

Optimasi Proses Penyerapan SO₃ pada Kinerja Kolom Absorber Menggunakan Proses *Double Contact Double Absorption* (DCDA)

Lulu Sekar Taji, Erlangga Ardiansyah dan Eva Oktavia Ningrum
Departemen Teknik Kimia Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember
e-mail: eva-oktavia@chem-eng.its.ac.id

Abstrak—Asam sulfat merupakan senyawa kimia yang keberadaannya banyak dipakai dan dibutuhkan serta perannya penting dalam proses produksi pada bidang industri. Asam sulfat digunakan sebagai agen dehidrasi, katalis, reaktan aktif dalam proses kimia, pelarut, dan penyerap. Dalam industri, asam sulfat diproduksi dan dipasok dalam tingkat kemurnian yang tepat untuk baterai penyimpanan, rayon, tawas, pewarna, dan industri farmasi. Proses SO₃ absorption merupakan salah satu tahap untuk memproduksi asam sulfat dan merupakan tahap paling krusial dalam pembuatan asam sulfat. Karena dalam prosesnya tinggi-rendahnya konsentrasi asam sulfat yang dihasilkan dipengaruhi oleh kondisi operasi dalam absorption tower. Namun umumnya absorption tower dalam proses SO₃ absorption tidak menyerap SO₃ yang masuk secara efisien, sehingga masih ada rasio SO₃ yang tidak terserap dan dikeluarkan ke sistem. Untuk menginvestigasi masalah diatas, optimasi yang ditentukan adalah dengan cara mengetahui pengaruh suhu dan tekanan terhadap proses SO₃ absorption di dalam absorption tower dan merancang kolom absorber dengan menggunakan II kolom absorber bertipe *Double Contact Double Absorption* (DCDA). Simulasi dilakukan dengan menggunakan Aspen HYSYS berdasarkan data desain dari kondisi eksisting dan optimasi didasarkan pada retrofit kolom absorber II pada pabrik asam sulfat yang telah dirancang. Berdasarkan hasil kalkulasi perancangan kolom absorber, digunakan tipe absorber *sieve tray* tipe *cross flow* karena tipe tersebut memenuhi syarat sebagai kolom absorber dan kolom stripper karena berada di daerah operasi stabil. Hasil optimasi yang diperoleh yakni *retrofit* pabrik asam sulfat menggunakan DCDA menaikkan nilai efisiensi produksi dari 94,98% menjadi 99,82%.

Kata Kunci—Absorber, Absorpsi, Optimasi, Proses Kontak, Sulfur Trioksida.

I. PENDAHULUAN

ABSORPSI merupakan suatu teknik pemisahan gas dengan cara mengkontakkan campuran gas dengan suatu cairan *non-volatile* sehingga terjadi proses perpindahan komponen gas dari lapisan film gas melewati interface gas-cair dan masuk ke dalam lapisan cairan [1]. Secara mekanisme proses yang terjadi dapat berupa transfer massa saja atau transfer massa yang diikuti dengan reaksi kimia [2].

Proses perhitungan pada absorpsi gas cair yang diikuti dengan reaksi kimia (*chemical absorption*) didasarkan pada kecepatan transfer massa dan panas antara gas dan cairan di sepanjang kolom absorpsi. Neraca massa dan energi diturunkan menggunakan persamaan kecepatan transfer melewati interface berdasarkan teori dua lapisan film (*two-film theory*) dengan pendekatan *overall rate transfer* [3]. Pada interface gas-cair diasumsikan terjadi kesetimbangan termodinamika, sedangkan dalam lapisan cairan terjadi kesetimbangan kimia [4].

Keakuratan estimasi besaran transfer massa di lapisan film gas dan cairan merupakan hal yang sangat penting dalam merancang alat absorpsi di pabrik kimia [4]. Sifat sifat campuran gas dan cairan secara langsung dipengaruhi oleh suhu, tekanan sistem, dan komposisi komponen penyusunnya.

Kebutuhan asam sulfat yang diproyeksikan melalui data impor di Indonesia menunjukkan angka sekitar 300.000-500.000 ton per tahun dimana data impor tertinggi ditunjukkan pada tahun 2016 yaitu sebesar 494.713,8 ton (Tabel 1). Senyawa asam sulfat tersebut diimpor dari berbagai negara seperti Korea, Filipina, dan Jepang.

