

Khảo sát tỉ lệ pha trộn nguyên liệu đầu vào tối ưu cho phân xưởng sản xuất ethylene

Đồng Quang Sang^{1,2}, Nguyễn Minh Luân^{1,2}, Mai Cao Lân^{1,2,*}

TÓM TẮT

Nhà máy X hiện đang sử dụng nguồn nguyên liệu là hỗn hợp Ethane - Propane để sản xuất 75400 kg/h Ethylene. Trong thời gian hoạt động, nhờ thay đổi tỷ lệ dòng vào từ 100% Propane thành hỗn hợp 50% Ethane và 50% Propane, nhà máy đã giảm được chi phí mua nguyên liệu nhưng vẫn đáp ứng được yêu cầu dòng ra. Tuy nhiên, nhà máy X chỉ mới dừng lại ở việc khảo sát một tỷ lệ dòng vào là 50-50 dựa trên giá của nguồn nguyên liệu, trong khi đó, vẫn còn những lựa chọn khác trong việc pha trộn hỗn hợp dòng nguyên liệu đầu vào có thể mang lại lợi nhuận cao hơn.

Trong nghiên cứu này, các phương án pha trộn Ethane - Propane cho dòng vào nhằm đạt hiệu quả cao hơn về mặt kinh tế được khảo sát trên cơ sở mô hình hóa các quy trình công nghệ của phân xưởng sản xuất Ethylene. Nội dung nghiên cứu bao gồm việc khảo sát tổng quan về tình hình nghiên cứu trong và ngoài nước cũng như nền tảng về công nghệ sản xuất Ethylene. Các quá trình công nghệ này được mô hình hóa bằng công cụ phần mềm chuyên dụng trong nghiên cứu này, cho nên báo cáo của nghiên cứu là tài liệu tham khảo tốt cho các nghiên cứu chuyên sâu về mô hình hóa các quá trình công nghệ trong kỹ thuật hóa học nói chung và trong lĩnh vực hóa dầu nói riêng.

Một đóng góp có ý nghĩa thực tiễn của đề tài nghiên cứu này là đề xuất cải tiến quá trình sản xuất Ethylene của nhà máy X. Ngoài ra, vì toàn bộ quá trình sản xuất được khảo sát và mô hình hóa theo quy trình chuẩn trên công cụ phần mềm chuyên dụng trong nghiên cứu này, cho nên báo cáo của nghiên cứu là tài liệu tham khảo tốt cho các nghiên cứu chuyên sâu về mô hình hóa các quá trình công nghệ trong kỹ thuật hóa học nói chung và trong lĩnh vực hóa dầu nói riêng.

Từ khóa: phân xưởng sản xuất Ethylene, nguyên liệu đầu vào, tỉ lệ Ethane-Propane, tối ưu hóa về mặt kinh tế-kỹ thuật, mô hình hóa các quá trình hóa học

¹Khoa Kỹ thuật Địa chất và Dầu khí – Đại học Bách Khoa TP. HCM, Việt Nam

²Đại học Quốc gia Thành phố Hồ Chí Minh, Việt Nam

Liên hệ

Mai Cao Lân, Khoa Kỹ thuật Địa chất và Dầu khí – Đại học Bách Khoa TP. HCM, Việt Nam

Đại học Quốc gia Thành phố Hồ Chí Minh, Việt Nam

Email: maicaolan@hcmut.edu.vn

Lịch sử

- Ngày nhận: 09-10-2023
- Ngày chấp nhận: 04-12-2023
- Ngày đăng: 31-12-2024

DOI :10.32508/stdjet.v6iS17.1277



Bản quyền

© ĐHQG TP.HCM. Đây là bài báo công bố mở được phát hành theo các điều khoản của the Creative Commons Attribution 4.0 International license.



GIỚI THIỆU

Phân xưởng sản xuất Ethylene của nhà máy X đang hoạt động với 6 quá trình công nghệ chính¹: Cracking, Quenching, Compression - Acid gas removal, Drying - Deethanization - Acetylene Hydrogenation, Chilling - Demethanization và Product Separation. Dòng nguyên liệu đầu vào (là hỗn hợp của Ethane và Propane theo tỷ lệ 50% - 50%), thông qua các quá trình công nghệ vừa nêu, được chuyển đổi thành dòng sản phẩm với sản phẩm chính là Ethylene và các sản phẩm phụ như Hydrogen, Methane, Propylene, C4+, Gasoline.

Trên thế giới đã có nhiều nghiên cứu về quy trình sản xuất Ethylene nhằm mục tiêu nâng cao chất lượng, cũng như hiệu suất cho quá trình sản xuất Ethylene. Luận án tiến sĩ của Meisong Yan năm 2000² đã phát triển một mô hình phân xưởng sản xuất Ethylene cơ bản từ dòng hỗn hợp Ethane và Propane, tác giả đã sử dụng gói phần mềm NPSOL để tìm những điểm tối ưu cho nhà máy bằng việc điều chỉnh lưu lượng dòng nguyên liệu và hơi nước pha loãng trong lò nung. Đến

năm 2012, Gabrielle Carandang và đồng nghiệp¹ đã nghiên cứu chuyển đổi mô hình phân xưởng sản xuất Ethylene từ 100% Propane thành hỗn hợp 50% Ethane - 50% Propane trên phần mềm Aspen Plus, kết quả cho thấy rằng mô hình chuyển đổi đạt được hiệu quả. Tiếp đến nghiên cứu của Francisco José Orantos Borralho (năm 2013)³ đã mô hình hóa một nhà máy sản xuất Ethylene xử lý Propane thô với các dòng Ethane và Propane tái chế trên phần mềm gPROMS. Nhờ vào các thuật toán mạnh mẽ trên phần mềm, tác giả đã đưa ra các đề xuất giúp nhà máy giảm đáng kể chi phí hằng năm. Ở Việt Nam, nghiên cứu của Nguyễn Xuân Yên (năm 2016)⁴ đã đưa ra các tính toán cụ thể về lò nung Ethylene và xác định hiệu quả kinh tế để xem xét việc đầu tư dự án. Nhìn chung, các nghiên cứu trên dừng lại ở việc sử dụng dòng vào với thành phần cố định mà chưa xem xét các tỷ lệ dòng vào khác nhau. Trên cơ sở khảo sát tình hình nghiên cứu có liên quan đến việc xây dựng và tối ưu hóa nhà máy sản xuất Ethylene, nhóm tác giả đã tiến hành mô phỏng lại một phân xưởng sản xuất Ethylene đang hoạt động của nhà máy X, từ đó đưa ra phương án đề xuất tối ưu

Trích dẫn bài báo này: Sang D Q, Luân N M, Lân M C. Khảo sát tỉ lệ pha trộn nguyên liệu đầu vào tối ưu cho phân xưởng sản xuất ethylene. *Sci. Tech. Dev. J. - Eng. Tech.* 2024; 6(S17):219-236.

về mặt kinh tế, qua đó bổ sung những nội dung mà nghiên cứu trước đây đã bỏ qua.

PHƯƠNG PHÁP

Trong nghiên cứu này, phân xưởng sản xuất Ethylene tại nhà máy X được mô hình hóa lại trên phần mềm Aspen Hysys. Tiếp theo, phương pháp phân tích ảnh hưởng được sử dụng để đánh giá ảnh hưởng của từng tỷ lệ Ethane - Propane ở dòng vào phân xưởng, đến lợi nhuận ứng với mỗi tỷ lệ nói trên. Từ đó tỷ lệ Ethane - Propane tối ưu nhất về mặt kinh tế cho phân xưởng được cân nhắc và lựa chọn.

Đầu tiên, dữ liệu tham khảo từ báo cáo của Gabrielle Carandang và đồng nghiệp (2012)¹ với các thông số dòng, nhiệt độ, áp suất và lưu lượng... được sử dụng cho việc mô phỏng lại phân xưởng sản xuất Ethylene. Với giả thiết phân xưởng được mô phỏng dựa trên cơ sở của hai gói Peng Robinson và Chemical Solvent. Gói Peng Robinson được dùng để tính toán các trạng thái của chất lưu trong mô phỏng, thích hợp với tính chất phức tạp và thay đổi pha liên tục của các chất lưu ở những phạm vi nhiệt độ, áp suất rộng. Còn gói Chemical Solvent được thiết kế tương thích với quá trình hấp thụ axit bằng amine trên phần mềm Hysys. Phân xưởng sau khi được mô phỏng sẽ được kiểm tra độ tin cậy bằng phương pháp đối chiếu và so sánh với các yêu cầu thiết kế.

Cuối cùng, một loạt các trường hợp cho tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp Ethane - Propane dòng vào (từ 0 - 100%) được xem xét nhằm lựa chọn tỷ lệ tối ưu nhất về mặt kinh tế cho phân xưởng. Với giả thiết xem xét lợi nhuận dựa vào giá của dòng nguyên liệu và sản phẩm tại thời điểm đang xét, các chi phí khác trong nhà máy được xem như không đổi.

Xây dựng mô hình phân xưởng sản xuất Ethylene

Trong nghiên cứu này, các cụm chức năng của phân xưởng sản xuất Ethylene được mô hình hóa trên phần mềm Hysys. Mô hình kết quả sau đó được kiểm tra độ tin cậy trước khi được dùng làm cơ sở cho các khảo sát mô phỏng để làm cơ sở cho các đề xuất.

Cụm Cracking

Hình 1 mô tả cụm Cracking trong phân xưởng sản xuất Ethylene với thiết bị quan trọng nhất là lò nung, nơi nhận dòng hỗn hợp E/P vào và thực hiện quá trình cracking. Quá trình phản ứng diễn ra ở nhiệt độ rất cao, từ 800°C đến 900°C, và áp suất từ 300 đến 600 kPa. Phương trình Arrhenius được dùng để tính sự phụ thuộc của hằng số tốc độ phản ứng vào nhiệt độ như sau:

$$K(T) = Ae^{-\frac{E}{RT}} \quad (1)$$

Trong đó, R là hằng số khí, K(T) là hằng số tốc độ phản ứng phụ thuộc vào nhiệt độ T (°K), A là hệ số tần suất, biểu thị số lần va chạm của các phân tử trong một đơn vị thời gian dẫn đến phản ứng thành công khi các chất phản ứng ở đúng hướng và có đủ năng lượng. E là năng lượng hoạt hóa (KJ/mole), là năng lượng tối thiểu cần cung cấp để phản ứng có thể xảy ra. Quá trình cracking xảy ra trong lò nung như Bảng 1 trong đó mỗi phản ứng được đặc trưng bởi các hệ số A, E nhất định.

