

Giáo trình: giới thiệu các thiết bị công nghệ có thể cung cấp chuyển giao đầu



**BỘ MÔN MÁY THIẾT BỊ
KHOA CÔNG NGHỆ HÓA HỌC VÀ DẦU KHÍ
ĐẠI HỌC BÁCH KHOA TP. HỒ CHÍ MINH**

Địa chỉ: 268 Lý Thường Kiệt, Q10, TP. HCM

ĐT: 8650484 – Fax: 8637504

Chủ nhiệm bộ môn: Hoàng Minh Nam

**GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ
CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO**

Mã số: VN01/0352

MÁY LỌC KHUNG BẢN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dùng để tinh lọc các sản phẩm thực phẩm dạng lỏng: nước tương, nước mắm, các loại nước trái cây, sữa đậu nành, rượu, bia v.v...
- ♦ Máy được chế tạo bằng các loại vật liệu không rỉ, không tác động xấu lên sản phẩm và không ảnh hưởng đến sức khỏe con người
- ♦ Năng suất: 500 lít/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Ngành chế biến thực phẩm: lọc nước tương, nước mắm, dầu ăn, sirô, nước đường, nước trái cây, các loại rượu, bia v.v...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Bề mặt lọc lớn nên giảm kích thước lắp đặt
- ♦ Giá thành hạ
- ♦ Tiêu tốn ít năng lượng (điện)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1
- ♦ Diện tích lắp đặt thiết bị: 2 m²

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 45 triệu (bao gồm cả phần hướng dẫn vận hành thiết bị)

Đơn vị bán TB/CN:

Bộ môn Máy Thiết bị, Khoa Công nghệ Hóa học và Dầu khí, Đại học Bách khoa TP.HCM

Người liên hệ: Vũ Bá Minh – Chức vụ: Giảng viên chính

Địa chỉ: 268 Lý Thường Kiệt, Q10, TP.HCM

ĐT: 8650484-0903.866824 – Fax: 8637504

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 8 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện tùy theo năng suất máy; khí đốt dầu hỏa
- ♦ Nguyên liệu: bột cá, bột xương, bột mì và bột khoai mì, bột bánh dầu, các thành phần vi lượng
- ♦ Nhà xưởng để lắp đặt dây chuyền 1000 Kg/h là 400 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo
- ♦ Tư vấn kỹ thuật

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: loại 200 Kg/h - giá 250 triệu
loại 500 Kg/h - giá 380 triệu
loại 1.000 Kg/h - giá 650 triệu

(giá trên đã bao gồm cả phần chuyển giao công nghệ)

Đơn vị bán TB/CN:

Bộ môn Máy Thiết bị, Khoa Công nghệ Hóa học và Dầu khí, Đại học Bách khoa TP.HCM

Người liên hệ: Vũ Bá Minh – Chức vụ: Giảng viên chính

Địa chỉ: 268 Lý Thường Kiệt, Q10, TP.HCM

ĐT: 8650484-0903.866824 – Fax: 8637504

BỘ MÔN SINH HÓA - KHOA SINH HỌC - ĐẠI HỌC KHOA HỌC TỰ NHIÊN TP. HCM

Địa chỉ: 227 Nguyễn Văn Cừ, Q5, TP. HCM

ĐT: 8300560

Chủ nhiệm: PGS. TS. Đồng Thị Thanh Thu

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0063

SẢN XUẤT CÁC CHẾ PHẨM ENZYM AMILASE, PROTEASE, PECTINASE... TỪ VI SINH VẬT ĐỂ ỨNG DỤNG TRONG CÔNG NGHỆ THỰC PHẨM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Sản xuất chế phẩm amilase là enzym thủy phân tinh bột, ứng dụng trong sản xuất rượu, bia, đường malto, gluco... từ các chủng nấm, mốc
- ♦ Sản xuất chế phẩm protease là enzym thủy phân protit, ứng dụng trong sản xuất nước chấm, tương, chao... từ nấm mốc
- ♦ Sản xuất chế phẩm pectinase ứng dụng trong công nghệ giải khát và dược học

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp thực phẩm và y dược học

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chế phẩm enzym nói trên có hoạt tính xúc tác cao, dễ áp dụng, chủ động trong sản xuất nhưng giá thành rẻ hơn nhiều so với sản phẩm cùng loại ngoại nhập

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất mẫu

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Bộ môn Sinh hóa - Khoa Sinh học - Đại học Khoa học Tự nhiên TP. HCM
Người liên hệ: PGS. Đồng Thị Thanh Thu - Chức vụ: Chủ nhiệm Bộ môn
Địa chỉ: 227 Nguyễn Văn Cừ, Q.5 - ĐT: 8300560

Mã số: VN99/0064

**THU NHẬN ENZYM (PEPSIN, TRYPSIN, PANCREATIN...)
TỪ PHỤ PHẾ LIỆU CỦA Lò MỔ ĐỘNG VẬT
VÀ CÁC ỨNG DỤNG CỦA CÁC ENZYM NÀY**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Từ niêm mạc dạ dày heo sẽ tiến hành chiết tách và thu nhận pepsin - một enzym có giá trị trong công nghiệp thực phẩm và y học
- ♦ Từ tuyến tụy (pancrease) và niêm mạc ruột non sẽ thu nhận trypsin và pancreatin là hỗn hợp enzym có giá trị và nhiều ứng dụng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp thực phẩm và y dược học

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chế phẩm enzym thu nhận theo phương pháp này có giá thành rẻ hơn nhiều so với giá nhập ngoại
- ♦ Quy trình sản xuất góp phần tận dụng phế phụ liệu của công nghiệp và chống ô nhiễm môi trường

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất mẫu

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Bộ môn Sinh Hóa - Khoa Hóa - Đại học Khoa học Tự nhiên TP. HCM
Người liên hệ: PGS. Đồng Thị Thanh Thu - Chức vụ: Chủ nhiệm Bộ môn
Địa chỉ: 227 Nguyễn Văn Cừ, Q.5 - ĐT: 8300560

CƠ SỞ TUẤN ĐẠT

Địa chỉ: 453/92 Lê Văn Sỹ, P.12, Q.3, TP. HCM

ĐT: 9310344-0903731606

Chủ cơ sở: Trương Văn Tuấn

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0357

MÁY XAY THỰC PHẨM Speed-1

Mô tả TB/CN:

- ♦ Được làm bằng inox, vận hành theo nguyên lý máy xay sinh tố
- ♦ Sử dụng động cơ 3 pha (380V) 2 tốc độ
- ♦ Cho phép xay các loại nguyên liệu cần được cắt nhuyễn để sử dụng sản xuất ra các sản phẩm như patê, xúc xích, giò chả, ...
- ♦ Có thể sử dụng để xay rau quả, trái cây
- ♦ Máy có thể vận hành liên tục 12 giờ
- ♦ Điều khiển bằng bảng điện tử
- ♦ Năng suất: 20 Kg/mẻ/5 phút (# 240 Kg/giờ)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xay thịt
- ♦ Xay rau quả

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dễ bảo hành bảo trì
- ♦ Đảm bảo vệ sinh an toàn thực phẩm
- ♦ Tiêu thụ năng lượng thấp
- ♦ Tiết kiệm thời gian sản xuất
- ♦ Giá rẻ, khoảng 1/7 giá thiết bị ngoại nhập
- ♦ Nguyên liệu và linh kiện trong nước có sẵn
- ♦ An toàn lao động

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 22-32 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Cơ sở Tuấn Đạt

Người liên hệ: Trương Văn Tuấn - Chức vụ: Chủ cơ sở

Địa chỉ: 453/92 Lê Văn Sỹ, P12, Q3, TP.HCM

ĐT: 9310344-0903731606

Mã số: VN01/0358

MÁY XAY THỰC PHẨM Speed-2

Mô tả TB/CN:

- ♦ Được làm bằng inox, vận hành theo nguyên lý máy xay sinh tố
- ♦ Sử dụng điện 1 pha (220 V) hoặc 3 pha (380 V)
- ♦ Sử dụng bộ biên tần điều khiển điện tử đã cài đặt các chế độ làm việc đối với các loại sản phẩm khác nhau
- ♦ Cho phép xay các loại nguyên liệu như rau quả và thịt để sản xuất patê, xúc xích và giò chả
- ♦ Máy hoạt động được liên tục trong 12 giờ
- ♦ Năng suất: 20 Kg/mẻ/5 phút (240 Kg/giờ)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xay thịt
- ♦ Xay rau quả

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dễ bảo hành bảo trì
- ♦ Đảm bảo vệ sinh an toàn thực phẩm
- ♦ Tiêu thụ năng lượng thấp
- ♦ Tiết kiệm thời gian sản xuất
- ♦ Giá rẻ, khoảng 1/5 giá thiết bị ngoại nhập
- ♦ Sử dụng nguyên liệu và linh kiện có sẵn
- ♦ An toàn lao động

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 30-45 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Cơ sở Tuấn Đạt

Người liên hệ: Trương Văn Tuấn - Chức vụ: Chủ cơ sở

Địa chỉ: 453/92 Lê Văn Sỹ, P12, Q3, TP.HCM

ĐT: 9310344-0903731606

CÔNG TY CHẾ TẠO MÁY SÀI GÒN (SAMECO)

Địa chỉ: 84/45 Lý Chiêu Hoàng, Q6, TP. HCM

ĐT: 8756252-8754543 – Fax: 8759656

Email: sameco@hcm.vnn.vn

Giám đốc: KS. Lê Việt

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0335

MÁY SẤY LÚA MS 1-0 (2 T/CA)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy sấy lúa MS 1-0 là thiết bị sấy lúa theo mẻ (1 tấn/mẻ/4h) gồm các bộ phận chính sau: buồng sấy, trục vít xoắn tải lúa tuần hoàn, quạt cấp không khí nóng và lạnh, máy nổ truyền động cơ khí, thân sắt xi, bánh xe dịch chuyển (và nguồn cấp nhiệt riêng theo yêu cầu của khách hàng)
- ♦ Kích thước máy (D x R x C): 2400 x 1500 x 3000 mm
- ♦ Trọng lượng: 800 Kg
- ♦ Nguyên tắc hoạt động: chuẩn bị lò đốt tạo nguồn không khí nóng. Đóng cửa hồi liệu. Lúa cần sấy được nạp vào phễu bên hông máy theo trục vít chủ yếu lên trên và điền đầy buồng sấy. Khi đủ 1 tấn ta mở cửa hồi liệu. Lúa hồi về sẽ được trục vít chuyển lên trên và quá trình tiếp diễn liên tục cho đến khi sấy hoàn toàn. Trong quá trình nạp lúa khí nóng được dẫn vào nhờ quạt làm nóng bề mặt buồng sấy trong và quá trình sấy được kết đầu. Nhiệt độ không khí nóng vào buồng sấy: nhiệt độ: từ 100 đến 110°C. Khi lúa sấy xong ta tháo lúa ra bằng phễu ra liệu
- ♦ Năng suất: Q: 1 tấn/mẻ/4h (2 tấn/ca)
- ♦ Động cơ công suất: 9 HP
- ♦ Quạt ly tâm CTS-302 No. 3,2 lưu lượng Q: 3500 m³/h

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sấy các loại nông sản vỏ cứng khác

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Kết cấu vận hành đơn giản, dễ bảo trì sử dụng
- ♦ Giá thành chỉ bằng 1/3 giá ngoại nhập

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật viên, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 6,6 Kw ; dầu 1,5 lít/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 10 m²
- ♦ Nguyên liệu: lúa

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 19 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Chế tạo máy Sài Gòn (SAMECO)

Người liên hệ: KS. Lê Việt – Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 84/45 Lý Chiêu Hoàng, Q6, TP.HCM

ĐT: 8754543 – Fax: 8759656

CÔNG TY CỔ PHẦN CHẾ TẠO MÁY SINCO

Địa chỉ: 63-65 Trần Hưng Đạo, Q1, TP. HCM

ĐT: 9634748 - 9630641 ; Fax: 89634159

Chủ tịch HĐQT: Vương Hữu Trường

Giám đốc: Ông Quang Nhiều

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0044

DÂY CHUYỀN SẤY HẠT TIÊU DS 50

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → SÀNG → SẤY SƠ CẤP → SẤY THỨ CẤP →
LÀM NGUỘI → TÁCH ĐÁ → BỒN CHỨA → HỆ THỐNG ĐỊNH
LƯỢNG ĐÓNG GÓI → THÀNH PHẨM

- ♦ Năng suất: 5 tấn/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xông sấy hạt tiêu và các loại nông sản khác như bắp, đậu, lúa ... hạ ẩm độ các sản phẩm nông sản

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dây chuyền công nghệ tự động chuyển tải sản phẩm
- ♦ Công nghệ xông sấy sản phẩm với buồng sấy nhiệt chân không tầng sôi, sử dụng dầu đốt dùng khí đốt không độc hại và ô nhiễm môi trường
- ♦ Hệ thống các thiết bị dễ vận hành, sử dụng bảo trì
- ♦ Dây chuyền thiết bị được thiết kế kiểu dáng công nghiệp hài hòa, gọn không chiếm nhiều mặt bằng xây dựng, hoạt động an toàn cháy, nổ, điện và an toàn lao động theo quy định
- ♦ Định lượng đóng bao năng suất 120 bao/giờ với tải trọng 50 kg/bao
- ♦ Từ dây chuyền sấy hạt tiêu này, có thể xông sấy các loại nông sản khác như bắp, đậu, cà phê...

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 4 công nhân
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 14 x 6m

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 750 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Cổ phần Chế tạo máy SINCO

Người liên hệ: Ong Quang Nhiều - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 63 Trần Hưng Đạo, Q.1, TP. HCM

ĐT: 89634748-630641 - Fax: 89634159

Mã số: VN99/0045

DÂY CHUYỀN XAY XÁT LÚA GẠO RS 25P

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → SÀNG → BÓC VỎ → THÙNG RÊ → SÀNG PHÂN LY → SÀNG TÁCH ĐÁ → XÁT TRẮNG → LAU BÓNG → TRỐNG CHỌN → BỒN TRỮ

- ♦ Năng suất: 2,5 tấn lúa/giờ
- ♦ Gạo có tỉ lệ tấm 5% - 15% - 35% theo yêu cầu

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xay xát lúa gạo, tiêu dùng trong nước hay lau bóng gạo xuất khẩu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dây chuyền công nghệ xay xát từ lúa ra gạo lau bóng xuất khẩu có năng suất cao
- ♦ Xay xát lúa có ẩm độ từ 15-17%
- ♦ Có tỉ lệ thu hồi gạo tấm - cám cao (từ 75-79%)
- ♦ Tỉ lệ tấm, gạo gãy qua xay xát thấp (từ 18-20%)

- ♦ Hệ thống thiết bị tiêu thụ điện thấp (13-14 kW/tấn)
- ♦ Các thiết bị dễ vận hành, sử dụng, bảo trì
- ♦ Hệ thống dây chuyền thiết bị được thiết kế kiểu dáng công nghiệp hài hòa gọn, không chiếm nhiều mặt bằng xây dựng
- ♦ Dây chuyền thiết bị hoạt động an toàn theo quy định về cháy nổ, điện và an toàn lao động
- ♦ Dây chuyền xay xát lúa gạo đến lau bóng gạo và định lượng đóng gói sản phẩm được thiết kế nhiều chủng loại năng suất và tính năng công nghệ thiết bị xử lý tùy nhu cầu hợp đồng phù hợp thỏa thuận với khách hàng.

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3-5 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 103 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 18 x 6m

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 485 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Cổ phần Chế tạo máy SINCO

Người liên hệ: Ông Quang Nhiêu - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 63 Trần Hưng Đạo, Q.1, TP. HCM

ĐT: 89634748-630641 - Fax: 89634159

Mã số: VN99/0046

MÁY LAU BÓNG GẠO RS40

Mô tả TB/CN:

- ♦ Gạo chứa ở bồn chứa trên máy qua cửa hiệu chỉnh lưu lượng vào buồng vít tải, được đưa vào buồng xát giữa dao xát và lưới xát. Cụm phun sương phun nước dưới áp suất và khí nén tạo sương qua lỗ trực chính rộng và các dây lỗ trong buồng xát làm tăng độ ẩm. Gạo quay và ma sát trong buồng giữa dao và lưới xát, cám được bóc thoát qua lưới qua buồng hút cám, có hệ thống quạt hút đưa đến bồn lắng cám, gạo được ma sát trở nên bóng

đưa ra miệng ra ở đầu máy, chuyển tiếp đến thiết bị sàng và trống phân loại gạo

- ♦ Năng suất: 2-4 tấn/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Lau bóng gạo, cung ứng cho xuất khẩu gạo

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Máy được thiết kế theo công nghệ mới, có năng suất cao, hạt gạo đạt tiêu chuẩn xuất khẩu
- ♦ Không kén chọn chủng loại gạo, kích cỡ hạt gạo vào máy
- ♦ Hạt gạo qua máy đạt độ bóng, sạch cám, không trầy xước, gãy đầu
- ♦ Tỷ lệ thu hồi gạo nguyên cao hơn, gạo gãy qua máy thấp hơn (dưới 2%)
- ♦ Máy vận hành êm, dễ sử dụng, bảo trì, lắp đặt vào quy trình công nghệ xay xát
- ♦ Máy có kiểu dáng công nghiệp hài hòa, mẫu mã đẹp, cơ cấu vững chắc
- ♦ Máy hoạt động an toàn lao động, an toàn điện, cháy nổ theo quy định
- ♦ Máy có nhiều loại công suất động cơ theo yêu cầu của khách hàng: 45 kW - 55 kW - 75 kW cho năng suất máy 4 tấn gạo/giờ và máy nhỏ 2 tấn gạo/giờ và thiết kế máy nổ cho các khu vực chưa có điện lưới

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 85 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Cổ phần Chế tạo máy SINCO

Người liên hệ: Ông Quang Nhiêu - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 63 Trần Hưng Đạo, Q.1, TP. HCM

ĐT: 89634748-630641 - Fax: 89634159

Mã số: VN99/0050

HỆ THỐNG ĐỊNH LƯỢNG ĐÓNG GÓI SẢN PHẨM TỰ ĐỘNG DSS60

Mô tả TB/CN:

- ♦ Sản phẩm được chuyển đến bồn chứa qua cung định lượng có 2 cửa vi lượng đóng mở theo chương trình cài đặt sẵn, định lượng sản phẩm xuống phễu cân. Trọng lượng sản phẩm tác động lên bộ phận cảm biến load cell điện tử chuyển thành tín hiệu điện hiển thị số giá trị trọng tải đã định, phễu cân mở cửa sản phẩm xuống cụm kẹp mở miệng bao với 2 càng kẹp bao tự động, sản phẩm vào bao đặt trên băng tải và được chuyển đến máy may miệng bao
- ♦ Năng suất đóng gói và định lượng tự động 120 bao, tải trọng 50 kg/bao/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dây chuyền chế biến nông sản thực phẩm để định lượng đóng gói bao bì các sản phẩm dạng cần đóng gói sẵn

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Ứng dụng công nghệ mới định lượng hàng đóng gói sẵn
- ♦ Kỹ thuật thiết bị tương đương các hệ thống định lượng ngoại nhập
- ♦ Các linh kiện điện tử hệ thống cảm ứng, cảm biến, đầu đọc được chọn lọc lắp mới
- ♦ Cấp chính xác III cho mức kiểm định tải trọng 100 kg là $d = e: 0.02\text{kg}$, được chứng nhận kiểm định
- ♦ Có năng suất cao (120 bao 50kg/bao/giờ) tự động định lượng đóng bao
- ♦ Hệ thống định lượng đóng gói nông sản, công nghệ chế biến, xay xát lương thực thực phẩm có năng suất 2 đến 6 tấn/giờ với tải trọng từ 20 - 100kg, tùy theo yêu cầu
- ♦ Hệ thống hoạt động an toàn lao động, an toàn điện, cháy, nổ theo quy định
- ♦ Thiết bị có kiểu dáng công nghiệp hài hòa, mẫu mã đẹp, dễ vận hành điều khiển

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 48 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Cổ phần Chế tạo máy SINCO

Người liên hệ: Ong Quang Nhiều - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 63 Trần Hưng Đạo, Q.1, TP. HCM

ĐT: 89634748-630641 - Fax: 89634159

Mã số: VN01/0375

DÂY CHUYỀN MÁY LAU BÓNG GẠO RS40

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → SÀNG → PHÂN LY → LAU → TRỐNG CHỌN → SẢN PHẨM

- ♦ Dây chuyền lau bóng gạo 1,5-6 tấn/giờ từ gạo trắng
- ♦ Gạo có tỉ lệ tấm 5% - 10% - 25% - 35% được hiệu chỉnh theo yêu cầu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Lau bóng gạo các loại, đạt tiêu chuẩn xuất khẩu
- ♦ Không kén chọn chủng loại gạo, kích cỡ hạt gạo vào máy
- ♦ Tỷ lệ thu hồi gạo nguyên cao hơn, gạo gãy qua máy thấp hơn (dưới 2%)
- ♦ Hạt gạo qua máy sạch cám, đạt độ bóng, không trầy xước gãy đầu
- ♦ Hệ thống các thiết bị dễ vận hành, sử dụng, bảo trì
- ♦ Các thiết bị được thiết kế kiểu dáng công nghiệp hài hòa, gọn không chiếm nhiều mặt bằng xây dựng
- ♦ Dây chuyền thiết bị hoạt động an toàn lao động, an toàn điện, cháy nổ theo quy định
- ♦ Năng suất dây chuyền tùy theo yêu cầu của khách hàng (chọn thiết bị chuyên dùng hay đơn lẻ phù hợp với công nghệ doanh nghiệp khách hàng)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 77 - 146 kW

- ♦ Nhà xưởng, đất đai: tối đa 15 x 6m

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 336 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Cổ phần Chế tạo máy SINCO

Người liên hệ: Ông Quang Nhiều - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 63 Trần Hưng Đạo, Q.1, TP. HCM

ĐT: 89634748-630641 - Fax: 89634159

CÔNG TY TNHH ANH DŨNG (VIETNAM ADS CO., LTD.)