Sedangkan produksi asam sulfat di Indonesia masih mengalami angka fluktuasi yang tidak menentu (Tabel 2). Akhirnya hal tersebut berimbas terhadap banyaknya impor terhadap asam sulfat. Sehingga Impor dari beberapa negara tersebut menyebabkan biaya produksi pabrik yang menggunakan asam sulfat menjadi lebih tinggi.

Terlebih lagi, data konsumsi asam sulfat di Indonesia juga menunjukkan angka yang tinggi, yaitu sekitar 200.000.000-400.000.000 ton, maka dari itu produk asam sulfat yang dibutuhkan dalam proses industri membutuhkan asam sulfat dengan konsentrasi yang tinggi dan dengan jumlah yang cukup banyak (Tabel 3).

Maka dari itu, tujuan dari artikel ini adalah untuk mengetahui pengaruh variabel suhu dan tekanan terhadap proses absorpsi SO₃ oleh absorption tower pada pabrik asam sulfat dan merancang kolom absorber tipe *Double Contact Double Absorption* (DCDA) pada pabrik asam sulfat.

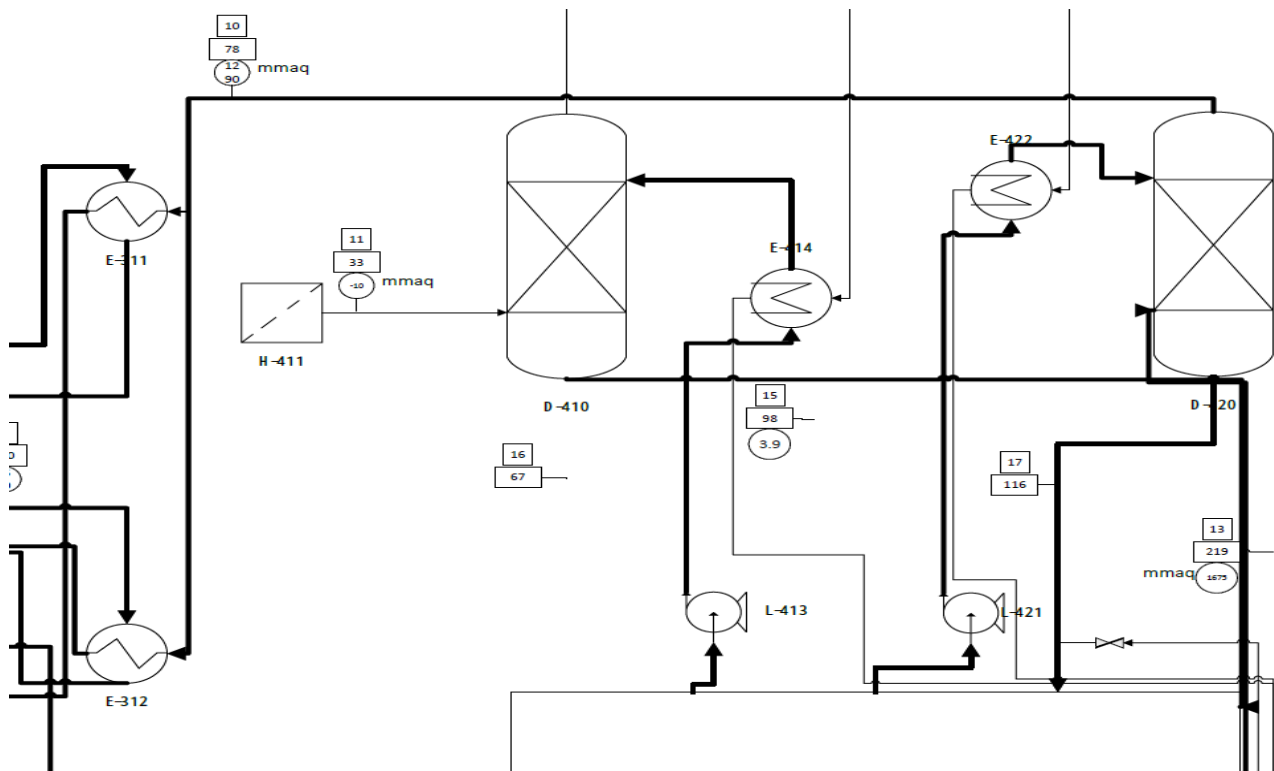
II. METODOLOGI EFISIENSI

A. Kondisi Eksisting

Data *existing* pabrik asam sulfat yang digunakan merupakan pabrik asam sulfat dengan menggunakan sistem *single contact single absorber* dimana sistem ini terdiri dari *drying* dan *absorber tower* yang memiliki tangki pompa, pompa dan cooler sendiri. Sistem pengeringan dapat beroperasi dengan tergantung pada desain pabrik. Plant regenerasi metalurgi dan asam beroperasi dengan 93% atau 94% H₂SO₄ (Gambar 1) (Douglas, 2005).

