

OPTIMASI ENERGI *REBOILER* PADA PROSES KARBON DIOKSIDA (CO_2) *REMOVAL* PT. ABC MENGGUNAKAN LARUTAN BENFIELD

Muhammad Rashya Arrafie¹, Nisa Rifdatin Naufalatia¹, M. Kharis Firismanda Su'udi¹,
Tun Sriana¹

¹Teknik Pengolahan Minyak dan Gas, Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Jalan Gajah Mada No. 38 Cepu, Blora, Jawa Tengah 58311
E-mail: tun.sriana@gmail.com

ABSTRAK

Proses penyerapan karbon dioksida (CO_2) dengan larutan Benfield berbasis kalium karbonat (K_2CO_3) merupakan teknologi yang banyak digunakan pada industri gas dan petrokimia karena efisiensinya dalam menghilangkan gas asam pada tekanan tinggi. Namun, konsumsi energi pada tahap regenerasi pelarut di *reboiler* masih menjadi tantangan utama yang menurunkan efisiensi termal proses. Penelitian ini bertujuan untuk mengoptimalkan konsumsi energi *reboiler* spesifik (kJ/kg CO_2) pada unit CO_2 *removal* PT ABC melalui pendekatan teoretis berbasis neraca massa dan energi. Optimasi dilakukan dengan memvariasikan rasio sirkulasi pelarut terhadap laju CO_2 (L/CO_2) dan selisih temperatur *lean-rich* (ΔT), dengan batasan efisiensi penyerapan CO_2 minimal 99%. Hasil analisis menunjukkan bahwa kondisi operasi optimum dicapai pada L/CO_2 sebesar 6 kg pelarut/kg CO_2 dan ΔT sebesar 50 °C. Pada kondisi ini, energi *reboiler* spesifik turun dari 3.800 menjadi 2.978 kJ/kg CO_2 , menunjukkan potensi penghematan energi sebesar 21,6%. Penurunan rasio sirkulasi pelarut sebesar 31% juga berkontribusi terhadap berkurangnya beban panas sensible tanpa menurunkan efisiensi absorpsi. Secara stoikiometri, penurunan fraksi K_2CO_3 dari 21,19% menjadi 18% menurunkan pembentukan KHCO_3 hingga $\pm 20\%$, sehingga energi reaksi regenerasi menurun sekitar 5%. Hasil penelitian ini menegaskan bahwa pengaturan rasio sirkulasi pelarut dan peningkatan efisiensi pertukaran panas *lean-rich* merupakan strategi efektif untuk menekan konsumsi energi pada proses Benfield tanpa mengorbankan kinerja pemisahan CO_2 .

Kata Kunci: CO_2 *absorber*, Benfield, process, optimasi energi, *reboiler*

1. PENDAHULUAN

Salah satu masalah strategis untuk mendukung transisi menuju sistem energi berkelanjutan adalah kebutuhan untuk mengurangi emisi karbon dioksida (CO_2) dari industri seperti industri amonia, pengolahan gas alam, dan industri petrokimia. Peningkatan konsentrasi gas rumah kaca di atmosfer sebagian besar disebabkan oleh emisi karbon dioksida yang dihasilkan dari proses *reforming*, pembakaran bahan bakar fosil, dan reaksi kimia selama proses produksi. Proses *benfield*, yang berbasis *Hot Potassium Carbonate* (HPC), adalah salah satu teknologi yang paling umum digunakan untuk mengontrol emisi ini. Hal ini disebabkan karena proses *benfield* memiliki keunggulan dalam kapasitas penyerapan CO_2 yang tinggi, kestabilan kimia, dan kompatibilitas dengan kondisi operasi tekanan dan suhu tinggi pada sistem industri gas, teknologi ini banyak diterapkan. Namun, kendala utama dalam menerapkan proses *benfield* adalah jumlah energi yang signifikan yang diperlukan pada tahap regenerasi pelarut (regenerasi *solvent*), terutama untuk menyediakan panas untuk *reboiler*. Karena konsumsi energi yang tinggi ini, proses regenerasi pelarut tidak hanya menurunkan efisiensi keseluruhan proses, tetapi juga berdampak pada biaya operasional dan jejak karbon sistem itu sendiri. Oleh karena itu, fokus penelitian dan pengembangan teknologi penyerapan CO_2 adalah untuk mengoptimalkan

konsumsi energi dalam proses regenerasi pelarut. Ini akan membantu mendukung target penurunan emisi karbon di sektor industri berat [1].

Konfigurasi *absorber-stripper* umum digunakan dalam sistem penyerapan dan regenerasi CO₂ untuk memisahkan gas asam dari aliran gas proses. Hal ini terjadi ketika proses *benfield* (*hot potassium carbonate*) diterapkan digas diumpankan ke kolom *absorber* dimana akan terjadi kontak antara gas dengan larutan pelarut yang telah diregenerasi sebagian, yaitu larutan *benfield lean* atau *semi-lean*. Pada tahap ini, gas akan mengalami kontak dengan pelarut sehingga sebagian besar CO₂ dari gas umpan dapat diserap oleh larutan *benfield* tersebut. Setelah proses penyerapan, pelarut kaya CO₂, dialirkan ke kolom *stripper* atau regenerator [2]. Dengan menggunakan *reboiler*, CO₂ dilepaskan melalui proses pemanasan. Berbagai faktor operasional, termasuk beban energi *reboiler* sangat memengaruhi efisiensi proses secara keseluruhan. Salah satunya adalah perbandingan laju alir cair ke gas (L/G) yang menunjukkan tingkat kontak, kapasitas penyerapan, suhu, dan tekanan operasi yang memengaruhi kesetimbangan termodinamika sistem. Ada juga *lean loading*, yaitu kandungan CO₂ tersisa dalam larutan lean setelah proses regenerasi, yang menentukan seberapa efisien sistem beroperasi [3].