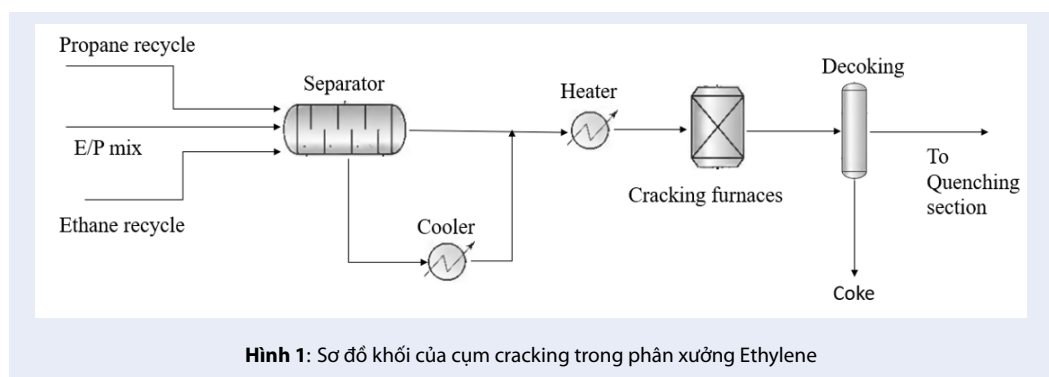
Cụm Quenching

Cụm Quenching có chức năng làm mát các sản phẩm khí từ lò phản ứng, ngăn chặn quá trình phản ứng tiếp diễn. Trong nhà máy X, quá trình Quenching sẽ được diễn ra trong tháp hấp thụ và dòng làm mát sẽ là nước ở nhiệt độ khoảng 50°C và áp suất khoảng 140 kPa để hạ dòng khí nóng từ 315°C còn dưới 80°C¹. Hình 2 là sơ đồ khối mô tả các thiết bị chính của cụm Quenching. Dòng vào của cụm gồm 3 nguồn vào chính: khí sản phẩm vừa mới được bẻ gãy liên kết ở cụm Cracking, nguồn nước LP-steam và nguồn hồi lưu từ cụm Compression and Acid gas removal. Trong tháp Quenching, nước sẽ đi từ đỉnh tháp chảy xuống đáy tháp để tiếp xúc trực tiếp với dòng khí đang bay lên được đưa vào từ đáy tháp. Khí thoát ra từ đỉnh tháp đến giai đoạn tiếp theo còn dòng nước sẽ được thu hồi ở đáy tháp, một phần nước sau khi làm lạnh sẽ quay về tháp Quenching, phần còn lại sẽ được sử dụng cho công đoạn tiền gia nhiệt ở cụm Cracking.

Cụm Compression – Acid gas removal

Hình 3 là sơ đồ khối mô tả các thiết bị chính của cụm Compression – Acid gas removal. Quá trình nén các sản phẩm khí đã được làm mát từ cụm Quenching được thực hiện trong 3 giai đoạn, trước khi phân đoạn để tách các thành phần. Sự làm mát giữa các giai đoạn nén góp phần làm giảm nhiệt độ của khí Cracked còn khoảng 38°C. Điều này giúp ngăn ngừa sự polymer hóa olefin và làm bẩn thiết bị.

Quá trình xử lý axit bằng MEA trong tháp hấp thụ được sử dụng trong phân xưởng sản xuất Ethylene để loại bỏ các chất axit không mong muốn từ dòng khí đầu ra sau khi làm mát. Dòng khí chứa CO₂ (0,1243 kgmole/h) sau khi được dẫn vào tháp hấp thụ từ đáy tháp, sẽ tiếp xúc, phản ứng với MEA chảy từ đỉnh thông qua các khay. Sau cụm công nghệ này, dòng khí sạch không chứa CO₂ được dẫn đến các giai đoạn tiếp theo trong quá trình sản xuất Ethylene. Còn MEA sau khi đã phản ứng với các chất axit sẽ được thu hồi và đưa vào các quá trình xử lý khác để tái sử dụng.

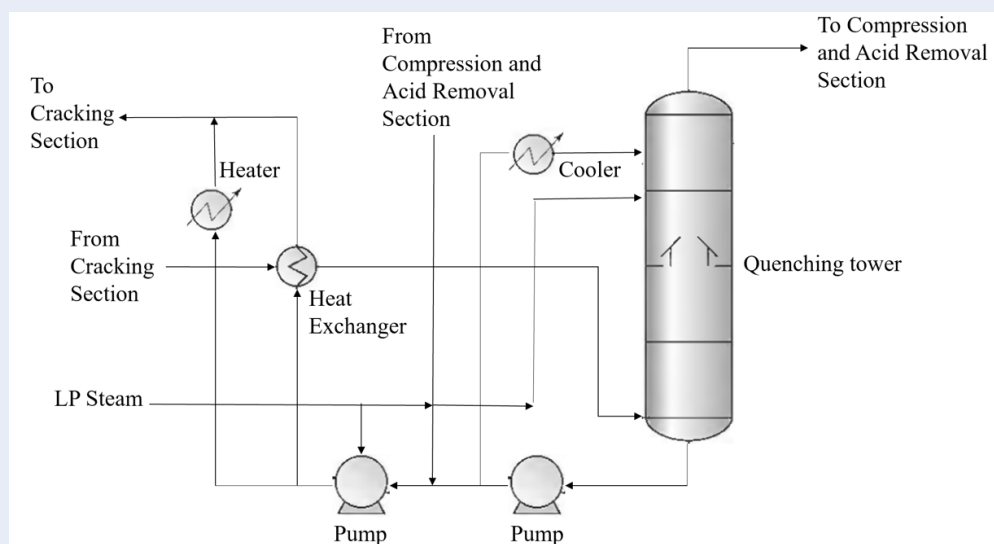


Bảng 1: Các phản ứng diễn ra trong lò nung của cụm cracking⁵

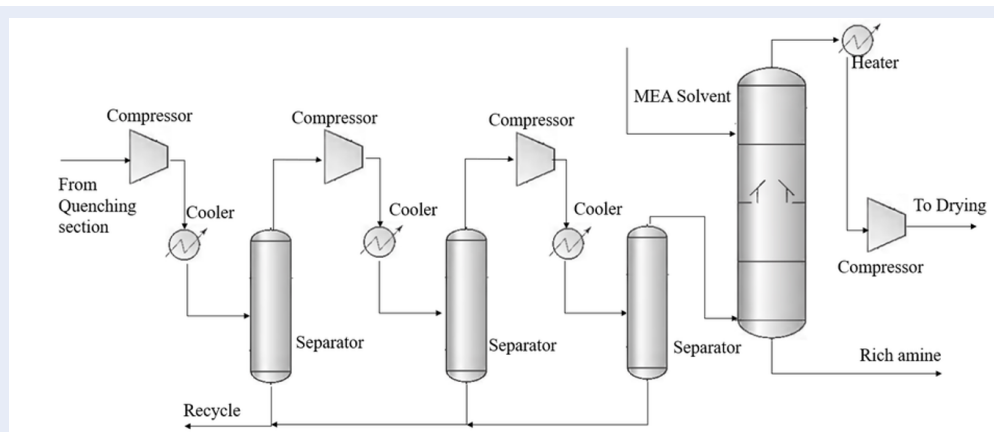
Phương trình vận tốc	A, m ³ mole ⁻¹ s ⁻¹	E, KJ/mole
$C_2H_6 \rightarrow C_2H_4 + H_2$	4,65 E+13	273
$2C_2H_6 \rightarrow C_3H_8 + CH_4$	3,85 E+11	273
$C_3H_8 \rightarrow C_3H_6 + H_2$	5,89 E+10	215
$C_3H_8 \rightarrow C_2H_4 + CH_4$	4,69 E+10	212
$C_3H_6 \rightarrow C_2H_2 + CH_4$	6,81 E+8	154
$C_2H_2 + C_2H_4 \rightarrow C_4H_6$	1,03 E+9	173
$2C_2H_6 \rightarrow C_2H_4 + 2 CH_4$	6,37 E+23	530
$C_2H_6 + C_2H_4 \rightarrow C_3H_6 + CH_4$	7,08 E+10	253
$C_2H_2 + C_2H_4 \rightarrow C_4H_6$	8,49 E+5	136
$C_3H_8 + C_2H_4 \rightarrow C_2H_3 + C_3H_6$	3,81 E+5	147
$C_2H_2 + CH_4 \rightarrow C_3H_6$	6,81 E+8	154
$C_3H_6 + C_4H_6 \rightarrow Toluene + 2H_2$	9,74 E+5	149
$C_4H_6 + C_4H_6 \rightarrow Styrene + 2H_2$	1,51 E+6	124
$Toluene \rightarrow Coke + 4H_2$	1,39 E+12	141
$Styrene \rightarrow Coke + 4H_2$	1,39 E+12	141
$C + H_2O \rightarrow CO_2 + H_2$	5,09 E+4	238

Bảng 2: Phương trình vận tốc của quá trình Acetylene Hydrogenation

Phản ứng	A, m ³ mole ⁻¹ s ⁻¹	E, KJ/mole
$C_2H_2 \rightarrow H_2 + C_2H_4$	4,00E+10	5441
$H_2 + C_2H_4 \rightarrow C_2H_2$	2,00 E+9	1318



Hình 2: Sơ đồ khối của cụm Quenching trong phân xưởng Ethylene



Hình 3: Sơ đồ khối của cụm Compression and Acid gas removal trong phân xưởng Ethylene

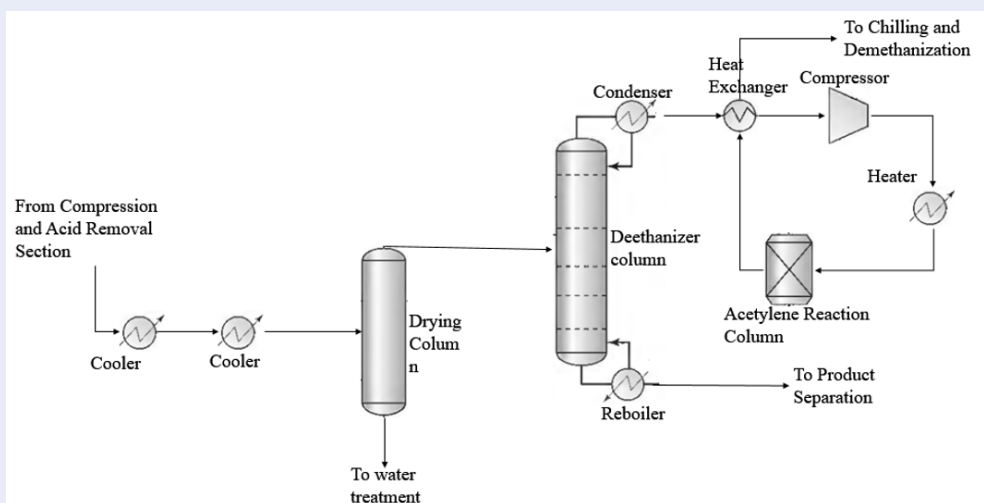
Cụm Drying – Deethanization – Acetylene Hydrogenation