Dengan mengetahui jenis absorption tower, dimensi tangki, dimensi head, dan juga jenis packing dari alat absorber tower yang dapat dilihat pada Tabel 4, maka kita dapat mengetahui kondisi operasi eksisting dari Absorber Tower yang ada pada Gambar 1.

Pada kondisi *existing* pabrik asam sulfat dengan penggunaan *single absorber* memiliki efisiensi sebesar 94%, sehingga hanya dapat menghasilkan H₂SO₄ 94% saja (Tabel 5). hal ini apabila disesuaikan dengan permintaan pasar saat



Gambar 1. Kondisi eksisting absorber pabrik asam sulfat sistem SCSA.

ini masih kurang sesuai, dikarenakan demand pasar saat ini mayoritas membutuhkan asam sulfat dengan konsentrasi minimal 98.5% untuk dapat digunakan atau dikomersialisasikan. Oleh karena itu diperlukan optimasi pabrik asam sulfat agar efisiensi prosesnya dapat meningkat dan menjawab tantangan produksi asam sulfat dalam negeri.

B. Pendekatan Optimasi

Salah satu langkah efisiensi yang dapat dilakukan adalah dengan melakukan *retrofit* pabrik asam sulfat dalam hal meningkatkan efisiensi produksi melalui pengadaan alat yang mendukung untuk pengadaan peralatan yang berkaitan dengan sistem produksi *double contact double absorber* (DCDA). Proses DCDA (*Double Contact Double Absorption*) merupakan proses produksi asam sulfat yang ditemukan pada tahun 1963 [5]. Berbeda dengan SCSA (*Single Contact Single Absorption*) yang hanya menggunakan satu menara absorpsi dan maksimal tiga konverter, karakteristik unik dari proses DCDA adalah adanya dua menara reaktif-absorpsi dan empat atau lebih rangkaian konverter di dalam reaktor katalitik. Hal ini meningkatkan konversi oksidasi SO_2 menjadi sekitar 99,5% atau lebih tinggi di dalam konverter katalitik, dan konsentrasi asam dalam rentang 98% hingga 99,9% di dalam menara reaktif-absorpsi [6]. SO_2 dan SO_3 yang tidak bereaksi dari proses ini dikeluarkan melalui gas keluaran absorber. Karena pembentukan polutan berbahaya ini disebabkan oleh beberapa variabel proses yang saling bertentangan [7], pengendalian mereka tetap menjadi hal yang penting dalam operasi pabrik. Tantangan lainnya adalah pemahaman bahwa peningkatan jumlah konverter katalitik dan menara absorpsi tidak selalu mengurangi emisi. Kondisi operasi proses harus menguntungkan untuk berbagai reaksi, dan konfigurasi pabrik harus dioptimalkan dalam hal susunan konverter katalitik dan absorber [8].

