

Đánh giá năng lượng tiêu thụ của phân xưởng chưng cất, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất bằng kỹ thuật phân tích Pinch

PGS.TS. Nguyễn Đình Lâm, KS. Nguyễn Thanh Nghị
 Trường Đại học Bách khoa, Đại học Đà Nẵng
KS. Nguyễn Thanh Sang
 Viện Dầu khí Việt Nam

Tóm tắt

Trong bài viết này, chúng tôi trình bày các kết quả nghiên cứu đầu tiên về phân tích năng lượng tiêu thụ của phân xưởng chưng cất (CDU) tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất được thực hiện bằng kỹ thuật phân tích Pinch. Kết quả thu được ở trạng thái tối ưu sau khi bổ sung một số thiết bị để tăng cường thu hồi nhiệt thải mang ra của các dòng từ tháp chưng cất chính đã chứng minh rằng năng lượng tiêu thụ cho lò đốt của phân xưởng có thể giảm gần 10% so với năng lượng tiêu thụ của toàn phân xưởng, chi phí tổng của phân xưởng giảm 4%. Thành công của nghiên cứu này góp phần thực hiện chương trình quốc gia về tiết kiệm năng lượng áp dụng trong lĩnh vực lọc hóa dầu và công nghệ hóa học.

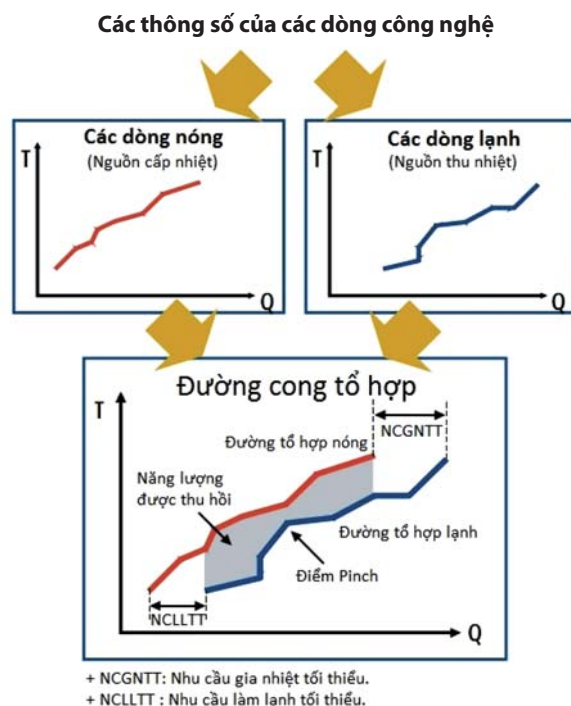
1. Giới thiệu về kỹ thuật phân tích Pinch

Hiện nay, các nhà quản lý phải thường xuyên đối mặt với một bài toán hóc búa: vừa phải tôn trọng các tiêu chuẩn về môi trường, vừa phải nâng cao hiệu quả quá trình sản xuất. Do đó, cải tiến các quá trình là một nhu cầu cấp thiết tại nhiều quốc gia, nhằm sử dụng một cách hiệu quả nhất các nguồn năng lượng, nước và nguyên liệu của quá trình sản xuất. Trong số các phương pháp cải tiến công nghệ trong thời gian gần đây, kỹ thuật phân tích Pinch là một phương pháp hiệu quả và được sử dụng trong nhiều ngành công nghiệp hiện nay như: hóa học, hóa dầu, lọc dầu, bột và giấy, thực phẩm, luyện gang thép... Phương pháp này cho phép chúng ta có thể tối ưu việc sử dụng các nguồn phụ trợ như năng lượng, nước và hydro cho các quá trình công nghệ. Trong bài báo này, chúng tôi chỉ đề cập đến ứng dụng của kỹ thuật phân tích Pinch trong lĩnh vực năng lượng.

Kỹ thuật phân tích Pinch là phương pháp phân tích chính xác và có cấu trúc chặt chẽ. Nó cho phép xác định các điểm không hiệu quả trong việc sử dụng năng lượng của một hệ thống công nghiệp. Việc ứng dụng phương pháp phân tích này giúp làm giảm đáng kể tổng năng lượng tiêu hao cho các quá trình sản xuất như: giảm từ 10 - 25% đối với lọc dầu, giảm từ 15 - 25% đối với hóa dầu, giảm từ 15 - 35% đối với các ngành công nghệ hóa học khác [1].

1.1. Các khái niệm sử dụng trong kỹ thuật phân tích Pinch

Một trong các công cụ chính được sử dụng trong phân tích Pinch là giản đồ các đường tổ hợp. Việc xây dựng các đường này đơn giản nhưng những thông tin mà nó cung cấp là những thông tin quan trọng nhất cho việc

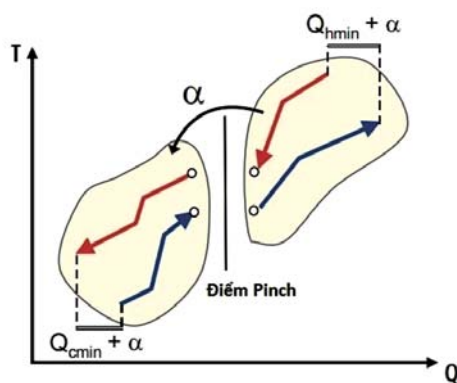


Hình 1. Đường cong tổ hợp của một quá trình công nghệ được sử dụng trong phân tích Pinch



đánh giá hiệu quả năng lượng của một quá trình. Giảm đồ các đường tổ hợp biểu diễn các nguồn nhiệt năng (đường tổ hợp nóng) và các nhu cầu nhiệt năng trong quá trình (đường tổ hợp lạnh) như được trình bày trên Hình 1. Dựa vào hình dạng và vị trí của các đường tổ hợp này, chúng ta có thể xác định được năng lượng cần cung cấp cho quá trình - nhu cầu gia nhiệt và nhu cầu làm lạnh cũng như lượng nhiệt có thể được thu hồi của quá trình.

