1016/j.ces.2019.03.020.
[25] A. Wemby Björk, “Hold on there, HOTSPOT!”, Informally Speaking, Formox AB, spring/summer 2009, hlm. 17.
[26] The Dow Chemical Company, DOWTHERM A Technical Data Sheet, Form 176-01472-0417, 2017, hlm. 1–3.
[27] Health and Safety Executive, “Reaction / Product testing,” Technical Measures Document. [Daring]. Tersedia: https://www.hse.gov.uk/comah/sragtech/techmeasreaction.htm. [Diakses: 24 Oktober 2026].

[28] Health and Safety Executive, Oxygen Use in the Workplace Fire and Explosion Hazards, INDG459, 2013. [Daring]. Tersedia: https://www.hse.gov.uk/pubns/indg459.pdf. [Diakses: 24 Oktober 2026].

Daftar Simbol

A, E, β, k	Faktor praeksponensial, energi aktivasi, eksponen temperatur, dan konstanta laju.
p, y, B, K_m, n	Tekanan parsial, fraksi mol, basis komposisi, konstanta adsorpsi, dan eksponen penyebut.
R, T	Konstanta gas 8,314 kJ/(kmol·K) dan temperatur absolut, K.
N, D_i, D_o, δ, L	Jumlah tube; diameter dalam/luar, tebal dinding, dan panjang tube, m.
V, V_v, εb, A_o	Volume total/rongga, m³; fraksi rongga; luas luar, m².
Qnet, U_o, UA, f, Teq	Duty netto; koefisien W/(m²·K); konduktansi kW/K; fraksi duty; temperatur ekuivalen.
R_t, C_t, D, CF_t, τ	Pendapatan, biaya kas, depresiasi, kas operasi per tahun, dan tarif pajak.
I_0, WC_{20}, r, u	Investasi awal, modal kerja terminal, diskonto, dan fraksi keluaran tahunan.
Fa, Va, Ra, R100	Biaya tetap, variabel, regulated, dan pendapatan pada kapasitas penuh.
L, C, RR	Skor kemungkinan, keparahan, dan indeks risiko L × C.