

OPTIMASI PENGGUNAAN *BENFIELD* / *POTTASIMUM CARBONATE* (K_2CO_3) PADA MENARA *ABSORBER E-101 CO₂ REMOVAL* DI DEPARTEMEN PRODUKSI IA PT PETROKIMIA GRESIK

Arluky Novandy¹, Dede Arpendo²

¹Pusat Pengembangan Sumber Daya Manusia Minyak dan Gas Bumi, Cepu

²Politeknik Energi dan Mineral Akamigas, Cepu

ABSTRAK

Menara absorber merupakan suatu bejana yang berfungsi untuk mengurangi kadar gas karbondioksida (CO_2) yang merupakan impurities dari syngas. Senyawa CO_2 yang berlebih dapat mengganggu keberlangsungan proses pada peralatan selanjutnya serta mengurangi kinerja dari katalis. Salah satu metode untuk meminimalisir kandungan CO_2 yakni benfield system, dimana syngas yang kaya kandungan gas CO_2 dikontakan dengan larutan Pottasium Carbonate (K_2CO_3) dengan kondisi operasi tekanan tinggi dan temperatur rendah. Pada proses absorpsi gas CO_2 slip yang diizinkan maksimum 0,16% dimana terdapat solvent yang berlebih karena pada kondisi operasi aktual CO_2 slip sebesar 0,11% dan penggunaan solvent untuk lean dan semilean Benfield sebesar 166,31 m³ dan 1431,36 m³. Untuk meminimalisir kebutuhan larutan K_2CO_3 dengan menggunakan kurva kesetimbangan yang dibandingkan dengan kurva garis operasi larutan K_2CO_3 . Berdasarkan hasil perhitungan kebutuhan lean dan semilean Benfield sebesar 118,75 m³ dan 1412,51 m³ dengan CO_2 slip sebesar 0,14% atau sebesar 6,73 kmol/jam. Hasil optimasi tersebut disimulasikan pada ASPEN PLUS V8.8 maka didapat nilai CO_2 slip sebesar 0,12% atau sebesar 6,20 kmol/jam. Dari hasil optimasi tersebut maka didapat penghematan penggunaan Benfield sebesar US\$ 40886/make up atau Rp 587.000.000 /make up dengan kurs 1 \$ pada 17 Juni 2019 sebesar Rp 14.357,-.

Kata kunci : CO_2 slip, Benfield, syngas, optimasi dan impurities

PENDAHULUAN

Gas alam (CH_4) merupakan bahan baku pembuatan *syngas* yang terdiri dari beberapa tahap diantaranya ; penyediaan *syngas* dan pemurnian *syngas*, dimana prosesnya meliputi *steam reforming* untuk mengubah CH_4 menjadi *syngas* dengan injeksi *steam*, *shift converter* untuk mengubah gas karbonmonoksida (CO) menjadi karbondioksida (CO_2), absorpsi untuk menyerap gas CO_2 dari *syngas* dengan larutan *Benfield/Pottasium Carbonate* (K_2CO_3) dan methanasi untuk mengubah CO_2 yang berlebih menjadi CH_4 dengan injeksi gas H_2 yang kemudian di-*recycle* sebagai bahan bakar. Pada umumnya *syngas* digunakan di industri migas dan petrokimia, kegunaan *syngas* di industri migas biasa digunakan untuk proses *hydroprocessing* yang bertujuan untuk meningkatkan kualitas bahan bakar minyak (BBM) menjadi lebih ekonomis sedangkan industri petrokimia adalah sebagai bahan baku pembuatan ammonia, yakni dengan cara diinjeksikan dengan nitrogen pada suatu reaktor dengan tekanan dan temperatur tinggi.

Pada saat penyediaan *syngas* terdapat *impurities* yang dihasilkan seperti gas CH_4 , CO_2 , dan CO pada saat proses *steam reforming* dimana gas tersebut tidak dikehendaki karena dapat meracuni katalis dan mengurangi kinerja pada peralatan. Maka gas tersebut harus dimurnikan terlebih dahulu supaya *syngas* memiliki kemurnian sesuai dengan spesifikasi yang telah ditetapkan. Salah satu metode pemurnian *syngas* yakni *Benfield system*, *sour syngas* yang berasal dari *steam reforming* dan *shift converter* akan menuju menara absorber dan akan dikontakan dengan larutan *lean* dan *semilean Benfield* guna menyerap gas CO_2 dengan batas maksimum yang ditetapkan supaya tidak membebani *methanator*.

Dalam penggunaan *solvent* pada desain proses absorpsi masih terdapat *Benfield* berlebih untuk menyerap CO_2 dalam campuran *syngas*. Dalam menentukan penggunaan

solvent minimum digunakan grafik antara garis operasi dengan kurva kesetimbangan. Penentuan *solvent* minimum dengan cara menggeser garis operasi sampai bersinggungan dengan kurva kesetimbangan. Sehingga dari penentuan penggunaan *Benfield* optimum akan didapatkan keuntungan berupa penghematan biaya dari *make-up* larutan *Benfield*.