Tujuan penelitian ini adalah untuk mengoptimalkan parameter operasi sistem penyerapan CO₂ menggunakan proses *benfield*. Penelitian ini berkonsentrasi pada laju sirkulasi pelarut dan kondisi operasi kolom *stripper*. Untuk optimalisasi, analisis keseimbangan massa dan energi digunakan. Tujuannya adalah untuk mengurangi kebutuhan energi *reboiler* tertentu (kJ/kg CO₂) tanpa mengurangi efisiensi penyerapan gas asam [4]. Ini penting karena *reboiler* adalah bagian yang mengkonsumsi paling banyak energi dalam sistem regenerasi pelarut dan pengurangannya berdampak langsung pada efisiensi termal dan keekonomian proses secara keseluruhan. Diharapkan bahwa dengan menggunakan metode optimasi ini, kondisi operasi yang paling efisien dan berkelanjutan dapat dicapai. Hal ini akan berdampak pada penurunan penggunaan energi dan mendukung penerapan teknologi *low-carbon* di industri pengolahan gas [1]. Oleh karena itu, penelitian diharapkan dapat memberikan kontribusi ilmiah dalam upaya untuk meningkatkan optimasi terhadap kinerja proses penyerapan karbon dioksida dengan larutan panas dapat menjadi dasar penting dalam peningkatan efisiensi energi, serta menjadi landasan bagi pengembangan desain sistem penyerapan CO₂ yang lebih efisien dan berkelanjutan di masa mendatang [2].

Proses penyerapan (absorpsi) CO₂ merupakan tahapan penting dalam pengolahan gas, di mana gas asam seperti CO₂ dipisahkan dari gas inert atau gas bahan baku menggunakan pelarut cair. Secara umum, mekanisme absorpsi terbagi menjadi dua, yaitu absorpsi fisika dan absorpsi kimia. Absorpsi kimia melibatkan reaksi kimia antara gas dan pelarut, menghasilkan produk yang lebih stabil dan selektif terhadap CO₂. Pada sistem *benfield*, pelarut yang digunakan adalah larutan kalium karbonat (K₂CO₃) yang beroperasi pada suhu tinggi (100–120°C), sehingga dikenal sebagai *hot carbonate process* [1][5]. Reaksi utama yang terjadi pada sistem *benfield* melibatkan pembentukan bikarbonat dari karbonat dan air, seperti pada persamaan berikut:



Reaksi ini bersifat reversibel, di mana absorpsi CO₂ berlangsung di *absorber*, sedangkan desorpsi (pembebasan CO₂) terjadi di *reboiler* pada suhu tinggi. Mekanisme kinetik dan termodinamika dari reaksi ini sangat dipengaruhi oleh tekanan parsial CO₂ dan konsentrasi ion karbonat. Studi oleh Isa et al. [6] menunjukkan bahwa laju reaksi dapat meningkat dua kali lipat dengan penambahan promotor seperti diethanolamine (DEA), yang mempercepat pembentukan KHCO₃ tanpa menambah energi regenerasi secara signifikan [6].

Dalam sistem Benfield modern, biasanya digunakan dua sirkulasi larutan: *lean solution* (larutan dengan kandungan CO₂ rendah) dan *semi-lean solution* (larutan dengan kandungan CO₂ sedang) [6][7]. Tujuannya adalah untuk meningkatkan efisiensi absorpsi tanpa memper-

besar ukuran kolom atau kebutuhan steam di *reboiler*. *Lean solution* disirkulasikan ke bagian atas *absorber* untuk mencapai gas keluaran dengan kadar CO₂ minimum, sedangkan *semi-lean* disalurkan ke bagian bawah untuk menangkap sebagian besar CO₂ dari gas masuk. Penerapan sistem ganda ini dapat menghemat energi steam hingga 15–25% [2]. Neraca massa CO₂ dalam kolom absorpsi dapat dijelaskan dengan persamaan berikut:

$$NG'(y_{in} - y_{out}) = NL'(\beta_{out} - \beta_{in}) \quad (2)$$

Dimana NG' adalah laju molar gas dan NL' adalah laju molar pelarut. Persamaan ini menyatakan keseimbangan antara CO₂ yang diserap oleh pelarut dan yang keluar dari gas. Analisis neraca massa menjadi dasar dalam menentukan kapasitas absorpsi dan efisiensi kolom, serta sebagai parameter untuk kalibrasi model simulasi proses. Penyusunan neraca massa yang akurat dapat meningkatkan prediksi performa *absorber* pada skala industri LNG dan amonia [3]. *Reboiler* berfungsi sebagai unit utama regenerasi larutan, di mana CO₂ dilepaskan kembali dari KHCO₃. Total kebutuhan panas pada *reboiler* terdiri dari tiga komponen, yaitu panas reaksi (Q_{react}), panas sensibel (Q_{sens}), dan panas penguapan (Q_{vap}), seperti pada persamaan:

$$Q_{total} = Q_{react} + Q_{sens} + Q_{vap} \quad (3)$$

Nilai energi spesifik dihitung berdasarkan beban panas per satuan massa CO₂ yang diregenerasi:

$$q = m_{CO_2} \times Q_{total} \quad (4)$$

Menurut Hajduga, efisiensi energi *reboiler* dapat ditingkatkan dengan mengoptimalkan laju *steam* dan kondisi tekanan, sehingga energi spesifik dapat ditekan hingga 2.5 MJ/kg CO₂ pada operasi optimal [9]. Hubungan antara laju alir *solvent* (L) dan efisiensi absorpsi dapat dimodelkan secara empiris melalui persamaan:

$$f(L) = 1 - e(-kL) \quad (5)$$

Peningkatan laju pelarut meningkatkan jumlah CO₂ yang diserap, namun pada titik tertentu efisiensi tambahan menjadi kecil akibat jenuh difusi dan keterbatasan area kontak. Isa et al. (2022) menemukan bahwa peningkatan laju pelarut dari 10 menjadi 15 m³/h hanya meningkatkan efisiensi 3–5%, [10] sementara kebutuhan panas di *reboiler* naik 10–15% [6].