Địa chỉ VP liên lạc: 192/14/8 Hùng Vương, Q11, TP. HCM

ĐT: 8582637 ; Fax: 8298546

Email: ahdu@hcm.vnn.vn

Chủ tịch HĐQT: Trần Ban

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0382

MÁY ĐÓNG GÓI LIÊN TỤC, CÔNG NGHỆ FFS (Form - Fill - Seal)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Là máy đóng gói theo công nghệ mới FFS. Qui trình gồm 3 công đoạn: định hình bao bì, nạp liệu và cắt dán hoàn chỉnh sản phẩm trên một máy duy nhất (có thể điều khiển bằng PLC)
- ♦ Sản phẩm có thể dùng cho các loại thực phẩm khô, thực phẩm tươi đặc biệt thích hợp cho thực phẩm chế biến sẵn, hải sản đông lạnh v.v...
- ♦ Ưu điểm:
 - Thiết kế gọn, điều khiển dễ dàng, kết hợp được các công đoạn tạo dáng bao bì, nạp liệu dán cắt, vốn trước đây được làm riêng rẽ do vậy rất tiện lợi và tiết kiệm thời gian lẫn tiền bạc đầu tư cho nhà sản xuất
 - Có thể phát triển thêm bộ phận xử lý thay khí theo công nghệ MAP (Modifiel Atmosphere Packaging) dùng cho thực phẩm cao cấp, tồn trữ lâu mà không cần đông lạnh sâu
- ♦ Năng suất: từ 1 - 3 tấn/giờ (# 1.000 tấn/năm)
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đóng gói các loại thực phẩm khô, bột, sệt đặc biệt là thực phẩm chế biến sẵn, thực phẩm tươi, thực phẩm đông lạnh v.v...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Trình độ công nghệ và năng suất tương đương với các loại máy do nước ngoài (châu Âu, Mỹ) chế tạo, giá thành chỉ bằng 1/3
- ♦ Giúp các nhà sản xuất nâng cấp được chất lượng sản phẩm, bảo đảm được tiến độ sản xuất, hạ giá thành sản phẩm làm ra

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1
- ♦ Năng lượng: điện 1,5 kW

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 170 triệu kể cả chi phí lắp đặt và huấn luyện chuyển giao công nghệ

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Anh Dũng

Người liên hệ: Trần Ban - Chức vụ: Chủ tịch Hội đồng quản trị

Địa chỉ VP liên lạc: 192/14/8 Hùng Vương, Q11, TP. HCM

ĐT: 8582637 ; Fax: 8298546

CÔNG TY TNHH CƠ KHÍ CÔNG NÔNG NGHIỆP

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, P.11, Q.6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Giám đốc: Bùi Phong Lưu

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0414

MÁY XÁT TRẮNG GẠO CDE

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy xát trắng gạo CDE với phương pháp mài xát gạo giữa đá mài ở bề mặt một khối quay hình trụ và những thanh xát bằng cao su, đồng thời cám được lấy ra một cách triệt để nhờ luồng gió hút
- ♦ Máy vận hành bằng động cơ điện
- ♦ Máy xát trắng gạo CDE có các kiểu:
 - CDE-20 có công suất tiêu thụ 20-25HP
 - CDE-40 có công suất tiêu thụ 30-40HP
 - CDE-60 có công suất tiêu thụ 50-60HP
- ♦ Năng suất: 1.5-6 tấn/giờ đối với loại gạo hạt dài

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gạo thành phẩm ít gãy và mẻ đầu
- ♦ Kích thước máy nhỏ, gọn
- ♦ Sử dụng, lắp đặt và thay thế phụ tùng dễ dàng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp
Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM
ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0415

TRỐNG PHÂN HẠT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Trống phân hạt dùng các lôm tròn để tách tấm lẫn trong gạo
- ♦ Trống phân hạt có thể được sử dụng kết hợp với sàng đảo

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tách tấm ra khỏi gạo để gạo đạt tỷ lệ từ 35-5% tấm
- ♦ Vỏ trống phân hạt được làm bằng thép không gỉ và được ráp lại bởi 2 hình bán nguyệt. Do đó dễ dàng mở ra để làm sạch bên trong
- ♦ Lôm trống phân hạt gồm các loại có đường kính 4.2 mm và 5.2 mm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp
Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM
ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0415

MÁY XÁT TRẮNG GẠO CDD

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy xát trắng gạo CDD với phương pháp mài xát gạo giữa đá mài ở bề mặt một khối quay hình trụ và những thanh xát bằng cao su, đồng thời cám được lấy ra một cách triệt để nhờ luồng gió hút

- ♦ Máy vận hành bằng động cơ diesel
- ♦ Máy xát trắng gạo CDD có các kiểu:
 - CDD-20 có công suất tiêu thụ 30-40HP
 - CDD-40 có công suất tiêu thụ 40-50HP
 - CDD-60 có công suất tiêu thụ 60-80HP
- ♦ Năng suất: 1.5-6 tấn/giờ đối với loại gạo hạt dài

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gạo thành phẩm ít gãy và mẻ đầu
- ♦ Kích thước máy nhỏ, gọn
- ♦ Sử dụng, lắp đặt và thay thế phụ tùng dễ dàng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/417

MÁY TÁCH TRÁU LOẠI KÍN HA-30A

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy tách trấu loại kín HA-30A dùng luồng gió hút xuyên qua màn gạo đang rơi để tách trấu ra khỏi gạo lúc bằng sự chuyển động vòng quanh của không khí bên trong máy.
- ♦ Máy tách trấu loại kín HA-30A tách nguyên liệu (lúa đã được bóc vỏ) ra làm 3 phần:
 - Gạo lức
 - Lúa lép
 - Trấu
- ♦ Gạo lức, lúa lép, trấu được đưa ra khỏi máy bằng vít tải

- ♦ Công suất tiêu thụ: 5HP
- ♦ Năng suất: 3-3.5 tấn lúa/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 - Fax: 8752027

Mã số: VN01/0418

MÁY TÁCH TRẤU LOẠI KÍN HA-25A

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy tách trấu loại kín HA-25A dùng luồng gió hút xuyên qua màn gạo đang rơi để tách trấu ra khỏi gạo lức bằng sự chuyển động vòng quanh của không khí bên trong máy.
- ♦ Máy tách trấu loại kín HA-25A tách nguyên liệu (lúa đã được bóc vỏ) thành 3 phần:
 - Gạo lức
 - Lúa lép
 - Trấu
- ♦ Gạo lức, lúa lép, trấu được đưa ra khỏi máy bằng vít tải
- ♦ Công suất tiêu thụ: 3HP
- ♦ Năng suất: 2.5-3 tấn lúa/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo.

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp
Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM
ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0419

MÁY TÁCH THÓC BGM-7 LOẠI ĐƠN-LOẠI CÓ VỈ PHỤ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy tách thóc có vỉ phụ loại BGM-7 dùng để tách thóc lẫn trong gạo trắng đã được đánh bóng
- ♦ Năng suất: 3-4 tấn gạo/giờ

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có thể tách một lần nữa phần thóc bị loại ra nhằm giảm tỷ lệ gạo còn lẫn trong phần thóc đó

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp
Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM
ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0420

MÁY BÓC VỎ LÚA CL-2000

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy bóc vỏ lúa bằng 2 ru lô cao su quay nghịch chiều và không cùng số vòng quay

- ♦ Tự động ép 2 ru lô cao su vào nhau để bóc vỏ khi có lúa vào và tách ra khi hết lúa. Do đó tránh được sự kết dính của 2 ru lô cao su
- ♦ Tự động điều chỉnh độ bóc vỏ lúa bằng khí nén
- ♦ Năng suất: 2 tấn lúa/giờ

Ưu điểm của TB/CN

- ♦ Tỷ lệ bóc vỏ lúa từ 85-95%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0421

MÁY BÓC VỎ LÚA CL-1000

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy bóc vỏ lúa bằng 2 ru lô cao su quay nghịch chiều và không cùng số vòng quay
- ♦ Tự động ép 2 ru lô cao su vào nhau để bóc vỏ khi có lúa vào và tách ra khi hết lúa. Do đó tránh được sự kết dính của 2 ru lô cao su
- ♦ Tự động điều chỉnh độ bóc vỏ lúa bằng khí nén
- ♦ Năng suất: 1 tấn lúa/giờ

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tỷ lệ bóc vỏ lúa từ 85-95%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0422

MÁY ĐÁNH BÓNG GẠO CB-1B

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy đánh bóng được thiết kế theo phương pháp dùng dao và lưới kết hợp với luồng nước phun sương để làm cho gạo sạch, trắng và bóng
- ♦ Năng suất: 1 tấn gạo/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0423

MÁY BÓC VỎ LÚA CL-2000AT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy bóc vỏ lúa bằng 2 ru lô cao su, nén bằng air cylinder
- ♦ Bóc vỏ lúa bằng 2 ru lô cao su quay nghịch chiều và không cùng số vòng quay
- ♦ Tự động ép 2 ru lô cao su vào nhau để bóc vỏ khi có lúa vào và tách ra khi hết lúa. Do đó tránh được sự kết dính của 2 ru lô cao su

- ♦ Tự động điều chỉnh độ bóc vỏ lúa bằng khí nén
- ♦ Năng suất: 2 tấn lúa/giờ
- ♦ Công suất tiêu thụ: 10HP

Ưu điểm của TB/CN

- ♦ Tỷ lệ bóc vỏ lúa từ 85-95%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0424

MÁY ĐÁNH BÓNG GẠO CB-4EB

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy đánh bóng được thiết kế theo phương pháp dùng dao và lưới kết hợp với luồng nước phun sương để làm cho gạo sạch, trắng và bóng
- ♦ Có hệ thống phun nước tự động: nước sẽ tự động phun sau 10 giây khi có gạo vào buồng máy và sẽ tự động tắt khi hết gạo
- ♦ Năng suất: 3-4 tấn gạo/giờ

Ưu điểm của TB/CN

- ♦ Có hệ thống phun nước tự động
- ♦ Có bộ phận van đóng nhanh trong trường hợp khẩn cấp

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp
Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM
ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0425

MÁY ĐÁNH BÓNG GẠO CB-2EB

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy đánh bóng được thiết kế theo phương pháp dùng dao và lưới kết hợp với luồng nước phun sương để làm cho gạo sạch, trắng và bóng
- ♦ Có hệ thống phun nước tự động: nước sẽ tự động phun sau 10 giây khi có gạo vào buồng máy và sẽ tự động tắt khi hết gạo
- ♦ Năng suất: 3-4 tấn gạo/giờ

Ưu điểm của TB/CN

- ♦ Có hệ thống phun nước tự động
- ♦ Có bộ phận van đóng nhanh trong trường hợp khẩn cấp

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp
Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM
ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0426

MÁY ĐÁNH BÓNG GẠO CB-8EB

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy đánh bóng được thiết kế theo phương pháp dùng dao và lưới kết hợp với luồng nước phun sương để làm cho gạo sạch, trắng và bóng
- ♦ Có hệ thống phun nước tự động: nước sẽ tự động phun sau 10 giây khi có gạo vào buồng máy và sẽ tự động tắt khi hết gạo
- ♦ Năng suất: 6-8 tấn gạo/giờ

Ưu điểm của TB/CN

- ♦ Có hệ thống phun nước tự động
- ♦ Có bộ phận van đóng nhanh trong trường hợp khẩn cấp

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0427

SÀNG ĐẢO

Mô tả TB/CN:

- ♦ Sàng đảo dùng lưới tách tấm lẫn trong gạo
- ♦ Sàng đảo thường được sử dụng kết hợp với trống phân hạt

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sàng đảo có thể tách ra 4 loại:
 - Gạo hạt nguyên
 - Hỗn hợp gạo nguyên và tấm lớn

- Tầm vừa
- Tầm nhỏ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0428

MÁY SÀNG TÁCH TẠP CHẤT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy hoạt động bằng cơ điện
- ♦ Năng suất: 1.2-6 tấn /giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0429

MÁY TÁCH THÓC BG LOẠI ĐÔI-LOẠI KHÔNG CÓ VỎ PHỤ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dùng để tách thóc lẫn trong gạo lức hoặc trong gạo đã được đánh bóng
- ♦ Máy tách thóc BG loại đôi không có vỏ phụ có các kiểu:
 - BG-14 có năng suất 5-6 tấn lúa/giờ
 - BG-18 có năng suất: 5-7 tấn lúa/giờ
- ♦ Công suất tiêu thụ: 2HP

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0430

MÁY SÀNG TÁCH ĐÁ SD

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy hoạt động bằng động cơ điện
- ♦ Năng suất: 1-5 tấn/giờ
- ♦ Máy sàng tách đá SD có các kiểu:
 - SD-12
 - SD-25
 - SD-50

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tách ra được nhiều cỡ đá lẫn trong lúa hoặc gạo

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0431

MÁY SÀNG NGUỘI CM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Làm nguội gạo bằng luồng khí hút
- ♦ Máy sàng nguội CM có các kiểu:
 - CM-4 có năng suất 4 tấn/giờ
 - CM-8 có năng suất 8 tấn/giờ
- ♦ Máy vận hành bằng động cơ điện

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gạo nguội đều, có thể đóng bao ngay

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0432

MÁY TÁCH THÓC BG-7 LOẠI ĐƠN - LOẠI KHÔNG CÓ VỈ PHỤ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy tách thóc không có vỉ phụ loại BG dùng để tách thóc lẫn trong gạo lức
- ♦ Năng suất: 2.5-3 tấn lúa/giờ

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tách thóc lẫn trong gạo lức

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0433

MÁY TÁCH THÓC BG LOẠI ĐÔI - LOẠI CÓ VỈ PHỤ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dùng để tách thóc lẫn trong gạo lức hoặc trong gạo đã được đánh bóng
- ♦ Máy tách thóc BG loại đôi có vỉ phụ có các kiểu:
 - BG-14 có năng suất 5-7 tấn gạo/giờ
 - BG-18 có năng suất 7-9 tấn gạo/giờ
- ♦ Công suất tiêu thụ: 2HP

Ưu điểm của TB/CN

- ♦ Loại BGM có vỉ phụ dùng để tách một lần nữa phần thóc bị loại ra nhằm giảm tỷ lệ gạo còn lẫn trong phần thóc đó

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong dây chuyền nhà máy xay từ lúa ra gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 ; Fax: 8752027

Mã số: VN01/0434

MÁY XÁT TRẮNG GẠO CDE-A

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy xát trắng gạo CDE-A với phương pháp mài xát gạo giữa đá mài ở bề mặt một khối quay hình trụ và những thanh xát bằng cao su, đồng thời cám được lấy ra một cách triệt để nhờ luồng gió hút
- ♦ Một bộ phận tự động điều chỉnh các thanh cao su tiến vào trục đá với vận tốc được định sẵn tương ứng với sự hao mòn của các thanh cao su trong lúc hoạt động
- ♦ Máy vận hành bằng động cơ điện
- ♦ Máy xát trắng gạo CDE-A có các kiểu:
 - CDE-20A có công suất tiêu thụ 20-25HP
 - CDE-40A có công suất tiêu thụ 30-40HP
 - CDE-60A có công suất tiêu thụ 50-60HP
- ♦ Năng suất: 1.5-6 tấn/giờ đối với loại gạo hạt dài

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Xát trắng gạo đạt tỷ lệ gạo nguyên cao
- ♦ Tự động duy trì độ trắng
- ♦ Kích thước máy nhỏ, gọn
- ♦ Sử dụng dễ dàng
- ♦ Lắp đặt và thay thế phụ tùng tiện lợi, dễ dàng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong hệ thống dây chuyền xay xát gạo

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Patent

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty TNHH Cơ khí Công Nông Nghiệp

Người liên hệ: Bùi Văn Tài - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 747/1 Hậu Giang, Phường 11, Quận 6, TP. HCM

ĐT: 8766386-8776357 - Fax: 8752027

CÔNG TY TƯ VẤN VÀ ĐẦU TƯ KỸ THUẬT CƠ ĐIỆN

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q1, TP.HCM

ĐT: 8483398 ; Fax: 8483437

E-mail: agrinco@hcm.fpt.vn

Giám đốc: KS. Nguyễn Văn Hội

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0005

HỆ THỐNG THIẾT BỊ CHẾ BIẾN MUỐI TINH

Mô tả TB/CN:

- ♦ Hệ thống thiết bị gồm: thiết bị khuấy, thiết bị nghiền rửa thủy lực, thiết bị rửa ngược, máy ly tâm...
- ♦ Công suất: 10.000 tấn/năm, 16.000 tấn/năm, 20.000 tấn/năm
- ♦ Hàm lượng NaCl: 98-99%, Ca⁺: 0,12%, Mg⁺: 0,2%, SO₄²⁻ < 0,3%
- ♦ Tạp chất không tan < 0,1 - 0,2%
- ♦ Nguyên liệu đầu vào (muối thô):
 - Hàm lượng NaCl: 90 - 95%
 - Ca⁺: 0,36 - 0.65%
 - Mg⁺: 0,9 - 2.5%
 - SO₄²⁻ < 1,45 - 3.75%
 - Tạp chất không tan < 0,3 - 0,6%
- ♦ Sản phẩm đầu ra (muối tinh):
 - Hàm lượng NaCl: 98 - 99%
 - Ca⁺: 0,2%
 - Mg⁺: 0,1%
 - SO₄²⁻ < 0,3%
 - Tạp chất không tan < 0,1%
 - Độ hạt: 0.5 - 0.8 mm

- Độ ẩm sau ly tâm < 1.2%
- Độ ẩm sau sấy < 0.4%
- ♦ Tỷ lệ hao hụt: 1.2 tấn muối thô /1 tấn sản phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Cải tạo và công nghiệp hóa ngành muối cho các vùng sản xuất muối ven biển

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Chế tạo hoàn toàn trong nước
- ♦ Giá thành bằng 45% giá nhập

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 15 - 30 người
- ♦ Năng lượng: điện 20 kWh/tấn sản phẩm, nhiên liệu 10 lít dầu FO/tấn sản phẩm
- ♦ Nguyên liệu: muối thô
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 380 m² trở lên, tùy qui mô sản xuất

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 2.500 - 4.500 triệu
- ♦ Phí xây lắp: 1.000 - 1.600 triệu
- ♦ Chi phí khác: 390 - 600 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483398 - Fax: 8483437

Mã số: VN00/0191

HỆ THỐNG LẮNG NỔI SIRÔ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Hệ thống lắng nổi cùng với hóa chất xử lý được đưa vào quy trình công nghệ để làm tăng độ tinh khiết, giảm chất tạo màu (tạp chất, bã vụn, chất

lơ lửng), là công nghệ làm sạch bằng cách phân ly 2 pha rắn lỏng được phát triển nhanh và có hiệu quả trong sản xuất đường hiện đại để nâng cao chất lượng đường RS thành phẩm cho các nhà máy đường

- ♦ Công suất: 1.500 - 2.000 tấn mía/ngày

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các nhà máy đường

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chất lượng đường thành phẩm cao: – Pol: 99.68 - 99,72
– Độ ẩm: 0.04
– Tạp chất: 72 ppm
- ♦ Sirô trước lắng nổi: – Brix: 59.55
– AP: 79.56
– Màu: 18.03
- ♦ Sirô sau lắng nổi: – Brix: 58.59
– AP: 81.84
– Màu: 15.74

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Năng lượng: điện 25 kWh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ và máy móc thiết bị: 350 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

Mã số: VN00/0192

THIẾT BỊ VÀ CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT NƯỚC QUẢ THIÊN NHIÊN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Hệ thống thiết bị gồm: máy chà, máy ép, thùng phối chế, lọc, gia nhiệt, đồng hóa, thanh trùng, ghép túi...
- ♦ Quy trình công nghệ:
TRÁI CÂY → CHỌN, PHÂN LOẠI → RỬA → LÀM SẠCH (đầu, vỏ) → ÉP, CHÀ → LỌC SƠ BỘ → PHỐI CHẾ → ĐỒNG HÓA → GIA NHIỆT → RÓT TÚI → GHÉP KÍN → THANH TRÙNG → BẢO ÔN → SẢN PHẨM
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: nước quả thiên nhiên được đóng trong các túi nhôm 200 ml/túi, bao bì hấp dẫn
- ♦ Công suất: 500 - 1.000 lít/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Đảm bảo chất lượng vệ sinh

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Thiết bị được chế tạo trong nước, giá thấp bằng 50% giá ngoại
- ♦ Rất thích hợp cho các trang trại rau quả, qui mô nhỏ
- ♦ Sản phẩm có giá thành thấp (1.000 đồng/túi)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 kỹ thuật, 5 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 50 kVA
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200 m²
- ♦ Nguyên liệu: xoài, dứa, chuối...

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 10 triệu

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 250 triệu
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

Mã số: VN00/0193

THIẾT BỊ VÀ CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT CỒN THỰC PHẨM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết bị được chế tạo trong nước, vật liệu Inox SUS 304, đồng hồ, máy nén CO₂, động cơ và cá dụng cụ đo ngoại nhập
- ♦ Quy trình công nghệ:

MẬT (rỉ đường) → ĐỊNH LƯỢNG → XỬ LÝ MẬT → LÊN MEN (CO₂)
→ CHỨNG THÔ → NGỪNG TỤ

CỒN THÀNH PHẨM ← CHỨNG CẤT TINH

RỬA, LỌC

CO₂ THÀNH PHẨM

- ♦ Quy cách sản phẩm: tạo ra cồn thực phẩm và CO₂ thực phẩm hóa lỏng trong các chai thép 30 kg/chai
- ♦ Công suất: 500 - 10.000 lít/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam (cồn 1052-71; CO₂ 5778-1994)
 - Nồng độ: 95 - 960
 - Aldehyde: < 8 mg/l
 - Este: < 80 mg/l
 - Metanol: < 0.06 mg/l
 - Rượu bậc cao: < 30 mg/l
 - Furfurol: không phát hiện
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật:
 - Hiệu suất lên men 88%

- Hiệu suất tinh luyện 97%
- Hiệu suất tổng thu hồi 85%
- Tiêu hao mật rỉ/cồn 4.5 kg/l
- Tiêu hao điện: 180 kWh

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Thiết bị được chế tạo trong nước, giá thành bằng 50% thiết bị ngoại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 kỹ thuật, 5-20 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 pha 380V, công suất 50 - 200 KVA
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 360-1.000 m²
- ♦ Nguyên liệu: rỉ đường

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 40triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 720 - 4.200 triệu (không nhà xưởng)
- ♦ Phí đào tạo: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

BĂNG TẢI THANH CÀO

Mô tả TB/CN:

- ♦ Băng tải xích ống con lăn, $t = 150$, $D = 80$ gồm 22 thanh cào cách đều nhau một khoảng $h = 600$ mm
- ♦ Góc nghiêng băng tải 45°
- ♦ Kích thước tổng: $800 \times 1.450 \times 6.900$ mm. Có thể thay đổi kích thước theo yêu cầu sử dụng
- ♦ $N = 7,5$ Kw; $Q = 65$ T/h
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: tải các loại nguyên liệu (bã mía, các vật liệu khác có đặc điểm tương tự). Góc nghiêng có thể điều chỉnh $30 - 60^\circ$ theo yêu cầu
- ♦ Công suất: làm việc 3 ca ($Q = 520$ T/ca)
- ♦ Băng tải thanh cào là một trong những thiết bị cần thiết thay thế để tăng năng suất của các nhà máy đường từ 1.000 lên 1.500 tấn mía/ngày

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các nhà máy đường

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận chuyển vật liệu ở góc nghiêng lớn $30 - 60^\circ$
- ♦ Định lượng được sản phẩm đều khi qua các khâu xử lý

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Năng lượng: điện 380 V
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 10 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 180 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện TP.HCM
Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

Mã số: VN00/0195

BẢNG TẢI VẬN CHUYỂN KHÓM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Bảng tải vận chuyển nhóm sử dụng thép kết cấu hàn, vận chuyển nhóm bằng băng tải cao su. Băng tải cao su được đỡ bằng các con lăn đỡ, các tang bị động và chủ động. Băng tải vận chuyển nhóm được nối với nhau bằng từng băng tải ngắn
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: tạo ra những đồng nhóm lớn, dễ dàng trong công tác lưu kho, chế biến và giao hàng
- ♦ Công suất: 200 tấn/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Vận chuyển nhóm từ bãi, bờ sông qua đường giao thông vào nhà xưởng chế biến
- ♦ Vận chuyển được tất cả các nguyên liệu dạng hạt, trái trong các nhà máy chế biến

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận chuyển tất cả các nguyên liệu dạng hạt, trái
- ♦ Di chuyển tới mọi địa điểm trong nhà kho

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại
- ♦ Thời hạn có hiệu lực từ 8/2000

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 380V, 25 kWh
- ♦ Nguyên liệu: nhóm và các nguyên liệu khác

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 550 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

Mã số: VN00/0196

BĂNG TẢI VẬN CHUYỂN VÀ ĐỔ ĐỔNG MUỐI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Băng tải vận chuyển muối sử dụng thép kết cấu hàn, các con lăn đỡ băng tải cao su, các tang bị động, chủ động và căng bằng. Muối được vận chuyển bằng băng tải cao su
- ♦ Băng tải muối gồm có 2 phần thiết bị: băng tải nhập muối dài 10m và băng tải đổ đống muối dài 40m
- ♦ Quy cách sản phẩm: tạo ra những đống muối lớn và cao để bảo quản và giao hàng
- ♦ Bề rộng băng tải cao su 600mm, chiều dày 10mm
- ♦ Băng tải đổ đống bố trí nghiêng 27°
- ♦ Vận tốc băng tải $V = 1,5 \text{ m/s}$
- ♦ Công suất: 800 tấn/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Trong những cánh đồng muối lớn ở những vùng biển

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tạo ra những đống muối lớn và cao từ 15-17 m
- ♦ Băng tải vận chuyển muối di chuyển dọc theo chiều dài của khu chứa, nên tạo ra những đống muối rất dài

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại
- ♦ Thời hạn có hiệu lực từ 3/2000

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 380V, 20 kWh
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 15.000 m²
- ♦ Nguyên liệu: muối thô cục to sau khi lấy từ ruộng muối về

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 300 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

Mã số: VN00/0197

MÁY ÉP BÃ Bùn XỬ LÝ MÔI TRƯỜNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy ép kiểu trống liên tục
- ♦ Kích thước tổng: 2.000 x 1.300 x 1.300 mm
- ♦ Motor giảm tốc vô cấp 1 HP, V = 3-16 v/phút
- ♦ Quy cách sản phẩm: tách nước ra khỏi chất thải để có thể phơi, sấy chất thải sử dụng cho mục đích khác
- ♦ Công suất: 2 tấn/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Ép vật liệu dạng bùn, nhão
- ♦ Ép bã mía và bã bùn trong hệ thống xử lý chất thải rắn (nhà máy chế biến tinh bột)

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Âm độ nguyên liệu vào máy ép: 85 - 90%
- ♦ Âm độ sản phẩm sau ép: 60 - 64%
- ♦ Kết cấu máy gọn nhẹ, làm việc êm (ép giữa 2 băng)
- ♦ Chế tạo bằng thép không gỉ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 người
- ♦ Năng lượng: điện 220 - 380 V, 3 kWh
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 20 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 150 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 ; Fax: 8440437

Mã số: VN01/0373

**HỆ THỐNG THIẾT BỊ CÔ ĐẶC VÀ CÔNG NGHỆ
NÂNG CAO ĐỘ ĐẠM NƯỚC MẮM TOP50, TOP60**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết kế và chế tạo hệ thống cô đặc chân không làm bốc hơi nước, nâng cao độ đậm của nước mắm, đồng thời xử lý để sản phẩm vẫn giữ được hương vị đặc trưng
- ♦ Diện tích lắp đặt hệ thống máy (D x R x C): 8 x 5 x 4 m

