

Studi Rekonfigurasi Stabilizer pada Kilang Pengolahan Minyak Bumi

Mahidin¹, Ibnu Rusdi¹ dan Diandoro Arifian²

¹ Fakultas Teknik Universitas Syiah Kuala Banda Aceh

² PT. Pertamina (Persero) UP III Plaju, Sungai Gerong, Palembang

ABSTRAK

Stabilizer C/A/B pada PT. Pertamina Unit Pengolahan III Plaju Sumatra Selatan Indonesia merupakan unit pengolahan Straight Run Top (SR-Tops) dari Crude Distiller (CD) II/II/IV/V untuk menghasilkan Special Boiling Point X (SBPX), *naphtha free lead* dan *low octane mogas component* (LOMC) dengan distilasi bertekanan. Disamping itu Stabilizer juga menghasilkan hexane dan iso-pentane sebagai produk akhir yang mempunyai nilai jual yang tinggi dibandingkan ketiga produk diatas. Pada penelitian ini, rekonfigurasi diperlukan untuk menghasilkan hexane. Tujuan dari penelitian ini adalah untuk menemukan rekonfigurasi yang sesuai untuk menghasilkan hexane dan iso-pentane, dan mengevaluasi kinerja stabilizer, reboiler dan kondenser. Penelitian telah dilakukan dengan menggunakan simulasi dengan tiga bentuk konfigurasi yang diusulkan (Model 1, 2 dan 3) dan satu konfigurasi existing menggunakan software komersial Hysys. Dalam memvalidasi model, hasil simulasi pada konfigurasi existing dibandingkan dengan data di kilang, dan menunjukkan penyimpangan yang pantas. Simulasi pada model yang telah diusulkan menunjukkan bahwa produk SBPX yang besar terdapat pada Model 3 sebesar 399,8 ton/hari dibanding dengan Existing, Model 1, 2 masing-masing sebesar 255,7 ton/hari. Disisi lain, konfigurasi dengan dua kolom lebih efektif untuk menghasilkan SBPX daripada tiga kolom. Sementara itu, kandungan hexane yang besar ditemukan pada Model 2 yaitu lebih dari 35%. *Flooding faktor* dari masing-masing kolom pada setiap konfigurasi tidak melebihi batas maximum yang diizinkan dari 85%.

Kata Kunci: Rekonfigurasi Stabilizer, Kilang Pengolahan Minyak Bumi.

ABSTRACT

Stabilizers C/A/B in Plaju Crude Oil Refinery Plant III, South Sumatera Indonesia, are addressed to treat Straight Run Tops (SR-Tops) from Crude Distiller (CD) II/II/IV/V to produce special boiling point X (SBPX), *naphtha free lead* and *low octane mogas component* (LOMC) through pressurized distillation. In addition, the stabilizers are also installed to produce hexane or iso-pentane since the last products have higher price than three mentioned above products. In this study, reconfiguration is more subjected to produce hexane. The objective of the research is to find the appropriate configuration that can produce hexane and iso-pentane, and to evaluate the performance of the stabilizers, reboiler and condenser. The investigation was conducted by simulation on three proposed configurations (Model 1, 2 and 3) and one existing configuration using commercial software Hysys. In order to validate the model, the simulation result on the existing configuration was compared to the plant data, which presented the reasonable deviation. The simulation on the proposed model showed that the largest SBPX product was found from Model 3 as high as 399.8 ton/day compared to Existing, Model 1 and 2 as much as 255.7 ton/day, respectively. On the other word, the configuration with two columns was more effective to produce SBPX than the three columns. Meanwhile, the highest hexane content was observed in Model 2 more than 35%. *Flooding factor* for each column in each configuration did not exceed the maximum allowable level of 85%.

Key words: Stabilizers reconfiguration, Crude Oil Refinery Plant

PENDAHULUAN

Melonjaknya harga minyak mentah dipasaran dunia mendorong naiknya biaya produksi dan harga jual produk minyak mentah tersebut. Untuk menekan biaya produksi dan menstabilkan harga jual, beberapa perusahaan penyulingan minyak bumi mencari solusi alternatif. Salah satu usaha yang dapat dilakukan PT. Pertamina UP III Plaju Palembang adalah menciptakan produk-produk baru dari kilang sendiri. Produk yang dihasilkan dapat berupa produk yang digunakan oleh konsumen luar, misalnya *solvent Musi Sol*, *refrigerant Musi Cool* dan aerosol *propellant Musi Green* ataupun produk yang dapat mensubstitusi produk luar yang dibeli Pertamina sebagai salah satu material prosesnya, misalnya produk hexane (C₆) yang digunakan di Unit Polypropylene Kilang UP III Plaju-Sungai Gerong sebagai pelarut katalis. Kebutuhan hexane di kilang polypropylene UP III mencapai 600.000 Liter/tahun atau setara dengan 4,2 milyar/tahun (dimana harga 1 Liter hexane = US\$ 0,737).