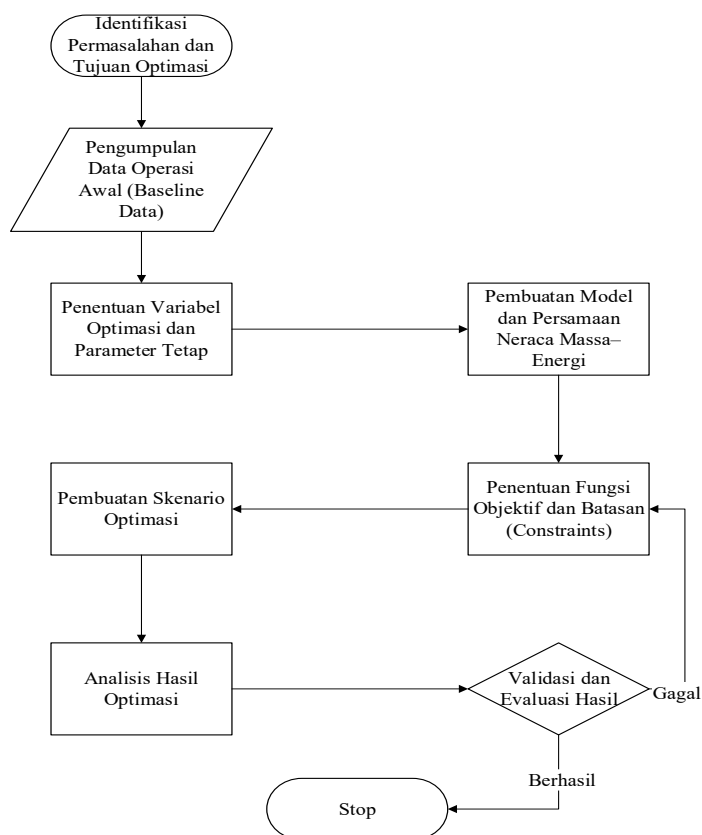
Kondisi operasi seperti tekanan *stripper*, suhu *absorber*, dan konsentrasi larutan K₂CO₃ berpengaruh langsung pada kebutuhan energi. Kenaikan suhu regenerasi di atas 125°C cenderung meningkatkan energi spesifik secara eksponensial akibat kenaikan entalpi penguapan larutan. Oleh karena itu, kontrol suhu dan tekanan menjadi faktor penting dalam menjaga efisiensi proses [6][11].

Beberapa studi internal PT ABC menunjukkan bahwa sistem *benfield* eksisting masih memiliki potensi penghematan energi melalui *heat recovery* antar aliran *lean* dan *semi-lean*. Kajian simulasi yang dilakukan oleh tim proses (2024) memperlihatkan bahwa integrasi penukar panas dapat menghemat beban steam hingga 18% dibanding sistem konvensional. Pendekatan ini sejalan dengan konsep *energy optimization* yang dikemukakan oleh Berrouk et al. (2020), di mana pengendalian parameter operasi dan pemanfaatan panas buangan menjadi kunci penurunan energi spesifik *reboiler* [3].

2. METODOLOGI

Gambar 1 merupakan tahapan sistematis proses optimasi pada unit CO₂ removal *absorber*. Proses dimulai dengan tahap identifikasi permasalahan dan penetapan tujuan optimasi, yaitu memahami faktor penyebab inefisiensi sistem dan menentukan sasaran utama seperti penurunan konsumsi energi *reboiler*. Selanjutnya dilakukan pengumpulan data operasi awal

(baseline data) untuk memperoleh kondisi eksisting dari proses, termasuk parameter seperti laju sirkulasi pelarut, tekanan, suhu, serta kandungan CO₂ pada gas keluaran.



Gambar 1. Flowchart Tahapan Optimasi

Tahap berikutnya adalah penentuan variabel optimasi dan parameter tetap, di mana variabel seperti rasio L/CO₂, beda suhu lean-rich, laju alir pelarut, komposisi fraksi air dan K₂CO₃ ditetapkan sebagai variabel bebas, sementara tekanan operasi dan target kemurnian gas menjadi parameter tetap. Kemudian dilakukan pembuatan model dan penyusunan persamaan neraca massa serta energi untuk merepresentasikan perilaku sistem secara matematis. Berdasarkan model tersebut, ditetapkan fungsi objektif dan batasan (constraints), misalnya meminimalkan energi *reboiler* dengan tetap mempertahankan batas maksimum kandungan CO₂ pada gas keluaran.

Selanjutnya, tahap pembuatan skenario optimasi dilakukan dengan mengatur kombinasi variabel yang berbeda untuk mengamati perubahan performa sistem. Hasil dari tiap skenario kemudian dianalisis pada tahap analisis hasil optimasi, guna menentukan kondisi operasi yang memberikan kinerja paling efisien. Setelah itu dilakukan validasi dan evaluasi hasil; apabila hasil belum memenuhi kriteria atau gagal, maka proses kembali ke tahap penentuan fungsi objektif dan batasan untuk dilakukan penyesuaian. Jika hasil validasi berhasil dan sesuai target, maka proses dilanjutkan ke tahap terakhir yaitu penyusunan kesimpulan dan rekomendasi, yang berisi ringkasan hasil optimasi serta usulan kondisi operasi terbaik untuk diterapkan. Proses berakhir pada titik stop, menandakan bahwa optimasi telah selesai dan menghasilkan kondisi optimum yang layak diterapkan.