METODOLOGI PENELITIAN

Metode yang dilakukan terdiri dari beberapa tahap. Pertama, studi literature dengan mencari data serta mencari persamaan yang digunakan dalam perhitungan. Kedua, menentukan neraca massa, membuat garis operasi, penentuan kebutuhan *Benfield* optimum, melakukan simulasi ASPEN PLUS V8.8 dan melakukan tinjauan keekonomian

TINJAUAN PUSTAKA

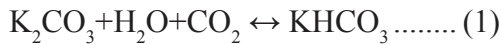
A. Proses absorpsi

Proses *Absorpsi* merupakan proses operasi pemisahan bahan (konstituen) dari suatu campuran gas dengan cara pengikatan konstituen pada permukaan *absorbent* cair yang diikuti dengan proses pelarutan. Komponen konstituen yang terdapat dalam campuran gas disebut *Solute*, gas pembawa komponen tersebut disebut *inert gas*, sedangkan untuk cairan pengambil komponen konstituen disebut *Solvent* atau *absorbent*. Proses *Absorpsi* ini terjadi dengan perpindahan massa antara dua fase menuju kesetimbangan.

B. Benfield system [2]

Pada *two stage hot carbonate process* atau biasa juga disebut *split stream*, *absorbent* yang digunakan adalah larutan *Benfield*. Pada proses ini, larutan *Benfield* dibedakan menjadi dua yaitu larutan *Lean Benfield* dan *Semilean Benfield*. Setiap aliran larutan *Benfield*

mengandung tiga komponen yang terdiri dari K_2CO_3 , DEA dan V2O5 yang dilarutkan ke dalam air sehingga terbentuk larutan *Benfield*. CO_2 yang terkandung dalam *sour gas* diserap oleh larutan *Benfield* tersebut. *Potassium carbonate* (K_2CO_3) yang terkandung dalam larutan *Benfield* bereaksi dengan CO_2 melalui mekanisme reaksi sebagai berikut

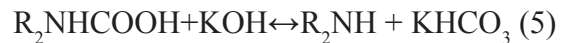


Secara lebih detail, mekanisme reaksi tersebut dapat digambarkan menjadi dua tahap yaitu hidrolisis dan pembentukan bikarbonat



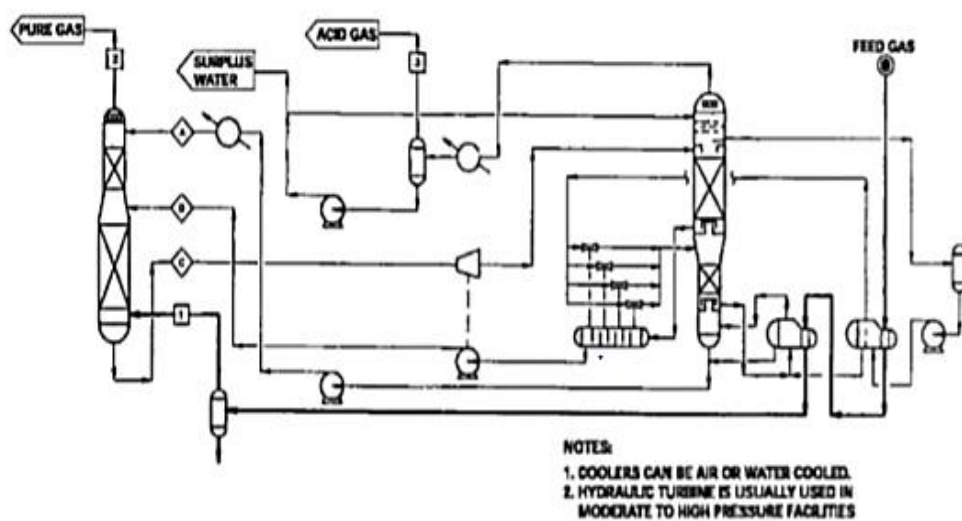
Pada proses absorpsi di CO_2 absorber, dua tahap proses dilakukan untuk mendapatkan produk dengan kandungan CO_2 yang rendah. Untuk itu, *Lean solution* dalam proses ini dibedakan menjadi dua yaitu *Lean Benfield* dan *Semilean Benfield*. *Temperature semi Lean Benfield* lebih tinggi dari *Lean Benfield* yang mengakibatkan reaksi lebih cepat, namun tekanan parsial CO_2 yang tinggi berdampak pada penyerapan CO_2 di dalam gas sehingga hasilnya sekitar 1% CO_2 yang terkandung di dalam gas. *Lean Benfield*

dengan *temperature* lebih dingin bereaksi lebih lambat namun tekanan parsial CO_2 yang rendah menghasilkan produk yang lebih baik dengan kandungan CO_2 sekitar 0,1% dalam gas. Proses absorpsi CO_2 dibantu dengan DEA dalam larutan *Benfield*. Adapun mekanisme adalah berikut



C. Mekanisme benfield system [2]

CO_2 yang terlarut dalam gas proses diserap oleh larutan K_2CO_3 panas. Seiring dengan naiknya konsentrasi CO_2 yang terlarut dalam larutan *Benfield*, maka diindikasikan dengan naiknya konsentrasi $KHCO_3$ dalam larutan. Larutan *Benfield* yang telah jenuh dengan CO_2 dipanaskan sampai titik didihnya pada Menara *Benfield stripper* sehingga terjadi proses desorpsi menjadi K_2CO_3 dan CO_2 . Selanjutnya, dari bagian tengah Menara *Benfield stripper* diambil larutan *Semilean* yang memiliki *temperature* yang relatif panas dan memiliki kandungan $KHCO_3$ dalam larutan yang relatif banyak dibandingkan larutan *Lean Benfield* yang diambil dari *bottom* Menara *Benfield stripper*.