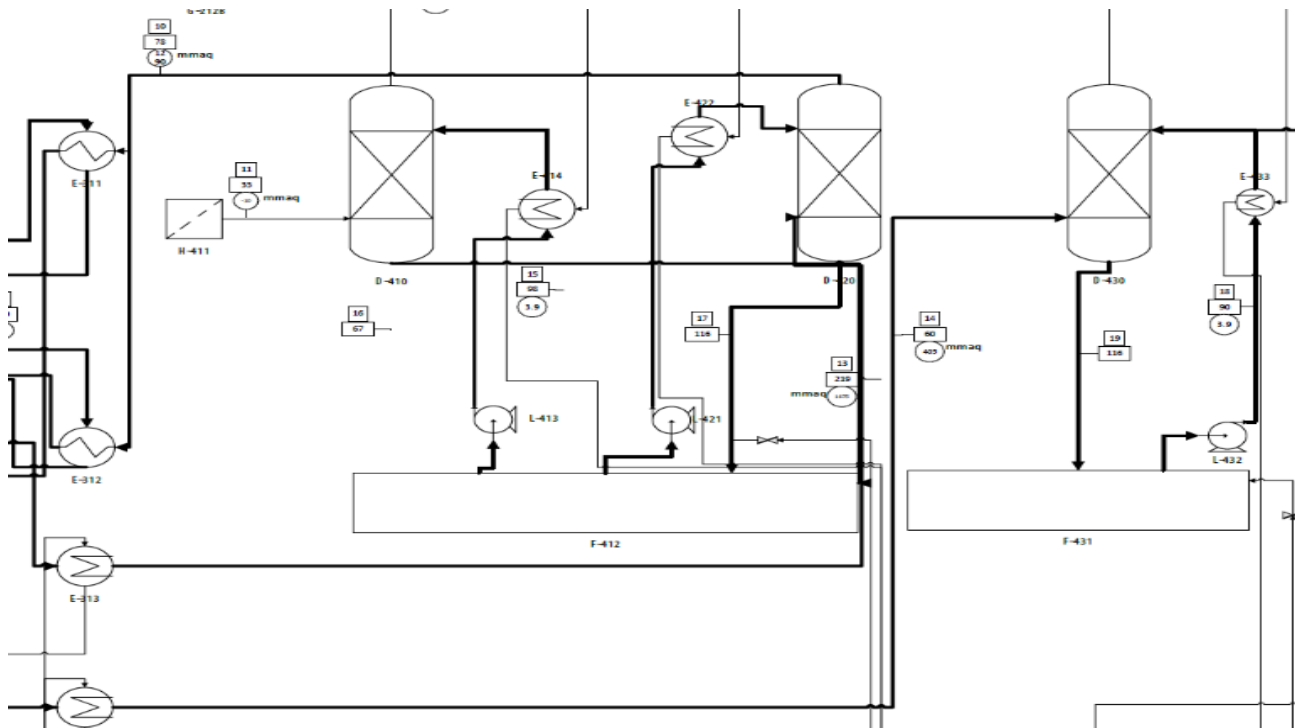
Simulasi proses optimasi retrofit pada absorber tower bertipe Double Contact Double Absorber nantinya akan dilakukan menggunakan Aspen HYSYS versi 10. Model simulasi yang dikembangkan dengan parameter operasi dasar yang sesuai ditunjukkan dalam Gambar 1 dan 2. Reaksi yang terjadi dalam absorber disimulasikan. Karena keberadaan elektrolit yang diperlukan untuk proses absorpsi, yang tidak tersedia dalam perpustakaan Aspen HYSYS, semua komponen untuk simulasi diperoleh dari perpustakaan Aspen Plus. Untuk simulasi absorber tower akan menggunakan metode NRTL untuk mengembangkan model proses untuk simulasi. Paket properti ini digunakan untuk simulasi dengan larutan yang cukup mudah absorpsinya seperti asam sulfat, NRTL menghitung properti fase cair dari model koefisien aktivitas NRTL. Reaksi kimia dalam proses DCDA meliputi reaksi gas, reaksi absorpsi, dan kimia asam [9].

Akurasi model simulasi sangat penting karena model harus mereplikasi perilaku proses yang sebenarnya [10]. Validasi proses dapat dilakukan dengan membandingkan prediksi dari simulator proses dengan data desain tipikal dan menilai perbedaannya. Gambar 2 menunjukkan diagram alir proses dari simulasi proses DCDA. Proses DCDA didasarkan pada diagram alir proses yang disederhanakan namun realistis dari pabrik asam sulfat yang menggunakan belerang atau sulfur sebagai bahan baku. Model simulasi dikembangkan dengan hati-hati untuk menggambarkan setiap unit dan aliran dalam proses dengan seakurat mungkin.

Beberapa pertimbangan pemilihan sistem produksi untuk *retrofit* pabrik asam sulfat dapat dilihat pada Tabel 6.

Setelah dibandingkan antara proses kontak (*Single* dan *Double Absorber*), maka untuk perancangan pabrik asam sulfat ini dipilih Proses Kontak dengan Double Absorber dengan pertimbangan :

1. Konversi yang tinggi dan kualitas produk lebih pekat
2. Proses produksi dua kali proses dalam meningkatkan konsentrasi asam



Gambar 2. Proses SO₃ Absorption pabrik asam sulfat sistem DCDA.

3. Produk yang dihasilkan lebih banyak daripada Single Absorber

Proses Optimasi dimulai dengan melakukan perancangan kolom absorber berdasarkan tipe *bubble cap* dan *sieve tray*. Berikut adalah tahapan perancangan kolom absorber :

1. Perancangan kolom absorber meliputi melakukan input data operasional, merancang diameter kolom (seleksi *cap*, menentukan luas slot minimum, *cap spacing*, Aa/At , dan tipe layout)
2. Merancang *layout tray* (ukuran, lokasi dan ukuran *downcomer*), dan menentukan *tray dynamic* (tinggi bagian slot yang terbuka), tinggi *liquid* di atas *weir*, *pressure drop* di *cap*, *liquid gradient*,
3. Menentukan distribusi uap, *dynamics seal* rata-rata, *pressure drop* di *tray*, tinggi *liquid* dalam *downcomer*, *residence time*, *liquid throw over weir*, *flooding*, dan *entrainment*), dan
4. Merancang tinggi kolom yang dapat digunakan. Pada tipe kolom absorpsi *sieve tray* digunakan analisa *performance curve* untuk memastikan apakah perancangan kolom yang telah dikalkulasi memungkinkan untuk diimplementasikan.