Hình 4 thể hiện 3 giai đoạn chính của cụm, bao gồm làm khô, tách khí và quá trình Hydro hóa Acetylene, cả 3 giai đoạn đều cần thiết cho phân xưởng. Drying (quá trình sấy khô) diễn ra trong bình tách có các hạt hút ẩm zeolite. Nhờ vào các hạt siêu hút nước và điều kiện hoạt động tại nhiệt độ 13°C và 1792 kPa, nước sẽ được loại bỏ triệt để khỏi hệ thống. Quá trình Deethanization tách Hydrogen, Methane, Acetylene, Ethylene và Ethane thành các sản phẩm ở đỉnh tháp, còn các thành phần C3+ là sản phẩm đáy, như là Propylene, Propane, 1,2-butadiene, 1,3-butadiene, Styrene và Toluene. Khí cracked sẽ được đưa vào Deethanizer để tách các thành phần khí theo nhiệt độ sôi.

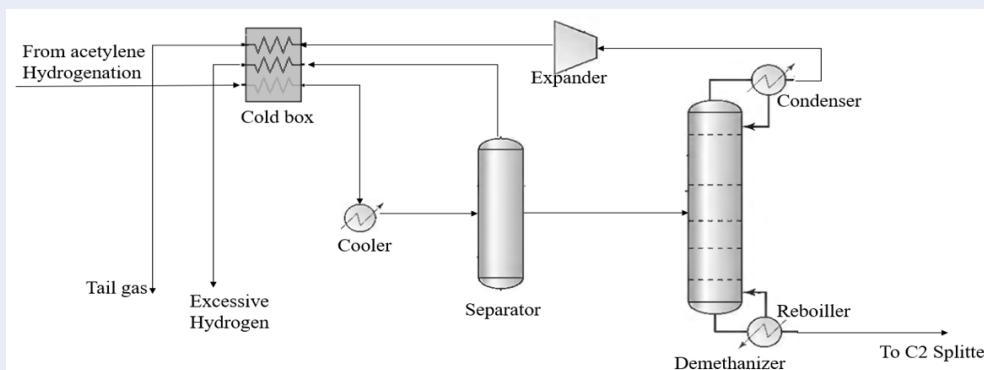
Quá trình Acetylene Hydrogenation diễn ra dưới điều kiện nhiệt độ và áp suất cụ thể, lần lượt là 80°C và áp suất 3577 kPa. Theo nghiên cứu của S. Seifzadeh Haghighi⁵, phản ứng giữa phân tử Acetylene với phân tử Hydrogen được diễn ra như Bảng 2.

Cụm Chilling – Demethanization

Hình 5 mô tả cụm Chilling và Demethanization với tháp Demethanizer là thiết bị chính trong quá trình sản xuất ethylene từ khí hydrocarbon. Chức năng chính của cụm này là tách khí Methane từ một hỗn hợp các hydrocarbon. Demethanizer thực hiện việc tách này bằng cách sử dụng kỹ thuật chưng cất. Dòng khí sau khi đã loại bỏ Acetylene được dẫn vào tháp chưng cất sẽ được tách ra thành 2 dòng sản phẩm, bao



Hình 4: Sơ đồ khối của cụm Drying, Deethanization and Acetylene Hydrogenation



Hình 5: Sơ đồ khối của Cụm Chilling và Demethanization trong phân xưởng sản xuất Ethylene

gồm khí methane ở đỉnh tháp trong khi các hydrocarbon nặng hơn như C2 và các hydrocarbon khác là sản phẩm ở đáy tháp.

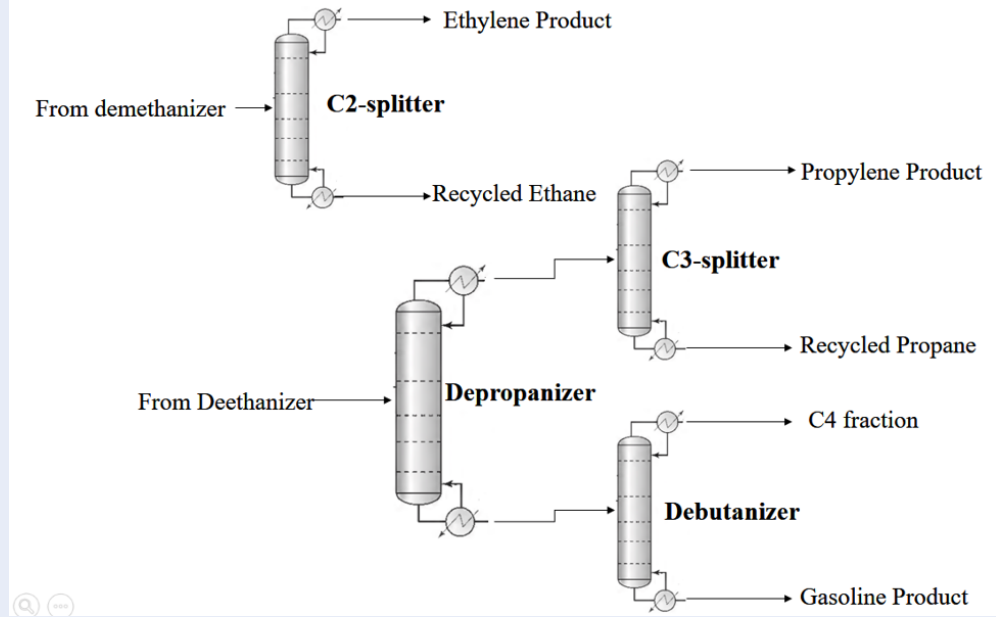
Cụm Product Separation

Hình 6 là sơ đồ khối mô tả các thiết bị trong cụm phân tách sản phẩm, bao gồm các quá trình C2 Splitter, Depropanization, C3 Splitter và Debutanization.

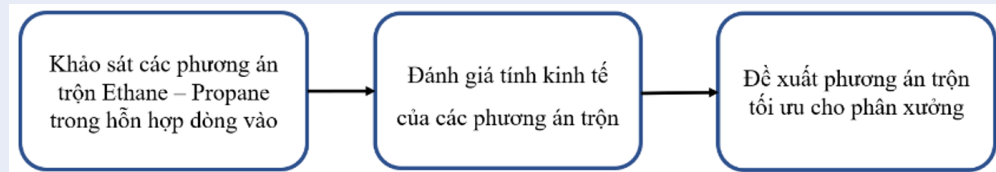
Các quá trình trong cụm chức năng này đều liên quan đến việc phân tách các thành phần hydrocarbon dựa vào nhiệt độ sôi. C2 Splitter được sử dụng để tách ethylene và ethane, với nhiệt độ thường trong khoảng -50°C đến 0°C, quá trình Depropanization tách các cấu tử C3 và C4+ ở khoảng nhiệt độ -140°C đến 40°C, C3 Splitter phân tách propylene và propane với nhiệt độ từ -40°C đến 50°C trong khi quá trình Debutanization thu hồi các cấu tử C4 ở đỉnh và các cấu tử nặng hơn ở đáy ở nhiệt độ 50°C đến 210°C.

Lựa chọn tỷ lệ Ethane – Propane tối ưu nhất về mặt kinh tế

Sản phẩm chính của phân xưởng sản xuất là Ethylene, ngoài ra vẫn còn nhiều sản phẩm phụ khác. Lượng sản phẩm thu được phụ thuộc thành phần dòng vào. Trong nghiên cứu này, việc thay đổi thành phần dòng vào là Ethane và Propane làm cho sản phẩm phụ biến đổi theo nhiều trường hợp khác nhau. Thêm vào đó, giá thành của các chất luôn biến động ngoài thị trường theo thời gian. Từ những yếu tố trên, phương án pha trộn Ethane – Propane trong hỗn hợp dòng vào được khảo sát với mục tiêu tìm ra lợi nhuận cao nhất cho phân xưởng. Hình 7 minh họa quy trình để thực hiện khảo sát tối ưu.



Hình 6: Sơ đồ khối của cụm Product Separation trong phân xưởng sản xuất Ethylene



Hình 7: Quy trình thực hiện quá trình khảo sát tối ưu.

Khảo sát các phương án trộn Ethane – Propane trong hỗn hợp dòng vào

Trong nghiên cứu này, việc khảo sát các phương án trộn được tiến hành bằng việc xem xét ảnh hưởng của tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp Ethane - Propane dòng vào đến sản lượng của từng dòng sản phẩm. Với mỗi tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp dòng vào cho ra một kết quả về lưu lượng của các dòng sản phẩm (Methane, Ethylene, Propylene, Gasoline) được gọi là một trường hợp. Sau đó, các trường hợp được xem xét tính hiệu quả về mặt kinh tế. Gasoline thành phẩm của nhà máy X có thành phần chính là benzene, toluene và styrene có khoảng nhiệt độ sôi từ 80°C đến 145°C.

Đánh giá tính kinh tế của các phương án trộn

Tính hiệu quả về mặt kinh tế cho các phương án trộn được xem xét dựa vào chỉ số Net Present Value (NPV).

$$NPV = \sum_{t=0}^n \frac{S_t}{(1+i_d)^t} - I_0 \quad (2)$$

Trong đó:

S_t : dòng tiền ròng dự kiến vào cuối năm t .

I_0 : chi phí đầu tư ban đầu tại thời điểm $t=0$.

i_d : tỷ lệ chiết khấu.

n : tuổi thọ kinh tế.