Gambar 1. Flow diagram process of Hot Potassium Carbonate [2]

D. Menentukan garis operasi [3]

Untuk menentukan solvent optimum diperlukan garis operasi dan garis kesetimbangan pada kurva kelarutan. Berikut ini adalah rumus untuk menentukan garis operasi pada kurva kelarutan.

- Perhitungan Crosssectional Area (C.S.A) Menara Absorber

$$C.S.A = \frac{\Phi \times (\text{Diameter})^2}{4} \dots\dots\dots (6)$$

- Perhitungan G_s

$$G_s = \frac{\text{Total inert gas}}{C.S.A} \dots\dots\dots (7)$$

- Perhitungan L_s

$$L_s = \frac{\text{Total inert liquid}}{C.S.A} \dots\dots\dots (8)$$

- Perhitungan operating line slope

$$\text{slope } (m) = \frac{L_s}{G_s} \dots\dots\dots (9)$$

- Perhitungan mol rasio konstituen pada gas

$$Y = \frac{y}{1-y} \dots\dots\dots (10)$$

- Perhitungan mol rasio konstituen pada solvent

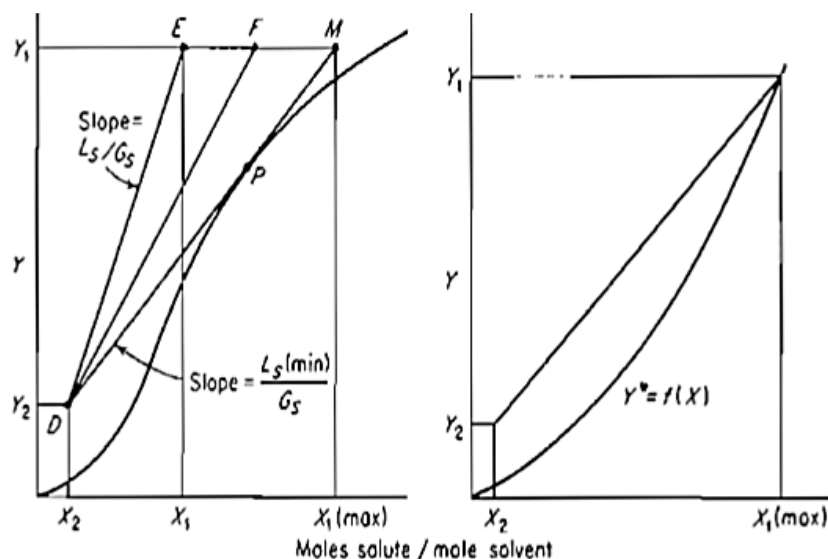
$$X = \frac{x}{1-x} \dots\dots\dots (11)$$

- Perhitungan persamaan garis operasi

$$Y = m X + C \dots\dots\dots (12)$$

E. Penentuan solvent optimum[3]

Dalam desain menara absorber, mass flow gas yang diproses adalah G atau G_s yang didalamnya terdapat konsentrasi konstituen Y₁ dan Y₂ sedangkan konsentrasi konstituen dalam solvent X₂ telah ditentukan dalam proses, tetapi konsentrasi konstituen yang diserap oleh solvent bisa dimaksimalkan (X₁). Pada gambar 3.11 Garis operasi harus digambar mulai dari titik D dan berakhir pada coordinate Y₁. Jika jumlah mass flow solvent yang digunakan adalah pada kondisi operasi adalah garis DE maka komposisi solvent keluar adalah X₂ max. garis operasi DM merupakan mass flow solvent minimum yang dapat digunakan. Dalam penggunaan solvent minimum berakibat driving force bernilai nol kemudian waktu kontak lebih lama dan menghasilkan tinggi Menara yang tak hingga. Setelah solvent minimum ditentukan, maka dilakukan trial dan error untuk mengetahui nilai CO₂ slip. Untuk mengetahuinya



Gambar 2. Grafik penentuan solvent minimum [1]

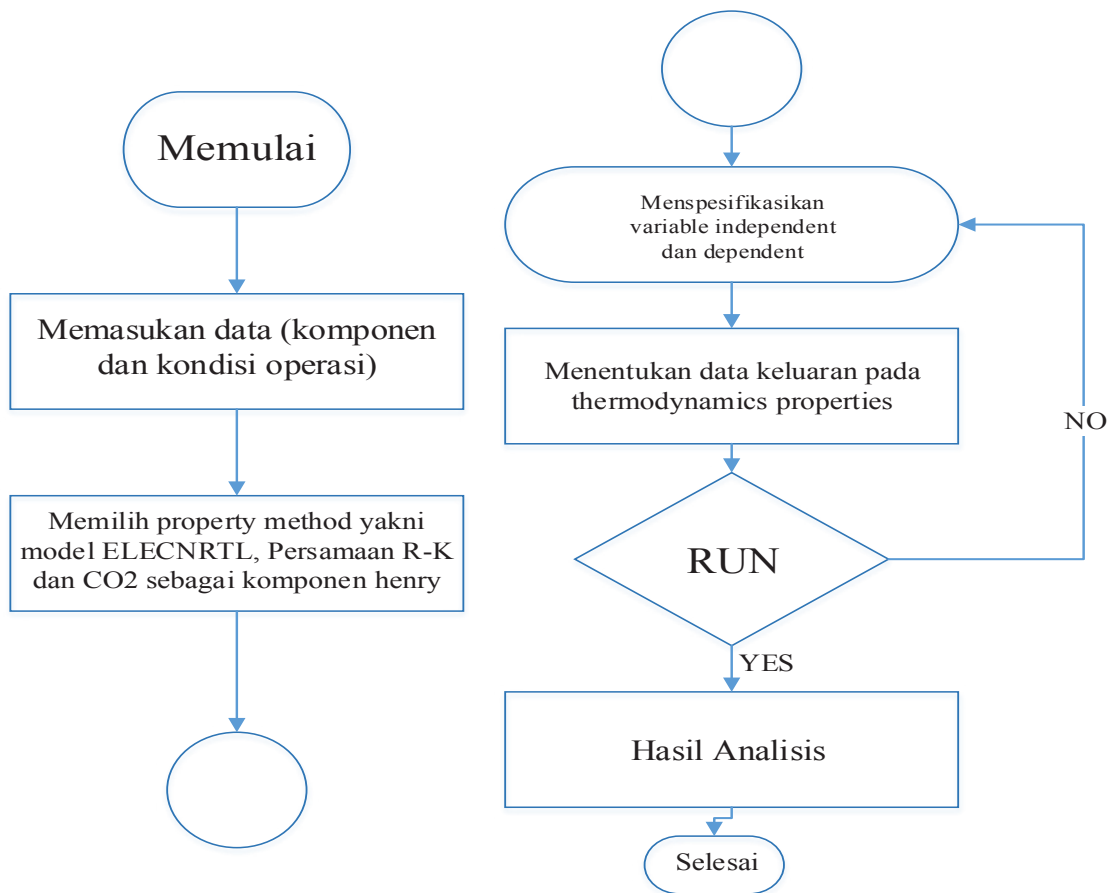
menggunakan persamaan 13 [1] di bawah ini.