- ♦ Năng suất nguyên liệu chưng cất: 1.000 lít/m³
- ♦ Năng suất thành phẩm: 50 - 60 lít/giờ
- ♦ Đạm còn lại trong muối: 4 - 4,5% (gam/lít)
- ♦ Tổn thất đạm qua việc tách nước trong tháp chưng và các quy trình xử lý khác < 12%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Nâng cao độ đậm trong nước mắm lên 50 - 60^o
- ♦ Bảo đảm vệ sinh thực phẩm theo TCVN
- ♦ Thiết bị được chế tạo trong nước, không phải nhập ngoại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 10 người
- ♦ Năng lượng: điện 23 kWh, dầu DO 10-11 lít/giờ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 180 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 – Fax: 8440437

Mã số: VN01/0374

HỆ THỐNG THIẾT BỊ VÀ CÔNG NGHỆ XỬ LÝ BÃ MÌ LÀM NGUYÊN LIỆU CHẾ BIẾN THỨC ĂN GIA SÚC

Mô tả TB/CN:

- ♦ Hệ thống thiết bị và công nghệ xử lý bã mì bao gồm các thiết bị sau: 2 máy ép tách nước kiểu hai băng, máy sấy
- ♦ Công suất xử lý: 90 - 95 tấn bã tươi/ngày
- ♦ Máy ép tách nước:
 - Kiểu 2 băng

- Kích thước tổng: 2.000 x 1.300 x 1.300 mm
- Motor giảm tốc vô cấp 3 HP
- Quy cách sản phẩm tạo ra: bã mì đã tách nước
- Công suất: 2 T/giờ
- ♦ Máy sấy:
 - Máy sấy kiểu thùng quay, sấy đối lưu và khí động
 - Béc đốt bằng dầu DO, FO để cấp nhiệt sấy
 - Quy cách sản phẩm tạo ra: các hạt bột, bã đạt độ ẩm $\leq 14^0$ để bảo quản
 - Công suất: 900 - 1.000 Kg/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Ép vật liệu dạng bột, bùn nhão
- ♦ Sấy được tất cả các vật liệu dạng bột, hạt nhỏ

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Máy ép tách nước:
 - Kết cấu máy gọn nhẹ, làm việc êm
 - Chế tạo bằng thép
 - Ẩm độ bã vào máy ép: 80 - 85%, ẩm độ bã sau khi ép: 60 - 65%
- ♦ Máy sấy:
 - Kết cấu gọn
 - Ẩm độ vào máy sấy 50 - 65%, ẩm độ sau khi sấy $\leq 14^0$
 - Sản phẩm là nguyên liệu chế biến thức ăn gia súc

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại
- ♦ Thời hạn có hiệu lực từ 9/2000

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 7 người
- ♦ Năng lượng: điện 120 kWh, dầu FO 120 lít/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 432 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- Giá bán máy móc thiết bị: 1.000 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện

Người liên hệ: Bùi Trung Thành - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 55 Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8440398 – Fax: 8440437

PHÂN VIỆN CÔNG NGHỆ SAU THU HOẠCH

*Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP. HCM
ĐT: 9103069-8223183 ; Fax: 8229917-8290202*

Phân Viện trưởng: Nguyễn Duy Đức

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0051

DÂY CHUYỀN CHẾ BIẾN TINH BỘT CHẤT LƯỢNG CAO

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → LÀM SẠCH (TÁCH TẠP CHẤT) → RỬA SẠCH →
THIẾT BỊ NGHIỀN UỚT LIÊN TỤC → LỌC → THIẾT BỊ LY TÂM →
THIẾT BỊ SẤY LIÊN TỤC

↓

TÁCH BÃ

↓

ĐÓNG BAO → BẢO QUẢN

SỬ DỤNG CHẾ BIẾN THỨC ĂN GIA SÚC

- ♦ Sản phẩm: tinh bột gạo được đóng bao PE và PP trọng lượng từ 1 kg - 50 kg
- ♦ Công suất: 1.500 - 1.800 kg/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dây chuyền thiết bị sản xuất tinh bột gạo ở mức bán tự động và liên tục, được thiết kế và chế tạo hoàn toàn trong nước, do đó kinh phí lắp đặt với giá thành rẻ hơn so với dây chuyền thiết bị nhập từ nước ngoài. Các loại gạo không đủ tiêu chuẩn xuất khẩu (bị loại ra để tiêu thụ trong nước với giá rẻ) được sử dụng để sản xuất tinh bột trên thiết bị và qui trình liên tục, có thời gian cho ra sản phẩm nhanh từ 3-4 giờ, chất lượng tinh bột đảm bảo các chỉ tiêu về chất lượng như màu sắc, độ chua, tạp chất v.v... là phương

án tốt để tạo ra sản phẩm đạt tiêu chuẩn xuất khẩu, mang lại lợi nhuận và có khả năng cạnh tranh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 30 kWh, dầu D.O 50 lít/giờ
- ♦ Nguyên liệu: gạo 70-75 tấn/tháng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200 m²

Phương thức chuyển giao:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 300 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Trần Phước Lộc - Quản đốc Xưởng Thiết kế & Thực nghiệm

Địa chỉ: 132 Bến Vân Đồn, Q.4, TP. HCM

ĐT: 8262905-8262979-8223183 ; Fax: 8290202-8261244

Mã số: VN99/0052

DÂY CHUYÊN CHẾ BIẾN CANH KHOAI MỠ ĂN LIỀN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

KHOAI MỠ → RỬA SẠCH → GỌT VỎ → CẮT LÁT MỎNG → SẤY KHÔ → PHỐI TRỘN NGUYÊN LIỆU → ÉP ĐÙN → THIẾT BỊ TẠO HẠT → SẤY KHÔ → ĐÓNG BAO (gia vị, tôm khô, rau sấy khô) → BẢO QUẢN

- ♦ Sản phẩm canh khoai mỡ ăn liền đóng hộp, bao PE trọng lượng 50 g
- ♦ Công suất: 400 kg sản phẩm/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Hiện nay ở nước ta diện tích trồng khoai mỡ và sản lượng thu hoạch khá lớn, nhưng mức độ tiêu thụ và khả năng bảo quản còn hạn chế, sản xuất “Canh khoai mỡ ăn liền” là một phương án tốt để tạo ra sản phẩm, nhằm nâng cao giá trị sử dụng của nguyên liệu, phục vụ tiêu dùng trong nước và xuất khẩu, mang lợi lợi nhuận và có khả năng cạnh tranh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 14 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 60 kWh, khí đốt, dầu 12 kg/ngày
- ♦ Nguyên liệu: khoai mỡ 50 tấn/tháng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 250 triệu (kể cả chi phí đào tạo)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Trần Phước Lộc - Quản đốc Xưởng Thiết kế & Thực nghiệm

Địa chỉ: 132 Bến Vân Đồn, Q.4, TP. HCM

ĐT: 8262905-8262979-8223183 ; Fax: (84-8) 8290202-8261244

Mã số: VN99/0053

DÂY CHUYỀN CHẾ BIẾN CƠM SẤY (CƠM ĂN LIỀN)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

CHỌN NGUYÊN LIỆU → LÀM SẠCH (TÁCH TẠP CHẤT) → RỬA

SẠCH → LÀM CHÍN → LÀM NGUỘI → XỬ LÝ → SẤY LIÊN TỤC
→ PHÂN LOẠI → ĐÓNG BAO → BẢO QUẢN

- ♦ Sản phẩm: cơm sấy đóng bao PE loại từ 0,5 - 1 kg
- ♦ Công suất: 500 kg sản phẩm/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dây chuyền thiết bị sản xuất cơm sấy ở mức bán tự động được chế tạo hoàn toàn trong nước, do đó kinh phí lắp đặt rẻ hơn nhiều so với dây chuyền thiết bị nhập từ nước ngoài. Sản xuất cơm sấy là một phương án tốt để tạo ra sản phẩm phục vụ cho tiêu dùng trong nước và xuất khẩu, giảm bớt được thời gian bận rộn để chuẩn bị cho bữa ăn hàng ngày của chúng ta

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 20 kWh, hơi nước 250 Kg/giờ
- ♦ Nguyên liệu: gạo 25-30 tấn/tháng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai, nhà xưởng 300 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý độc quyền

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 250 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Trần Phước Lộc - Quản đốc Xưởng Thiết kế & Thực nghiệm

Địa chỉ: 132 Bến Vân Đồn, Q.4, TP. HCM

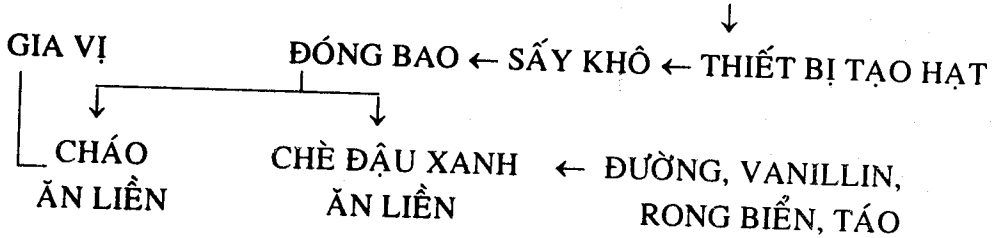
ĐT: 8262905-8262979-8223183 ; Fax: (84-8) 8290202-8261244

DÂY CHUYỀN CHẾ BIẾN CHÁO ĂN LIỀN, CHÈ ĐẬU XANH ĂN LIỀN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → LÀM SẠCH → XỬ LÝ → ÉP ĐÙN



- ♦ Công suất: 800 kg sản phẩm/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sản xuất trên dây chuyền hoàn toàn tự động, các loại nông sản như gạo, đậu xanh không đủ tiêu chuẩn xuất khẩu sẽ bị loại ra để tiêu thụ trong nước với giá rẻ, sản xuất cháo ăn liền và chè đậu xanh ăn liền trên dây chuyền khép kín, áp dụng công nghệ mới là phương án tốt để tạo sản phẩm đạt tiêu chuẩn xuất khẩu, mang lại lợi nhuận và có khả năng cạnh tranh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 2 kỹ thuật, 4 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 60 kWh
- ♦ Nguyên liệu: gạo, đậu xanh 60-70 tấn/tháng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: nhà xưởng 300 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý độc quyền

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 150 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Trần Phước Lộc - Quản đốc Xưởng Thiết kế & Thực nghiệm

Địa chỉ: 132 Bến Vân Đồn, Q.4, TP.HCM

ĐT: 8262905-8262979-8223183 ; Fax: (84-8) 8290202-8261244

Mã số: VN99/0055

DÂY CHUYỀN CHẾ BIẾN CANH CHUA ĂN LIỀN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → BÓC VỎ → RỬA SẠCH → CẮT MỎNG → THIẾT BỊ SẤY → ĐÓNG BAO → BẢO QUẢN

ME, SẤU → RỬA SẠCH → BÓC VỎ, HẠT → CHIẾU XẠ HỒNG NGOẠI → ĐÓNG BAO → BẢO QUẢN

- ♦ Công suất: 20 kg sản phẩm khô/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sản phẩm “CANH CHUA ĂN LIỀN” bao gồm các loại rau, quả đã được sấy khô trên thiết bị và công nghệ mới, sản phẩm đạt chất lượng cao như màu sắc tự nhiên và không bị dai khi sử dụng. Là phương pháp tốt để góp phần tiêu thụ số lượng rau, quả dư thừa ở nước ta, tạo được sản phẩm có giá trị và tiện dụng, nhằm phục vụ tiêu dùng trong nước và xuất khẩu, mang lại lợi nhuận và có khả năng cạnh tranh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 2 kỹ thuật, 17 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 80 kWh, khí đốt, dầu 8 kg
- ♦ Nguyên liệu: 15-20 tấn/tháng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: nhà xưởng 300 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 200 triệu (kể cả chi phí đào tạo)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Trần Phước Lộc - Quản đốc Xưởng Thiết kế & Thực nghiệm

Địa chỉ: 132 Bến Vân Đồn, Q.4, TP. HCM

ĐT: 8262905-8262979-8223183 ; Fax: (84-8) 8290202-8261244

Mã số: VN99/0056

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT MAGGI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → NGÂM TRONG HCI → THỦY PHÂN → LỌC →
TRUNG HÒA → CHỈNH PH → BỔ SUNG PHỤ GIA → PHÂN PHỐI
VÀO BAO BÌ → THANH TRÙNG → THÀNH PHẨM

- ♦ Năng suất: 200 lít/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ So với sản phẩm hiện có trong nước: chất lượng cao hơn, đạt yêu cầu mùi vị, giá thành thấp
- ♦ So với sản phẩm hiện có của nước ngoài: chất lượng ngang bằng với giá thành thấp hơn rất nhiều

- ♦ Thích hợp với quy mô sản xuất vừa và nhỏ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý bán lẻ

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Trần Phước Lộc - Quản đốc Xưởng Thiết kế & Thực nghiệm

Địa chỉ: 132 Bến Vân Đồn, Q.4, TP. HCM

ĐT: 8262905-8262979-8223183 ; Fax: (84-8) 8290202-8261244

Mã số: VN99/0057

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT TRÀ GỪNG QUY MÔ NHỎ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

CHÈ XANH + GỪNG TƯƠI → LOẠI TẠP CHẤT → RỬA SẠCH →
LÀM RÁO NƯỚC → SẤY Ở NHIỆT ĐỘ THẤP → XAY NHỎ → PHỐI
TRỘN → ĐÓNG GÓI (TÚI, HỘP, THÙNG) → TRÀ TÚI LỌC

- ♦ Sản phẩm: trà gừng được đóng vào túi lọc khối lượng tịnh từ 3,3 - 3,4g, 10 túi trong 1 hộp, 60 hộp vào 1 thùng. Đăng ký chất lượng sản phẩm số YTHCM - 432/99 ngày 3/4/99 đến 3/4/2000
- ♦ Năng suất: 100 hộp/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Trà không những có tác dụng giải nhiệt, kích thích tiêu hóa mà còn phòng chống ung thư, nhiễm xạ v.v...
- ♦ Trà gừng túi lọc thực hiện kết hợp truyền thống dân tộc với phương thức tiêu dùng hiện đại. Công nghệ giản đơn, đầu tư ít tiền, có thể sản xuất trong điều kiện hộ gia đình có diện tích dành cho chế biến hạn chế

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật, 6 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 4 kW, hơi nước 3-4m³
- ♦ Nguyên liệu: chè xanh, gừng, đường kính
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 10 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 15 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 40 triệu (gồm chế tạo và lắp đặt với năng suất 100 hộp trà/ca)
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Nguyễn Văn Tiếp - Chức vụ: Chuyên viên

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8223183-8229917 ; Fax: 8290202-8229917

Mã số: VN99/0058

**DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ ĐỒNG BỘ SẢN XUẤT CÁC SẢN PHẨM
CHIÊN CHÂN KHÔNG CHẤT LƯỢNG CAO**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → LỰA CHỌN → RỬA → TÁCH VỎ → THÁI → XỬ
LÝ → RÓC NƯỚC → CHIÊN CHÂN KHÔNG → TÁCH DẦU → ỔN
ĐỊNH → THANH TRÙNG



ĐÓNG GÓI CHÂN KHÔNG - NITƠ

TÁI CHẾ DẦU

- ♦ Năng suất: 2 tấn nguyên liệu/ca (đối với chuối quả)
- ♦ Đăng ký chất lượng sản phẩm số YTHCM - 545/99 từ 20/4/99 đến 20/4/2000

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến nông sản và thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Công nghệ khép kín, không ô nhiễm môi trường, tiết kiệm nước tối đa
- ♦ Sản xuất được nhiều loại sản phẩm (chiên, cô đặc, thủy giải v.v...) với chất lượng cao
- ♦ Giá thiết bị chỉ bằng 1/2 so với nhập khẩu

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 5 quản lý, 2 kỹ thuật, 13 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 30 kW/h, dầu 15 Kg/giờ, hơi nước 0-16 T/giờ
- ♦ Nguyên liệu: 2 tấn/ca
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 300 - 400 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 35 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị đồng bộ: 450 triệu, với năng suất chiên 150 - 180 Kg/giờ (chuối lát, mít)
- ♦ Phí đào tạo: 10 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: KS. Nguyễn Mạnh Thân - Chức vụ: Trưởng Bộ môn Bảo quản Chế biến NSTP

Địa chỉ: 135 Pasteur, Q.3 - ĐT: 8291991-8235211 ; Fax: 8241595

45 Đinh Tiên Hoàng, Q.1 - ĐT: 8223183-8229917 ; Fax: 8290202

DÂY CHUYỀN CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT THẠCH DỪA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình công nghệ:
NƯỚC DỪA → LỌC → THANH TRÙNG → PHỐI CHẾ (acid acetic, muối amon) → LÀM MÁT → LÊN MEN → NUÔI CẤY → THẠCH THÔ → RỬA → CẮT → XỬ LÝ → RỬA → CHẾ BIẾN NHIỆT → PHỤ GIA → VÀO LỌ → GHÉP NẮP → THANH TRÙNG → LÀM MÁT → BẢO ÔN → DÁN NHÃN SẢN PHẨM
- ♦ Thiết bị chính dùng cho công nghệ sản xuất thạch dừa bao gồm khay lên men, nồi nấu, máy cắt thạch, nồi thanh trùng
- ♦ Năng suất: 500 kg/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Qui trình sản xuất phù hợp với điều kiện công nghệ chung của Việt Nam
- ♦ Giá cả thiết bị phù hợp cho sản xuất gia đình
- ♦ Chất lượng sản phẩm cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 5 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 kW, khí đốt, dầu 10 Kg, hơi nước 150 Kg
- ♦ Nguyên liệu: nước dừa (phế liệu của công nghệ sản xuất cơm dừa sấy), đường, acid acetic
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 300 m² (nuôi cấy 100 m², chế biến 100 m², kho 100 m²)

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ License công nghệ
- ♦ Chuyển giao bí quyết

- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 20 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 50 triệu - 100 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Nguyễn Duy Đức - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1. TP. HCM - ĐT: 8223183 ; Fax: 8290202

Mã số: VN99/0060

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT NƯỚC MĂNG CẦU CÓ THỊT QUẢ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ sản xuất nước măng cầu có thịt quả
NGUYÊN LIỆU → Ủ CHÍN → LỰA CHỌN → RỬA SÁT TRÙNG →
SƠ CHẾ → LOẠI VỎ → CHẾ BIẾN CƠ HỌC → PHỐI CHẾ → RÓT
HỘP → BÀI KHÍ → GHÉP NẮP → THANH TRÙNG → LÀM MÁT →
BẢO ÔN → DÁN NHÃN → BẢO QUẢN SẢN PHẨM
- ♦ Thiết bị chính dùng cho công nghệ sản xuất nước măng cầu có thịt quả bao gồm bồn rửa nguyên liệu, máy chà, máy đồng hóa, thiết bị lọc, nồi nấu, máy ghép nắp, nồi thanh trùng, bể làm mát
- ♦ Năng suất: 1.000 - 1.500 hộp 250 ml/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến nước giải khát

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất phù hợp với điều kiện công nghệ chung của Việt Nam
- ♦ Chi phí đầu tư thấp, phù hợp với thành phần kinh tế hộ gia đình, trang trại, trồng trọt nhỏ
- ♦ Cho sản phẩm chất lượng cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 5 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kW, khí đốt, dầu 5 Kg, hơi nước 100 Kg
- ♦ Nguyên liệu: quả măng cầu, đường
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 10 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 50 - 80 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch

Người liên hệ: Nguyễn Duy Đức - Chức vụ: Phân viện trưởng

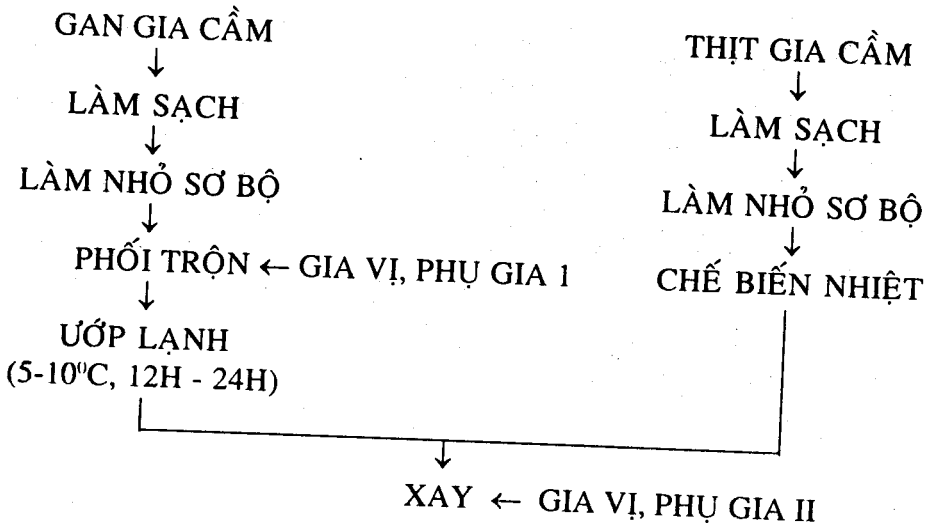
Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q.1, TP. HCM - ĐT: 8223183 - Fax: 8290202

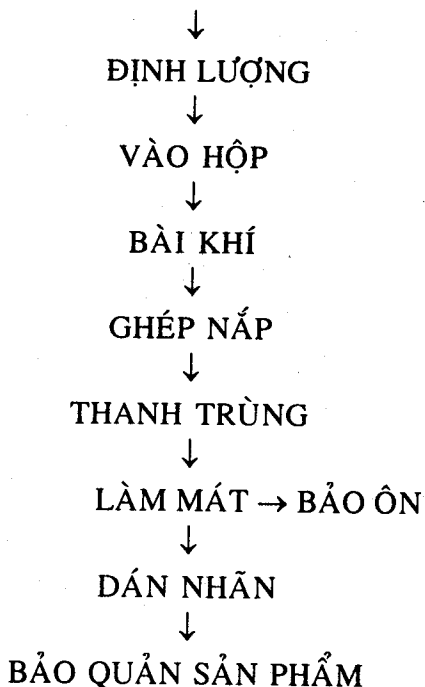
Mã số: VN99/0061

CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN PATÊ GAN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:





♦ Thiết bị chính (dùng cho công nghệ chế biến patê gan)

1. Bàn chế biến inox

2. Dụng cụ cầm tay inox, nhựa (dao, thớt)

3. Kho lạnh (tùy công suất), $t^0 = -18$ đến $+10^0\text{C}$

4. Máy xay, nghiền gia vị

5. Máy xay thô

6. Máy xay tinh

7. Nồi hấp, nấu

8. Cân định lượng

9. Máy ghép nắp

10. Nồi thanh trùng cao áp

11. Thùng làm mát

♦ Năng suất: 800 - 1.000 hộp/ca

♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

nh vực áp dụng TB/CN:

♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

u điểm của TB/CN:

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- ♦ Thiết bị gọn nhẹ, chi phí đầu tư thấp, thích hợp với điều kiện kinh tế của Việt Nam
- ♦ Thiết bị có độ an toàn cao
- ♦ Sản phẩm phù hợp với thị hiếu người tiêu dùng Việt Nam

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 4 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 5 kW, khí đốt, dầu 5 kg, hơi nước 100 kg
- ♦ Nguyên liệu: thịt gia cầm, gan, gia vị
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200 m² (nhà xưởng 100 m², kho 100 m²)

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 300 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 70 - 150 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: Nguyễn Duy Đức - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8223183 ; Fax: 8290202

Mã số: VN99/0062

DÂY CHUYÊN CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT THỨC ĂN CHO TÔM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU THÔ → NGHIÊN THÔ → NGHIÊN TINH → PHỐI TRỘN → TẠO HÌNH → SẤY, TIẾT TRỪNG → LÀM NGUỘI → CHẾ BIẾN NHIỆT → ĐÓNG BAO → BẢO QUẢN
- ♦ Năng suất: 800 - 2.000 kg/ca

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chi phí đầu tư thấp
- ♦ Sản phẩm chất lượng cao theo TCVN (đã qua kiểm chứng tại một số cơ sở nuôi tôm công nghiệp tại Nha Trang, Bình Thuận)
- ♦ Giá thành thấp

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 1 công nhân
- ♦ Nguyên liệu: bột cá, bột xương, bột khoai mì, glutin, chất khoáng vi lượng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 - 200 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 25 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 130 - 250 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ Sau thu hoạch TP. HCM
Người liên hệ: Nguyễn Duy Đức - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8223183 ; Fax: 8290202

Mã số: VN01/0398

HỆ THỐNG CÔ ĐẶC NƯỚC MẮM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU → CÔ ĐẶC → LY TÂM → LẮNG → ĐÓNG CHAI → BẢO QUẢN
- ♦ Sản phẩm: nước mắm có độ đậm cao được đóng chai từ 0,25 - 1 lít
- ♦ Công suất: 300 lít nguyên liệu/mẻ
- ♦ Thời gian cô: 2,5 giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
- Độ đậm: 40 - 50