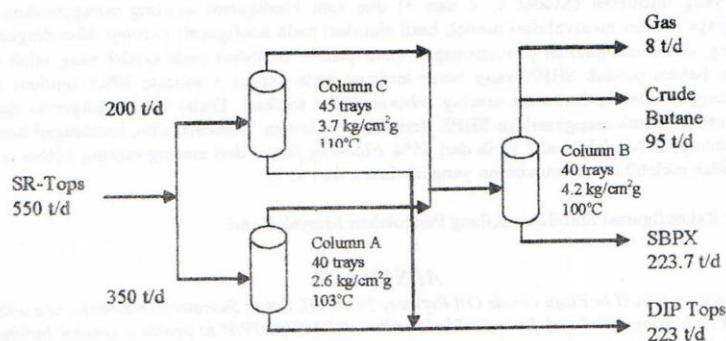
Unit Stabilizer C/A/B adalah suatu unit yang berfungsi mengolah *Straight Run Tops* (SR-Tops) yang berasal dari Unit CD (*Crude Distiller*) 2/3/4/5 menjadi produk SBPX. Secara sederhana proses yang terjadi di Unit Stabilizer C/A/B adalah memotong sebagian fraksi atas dan sebagian fraksi bawah dari SR-Tops dengan distilasi bertekanan. SBPX merupakan produk utama dari unit ini dengan karakteristik diantaranya: *Initial Boiling Point* 55°C – 60°C, *Final Boiling Point* 114°C – 115°C, dan *Color Lovibond* 0,25 – 0,5.

Dalam tulisan ini, akan dilihat pengaruh dari rekonfigurasi Stabilizer C/A/B pada jumlah dan komposisi SBPX dan hexane. Penelitian akan dilakukan dengan simulasi pada tiga konfigurasi yang diusulkan (Model 1, 2 dan 3) dan satu konfigurasi *existing* menggunakan software komersial Hysys. Prosedur validasi telah dilakukan dengan membandingkan data hasil simulasi dengan data konfigurasi *existing* kilang.

METODA

Existing Stabilizer C/A/B

Pada saat ini Stabilizer C/A/B beroperasi dengan konfigurasi dan kondisi berikut :



Gambar 1. Konfigurasi Existing Stabilizer C/A/B

SR-Tops sebagai umpan dimasukkan ke Kolom-C dan Kolom-A secara paralel. Masing-masing produk bawah kolom ditarik sebagai produk DIP Tops (komponen *blending premium-Low Octane Motor Gasoline Component (LOMC)*) sedangkan masing-masing produk atas kolom dimasukkan ke Kolom-B dan produk bawah ditarik sebagai produk utama yaitu SBPX, sedangkan produk atas Kolom-B adalah gas dan *crude butane*.

Dari hasil analisa laboratorium diketahui bahwa SR-Tops mengandung C₃ (propane), C₄ (butane), C₅ (pentane), dan C₆⁺ (hexane plus). Dari analisa ASTM D-86 dan running Program PRO-II di peroleh *breakdown pseudocomponent* untuk komponen C₆⁺ adalah NBP44 (*normal boiling point* 44°C), NBP60, NBP73, NBP87, NBP96, NBP113 dan NBP125. Oleh karena itu, SR-Tops berpotensi untuk menghasilkan faksi SBPX dan juga fraksi dengan *range boiling point* 60-70°C, yang disebut fraksi hexane. Pertama-tama, konfigurasi *existing* yang ditunjukkan pada Gambar 1 telah digunakan untuk menghasilkan hexane dengan mensimulasikan kondisi operasi.