$$G_s (Y_1 - Y_3) = L_s (X_1 - X_3) \dots (13)$$

F. Simulasi software aspen plus v8.8

Setelah kebutuhan *Benfield* minimum ditentukan, selanjutnya mensimulasikan pada software ASPEN PLUS V8.8 guna membandingkan CO₂ slip hasil perhitungan dengan simulasi. Pada simulasi *Benfield*

system digunakan pemodelan dengan metode *Electrolyte NRTL* dikarenakan proses absorpsi menggunakan larutan garam. Simulasi dilakukan dengan langkah-langkah seperti gambar 3 [4] :



Gambar 3. Flowchart simulasi ASPEN PLUS V8.8

HASIL DAN PEMBAHASAN

A. Neraca massa

Untuk menentukan neraca massa, perlu

diketahui beberapa kondisi operasi. Berikut ini adalah kondisi operasi pada menara CO₂ absorber pada tabel 1 dan neraca massa dari Benfield pada tabel 2 :

Tabel 1. Kondisi Operasi CO₂ Absorber

CO2 Absorber								
TI-1340	TI-1353	PI-1617	PI-1042	FI-1014	FI-1005	TI-1408	TI-1410	TI-1354
Temp In, (deg C)	Temp Out (Top), (deg C)	Pressure, (kg/cm ²)	Pressure Drop, (kg/cm ²)	Mass Flow LB, (ton/jam)	Mass flow SB, (ton/jam)	Temp In LB, (deg C)	Temp In SB, (deg C)	Temp Out RB, (deg C)
78,88	67,76	34,04	0,26	199,88	1341,06	63,22	107,89	116,17

Tabel 2 Neraca Massa Larutan Benfield

Komponen	BM	Unit	Lean Benfield	Semilean Benfield	Rich Benfield
DEA	105,14	Kg/Jam	2558,48	0	0
KVCO ₃	138,05	Kg/Jam	1659,01	0	0
V ₂ O ₅	181,88	Kg/Jam	479,72	0	0
K ₂ CO ₃	138,2	Kg/Jam	42354,85	220336,21	129285,00
KHCO ₃	100,11	Kg/Jam	15790,62	163609,36	357652,55
H ₂ O	18,02	Kg/Jam	137038,61	957114,75	1054004,06
Jumlah (Kg/Jam)			199881,29	1341969,32	1540941,61

Sour syngas yang memasuki Menara CO₂ absorber (E-101) tidak terdapat Flow Indicator sehingga untuk mengetahui jumlah gas yang memasuki Menara CO₂ absorber diasumsikan dengan mengalikan antara plant

rate sebesar 90% dengan kapasitas desain yakni sebesar 134415 Kg/jam adapun fraksi mol didapatkan dari laboratorium. Berikut ini adalah komposisi gas umpan yang memasuki Menara absorber pada tabel 3.

Tabel 3. Komposisi Gas Umpan CO2 Absorber

Komponen	% mol	Fraaksi mol	BM	Fraaksi mol * BM	Mol (Kmol/h)	Mass (Kg/h)
CO ₂	17,62	0,1762	44,01	7,7545	1024,0329	45067,6905
Ar	0,24	0,0024	39,95	0,0958	13,9482	557,2321
N ₂	20,81	0,2081	56,03	11,6598	1209,4282	67764,2651
CH ₄	0,2	0,002	16,04	0,0321	11,6235	186,4414
CO	0,17	0,0017	28,01	0,0476	9,8800	276,7388
H ₂	60,96	0,6096	2,01	1,2253	3542,8518	7121,1321
Total	100,00	MR Average		20,815278	5811,7648	120973,5
Total Inert Gas Flow					4787,7318	