Trong nghiên cứu này, với mỗi tỷ lệ trong hỗn hợp dòng vào có thời kỳ phân tích là 5 năm từ năm 2023 đến năm 2027. Khi mỗi tỷ lệ Ethane được thay đổi từ 0 đến 10%, 20%....100% sẽ thu được một kết quả tương ứng, là những lưu lượng sản phẩm khác nhau. Chỉ số ΔNPV_x là độ chênh lệch giá trị hiện tại ròng của dòng tiền từ phương án x so với phương án base case. Công thức ΔNPV_x này được dùng để đánh giá mức độ hiệu quả về mặt kinh tế của từng phương án.

$$\Delta NPV_x = NPV_x - NPV_{base\ case} = \left(\sum_{t=0}^n \frac{S_t}{(1+i_d)^t} - I_0 \right)_x - \left(\sum_{t=0}^n \frac{S_t}{(1+i_d)^t} - I_0 \right)_{base\ case} = \sum_{t=0}^n \frac{\Delta(S_t)_x}{(1+i_d)^t} \quad (3)$$

Trong công thức 3, $\Delta(S_t)_x$ là sự chênh lệch dòng tiền ròng giữa phương án x và phương án 50%-50% (base case) tại năm t được thể hiện:

$$\begin{aligned}\Delta(S_t)_x &= (S_t)_x - (S_t)_{base\ case} \\ &= [(R - C)_t]_x - [(R - C)_t]_{base\ case}\end{aligned}\quad (4)$$

$$R = \sum (p_i \times q_i) \quad (5)$$

$$C = OPEX + CAPEX \quad (6)$$

Trong đó:

R: doanh thu nhà máy.

C: chi phí.

p_i : giá thành bán sản phẩm i ngoài thị trường.

q_i : lưu lượng sản phẩm i của nhà máy.

OPEX: chi phí vận hành.

CAPEX: chi phí đầu tư cơ sở vật chất.

Chi phí đầu tư cơ sở vật chất của phương án x và phương án base case là như nhau vì các phương án trộn được thực hiện trong cùng một nhà máy. Tương tự lý do đó, chi phí vận hành giữa các phương án chỉ khác nhau về chi phí nguyên liệu còn các chi phí khác như năng lượng, nhân công, bảo trì là như nhau. Từ đó, đối với $\Delta(S_t)_x$ trong công thức (4), các giá trị giống nhau sẽ triệt tiêu và thu gọn thành:

$$\begin{aligned}\Delta(S_t)_x &= (\sum (p_i \times q_i) - \sum (p_j \times q_j))_x \\ &\quad - (\sum (p_i \times q_i) - \sum (p_j \times q_j))_{Basecase}\end{aligned}\quad (7)$$

Trong đó:

p_j : giá nguyên liệu của thành phần j.

q_j : lưu lượng nguyên liệu thành phần j.

Giá mua nguyên liệu và giá bán sản phẩm được dự báo bằng phương pháp ngoại suy cho thời kỳ 5 năm từ năm 2023 đến 2027. Các dữ liệu về giá cả được tham khảo từ các trang US Energy Information Administration⁶, Statista⁷, Businessanalytiq⁸.

Tóm lại, ở đây chỉ thay đổi tỷ lệ dòng vào Ethane-Propane và tính toán lợi nhuận thu được dựa trên giá của dòng nguyên liệu và dòng sản phẩm.

Đề xuất phương án trộn tối ưu cho phân xưởng

Sau khi độ chênh lệch giá trị hiện tại ròng được tính toán, có thể xây ra 2 trường hợp.

- $\Delta NPV_x \geq 0$ thì phương án x có thể được xem xét để lựa chọn làm phương án tối ưu.

- $\Delta NPV_x < 0$ thì phương án trộn đó không khả thi để thực hiện.

Sau đó, những phương án có $\Delta NPV_x \geq 0$ sẽ được đánh giá để lựa chọn làm phương án tối ưu nhất dựa trên cao nhất.

KẾT QUẢ VÀ THẢO LUẬN

Kết quả xây dựng mô hình phân xưởng sản xuất Ethylene.

Phân xưởng sản xuất Ethylene tại nhà máy X đang hoạt động được mô phỏng lại với nguồn nguyên liệu dòng vào là hỗn hợp Ethane - Propane có lưu lượng 101200 kg/h. Phân xưởng này đang hoạt động dựa trên sự chuyển đổi từ nguồn 100% Propane dòng vào thành nguồn dòng vào với 50% Ethane và 50% Propane, cho mục tiêu sản xuất hơn 75400 kg/h Ethylene 99,9% và các sản phẩm phụ khác. Hình 8 là kết quả mô phỏng phân xưởng sản xuất Ethylene của nhà máy X trong phần mềm Aspen Hysys. Tính thực tế của mô hình này trên phần mềm được kiểm tra dựa trên việc so sánh, đối chiếu giữa các kết quả mô phỏng với yêu cầu thiết kế của nhà máy X. Công việc này được thực hiện từ tổng quan đến chi tiết, nói cách khác, từ yêu cầu dòng vào và dòng ra của toàn nhà máy, đến yêu cầu cho từng cụm chức năng chính.

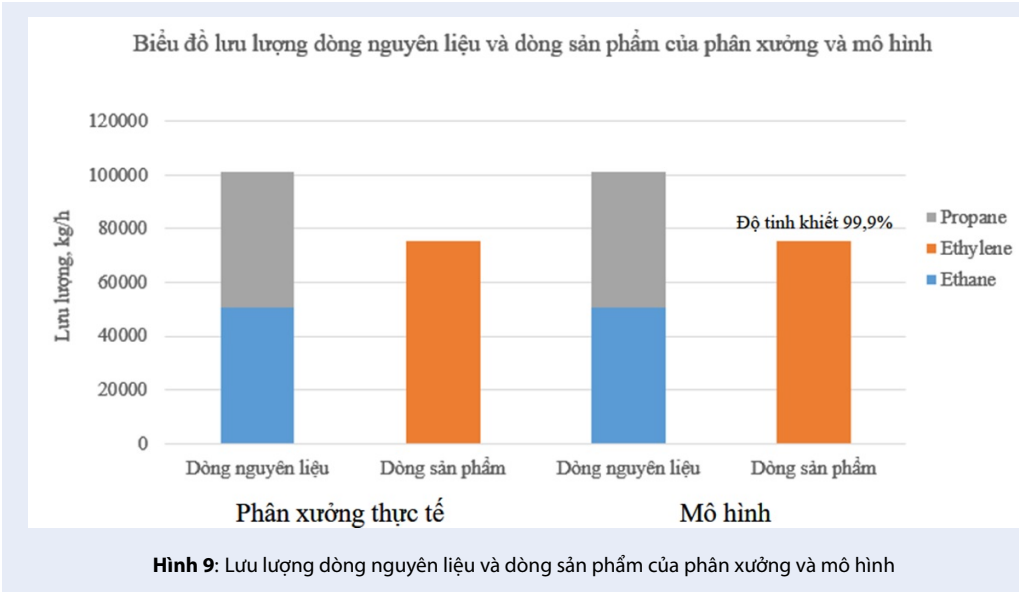
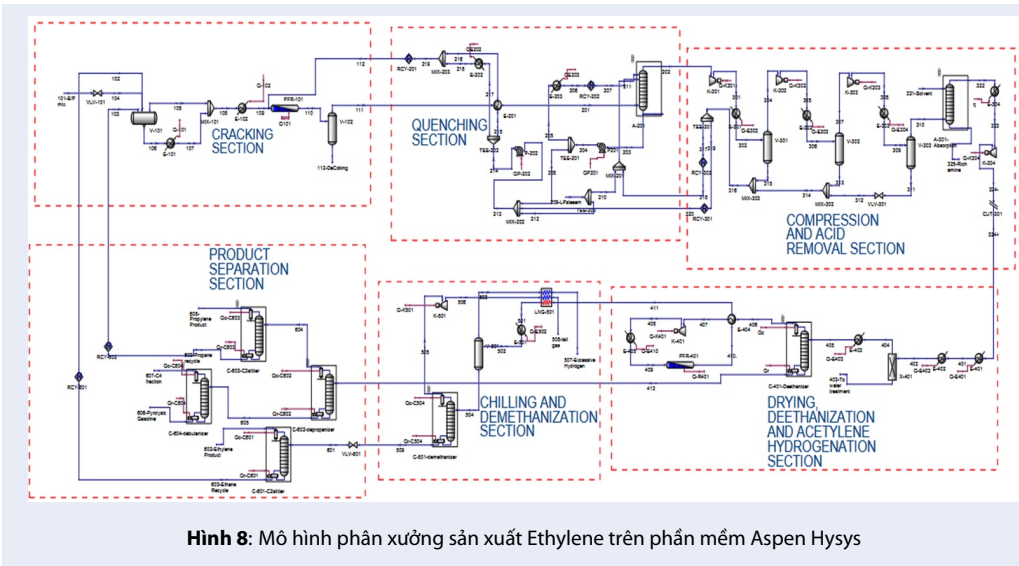
Hình 9 thể hiện kết quả dòng vào và dòng ra của mô hình so với phân xưởng thực tế. Với kết quả này, có thể thấy mô hình đã đạt yêu cầu tổng quan của nhà máy X, đó là sản xuất 75400 kg/h Ethylene 99,9% với dòng vào 101200 kg/h là 50% Ethane và 50% Propane. Sau khi toàn bộ phân xưởng được mô phỏng, kết quả thu được 75502 kg/h Ethylene 99,9%, so với sản lượng Ethylene của phân xưởng thực tế là 75400 kg/h thì kết quả này chênh lệch rất nhỏ, có thể coi là không đáng kể.

Bảng 3 mô tả kết quả kiểm tra mô hình phân xưởng ứng với các yêu cầu thiết kế của từng cụm công nghệ trong thực tế. Việc kiểm tra được thực hiện lần lượt theo từng cụm, kết quả cho thấy rằng các yêu cầu đều được thỏa mãn.

Hình 10 thể hiện sự phân bố nhiệt độ và áp suất của các dòng trong mô hình. Dưới đây là kết quả mô phỏng từng cụm chức năng trong phân xưởng. Các quá trình trong mỗi cụm được hoạt động trong những nhiệt độ và áp suất cụ thể. Các giá trị này được tổng hợp trong Hình 10.

Cụm Cracking

Hình 11 mô tả cụm Cracking trong đó dòng vào của cụm cracking cũng là hỗn hợp Ethane - Propane theo tỷ lệ 50%-50% và các dòng Ethane, Propane tái chế. Trước khi dòng vào được dẫn vào lò nung, thiết bị trao đổi nhiệt và bình tách V-101 được sử dụng để ổn định pha cho dòng và đáp ứng các điều kiện cần thiết về nhiệt độ, áp suất cho quá trình cracking diễn ra như Bảng 3. Cụ thể, dòng nguyên liệu trước khi vào lò nung có nhiệt độ là 890°C và áp suất 551kPa (dòng 110) như thể hiện ở Hình 10. Sau quá trình



cracking, dòng hỗn hợp vào được chuyển đổi thành các sản phẩm khác nhau như Ethylene, Methane, Hydrogen, Styrene, Carbon... Các sản phẩm được tổng hợp như Bảng 4. Các sản phẩm này được dẫn đến các quá trình công nghệ tiếp theo trong phân xưởng.