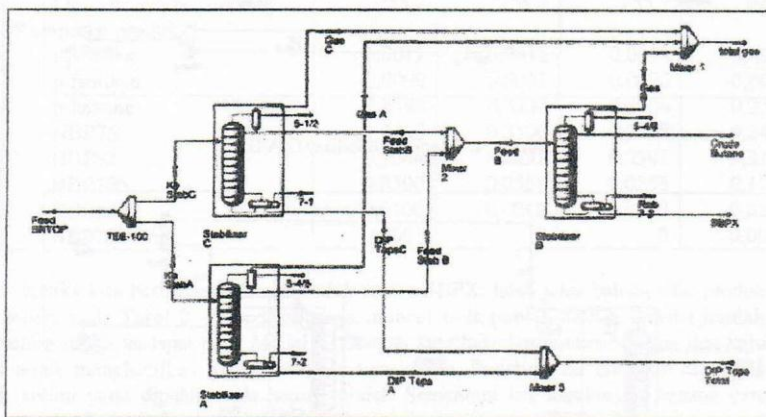
Feed tray Kolom-C tetap dipertahankan pada tray ke-25 (dari atas) karena proses distilasi akan memerlukan beban kondenser lebih rendah yaitu 15,5 – 17,5 MMkcal/day apabila *feed tray* diturunkan pada posisi tray 30. Proses yang terjadi di Kolom-C dan Kolom-A adalah proses *splitting* sehingga produk atas Kolom-C dan top Kolom-A memiliki *final boiling point* (FBP) 70°C. Proses pemisahan di Kolom-B diharapkan menghasilkan produk bawah dengan *initial boiling point* (IBP) 60°C, oleh karena itu dengan konfigurasi ini produk bawah Kolom-B adalah suatu fraksi yang memiliki *boiling range* 60-70°C dan diperkirakan terdiri dari *pseudocomponen*et NBP44, NBP60 dan sedikit NBP73.

Prosedur Simulasi Menggunakan Simulator Hysys

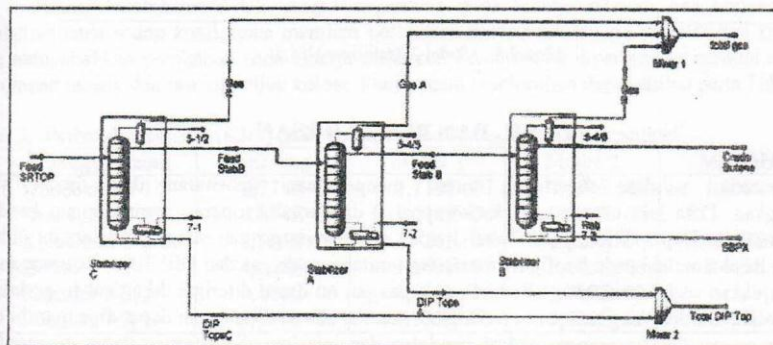
Simulasi dibangun melalui tahap-tahap berikut ini:

1. Membangun unit proses,
2. Memilih paket *property*,
3. Seleksi komponen bukan minyak,
4. Karakterisasi jenis minyak,
5. Membangun dan menspesifikasi *preheated crude* dan aliran-aliran *utility steam*, dan
6. Instal dan pendefinisian kolom fraksinasi minyak mentah.

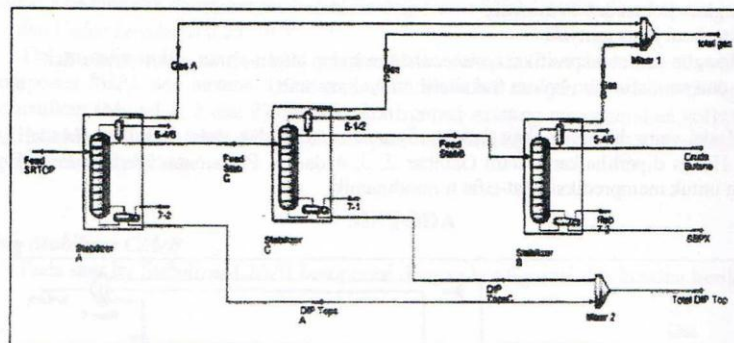
Model yang dikembangkan dari konfigurasi *existing* dan yang diusulkan (Model 1, 2, dan 3) dalam Hysys diperlihatkan dalam Gambar 2, 3, 4 dan 5. Persamaan keadaan Peng-Robinson digunakan untuk memprediksi sifat-sifat termodinamik.