B. Membuat garis operasi

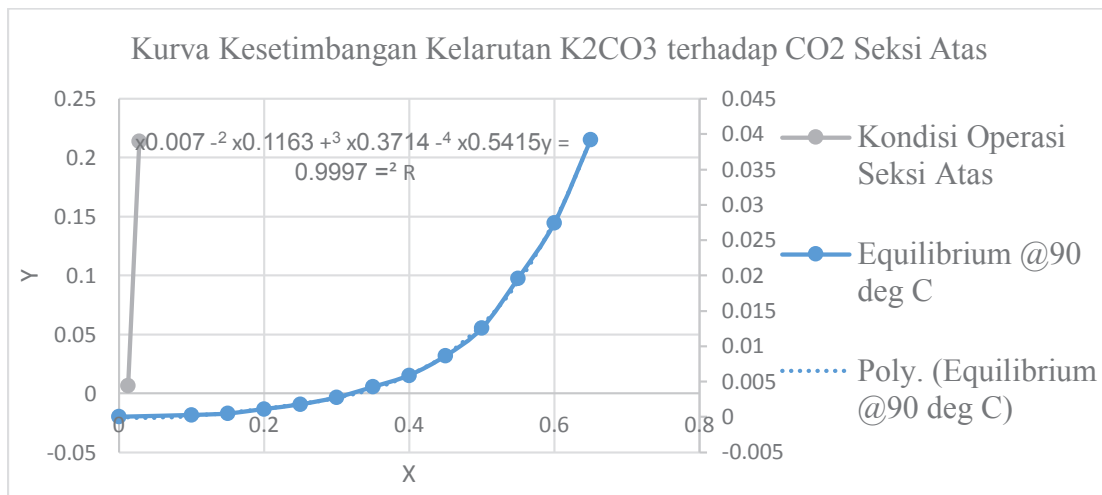
Untuk menentukan garis operasi terdapat 2 seksi yakni seksi atas dan bawah, garis operasi seksi atas dan bawah ditentukan dengan

Tabel 4. Data Kesetimbangan Kelarutan K₂CO₃ wt 30% terhadap CO₂

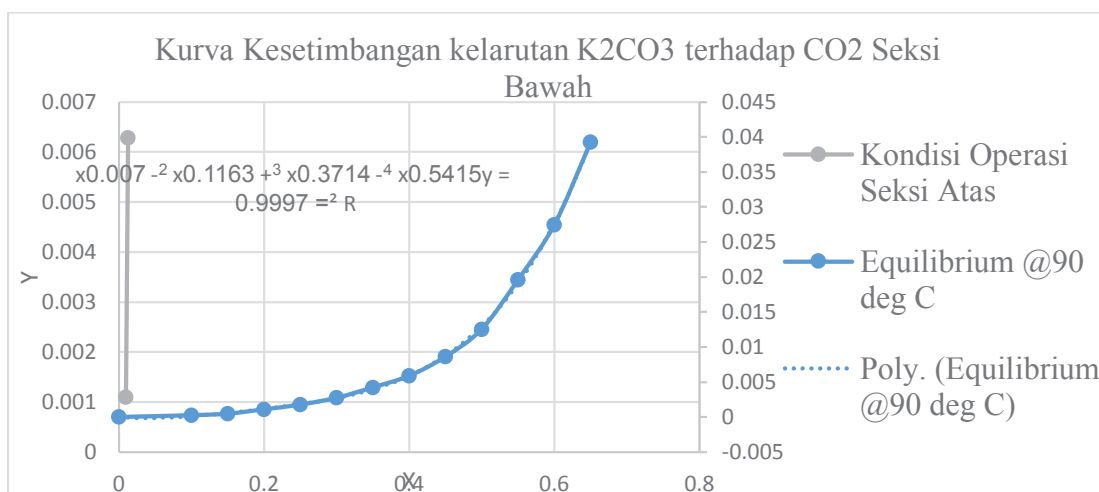
30%wt	90°C	Y
X	P CO ₂	
0	0	0
0,1	6,5	0,23897059
0,15	12	0,44117647
0,2	28	1,02941176
0,25	45	1,65441176
0,3	70	2,57352941
0,35	108	3,97058824
0,4	150	5,51470588
0,45	220	8,08823529
0,5	320	11,7647059
0,55	500	18,3823529
0,6	700	25,7352941
0,65	1000	36,7647059

menggunakan persamaan 6-12 sehingga akan ditemukan nilai X dan Y. Dalam penggambaran garis operasi seksi atas dan seksi bawah terlebih dahulu harus ditentukan koordinat perpotongan antara seksi bawah dan seksi atas (X₃, Y₃). Titik X₃ merupakan kondisi *Lean Benfield* setelah menyerap komponen gas CO₂ pada seksi atas Menara CO₂ absorber sedangkan titik Y₃ merupakan kondisi gas hidrogen yang telah berkontak dengan *Semilean Benfield*. Garis operasi digambar bersamaan dengan garis/kurva kesetimbangan, berikut ini adalah data kesetimbangan pada suhu 90°C.

Nilai Y merupakan pembagian antara *partial pressure* CO₂ dengan tekanan pada Menara CO₂ absorber. Nilai Y digunakan dalam pembuatan kurva kesetimbangan (*equilibrium*) antara CO₂ dengan larutan *Benfield*. Garis operasi seksi atas dan bawah yang sudah ditentukan digambarkan pada grafik kurva kesetimbangan dengan data pada tabel 4. Berikut ini adalah grafik garis operasi seksi atas bawah tertera pada gambar 4 dan 5.