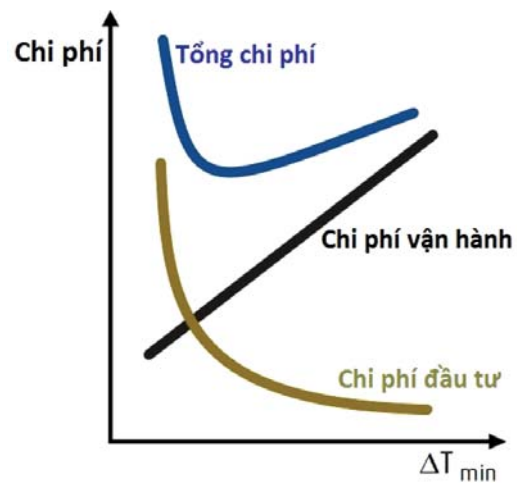
Dựa vào giảm đồ các đường tổ hợp trong Hình 1, chúng ta có thể thấy lượng nhiệt thu hồi chính bằng diện tích được giới hạn bởi phần chung của 2 đường tổ hợp (phần màu sẫm ở Hình 1). Khoảng chênh lệch nhiệt độ tối thiểu giữa 2 đường tổ hợp gọi là ΔT_{min} và điểm Pinch. Điểm Pinch chia các đường tổ hợp thành 2 vùng phân biệt. Việc xác định điểm Pinch là rất quan trọng để đảm bảo không vi phạm quy tắc phân tích Pinch, đó là “không được truyền nhiệt của một dòng nóng ở phía trên điểm Pinch cho một dòng lạnh ở phía dưới điểm Pinch” như được mô tả trên Hình 2 bởi vì việc truyền nhiệt như vậy sẽ làm tăng việc sử dụng các dòng phụ trợ như hơi nước, lò đốt để cấp nhiệt cho dòng lạnh và không khí hay nước công tác để làm lạnh các dòng nóng của quá trình.



Hình 2. Điểm Pinch và quy tắc Pinch. Lượng nhiệt α không được phép truyền từ dòng nóng ở phía trên điểm Pinch cho dòng lạnh ở phía dưới điểm Pinch

1.2. Tối ưu hóa hệ thống trao đổi nhiệt dựa vào ΔT_{min}

Giá trị ΔT_{min} biểu diễn mối liên hệ mật thiết với chi phí vận hành và chi phí đầu tư của một quá trình công nghệ. Trong đó, chi phí vận hành phụ thuộc vào hiệu quả của lượng nhiệt thu hồi, lượng nhiệt thu hồi càng lớn thì ΔT_{min} càng nhỏ, tuy nhiên chi phí đầu tư cho hệ thống trao đổi nhiệt được đặc trưng bằng bề mặt trao đổi nhiệt sẽ tăng (Hình 3). Như vậy, việc nghiên cứu sự phụ thuộc của tổng chi phí sản xuất vào giá trị ΔT_{min} sẽ cho phép tối ưu hóa hệ thống trao đổi nhiệt của quá trình.



Hình 3. Mối quan hệ giữa chi phí đầu tư, chi phí vận hành và tổng chi phí vào giá trị ΔT_{min} và giá trị ΔT_{min} tối ưu [1]

Trong các quá trình công nghệ khác nhau, giá trị ΔT_{min} tương ứng biến thiên trong một khoảng cho phép nhất định như: đối với lọc dầu từ 20 - 40°C; hóa dầu từ 10 - 20°C, công nghệ hóa học từ 10 - 20°C và các quá trình ở nhiệt độ thấp từ 3 - 5°C [2].

2. Phân tích hệ thống thu hồi nhiệt của Phân xưởng chưng cất khí quyển, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

Việc phân tích và đánh giá hiệu quả hệ thống thu hồi nhiệt được thực hiện dựa trên các nghiên cứu về ứng dụng của phân tích Pinch trong công nghệ lọc dầu đồng thời với sự hỗ trợ của các công cụ và phần mềm chuyên dụng. Quá trình phân tích hệ thống thu hồi nhiệt phân xưởng CDU được thực hiện thông qua các bước sau:

- + Thu thập dữ liệu từ tài liệu thiết kế và các bản vẽ PFD, P&ID.
- + Mô phỏng phân xưởng CDU.
- + Phân tích Pinch.

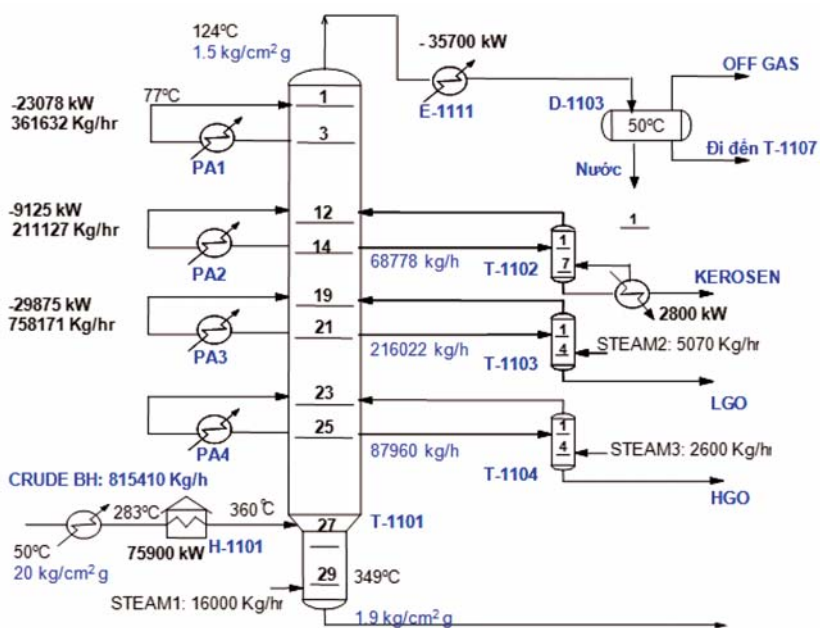
2.1. Mô phỏng phân xưởng chưng cất khí quyển (CDU)

Phân xưởng CDU là một trong các phân xưởng chính của nhà máy. Nhiệm vụ chính là chưng cất dầu thô thành các phân đoạn nhỏ hơn theo những khoảng nhiệt độ sôi như Naphtha, Kerosene, LGO, HGO và cặn khí quyển. Được thiết kế với công suất 6,5 triệu tấn dầu thô/năm tương đương với 148.000 BPSD, nguyên liệu chính cho phân xưởng CDU của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất là dầu thô Bạch Hổ hoặc dầu hỗn hợp gồm 84,6% dầu Bạch Hổ, 16,4% dầu Dubai [3]. Việc phân tích số liệu công nghệ cho

phép chúng tôi xây dựng được cấu trúc của tháp chưng cất chính T1101, các tháp phụ (Stripper) và các số liệu vận hành đã được sử dụng để mô phỏng hoạt động của tháp được mô tả trên Hình 4.