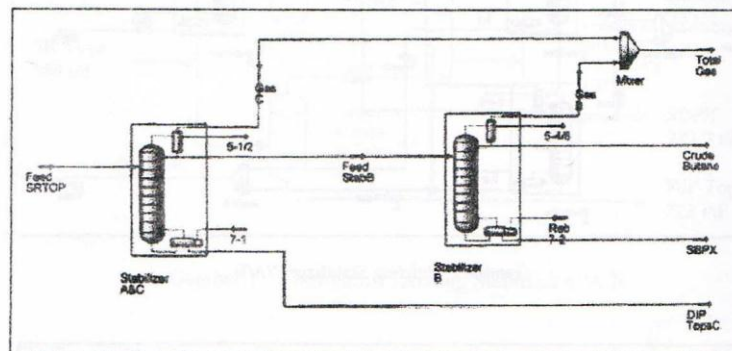
Gambar 2. Existing Stabilizer C/A/B



Gambar 3. Model 1 Stabilizer C/A/B



Gambar 4. Model 2 Stabilizer C/A/B



Model 5. Model 3 Stabilizer C/A/B

HASIL DAN PEMBAHASAN

Validasi Model

Prosedur validasi diperlukan untuk mengevaluasi kebenaran dari model yang dikembangkan. Data laju umpan masuk (komposisi) dan kondisi operasi sama dengan keadaan yang sebenarnya. Dapat dilihat pada Tabel 1 tidak ada penyimpangan yang berarti antara data di kilang dan hasil simulasi pada konfigurasi *existing* terutama pada gas dan DIP Tops. Penyimpangan kecil ditunjukkan oleh butane dan SBPX. Penyimpangan ini dapat diterima dikarenakan perlakuan simulasi dalam kondisi yang sempurna sedangkan kondisi aktual lapangan dapat dipengaruhi oleh faktor luar seperti kinerja pompa, isolasi peralatan dan lain-lain. Selanjutnya dapat disimpulkan bahwa model yang dikembangkan menggambarkan kondisi aktual di kilang.

Perbandingan Konfigurasi Existing dan yang Diusulkan (Model 1, 2 dan 3)

Jika kita membandingkan konfigurasi *existing* dengan yang diusulkan, maka dapat dengan jelas dilihat perbedaan yang berarti terjadi dalam sistem umpan. Gambar 2, 3, 4 dan 5 menunjukkan bahwa pada tahap awal dalam konfigurasi *existing* umpan dimasukkan kedalam Kolom C dan A secara paralel, sedangkan konfigurasi yang diusulkan umpan dimasukkan dalam kolom tunggal salah satunya C, A atau A dan C. Selanjutnya Model 3 juga berbeda satu sama lain dimana hanya terdiri dari dua kolom.

Tabel 1. Validasi Simulator Hysys

Produk	Data kilang		Hasil simulasi pada konfigurasi <i>existing</i>	
	Laju alir massa (ton/hari)	Faksi (massa %)	Laju alir massa (ton/hari)	Fraksi (mass %)
Gas	8.00	1.46	7.97	1.45
Butane	95.00	17.28	63.31	11.51
SBPX	223.70	40.69	255.70	46.50
DIP Tops	223.00	40.57	223.03	40.55

Tabel 2. Karakteristik produk konfigurasi *existing* dan yang diusulkan

No	Parameter	Existing	Model 1	Model 2	Model 3
1.	Kondisi produk SBPX				
	Temperatur (°C)	141,0	140,9	140,4	147,2
	Tekanan (kg/cm ² g)	4,2	4,2	4,2	4,2
	Laju alir massa (ton/hari)	255,7	255,7	255,7	399,8
2.	Komposisi produk				
	i-pentane	0,0012	0,0012	0,0013	0,0023
	n-pentane	0,0090	0,0091	0,0096	0,0099
	n-hexane	0,3488	0,3494	0,3506	0,2325
	NBP76	0,3655	0,3596	0,3728	0,2450
	NBP92	0,2064	0,2231	0,2391	0,3104
	NBP106	0,0590	0,0558	0,0255	0,1709
	NBP121	0,0100	0,0018	0,0010	0,0279
	NBP136	0,0001	0	0	0,0010

Ketika kita berbicara tentang produk utama SBPX, telah jelas bahwa sifat produk hampir sama seperti pada Tabel 2. Perbedaan hanya muncul pada jumlah SBPX, dimana jumlah produk yang paling tinggi terdapat pada Model 3. Dengan kata lain, konfigurasi dengan dua kolom lebih efektif untuk menghasilkan SBPX daripada tiga kolom. Peristiwa ini mungkin dipengaruhi oleh jumlah kolom yang dipakai pada setiap model. Sementara itu, kandungan hexane yang tinggi terdapat pada Model 2 dimana lebih dari 35%. Ini dapat dipengaruhi oleh kondisi operasi terutama temperatur atas dan bawah Kolom B.

Kinerja Reboiler dan Kondenser

Kinerja Stabilizer C/A/B sangat tergantung pada kinerja reboiler dan kondenser-nya. Perubahan pada setiap konfigurasi memberi perbedaan besar pada kinerja reboiler dan kondenser yang menyebabkan perubahan pada kinerja stabilizer. Peristiwa ini diperkirakan sebagai efek dari laju umpan masuk dan produk setiap kolom. *Duty* secara keseluruhan dapat dilihat pada Tabel 3.