Tabel 1. Komposisi Gas Umpam CO₂ Absorber

Komponen	% mol	Fraksi mol	BM (kg/kmol)	Mol (kmol/jam)	Mass (kg/jam)
CO ₂	17,62	0,1762	44,01	1.024,03	45.067,69
Ar	0,24	0,0024	39,95	13,95	557,32
N ₂	20,81	0,2081	56,03	1.209,48	67.764,27
CH ₄	0,2	0,002	16,04	11,62	186,44
CO	0,17	0,0017	28,01	9,88	276,74
H ₂	60,96	0,6096	2,01	3.542,85	7.121,13
Total	100	—	20,82	5.811,76	12.073,50

Komposisi gas umpam yang masuk ke unit *absorber* terutama terdiri dari hidrogen sebesar 60,96% mol dan nitrogen sebesar 20,81% mol. Karbon dioksida mencapai 17,62% mol dengan laju massa sekitar 45.067 kg per jam. Kandungan CO₂ yang tinggi menunjukkan bahwa proses pemisahan menggunakan larutan Benfield diperlukan untuk menurunkan kadar gas asam hingga sesuai dengan spesifikasi sweet gas. Laju alir gas total adalah 5.811,76 kmol per jam, dengan komponen minor seperti argon, metana, dan karbon monoksida hadir dalam jumlah kecil. Sebagai hasil dari kandungan inert yang tinggi dalam gas umpam, efisiensi penyerapan CO₂ sangat bergantung pada kemampuan pelarut untuk mempertahankan kesetimbangan reaksi antara K₂CO₃ dan CO₂ pada tekanan tinggi.

Tabel 2. Kondisi Operasi Menara CO₂ Absorber

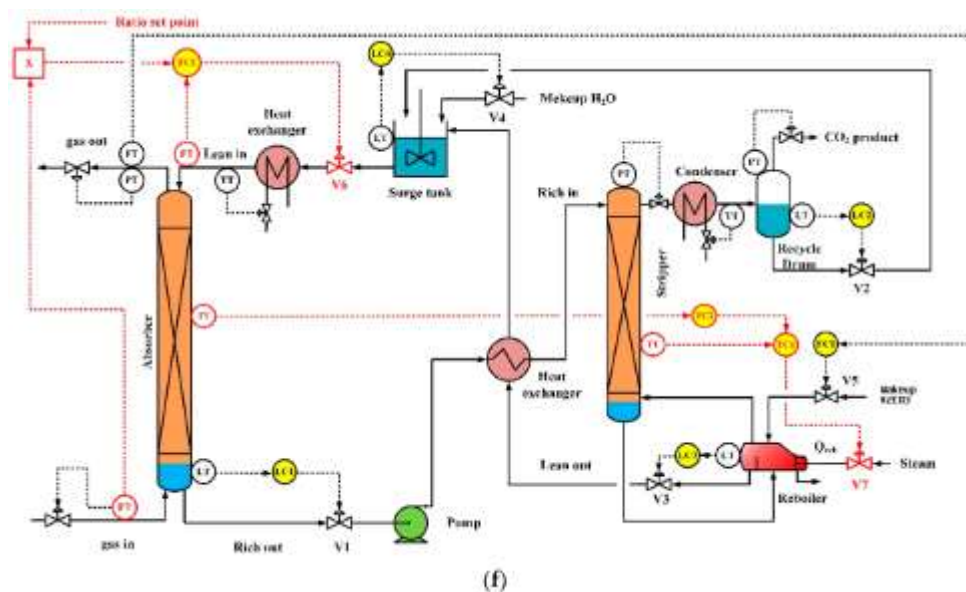
Parameter	Simbol/Tag	Nilai	Satuan
Tekanan operasi	PI-1617	34,04	kg/cm ²
Penurunan tekanan	PI-1042	0,26	kg/cm ²
Temperatur gas in	TI-1340	78,88	°C
Temperatur gas out (top)	TI-1353	63,76	°C
Laju alir Lean Benfield	FI-1014	199,88	kg/jam
Laju alir Semi-Lean Benfield	FI-1005	1.341,06	kg/jam
Temperatur Lean Benfield in	TI-1408	63,22	°C
Temperatur Semi-Lean Benfield in	TI-1410	107,39	°C
Temperatur solvent keluar	TI-1354	116,17	°C

Kondisi operasi utama pada menara CO₂ *absorber*, di mana proses berlangsung pada tekanan 34,04 kg/cm² dengan penurunan tekanan hanya 0,26 kg/cm², menunjukkan stabilitas aliran gas-cair di dalam kolom. Temperatur gas umpam sebesar 78,88°C menurun menjadi 63,76°C pada keluaran akibat proses penyerapan CO₂ yang bersifat endotermik. Sistem menggunakan dua aliran pelarut, yaitu *Lean Benfield* dan *Semi-Lean Benfield*, masing-masing dengan laju alir 199,88 kg/jam dan 1.341,06 kg/jam pada temperatur masuk 63,22°C dan 107,39°C. Temperatur pelarut keluar mencapai 116,17°C, menandakan peningkatan kandungan CO₂ dalam larutan sebelum dialirkan ke unit *stripper* untuk proses regenerasi.