Để đơn giản hóa nhưng vẫn bảo đảm độ chính xác cần thiết của quá trình mô phỏng, chúng tôi sử dụng giá trị hiệu quả sử dụng đĩa là 60% và không thay đổi theo từng vùng của tháp. Nguyên liệu của quá trình chưng cất là dầu thô Bạch Hổ với lưu lượng là 815.410kg/h được nạp liệu ở nhiệt độ 360°C, áp suất là 2,45kg/cm²g được tham khảo từ các số liệu thiết kế của phân xưởng. Trong quá trình mô phỏng, cấu trúc hình học của tháp và các điều kiện vận hành chính áp dụng cho từng tháp được trình bày ở Bảng 1. Ngoài ra, lưu lượng và tính chất của các dòng hơi nước stripping được sử dụng ở đáy tháp chính T-1101, các tháp Stripper LGO và HGO cũng được sử dụng như là các số liệu đầu vào của quá trình mô phỏng.

Lưu lượng các dòng sản phẩm thu được từ phân xưởng chưng cất được xác định dựa trên đường cong chưng cất TBP, thành phần các cấu tử nhẹ (lightend), lưu lượng của dầu thô và điểm cắt giữa các phân đoạn. Các lưu lượng này cùng với các điều kiện vận hành của các hồi lưu tuần hoàn, công suất của thiết bị đun sôi lại của Stripper sản phẩm kerosene và nhiệt độ đỉnh tháp T-1101 được sử dụng như là các tiêu chuẩn của quá trình mô phỏng tháp chưng cất được trình bày trong Bảng 2. Điều này hoàn toàn phù hợp với sơ đồ hệ thống điều khiển vận hành của tháp chưng cất hiện hành trong đó lưu lượng sản phẩm đỉnh (khí và naphtha) hoàn toàn có thể được điều khiển thông qua nhiệt độ đỉnh tháp.



Hình 4. Cấu trúc của tháp chưng cất chính, các tháp phụ (Stripper) và các số liệu vận hành cơ bản của quá trình chưng cất dầu thô tại Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

Bảng 1. Cấu trúc hình học của các tháp và điều kiện vận hành của tháp chưng cất chính và các tháp phụ (Stripper) được sử dụng khi tiến hành mô phỏng phân xưởng chưng cất khí quyển của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

Tháp chưng cất và tháp phụ (Stripper)	T-1101	T-1102	T-1103	T-1104
Số đĩa lý thuyết	29	6	4	4
Đĩa nạp liệu	27	1	1	1
Nhiệt độ đỉnh (°C)	124	209	246	327
Nhiệt độ đáy (°C)	349	227	239	320
Áp suất đỉnh (kg/cm ² g)	1,5	1,6	1,7	1,9
Áp suất đáy (kg/cm ² g)	1,9	1,7	1,8	2,0

Bảng 2. Các số liệu vận hành được cài đặt làm tiêu chuẩn trong quá trình mô phỏng vận hành của hệ thống tháp chưng cất chính T-1101

Tiêu chuẩn của tháp T-1101	Giá trị cài đặt	Đơn vị
Nhiệt độ của PA_Top về lại tháp	77	°C
Lưu lượng của PA_Ker	211000	kg/h
Công suất của PA_Ker	-9000	kW
Lưu lượng của PA_LGO	759000	kg/h
Công suất của PA_LGO	-29100	kW
Lưu lượng của PA_HGO	135000	kg/h
Nhiệt độ của PA_HGO về lại tháp	291,9	°C
Lưu lượng sản phẩm Kerosene	51200	kg/h
Lưu lượng sản phẩm LGO	171000	kg/h
Lưu lượng sản phẩm HGO	69800	kg/h
Nhiệt độ đỉnh tháp T-1101	124	°C
Công suất của thiết bị đun sôi lại của Stripper kerosene	2800	kW

Bảng 3. Các giá trị nhiệt độ ứng với phần trăm thể tích chưng cất (LV%) của đường cong chưng cất ASTM D86 và tỷ trọng của các sản phẩm kerosene, LCO và HCO thu được từ quá trình mô phỏng khi so sánh với các số liệu thiết kế của tháp chưng cất chính T-1101

LV%	Kerosen		LGO		HGO				
	Mô phỏng	Số liệu thiết kế	Sai số (%)	Mô phỏng	Số liệu thiết kế	Sai số (%)	Mô phỏng	Số liệu thiết kế	Sai số (%)
5%	175	177	1,0	221	220	0,5	319	322	0,9
10%	178	181	1,7	227	230	1,1	323	332	2,8
30%	183	186	1,7	250	253	1,2	343	355	3,4
50%	187	188	0,7	270	275	1,7	356	368	3,2
70%	193	194	0,7	290	296	1,9	369	379	2,7
90%	205	204	0,5	317	322	1,4	398	405	1,6
95%	214	213	0,5	329	331	0,6	413	414	0,3
d ¹⁵ ₄	0,779	0,776	0,4	0,816	0,811	0,6	0,843	0,830	1,6

Mặc dầu quá trình mô phỏng tháp chưng cất chỉ nhằm mục đích xác định lưu lượng và trạng thái nhiệt của các dòng vật chất tham gia vào hệ thống trao đổi nhiệt của phân xưởng phục vụ cho quá trình phân tích và tối ưu hóa hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất khí quyển, tính đúng đắn của quá trình mô phỏng tháp chưng cất cũng đã được kiểm chứng khi so sánh các kết quả mô phỏng và các số liệu tương ứng của quá trình thiết kế. Một số kết quả so sánh các giá trị mô phỏng và thiết kế của đường cong chưng cất và tỷ trọng của một số sản phẩm chính được trình bày trong Bảng 3.