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- Hương vị: tự nhiên
- Màu sắc: vàng sáng
- Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật cô đặc nước mắm theo phương pháp chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích sử dụng nước mắm có chất lượng thấp, khó tiêu thụ để tạo nước mắm có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 4 kW, dầu DO 30 kg/ca
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 250 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Tư vấn kỹ thuật

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 160 triệu (bảo hành 3 năm)
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0399

HỆ THỐNG CÔ ĐẶC NƯỚC QUẢ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU → CÔ ĐẶC → ĐÓNG GÓI → BẢO QUẢN
- ♦ Sản phẩm: nước quả cô đặc được đóng lon hoặc bao tráng bạc từ 1-5 lít
- ♦ Công suất: 60 lít nguyên liệu/giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ Brix: 12 - 60
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: tùy loại quả
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật cô đặc nước quả theo phương pháp chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích sử dụng nước ép từ trái cây có chất lượng thấp, khó tiêu thụ để tạo sirô có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 5 kW, dầu DO 30 kg/ca
- ♦ Nguyên liệu: 500 lít/ca
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 120 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Tư vấn kỹ thuật

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 200 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0400

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ CÔ ĐẶC CÀ CHUA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → RỬA → CHÀ QUẢ → LỌC → THANH TRÙNG →
CÔ ĐẶC → ĐÓNG GÓI → BẢO QUẢN

- ♦ Sản phẩm: nước cà chua cô đặc được đóng chai, lon hoặc bao tráng bạc từ 0,25 - 5 lít
- ♦ Công suất: 150 lít nguyên liệu/giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ Brix: 20 - 60
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: đỏ tự nhiên
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật cô đặc dịch quả theo phương pháp chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích sử dụng cà chua chất lượng thấp, khó tiêu thụ để tạo nước cà chua cô đặc có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 4 kW, dầu DO 30 kg/ca
- ♦ Nguyên liệu: 150 lít/giờ, nước sạch 1 m³/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 90 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Tư vấn kỹ thuật

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 397 triệu (bảo hành 12 tháng)
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0401

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ CÁ CHIÊN CHÂN KHÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → ƯỚP GIA VỊ →
CHIÊN CHÂN KHÔNG → TÁCH DẦU → ĐÓNG GÓI
- ♦ Sản phẩm: cá chiên giòn
- ♦ Công suất: 30 - 40 kg nguyên liệu/mẻ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ xốp: giòn
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: vàng sáng

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật chiên chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích tạo ra sản phẩm giòn, xốp có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kW, dầu DO 15 kg/ca
- ♦ Nguyên liệu: 30 - 40 kg nguyên liệu/mẻ, nước sạch 2 m³/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 250 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán công nghệ

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 250 triệu (bảo hành 12 tháng)
- ♦ Bán công nghệ: 30 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0402

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ NẤM BÀO NGƯ CHIÊN CHÂN KHÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → CHIÊN CHÂN KHÔNG → TÁCH DẦU → ĐÓNG GÓI
- ♦ Sản phẩm: nấm bào ngư giòn
- ♦ Công suất: 10 kg nguyên liệu/mẻ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ xốp: giòn
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: tự nhiên
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật chiên chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích tạo ra sản phẩm giòn, xốp có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 4 kW, dầu DO 4 kg/ca
- ♦ Nguyên liệu: 10 kg nguyên liệu/mẻ, nước sạch 0,5 m³/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 150 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán công nghệ

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 90 triệu (bảo hành 12 tháng)
- ♦ Giá bán công nghệ: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0403

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ SẢN XUẤT THỨC ĂN DINH DƯỠNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → PHỐI TRỘN → GIA
ẤM → ÉP ĐÙN → SẤY → NGHIỀN → ĐÓNG GÓI

- ♦ Sản phẩm: bột dinh dưỡng tổng hợp
- ♦ Công suất: 150 kg nguyên liệu/giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ mịn: đồng đều
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: tự nhiên
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật ép đùn (extrusion) với mục đích tạo ra sản phẩm dạng bột mịn, dễ hòa tan, có giá trị dinh dưỡng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 4 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 50 kW
- ♦ Nguyên liệu: 150 kg nguyên liệu/giờ, nước sạch: 0,1 m³/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán công nghệ

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 310 triệu (bảo hành 12 tháng)
- ♦ Bán công nghệ: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0404

DÂY CHUYÊN THIẾT BỊ SẢN XUẤT BÁNH PHỞ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → NGÂM → NGHIỀN
→ LỌC → TRỘN → TRÁNG HẤP → SẤY → CẮT → SẤY → ĐÓNG
GÓI BÁNH PHỞ KHÔ



ĐÓNG GÓI BÁNH PHỞ ƯỚT

- ♦ Sản phẩm: bánh phở khô hoặc ướt
- ♦ Công suất: 500 kg sản phẩm/giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ dai khi nấu chín: đồng đều, không nát
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: trắng ngà

- Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật cán tráng, sấy được tự động hóa cao với mục đích tạo ra sản phẩm có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 10 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kW, dầu DO 30 kg/giờ
- ♦ Nguyên liệu: 600 kg nguyên liệu/giờ, nước sạch: 1,5 m³/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 400 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán công nghệ

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 1.644 triệu (bảo hành 12 tháng)
- ♦ Giá bán công nghệ: 30 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0405

DÂY CHUYÊN THIẾT BỊ CHIP KHOAI CHIÊN CHÂN KHÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → CẮT LÁT → CHIÊN CHÂN KHÔNG → TÁCH DẦU → ĐÓNG GÓI

- ♦ Sản phẩm: khoai lang, khoai môn
- ♦ Công suất: 30-40 kg nguyên liệu/mẻ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ xốp: giòn
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: vàng sáng
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật chiên chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích tạo ra sản phẩm giòn, xốp có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyên được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 2 kỹ thuật viên, 12 công nhân
- ♦ Nguyên liệu: 30 - 40 kg nguyên liệu/mẻ, nước sạch: 2 m³/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán công nghệ

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 180 triệu (bảo hành 12 tháng)
- ♦ Giá bán công nghệ: 30 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0406

MÁY SẤY LÚA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU → SẤY THẤP → ĐÓNG BAO
- ♦ Sản phẩm: lúa khô (độ ẩm 14%)
- ♦ Công suất: 4 tấn/mẻ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ ẩm đồng đều
 - Có thể sấy lúa giống
 - Chỉ tiêu xay xát cao

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến và bảo quản nông sản

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật sấy nhiệt độ thấp, bán tự động, lúa khô đồng đều. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với máy sấy nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: động cơ diesel D12 (12 HP), trấu: 17 - 20 kg/mẻ
- ♦ Nguyên liệu: 4 tấn/mẻ (7 giờ/mẻ)

- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 123 triệu (bảo hành 12 tháng)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0407

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ SẢN XUẤT BỘT NÊM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → SẤY → NGHIÊN →
PHỐI TRỘN → ĐÓNG GÓI

- ♦ Sản phẩm: bột nêm (gia vị)
- ♦ Công suất: 100 kg nguyên liệu/giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ mịn và đồng đều cao
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: tự nhiên
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật nghiền, phối trộn tiên tiến với mục đích tạo ra sản phẩm dạng bột mịn, dễ hòa tan, có giá trị dinh dưỡng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ

làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 kW, dầu DO 30 kg/giờ
- ♦ Nguyên liệu: 100 kg nguyên liệu/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 100 triệu (bảo hành 12 tháng)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0408

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ SẢN XUẤT THỨC ĂN GIA CẦM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → PHỐI TRỘN → ÉP VIÊN → SẤY
→ ĐÓNG GÓI

- ♦ Sản phẩm: thức ăn viên gia cầm
- ♦ Công suất: 125 kg nguyên liệu/giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: tự nhiên
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thức ăn gia súc

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật cô đặc nước mắm theo phương pháp chân không ở nhiệt độ thấp với mục đích sử dụng nước mắm có chất lượng thấp, khó tiêu thụ để tạo nước mắm có chất lượng cao và hợp thị hiếu của người tiêu dùng. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kW, dầu DO 3 kg/giờ
- ♦ Nguyên liệu: 125 kg nguyên liệu/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 250 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 145 triệu (bảo hành 12 tháng)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0409

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ SẢN XUẤT BỘT CÁ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → CHỌN LỰA → LÀM SẠCH → HẤP → SẤY →
NGHIỀN → ĐÓNG GÓI

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- ♦ Sản phẩm: bột cá đóng bao
- ♦ Công suất: 3 tấn sản phẩm/24 giờ
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ mịn và đồng đều cao
 - Hương vị: tự nhiên
 - Màu sắc: tự nhiên
 - Đạt TCVN về vệ sinh thực phẩm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thức ăn gia súc, cá, tôm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng kỹ thuật nghiền, hấp, sấy và phối trộn tiên tiến với mục đích tạo ra sản phẩm dạng bột mịn, dễ hòa tan, có giá trị dinh dưỡng cao. Dây chuyền được thiết kế và chế tạo trong nước nên vốn đầu tư ban đầu thấp hơn nhiều so với thiết bị nhập khẩu. Các thiết bị có độ làm việc ổn định, độ bền cao và dễ dàng lắp đặt, bảo dưỡng

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Năng lượng: điện 20 kW, dầu DO 18 lít/giờ
- ♦ Nguyên liệu: 3 tấn nguyên liệu/24 giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 400 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 291 triệu (bảo hành 12 tháng)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0410

DÂY CHUYỀN CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT CÁ NƯỚNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU TƯƠI → XỬ LÝ SƠ BỘ → ƯỚP GIA VỊ → XỬ LÝ TINH → NƯỚNG → ĐÓNG GÓI → BẢO QUẢN
- ♦ Năng suất: 100 - 2000 kg/ngày
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Mùi thơm
 - Vị đặc trưng của cá nướng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chi phí đầu tư thấp
- ♦ Giá thành rẻ
- ♦ Sản phẩm đạt chất lượng tốt

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật viên, 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kW, than đá
- ♦ Nguyên liệu: cá tươi, muối, đường và gia vị đặc biệt
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 50 - 200 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 15 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 85 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản
Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM
ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0411

DÂY CHUYỀN CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT THỨC ĂN CHO CÁ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU THOẢ → NGHIÊN THÔ → NGHIÊN TINH → PHỐI
TRỘN → TẠO HÌNH → SẤY, TIỆT TRÙNG → LÀM NGUỘI → ĐÓNG
BAO → BẢO QUẢN

- ♦ Năng suất: 500 - 1500 kg/ngày
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Nổi được trên mặt nước
 - Chậm tan trong nước nên tổn thất rất ít
 - Cá mau lớn và bảo vệ tốt môi trường

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thức ăn cho cá qui mô công nghiệp

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chi phí đầu tư thấp
- ♦ Giá thành rẻ
- ♦ Sản phẩm đạt chất lượng tốt

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 1 kỹ thuật viên, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 30 kW, dầu đốt 100 lít
- ♦ Nguyên liệu: bột mì, bột cá, bột xương và các khoáng vi lượng
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 - 200 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 25 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 125 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM.

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

Mã số: VN01/0412

DÂY CHUYỀN CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT THỰC PHẨM ĐÓNG HỘP

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU → XỬ LÝ SƠ BỘ → XỬ LÝ TINH → VÀO HỘP →
BÀI KHÍ → GHÉP MÍ → THANH TRÙNG → LÀM NGUỘI → BẢO
ÔN → DÁN NHÃN → THÀNH PHẨM
- ♦ Sản phẩm: các loại cá, nghêu hun khói, tôm thịt và rau quả đóng hộp
- ♦ Năng suất: 500 - 5.000 hộp/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Thiết bị được sản xuất với độ chính xác cao, đảm bảo độ an toàn tốt nhất
- ♦ Chi phí đầu tư thấp

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý kỹ thuật, 4 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kW, hơi nước: 300 kg/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 - 500 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 20 - 30 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 70 - 500 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

Người liên hệ: ThS. Trần Ngọc Tân - Trưởng Bộ môn Chế biến-Bảo quản

Địa chỉ: 45 Đinh Tiên Hoàng, Q1, TP.HCM

ĐT: 9103069-8223183 - Fax: 8229917-8290202

PHÂN VIỆN CÔNG NGHIỆP THỰC PHẨM TẠI TP. HỒ CHÍ MINH

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8223183-8297857 ; Fax: 8226689

Phân viện trưởng: Nguyễn Kim Sơn

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0082

CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN HẠT BÔNG VẢI THÀNH DẦU THỰC PHẨM VÀ KHÔ BÃ DÙNG LÀM THỨC ĂN GIA SÚC (TRÁU, BÒ, GÀ, VỊT,...)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

HẠT BÔNG VẢI → XAY BÓC TÁCH NHÂN → SÀNG → NHÂN →
NGHIÊN → GIA NHIỆT → XỬ LÝ GOSSYPOL → ÉP DẦU TRÊN
MÁY ÉP VÍT LIÊN TỤC → KHÔ LÀM THỨC ĂN GIA SÚC → DẦU
BÔNG KHÔ (có hàm lượng gossypol < 0,02%) → TRUNG HÒA → RỬA,
SẤY → TẨY MÀU, MÙI CHÂN KHÔNG → LỌC → DẦU THÀNH
PHẨM

- ♦ Năng suất: 4 tấn hạt bông/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến dầu thực phẩm và chế biến thức ăn gia súc, gia cầm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Là công nghệ tiên tiến lần đầu tiên được nghiên cứu ứng dụng ở Việt Nam
- ♦ Xử lý độc tố gossypol có trong hạt bông vải bằng hóa chất sản xuất trong nước thường dùng trong công nghiệp thực phẩm, rẻ hơn 50 lần so với axit Antranilic. Hàm lượng độc tố gossypol còn lại thấp hơn 0,02% đạt với tiêu

Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

chuẩn của tổ chức y tế thế giới WHO

- ♦ Đã chế tạo thiết bị tách nhân ra khỏi vỏ hạt bông vải, hiệu suất tách đạt khoảng 95%.

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Năng lượng: điện 292 kW/h, khí đốt, dầu 200 Kg
- ♦ Nguyên liệu: 9 tấn hạt bông vải
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 500 m² (không kể kho bãi).

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 50 triệu (kể cả phí đào tạo)
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 600 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0083

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT TƯƠNG ỚT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU → LỰA CHỌN → XAY THÔ → XAY TINH → PHỐI TRỘN → NẤU → RÓT CHAI → ĐÓNG NÚT → ĐUN SÔI → LÀM NGUỘI → DÁN NHÃN → THÀNH PHẨM

- ♦ Sản phẩm bảo đảm chất lượng trong 6 tháng
- ♦ Năng suất: 200 kg/ngày (khoảng 1.000 chai loại 200 ml)

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có thể mở rộng qui mô lên gấp 2-3 lần mà vốn đầu tư không tăng nhiều

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 300 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 10 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 51,2 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0084

CÔNG NGHỆ CHIẾT XUẤT CHITIN CHITOSAN TỪ VỎ TÔM CUA SỬ DỤNG TRONG CÔNG NGHIỆP THỰC PHẨM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Sản phẩm Chitin có hàm lượng tro thấp hơn 1%
- ♦ Chitosan thu được có màu sắc cảm quan trắng đẹp, hòa tan tốt trong dung dịch CH₃COOH 1%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tách được 90% protein khỏi liên kết chitin - protein
- ♦ Tách được chitin - protein từ vỏ tôm, tách các chất vô cơ, tẩy màu chitin, deacetyl hóa. Độ acetyl hóa đạt hơn 80%

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 170 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0085

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ CHẾ BIẾN MỠ CÁ BASA THÀNH DẦU THỰC PHẨM VÀ THỨC ĂN GIÀU DINH DƯỠNG CHO TRẺ EM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

MỠ CÁ BASA (DẠNG RẮN) → KHAI THÁC → MỠ LỎNG → CHẾ BIẾN

↙ DẦU CÁ (PHẦN LỎNG) → TRUNG HÒA → RỬA → SẤY → TẮY MÙI → DẦU CÁ BASA HAY DẦU HỖN HỢP COOKING OIL

↘ MỠ CÁ (PHẦN ĐẶC) → TRUNG HÒA → RỬA → SẤY → TẮY MÙI → PHỐI CHẾ → SHORTENING, MARGARINE CÓ THÀNH PHẦN MỠ CÁ CÓ HÀM LƯỢNG ω -3, ω -6

- ♦ Năng suất: 50 kg/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các cơ sở chế biến thủy sản sản xuất mặt hàng cá basa
- ♦ Ứng dụng trong công nghiệp thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có thể ứng dụng công nghệ và thiết bị cho quy mô sản xuất nhỏ và quy mô gia đình
- ♦ Sản phẩm dầu cá được chế biến thành cooking oil
- ♦ Phần mỡ cá đặc được phối chế thành shortening margarine có thành phần mỡ cá
- ♦ Sản phẩm đều chứa hàm lượng w -3, w -6 (*Decosa hexanoic acid (DHA)* chất chống ung thư đặc hiệu)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 200-500 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 50 triệu (kể cả phí đào tạo và chuyển giao bí quyết)
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 120 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0086

DÂY CHUYỀN SẢN XUẤT BƠ ĐẬU PHỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

CHỌN LỰA LẠC NHÂN → RANG → LÀM NGUỘI, BÓC VỎ →
NGHIÊN → PHỐI CHẾ → ĐỒNG HÓA VÀ BÀI KHÍ → LÀM NGUỘI
→ VÔ BAO BÌ

- ♦ Sản phẩm: bơ đậu phộng (Peanut Butter)
- ♦ Năng suất: 20 kg/giờ (150 kg/ca)
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sản phẩm bơ đậu phộng cung cấp chất béo thiết yếu cho cơ thể, dạng chất béo, đậm của bơ đậu phộng dễ dàng được cơ chế hấp thụ, không có cholesterol, rất tốt cho người già và trẻ em
- ♦ Đậu phộng không đủ tiêu chuẩn xuất khẩu sẽ sử dụng để ép dầu. Sản phẩm bơ đậu phộng có chất lượng, bảo quản lâu, hương vị thơm đặc trưng đậu phộng, mức độ trải phết cao, đang là sản phẩm được ưa chuộng trên thị trường, sản phẩm có khả năng cạnh tranh và xuất khẩu

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 70 kWh
- ♦ Nguyên liệu: đậu phộng nhân (loại xuất khẩu)
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 170 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0087

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT DẦU HẠT CẢI TINH CHẾ

Mô tả TB/CN:

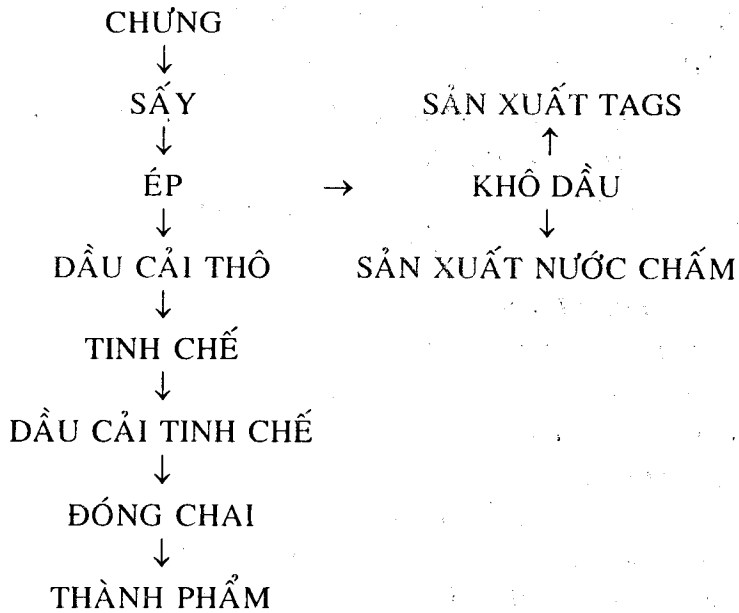
- ♦ Quy trình công nghệ:

HẠT CẢI DẦU



NGHIÊN





- ♦ Sản phẩm dầu hạt cải tinh chế có thành phần axit béo cân đối

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Cho phép sản xuất dầu hạt cải từ hạt cải dầu là loại hạt có dầu mới ở Việt Nam

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 25 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0088

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT DẦU BẮP TINH CHẾ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

BẮP HẠT → XỬ LÝ → TÁCH PHÔI → PHÂN LY → PHÔI BẮP →
NGHIÊN → CHUNG, SẤY → ÉP DẦU

DẦU BẮP THÔ → TINH CHẾ → DẦU BẮP TINH CHẾ → ĐÓNG
CHAI → THÀNH PHẨM

Dầu bắp tinh chế là loại dầu cao cấp, có thành phần axit béo cân đối, hàm lượng vitamin E cao hơn các loại dầu khác

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- Công nghiệp chế biến thực phẩm

Chào giá (tham khảo):

- Giá bán công nghệ: 15 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q.1, TP. HCM

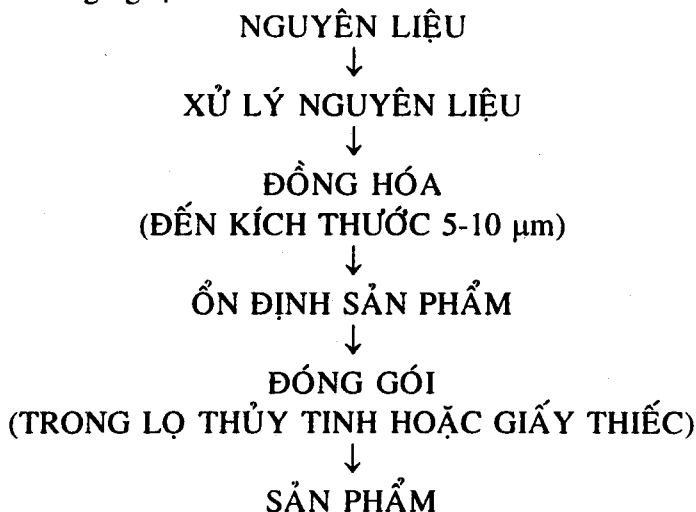
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0089

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT MAYONNAISE

Mô tả TB/CN:

- Quy trình công nghệ:



Quy trình đông hóa đạt kích thước 5-10 μm . Sản phẩm được đóng gói trong lọ thủy tinh hay giấy thiếc, chất lượng đạt tiêu chuẩn

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0090

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT CÁC SẢN PHẨM CHIÊN DẦU CHÂN KHÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU (rau, quả, củ tươi, đậu, lạc, điều, khoai tây, khoai lang, khoai môn, sắn) → LỰA CHỌN → LÀM SẠCH → THANH TRÙNG → CÔNG NGHỆ SINH HỌC → CHIÊN CHÂN KHÔNG → LÀM KHÔ → GIA VỊ → TÁCH DẦU → LỰA CHỌN → KIỂM TRA → BAO BÌ → THÀNH PHẨM

- ♦ Năng suất: 3-10 kg/giờ

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Trên cùng một dây chuyền có thể tạo ra nhiều loại sản phẩm khác nhau (rau, trái, củ...)
- ♦ Sử dụng công nghệ vi sinh
- ♦ Thời gian chiên nhanh, giữ được nguyên giá trị dinh dưỡng, vitamin, hương vị và màu sắc tự nhiên của nguyên liệu
- ♦ Thời gian bảo quản 12 tháng không cần dùng hóa chất bảo quản sản phẩm

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 500 triệu (kể cả phí đào tạo)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

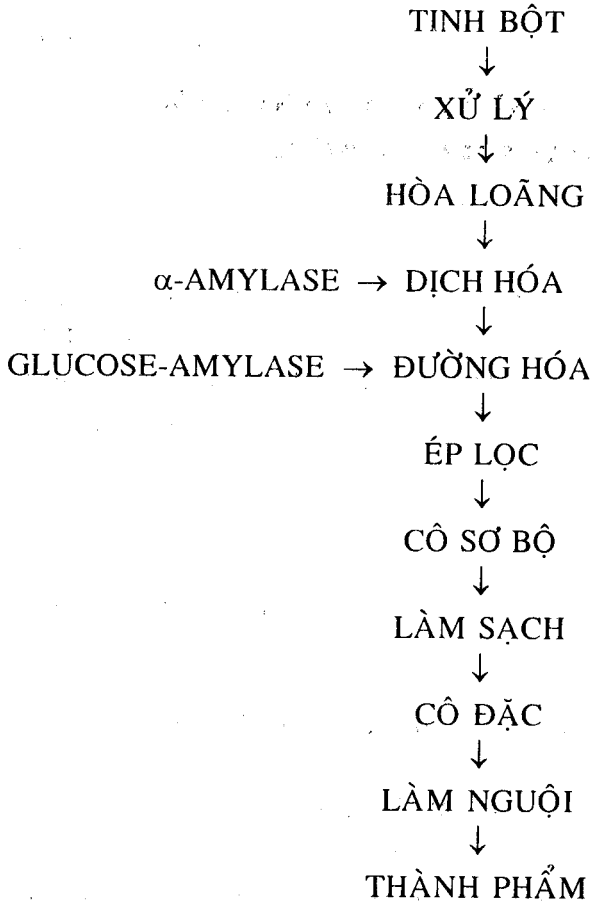
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0091

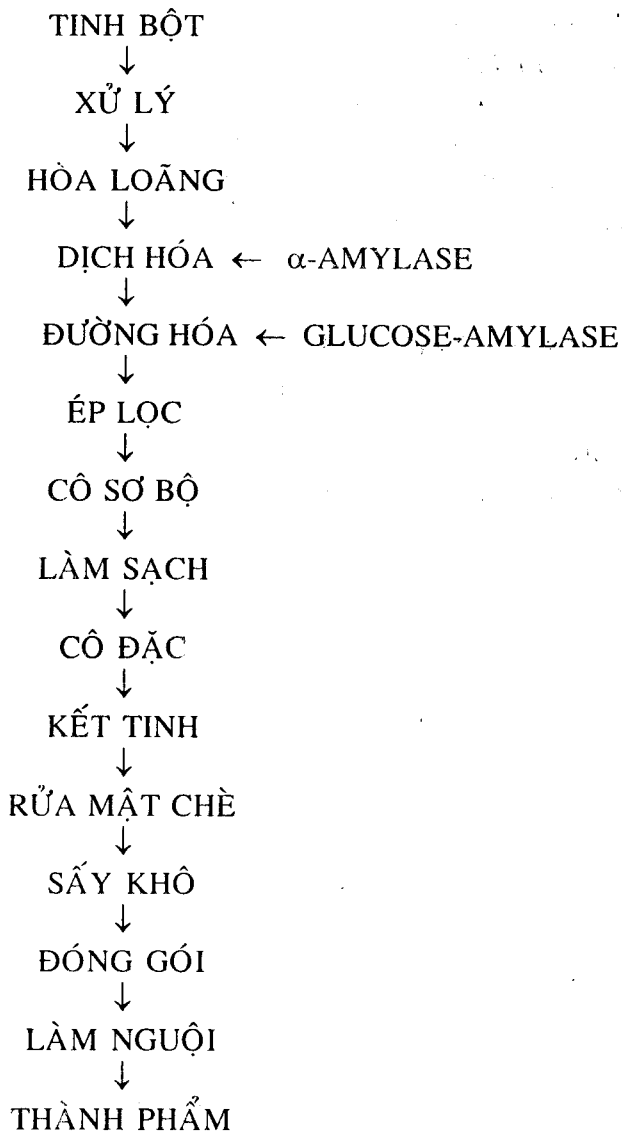
**CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT NHA, GLUCO TINH THỂ
BẰNG PHƯƠNG PHÁP ENZYME**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất nha (Siro Gluco) bằng phương pháp Enzyme



- ♦ Quy trình sản xuất gluco tinh thể bằng phương pháp enzyme



- ♦ Nha thành phẩm vị ngọt thanh, trong, không tạp chất lơ lửng, hàm lượng khô 81 - 82% Bx, hàm lượng tro thấp hơn 1,2
- ♦ Năng suất: 1 tấn/ngày (nha)

Yêu cầu áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Chào giá (tham khảo):

- Giá bán công nghệ và thiết bị: 1.000 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM.