Cụm Quenching

Hình 12 là sơ đồ cụm công nghệ Quenching. Dòng vào của cụm là dòng khí sản phẩm vừa mới trải qua quá trình Cracking (dòng 201). Mặc dù trước khi vào cụm, một phần nhiệt của dòng 201 đã được tận dụng để trao đổi với dòng 215, nhưng nhiệt độ vẫn còn rất cao, lên tới khoảng 350°C như thể hiện ở Hình 10. Để hạ nhiệt cho dòng khí 201, hai nguồn nước chính là

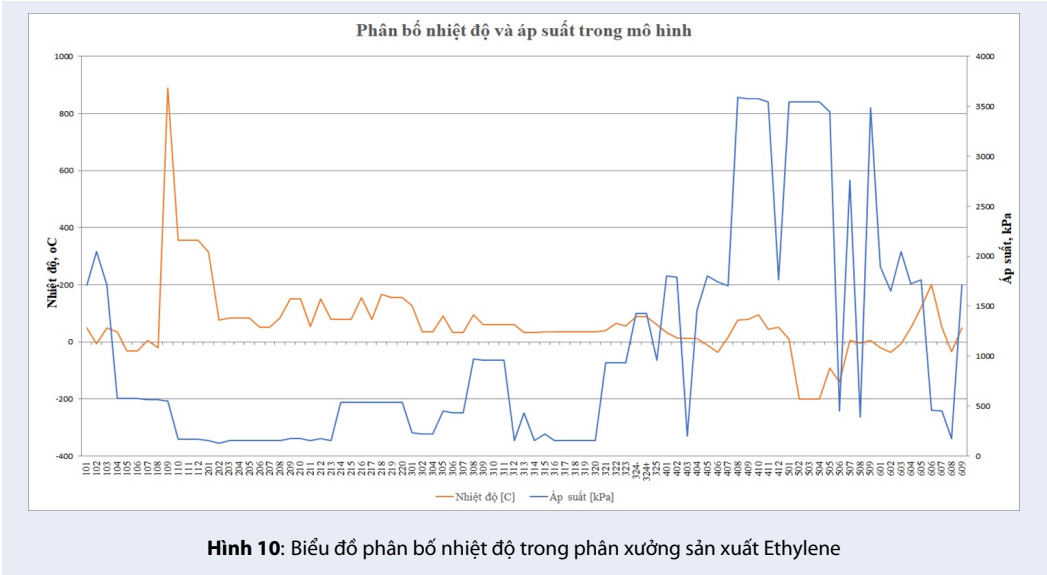
LP-Steam (dòng 209) và nước hồi lưu từ cụm Compression – Acid gas removal được sử dụng. Nhờ vào quá trình tiếp xúc trực tiếp giữa các dòng trong tháp Quenching, nhiệt độ dòng giảm nhanh chóng, chỉ còn khoảng 75°C (dòng 202). Kết quả này cho thấy dòng ra của cụm (dòng 202) đã đạt yêu cầu như Bảng 3.

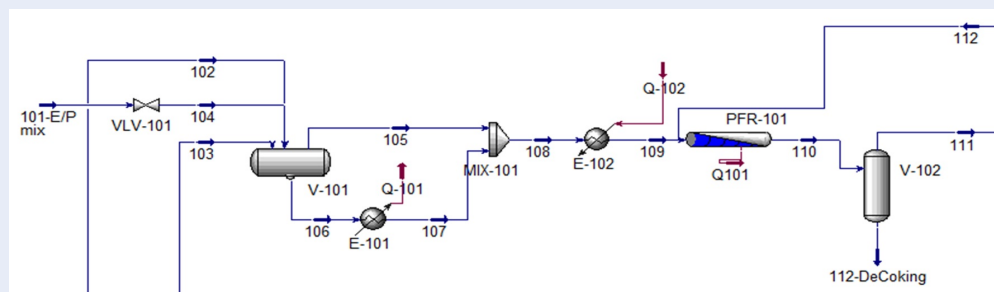
Cụm Compression – Acid Gas Removal

Hình 13 là sơ đồ cụm công nghệ Compression – Acid gas removal. Dòng vào của cụm chính là sản phẩm sau khi đã được làm mát ở cụm Quenching. Với cụm Compression, dòng vào là dòng 202 sau 3 giai đoạn nén, áp suất dòng tăng từ 131 kPa lên 962 kPa và nhiệt độ được hạ xuống từ 79°C còn 30°C như

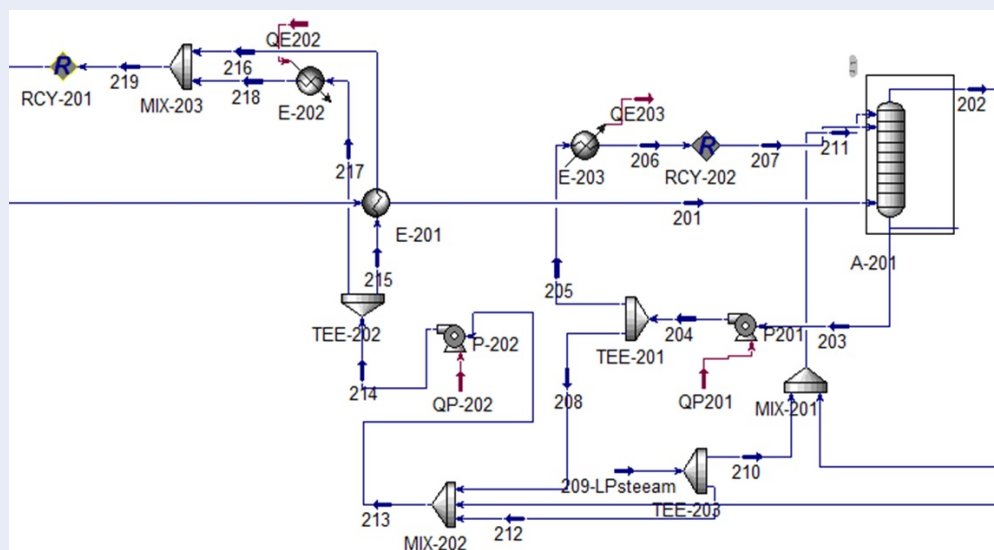
Bảng 3: Chức năng và yêu cầu của các trong phân xưởng thực tế

Cụm	Yêu cầu	Kết quả kiểm tra mô hình
Cracking	- Phải ổn định dòng khí đầu vào trước khi vào lò nung - Phản ứng Cracking phải diễn ra ở nhiệt độ 800 – 900°C và áp suất 300 – 600 kPa.	- Bình tách V-101 được sử dụng để ổn định các dòng nguyên liệu đầu vào ở trạng thái khí. - Thiết bị gia nhiệt E-102 được dùng để tăng nhiệt dòng 109 tới 890°C ở áp suất 551 kPa trước khi vào lò nung.
Quenching	Hạ nhiệt cho dòng khí nóng còn dưới 80°C.	Tháp Quenching được sử dụng nguồn nước từ LP-steam và nước hồi lưu để hạ nhiệt dòng 311 từ 315°C còn 75°C.
Compression - Acid gas Removal	- Áp suất được nén đến gần 1000 kPa. - Loại bỏ 98% lượng nước và 99 % lượng khí axit ra khỏi dòng khí chính.	-Sau 3 giai đoạn nén thì áp suất dòng 202 được tăng từ 131 kPa lên 962 kPa. - Lượng nước ban đầu vào cụm là 86076 kg/h sau đó còn 909 kg/h, được loại bỏ khoảng 98%. - Dòng khí vào có chứa 5,4703 kg/h CO2 sau khi được xử lý thì còn 0,029 kg/h. Hiệu suất đạt 99 %.
Drying - Deethaization - Acetylene Hydrogenation	- Dòng khí hoàn toàn không còn nước. - Hiệu suất ở quá trình Deethanization đạt 99,9% - Quá trình Hydro hóa Acetylene ở nhiệt độ gần 100°C	- Lượng nước ở dòng khí vào với lưu lượng 909 kg/h đã được loại bỏ hoàn toàn. - Hiệu suất tháp Deethanizer –C401 đạt 99,9% - Lượng Acetylene được chuyển đổi gần như hoàn toàn thành Ethylene.
Chilling - Demethanization	Hiệu suất ở quá trình Demethanization đạt 99,9%	Tháp Demethanizer – C501 đạt hiệu suất tách 99,9%
Product Separation	Độ tinh khiết của Ethylene 99,9%, Propylene 90%, Gasoline 99,9%.	Độ tinh khiết của các sản phẩm sau quá trình phân tách trong các tháp đều đạt yêu cầu.

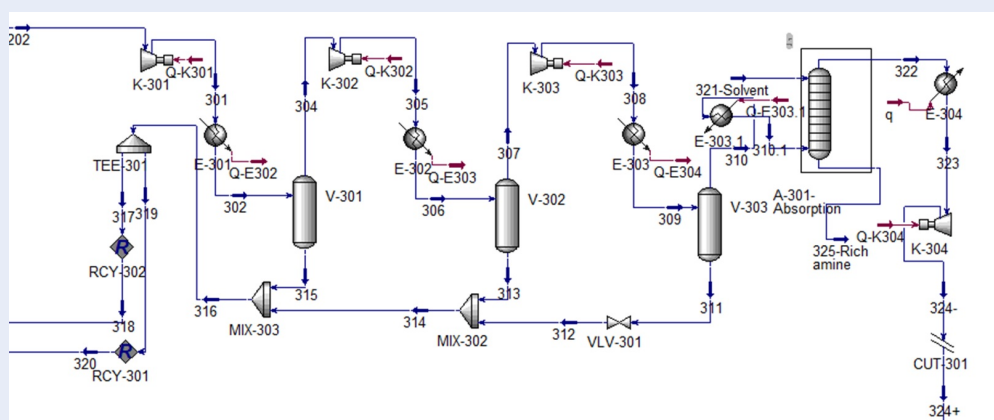




Hình 11: Mô hình cụm Cracking.