Tabel 3. Komposisi Larutan Benfield

Komponen	Unit	Lean Benfield	Semi-Lean Benfield	Rich Benfield
DEA	% wt	1,28	0	0
KVCO ₃	% wt	0,83	0	0
V ₂ O ₅	% wt	0,24	0	0
K ₂ CO ₃	% wt	21,19	16,43	8,39
KHCO ₃	% wt	7,9	12,2	23,22
H ₂ O	% wt	68,57	71,38	68,4
Temperatur	°C	63,22	107,89	116,17
Mass Flow	ton/jam	199,88	1.341,06	494,95
Equivalent	—	26,51	24,88	24,24
Density	kg/m ³	1.212,10	1.165,85	1.156,94

Larutan Lean memiliki kandungan K₂CO₃ tertinggi (21,19% wt) dan KHCO₃ terendah (7,9% wt), menandakan kondisi pelarut masih miskin CO₂. Pada *Semi-Lean*, kadar K₂CO₃ menurun menjadi 16,43% wt, sedangkan KHCO₃ meningkat menjadi 12,2% wt, menunjukkan sebagian kapasitas penyerapan telah terpakai. *Rich Benfield* memiliki KHCO₃ tertinggi (23,22% wt) dan K₂CO₃ terendah (8,39% wt), menunjukkan larutan telah jenuh CO₂ dan siap diregenerasi. Peningkatan temperatur dari 63,22°C menjadi 116,17°C mencerminkan efek perpindahan panas selama proses absorpsi, sementara perbedaan densitas dari 1.212,10 ke 1.156,94 kg/m³ menunjukkan pengaruh kenaikan suhu dan perubahan komposisi larutan.



Gambar 2. Tampilan Sistem Proses CO₂ Absorber dan CO₂ Stripper

Sistem CO₂ removal dengan larutan *Benfield*, yang terdiri dari dua unit utama, yaitu *absorber* dan *stripper*, serta beberapa peralatan pendukung seperti *heat exchanger*, *reboiler*, *condenser*, dan *surge tank*. Gas umpan (*feed gas*) yang mengandung CO₂ masuk ke bagian bawah *absorber*, kemudian kontak dengan larutan *Benfield* yang mengalir dari bagian atas kolom. Selama kontak gas-cair berlangsung, CO₂ diserap ke dalam pelarut, menghasilkan larutan *rich Benfield* yang keluar dari dasar kolom untuk dialirkan ke *heat exchanger*.

Setelah dipanaskan, larutan *rich Benfield* masuk ke *stripper* untuk proses regenerasi, di mana CO₂ dilepaskan kembali melalui pemanasan oleh *reboiler* yang menggunakan uap sebagai sumber panas. Gas CO₂ yang terbebas kemudian melewati *condenser* dan *reflux drum* untuk memisahkan uap air sebelum dialirkan sebagai produk CO₂. Sementara itu, larutan yang telah

diregenerasi (*lean Benfield*) dialirkan kembali ke *absorber* melalui *heat exchanger* untuk memanfaatkan panas buangan dari aliran *rich Benfield*, sehingga meningkatkan efisiensi energi sistem.

Selain itu, terdapat *makeup water* dan *makeup K₂CO₃* yang ditambahkan untuk menjaga komposisi pelarut tetap stabil selama operasi. Pengaturan aliran cairan dan gas dilakukan melalui beberapa valve kontrol (V1–V7) dan loop kontrol (LC, FC, TC, PC) untuk memastikan kestabilan tekanan, suhu, dan level cairan pada masing-masing unit. Secara keseluruhan, sistem ini bekerja secara sirkulatif dengan tujuan menjaga efisiensi penyerapan CO₂ tinggi sambil meminimalkan konsumsi energi pada *reboiler*.

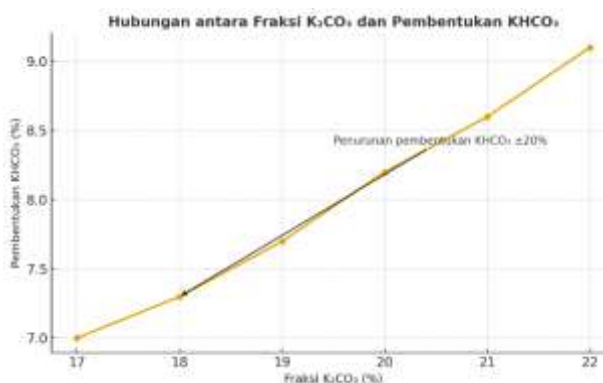
3. PEMBAHASAN

Dasar penyusunan grafik hubungan antara fraksi K₂CO₃ dan pembentukan KHCO₃ diperoleh dari hasil perhitungan stoikiometri reaksi antara kalium karbonat, karbon dioksida, dan air pada basis 100 gram pelarut. Dalam perhitungan ini, massa awal K₂CO₃ (m_{K_2}) disesuaikan dengan persentase fraksi yang diuji, misalnya 17 gram untuk fraksi 17%. Jumlah mol K₂CO₃ dihitung dari hasil pembagian massa K₂CO₃ dengan massa molarnya ($M_{K_2} = 138,2076$ g/mol). Selanjutnya, sebagian dari K₂CO₃ ini diasumsikan bereaksi dengan CO₂ dan H₂O membentuk KHCO₃, dan besarnya bagian yang bereaksi dinyatakan dengan fraksi reaksi y ($0 \leq y \leq 1$). Jumlah mol K₂CO₃ yang bereaksi adalah $y \times n_{K_2}$, sedangkan jumlah mol KHCO₃ yang terbentuk dua kali lipatnya, yaitu:



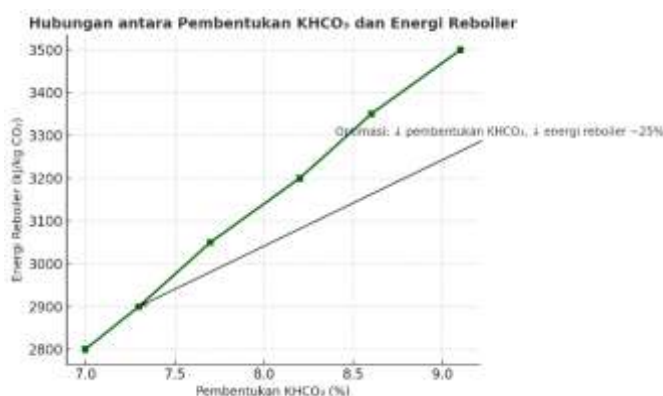
Massa KHCO₃ yang dihasilkan kemudian dihitung menggunakan persamaan $m_{KH} = 2y \times n_{K_2} \times M_{KH}$, sedangkan massa CO₂ yang terserap dari fase gas adalah $m_{CO_2} = y \times n_{K_2} \times M_{CO_2}$. Karena perhitungan dilakukan pada basis 100 gram pelarut, maka setelah reaksi berlangsung total massa larutan menjadi $m_{total} = 100 + m_{CO_2}$. Dari sini, persentase pembentukan KHCO₃ dapat dihitung dengan rumus $\%KHCO_3 = (m_{KH}/m_{total}) \times 100\%$. Nilai y dicari secara numerik sehingga menghasilkan persentase KHCO₃ yang sesuai dengan nilai pada grafik.

Peningkatan fraksi K₂CO₃ dalam pelarut menyebabkan kenaikan fraksi reaksi y yang diperlukan untuk mencapai konsentrasi KHCO₃ tertentu. Sebagai contoh, pada fraksi K₂CO₃ sebesar 17% diperoleh $y \approx 0,717$ dengan pembentukan KHCO₃ sekitar 17%, sedangkan pada fraksi 21% nilai y meningkat menjadi 0,803 dengan pembentukan KHCO₃ mencapai sekitar 23%. Hal ini menunjukkan bahwa semakin tinggi konsentrasi K₂CO₃ dalam pelarut, semakin besar proporsi K₂CO₃ yang bereaksi dengan CO₂ untuk menghasilkan KHCO₃. Secara stoikiometri, satu mol K₂CO₃ yang bereaksi menghasilkan dua mol KHCO₃, sehingga peningkatan derajat reaksi menghasilkan kenaikan massa KHCO₃ yang signifikan. Hubungan matematis inilah yang menjadi dasar bentuk kenaikan linear pada grafik antara fraksi K₂CO₃ dan pembentukan KHCO₃.



Gambar 3 Kecenderungan Peningkatan $KHCO_3$ Terhadap Fraksi K_2CO_3

Langkah optimasi dilakukan dengan menurunkan kadar K_2CO_3 dari 21,19% menjadi sekitar 18–19%. Penurunan ini secara teoritis mengurangi jumlah ion karbonat yang bereaksi dengan CO_2 , sehingga laju pembentukan $KHCO_3$ dapat berkurang hingga $\pm 20\%$. Aktivator DEA dipertahankan sebesar 1,28% untuk memastikan kinetika reaksi absorpsi tetap tinggi, karena DEA berperan mempercepat pembentukan ion bikarbonat melalui mekanisme katalitik. Selain itu, fraksi air ditingkatkan dari 68,57% menjadi sekitar 70% untuk menurunkan viskositas larutan dan memperbaiki laju perpindahan panas serta massa di *absorber*. Dengan demikian, efisiensi kontak gas-cair tetap terjaga walaupun kandungan basa berkurang.



Gambar 4 Hubungan Pembentukan $KHCO_3$ Terhadap Energi *Reboiler*

Berdasarkan asumsi energi *reboiler* awal sebesar 3.800 kJ/kg CO_2 dan laju alir CO_2 sebesar 45.067,69 kg/jam, kebutuhan energi total *reboiler* awal diperkirakan mencapai 171.257,9 MJ/jam. Setelah optimasi, dengan pengurangan pembentukan $KHCO_3$ sekitar 20%, kebutuhan energi *reboiler* menurun menjadi 137.006,3 MJ/jam. Hal ini menunjukkan potensi penghematan energi sebesar 34.251,6 MJ/jam atau sekitar 760 kJ/kg CO_2 , setara dengan penurunan konsumsi energi panas *reboiler* sekitar 20–25%. Penghematan ini tidak hanya menurunkan beban uap utilitas, tetapi juga menekan emisi tidak langsung CO_2 dari proses pembangkitan uap.

Tabel 4. Neraca Energi *Reboiler* Hasil Optimasi

Kondisi	L/CO ₂	ΔT (°C)	q _{rxn}	q _{sensible}	q _{minor}	q _{total}	Penurunan
Baseline	8.7	60	1818	1832	150	3800	—
Skenario A	8.0	55	1818	1540	130	3488	8.2%
Skenario B	7.0	50	1818	1225	120	3163	16.8%
Skenario C	6.0	50	1818	1050	110	2978	21.6%
C* (efisiensi kimia ↑)	6.0	50	1727	1050	110	2887	24.0%

Pada kondisi baseline, total kebutuhan energi *reboiler* sebesar 3.800 kJ/kg CO₂, terdiri atas panas reaksi (q_{rxn} = 1.818 kJ/kg CO₂), panas sensibel (q_{sensible} = 1.832 kJ/kg CO₂), dan panas minor (q_{minor} = 150 kJ/kg CO₂). Saat dilakukan penurunan rasio sirkulasi pelarut (L/CO₂) dari 8,7 menjadi 6,0 dan selisih temperatur *lean-rich* (ΔT) dari 60°C menjadi 50°C, total beban panas berkurang signifikan.