Gambar 4. Garis Operasi Seksi Atas



Gambar 5. Garis Operasi Seksi Bawah

C. Penentuan benfield optimum

Garis operasi seksi atas dan bawah digunakan untuk menentukan *solvent* minimum dengan cara *trial and error*. Dalam proses penentuan *solvent minimum* digunakan kurva kesetimbangan dan garis operasi untuk masing masing seksi CO₂ absorber. Garis operasi disinggungkan dengan garis kesetimbangan yang berarti memaksimalkan komponen CO₂

yang dapat diserap oleh *larutan rich Benfield* sehingga dengan memaksimalkan kapasitas penyerapan CO₂ di *rich Benfield* maka didapat *solvent* yang lebih kecil dibandingkan dengan *solvent* operasi sehingga didapat kebutuhann *solvent* optimum. Berikut ini adalah *trial and error* seksi atas dan bawah untuk penentuan jumlah *solvent* minimum tertera pada tabel 4 dan 5.

Tabel 4. *Trial and Error* Penentuan Jumlah *Solvent* Seksi Atas

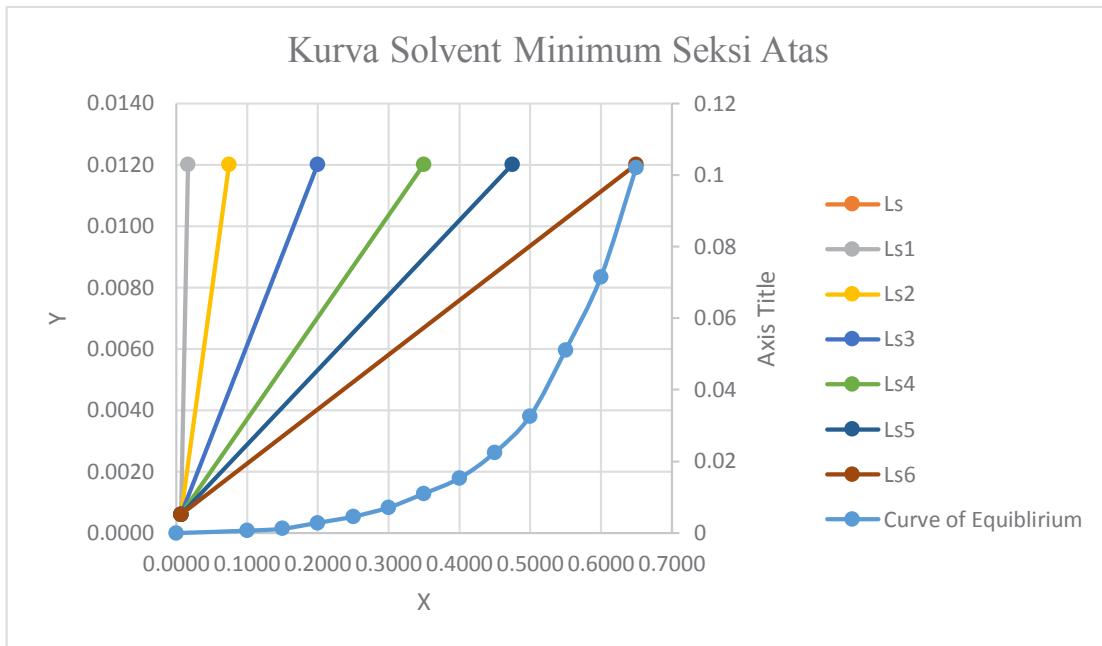
Ls	Garis Operasi	Garis Operasi		Y
		X3	Y4	
0,0126	X3	Y4	0,0011	
0,0097	X4	Y3	0,0058	
Ls1	0,0145	X3	Y4	0,0011
	0,0097	X4	Y3	0,0058
Ls2	0,0700	X3	Y4	0,0011
	0,0097	X4	Y3	0,0058
Ls3	0,1500	X3	Y4	0,0011
	0,0097	X4	Y3	0,0058
Ls4	0,3000	X3	Y4	0,0011
	0,0097	X4	Y3	0,0058
Ls5	0,4300	X3	Y4	0,0011
	0,0097	X4	Y3	0,0058
Ls6	0,6455	X3	Y4	0,0011
	0,0097	X4	Y3	0,0058