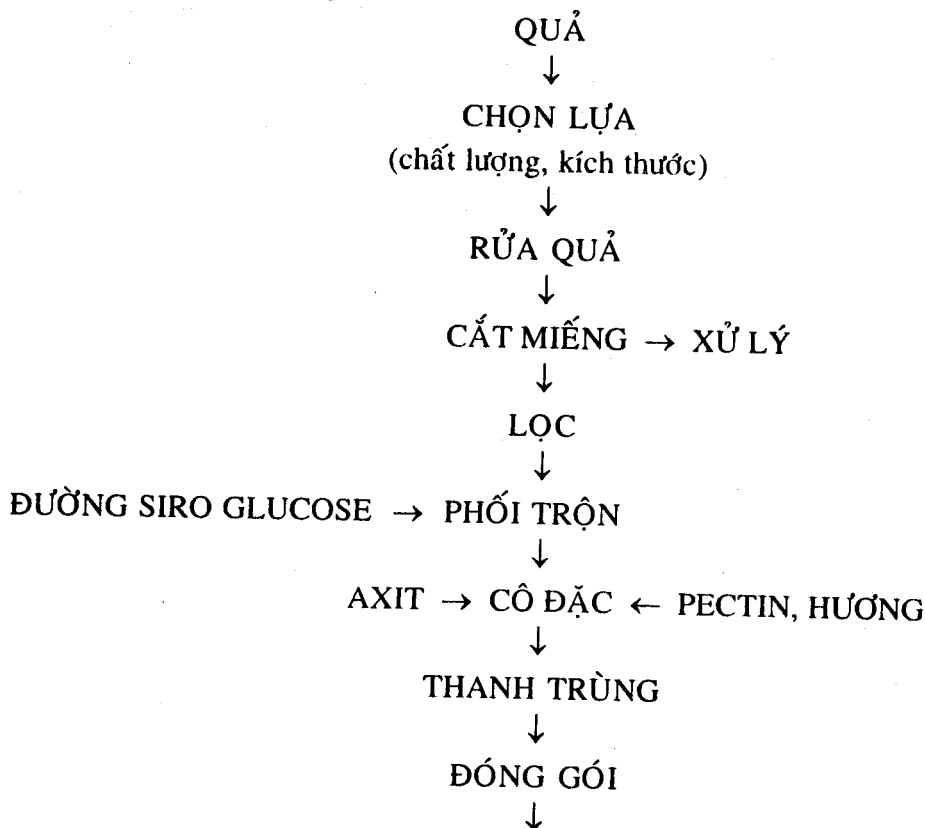
ĐT: 8299678-8299657 Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0092

**CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT MỨT TRÁI CÂY DẠNG PASTE
TỪ ĐƯỜNG TINH BỘT**

Mô tả TB/CN:

- Quy trình công nghệ:



LÀM NGUỘI
↓
DÁN NHÃN
↓
THÀNH PHẨM

- Năng suất: 1 tấn/ngày

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- Chế biến thực phẩm

Chào giá (tham khảo):

- Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 300 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

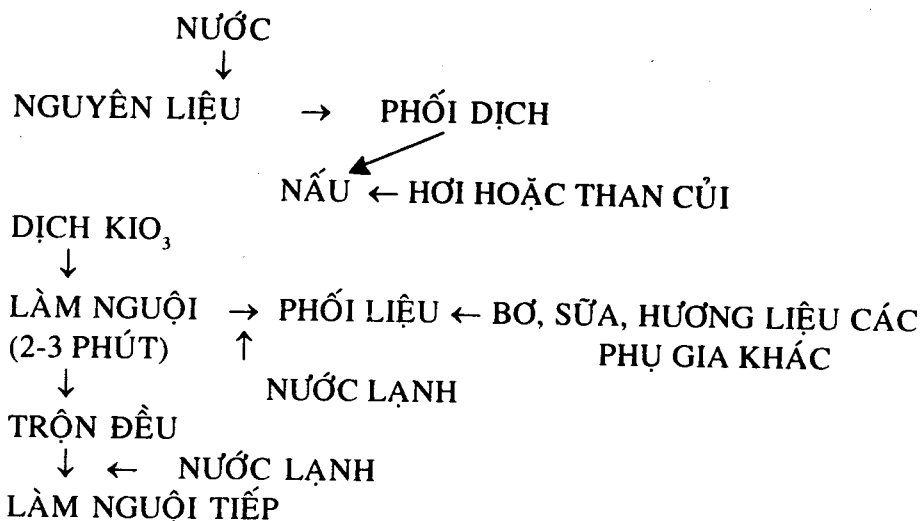
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

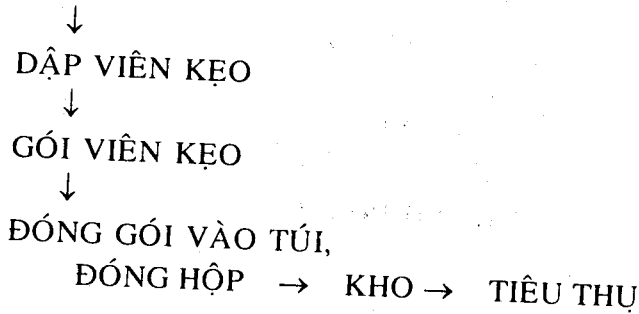
Mã số: VN99/0093

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT KEO I-ỐT

Mô tả TB/CN:

- Quy trình công nghệ:





- ♦ Sản phẩm được bổ sung iốt, có lợi cho sức khỏe, phù hợp tiêu chuẩn dinh dưỡng Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến bánh kẹo

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá thành sản phẩm có bổ sung iốt tăng không đáng kể (200 đ/kg) so với các sản phẩm thông thường

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

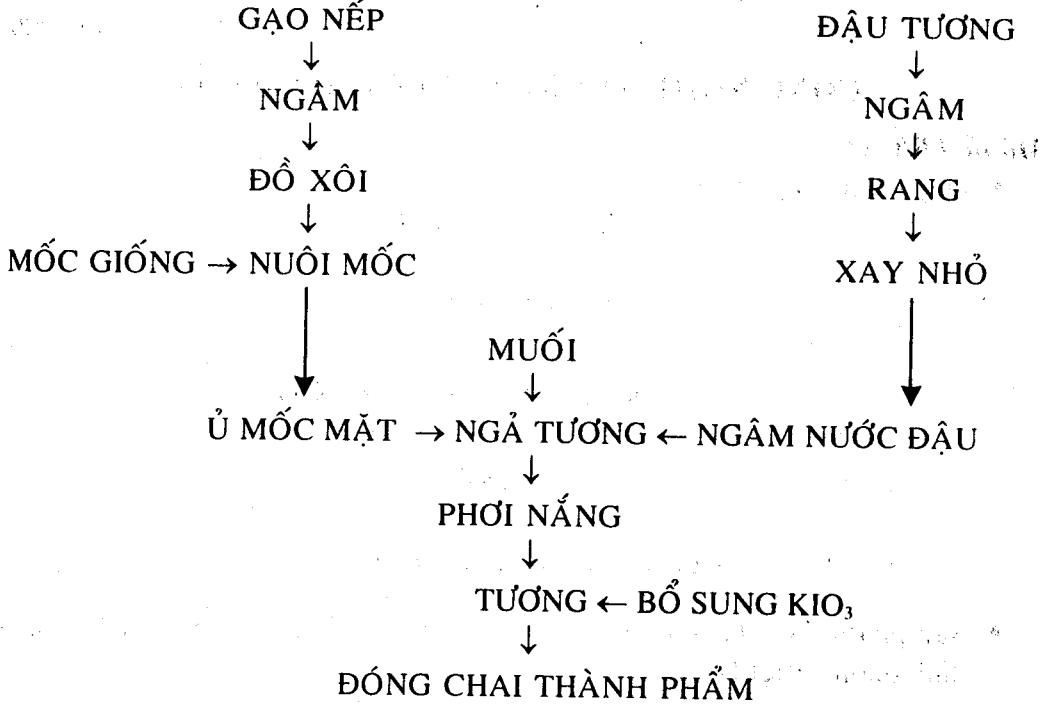
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0094

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT NƯỚC TƯƠNG I-ỐT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:



- ♦ Sản phẩm có bổ sung iốt, có lợi cho sức khỏe, phù hợp tiêu chuẩn dinh dưỡng Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm, nước chấm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá thành sản phẩm có bổ sung iốt tăng không đáng kể (200 đ/kg) so với các sản phẩm thông thường

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

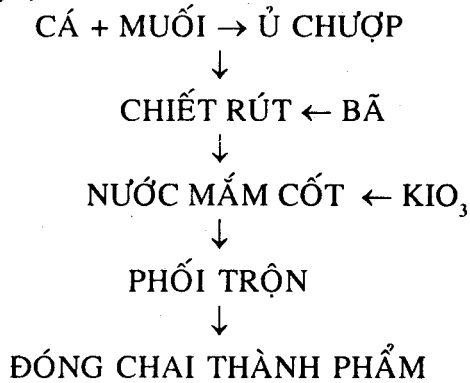
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0095

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT NƯỚC MẮM I-ỐT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:



- ♦ Sản phẩm được bổ sung iốt có lợi cho sức khỏe, phù hợp với tiêu chuẩn dinh dưỡng Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm, nước chấm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá thành sản phẩm có bổ sung iốt tăng không đáng kể (200 đ/kg) so với các sản phẩm thông thường

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

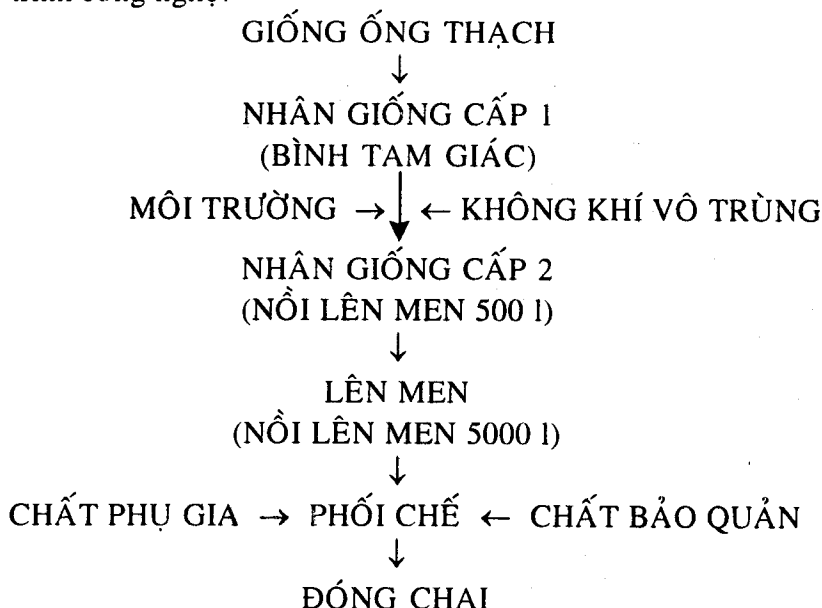
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0096

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT THUỐC TRỪ SÂU VI SINH (BT)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:



- ♦ Sản phẩm được tạo ra từ chủng vi khuẩn *Bacillus Thuringiensis* var *Kurstaki* 3a, 3b cùng với các phụ gia để gia tăng độ bám dính, chống tia tử ngoại mặt trời
- ♦ Sản phẩm đóng chai 500ml, ổn định hiệu lực trong 6 tháng. Giá thành 10.000 đ/chai 500 ml
- ♦ Năng suất: 100 Kg/ngày

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Bảo vệ thực vật

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Diệt được các loại sâu có pH đường ruột > 9 (sâu tơ, sâu xanh hại cải, sâu cuốn hại mía, v.v...) không gây độc hại cho người, động vật và các côn

trùng có ích

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 600 triệu (kể cả phí đào tạo)

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện. Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0097

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT BIA ĐEN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Bia sản xuất từ malt đen, gạo, hoa hublon theo qui trình lên men 2 giai đoạn (chính, phụ) bằng thiết bị lên men cục bộ
- ♦ Sản phẩm có giá trị dinh dưỡng cao, mùi vị thơm ngon đạt các chỉ tiêu cảm quan, hóa lý, vi sinh
- ♦ Sản phẩm đóng chai 330 ml và 450 ml thanh trùng bảo quản trên 6 tháng
- ♦ Năng suất: 3.000 lít/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm và nước giải khát

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chi phí sản xuất thấp, giá thành hạ (3.000 đ/lít) phù hợp qui mô sản xuất vừa và nhỏ
- ♦ Có thể sử dụng dây chuyền để sản xuất bia đen và các loại bia khác (bia vàng, bia tươi, bia hơi)

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 700 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0098

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT BIA THANH XUÂN

Mô tả TB/CN:

- Quy trình công nghệ:

MALT ĐẠI MẠCH



XAY NGHIÊN



HÒA BỘT



ĐƯỜNG HÓA



LỌC ÉP



NẤU HOA



LỌC BÃ HOA



LẮNG NÓNG, LÀM LẠNH NHANH



MEN GIỐNG → LÊN MEN Ủ BIA



LỌC TRONG



NẠP CO₂



ĐÓNG CHAI



BẢO QUẢN

GAO TÊ



XAY NGHIÊN



HÒA BỘT



DỊCH HÓA, NẤU CHÁO



Giới thiệu Thiết bị, Công nghệ trong nước

- Sản phẩm có hàm lượng diacetyl thấp nên khi uống không bị đau đầu. Giá sơ bộ: 1.500 đ/lít
- Năng suất: 1.000 lít/ngày

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 600 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

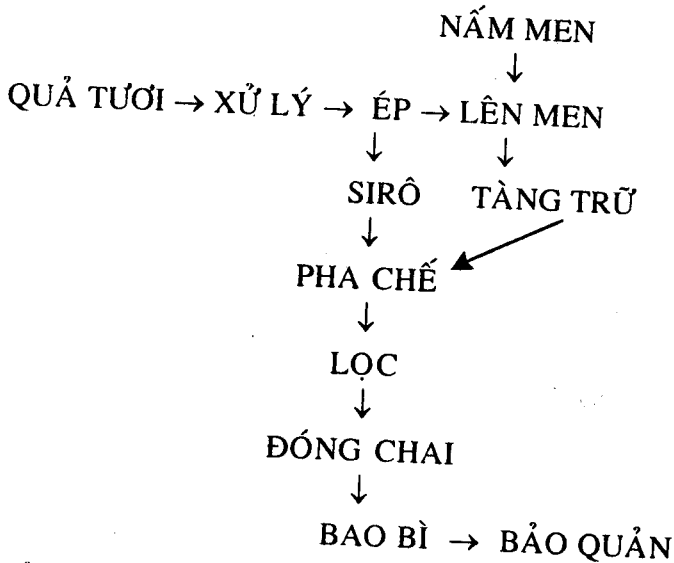
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0099

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT COCKTAIL BỐN MÙA

Mô tả TB/CN:

- Quy trình công nghệ:



- Sản phẩm được sản xuất từ các loại trái cây nhiệt đới, kích thích ngon miệng và kích thích tiêu hóa

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và nước giải khát

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

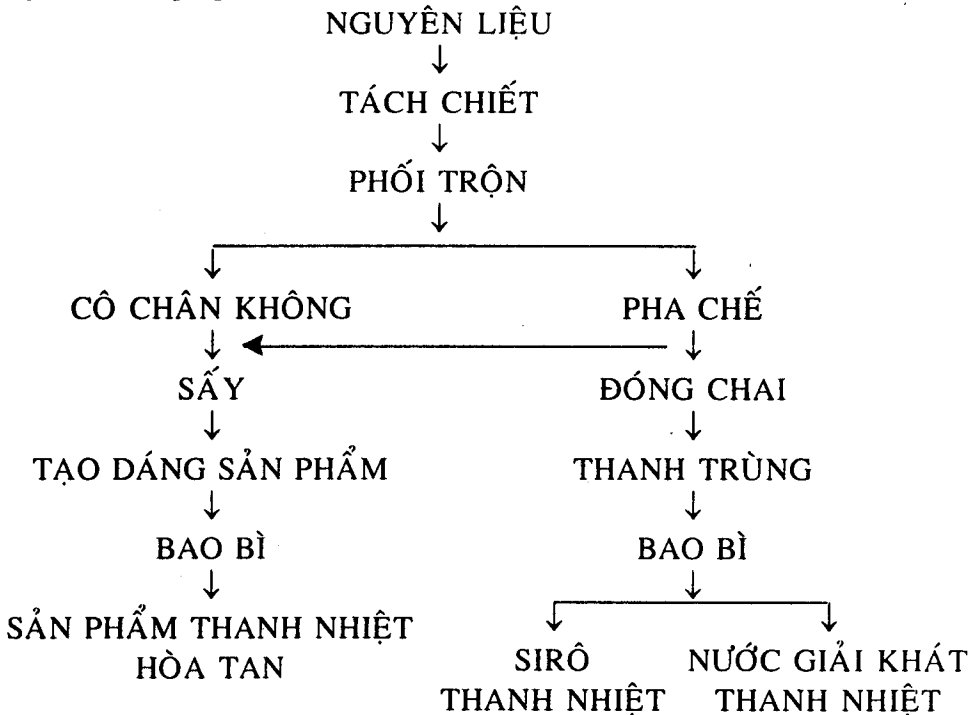
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0100

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT ĐỒ UỐNG THANH NHIỆT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:



- ♦ Thời gian bảo quản 6 tháng (sản phẩm đóng chai) và 24 tháng (sản phẩm hòa tan)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và nước giải khát

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Công nghệ lần đầu tiên sử dụng tại Việt Nam. Sản phẩm sử dụng nguyên liệu hoàn toàn tự nhiên, không thêm đường hay các chất bảo quản hóa học mà vẫn giữ nguyên được hương vị và màu sắc tự nhiên

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ License công nghệ
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm
Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng
Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0101

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT NƯỚC CAM TƯƠI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU (quả) → LỰA CHỌN → RỬA → BÓC VỎ → NGHIỀN
→ ÉP → TÁCH DỊCH QUẢ → PHỐI CHẾ (đường & phụ gia) → ĐỒNG
HÓA → CẮT RÓT HỘP → GHÉP NẮP → THANH TRÙNG → DÁN NHÃN
→ THÀNH PHẨM

- ♦ Sản phẩm: hàm lượng đường 120 g/l, hàm lượng axit < 2,5 g/l
- ♦ Sản phẩm ở dạng nước quả pha đường, không thịt quả, đóng trong bao bì nhựa ghép nắp nhôm
- ♦ Giá thành sơ bộ: 2.500 đ/hộp
- ♦ Năng suất: 6.000 hộp/ngày

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và nước giải khát

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 200 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0102

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT RƯỢU TRÁI CÂY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

NGUYÊN LIỆU (mơ, mận, mai, dứa, cam, nho) → LỰA CHỌN → LÀM SẠCH → ÉP → LÊN MEN CHÍNH → LỌC THÔ → LÊN MEN PHỤ → LƯU TRỮ → PHA CHẾ → LỌC → ĐÓNG CHAI → BAO BÌ → THÀNH PHẨM

- ♦ Sản phẩm: hàm lượng cồn: 11,5%, hàm lượng axit: 7 g/l, hàm lượng đường: 60 g/l
- ♦ Sản phẩm không sử dụng hóa chất bảo quản, đảm bảo an toàn thực phẩm. Có ứng dụng công nghệ sinh học để nâng cao giá trị dinh dưỡng và cảm quan của sản phẩm
- ♦ Năng suất: 1.000 lít/m³/15 ngày

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và nước giải khát

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 300 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng
Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0103

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT RƯỢU VANG NHO

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
QUẢ CÁC LOẠI → CHỌN LỌC RỬA SẠCH → ÉP QUẢ VÀ XỬ LÝ DỊCH QUẢ → CHUẨN BỊ MÔI TRƯỜNG LÊN MEN RƯỢU → LÊN MEN CHÍNH → LÊN MEN PHỤ, Ủ CHÍN RƯỢU → XỬ LÝ RƯỢU NON → LỌC TRONG → ĐÓNG CHAI → BẢO QUẢN
- ♦ Sản phẩm: hàm lượng cồn 11,5 - 12,5%, hàm lượng đường 50-80 g/l
- ♦ Sản phẩm có hương vị đậm đà, thơm dịu mùi trái cây
- ♦ Giá thành sơ bộ (kể cả vỏ hộp) chai 0,7 lít là 5.500 đ
- ♦ Năng suất: 50.000 chai/năm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và nước giải khát

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 120 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm
Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng
Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM
ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0104

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT RƯỢU CHAMPAGNE

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
QUẢ CÁC LOẠI → CHỌN LỌC RỬA SẠCH → ÉP QUẢ VÀ XỬ LÝ DỊCH QUẢ → CHUẨN BỊ MÔI TRƯỜNG LÊN MEN RƯỢU → LÊN

MEN CHÍNH → LÊN MEN PHỤ, Ủ CHÍN RƯỢU → XỬ LÝ RƯỢU
NON → LỌC TRONG → NẠP CO₂ → ĐÓNG CHAI → BẢO QUẢN

- ♦ Sản phẩm: Hàm lượng cồn 11,5 - 12,5%, hàm lượng đường 50 - 80 g/l, hàm lượng CO₂ 5 g/l
- ♦ Sản phẩm có hương vị đậm đà, thơm dịu của trái cây
- ♦ Giá thành sơ bộ cho chai 0,7 lít (có cả hộp) là 12.000 đ
- ♦ Năng suất: 50.000 chai/năm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và nước giải khát

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ License công nghệ
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị và công nghệ: 150 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0105

DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ VÀ CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT CÁC LOẠI RƯỢU VANG QUẢ (300.000 LÍT/NĂM)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

QUẢ TƯƠI → XỬ LÝ → ÉP → LÊN MEN → TÀNG TRỮ → PHA CHẾ
→ LỌC → ĐÓNG CHAI → BẢO QUẢN

- ♦ Thành phần: Rượu vang quả

Độ cồn: 14% v/v

Hàm lượng đường: 60,0 g/l

Hàm lượng axit: 7,0 g/l

Vitamin các loại

- ◆ Năng suất: 1000 lít/ngày
- ◆ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ◆ Công nghiệp chế biến nước giải khát