Setelah melakukan kalkulasi dan analisa, tahap selanjutnya adalah menganalisa kinerja kolom absorber sebelum merekomendasikan pemilihan kolom absorber. Kolom *absorber* yang dipilih dianalisa kinerjanya menggunakan pendekatan operasional dengan melakukan simulasi penggunaan sistem DCDA menggunakan Aspen HYSYS. Data operasi yang diperoleh akan dibandingkan dengan data *existing* dan diperoleh kesimpulan dan rekomendasi dari proses optimasi yang telah dilakukan.

III. HASIL DAN PEMBAHASAN

A. Perbandingan Kondisi Operasi Sebelum dan Sesudah Dilakukan Retrofit

Sebelum dilakukannya retrofit, kondisi operasi didalam absorption tower menggunakan suhu 80°C dan menggunakan

tekanan yang cukup tinggi, yaitu 13.69 kPa (Tabel 7). Setelah diinvestigasi, suhu dan tekanan pada kondisi operasi kolom absorber tower dapat mempengaruhi kemampuan menyerap dari absorber tower itu sendiri, kondisi ideal untuk suhu yang dapat ditetapkan dalam absorber tower adalah di dalam range 50-80 derajat celcius. Suhu yang lebih rendah dapat meningkatkan efisiensi absorpsi SO₃, tetapi juga dapat menyebabkan masalah pengembunan asam sulfat. Suhu yang lebih tinggi dapat mengurangi efisiensi absorpsi dan menghasilkan emisi SO₃ yang lebih tinggi.

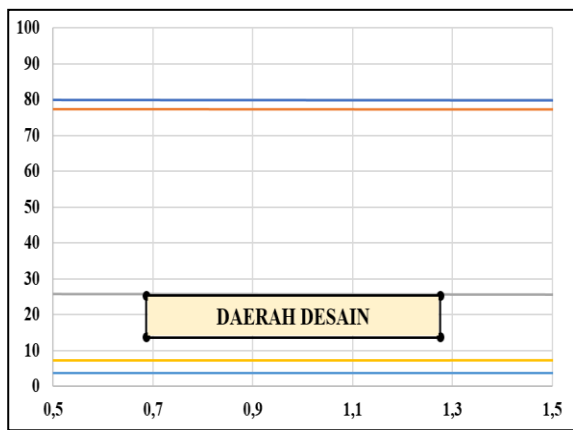
Sedangkan untuk tekanan yang ideal dalam absorber tower, umumnya dapat bervariasi, tetapi umumnya dipertahankan pada tekanan atmosfer atau sedikit di atasnya. Tekanan yang terlalu tinggi dapat menghambat aliran gas dan mengurangi efisiensi absorpsi. Namun untuk studi ini akan digunakan tekanan yang tidak terlalu tinggi dalam perancangan retrofitnya sehingga absorpsi yang dihasilkan akan jauh lebih optimal. Setelah mengubah kedua variabel diatas, dilakukanlah analisa kondisi operasi dari absorption tower, dan mendapatkan hasil yang dapat dilihat pada Tabel 8.

Setelah dilakukannya retrofit, suhu yang ideal untuk melakukan proses absorpsi SO₃ adalah dengan menggunakan suhu 60°C dan untuk tekanan yang ideal dalam melakukan proses absorpsi SO₃ menggunakan tekanan sebesar 10.69 kPa, hal ini sesuai dengan hasil hipotesa sebelumnya bahwasannya suhu yang lebih rendah dan juga tekanan yang lebih kecil akan menghasilkan efisiensi yang cukup tinggi dalam penyerapan SO₃ oleh kolom absorption tower.