Tabel 5. *Trial and Error* Penentuan Jumlah *Solvent* Seksi Bawah

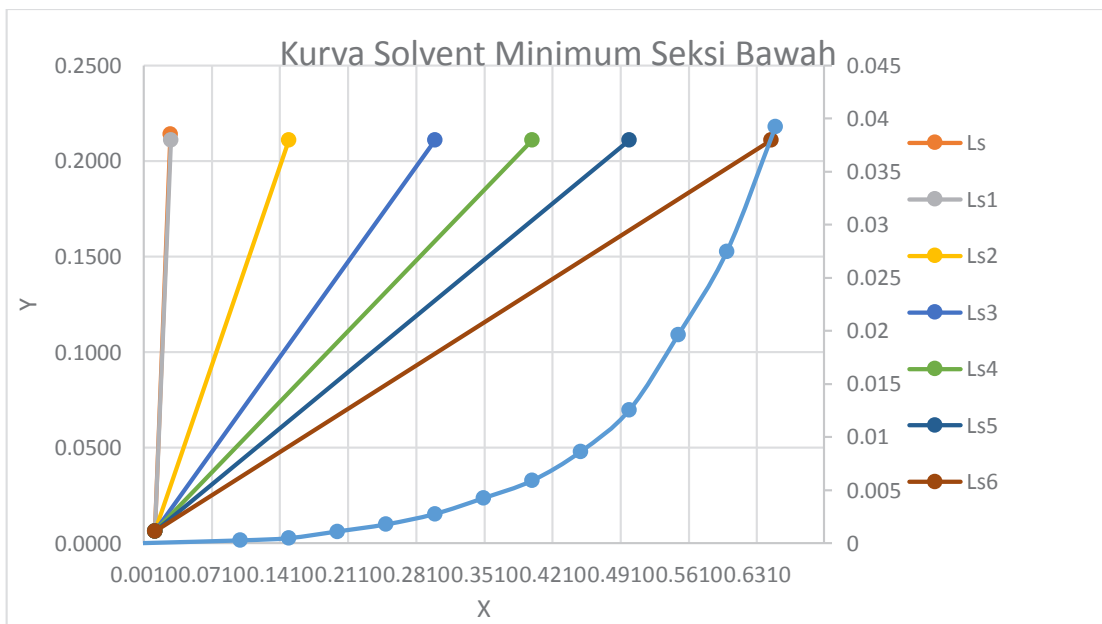
Ls	Garis Operasi	Garis Operasi		Y
		X1	Y1	
0,0284	X1	Y1	0,2139	
0,0128	X3	Y3	0,0063	
Ls1	0,0300	X1	Y1	0,2139
	0,0128	X3	Y3	0,0063
Ls2	0,1500	X1	Y1	0,2139
	0,0128	X3	Y3	0,0063
Ls3	0,3000	X1	Y1	0,2139
	0,0128	X3	Y3	0,0063
Ls4	0,4000	X1	Y1	0,2139
	0,0128	X3	Y3	0,0063
Ls5	0,5000	X1	Y1	0,2139
	0,0128	X3	Y3	0,0063
Ls6	0,6455	X1	Y1	0,2139
	0,0128	X3	Y3	0,0063

Berikut ini adalah grafik atau kurva penentuan solvent minimum pada seksi atas

dan bawah, sebagaimana tertera pada gambar 6 dan 7



Gambar 6. Trial dan Error Penentuan Solvent Minimum Seksi Atas CO₂ Absorber



Gambar 7. Trial dan Error Penentuan Solvent Minimum Seksi Bawah CO₂ Absorber

Untuk mengetahui jumlah solvent dengan menggunakan persamaan 13, dimana nilai X dan Y berasal dari data trial dan error yang tertera pada tabel 4 dan 5. Dari perhitungan diatas didapatkan garis operasi yang menyinggung

kurva kesetimbangan pada solvent minimum 1548,6936 kmol/jam. Nilai solvent minimum tersebut tidak bisa diterapkan pada kondisi operasi Menara absorber dikarenakan akan membutuhkan waktu kontak yang sangat lama

dan tinggi Menara akan sangat tinggi sehingga dalam penentuan *solvent minimum* nilai X_1 dinaikkan hanya sedikit saja dari X_1 operasi dikarenakan ada kehilangan *solvent* yang digunakan, sehingga *solvent* yang digunakan Ls1 yakni sebesar 61562,1471 kmol/jam atau sebesar 1412,51 m³/jam. sedangkan hasil perhitungan kebutuhan *solvent* pada seksi atas dipilih *solvent minimum* pada trial 1 yaitu nilai Ls1 sebesar 5827,9728 kmol/jam atau sebesar 118,75 m³/jam. Namun untuk menggunakan jumlah *solvent* minimum tersebut harus memenuhi batasan maximum CO₂ slip sebesar 0,16% mol. Cara mengetahui CO₂ slip pada jumlah *solvent* minimum tersebut dilakukan *trial and error* sehingga bisa didapatkan keuntungan berupa penghematan penggunaan/

Setelah dilakukan pemeriksaan terkait nilai CO₂ slip atau Y4, bahwa percobaan 1 atau Ls1 memiliki nilai CO₂ slip sebesar 0,14%, sedangkan kondisi aktual sebesar 0,11%, dimana pada kondisi operasi aktual terdapat *solvent* berlebih yang dapat diminimalisir karena CO₂ slip maksimum yang diizinkan beroperasi maksimal 0,16%.

D.Simulasi software aspen plus v8.8

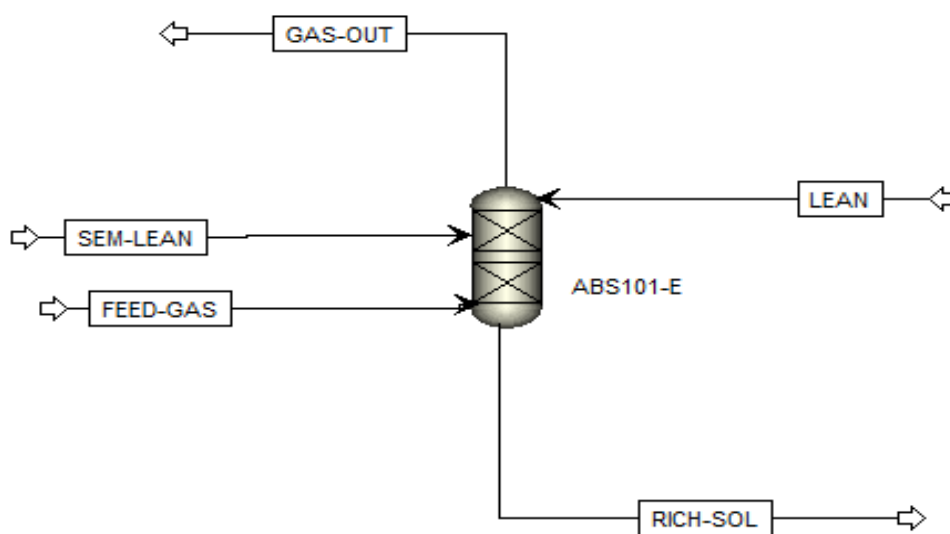
Setelah dilakukan penentuan *solvent*

make-up larutan *benfield*. Jumlah *solvent* tersebut dimasukan kedalam perhitungan saat menentukan garis operasi seksi atas, nilai X3 sudah diketahui dan nilai Y4 sebagai CO₂ slip yang ditentukan. Berikut ini dapat dilihat hasil *trial and error* CO₂ slip pada tabel 6.