Ưu điểm của TB/CN:

- ◆ Tạo ra sản phẩm mới rượu vang quả có gas, lần đầu tiên được nghiên cứu và sản xuất ở Việt Nam
- ◆ Sản phẩm thích hợp cho việc pha chế cocktail cùng các loại siro hoa quả khác
- ◆ Bảo quản được nguyên liệu để chế biến sau mùa thu hoạch, đây chuyên thích hợp cho sản xuất nhiều loại vang quả

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ◆ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ◆ Nhân lực: 2 quản lý, 1 kỹ thuật, 7 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ◆ Bán TB/CN
- ◆ Chuyển giao bí quyết

Hình thức cung ứng:

- ◆ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ◆ Giá bán công nghệ: 50 triệu (kể cả phí đào tạo và phí chuyển giao bí quyết)
- ◆ Giá bán máy móc thiết bị: 990 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN99/0106

DÂY CHUYỀN XỬ LÝ, KHAI THÁC, CHẾ BIẾN CÁM GẠO THÀNH DẦU CÁM THỰC PHẨM VÀ KHÔ BÃ LÀM THỨC ĂN GIA SÚC

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ chế biến dầu:
CÁM → XỬ LÝ → BẢO QUẢN → KHAI THÁC DẦU CÁM THÔ
BẰNG ÉP VÍT LIÊN TỤC → THỦY HÓA → TRUNG HÒA → RỬA →
SẤY → TẨY MÀU → TẨY MÙI → DẦU THỰC PHẨM
- ♦ Quy trình công nghệ chế biến khô bã:
KHÔ BÃ SAU KHI TÁCH DẦU → CHẾ BIẾN PHỐI TRỘN THÀNH
THỨC ĂN GIA SÚC, GIA CẦM
- ♦ Năng suất: 2 tấn cám/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Các cơ sở xay xát nhỏ hoặc ở xa cơ sở chế biến có thể xử lý cám để bảo quản sau 30 ngày, cám vẫn có chỉ số axit thấp hơn 20 mg KOH/g dầu
- ♦ Bước đầu khai thác dầu cám khô bằng ép cơ học, bước tiếp là trích ly dầu cám bằng dung môi

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 50 triệu (kể cả phí đào tạo và chuyển giao bí quyết)
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 600 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: Nguyễn Kim Sơn - Chức vụ: Phân viện trưởng

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP. HCM

ĐT: 8299678-8299657 - Fax: 84-8-8226689

Mã số: VN01/0344

**DÂY CHUYỀN THIẾT BỊ VÀ CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT
RƯỢU VANG NẾP THAN 150 LÍT/MỀ**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

GAO NẾP THAN → VO SẠCH → NẤU CHÁO → XỬ LÝ DỊCH →
LỌC → LÊN MEN DỊCH LỌC → PHÔI CHẾ → LỌC → SẢN PHẨM
VÔ CHAI

- ♦ Thành phần độ cồn 15% V
- ♦ Năng suất: 150 lít/mề
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dây chuyền thích hợp cho sản xuất nhỏ rượu nếp than

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 50 kW, khí đốt: 5 Kg ga
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 250-300 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bí quyết
- ♦ Thiết bị sản xuất
- ♦ Chuyển giao công nghệ và thiết bị. Tùy theo đối tác căn cứ vào nhu cầu, khả năng khách hàng mà có hình thức chuyển giao phù hợp và hiệu quả

Hình thức cung ứng TB/CN:

- ♦ Tổng phân phối

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 20 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 170 triệu
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 5 triệu
- ♦ Nếu chuyển giao công nghệ ngoài TP. HCM chi phí chuyển giao công nghệ cộng thêm 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: TS. Nguyễn Đăng Diệp - Chức vụ: Nghiên cứu cao cấp

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP.HCM

ĐT: 8299678-0903324639 - Fax: 8226689

Mã số: VN01/0345

QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT MẠCH NHA VÀ ĐƯỜNG BÁNH GLUCOSE THEO PHƯƠNG PHÁP ENZYME

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

XỬ LÝ NGUYÊN LIỆU → HỒ HÓA DEXTRIN HÓA → ĐƯỜNG HÓA
→ LỌC → CÔ ĐẶC CHÂN KHÔNG THÀNH MẠCH NHA → KẾT
TINH THÀNH THỎI, MIẾNG ĐƯỜNG GLUCOSE

- ♦ Thiết bị, máy móc chủ yếu:

- Nồi hơi	: 1 cái
- Nồi 2 vỏ (V = 500 lít)	: 5 cái
- Máy lọc ép khung bản	: 1 cái
- Máy ly tâm	: 1 cái
- Thiết bị cô chân không 1000 lít	: 1-2 cái
- Thiết bị kết tinh	: 1 cái

- ♦ Năng suất: 500 Kg/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:

- Mạch nha: + Hàm lượng đường: 80%
+ DE: 45
+ Màu vàng sáng, dẻo quánh
- Đường bánh: + Hàm lượng đường: 85-90%
+ DE: 60

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Làm bánh kẹo
- ♦ Đường bánh để uống với cà phê

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ đơn giản
- ♦ Máy móc, thiết bị sản xuất trong nước
- ♦ Phù hợp với vùng có nhiều khoai mì, công nghiệp địa phương

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: TS. Nguyễn Đăng Diệp - Chức vụ: Nghiên cứu cao cấp

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP.HCM

ĐT: 8299678-0903324639 - Fax: 8226689

Mã số: VN01/0346

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT PECTIN TỪ VỎ HOA QUẢ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

XỬ LÝ NGUYÊN LIỆU (vỏ hoa quả) → GIA NHIỆT, LÀM KHÔ →
XAY NGHIÊN → XỬ LÝ HÓA CHẤT, GIA NHIỆT NƯỚC, LỌC LẤY
DỊCH → KẾT TỦA PECTIN → LỌC LẤY PECTIN → SẤY KHÔ →
XAY NGHIÊN THÀNH BỘT

- ♦ Thiết bị, máy móc chủ yếu:

- Máy xay nghiền thô : 1 cái
- Thiết bị 2 vỏ gia nhiệt bằng inox : 1 cái
- Thiết bị trao đổi ion, xử lý nước cứng : 1 cái
- Máy ly tâm : 1 cái
- Máy sấy : 1-2 cái
- Máy xay mịn : 1 cái

- ♦ Năng suất: 10-20 Kg/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ ẩm: 12%
 - Hàm lượng Pectin: 60%
 - Cảm quan: bột màu vàng sáng, có mùi thơm của vỏ hoa quả

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sử dụng trong chế biến hoa quả
- ♦ Sản xuất mứt hoa quả các loại
- ♦ Mứt thạch dừa

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ đơn giản
- ♦ Nguyên liệu dễ kiếm, giá thành hạ
- ♦ Thay thế cho nhập ngoại như hiện nay

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: TS. Nguyễn Đăng Diệp - Chức vụ: Nghiên cứu cao cấp

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP.HCM

ĐT: 8299678-0903324639 - Fax: 8226689

Mã số: VN01/0347

QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT NƯỚC CHUỐI ĐÓNG CHAI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
XỬ LÝ NGUYÊN LIỆU (làm sạch, bóc vỏ) → XAY NGHIỀN → KHỬ PECTIN, TANIN → LY TÂM (lọc thô) → LỌC TINH → ĐIỀU VỊ → ĐÓNG, VỎ CHAI, ĐÓNG NÚT, CÓ THỂ HẤP THỤ CO₂ → THANH TRÙNG → BẢO QUẢN THÀNH PHẨM

Có thể sử dụng nước chuối này để cô chần không thành nước chuối cô đặc

- ♦ Thiết bị, máy móc chủ yếu:
 - Máy nghiền : 1 cái
 - Máy khuấy trộn : 1 cái

- Máy ly tâm : 1 cái
- Máy lọc định : 1 cái
- Máy vô chai, đóng nút : 1 bộ
- Thiết bị hấp thanh trùng : 1 cái
- ♦ Năng suất: 150-200 lít/ca
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Hàm lượng đường: 10-11%
 - Hàm lượng axit: 1 g/lít
 - Cảm quan: + trong suốt, màu vàng sáng
+ mùi vị đặc trưng của chuối

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sản xuất nước uống từ hoa quả
- ♦ Sản xuất rượu vang từ hoa quả

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ đơn giản
- ♦ Thiết bị, máy móc tự sản xuất trong nước phù hợp với công nghiệp địa phương

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: TS. Nguyễn Đăng Diệp - Chức vụ: Nghiên cứu cao cấp

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP.HCM

ĐT: 8299678-0903324639 - Fax: 8226689

Mã số: VN01/0348

**QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT RƯỢU VANG
NẾP THAN (NẾP CẨM) BẰNG PHƯƠNG PHÁP SINH HỌC
VỚI QUI MÔ NHỎ PHÙ HỢP VỚI CÔNG NGHIỆP ĐỊA PHƯƠNG**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

XỬ LÝ NGUYÊN LIỆU (nếp than) → DEXTRIN HÓA → ĐƯỜNG HÓA
→ LÊN MEN CHÍNH → LÊN MEN PHỤ → LỌC → ĐÓNG CHAI →
BẢO QUẢN THÀNH PHẨM

- ♦ Thiết bị, máy móc chủ yếu: công suất 50 - 100 lít/ngày

- Máy xay nghiền : 1 cái
- Thiết bị gia nhiệt 2 vỏ inox (150 lít) : 1 cái
- Máy ly tâm 1.500 vòng/phút, bằng inox : 1 cái
- Tủ lạnh 150 lít : 1 cái
- Phòng lạnh nhiệt độ: 15 - 20°C : 1 cái (15m²)
- Máy ép lọc khung bản : 1 cái
- Thiết bị vô chai : 1 cái
- Can 30 lít bằng PE : 50 cái
- Thiết bị nhân giống men : 1 bộ
- ♦ Năng suất: 100-150 lít/ngày
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là:
 - Độ rượu (ethylic): 15^o
 - Hàm lượng đường: 6-7%
 - Hàm lượng axit: 2-3 g/lít
 - Cảm quan: trong suốt, màu hồng sẫm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sản xuất rượu các loại

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Rút ngắn được thời gian sản xuất
- ♦ Chất lượng ổn định, không phụ thuộc thời tiết
- ♦ Tài sản cố định ít khoảng 80 - 100 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phân viện Công nghiệp Thực phẩm

Người liên hệ: TS. Nguyễn Đăng Diệp - Chức vụ: Nghiên cứu cao cấp

Địa chỉ: 58 Nguyễn Bình Khiêm, Q1, TP.HCM

ĐT: 8299678-0903324639 - Fax: 8226689

PHÒNG ĐIỆN TỬ ỨNG DỤNG - PHÂN VIỆN VẬT LÝ TP.HCM

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 ; Fax: 8234236

Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Trưởng phòng: Dương Minh Trí

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0109

MÁY ĐẾM GIỌT CHẤT LỎNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Chỉ thị số: 4 số đếm LED
- ♦ Phương pháp đếm: quang học
- ♦ Đặt thời gian đếm chính xác từ 1 giây đến 99 phút 59 giây
- ♦ Nguồn điện: 220V - 50 Hz

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Hóa học, y dược, chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có thể đếm nhiều loại giọt chất lỏng khác nhau, kể cả những giọt trong suốt như nước
- ♦ Có thể dùng thiết bị để đếm số sản phẩm, số vòng quay

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 2,4 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Phạm Minh Tiến

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN00/0022

THIẾT BỊ PHÁT OZON (O₃) DÙNG ĐỂ THANH TRỪNG NƯỚC VÀ KHÔNG KHÍ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qua một điện trường cao thế thích hợp, oxy (O₂) trong không khí sẽ chuyển thành Ozon (O₃)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Thanh trùng nước uống, nước sinh hoạt, rửa sạch hải sản trước khi đóng gói. Thanh trùng không khí, khử mùi hôi phòng làm việc

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Hoàn toàn thay thế Chlorine (Cl) trong khâu thanh trùng
- ♦ Không gây ô nhiễm môi trường (O₃ sẽ biến thành O₂ sau một thời gian ngắn)
- ♦ Thích hợp với điều kiện nóng ẩm ở Việt Nam

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 50-90 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Nguyễn Đăng Lương - Chuyên viên công nghệ

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133

THIẾT BỊ ĐO NHIỆT ĐỘ NHIỀU KÊNH

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dải đo nhiệt độ từ -50°C đến $+150^{\circ}\text{C}$
- ♦ Nguồn điện 220 VAC
- ♦ Hiển thị chỉ số LED
- ♦ Thiết bị có nhiều kênh đo (10 kênh hay hơn)
- ♦ Chuyển kênh đo bằng tay hay tự động
- ♦ Đo từ xa, dây nối có thể kéo dài hơn 50 m
- ♦ Đầu đo có thể nhúng hoàn toàn vào chất lỏng
- ♦ Độ phân giải $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$
- ♦ Độ chính xác $\pm 1,5^{\circ}\text{C}$
- ♦ Cảm biến loại bán dẫn được sản xuất tại Mỹ
- ♦ Có thể thiết kế theo module công nghiệp, đã có biện pháp chống nhiễu
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng đo nhiệt độ, quan sát sự thay đổi nhiệt độ ở nhiều lò sấy, nhiều kho đông lạnh khác nhau cùng một lúc và tại văn phòng

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Độ tin cậy cao đã đưa vào sử dụng nhiều nơi trong công nghiệp
- ♦ Khi hư hỏng có thể sửa chữa trong vòng 24 giờ
- ♦ Dải đo có thể đo với nhiệt độ cao hơn theo yêu cầu người sử dụng. Trường hợp này sẽ dùng loại cảm biến khác

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: tùy theo thỏa thuận
- ♦ Chi tiết khác: bảo hành 6 tháng

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng - Phân viện Vật lý

Người liên hệ: Dương Minh Trí - Chức vụ: Trưởng phòng

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP.HCM

ĐT: 8224890 - Fax: 8234133 - Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN00/0028

THIẾT BỊ ĐO pH 1299

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết bị là loại đo hiện số cầm tay, gọn nhẹ
- ♦ Chỉ thị LCD cao 13 mm, hiện số
- ♦ Nguồn điện 9 VDC hay (theo yêu cầu) điện 220 VAC
- ♦ Máy có thể hoạt động liên tục 24/24 giờ
- ♦ Điện cực rời của hãng Scientific Instruments (Mỹ)
- ♦ Núm bấm tắt mở điện phẳng trên bề mặt thiết bị
- ♦ Có chế độ tắt điện sau vài phút để tiết kiệm pin
- ♦ Độ phân giải 0,01 pH
- ♦ Dây đo nối từ điện cực đến thiết bị đo có thể kéo dài vài mét
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đo độ pH, độ chua trong các dung dịch, hóa chất

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Loại thiết bị đo pH (kiểu cây bút) trị số đo không chính xác, rất mau hỏng và khi hỏng không thể sửa chữa được. Loại có chất lượng giá rất cao. pH 1299 đạt tiêu chuẩn kỹ thuật nước ngoài, độ tin cậy độ chính xác cao, giá rẻ
- ♦ Khi hư hỏng có thể sửa chữa trong vòng 24 giờ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 1,2 triệu

- ♦ Chi tiết khác: bảo hành 1 năm cho thiết bị đo. Điện cực bảo hành 4 tháng (Thường điện cực bị hư là do bất cẩn của người sử dụng. Nếu bảo quản tốt điện cực của thiết bị đo pH 1299 có thể dùng rất lâu)

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng - Phân viện Vật lý

Người liên hệ: Dương Minh Trí - Chức vụ: Trưởng phòng

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP.HCM

ĐT: 8224890 - Fax: 8234133 - Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN00/0029

MÁY ĐO pH/REDOX (pH-62K)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dải đo: 0 - 14 pH
- ♦ Chỉ thị số: tinh thể lỏng LCD cao 13mm
- ♦ Nguồn điện: pin 9V hay điện lưới 220V xoay chiều
- ♦ Loại máy đo cầm tay
- ♦ Điện cực thủy tinh rời của hãng Sentek (Anh)
- ♦ Máy có thể đo pH và thế oxy hóa khử Redox (mV)
- ♦ Bù trừ nhiệt độ (Temperature compensation): 0 - 100°C
- ♦ Độ chính xác: - (pH) $\pm 0,02$ pH
- (mV) $\pm 2\%$ trị số đo
- ♦ Công suất: với pin 9V có thể dùng liên tục 200 giờ
- ♦ Tổng trở ở ngõ vào máy đo khoảng $10^{12} \Omega$
- ♦ Nhiệt độ môi trường của máy đo: 0 - 45°C
- ♦ Kích thước: 150 x 86 x 30 mm
- ♦ Trọng lượng: 300 g

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm, hóa học, sinh học, môi trường

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đạt độ chính xác rất cao ($\pm 0,02$ pH)
- ♦ Gọn nhẹ
- ♦ Giá rẻ và bền

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 2,4 - 2,9 triệu tùy loại điện cực

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Dương Minh Trí - Chức vụ: Trưởng phòng

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN01/0211

THIẾT BỊ ĐO, GHI NHIỆT ĐỘ 8 KÊNH KẾT NỐI MÁY TÍNH 8C-TMR-601

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dải đo nhiệt độ: từ -40°C đến 130°C
- ♦ Độ phân giải: 0,1°C
- ♦ Độ chính xác: $\pm 0,5^\circ\text{C}$
- ♦ Cảm biến nhiệt độ: KTY-10 (Siemens - Đức)
- ♦ Đầu đo: bằng inox, có thể nhúng hoàn toàn trong chất lỏng
- ♦ Dây đo: 5 m
- ♦ Điện nguồn: 220 V, 50 Hz
- ♦ Kết nối máy tính qua cổng nối tiếp (cổng COM)
- ♦ Độ phân giải của bộ biến đổi A/D: 12 bit
- ♦ Phần mềm đi kèm thiết bị: chọn kênh đo, chọn thời gian và nhịp ghi số liệu dễ dàng, hiển thị số đo nhiệt độ trên màn hình máy tính, vẽ đồ thị nhiệt độ của các kênh theo thời gian, lưu số liệu đo nhiệt độ vào tập tin *.txt có thể nhúng vào các phần mềm xử lý số liệu khác (như Microsoft Excel), in kết quả ghi nhiệt độ và các thông số ghi kèm theo...

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đo và ghi nhiệt độ tại các lò sấy chuối, sấy men vi sinh, lò ấp trứng, kho lúa dự trữ quốc gia, bể nuôi tôm, kho đông lạnh, v.v... đáp ứng nhiều yêu cầu khác nhau của nhiều ngành công nghiệp, chế biến thực phẩm, nuôi trồng bảo quản thủy hải sản, y dược, phòng thí nghiệm, môi trường, khí tượng thủy văn

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Hoạt động ổn định, độ tin cậy cao
- ♦ Đo và ghi nhiệt độ tại nhiều nơi cùng một lúc
- ♦ Có thể kéo dài dây đo hơn 50 m
- ♦ Đầu đo có thể thiết kế tùy theo yêu cầu người sử dụng
- ♦ Lưu hồ sơ số liệu đo nhiệt độ, in ấn kết quả thu ghi nhiệt độ dễ dàng
- ♦ Có thể hợp đồng với người sử dụng để thực hiện chế tạo các thiết bị kết nối với máy tính để đo và ghi các đại lượng vật lý chuyển đổi được thành tín hiệu điện như: nhiệt độ ở những dải đo khác cao hơn với loại cảm biến khác, độ ẩm, độ dẫn điện dung dịch, độ mặn, độ pH, cường độ từ trường, tốc độ gió, v.v...

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Thiết bị và phần mềm mới được thực hiện hoàn chỉnh

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 8,9 triệu (gồm I/O modul, 8 đầu đo và phần mềm, chưa tính 5% thuế GTGT)
- ♦ Chi tiết khác: bảo hành 1 năm

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng - Phân viện Vật lý

Người liên hệ: Phạm Minh Tiến

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP.HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN01/0349

THIẾT BỊ ĐO NHIỆT ĐỘ HIỆN SỐ DTM-A01

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết bị là loại gọn nhẹ cầm tay
- ♦ Nguồn điện với pin 9V hay điện lưới 220 VAC, có thể hoạt động liên tục 24/24 giờ
- ♦ Chỉ thị hiện số tinh thể lỏng LCD cao 13 mm
- ♦ Cảm biến nhiệt độ là loại cặp nhiệt điện Typ K sản xuất tại Đức
- ♦ Đầu đo có thể nhúng vào chất lỏng
- ♦ Độ phân giải 0,1°C.
- ♦ Độ chính xác ±1°C
- ♦ Dải đo từ -65°C đến 1150°C chia 2 thang đo: -65°C đến +199,9°C
-65°C đến +1150°C
- ♦ Ngõ ra analog
- ♦ Máy có thể thiết kế theo module công nghiệp, hiện số LED (thích hợp nơi ít ánh sáng). Dây đo cặp nhiệt điện có thể kéo dài tùy theo yêu cầu người sử dụng
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng trong công nghiệp tất cả cần đo điện độ từ -65°C đến 1150°C

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Độ tin cậy, chính xác rất cao
- ♦ Khi hư hỏng có thể sửa chữa trong vòng 24 giờ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 1,5 - 1,8 triệu (tùy đầu đo)
- ♦ Chi tiết khác: bảo hành 1 năm

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM
Người liên hệ: Dương Minh Trí - Chức vụ: Trưởng phòng
Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM
ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN01/0350

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ OZONE VIOZONA XỬ LÝ KHÍ THẢI CÔNG NGHIỆP

Mô tả TB/CN:

- ♦ Công nghệ xử lý khí thải công nghiệp (có mùi và độc hại, gây ô nhiễm môi trường) gồm các thành phần như NH₃, SO₂, H₂S, NO, NO₂, hoặc các dung môi hữu cơ ở xưởng nhuộm:
HÚT GOM KHÍ (có chỉ số bay hơi cao, không thể hoặc ít khả năng hòa tan) → LỌC BỤI → ĐIỀU PHỐI LƯU TỐC DÒNG KHÍ → PHỐI VÀO BUỒNG PHẢN ỨNG → CHUYỂN KHÍ (có chỉ số bay hơi thấp, khả năng hòa tan triệt để) QUA THÁP HẤP THỤ (hoặc hấp phụ) → XỬ LÝ (hoặc thu hồi) DỊCH HÒA TAN → KHÍ SẠCH
- ♦ Thiết bị phát ozone (O₃) VIOZONA là một tổ hợp gồm các công đoạn:
XỬ LÝ KHÍ ĐẦU VÀO (khử bụi, ẩm) → ĐỊNH LƯỢNG KHÍ → TẠO PHÂN TỬ OZONE (bằng điện trường corona chuẩn) → CHUYỂN KHÍ OZONE VÀO VÙNG PHẢN ỨNG (ozona hoặc ozonit)
- ♦ Năng suất: tùy thuộc lượng khí thải cần xử lý, từ 20.000 - 80.000 m³/giờ hoặc cao hơn

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xử lý khí thải công nghiệp - bảo vệ môi trường trong các ngành:
 - Chế biến cao su và mủ latex
 - Thuộc da
 - Nhuộm, hồ, nhuộm trong công nghệ dệt
- ♦ Xử lý nước:
 - Nước cấp sinh hoạt (thanh trùng, khử độc tố)
 - Nước tinh khiết
 - Nước thải (khử trùng, khử độc tố)
 - Nước công nghệ: chế biến dược phẩm, thực phẩm, y khoa, sinh học (thanh trùng, khử độc tố, tẩy màu, khử mùi), điều chế chất bán dẫn trong công

nghiệp điện tử (khử, loại tạp chất có hại)

- ♦ Sử dụng trong công nghệ tổng hợp các hợp chất hóa học, tẩy màu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Là giải pháp công nghệ xử lý khí thải công nghiệp mới chưa được triển khai trong nước
- ♦ Không sử dụng hóa chất đắt tiền và gây tác hại môi trường, tinh giản công đoạn và đa năng trong xử lý
- ♦ Hiệu quả cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử (xử lý khí thải)
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ (thủy sản)

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 - 12 kW
- ♦ Nguyên liệu: những hóa chất thông thường, rẻ tiền, sản xuất trong nước
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: khoảng 10 m² có mái, tường, riêng biệt (tùy thuộc vào lượng và quy mô sử dụng)
- ♦ Các thông số khác: tùy thuộc vào quy mô và công nghệ sử dụng chuyên biệt

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ Tư vấn kỹ thuật

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp
- ♦ Hợp tác đại lý độc quyền

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: từ 90 triệu trở lên (tùy loại và cỡ)
- ♦ Chi tiết khác: giá tùy thuộc vào qui mô, mức độ phức tạp, địa điểm lắp đặt. Chuyển giao công nghệ bao gồm: dự toán, thiết kế, chế tạo, lắp đặt, tư vấn và hướng dẫn vận hành. Thiết bị được bảo hành 12 tháng và bảo trì vĩnh viễn