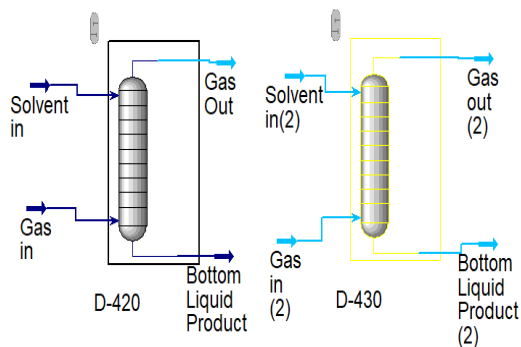
B. Analisa Pemilihan Kolom Absorber

Keterangan pada Tabel 9:

1. Dt (ft): Diameter kolom (kolom diameter dalam kaki).
2. At (ft²): Luas penampang lintang kolom (luas penampang lintang dalam kaki persegi).
3. L/D: Perbandingan panjang kolom (L) dengan diameter kolom (D).



Gambar 3. Performance Curve Kolom Absorpsi Sieve Tray Cross Flow.



Gambar 4. Perancangan Flowsheet Diagram untuk Optimasi Absorber Tower dalam aplikasi simulasi ASPEN HYSYS.

4. lw (ft): Lebar penampang lintang kolom (lebar penampang lintang dalam kaki).
5. H/D : Perbandingan tinggi kolom (H) dengan diameter kolom (D).
6. hw (in): Tinggi cairan di dalam kolom (tinggi cairan dalam inci).
7. ht (in): Tinggi tray atau pelat dalam kolom (tinggi tray dalam inci).
8. tw/H : Tinggi tray (tw) dibagi dengan tinggi kolom (H).
9. T (in): Ketebalan dinding kolom (ketebalan dinding dalam inci).

Berdasarkan Tabel 9 diketahui bahwa nilai flooding dan entrainment terkecil adalah jenis bubble cap. Tetapi jenis bubble cap memiliki kelemahan kekurangan yaitu biaya yang mahal, proses maintenance yang susah serta pressure drop yang tinggi [9]. Maka, pilihan jenis bubble cap dapat dikesampingkan. Untuk memeriksa bahwa desain sieve tray dapat digunakan atau tidak, maka harus dibuat kurva performa. Desain yang baik harus berada dibawah batas kedalaman liquid, batas flooding, batas entrainment, serta harus diatas daerah operasi stabil dan daerah pelepasan uap. Berdasarkan Gambar 1, jenis sieve tray dengan tipe aliran cross flow masih memenuhi syarat sebagai kolom absorber dan kolom stripper karena berada di daerah operasi stabil

Berdasarkan hasil perhitungan, didapatkan hasil bahwa jenis sieve tray dengan tipe aliran double pass dengan L/D dari 0,5 sampai 0,6 menghasilkan perbandingan luas aktif per luas tray (Aa/At) dibawah 60%. Luas aktif per luas tray memiliki persyaratan antara 60- 80%, karena jika dibawah 60% maka daerah aktif terlalu sempit (Gambar 3).

Tabel 1. Kebutuhan Impor Asam Sulfat

Tahun	Impor (Ton)
2011	158,137,521
2012	477,420,207
2013	399,534,407
2014	417,093,299
2015	351,146,478

Tabel 2. Supply Produksi asam sulfat di Indonesia

Tahun	Produksi (Ton)
2011	209,957,717
2012	773,003,000
2013	729,307,798
2014	57,427,100
2015	65,643,739

Tabel 3. Konsumsi asam sulfat di Indonesia

Tahun	Konsumsi (Ton)
2011	330,586,800
2012	266,080,300
2013	438,200,000
2014	204,732,800
2015	394,050,000

Oleh karena itu, sieve tray dengan tipe aliran double pass dapat dikesampingkan.

C. Optimasi Setelah Proses Retrofit

Absorber tower yang sudah dirancang sebelumnya disimulasikan menggunakan Aspen HYSYS, simulasi dilakukan dengan memasukkan stream yang sudah ditentukan sebelumnya dan dipasangkan pada absorber tower. Setelah dilakukan simulasi dalam ASPEN HYSYS menggunakan metode NRTL (*Non Random Two Liquid*) dapat dihasilkan nilai efisiensi yang dapat dianalisa untuk mencari perbandingan sebelum dan sesudah efisiensi penyerapan SO_3 oleh H_2SO_4 dari absorber tower (Gambar 4).

Pada retrofit pabrik asam sulfat dilakukan penambahan kolom absorber bertipe sieve tray dengan tipe aliran cross flow sehingga berdasarkan hasil simulasi diperoleh efisiensi pabrik asam sulfat sebelum retrofit yakni 94.98% dan setelah retrofit yakni 99.82%, hal ini dapat terjadi dikarenakan gas SO_3 yang tidak terabsorb dalam kolom absorpsi pada kondisi sebelum retrofit langsung diemisikan ke udara melalui chimney. Setelah proses retrofit gas SO_3 yang semulanya dibuang akan diabsorb kembali untuk menghasilkan asam sulfat.