Tabel 3. Perbandingan *duty* (KJ/h) pada konfigurasi *existing* dan yang diusulkan

No	Energy Stream	Existing	Model 1	Model 2	Model 3
1.	Kondenser 5-1/2	2,776E+06	1,110E+07	7,594E+06	1,109E+07
2.	Kondenser 5-4/5	4,864E+06	7,611E+06	9,593E+06	-
3.	Kondenser 5-4/6	1,625E+06	1,626E+06	1,627E+06	1,662E+06
4.	Reboiler 7-1	4,356E+06	1,449E+07	8,166E+06	1,449E+07
5.	Reboiler 7-2, A	7,404E+06	8,380E+06	1,319E+07	-
6.	Reboiler 7-2, B	3,334E+06	3,335E+06	3,326E+06	4,317E+06

Tabel 3 menunjukkan bahwa gabungan *duty* pada Model 2 adalah baik dimana Reboiler 7-2, B pemberi panas yang paling kecil dan Kondenser 5-4/5 penyerap panas yang paling besar. Karena panas yang diberikan oleh reboiler kecil, maka penguapan hexane rendah dan disisi lain panas yang diserap oleh kondenser tinggi, maka gas yang dilepaskan dapat dikurangi. Kedua kasus memberi konsekuensi pada kandungan hexane yang tinggi pada produk SBPX.

Model 3 hanya terdiri dari dua tahap pemisahan dan kedua kodenser (Kondenser 5-1 dan Kondenser 5-4/6) bekerja pada beban yang paling tinggi, ini merupakan alasan mengapa SBPX mencapai maksimum. Pada model ini gas yang dilepaskan kecil. Kesimpulannya adalah konfigurasi dari Kodenser 5-4/6 dan Reboiler 7-2, B (kecuali reboiler pada Model 3) secara kasar baik di antara semua konfigurasi.

Flooding Factor

Flooding adalah kelebihan dari akumulasi cairan di dalam kolom. Flooding diharapkan terjadi dalam operasi kolom tetapi dibatasi dalam interval tertentu, tergantung pada kondisi operasi. Dalam hal ini, *flooding factor* yang diizinkan berkisar pada 0,6-0,8. Jika *flooding factor* melebihi batas maksimum, maka proses pelucutan (*stripping process*) tidak terjadi karena tidak terjadi kontak antara cairan dan gas. Sedangkan bila *flooding factor* lebih kecil dari batas minimum, cairan merendam tray/bubble cap. Dari simulasi, ditemukan bahwa *flooding factor* berbeda antara satu dengan konfigurasi lainnya seperti yang ditunjukkan pada Tabel 4.

Tabel 4. Perbandingan *flooding factor* pada konfigurasi existing dan yang diusulkan

No	Kolom	Flooding factor			
		Existing	Model 1	Model 2	Model 3
1.	Stabilizer C				
	Max	80,80	66,27	60,81	66,53
	Min	47,62	46,16	52,69	46,16
2.	Stabilizer A				
	Max	67,99	63,53	82,45	-
	Min	40,73	52,49	55,06	-
3.	Stabilizer B				
	Max	77,17	77,26	77,23	77,65
	Min	29,20	29,20	29,22	22,44

KESIMPULAN

1. Produk SBPX yang paling besar telah diamati pada Model 3 sebesar 399,8 ton/jam.
2. Kandungan hexane yang tinggi diperoleh pada Model 2 sebesar 35,06%.
3. Konfigurasi dengan dua kolom lebih efektif untuk menghasilkan produk dengan jumlah SBPX yang besar.
4. Konfigurasi dengan tiga kolom lebih efektif untuk menghasilkan SBPX dengan kandungan hexane yang tinggi.
5. *Flooding factor* pada tiap kolom dalam setiap konfigurasi tidak melebihi batas maksimum yang diizinkan dari 85%.

KEPUSTAKAAN

- Anonymous. 2001. HYSYS Version 3.0 Tutorials. Hyprotech, Canada.
- Anonymous. 2000. Short Description of Process and Utility of Pertamina UP III (in Indonesian). Pertamina Refinery Unit Southern Sumatra Area, Indonesia.
- Dananjaya Y. 2002. Report on Job Training in Pertamina UP III Plaju (in Indonesian). Jurusan Teknik Kimia, ITB, Bandung, Indonesia.
- Kister HZ. 1976. Distillation Operation. McGraw-Hill, New York.
- McCabe WL, JC Smith, and P Harriot. 1993. Unit Operations of Chemical Engineering. McGraw-Hill, Singapore.
- Perry RH and DW Green. 1984. Perry's Chemical Engineer's Handbook. McGraw-Hill, Singapore.