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng - Phân viện Vật lý

Người liên hệ: Nguyễn Đăng Lương - Chức vụ: Chuyên viên công nghệ

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP.HCM

ĐT: 8224890 - Fax: 8234133

Mã số: VN01/0351

MÁY ĐO VÀ KHỐNG CHẾ pH (pH Controller 62K)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dải đo và khống chế: 0 ... 14 pH
- ♦ Chỉ thị số: tinh thể lỏng LCD cao 13 mm
- ♦ Nguồn điện: 220 VAC
- ♦ Loại máy để bàn hoặc gắn vào tường, thiết bị
- ♦ Điện cực thủy tinh lỏng Sentek (Anh)
- ♦ Bù trừ nhiệt: 0 ... 100°C
- ♦ Độ chính xác pH = $\pm 0,02$

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm, hóa học, môi trường...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đạt độ chính xác cao ($\pm 0,02$ pH)
- ♦ Hậu mãi chu đáo
- ♦ Giá rẻ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 3,5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Nguyễn Thới Hòa

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

Mã số: VN01/0370

MÁY ĐO NHIỆT ĐỘ HIỆN SỐ DTM - 092K

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dải đo nhiệt độ: từ -50°C đến $+150^{\circ}\text{C}$
- ♦ Chỉ thị số: tinh thể lỏng LCD cao 13 mm
- ♦ Đầu đo bán dẫn thiết kế theo yêu cầu người sử dụng (ví dụ: dây đo có thể dài trên 20 m)
- ♦ Độ phân giải: $0,1^{\circ}\text{C}$
- ♦ Nguồn điện: pin 9V
- ♦ Loại máy đo: cầm tay

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến và bảo quản thực phẩm, các ngành hóa sinh

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Độ chính xác cao
- ♦ Gọn nhẹ
- ♦ Giá rẻ và bền

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: từ 1-1,2 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Dương Minh Trí - Chức vụ: Trưởng phòng

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

THIẾT BỊ ĐO VÀ KHỐNG CHẾ NHIỆT ĐỘ TC-0005R

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dải đo từ -55°C đến $+150^{\circ}\text{C}$
- ♦ Dải khống chế: 40°C đến $+150^{\circ}\text{C}$
- ♦ Độ phân giải $\pm 0,1^{\circ}\text{C}$
- ♦ Độ chính xác $\pm 1^{\circ}\text{C}$
- ♦ Có núm chỉnh nhiệt độ cần khống chế
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đo và khống chế nhiệt độ cho các lò sấy, bể chất lỏng...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Nhờ dùng linh kiện bán dẫn để khống chế nhiệt độ (so với các nơi khác dùng rơle) nên nhiệt độ khống chế có thể chính xác thấp hơn $\pm 1^{\circ}\text{C}$
- ♦ Mạch điện tử đặc biệt (zero switching IC) chỉ cho ngắt điện khi điện thế gần về zero, không gây nhiễu điện, đáp ứng tiêu chuẩn chống nhiễu quốc tế

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: khoảng 1,9 triệu
- ♦ Chi tiết khác: bảo hành 6 tháng

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Dương Minh Trí - Chức vụ: Trưởng phòng

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

MÁY ĐO ĐỘ DẪN ĐIỆN DUNG DỊCH SCM-2000A

Mô tả TB/CN:

Máy có 3 dải đo:

1. Từ 0 đến 199,9 $\mu\text{S}/\text{cm}^2$
 2. Từ 0 đến 1999 $\mu\text{S}/\text{cm}^2$
 3. Từ 0 đến 19,99 mS/cm^2
- ♦ Chỉ thị số: tinh thể lỏng LCD cao 13 mm
 - ♦ Nguồn điện: pin 9V
 - ♦ Loại máy đo: cầm tay
 - ♦ Đầu đo dùng điện cực graphit loại siêu sạch
 - ♦ Ngõ ra analog

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Hóa học, sinh học, chế biến thực phẩm, y dược

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Độ chính xác cao tương đương máy ngoại nhập
- ♦ Gọn nhẹ, bền, giá rẻ
- ♦ Đầy đủ linh kiện để thay thế, sửa chữa nhanh chóng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 2 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Phòng Điện tử Ứng dụng, Phân viện Vật lý TP. HCM

Người liên hệ: Nguyễn Thới Hòa

Địa chỉ: 01 Mạc Đĩnh Chi, Q1, TP. HCM

ĐT: 8224890 – Fax: 8234133 – Email: dtud@hcmc.netnam.vn

TRUNG TÂM CÔNG NGHỆ MỚI ALFA

Địa chỉ VP: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám,

Phường 7, Quận Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868-9702683-8422073

Fax: 9700868-8298540

Email: alfa@hcm.vnn.vn

Giám đốc: ThS. Lê Thượng Mãn

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0001

MÁY LIÊN HOÀN CHIẾT RÓT, ĐÓNG NẮP, DÁN MÀNG CO

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dây chuyền tự động rửa, chiết, đóng nắp và dán màng co cho các loại chai có dung tích từ 0,5 lít đến 1,5 lít

- ♦ Quy trình sản xuất:

MÁY RỬA CHAI → MÁY CHIẾT → MÁY ĐÓNG NẮP → MÁY MÀNG CO

- ♦ Máy rửa chai vận hành theo từng mẻ

- ♦ Máy chiết vận hành liên tục

- ♦ Năng suất: 1.000 chai/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Nước tinh khiết đóng chai

- ♦ Thực phẩm đóng chai

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá đầu tư thấp (bằng 1/3 hệ thống ngoại nhập)
- ♦ Giảm số lượng công nhân sản xuất
- ♦ Giảm tỉ lệ phế phẩm
- ♦ Giảm giá thành sản phẩm
- ♦ Tăng năng suất lao động

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 70 triệu (bán tự động), 100 triệu (tự động)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN99/0002

MÁY XÁT LÁT CÁC LOẠI CỬ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy được chế tạo theo nguyên lý cắt liên tục
- ♦ Thùng chứa đứng yên, mâm cắt quay liên tục. Trên mâm cắt gồm 3 lưỡi dao cắt được bố trí đều, nhằm tạo cho moment cắt được ổn định
- ♦ Mâm cắt được bố trí nâng đứng, thùng chứa nằm ngang có máng đưa nguyên liệu vào
- ♦ Mô tơ kéo chuyển động quay chính, công suất 1HP, có giảm tốc
- ♦ Thiết bị được chế tạo bằng vật liệu inox
- ♦ Có cơ cấu điều chỉnh dao cắt để đạt được độ dày mỏng từ 0,5 - 5 mm
- ♦ Năng suất: 30 kg/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến rau quả thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Bảo đảm được yêu cầu vệ sinh thực phẩm
- ♦ Tăng năng suất sản xuất
- ♦ Cơ cấu đơn giản, phụ tùng dễ thay thế

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 15 triệu/máy (20 kg/giờ)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q. Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN99/0003

MÁY RANG CÀ PHÊ BÁN TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết bị dùng để rang cà phê đã được sơ chế và phơi khô
- ♦ Thiết bị rang bao gồm:
 - Thùng rang dạng cầu bằng inox, D = 1.000 mm, được đặt phía trên bếp ga cung cấp nhiệt và đặt bên trong buồng đốt
 - Bếp ga cung cấp nhiệt cho thùng rang và được điều chỉnh, tự động cấp ga thông qua bộ điều khiển nhiệt độ và cơ cấu van tiết lưu khí
 - Động cơ và hệ thống điện, điều khiển toàn bộ quá trình rang như tốc độ quay, thời gian, nhiệt độ
- ♦ Năng suất: 70 - 100 kg/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Ngành chế biến cà phê
- ♦ Ngành chế biến thức ăn gia súc
- ♦ Một số ngành thực phẩm khác

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tăng năng suất lao động, giảm thời gian của quá trình rang
- ♦ Giảm giá thành sản phẩm cho nhà đầu tư
- ♦ Thao tác đơn giản, giảm được thời gian làm việc trong môi trường nóng
- ♦ Tự động hóa một số khâu vận hành phức tạp trong qui trình, do đó sẽ đạt

được độ ổn định của sản phẩm sau khi rang

- ♦ Không tỏa nhiệt ra môi trường xung quanh nhờ có lớp cách nhiệt
- ♦ Tiết kiệm được một lượng lớn nhiên liệu (chỉ 2 kg gas/mẻ/100 kg sản phẩm)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Liên doanh sản xuất

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 28 triệu/máy (70 kg/giờ); 40 triệu/máy (100 kg/giờ)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN99/0004

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT THỨC ĂN VIÊN CHO TÔM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất:

NGHIÊN THÔ → NGHIÊN TINH → TẠO ẨM → TRỘN → ÉP ĐÙN
TỰ PHÁT NHIỆT → LÀM MÁT → CẮT → SẤY

- ♦ Năng suất: 200 kg/giờ
- ♦ Sản phẩm có độ đậm cao (35%), độ rã thức ăn trong nước từ 4-7 giờ
- ♦ Thức ăn được tiệt trùng tránh mầm bệnh, bề mặt sản phẩm bóng và có mùi hấp dẫn

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Nuôi tôm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá đầu tư thấp
- ♦ Giá thành thức ăn rẻ (khoảng 1/3 so với thức ăn ngoại nhập)
- ♦ Tỷ trọng tương đương với thức ăn ngoại nhập

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 150 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 301 Cách Mạng Tháng Tám, Q. Tân Bình, TP. HCM

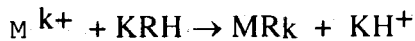
ĐT: 9700868 - Fax: 8640252-8298540

Mã số: VN00/0139

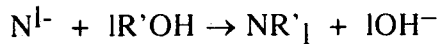
HỆ THỐNG TRAO ĐỔI ION VÀ LÀM MỀM NƯỚC

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nước nguồn có hàm lượng ion cao được bơm qua cột lọc cation, có chứa nhựa trao đổi ion Cationit RH. Ion dương được giữ lại theo phản ứng:



- ♦ Nước đã loại bỏ ion dương được tiếp tục đưa sang cột lọc anion, có chứa nhựa trao đổi ion Anionit R'OH. Ion âm được giữ lại theo phản ứng:



- ♦ Nước ra khỏi thiết bị có hàm lượng ion nằm trong tiêu chuẩn
- ♦ Công suất: từ 200 lít/giờ đến 50.000 lít/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Có thể điều chỉnh các chỉ tiêu kỹ thuật theo yêu cầu

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Loại bỏ các ion gây hại trong nước nguồn (hộ gia đình, khu dân cư hoặc nhà máy sản xuất), làm mềm nước lò hơi

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gọn gàng, dễ thao tác
- ♦ Hiệu suất xử lý cao (hơn 80%)
- ♦ Thời gian sử dụng vật liệu lâu (hơn 3 năm)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 0,4 x 0,6 m² cho hệ 500 lít/giờ

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Đào tạo
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại: 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: trung bình 7 triệu cho hệ xử lý 1.000 lít/giờ

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0140

HỆ THỐNG XỬ LÝ NƯỚC NHIỄM MẶN VÀ NƯỚC LỢ THÀNH NƯỚC NGỌT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nước nhiễm mặn sau khi qua thiết bị lọc vớt, lọc tinh (để loại bỏ cặn không tan, sẽ được bơm cao áp đưa vào cột lọc thẩm thấu ngược. Với tính chất của màng thẩm thấu và do áp lực cao được tác động từ bên ngoài, các

ion Cl^- sẽ tập trung vào một ngăn và đi theo đường ống dẫn đến bồn chứa (dòng tinh khiết), trước khi được phân phối đến nơi sử dụng.

- ♦ Công suất: từ 200 lít/giờ đến 20.000 lít/giờ (nước thành phẩm)
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Hàm lượng muối NaCl sau xử lý thấp hơn 250 mg/lít, đạt tiêu chuẩn Việt Nam và thế giới

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các khu vực dân cư có nguồn nước nhiễm mặn, nhiễm lợ
- ♦ Các nhà máy sản xuất dược phẩm, thực phẩm, mỹ phẩm, xi mạ, dệt nhuộm,... có sử dụng nguồn nước có muối cao

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng và bảo trì đơn giản
- ♦ Ngoài muối, hệ thống còn xử lý loại trừ các ion dương và ion khác với hiệu suất xử lý hơn 90%
- ♦ Nước sau xử lý tương đương nước cất 1 lần
- ♦ Thiết bị có cấu tạo vỏ bằng thép không gỉ (inox), theo tiêu chuẩn quốc tế

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 5 HP công suất xử lý 500 lít/giờ (nước thành phẩm)
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 0,5 x 1 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại: 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 45 triệu cho hệ có công suất 200 lít/giờ
65 triệu cho hệ có công suất 500 lít/giờ

90 triệu cho hệ có công suất 1.000 lít/giờ

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q. Tân Bình, TP.HCM

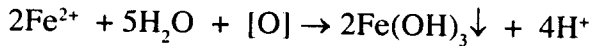
ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0141

HỆ THỐNG XỬ LÝ NƯỚC NGẦM NHIỄM PHÈN SẮT NẶNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nước ngầm được bơm vào hồ chứa đầu, điều chỉnh trị số pH thích hợp trước khi được oxy hóa bằng thiết bị chuyên dùng. Sắt (III) sẽ kết tủa ở dạng hydroxyt:



kết tủa được lọc bởi thiết bị lọc tuyển nổi, được khử màu và mùi bằng than hoạt tính trước khi đưa đi sử dụng

- ♦ Công suất: từ 100 lít/giờ đến 100.000 lít/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Nước sau xử lý có các chỉ tiêu sắt ($\text{Fe} \leq 0,3$ mg/lít), pH, độ trong, độ màu, hàm lượng cặn đạt tiêu chuẩn cho phép

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Nước sinh hoạt, ăn uống và nước phục vụ sản xuất công nghiệp cho tất cả các ngành

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Oxy hóa và chuyển triệt để sắt (II) sang sắt (III) kết tủa
- ♦ Xử lý được các nguồn nước ngầm nhiễm phèn rất nặng, đến 100 mg/lít
- ♦ Rửa vật liệu lọc dễ dàng. Thời gian sử dụng vật liệu lọc lâu

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhận hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 8 HP/hệ có công suất 10.000 lít/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 4 x 7 m²/hệ 10.000 lít/giờ

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại: 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: – Hệ 500 lít/giờ, giá khởi điểm 7,5 triệu
– Hệ 10.000 lít/giờ, giá khởi điểm 90 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0152

HỆ THỐNG XỬ LÝ NƯỚC THẢI NHÀ MÁY THUỐC TRỪ SÂU

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nước thải được đưa vào thiết bị phản ứng, được tiếp xúc với khí ozone trong một thời gian nhất định với sự có mặt của chất xúc tác. Trước khi thải ra môi trường, nước thải đã qua khâu lắng và lọc trong
- ♦ Công suất: 2 m³ – 5 m³/mẻ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Giá thành xử lý 1 m³ nước thải: 5.000đ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Nước thải nhà máy sản xuất hóa chất, sản xuất thuốc trừ sâu, sản xuất cao su

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chiếm ít mặt bằng

- ♦ Có thể xử lý được các hợp chất hữu cơ khó phân hủy (ví dụ như hợp chất mạch vòng...) mà các phương pháp khác không xử lý được

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất ở quy mô công nghiệp

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Nguyên liệu: H_2O_2 , Fe_2O_3

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại: 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 150 triệu/hệ 5 m³/mẻ
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 10 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0155

HỆ THỐNG XỬ LÝ VÀ THU HỒI BỤI THẢI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Khí thải mang hàm lượng bụi cao được quạt ly tâm đưa vào hệ thống cyclone. Các hạt bụi dưới tác động của lực ly tâm sẽ va đập vào thành cyclone và rơi theo trọng lực xuống túi vải ở dưới
- ♦ Phần bụi còn lại trong khí thải được tiếp xúc với màng nước ở thiết bị tiếp xúc và được hấp thụ vào nước

- ♦ Bụi chứa ở túi vải được thu hồi định kỳ
- ♦ Công suất: xử lý đến 50.000 m³ khí thải/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn môi trường Việt Nam (về chỉ tiêu bụi)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Khí thải mang hàm lượng bụi cao của các lò đúc gang, đúc đồng, đúc nhôm, xí nghiệp chế biến gỗ, xí nghiệp chế biến thực phẩm gia súc

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đạt tiêu chuẩn kỹ thuật công nghiệp, dễ dàng tháo ráp
- ♦ Thu hồi đáng kể lượng bụi quý để làm nguyên liệu tái sử dụng
- ♦ Khí thải sau xử lý đạt tiêu chuẩn môi trường Việt Nam

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện quạt 5 HP

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại: 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 40 triệu/hệ 10.000 m³ khí thải/giờ
- ♦ Phí đào tạo: 3 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q. Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

MÁY ĐO VÀ ĐIỀU CHỈNH pH TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ pH là một chỉ tiêu rất quan trọng của môi trường (nước cấp, nước thải, đất). Máy áp dụng nguyên tắc bộ chuyển đổi galvanic để thực hiện mạch đo độ pH nhờ tín hiệu của đầu dò có sẵn của hãng Prominent, và với bộ khuếch đại được lắp ráp trong nước, chuyển đổi thành tín hiệu số để hiển thị
- ♦ Mạch kiểm soát và điều khiển theo nguyên lý vòng kín sẽ hồi tiếp những biến đổi tín hiệu đầu ra, so sánh với tín hiệu đầu vào để tác động lên bơm định lượng, đưa hóa chất vào để điều chỉnh pH đầu ra
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Giá thành bằng 1/2 giá máy nhập (Đức)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đo và điều chỉnh pH nước cấp, nước thải; để có trị số pH phù hợp cho các công đoạn xử lý tiếp theo

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gọn, nhẹ. Có thể gắn đầu dò trực tiếp vào đường ống để đo pH của dòng chảy động.
- ♦ Sai số bằng $\pm 0,5\%$
- ♦ Không chỉ đo mà còn điều chỉnh pH theo yêu cầu người sử dụng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất ở quy mô công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 1 hệ thống gồm đầu đo (điện cực), bộ chuyển đổi tín hiệu, màn hình hiển thị, bơm định lượng, dây dẫn,... giá 12 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0187

MÁY ĐÓNG GÓI VÀ ĐỊNH LƯỢNG TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nguyên liệu dạng bột, hạt (rắn) hoặc lỏng được đổ sẵn vào phễu và được định lượng chính xác. Giấy đóng gói từ cuộn giấy trên trục đỡ được kéo qua các lô căng
- ♦ Hệ thống dán nhiệt bằng điện trở sẽ dán giấy (theo phương chuyển động)
- ♦ Dao cắt cắt rời từng gói một
- ♦ Nếu bao bì cần định hình (in chữ và hình chính xác) thì cần thêm bộ khung định hình
- ♦ Công suất: 30 - 70 gói/phút

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đóng gói các dạng sản phẩm bột (bột dinh dưỡng, bột nêm,...), dạng hạt (đậu phộng da cá, kẹo,...), dạng lỏng (dầu ăn, dầu gội đầu,...), dạng rắn (bánh, mì ăn liền,...)

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Thay đổi được nhiều loại cỡ bao khác nhau
- ♦ Tỷ lệ hư hỏng ít (1%)
- ♦ Định lượng chính xác (sai số 2%)
- ♦ Giá thành bằng 1/3 máy nhập của Đài Loan

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất ở quy mô công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 5 HP

- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 0,8 x 1 m²
- ♦ Nguyên liệu: giấy cuộn (định hình hoặc tròn)

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 45 triệu cho loại đóng gói đứng (60 gói/phút)
60 triệu cho loại đóng gói nằm (60 gói/phút)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q. Tân Bình, TP.HCM

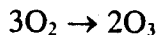
ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0188

MÁY PHÁT OZON DÙNG DIỆT KHUẨN NƯỚC, HẢI SẢN, NGŨ CỐC, RAU QUẢ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Không khí được sấy khô để loại trừ hơi nước, trước khi đưa vào ống điện cực. Ở điện thế cao 15.000 volt, dưới tác động của hồ quang, oxygen có trong không khí sẽ tổng hợp thành ozon (O₃) theo phản ứng:



Ozon được phun thẳng vào dòng nước cần diệt khuẩn, hoặc sục vào bồn nước để có nước đã bão hòa ozon, dùng rửa hải sản hoặc rau quả

- ♦ Công suất: thể tích nước xử lý được tối đa 40 m³/giờ
- ♦ Sản phẩm sau khi bão hòa ozon đạt các tiêu chuẩn vi sinh theo quy định của Bộ Y tế, kể cả tiêu chuẩn quốc tế (để xuất khẩu hải sản, rau quả)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Diệt khuẩn nước tinh lọc, nước khoáng đóng chai
- ♦ Rửa rau quả và ngũ cốc (sản xuất rau sạch)
- ♦ Rửa sạch bề mặt hải sản: cá, tôm, mực,... phục vụ xuất khẩu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Không đưa hóa chất gây hại và có mùi vào sản phẩm (như Javel, Clorin,...)
- ♦ Tiết kiệm được lượng clo dùng rửa hải sản. Trung bình sau 10 tháng sử dụng thiết bị sẽ hoàn vốn mua hóa chất Clo
- ♦ Không những diệt khuẩn bề mặt, ozon còn thấm sâu vào sản phẩm ở độ dày (1-2) cm, bảo đảm diệt toàn bộ vi khuẩn, nấm men, nấm mốc
- ♦ Không để lại lượng dư hóa chất. Sau 30 phút, ozon sẽ phân hủy trở lại thành oxygen
- ♦ Ozon còn thực hiện phản ứng oxy hóa các chất hữu cơ độc hại thành CO₂ và H₂O. Oxy hóa và tách các kim loại nặng ở dạng kết tủa
- ♦ Tạo mùi vị đặc trưng của sản phẩm (nước) giàu oxygen
- ♦ Tiêu hao năng lượng rất ít

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất ở quy mô công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 600 W cho công suất xử lý 1.000 lít nước/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 0,4 x 0,8 m²
- ♦ Nguyên liệu: oxygen chai (tinh khiết) hoặc không khí bình thường

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Đào tạo
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 20 triệu cho loại máy xử lý 1.000 lít nước/giờ
30 triệu cho loại máy xử lý 2.000 lít nước/giờ

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0189

DÂY CHUYỀN SẢN XUẤT NƯỚC TINH LỌC ĐÓNG CHAI

Mô tả TB/CN:

- Nước ngầm từ bồn chứa đầu được đưa sang thiết bị lọc thô (inox), thiết bị khử mùi (inox), hệ trao đổi ion (inox) hoặc hệ lọc thẩm thấu ngược (RO), sang cụm hệ lọc tinh với các cỡ lọc 10 μ m, 5 μ m, 3 μ m, 1 μ m và 0,45 μ m. Nước bán thành phẩm được chứa vào bồn chứa trung gian, sau đó được diệt khuẩn bằng tia cực tím hoặc ozon, lọc lại qua cỡ lọc 0,2 μ m trước khi đưa vào hệ thống chiết chai, đóng nắp và dán nhãn, màng co và đóng thùng thành phẩm
- Công suất: từ 500 - 10.000 lít/giờ
- Nước trước khi đưa vào chiết đạt các chỉ tiêu quy định theo tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn WHO, CODEX, USEPA

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- Nước khoáng và nước tinh lọc đóng chai
- Nước dùng cho sản xuất dược phẩm, thực phẩm, mỹ phẩm cao cấp

Ưu điểm của TB/CN:

- Có tính liên hoàn với các khâu trong hệ thống đều có thiết bị kiểm tra (đo độ dẫn, TDS, áp suất,...)
- Toàn bộ thiết bị được chế tạo bằng thép không rỉ (inox), đạt yêu cầu vệ sinh công nghiệp

Mức độ phát triển của TB/CN:

- Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- Nhãn hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- Nhân lực: 1 công nhân
- Năng lượng: điện 3 HP cho hệ thống 1.000 lít/giờ (chưa tính hệ thống chiết rót và đóng chai)
- Nhà xưởng, đất đai: 4 x 10 m²
- Nguyên liệu: nước ngầm

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: dây chuyền 500 lít/giờ giá khoảng 80 triệu
dây chuyền 1.000 lít/giờ giá khoảng 120 triệu
(Giá trên chưa tính khâu rửa, chiết, đóng nắp và màng co chai)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

Mã số: VN00/0190

HỆ THỐNG XỬ LÝ NƯỚC THẢI NHÀ MÁY CHẾ BIẾN THỰC PHẨM HOẶC CHẾ BIẾN HẢI SẢN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nước thải từ bể điều hòa (để ổn định lưu lượng và nồng độ) được đưa sang bể phản ứng sinh học kỵ khí. Với sự tham gia của vi sinh vật kỵ khí, BOD nước thải sẽ giảm được 40-50%. Sau đó, tại bể phản ứng sinh học hiếu khí, với sự tham gia của vi sinh vật hiếu khí, BOD nước thải sẽ giảm thêm 30 - 40%. Bể lắng sơ cấp để tách các thành phần lơ lửng và bùn dư của quá trình xử lý sinh học nước thải với sự tham dự của hóa chất keo tụ và trợ keo tụ. Bể lắng thứ cấp tách loại triệt để bùn và chất lơ lửng. Nước thải sau khi ra khỏi bể lắng thứ cấp được tiếp xúc với Chlorine để diệt khuẩn trước khi thải ra môi trường bên ngoài
- ♦ Công suất: từ 30 m³ - 500 m³/ngày đêm
- ♦ Nước thải sau xử lý đạt tiêu chuẩn Việt Nam, loại B - thậm chí loại A (TCVN 5945-1995)
- ♦ Giá thành xử lý 1 m³ nước thải là 2.500 - 3.000đ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xử lý nước thải các nhà máy chế biến thực phẩm hoặc chế biến hải sản