Dari segi operasional, asam sulfat yang dihasilkan jauh lebih tinggi dari kondisi eksisting sebelumnya yang menghasilkan efisiensi penyerapan SO_3 sebesar 94% menjadi 99.82% setelah dilakukannya proses optimasi dan telah memenuhi standar untuk digunakan atau dikomersialisasikan, dengan kenaikan sebanyak 5.5%. Maka dapat ditarik kesimpulan bahwasannya penggunaan optimasi retrofit dan penyesuaian kondisi operasi khususnya pada variabel suhu dan juga tekanan pada absorption tower akan meningkatkan efisiensi dari absorption tower.

Tabel 4.

Kondisi Eksisting Alat Absorption Tower	
Absorption Tower (D-420)	
Jenis	Packed Tower
Bahan Konstruksi	Carbon Steel SA-283 Grade C
Jenis Las	Double Welded Butt Joint
Kapasitas	39212,63 ft3
Dimensi Tangki	
Tinggi	1291.85 in 32.79 m
OD	228 in 5.79 m
ID	227.25 in 5.78 m
Tebal	6/16 in
Dimensi Head	
Tinggi	50.09 in 1.2 m
Tebal	1/2 in
Tinggi Total	1392.04 in 35.35 m
Jenis Packing	
Material	Ceramics Chemical Stoneware
Bentuk	Intalox Saddle
Jumlah	40952232 buah

Tabel 5.

Kondisi Operasi Eksisting Absorber Tower	
Kondisi Operasi Eksisting	
Efisiensi Penyerapan	94%
Suhu	80°C
Tekanan	1 atm

Tabel 6.

Perbandingan Proses Produksi Asam Sulfat		
Keterangan	Proses Kontak	
	Single Absorber	Double Absorber
Konversi (%)	97.8	98.5 - 99
Biaya Produksi	Rendah	Tinggi
Kualitas Produk	Pekat	Lebih Pekat
Proses Produksi	Satu kali proses dalam	Dua kali proses dalam
	meningkatkan konsentrasi asam	meningkatkan konsentrasi asam

Meningkatnya efisiensi produksi asam sulfat maka kualitas produksi asam sulfat juga akan meningkat yang akan memberikan dampak dari naiknya harga jual produk karena produk yang dijual merupakan produk dengan konsentrasi lebih pekat. Sehingga berdasarkan analisa ekonomi setelah membandingkan penjualan produk lama dan baru diketahui bahwa profit yang diperoleh dapat naik sebesar 62.5%

Penggunaan bahan baku pada proses absorpsi juga akan mengalami peningkatan, dimana pada F-431 merupakan tempat umpan asam sulfat yang akan disemprotkan pada kolom absorpsi D-430. Berdasarkan hasil analisa diketahui bahwa untuk kapasitas produksi sebesar 1800 Metric Tonnes Per Day (MTPD) dengan menerapkan retrofit dibutuhkan asam sulfat tambahan sebesar 892 kg/h dengan harga 515 USD/MMBTU Sehingga dalam sekali produksi dikeluarkan biaya untuk pembelian asam sulfat sebesar Rp 13.826.000 per jam

Penggunaan air pendingin pada Economizer E-433 juga akan mengalami penambahan dimana dibutuhkan sekiitar 4540.8 kg air pendingin per jam untuk menurunkan suhu asam sulfat yang akan digunakan pada proses absorpsi. Estimasi biaya yang dikeluarkan dengan penambahan air pendingin dalam sekali produksi sejumlah Rp 15.007.694 per jam.

Kegiatan retrofit akan memberikan dampak lain yakni bertambahnya penggunaan alat di pabrik yang meliputi kolom absorber, pompa, H₂SO₄ tank, dan economizer. Dimana biaya pembelian kolom absorpsi dengan bahan carbon steel membutuhkan biaya sebesar 3,4 Miliar untuk

Tabel 7.

Kondisi operasi absorption tower sebelum dilakukannya retrofit		
Keterangan	Suhu	Tekanan
Stream : Gas in	219°C	16.4318 kPa
Stream : Solvent in	80°C	382.5 kPa
Stream : Gas out	80°C	13.69 kPa
Stream : Bottom Liquid Product	116°C	101.3 kPa
Column : Absorption Tower	80°C	13.69 kPa

Tabel 8.