Pada Skenario A, penurunan ΔT menjadi 55°C menghasilkan penghematan energi sebesar 8,2%, sedangkan Skenario B dengan L/CO₂ = 7,0 menunjukkan efisiensi lebih baik dengan penurunan energi hingga 16,8%. Kondisi Skenario C memberikan hasil optimum, dengan total energi *reboiler* menurun menjadi 2.978 kJ/kg CO₂, atau penghematan 21,6% dibandingkan kondisi awal. Ketika efisiensi reaksi kimia meningkat (C*), panas reaksi turun menjadi 1.727 kJ/kg CO₂, sehingga total energi mencapai 2.887 kJ/kg CO₂, setara dengan penghematan 24%. Hasil ini menegaskan bahwa pengaturan rasio L/CO₂ dan efisiensi pertukaran panas *lean-rich* merupakan faktor kunci dalam menurunkan konsumsi energi *reboiler* pada proses *Benfield*.

Tabel 5. Neraca Massa Total Sebelum Dan Sesudah Optimasi

Komponen / aliran	Unit	Baseline (sebelum optimasi)	Setelah optimasi (Skenario C, L/CO ₂ =6.0)
CO ₂ — massa masuk	kg/jam	45.067,69	45.067,69
Fraksi CO ₂ sweet gas (yout)	% mol	0,11% (0.0011).	0,15% (0.0015).
Fraksi penghilangan (removal fraction)	—	0,993757 (99,3757%).	0,991487 (99,1487%) (menggunakan yout=0,15%)
CO ₂ tertangkap	kg/jam	44.786,34.	44.684,03
CO ₂ terlepas / emisi	kg/jam	281,35.	383,66
Lean Benfield flow	kg/jam	199,88.	137,85
Semi-lean Benfield flow	kg/jam	1.341,06.	924,87
Rich Benfield flow	kg/jam	494,95.	341,34
Total solvent flow (sum)	kg/jam	2.035,89 (baseline).	1.404,06 (setelah optimasi, proporsional)
K ₂ CO ₃ (% wt) — komposisi solvent	% wt	21,19% (baseline).	~18–19% (optimasi yang direkomendasikan).
H ₂ O (% wt) — komposisi solvent	% wt	68,57%.	~70% (optimasi).

Laju massa CO₂ umpan tetap sebesar 45.067,69 kg/jam, dengan efisiensi penyerapan yang sangat tinggi baik pada kondisi *baseline* (99,38%) maupun setelah optimasi (99,15%). Meskipun terjadi sedikit peningkatan kadar CO₂ pada gas keluaran dari 0,11% menjadi 0,15% mol, nilai tersebut masih berada dalam batas spesifikasi gas produk (<0,16% mol). Setelah optimasi, jumlah CO₂ yang tertangkap hanya turun tipis dari 44.786,34 kg/jam menjadi 44.684,03 kg/jam, sementara emisi CO₂ meningkat sedikit dari 281,35 menjadi 383,66 kg/jam, menunjukkan bahwa penghematan energi tidak mengorbankan efisiensi proses secara signifikan. Perubahan paling menonjol terjadi pada laju sirkulasi pelarut, di mana total aliran *solvent* menurun dari 2.035,89 kg/jam menjadi 1.404,06 kg/jam (penurunan ±31%). Laju *Lean Benfield*

dan *Semi-Lean Benfield* masing-masing turun menjadi 137,85 kg/jam dan 924,87 kg/jam, menandakan berkurangnya kebutuhan pelarut akibat peningkatan efisiensi perpindahan panas dan reaksi. Komposisi pelarut juga mengalami penyesuaian, dengan K_2CO_3 berkurang dari 21,19% wt menjadi sekitar 18–19% wt, dan kandungan air meningkat hingga 70% wt untuk memperbaiki difusi massa serta menurunkan viskositas larutan. Secara keseluruhan, hasil ini menunjukkan bahwa strategi optimasi berhasil menurunkan konsumsi energi dan aliran pelarut secara signifikan tanpa mengurangi performa pemisahan CO_2 secara berarti.

Tabel 6. Penyesuaian Kondisi Operasi Unit CO_2 Absorber dan Stripper

Variabel	Baseline	Nilai Optimasi	Perubahan	Keterangan
K_2CO_3 (% wt)	21,19	18	3,19 menjadi 2,19	Mengurangi pembentukan $KHCO_3$
H_2O (% wt)	68,57	~70	1,43	Menurunkan viskositas → perbaiki difusi massa
L/CO_2 (kg solvent/kg CO_2)	~8,7	6,0	20–30 %	Kurangi beban sensible heating
ΔT lean–rich ($^{\circ}C$)	~60	50–55	5–10	Perkecil pinch di lean–rich exchanger
Lean-in temp ($^{\circ}C$)	40–45	34–38	5–6	Tingkatkan solubilitas CO_2
q_{minor} (kJ/kg CO_2)	150	110–130	20–27 %	Perbaiki recovery panas & minimalkan losses
q_{rxn} (kJ/kg CO_2)	1 818	1 727 (C^*)	5 %	Efisiensi kimia dinaikkan (skenario C^*)