Hình 12: Mô hình cum Quenching



Hình 13: Mô hình cụm Compression – Acid gas removal

Bảng 4: Lưu lượng các sản phẩm sau quá trình Cracking

Thành phần	Lưu lượng, kg/h
Propane	32925,3309
H2O	40357,9889
Methane	17781,8282
Hydrogen	4958,0159
12-Butadiene	701,9584
13-Butadiene	539,4313
Propene	3232,0511
Acetylene	15589,5684
Ethylene	60139,5700
Ethane	117125,4574
Carbon	1051,2091
CO2	5,4723
Benzene	127,0624
Toluene	90,6008
Styrene	422,5589

Hình 10. Đồng thời, một lượng nước đã được loại bỏ từ 86076 kg/h H₂O ở dòng 202 còn lại là 909 kg/h ở dòng 310.1. Kết quả này đáp ứng yêu cầu loại bỏ 98% nước như Bảng 3.

Với cụm xử lý axit, dòng vào là dòng 310.1 được dẫn vào tháp hấp thụ. Sau quá trình phản ứng, MEA đã hấp thụ một lượng 5,4703 kg/h CO₂, tức là hiệu suất phản ứng CO₂ đạt khoảng 99%. Hiệu suất này đáp ứng được yêu cầu cần thiết của cụm xử lý axit như Bảng 3.

Cụm Drying – Deethanization – Acetylene Hydrogenation

Hình 14 là sơ đồ cụm công nghệ Drying – Deethanization – Acetylene Hydrogenation. Dòng vào của cụm là nguồn khí sản phẩm vẫn còn lẫn 2% nước (dòng 401).

Ở tháp làm khô X-401, điều kiện vận hành là 13^oC và 1792 kPa. Sau khi qua tháp, lượng nước đã được loại bỏ hoàn toàn ra khỏi dòng khí sản phẩm, điều này được thể hiện ở dòng 405 trong Hình 17. Có thể thấy rằng, yêu cầu của cụm làm khô đã được đáp ứng.

Tiếp đến, dòng 405 được đưa vào tháp Deethanizer. Sau quá trình phân tách, sản phẩm đỉnh là dòng 406 và sản phẩm đáy là dòng 412. Dòng 406 có Ethane và các thành phần có nhiệt độ sôi thấp hơn Ethane là chủ yếu, còn dòng 412 thì Ethane và Acetylene chỉ chiếm

phần nhỏ, tổng lượng của cả 2 thành phần này chưa đến 0,5%. Điều này chứng tỏ rằng 2 ngõ ra của quá trình này đều đạt yêu cầu về hiệu suất tách là 99,9%, được đối chiếu với Bảng 3.

Quá trình cuối cùng trong cụm này là Acetylene Hydrogenation. Để phản ứng xảy ra với hiệu suất cao thì dòng 409 được tăng nhiệt lên tới 80^oC và áp suất 3577kPa. Đối chiếu với những yêu cầu của cụm được trình bày như Bảng 3 thì quá trình này đã được đáp ứng.

Cụm Chilling – Demethanization

Hình 15 là sơ đồ cụm công nghệ Chilling – Demethanization. Dòng khí vừa được tận thu Ethylene từ quá trình Acetylene Hydrogenation (dòng 411) sẽ được dẫn đến cụm này. Các thiết bị trao đổi nhiệt được sử dụng để hạ nhiệt độ dòng 411 xuống còn -200 ^oC, nhằm đáp ứng nhiệt độ cần thiết cho quá trình Demethanization ở áp suất cao.

Trong Hình 17, dòng vào của quá trình Demethanization là dòng 504, các dòng ra là dòng 505 và dòng 506. Có thể thấy rằng dòng 506 (dòng vào của C2 Splitter) chỉ chứa 0,01% Methane, không còn Hydrogen, còn lại là các thành phần khác có nhiệt độ sôi cao hơn Methane như Ethylene, Ethane...Điều này chứng tỏ hiệu suất của quá trình tách Methane và Hydrogen đạt 99,99%, thỏa mãn yêu cầu cho tháp Demethanizer như Bảng 3.

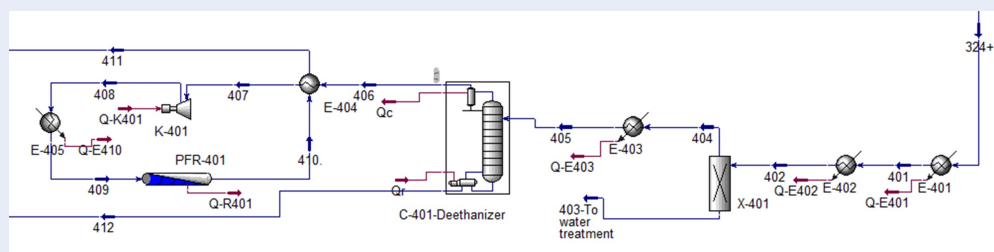
Cụm Product Separation

Hình 16 là sơ đồ cụm công nghệ Product separation. Quá trình tách sản phẩm gồm 4 quá trình chính: C2 Splitter, Depropanization, C3 Splitter và Debutanization. Dòng vào của cụm là dòng 412 và dòng 509, đây lần lượt là dòng sản phẩm từ các cụm Deethanization và Demethanization.

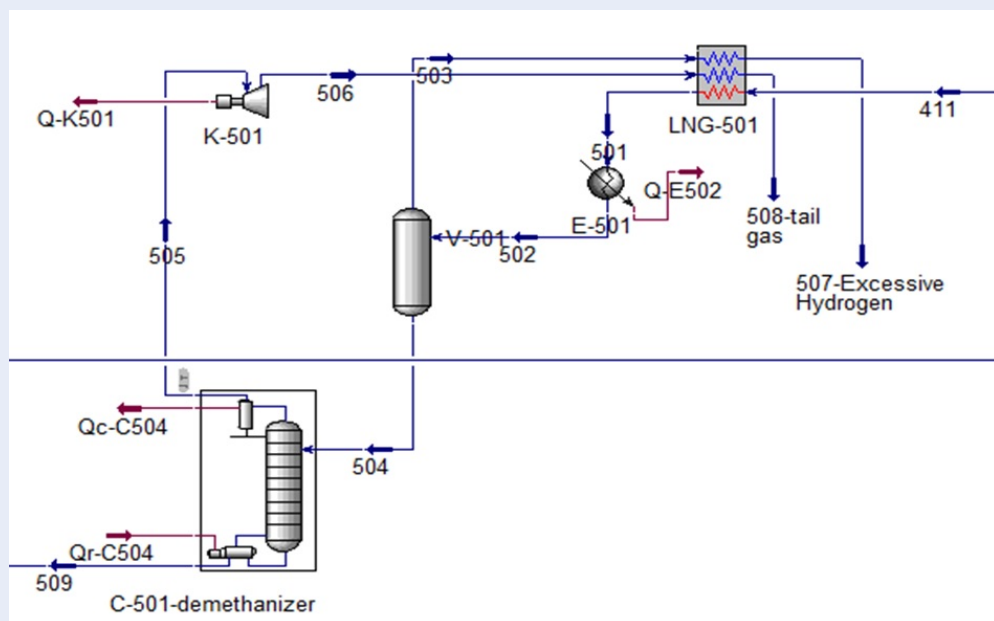
Tại tháp Depropanizer với dòng là dòng 412. Sau các quá trình diễn ra trong tháp, sản phẩm đỉnh là dòng 604 chỉ còn các thành có nhiệt sộ thấp là Ethane, Propylene, Propane, tổng lượng các thành phần chiếm 99,97%. Trong khi đó, dòng sản phẩm đáy tháp là dòng 605, Propane chiếm 0,07% và không còn các thành phần có nhiệt độ sôi thấp hơn Propane. Đối chiếu với yêu cầu ở Bảng 3, có thể thấy rằng, hiệu suất tách của quá trình đạt yêu cầu là tách sản phẩm sạch 99,9%.

Tại tháp C3 Splitter với dòng vào là dòng 604. Sau quá trình tách tại tháp, dòng sản phẩm đáy là dòng Propane tái chế đạt độ tinh khiết là gần 99%.

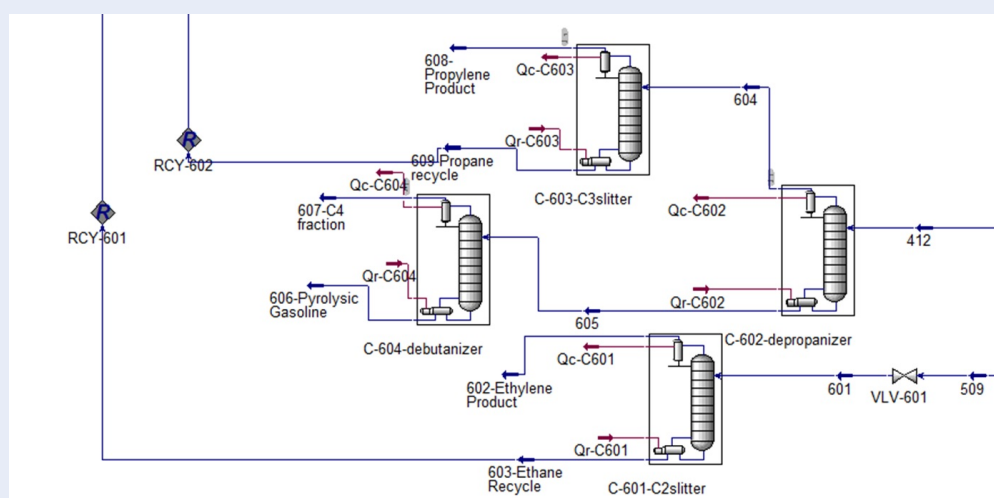
Tiếp đến là quá trình Debutanization, dòng vào là 605 sẽ được tách thành 2 dòng sản phẩm đỉnh và đáy (tương ứng là dòng 607 và dòng 606). Như Hình 17,



Hình 14: Mô hình cụm Drying – Deethanization – Acetylene Hydrogenation



Hình 15: Mô hình cụm Chilling - Demethanization



Hình 16: Mô hình cụm Product separation

cả 2 dòng sản phẩm này đều không chứa các sản phẩm không mong muốn. Điều đó cho thấy rằng quá trình tách đạt yêu cầu.

Cuối cùng là quá trình C2 Splitter, với mục tiêu tách sản phẩm Ethylene và Ethane tái chế. Như Hình 17, dòng 602 là dòng sản phẩm Ethylene với độ tinh khiết 99,9% và dòng 603 chứa Ethane với độ tinh khiết là 99%.