Kết quả thu được trên Bảng 3 chứng minh rằng mô hình mô phỏng sử dụng cho tháp chưng cất chính T-1101 và các tháp phụ (Stripper) là hoàn toàn có thể chấp nhận khi sai số giữa số liệu mô phỏng và số liệu thiết kế nhỏ hơn 5%. Ngoài ra, chất lượng phân tách giữa các phân đoạn và tiêu hao năng lượng của tháp cũng cần được kiểm tra bởi vì các giá trị này không được sử dụng như đầu vào hoặc tiêu chuẩn của quá trình mô phỏng. Chất lượng phân tách giữa các phân đoạn được đánh giá dựa trên hiệu số giữa nhiệt độ 95% chưng cất của phân đoạn nặng và nhiệt độ 5% chưng cất của phân đoạn nhẹ hơn của các đường cong chưng cất ASTM D86 tương ứng, khi hiệu số này có giá trị dương ta được giá trị GAP và có giá trị âm thì được gọi là Overlap. Tiêu hao năng lượng của tháp được đánh giá thông qua độ quá bốc hơi của nguyên liệu khi vào tháp được gọi là Overflash, đó chính là tỷ số của lưu lượng

Bảng 4. Các giá trị GAP, Overlap giữa các phân đoạn và Overflash của tháp chưng cất thu được sau quá trình mô phỏng khi so sánh với các yêu cầu kỹ thuật

Tiêu chuẩn kỹ thuật	Yêu cầu	Mô phỏng
Gap 5%Kerosene và 95% Total Naphta	10°C min	23°C
Gap 5%LGO và 95% Kerosene	5°C min	7°C
Overlap 95%LGO và 5% HGO	5°C max	4°C
Overflash	5 - 7%	6%

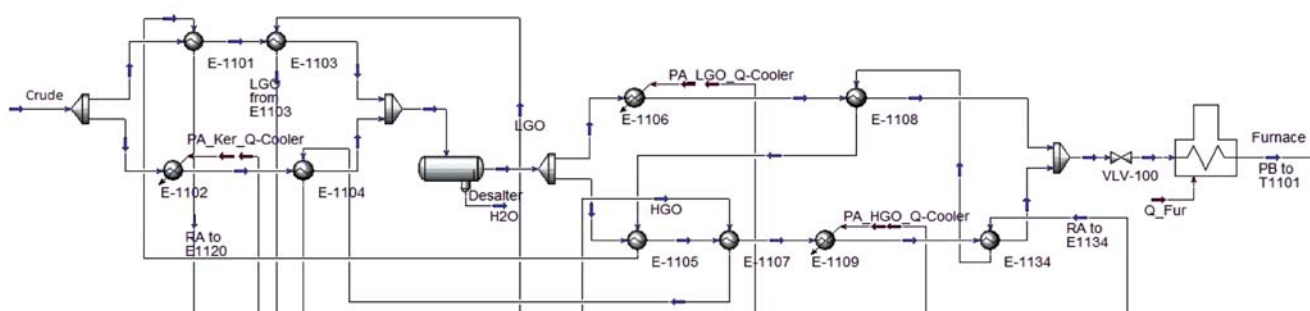
lồng chảy từ đĩa trên xuống đĩa dưới của vùng nạp liệu so với lưu lượng nguyên liệu. Kết quả mô phỏng các giá trị này cho thấy các giá trị này đều thỏa mãn các yêu cầu kỹ thuật của tháp chưng cất như được trình bày trong Bảng 4.

Ngoài hệ thống chưng cất, trong phân xưởng còn được trang bị một hệ thống các thiết bị trao đổi nhiệt nhằm thu hồi các lượng nhiệt mang ra từ các dòng vật chất. Dầu thô trước khi đi vào tháp chính T-1101 được đưa qua hệ thống thu hồi nhiệt này để nâng nhiệt độ từ 50 - 283°C. Hệ thống này nhằm tận dụng nhiệt của các dòng sản phẩm trung gian ra khỏi tháp chưng cất T-1101 để gia nhiệt cho dòng dầu thô đến tháp. Phần nhiệt còn lại sẽ được cung cấp bởi lò đốt H-1101, sử dụng khí đốt hoặc dầu, trước khi đi vào tháp chưng cất chính. Từ kết quả mô phỏng phân xưởng chưng cất, chúng tôi thu được tính chất và lưu lượng của các dòng lưu chất tham gia vào hệ thống trao đổi nhiệt của phân xưởng CDU như Bảng 5.

Kết quả này cho phép chúng tôi thiết lập sơ đồ mô phỏng hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất khí quyển bằng phần mềm Hysys (Hình 5).

Bảng 5. Tính chất và lưu lượng của các dòng tham gia vào hệ thống trao đổi nhiệt của phân xưởng CDU

Ký hiệu dòng	Phân loại	Nhiệt độ vào	Nhiệt độ ra	Lưu lượng kg/h	Năng lượng kW	Chú thích
		°C	°C			
PA_KER (PA2)	Nóng	200,7	144,9	211127,0	9125,0	Dòng hồi lưu tuần hoàn đến từ đĩa rút Kerosene đến hệ thống thu hồi nhiệt
PA_LGO (PA3)	Nóng	264,2	217,1	758717,7	29875,0	Dòng hồi lưu tuần hoàn đến từ đĩa rút Gas-oil nhẹ đến hệ thống thu hồi nhiệt
PA_HGO (PA4)	Nóng	338,0	298,0	134995,2	4863,9	Dòng hồi lưu tuần hoàn đến từ đĩa rút Gas-oil nặng đến hệ thống thu hồi nhiệt
LGO	Nóng	243,4	145,2	174111,6	13265,4	Phần đoạn Gas-oil nhẹ đi ra từ T1103 đến hệ thống thu hồi nhiệt
HGO	Nóng	321,1	160,4	69947,1	9118,5	Phần đoạn Gas-oil nặng đi ra từ T1104 đến hệ thống thu hồi nhiệt
RA	Nóng	345,3	83,2	407641,1	81799,9	Phần đoạn cận khí quyển đi ra từ tháp T1101 đến hệ thống thu hồi nhiệt
NAPHTHA	Nóng	126,0	50,0	135573,5	30752,0	Dòng Naphttha đỉnh tháp T1101 cần ngưng tụ và làm nguội
PA_TOP (PA1)	Nóng	165,7	77,0	361632,0	23078,3	Dòng hồi lưu tuần hoàn đỉnh tháp cần làm nguội
KEROSEN	Nóng	235,5	40,0	51188,6	7281,8	Phần đoạn Kerosen đi ra từ T1102 cần làm nguội
LGO_E1103	Nóng	145,2	54,3	174036,7	10445,5	Phần đoạn Gas-oil nhẹ đi ra từ E1103 cần làm nguội
HGO_E1107	Nóng	160,4	53,9	69925,4	4899,2	Phần đoạn Gas-oil nặng đi ra từ E1107 cần làm nguội
H ₂ O_GIAI_NHIET	Nóng	76,0	55,0	200000,0	5194,3	Nước công nghệ sau khi sử dụng cần làm nguội
CRUDE_BL_1	Lạnh	50,0	141,0	538880,3	31829,0	Dòng dầu thô nhánh 1 cần gia nhiệt
CRUDE_BL_2	Lạnh	50,0	132,0	275630,2	14544,1	Dòng dầu thô nhánh 2 cần gia nhiệt
DESALTED_CRUDE	Lạnh	136,0	357,5	814510,0	163968,6	Dòng dầu thô sau khi khử muối cần gia nhiệt
REBOILING_T1102	Lạnh	230,8	235,5	85870,1	2800,1	Dòng đáy T1102 đi vào thiết bị bốc hơi lại E1110
STEAM_STRIPPING	Lạnh	160,0	350,0	23952,0	2579,6	Dòng nước ngưng cần gia nhiệt để sản xuất hơi nước
H ₂ O_LAY_NHIET	Lạnh	55,0	76,0	200000,0	5187,6	Dòng nước công nghệ sử dụng để làm nguội RA