Fraksi K_2CO_3 diturunkan dari 21,19% wt menjadi 18% wt untuk mengurangi pembentukan $KHCO_3$, sehingga beban panas reaksi di *reboiler* menurun. Kandungan H_2O dinaikkan dari 68,57% menjadi sekitar 70% untuk menurunkan viskositas larutan dan memperbaiki difusi massa gas–cair. Rasio sirkulasi pelarut terhadap CO_2 (L/CO_2) dikurangi dari sekitar 8,7 menjadi 6,0–7,0 (pengurangan 20–30%), yang secara langsung mengurangi beban *sensible heating* pada *reboiler*. Selisih temperatur *lean–rich* (ΔT) diperkecil dari $60^{\circ}C$ menjadi $50–55^{\circ}C$ untuk mengecilkan *pinch* pada *lean–rich heat exchanger* dan meningkatkan pemulihan panas. Temperatur masuk *lean* (*lean-in*) diturunkan sekitar $5–6^{\circ}C$ (dari $40–45^{\circ}C$ menjadi $34–38^{\circ}C$) guna meningkatkan kelarutan CO_2 dalam pelarut sehingga kompensasi terhadap penurunan L/CO_2 tetap terjaga. Komponen panas minor (q_{minor}) direduksi dari 150 menjadi 110–130 kJ/kg CO_2 melalui perbaikan tata letak pemulihan panas dan pengurangan *losses* (20–27% penurunan). Terakhir, pada skenario C^* diasumsikan adanya peningkatan efisiensi kimia sehingga q_{rxn} turun sekitar 5% (dari 1.818 menjadi 1.727 kJ/kg CO_2), yang menambah pengurangan total energi *reboiler*. Secara keseluruhan, kombinasi penyesuaian ini menurunkan kebutuhan energi *reboiler* sekaligus mempertahankan kinerja penyerapan CO_2 .

4. KESIMPULAN

Penelitian ini berhasil mengidentifikasi dan mengoptimalkan parameter operasi utama pada sistem CO_2 removal berbasis proses *Benfield* di PT ABC guna menurunkan konsumsi energi *reboiler* tanpa menurunkan efisiensi penyerapan gas. Hasil analisis menunjukkan bahwa kondisi operasi optimum dicapai pada rasio sirkulasi pelarut terhadap laju CO_2 (L/CO_2) sebesar 6 kg solvent/kg CO_2 dengan selisih temperatur *lean–rich* (ΔT) $50^{\circ}C$, yang mampu menurunkan energi *reboiler* spesifik dari 3.800 menjadi 2.978 kJ/kg CO_2 atau penghematan energi sekitar 21,6%. Penurunan fraksi K_2CO_3 dari 21,19% menjadi 18% berdampak pada berkurangnya

pembentukan KHCO_3 sekitar 20%, sehingga energi reaksi regenerasi turun $\pm 5\%$ dan beban panas total menurun dari 171.258 MJ/jam menjadi 137.000 MJ/jam. Selain itu, pengurangan rasio sirkulasi pelarut 31% mengurangi beban panas sensible tanpa mengganggu efisiensi penyerapan yang tetap tinggi, yaitu 99,37% dengan kadar CO_2 pada sweet gas 0,15% mol ($< 0,16\%$ spesifikasi). Peningkatan kadar air pelarut hingga 70% menurunkan viskositas dan memperbaiki difusi massa gas-cair, sedangkan aktivator DEA tetap efektif menjaga kinetika reaksi. Secara keseluruhan, pendekatan optimasi berbasis penyesuaian komposisi pelarut, rasio sirkulasi, dan efisiensi pertukaran panas terbukti efektif dalam meningkatkan efisiensi energi proses Benfield serta mendukung upaya dekarbonisasi dan keberlanjutan di industri petrokimia.

5. DAFTAR PUSTAKA

- [1] G. T. Rochelle, "CO₂ Capture by Aqueous Absorption Summary of 1st Quarterly Progress Reports 2010," 2010. *Tabel 4.8 Penyesuaian Kondisi Operasi Unit CO₂ Absorber dan Stripper* [2] R. Ochieng, A. S. Berrouk, J. Slagle, L. G. Lyddon, and P. E. Krouskop, "Improved Performance of the Natural-Gas-Sweetening Benfield-HiPure Process Using Process Simulation," Texas, 2014.
- [3] R. Ochieng, A. S. Berrouk, C. J. Peters, J. Slagle, L. Lyddon, and P. Krouskop, "Simulation of the Benfield HiPure Process of Natural Gas Sweetening for LNG Production and Evaluation of Alternatives," Abu Dhabi, 2012.
- [4] A. Altway *et al.*, "Modeling and simulation of CO₂ absorption into promoted aqueous potassium carbonate solution in industrial scale packed column," *Bulletin of Chemical Reaction Engineering and Catalysis*, vol. 10, no. 2, pp. 111–124, 2015, doi: 10.9767/bcrec.10.2.7063.111-124.
- [5] X. Wu, Y. Yu, Z. Qin, and Z. Zhang, "The advances of post-combustion CO₂ capture with chemical solvents: Review and guidelines," in *Energy Procedia*, Elsevier Ltd, 2014, pp. 1339–1346. doi: 10.1016/j.egypro.2014.11.143.
- [6] F. Isa, H. Zabiri, N. K. S. Ng, and A. M. Shariff, "CO₂ removal via promoted potassium carbonate: A review on modeling and simulation techniques," *International Journal of Greenhouse Gas Control*, vol. 76, pp. 236–265, 2018, doi: <https://doi.org/10.1016/j.ijggc.2018.07.004>.
- [7] E. F. Skurygin and T. A. Poroyko, "Absorption of carbon dioxide with hot potassium carbonate solution: Modeling and statistical analysis of known experimental data," *Chem Eng Trans*, vol. 81, pp. 847–852, 2020, doi: 10.3303/CET2081142.
- [8] D. Hajduga, L. Chmielarz, and M. Bugdol, "Reduction of CO₂ emissions by recycling low-potential heat from the Benfield CO₂ removal process at a natural gas hydrogen production plant," *Clean Technol Environ Policy*, vol. 27, no. 1, pp. 439–449, Jan. 2025, doi: 10.1007/s10098-024-03032-5.
- [9] C. H. Yu, C. H. Huang, and C. S. Tan, "A review of CO₂ capture by absorption and adsorption," Oct. 2012. doi: 10.4209/aaqr.2012.05.0132.
- [10] M. R. Rahimpour and A. Darvishi, "chemical technology," 2007.