Tóm lại, Phân xưởng sau khi được mô hình hóa, bao gồm có 6 quy trình công nghệ chính, đều đáp ứng yêu cầu thiết kế sau các bước kiểm tra từ tổng quan đến chi tiết từng cụm chức năng, thể hiện trong Bảng 3. Điều này góp phần đảm bảo độ tin cậy cho mô hình so với điều kiện thực tế.

Kết quả lựa chọn tỷ lệ Ethane – Propane tối ưu nhất về mặt kinh tế

Phân xưởng sản xuất Ethylene tại nhà máy X đang hoạt động với dòng vào là hỗn hợp của 50% Ethane và 50 % Propane. Trên cơ sở các phương pháp đã được trình bày ở phần trước, phương án trộn tối ưu hơn được lựa chọn dựa trên kết quả khảo sát từng phương án và tính hiệu quả của chúng.

Kết quả khảo sát các phương án trộn Ethane – Propane trong hỗn hợp dòng vào

Tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp Ethane -Propane dòng vào (biến độc lập) ảnh hưởng đến từng lưu lượng của các dòng sản phẩm như Methane, Ethylene, Propylene, Gasoline (các biến phụ thuộc). Cụ thể gọi phần trăm khối lượng của Ethane trong hỗn hợp Ethane – Propane là x, thì phần trăm khối lượng của Propane sẽ có dạng là 1-x. Khi giá trị của x được thay đổi từ 0 đến 100% với bước nhảy là 10%, tương ứng thu được 11 kết quả về lưu lượng các dòng sản phẩm.

Bảng 5 thể hiện lưu lượng từng dòng sản phẩm ứng với mỗi tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp Ethane - Propane dòng vào. Trong mô hình, sau khi thử các trường hợp thì lưu lượng Ethylene luôn là cao nhất và lưu lượng của Gasoline là thấp nhất. Với base case (50% Ethane), các sản phẩm thu được là Methane, Ethylene, Gasoline, Propylene với lưu lượng lần lượt là 16710 kg/h, 75502 kg/h, 578,39 kg/h, 2608 kg/h.

Hình 18 là biểu đồ thể hiện mối quan hệ giữa từng tỷ lệ dòng vào và lưu lượng các dòng sản phẩm. Khi tăng % Ethane trong hỗn hợp dòng vào Ethane - Propane, lưu lượng các dòng sản phẩm có sự tăng giảm khác nhau. Cụ thể với Ethylene, lưu lượng tăng đều, với Methane thì lưu lượng giảm đều và những sản phẩm còn lại thay đổi không đáng kể. Kết quả này phù hợp theo nhận định của Nguyễn Xuân Yên⁴, khi lượng Ethane

càng nhiều trong dòng vào thì lượng Ethylene sẽ càng nhiều. Từ những số liệu này, kết quả đánh giá về mặt kinh tế của các phương được trình bày ở phần sau.

Kết quả đánh giá về mặt kinh tế của các phương án trộn

Phân xưởng sản xuất ngoài sản phẩm Ethylene ra thì còn có các sản phẩm phụ khác như là Propylene, Gasoline, Methane. Các sản phẩm phụ này cũng đóng góp 1 phần cho lợi nhuận nhà máy. Nên việc đánh giá các sản phẩm phụ cũng cần thiết cho mục tiêu kinh tế của phân xưởng. Cho nên khi tính toán lợi nhuận, cần xem xét thêm giá của sản phẩm phụ.

Bảng 6 thể hiện kết quả tính toán các dòng tiền ròng qua các năm của từng phương án. Nhìn chung, dòng tiền ròng ở phương án 1 đến 4 là tăng qua các năm còn các phương án khác thì tăng trong năm giai đoạn đầu và bắt đầu giảm trong giai đoạn sau. Tuy nhiên, không thể dựa vào đây để xác định phương án tối ưu mà cần quy các dòng tiền về năm hiện tại là năm 2023 bằng công thức.

Để xem xét tính hiệu quả của các phương án trộn với phương án base case, độ chênh lệch giá trị hiện tại ròng được thể hiện ở Bảng 7. Với phương án 50% Ethane trong hỗn hợp dòng vào là phương án base case, những phương án với tỷ lệ Ethane nhỏ hơn 50% thì $\Delta NPV < 0$ còn các phương án khác thì có $\Delta NPV > 0$. Dựa vào kết quả ở Bảng 7, có thể thấy đề xuất thay đổi của Gabrielle Carandang và đồng nghiệp¹ là khả thi nhưng chưa phải là đề xuất tối ưu nhất.

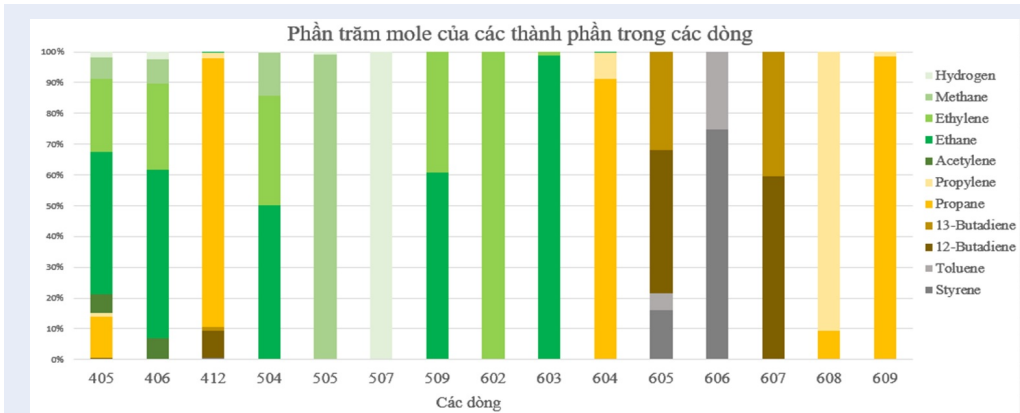
Kết quả đề xuất phương án tối ưu cho phân xưởng

Phương án tối ưu cho phân xưởng sẽ được lựa chọn trong những phương án có ΔNPV lớn hơn 0, còn những phương án khác không được xét tới. Hình 19 thể hiện mối tương quan giữa ΔNPV với từng tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp dòng vào. Cụ thể, phương án cao nhất là phương án có 80% Ethane, góp phần tăng lợi nhuận của nhà máy thêm 776025459 USD trong 5 năm so với phương án base case.

Trong nghiên cứu này, có thể thấy tỷ lệ Ethane - Propane là 0,8 – 0,2 là phương án tối ưu nhất cho phân xưởng. Với điều kiện vận hành hiện tại của nhà máy, nếu không thay đổi hay bổ sung các thiết bị, cụm thiết bị nào thì tỷ lệ này có thể xem là tối ưu nhất về mặt kinh tế.

KẾT LUẬN

Nghiên cứu này đã hoàn thành việc mô phỏng phân xưởng sản xuất Ethylene đang hoạt động, với dữ liệu được tham khảo từ báo cáo phân xưởng sản xuất Ethylene của Gabrielle Carandang và đồng nghiệp¹.



Hình 17: Phần trăm mole của các thành phần trong các dòng sản phẩm

Bảng 5: Lưu lượng từng dòng sản phẩm ứng với mỗi tỷ lệ Ethane trong hỗn hợp dòng vào

Lưu lượng	Methane	Ethylene	Gasoline	Propylene
%Ethane				
0%	35370	58480	598,8	3921
10%	31325,11186	60445,3132	698,2655	4803,003356
20%	27657,11187	63212,69406	742,4369	4246,628995
30%	24098,67681	66327,42389	738,9945	3708,223653
40%	20671,92261	69953,01088	701,1842	3192,041112
50%	16710	75502	578,39	2608
60%	13815,75672	77636,78925	524,5542	2188,681754
70%	10455,09831	81816,78955	395,6034	1687,970814
80%	9313,314763	82306,57382	370,35	1240,239554
90%	5365	82540	135,5	770,4
100%	1050,48163	82648,10538	123,9426	321,4924843

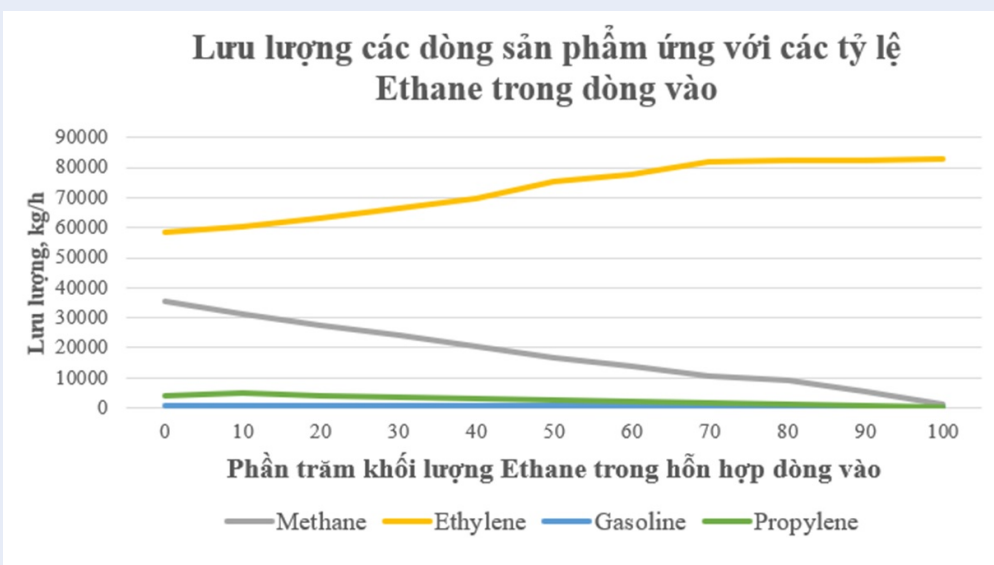
Phân xưởng sản xuất Ethylene 99,9% được mô phỏng để đáp ứng đầu ra là 75400kg/h Ethylene từ dòng vào là hỗn hợp 50% Ethane và 50% Propane với tổng lưu lượng là 101200kg/h. Kết quả cho thấy rằng, mô hình này có độ tin cậy cao sau khi nó được kiểm tra và đối chiếu với các yêu cầu từ tổng quan nhà máy đến chi tiết từng cụm. Đồng thời, tỷ lệ dòng vào với 80% Ethane và 20% Propane là phương án tối ưu được lựa chọn dựa vào việc khảo sát từng tỷ lệ Ethane - Propane trong dòng vào và đánh giá hiệu quả về mặt kinh tế của các phương án đó. Kết quả cho thấy rằng việc thay thế của Ethane ở dòng vào sẽ tạo ra dòng sản phẩm với độ tinh khiết cao, lưu lượng tăng dần (Ethylene). Phương án này giúp cho lợi nhuận của nhà máy cao hơn so với tỷ lệ ban đầu là 50% Ethane - 50% Propane

theo như báo cáo của Gabrielle Carandang và đồng nghiệp¹.