Hình 5. Sơ đồ mô phỏng hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng CDU, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

2.2. Phân tích hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất khí quyển

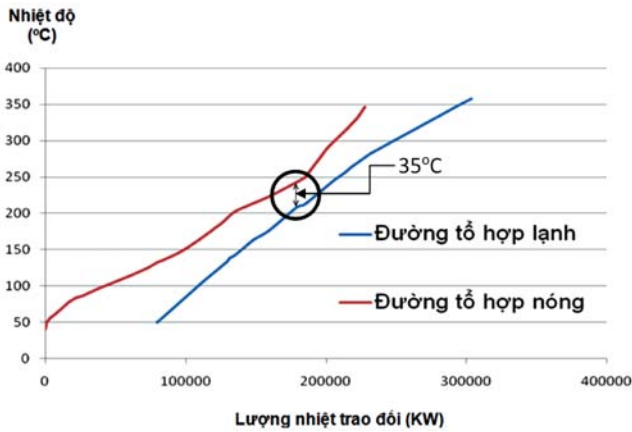
Từ kết quả thu được của quá trình mô phỏng, chúng tôi tiến hành trích xuất dữ liệu, sau đó đánh giá hiệu quả của hệ thống thu hồi nhiệt như nhiệt độ, lưu lượng, nhiệt lượng. Bằng cách thiết lập các đường cong tổ hợp, chúng

tôi đã xác định được nhu cầu năng lượng cần thiết cho gia nhiệt và làm lạnh khi thay đổi giá trị ΔT_{min} (Hình 6).

Kết quả thu được trên Hình 6 cho phép xác định giá trị ΔT_{min} của hệ thống thu hồi nhiệt hiện tại của phân xưởng CDU của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất, là 35°C. Kết quả này hoàn toàn phù hợp với các nghiên cứu của



Linhoff March, công bố các giá trị ΔT_{min} chấp nhận được của từng phân xưởng trong công nghệ lọc dầu tương ứng như sau: CDU từ 30 - 40°C, VDU từ 20 - 30°C, FCC từ 20 - 30°C, HDT từ 30 - 40°C [2].



Hình 6. Giản đồ đường cong tổ hợp của hệ thống trao đổi nhiệt lắp đặt tại phân xưởng CDU, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất

Tuy vậy, hiện nay nước ta đang thực hiện chủ trương tiết kiệm năng lượng quốc gia nhằm sử dụng hiệu quả các nguồn năng lượng. Chính phủ luôn ủng hộ các biện pháp trong tiết kiệm năng lượng và các giải pháp công nghệ nhằm tối ưu hóa quá trình tiêu thụ năng lượng tại các nhà máy công nghiệp. Đây là cơ sở cho việc thực hiện tiếp theo quá trình tối ưu hóa hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng CDU này nhằm giảm thiểu tiêu hao năng lượng.

2.3. Tối ưu hóa hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng CDU

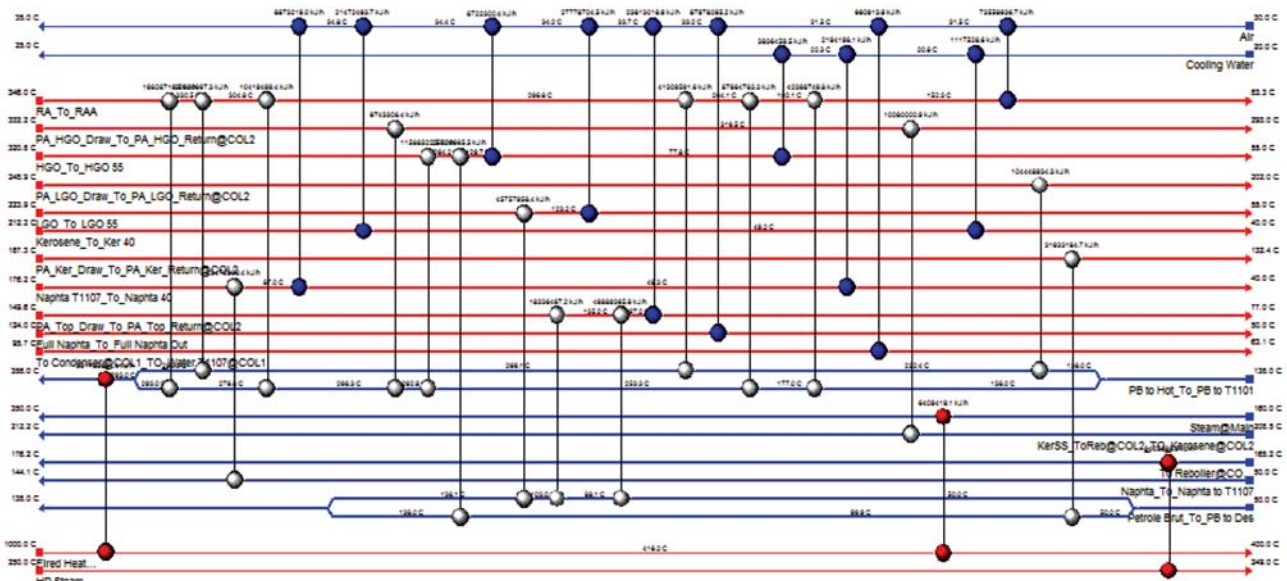
Khi nghiên cứu khả năng tối ưu hóa của quá trình trao đổi nhiệt, chúng tôi đề xuất ba phương án tối ưu với các

mục tiêu như sau:

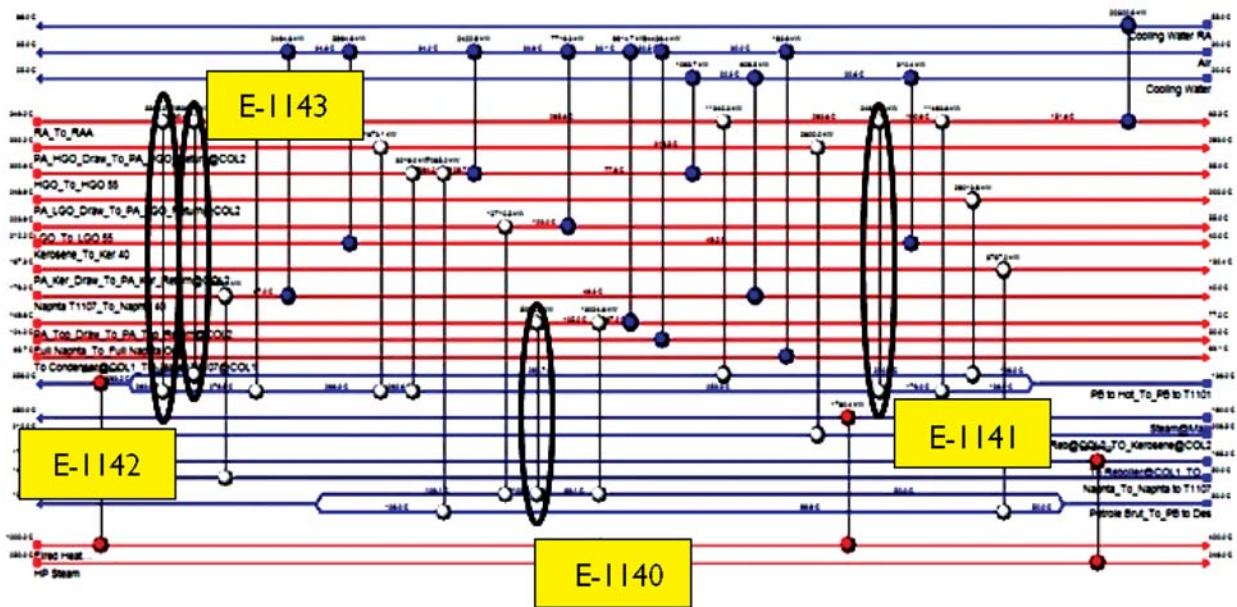
- + Tối thiểu bề mặt trao đổi nhiệt.
- + Tối thiểu chi phí hàng năm.
- + Bổ sung các thiết bị trao đổi nhiệt.

Việc lựa chọn phương án tối thiểu bề mặt trao đổi nhiệt hoặc tối thiểu chi phí hàng năm chỉ phù hợp trong thiết kế ban đầu của phân xưởng. Còn đối với các phân xưởng đang hoạt động thì hai phương án nêu trên hoàn toàn không thể đáp ứng được, do sẽ dẫn đến việc thay đổi rất nhiều các thiết bị trao đổi nhiệt trong hệ thống so với thiết kế ban đầu. Vì vậy, chúng tôi nhận thấy phương án bổ sung các thiết bị trao đổi nhiệt là phù hợp nhất với thiết kế hiện tại của nhà máy.

Để thực hiện quá trình tối ưu, chúng tôi sử dụng một công cụ khá phổ biến, được sử dụng nhằm đánh giá và hiệu chỉnh hệ thống thu hồi nhiệt, đó là sơ đồ hệ thống các thiết bị trao đổi nhiệt (HEN-Heat Exchanger Network), đây là sơ đồ biểu diễn mối quan hệ giữa các dòng công nghệ cùng với các thiết bị trao đổi nhiệt. Các đường màu xanh nằm ở phía trên cùng và các đường màu đỏ nằm ở phía dưới cùng, biểu diễn các dòng phụ trợ của các tác nhân lạnh và nóng được sử dụng cho quá trình; các dòng còn lại là các dòng công nghệ sử dụng trong các thiết bị trao đổi nhiệt của phân xưởng với mục đích thu hồi nhiệt. Thiết bị trao đổi nhiệt được biểu diễn bằng một đường thẳng đứng liên kết giữa các dòng nằm ngang. Việc sử dụng sơ đồ HEN để mô phỏng và tối ưu hóa hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng CDU của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất được trình bày trên Hình 7.



Hình 7. Hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng CDU, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất được trình bày bằng sơ đồ HEN

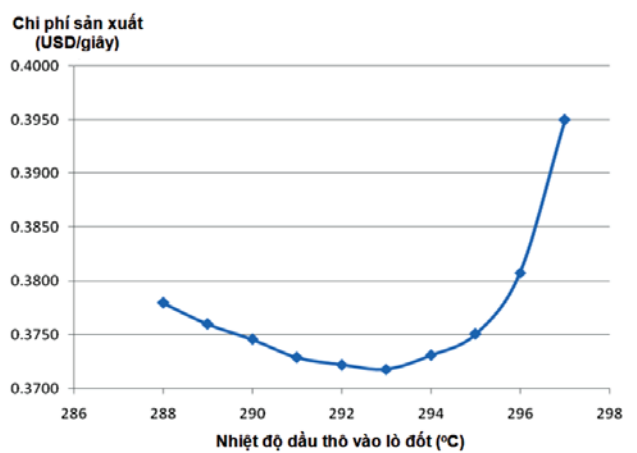


Hình 8. Hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng CDU của Nhà máy Lọc dầu Dung Quất sau khi bổ sung các thiết bị trao đổi nhiệt E-1140, E-1141, E-1142, E-1143 được trình bày bằng sơ đồ HEN

Nhằm nâng cao hiệu quả của hệ thống hiện tại trong Nhà máy Lọc dầu Dung Quất, chúng tôi đề xuất sử dụng thêm 4 thiết bị trao đổi nhiệt để tận dụng nguồn nhiệt chưa được sử dụng hoặc chưa thu hồi triệt để tăng hiệu quả của dây chuyền thu hồi nhiệt. Để thực hiện quá trình này, chúng tôi tiến hành cố định bề mặt lắp đặt của các thiết bị trao đổi nhiệt hiện có theo số liệu thiết kế, sau đó bổ sung 4 thiết bị trao đổi nhiệt E-1140, E-1141, E-1142, E-1143, trong đó thiết bị E-1140 nhằm tận dụng nguồn nhiệt của dòng hồi lưu tuần hoàn đỉnh để cấp nhiệt bổ sung cho dòng dầu thô trước khi đi vào thiết bị tách muối. Ba thiết bị còn lại E-1141, E-1142, E-1143 được sử dụng để tận dụng phần nhiệt còn lại của dòng đáy thấp nhằm tăng nhiệt độ của dòng dầu thô trước khi vào lò đốt. Sơ đồ hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất sau khi bổ sung các thiết bị trao đổi nhiệt được trình bày trên Hình 8.