Kondisi operasi absorption tower setelah dilakukannya retrofit		
Keterangan	Suhu	Tekanan
Stream : Gas in	219°C	16.4318 kPa
Stream : Solvent in	80°C	382.5 kPa
Stream : Gas out	80°C	13.69 kPa
Stream : Bottom Liquid Product	105°C	101.3 kPa
Column : Absorption Tower	60°C	10.69 kPa

Tabel 9.

Hasil Kalkulasi Perancangan Kolom Absorpsi		
Parameter	Bubble Cap (Reverse)	Sieve Tray Cross Flow
Dt (ft)	3	3
At (ft ²)	7.065	7.065
L/D	0.6	0.6
lw (ft)	0.9	1.8
H/D	0.1	0.1
hw (in)	2.25	2
ht (in)	1.897657263	5.622312697
tw/H	0.133637763	0.010358773
T (in)	16	16
Flooding	0.381879815	0.485785182
Entrainment	0.012	0.018735978

pengadaan kolom absorpsi, 92,3 Juta untuk pengadaan 10 tray, 150 Juta untuk pengadaan Heat Exchanger, 247 Juta untuk pengadaan storage tank, dan 69 Juta untuk pengadaan centrifugal pump beserta driver. Berdasarkan Cost Index tahun 2023 yang diperoleh dari ekstrapolasi data CEPCI diperoleh nilai 556.22 maka total harga pengadaan peralatan sebesar 12.15 Milyar Rupiah.

Pengadaan alat ini nantinya juga akan meningkatkan jumlah pengeluaran barang modal untuk kegiatan retrofit. Selain itu jumlah pembelian energi juga akan bertambah seiring dengan bertambahnya peralatan yang digunakan. Sehingga jika dilakukan perbandingan antara margin sebelum dan setelah retrofit diperoleh kenaikan margin sebesar 2.859% pada kondisi setelah retrofit.

IV. KESIMPULAN

Berdasarkan kegiatan optimasi pada pabrik asam sulfat, retrofit pabrik dilakukan dengan menggunakan double contact double absorber (DCDA) pada absorbing column. Kolom absorber yang dipilih berdasarkan hasil perancangan adalah sieve tray tipe cross flow dan efisiensi pabrik asam sulfat naik dari 94.98% menjadi 99.82%. Serta diperoleh kenaikan margin sebesar 2.859% pada kondisi setelah retrofit.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] A. L. Kohl and R. Nielsen, *Gas Purification*, 5th ed. Oxford: Gulf Professional Publishing, 1997, ISBN: 978-0-88415-220-0.
- [2] X. Wu, Y. Yu, Z. Qin, and Z. Zhang, "The advances of post-combustion CO₂ capture with chemical solvents: review and guidelines," *Energy Procedia*, vol. 63, 2014.
- [3] S. Norouzbahari, S. Shahhosseini, and A. Ghaemi, "CO₂ chemical

- absorption into aqueous solutions of piperazine: modeling of kinetics and mass transfer," *J. Nat. Gas Sci. Eng.*, vol. 26, 2015.
- [4] M. Bolhar-Nordenkamp, A. Friedl, U. Koss, and T. Tork, "Modelling selective H₂S absorption and desorption in an aqueous MDEA-solution using a rate-based non-equilibrium approach," *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 43, no. 6, 2004.
- [5] W. Moeller and K. Winkler, "The double contact process for sulfuric acid production," *J. Air Pollut. Control Assoc.*, vol. 18, no. 5, 1968.
- [6] J. A. Kent, *Kent and Riegel's Handbook of Industrial Chemistry and Biotechnology*. New York: Springer Science & Business Media, 2010, ISBN: 9780387278438.
- [7] M. B. Hocking, *Handbook of Chemical Technology and Pollution Control*. Cambridge: Academic Press, 2005, ISBN: 978-0-12-088796-5.
- [8] D. K. Louie, *Handbook of Sulphuric Acid Manufacturing*. Canada: DKL Engineering, 1961, ISBN: 0973899204.
- [9] F. Gharagheizi, A. Eslamimaneh, A. H. Mohammadi, and D. Richon, "Empirical method for estimation of henry's law constant of non-electrolyte organic compounds in water," *J. Chem. Thermodyn.*, vol. 47, 2012.
- [10] A. O. Oni and M. A. Waheed, "Methodology for the thermoeconomic and environmental assessment of crude oil distillation units," *Int. J. Energy*, vol. 16, no. 4, 2015.