Tabel 6. Trial and Error Penentuan Y4 atau CO₂ Slip

Trial	Minimum Solvent, (Kmol/h)	Y4 atau CO ₂ Slip (% mol)
Ls1	5827,9728	0,1406
Ls2	411,5882	1,9908
Ls3	176,8232	4,6340
Ls4	85,4434	9,5901
Ls5	59,0128	13,8853
Ls6	39,0094	21,0055

minimum pada kondisi operasi optimum maka dapat digunakan *Software Aspen Plus V8.8* untuk disimulasikan kemudian dibandingkan nilai CO₂ slip berdasarkan simulasi dengan perhitungan yang didapatkan dari grafik kurva kesetimbangan. Pada simulasi *Benfield system* digunakan pemodelan dengan metode *Electrolyte NRTL* dikarenakan proses absorpsi menggunakan larutan garam. *Flowsheet* pemodelan Menara CO₂ absorber menggunakan Aspen Plus V8.8. dapat dilihat pada gambar 8.



Gambar 8. Simulasi software Aspen Plus V8.8

Tabel 8. Data Penghematan Larutan *Benfield*

Parameter Operasi	Kondisi Operasi	Kondisi Optimum
Volume flow <i>Lean Benfield</i> (m ³ /jam)	166,31	118,7469
Volume flow <i>Semilean Benfield</i> (m ³ /jam)	1431,3588	1412,5122
Total volume flow larutan <i>Benfield</i> (m ³ /jam)	1597,6687	1531,2590
Penghematan <i>Benfield</i> (m ³ /Jam)	66,41	
Density Larutan <i>Bendfield</i> (Kg/m ³)	1178,5	
Mass Flow Larutan <i>Benfield</i> (Kg/Jam)	78026,5	

Tabel 9. Komposisi Larutan *Benfield Equivalent*

Komponen	Konsentrasi
DEA (%wt)	1,28
KVCO ₃ (%wt)	0,83
V ₂ O ₅ (%wt)	0,24
K ₂ CO ₃ (%wt)	21,19
KHCO ₃ (%wt)	7,90
H ₂ O (%wt)	68,57

Jadi penghematan berat K₂CO₃

$Mass\ flow\ K_2CO_3 = 0,2119 \times 78026,5\ (kg/jam)$
 $= 16354,35\ kg/jam$

$Make\ up\ K_2CO_3\ setelah\ dilakukan\ optimasi =$
 $40.000\ kg - 16354,35\ kg = 23645,65\ kg/make\ up$

Potensi keuntungan penghematan K₂CO₃ =
 $16354,35\ kg/make\ up \times 2,5\ \$ = 40886\ \$/make\ up$

Dalam kurs rupiah per tanggal 17-Juni-2019 =
 $40886\ \$/make\ up \times 14356,47 = Rp\ 587.000.000\ /make\ up$

Dengan demikian akibat pengaruh kondisi optimum *volume flow Lean Benfield* dan *Semilean Benfield* yang dipilih akan berpotensi meningkatkan keuntungan (profit) sebesar $US\$ 40886/make\ up$ atau $Rp\ 587.000.000 / make\ up$ dengan kurs 1 \$ pada 17 Juni 2019 sebesar $Rp\ 14.357,-$

KESIMPULAN

Jumlah *solvent* sebelum dan sesudah dioptimasi yakni sebesar 1597,67 m³/jam dan 1531,26 m³/jam

Pada kondisi operasi *real* nilai CO₂ *slip* sebesar 0,11%, setelah dilakukan optimasi nilai CO₂ *slip* sebesar 0,14%.

Hasil optimum disimulasikan pada *software* ASPEN PLUS V8.8 didapatkan nilai CO₂ *slip* sebesar 0,1215% dimana terdapat perbedaan yang tidak terlalu signifikan dengan hasil perhitungan optimasi

Setelah dilakukan penentuan jumlah *solvent* optimum didapatkan profit berupa penghematan sebesar $Rp\ 587.000.000 /make\ up$, dimana asumsi *make-up* dilakukan setahun sekali saat TurnAround (TA)

DAFTAR PUSTAKA

- Treybal, R.E., 1981 “Mass Transfer Operation”, McGraw Hill, Singapore
- Maddox, Robert N, 1982, Gas Conditioning and Processing”, Cambell Petroleum Series, Oklahoma
- Warren L.McCabe, Julian C. Smith, Peter Harriot, “ Unit Operation Of Chemical Engineering Fifth Edition”, McGraw Hill, Singapore
- O.Eisa, M.Suhaimini. Thermodynamic Study of Hot Pottasium Carbonate Solution Using Aspen Plus Vol.4 Hal.2, 2010