Lượng nhiệt thu hồi từ việc trang bị thêm 4 thiết bị trao đổi nhiệt nói trên được tối ưu hóa với hàm mục tiêu là tối thiểu chi phí sản xuất theo nhiệt độ của dầu thô khi đi vào lò đốt bởi vì giá trị của lượng nhiệt thu hồi hoàn toàn có thể được đánh giá nhanh từ giá trị nhiệt độ này. Trong quá trình thực hiện, chúng tôi đã tiến hành thay đổi các giá trị của lượng nhiệt trao đổi và nhiệt độ vào ra của từng thiết bị có liên quan trong hệ thống trao đổi nhiệt của phân xưởng chưng cất, để điều chỉnh nhiệt độ nguyên liệu trước khi đi vào lò đốt, tại mỗi một giá trị nhiệt độ, chúng tôi sẽ xác định tổng bề mặt trao đổi nhiệt lắp đặt và công suất của lò đốt, đây là cơ sở để tính chi phí sản xuất của phân xưởng.

Việc tính toán chi phí sản xuất dựa vào tổng chi phí đầu tư sau khi bổ sung 4 thiết bị trao đổi nhiệt nói trên và tổng chi phí vận hành với sự giảm đáng kể chi phí vận hành lò đốt khi lượng nhiệt thu hồi tăng lên nhờ tận dụng nguồn nhiệt của dòng hồi lưu đỉnh thấp và dòng đáy thấp. Việc xác định chi phí sản xuất (tổng chi phí đầu tư và chi phí vận hành) được thực hiện nhờ gói Energy Analyzer của phần mềm Aspen. Trên cơ sở các giá trị tính toán được, chúng tôi đã xác định được mối quan hệ giữa chi phí sản xuất tính cho 1 giây làm việc của phân xưởng chưng cất và nhiệt độ của dầu thô trước khi vào lò gia nhiệt (Hình 9).

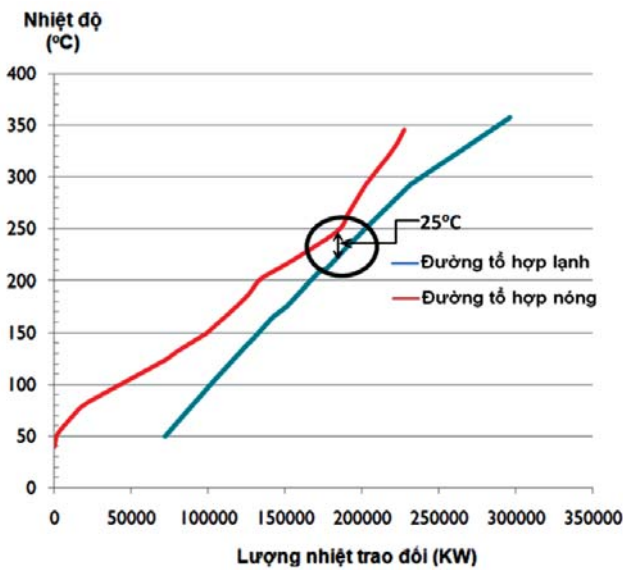


Hình 9. Đồ thị biểu diễn sự phụ thuộc của tổng chi phí sản xuất vào nhiệt độ nguyên liệu vào tháp cho phép xác định được nhiệt độ tối ưu cho dòng dầu thô đi vào lò gia nhiệt



Kết quả thu được trên đồ thị của Hình 9 cho phép chúng tôi đã xác định được nhiệt độ tối ưu cho dòng nguyên liệu vào lò đốt là 293°C khi bổ sung thêm 4 thiết bị trao đổi nhiệt (E-1140, E-1141, E-1142, E-1143) nói trên vào hệ thống thu hồi nhiệt hiện hành. Theo Hình 9, chi phí sản xuất hàng năm của phân xưởng chưng cất ở điều kiện tối ưu sẽ là: $0,3718 \times 60 \times 60 \times 25 \times 365 = 11.725.084$ USD/năm, thay cho giá trị $0,3873 \times 60 \times 60 \times 25 \times 365 = 12.213.892$ USD/năm, tương ứng với một sự giảm chi phí sản xuất hàng năm của phân xưởng là 4%.

Ở điều kiện tối ưu, giản đồ đường cong tổ hợp của hệ thống trao đổi nhiệt được trình bày trên Hình 10 cho thấy một sự giảm đáng kể lượng nhiệt cung cấp ở lò đốt cũng như lượng nhiệt cần làm lạnh của các sản phẩm đi ra từ phân xưởng. Hiệu quả trao đổi nhiệt tăng lên này đã được thể hiện ở giá trị ΔT_{min} của hệ thống chỉ còn 25°C, giảm 10°C so với hệ thống trao đổi nhiệt hiện hành.