Trong tương lai, với các điều kiện sẵn có, nhóm sẽ nghiên cứu để đưa ra các đề xuất nhằm cải thiện hoạt động của các thiết bị trong các cụm của phân xưởng để đạt được sự tối ưu trong chất lượng sản phẩm và tính kinh tế.

LỜI CẢM ƠN

Chúng tôi xin cảm ơn Trường Đại học Bách Khoa, ĐHQG-HCM đã hỗ trợ thời gian, phương tiện và cơ sở vật chất cho nghiên cứu này.



Hình 18: Lưu lượng các dòng sản phẩm tương ứng với các tỉ lệ Ethane trong dòng vào.

Bảng 6: Dòng tiền ròng của từng phương án từ năm 2023 đến năm 2027

Phương án	% Ethane	2023	2024	2025	2026	2027
1	0	17037,5444	19896,51229	20359,23	20821,93814	21284,651
2	10	20312,22167	23021,34988	23457,74	23894,126	24330,514
3	20	22518,99687	24936,51587	25179,07	25421,63277	25664,191
4	30	24946,77694	27074,27375	27116,63	27158,98653	27201,343
5	40	27730,93426	29572,83672	29407,29	29241,73917	29076,19
6	50	31428,21602	32913,46949	32462,2	32010,9223	31559,649
7	60	33487,21712	34744,67092	34147,52	33550,36964	32953,219
8	70	36557,01023	37519,80563	36697,97	35876,14025	35054,308
9	80	38073,06918	38950,27251	38081,17	37212,06756	36342,965
10	90	38281,23396	38834,3206	37804,35	36774,37312	35744,399
11	100	38602,31576	38836,78621	37658,06	36479,33772	35300,613

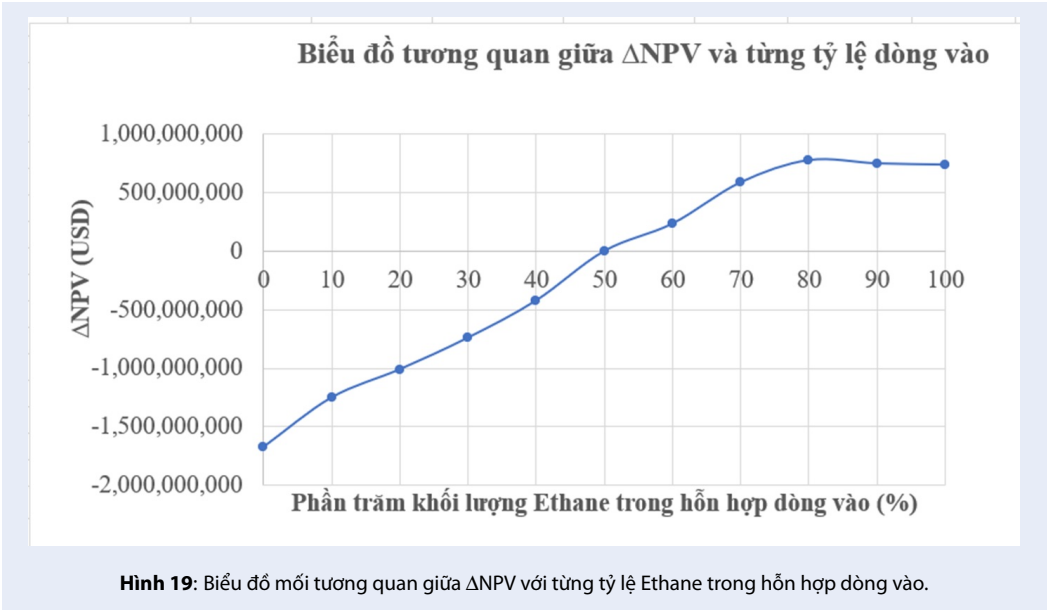
DANH MỤC CÁC TỪ VIẾT TẮT VÀ KÝ HIỆU

Hỗn hợp E/P: hỗn hợp Ethane-Propane.
MEA: Mono ethanol amine.
Base case: trường hợp cơ sở.
T: nhiệt độ (°K).
P: áp suất toàn phần (kPa, mmHg).
Opex: chi phí vận hành (USD).
Capex: chi phí đầu tư cơ sở vật chất (USD).
S_t: dòng tiền ròng dự kiến vào cuối năm t (USD/h).
I₀: chi phí đầu tư ban đầu tại thời điểm t = 0.
i_d: tỷ lệ chiết khấu (%).

n: tuổi thọ kinh tế (năm).
R: doanh thu nhà máy (USD).
C: chi phí (USD).
p_i: giá thành bán sản phẩm i ngoài thị trường (USD/kg).
q_i: lưu lượng sản phẩm i của nhà máy (kg/h).
p_j: giá nguyên liệu của thành phần j (USD/kg).
q_j: lưu lượng nguyên liệu thành phần j (kg/h).
R: hằng số khí.
K(T): hằng số tốc độ phản ứng phụ thuộc vào nhiệt độ T (°K).
A: hệ số tần suất.
E: năng lượng hoạt hóa (KJ/mole).

Bảng 7: Độ chênh lệch giá trị hiện tài ròng của từng phương án so với phương án Base case

Phương án	% Ethane	Δ NPV (USD)
1	0	-1673496782
2	10	-1250199249
3	20	-1009500131
4	30	-739683396
5	40	-422356735
6	50	0
7	60	234089889
8	70	586696257
9	80	776025459
10	90	748041570
11	100	737597444



XUNG ĐỘT LỢI ÍCH

Nhóm tác giả khẳng định rằng không có bất kì tranh chấp nào liên quan đến bài báo và công trình nghiên cứu này.

ĐÓNG GÓP CỦA CÁC TÁC GIẢ

Mai Cao Lân: Cán bộ hướng dẫn, định hướng, đánh giá và hiệu chỉnh mô hình tính toán, và cập nhật bài báo.
Đổng Quang Sang: Tiến hành thực hiện nghiên cứu và viết bài báo.
Nguyễn Minh Luân: Tiến hành thực hiện nghiên cứu và viết bài báo.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Carandang G, McKay C, Richard L, Wilson W. Ethylene Plant Report. Milwaukee: Louisville Cardinals University; 2012;.
2. Yan BM. Simulation and Optimization of an Ethylene Plant. Lubbock: Texas Tech University; 2000;.
3. Borralho FJO. Detailed Modelling and Optimisation of an Ethylene Plant. Lisbon: Technico Lisboa University; 2013;.
4. Yên NX. Thiết kế phân xưởng sản xuất Ethylene. Hanoi: Đại học Bách Khoa Hà Nội; 2016;.
5. Seifzadeh Haghighi MRSRODS. Investigation of ethylene production in naphtha thermal cracking plant in presence of steam and carbon dioxide. ELSEVIER; 2013;Available from: <https://doi.org/10.1016/j.cej.2013.05.048>.
6. U.S. Energy Information Administration. January 31, 2022. [Online]. [Accessed May 15, 2023];Available from: <https://www.eia.gov/energyexplained/hydrocarbon-gas-liquids/prices-for-hydrocarbon-gas-liquids.php>.

7. Statista. March 2023. [Online]. [Accessed May 15, 2023];Available from: <https://www.statista.com/statistics/1318104/monthly-price-propylene-worldwide>.
8. Businessanalytiq. April 23, 2023. [Online]. [Accessed May 15, 2023];Available from: <https://businessanalytiq.com/procurementanalytics/index/ethylene-price-index/>.

Investigation of the optimal feedstock mixing ratio for the ethylene production plant

Dong Quang Sang^{1,2}, Nguyen Minh Luan^{1,2}, Mai Cao Lan^{1,2,*}

ABSTRACT

Currently, Plant X utilizes a feedstock consisting of a mixture of ethane and propane to produce 75,400 kg/h of ethylene. During its operation, by altering the feedstock ratio from 100% propane to a mixture of 50% ethane and 50% Propane, the plant has successfully reduced feedstock procurement costs while still meeting output requirements. However, Plant X has only studied the 50-50 feedstock mixing ratio option based on feedstock prices, leaving other potential feedstock mixing options not yet investigated, which would probably yield higher profits.

In this work, different Ethane-Propane ratio mixing scenarios for the feedstock are investigated to achieve improved economic efficiency. This investigation is conducted based on the process modeling within the Ethylene production plant. The study encompasses an overview of the current state of research both domestically and internationally, as well as the foundational technology behind Ethylene production. These technological processes are simulated and modeled using Aspen HYSYS software. Various Ethane-Propane mixing ratios are then simulated to select the optimal approach that meets economic and engineering criteria. The results from this work show that the feedstock mixing ratio of 72% Ethane - 28% Propane yields the maximum efficiency.

A practical contribution of this work is to propose an improvement of Ethylene production for Plant X. In addition, since the entire production process has been studied and modeled using the standard workflow of HYSYS, a special software package, the results and report of this work would be a good technical reference for in-depth researches in the numerical modeling of engineering processes in chemical industry in general, and in particular in petrochemical industry.

Key words: Ethylene production plant, feedstock, Ethane-Propane ratio, economic-engineering optimization, chemical process modeling

¹Faculty of Geology and Petroleum Engineering – Ho Chi Minh City University of Technology, Vietnam

²Vietnam National University – Ho Chi Minh City, Vietnam

Correspondence

Mai Cao Lan, Faculty of Geology and Petroleum Engineering – Ho Chi Minh City University of Technology, Vietnam

Vietnam National University – Ho Chi Minh City, Vietnam

Email: maicaolan@hcmut.edu.vn

History

- Received: 09-10-2023
- Accepted: 04-12-2023
- Published Online: 31-12-2024

DOI :10.32508/stdjet.v6iS17.1277



Copyright

© VNUHCM Press. This is an open-access article distributed under the terms of the Creative Commons Attribution 4.0 International license.



Cite this article : Sang D Q, Luan N M, Lan M C. Investigation of the optimal feedstock mixing ratio for the ethylene production plant. *Sci. Tech. Dev. J. – Engineering and Technology* 2024; 6(S17):219-236.