Hình 10. Giản đồ đường cong tổ hợp của hệ thống trao đổi nhiệt của phân xưởng CDU, Nhà máy Lọc dầu Dung Quất, Quảng Ngãi sau khi lắp đặt bổ sung 4 thiết bị trao đổi nhiệt

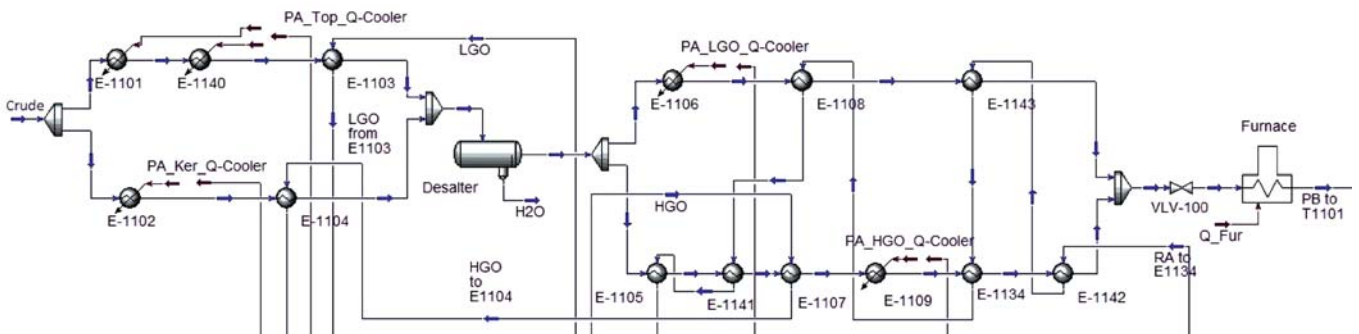
Quá trình tính toán tối ưu còn cho phép chúng tôi xác định được công suất cũng như các điều kiện vận hành 4 thiết bị trao đổi nhiệt cần bổ sung E-1140, E-1141, E-1142, E-1143, từ đó xác định được bề mặt trao đổi nhiệt lắp đặt cho 4 thiết bị này tương ứng là: 1799,58m²; 4750,75 m²; 505,52m²; 202,73m². Trên cơ sở đó có thể tính toán được tổng chi phí đầu tư bổ sung sử dụng để đưa ra kết quả trong Hình 9. Sơ đồ hệ thống thiết bị trao đổi nhiệt của phân xưởng chưng cất sau khi tối ưu được trình bày trên Hình 11.

Về mặt kỹ thuật, khi so sánh với điều kiện thiết kế ban đầu, nhiệt độ của dầu thô trước khi vào lò đốt được tăng lên từ 283°C lên 293°C. Với sự hiệu chỉnh này, năng lượng cần cung cấp cho hệ thống đã giảm rõ rệt từ 75,9MW xuống 68,51MW - đối với nhu cầu gia nhiệt, và từ 79,61MW xuống 72,11MW - đối với nhu cầu làm lạnh (gần 10%). Như vậy, việc lắp đặt bổ sung 4 thiết bị trao đổi nhiệt (E-1140, E-1141, E-1142, E-1143) vào sơ đồ thu hồi nhiệt hiện hành như được trình bày ở trên sẽ cho phép giảm tiêu hao cho các dòng phụ trợ như nước công nghệ, không khí làm mát và đặc biệt là nhiên liệu và các dòng phụ trợ phục vụ cho vận hành lò đốt. Năng lượng của nhà máy như vậy sẽ được sử dụng hiệu quả hơn và đi cùng với nó là sẽ giảm được chi phí vận hành.

3. Kết luận

Như vậy nhóm tác giả đã lần đầu tiên thiết lập được quy trình phân tích và đánh giá hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất tại Việt Nam. Sau khi phân tích Pinch cho hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất, tác giả rút ra các kết luận sau:

- + Đề xuất hiệu chỉnh hệ thống thu hồi nhiệt của phân xưởng chưng cất có thể giảm gần 10% năng lượng tiêu thụ của toàn phân xưởng và giảm 4% chi phí tổng hàng năm của phân xưởng.



Hình 11. Sơ đồ mô phỏng hệ thống thu hồi nhiệt ở điều kiện tối ưu

+ Kết quả của nghiên cứu này sẽ góp phần thực hiện Chương trình Quốc gia về tiết kiệm năng lượng.

Chữ viết tắt

- CDU: Phân xưởng chưng cất khí quyển.
- D_{tmin} , ΔT_{min} : Chênh lệch nhiệt độ nhỏ nhất của hai đường tổ hợp.
- NCGNTT, $Q_{h_{min}}$: Nhu cầu gia nhiệt tối thiểu.
- NCLLT, $Q_{c_{min}}$: Nhu cầu làm lạnh tối thiểu.
- T: Nhiệt độ (°C).
- Q: Nhiệt lượng (KW).
- α : Nhiệt lượng truyền phần trên Pinch xuống dưới Pinch.
- LGO_T1106: Dòng LGO ra khỏi tháp T1106.
- LGO_E1103: Dòng LGO ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt E1103.
- HGO_T1104: Dòng HGO ra khỏi tháp T1104.
- HGO_E1107: Dòng HGO ra khỏi thiết bị trao đổi nhiệt E1107.
- H₂O_GIAI_NHIET: Dòng nước công nghệ đưa đi làm nguội bằng không khí.
- PA_TOP (PA1): Dòng hồi lưu tuần hoàn đỉnh tháp.
- PA_KER (PA2): Dòng hồi lưu tuần hoàn đoạn kerosene.
- PA_LGO (PA3): Dòng hồi lưu tuần hoàn đoạn LGO.

- PA_HGO (PA4): Dòng hồi lưu tuần hoàn đoạn HGO.
- KEROSEN: Dòng kerosene.
- RA: Dòng cận khí quyển.
- NAPHTHA: Dòng ra từ đỉnh tháp.
- CRUDE_BL_1: Dòng dầu thô nhánh 1.
- CRUDE_BL_2: Dòng dầu thô nhánh 2.
- DESALTED_CRUDE: Dòng dầu thô đã khử muối.
- STEAM_STRIPPING: Dòng nước ngưng cần gia nhiệt để sản xuất hơi nước.
- H₂O_LAY_NHIET: Dòng nước làm lạnh RA.
- REBOILING_T1102: Dòng qua đun sôi đáy tháp T1102.

Tài liệu tham khảo

1. Centre de la technologie de l'énergie de CANMET - Varennes. 2003. *L'analyse Pinch: pour l'utilisation efficace de l'énergie, de l'eau et de l'hydrogène* Canada.
2. Linhoff March, 1998. *Introduce to Pinch technology. Targeting House - Gadbrook Park, Northwish Cheshire, CW9 7UZ, England.*
3. *Operation manual of crude distillation unit.* Vietnam Oil & Gas corporation, Dung Quat Refinery project. Dung Quat, Vietnam.
4. *Training module crude distillation unit.* Vietnam Oil & Gas corporation, Dung Quat Refinery projet. Dung Quat, Vietnam.

Một góc Nhà máy Lọc dầu Dung Quất. Ảnh: CTV