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá rẻ

- ♦ Có thể xử lý được những nguồn nước thải rất ô nhiễm như nước thải nhà máy sản xuất kem ăn, nhà máy sản xuất tinh bột, nhà máy sản xuất thịt và giết mổ gia súc, nhà máy chế biến bột cá,... (có chỉ tiêu BOD đầu vào có thể lên đến 20.000 mg/l)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất ở quy mô công nghiệp
- ♦ Đã bán TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật viên, 1 công nhân
- ♦ Nguyên liệu: chlorine, phèn nhôm, phosphat natri, KNO_3

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 250 triệu cho hệ xử lý 50 m³/ngày đêm (cả phần xây dựng)
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 10 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ mới ALFA

Người liên hệ: ThS. Lê Thượng Mãn - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 30/7 Cư xá Tự Do, Cách Mạng Tháng Tám, Q. Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 9700868 - Fax: 9700868-8298540

TRUNG TÂM CÔNG NGHỆ VÀ SINH HỌC THỦY SẢN

Địa chỉ: 116 Nguyễn Đình Chiểu, Q1, TP. HCM

ĐT: 8234960-8226495 – Fax: 8226495

Giám đốc: Nguyễn Tiến Lực

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0065

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT FILLET CÁ BASA VÀ CÁ TRA HUN KHÓI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Công nghệ sản xuất fillet cá basa hun khói:

FILLET → ĐÔNG LẠNH → LÀM TAN GIÁ → RỬA SẠCH → ƯỚP TRONG LẠNH → ĐỂ RÁO NƯỚC → HUN KHÓI NGUỘI → ĐÓNG TÚI HÚT CHÂN KHÔNG → BẢO QUẢN

- ♦ Trong công nghệ này 2 công đoạn quan trọng nhất yêu cầu kỹ thuật cao là ướp trong lạnh và hun khói nguội
 - Ướp trong lạnh: nhằm tạo ra khẩu vị, màu sắc và cấu trúc đặc trưng đồng thời còn bảo đảm cho quá trình tự chín hóa học xảy ra trong mô thịt cá, tăng độ dẻo của sản phẩm, chống mốc sản phẩm khi bảo quản, làm cho sản phẩm không còn mùi vị của cá sống. Tất cả các yêu cầu này đối với sản phẩm trong quá trình ướp được đáp ứng do việc chọn thành phần gia vị ướp, thời gian và nhiệt độ ướp thích hợp
 - Hun khói nguội: là một kỹ thuật đặc biệt được thực hiện ở nhiệt độ 26-28°C, thời gian từ 14-16 giờ. Lò hun khói phải có bộ phận lọc khói điều chỉnh lượng khói và bộ phận sinh lạnh làm hạ nhiệt độ khói. Lò do Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản thiết kế và chế tạo, có thể hun khói được 20 – 50 kg sản phẩm/lần

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Cá basa và cá tra chủ yếu được nuôi công nghiệp trong lồng bè, tập trung ở 2 tỉnh An Giang và Đồng Tháp. Cá basa và cá tra tiêu thụ nội địa chỉ chiếm 20%, phần lớn dùng xuất khẩu ở dạng fillet đông lạnh, hiệu quả chưa cao, thị trường chưa ổn định. Công nghệ cho phép tạo ra sản phẩm có giá trị thương mại tăng từ 1,5 – 2 lần so với fillet cá đông lạnh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN (quy mô nhỏ 20 kg/ngày)

Bản quyền:

- ♦ Patent

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 10 kWh, mùn cưa 2,5 kg/mẻ
- ♦ Nguyên liệu: cá basa fillet, gia vị các loại
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: phòng 30 - 60 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 10 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 30 – 40 triệu (thiết bị làm ráo, thiết bị hun khói)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495–8234960 – Fax: 8226495

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT THỨC ĂN CÔNG NGHIỆP DẠNG VIÊN CHO TÔM

Mô tả TB/CN:

- Quy trình công nghệ bao gồm các công đoạn: xử lý nguyên liệu, phối trộn nguyên liệu, tạo viên và sấy
- Sản phẩm: thức ăn công nghiệp dạng viên cho tôm, gồm 6 loại cho các cỡ tôm tương ứng như sau:

Loại thức ăn	G0	G1	G2	T0	T1	T2
Cỡ tôm g/con	P15-P30	0,2 - 2(g)	2 - 5(g)	5 - 10 (g)	10 - 12 (g)	> 20(g)

- Đạt yêu cầu tiêu chuẩn ngành: 28 TCN 102: 1997

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- Chế biến thức ăn nuôi trồng thủy sản

Ưu điểm của TB/CN:

- Quy trình sản xuất đơn giản, không đòi hỏi những thiết bị phức tạp, đắt tiền nên có thể áp dụng rộng rãi ở các địa phương có khả năng đầu tư và quy mô nuôi tôm không lớn, tận dụng nguồn nguyên liệu sẵn có tại chỗ đảm bảo giá thành sản phẩm làm ra thấp
- Đặc điểm của sản phẩm:
 - Thức ăn viên chậm tan trong nước (sau 4 giờ)
 - Giúp tôm tăng trọng nhanh, tỷ lệ sống cao
 - Hạn chế bệnh và ô nhiễm môi trường

Mức độ phát triển của TB/CN:

- Đã bán nhiều TB/CN, công suất 500 kg - 6 tấn/ca sản xuất

Bản quyền:

- Patent

Yêu cầu đầu vào:

- Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 4 công nhân
- Năng lượng: điện 100 kW/h, khí đốt, dầu 35 kg
- Nguyên liệu: bột cá, bột mực, đậu nành, các khoáng và vi lượng
- Nhà xưởng, đất đai: nhà xưởng 200-400 m², đất bãi 200-500 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Tổng phân phối
- ♦ Đại lý bán lẻ
- ♦ Đại lý độc quyền

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 20-25 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 160-470 triệu, lắp đặt: 10-20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495–8234960 – Fax: 8226495

Mã số: VN99/0067

CÔNG NGHỆ VÀ THIẾT BỊ SẢN XUẤT BỘT CÁ TỪ CÁC NGUỒN CÁ TẠP

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
NGUYÊN LIỆU (cá tạp) → XỬ LÝ → NẤU CHÍN → LY TÂM → LÀM TỐI → SẤY → NGHIỀN, SÀNG → LÀM NGUỘI → SẢN PHẨM (bột cá)
- ♦ Công suất tiêu thụ: 25 kWh
- ♦ Năng suất: 2 tấn (cá tươi)/ca sản xuất - 10 tấn/ca sản xuất
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm và thức ăn gia súc

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chất lượng cao, đảm bảo tiêu chuẩn Việt Nam về bột cá
- ♦ Quy mô nhỏ phù hợp với điều kiện đầu tư và công nghiệp địa phương

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Bản quyền:

- ♦ Patent

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 4 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 15 kW, khí đốt, dầu 50 kg/ngày
- ♦ Nguyên liệu: cá tạp
- ♦ Nhà xưởng: 100 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán Patent
- ♦ Đào tạo

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý độc quyền

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 15 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 250-500 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495–8234960 – Fax: 8226495

Mã số: VN99/0068

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT SẢN PHẨM KHÔ CÁ ƯỚP GIA VỊ TỪ MỘT SỐ LOÀI CÁ CÓ GIÁ TRỊ KINH TẾ THẤP

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ sản xuất các sản phẩm cá khô bao gồm một số công đoạn chính sau: công đoạn làm sạch nguyên liệu, bỏ da và xương, các công đoạn xử lý và ướp tiếp theo để thịt cá có mùi thơm, vị ngọt tự nhiên, thịt cá không bị dai, công đoạn sấy đến độ ẩm thích hợp
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tận dụng được các nguồn cá đã sử dụng nhưng hiệu quả kinh tế thấp để sản xuất thêm các mặt hàng có giá trị cao hơn
- ♦ Sản phẩm khô cá có chất lượng cao đạt các tiêu chuẩn về vệ sinh thực phẩm
- ♦ Khắc phục được tình trạng ôi khét, nấm mốc, tình trạng sử dụng hóa chất bừa bãi của các sản phẩm cùng loại trên thị trường

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN (ở một số cơ sở sản xuất ở Vũng Tàu, Nha Trang và Cà Mau)

Bản quyền:

- ♦ Patent

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Năng lượng: than, điện
- ♦ Nguyên liệu: các loại cá mối, cá đù, cá nhồng, cá đục, cá nhám, các loại hương liệu và gia vị

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 9 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495-8234960 – Fax: 8226495

Mã số: VN99/0069

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT SẢN PHẨM MỰC XÀO HỖN HỢP

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ gồm các công đoạn chính là xử lý các thành phần của

LÀM CHẾT → TÁCH NHỚT → MỔ LẤY NỘI TẠNG VÀ FILLET →
NGÂM MUỐI → SẤY VÀ HUN KHÓI → CẮT KHÚC XẾP HỘP →
RÓT DẦU → GHÉP MÍ → THANH TRÙNG → BẢO QUẢN

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Phương pháp làm lươn chết nhanh chóng, đồng loạt tạo điều kiện thuận lợi cho quá trình mổ đồng thời không gây trầy da
- ♦ Chọn được nguồn nguyên liệu đạt các yêu cầu về nguyên liệu tạo khói
- ♦ Các quá trình xử lý và chế biến phù hợp tạo cho sản phẩm có chất lượng cao, được thị trường thế giới chấp nhận

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Bản quyền:

- ♦ Patent

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Năng lượng: mùn cưa
- ♦ Nguyên liệu: lươn nguyên liệu và các loại gia vị

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 10 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495–8234960 – Fax: 8226495

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT MẮM RUỐC ĂN LIỀN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

MẮM RUỐC NGUYÊN LIỆU → CHÀ → TÁCH CÁT SẠN → CÔ ĐẶC → PHỐI TRỘN (VỚI CÁC LOẠI PHỤ GIA ĐẶC BIỆT LÀ CÁC CHẤT TẠO HƯƠNG THƠM ĐẶC TRUNG) → CÔ ĐẶC → ĐÓNG GÓI → BẢO QUẢN

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sản phẩm làm ra có chất lượng cao, đạt các tiêu chuẩn về vệ sinh thực phẩm ăn liền
- ♦ Có màu nâu đến nâu sẫm, không đen, mùi thơm đặc trưng của mắm ruốc gia vị, có vị ngọt dịu và ở trạng thái nhuyển đều
- ♦ Có hàm lượng Nito toàn phần 30-40 g/kg, không có cát sạn
- ♦ Không có mặt các loại vi sinh vật gây bệnh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN (quy mô nhỏ 80 - 100 kg/ngày)

Bản quyền:

- ♦ Patent

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: khí đốt than 10kg
- ♦ Nguyên liệu: mắm ruốc nguyên liệu và các loại gia vị
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: phòng 60 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 4 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495–8234960 – Fax: 8226495

Mã số: VN99/0072

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT ĐỒ HỘP CÁ NGỪ NGÂM DẦU

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ sản xuất đồ hộp cá ngừ gồm các công đoạn chính:
XỬ LÝ NGUYÊN LIỆU → RỬA SẠCH → HẤP → FILLET CÁ → CẮT KHÚC XẾP HỘP → GHÉP NẮP → THANH TRÙNG

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Qui trình chế biến phù hợp, hạn chế sự tạo thành và tích tụ Histamin trong thịt cá ngừ
- ♦ Sản phẩm đồ hộp cá ngừ ở trạng thái cứng, không vụn nát, có hương vị thơm ngon

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Bản quyền:

- ♦ Patent

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nguyên liệu: cá ngừ nguyên liệu và các loại gia vị

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán Patent
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 8 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản – Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

Người liên hệ: Nguyễn Tiến Lực - Chức vụ: Giám đốc

ĐT: 8226495–8234960 – Fax: 8226495

TRUNG TÂM NHIỆT ĐỚI VIỆT - NGA - CHI NHÁNH PHÍA NAM

Địa chỉ: Số 3 Đường 3/2, Q10, TP. HCM

ĐT/Fax: 8342589

Giám đốc: Vũ Văn Tiểu

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0078

THIẾT BỊ LỌC VÔ TRÙNG KHÔNG KHÍ (A - 8M)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết bị làm việc theo nguyên lý hút không khí nhiễm khuẩn qua khe lấy gió vào phin lọc sơ cấp (lọc bụi thô) được quạt ly tâm đẩy vào khoang tích tụ áp lực và được nén qua phin lọc vi trùng theo nguyên lý dòng song song vào khoang phân phối gió và vào miệng gom để cấp vào phòng mổ, phòng vi sinh, phân xưởng sản xuất dược, thủy hải sản

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghệ sinh học
- ♦ Công nghiệp thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Thanh lọc một lượng lớn không khí vô khuẩn cấp cho các ngành sản xuất sạch
- ♦ Độ ồn thấp, mỹ quan đẹp, giá thành hợp lý, chất lượng bảo đảm

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán lẻ
- ♦ Đại lý độc quyền

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Thiết kế lắp đặt vận hành bảo hành theo đơn đặt hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Chấp nhận mọi hình thức kinh doanh

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 25 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nhiệt đới Việt Nga - Chi nhánh phía Nam

Người liên hệ: Vũ Văn Tiểu - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: Số 3 đường 3/2, Q.10, TP. HCM

ĐT: 8321246-8396020-0903706228 ; Fax: 8342589-8356270

Mã số: VN99/0081

TỦ CẤY VI SINH (8 – 10 LOẠI KHÁC NHAU)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Tủ cấy vô trùng được chế tạo gồm 2 khoang, khoang máy và khoang làm việc. Trong khoang máy có phin lọc vi trùng, quạt li tâm, phin lọc sơ cấp và hệ điện điều khiển, đèn chiếu sáng và đèn tiệt khuẩn. Khoang làm việc có kích thước khác nhau dùng để thao tác các thí nghiệm vô khuẩn. Gió được đẩy ra qua cửa thao tác với vận tốc $\geq 0,2$ m/giây. Trong khoang làm việc, không gian được khử khuẩn bằng đèn UV, và cấp gió liên tục vào từ khoang máy với dòng song song và đã được lọc vô khuẩn. Phin lọc vi trùng có khả năng lọc đến 99,997% (ngang phin lọc Hepa nhập ngoại). Đảm bảo độ an toàn vô khuẩn cao và đạt mọi chỉ tiêu sử dụng khác, mỹ quan công nghiệp đẹp, kiểu dáng đa dạng theo yêu cầu khách hàng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dược phẩm, bệnh viện, công nghệ sinh học, công nghệ vi sinh, công nghiệp thực phẩm, các phòng xét nghiệm, chương trình an toàn thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đảm bảo độ vô khuẩn cao
- ♦ Giá thành thấp hơn nhiều lần giá nhập ngoại
- ♦ Hoàn toàn chủ động trong nước và có thể chế tạo theo đơn đặt hàng

- ♦ Bảo hành toàn quốc miễn phí 12 tháng, có 3 cơ sở bảo hành chính TP. Hà Nội, TP. Nha Trang, TP. Hồ Chí Minh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn
- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Lắp đặt vận hành bảo hành 12 tháng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Chấp nhận mọi hình thức cung ứng về kinh doanh khi có yêu cầu

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: tùy chủng loại dao động từ 7 – 42 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nhiệt đới Việt Nga - Chi nhánh phía Nam

Người liên hệ: Vũ Văn Tiểu - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: Số 3 đường 3/2, Q.10, TP. HCM

ĐT: 8321246-8396020-0903706228 ; Fax: 8342589-8356270

Mã số: VN00/0225

KHÓA KHÔNG KHÍ (NÚT GIÓ, BUỒNG TẮM KHÔ – Airlock, Harchways, Air Shower)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thiết bị là một buồng vô trùng có kích thước làm việc 900 x 800 x 1.800 mm (loại đơn) và 1800 x 800 x 1.800 mm (loại đôi) – loại đơn dùng cho người, loại đôi dùng cho nguyên liệu và sản phẩm. Để đảm bảo vô khuẩn buồng, ở 2 thành bên lắp 12 miệng thổi gió vô trùng (loại đơn) và 23 miệng gió (loại đôi). Việc cấp gió vô trùng cho buồng nhờ hệ quạt li tâm công suất cao thổi gián tiếp qua khoang lọc gió lắp phin lọc vi trùng có thể lọc đến 99,997% vi khuẩn. Không khí ở miệng gió cách phin lọc 20-30 cm có tốc độ như bão – 16-20 m/giây đảm bảo việc tắm khô sạch bằng không khí vô trùng.
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: sản phẩm tạo ra có 2 loại kích thước nêu trên, được chế tạo bằng các loại vật liệu khác nhau Okal - formica, kim loại sơn

tĩnh điện và Inox.

- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Đảm bảo tốc độ gió lớn từ 70 - 120 km/giờ
 - Đảm bảo độ vô khuẩn cao: 99,997%
 - Giá thành thấp hơn giá nhập ngoại nhiều lần.

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các ngành sản xuất sạch: y tế - sản xuất vắc xin, các xí nghiệp dược đạt tiêu chuẩn GMP, các phòng thí nghiệm tiêu chuẩn đạt IC GMP.
- ♦ Các ngành sản xuất thực phẩm, thủy hải sản xuất khẩu (tôm, cá, nước chấm...)
- ♦ Công nghệ sinh học, các phòng thí nghiệm vi sinh, vi trùng; các khoa xét nghiệm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Hoàn toàn chủ động trong nước
- ♦ Hình thức mẫu mã và kiểu dáng đạt trình độ nước ngoài
- ♦ Giá thành hợp lý
- ♦ Hoàn toàn có thể thay thế nhập ngoại, bảo hành bảo trì thay thế và thiết kế theo đơn đặt hàng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất công nghiệp.

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 45 - 70 triệu đồng (tùy thuộc vào vật liệu)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nhiệt đới Việt Nga - Chi nhánh phía Nam

Người liên hệ: Vũ Văn Tiểu - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: Số 3 đường 3/2, Q.10, TP. HCM

ĐT: 8321246-8396020-0903706228 ; Fax: 8342589-8356270

TRUNG TÂM NGHIÊN CỨU ỨNG DỤNG CƠ ĐIỆN

Địa chỉ: 55-10A Trần Nhật Duật, Q1, TP. HCM

ĐT: 8442947-8438842 ; Fax: 8438842

Giám đốc: TS. Nguyễn Minh Thao

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN00/0123

MÁY THÁI CỎ MT-3,0

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxC): 2,3 x 0,95 x 2,5 (m)
 - Khối lượng: 500 kg
 - Nguyên tắc làm việc: trống thái, trục ngang
 - Vận tốc băng tải cấp liệu: 0,45 m/s
 - Số dao thái: 4 chiếc
 - Bề rộng miệng thái: 25 cm
 - Tốc độ trống thái: 450 vòng/phút
 - Động lực yêu cầu: 5,14/1750 kW/rpm
- ♦ Năng suất thái: 3 tấn/h
- ♦ Chiều dài đoạn thái: 15 - 25 mm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để thái rơm, cỏ voi, đọt mía.. để làm thức ăn cho trâu bò

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đơn giản, dễ sử dụng. Giá chỉ bằng 1/3 so với giá thiết bị nhập ngoại có cùng tính năng làm việc và năng suất

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1-2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 5,5 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 20 m²

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 19 triệu (gồm thuế VAT nhưng chưa tính động cơ)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Trần Đức Công - Chức vụ: TP. Cơ giới hóa Cây trồng

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0125

MÁY XỚI ĐẤT SÂU KIỂU RÔ TO TRỤC NGANG XS-1,4

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxH): 120 x 160 x 150 cm
 - Khối lượng: 350 kg
 - Bề rộng làm việc: 140 cm
 - Tốc độ trống xới: 90 - 120 vòng/phút
 - Chiều sâu làm việc: 20 - 30 cm
 - Tốc độ làm việc: 2 - 5 km/h
- ♦ Công suất: 1,2 - 1,8 ha/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để làm tơi xốp đất bazan, cát pha, thịt nhẹ... ở tầng sâu để cải tạo và làm thông thoáng đất nhằm làm tăng khả năng hấp thu các chất dinh dưỡng cho các loại hoa và rau màu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tiện lợi trong sử dụng, đạt hiệu quả kinh tế cao. Chỉ bằng 1/2 giá nhập ngoại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: dầu DO 4 - 6 lít/giờ máy

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chia khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- Bán trực tiếp theo hợp đồng
- Theo đơn đặt hàng
- Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- Giá bán máy móc thiết bị: 39,5 triệu (gồm cả thuế VAT)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0126

MÁY GIEO ĐẬU PHỘNG GL-1,2

Mô tả TB/CN:

- Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRx C): 100 x 150 x 65 cm
 - Khối lượng: 50 kg
 - Bề rộng làm việc: 80 - 128 cm
 - Số hàng gieo: 4 - 6 hàng
 - Khả năng điều chỉnh khoảng cách hàng: 20 - 32 cm
 - Khoảng cách hạt trên hàng: 8 - 12 cm
 - Khả năng điều chỉnh độ sâu gieo: 4 - 10 cm
 - Công suất máy kéo 2 bánh liên hợp: 6 - 7 HP
- Công suất: 1,8 - 2 ha/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- Dùng để gieo đậu phộng theo hàng trên đất cát pha, khô, không có cỏ và được làm đất nhuyễn (bằng phay)

Ưu điểm của TB/CN:

- Đơn giản, gọn nhẹ, dễ sử dụng và đạt hiệu quả kinh tế cao (bằng 25 - 30 công lao động)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: dầu DO 1,2 lít/giờ
- ♦ Nguyên liệu: giống gieo

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 22, 575 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0127

MÁY BÓC VỎ ĐẬU PHỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Đường kính trống bóc: 520 mm
 - Chiều dài trống bóc: 500 mm
 - Kiểu quạt làm sạch: quạt thổi ly tâm
 - Đường kính quạt: 340 mm
 - Bề rộng quạt: 580 mm
 - Kích thước sàng (DxRxH): 750 x 550 x 300 mm
 - Số mặt sàng: 3 sàng
 - Khối lượng máy: 500 kg
 - Động cơ liên hợp: 7 HP
- ♦ Công suất: 400 kg/h
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:

- Độ tổn thương hạt: 1 - 2,5%
- Độ thất thoát theo quạt: 0,1 - 0,3%
- Độ sạch: 98 - 99%
- Số cỡ hạt được phân loại: 3 cỡ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để bóc vỏ, làm sạch và phân làm 3 loại nhân đậu phộng để làm giống hoặc xuất khẩu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đơn giản, dễ sử dụng và hiệu quả cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: dầu DO 1,2 lít/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 20 m²
- ♦ Nguyên liệu: đậu phộng

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 29,925 triệu (gồm cả động cơ và thuế VAT)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện
Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

MÁY VẬN CHUYỂN HẠT BẰNG KHÍ ĐỘNG VCH-5

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxC): 250 x 100 x 350 cm
 - Khối lượng máy: 200 kg
 - Công suất động cơ điện: 22 và 1 kW
 - Cự ly vận chuyển: 35 - 40 m
 - Tổng chiều cao hút: 4 m
 - Tổng chiều cao đẩy: 4 - 4,5 m
- ♦ Năng suất vận chuyển: 4 - 5 tấn/h

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để vận chuyển lúa từ dưới ghe xuống lên sân phơi, từ sân phơi vào nhà kho hoặc vận chuyển các loại ngũ cốc dạng hạt hoặc dạng bột trong cự ly ngắn

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Kết cấu máy gọn và nhẹ nên dễ dàng thay đổi địa điểm làm việc của máy. Chỉ bằng 1/4 so với giá máy nhập ngoại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 23 kW

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 59,5 triệu (gồm cả thuế VAT)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc.

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0129

MÁY VẮT BÃ KHOAI MÌ VBS-3

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxC): 100 x 120 x 130 cm
 - Khối lượng: 170 kg
 - Độ ẩm bã mì trước khi vắt: 80% wb
 - Độ ẩm bã mì sau khi vắt: 55 - 60% wb
 - Chi phí công suất: 0,75 kW
- ♦ Năng suất: 2.300 - 3.000 kg/h

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để vắt bã khoai mì sau khi khoai mì đã được tách tinh bột trong công nghệ chế biến tinh bột khoai mì, nhằm để tận dụng làm nguồn thức ăn gia súc và hạn chế sự ô nhiễm môi trường

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Đơn giản, gọn nhẹ, dễ sử dụng và đạt hiệu quả kinh tế cao, chỉ bằng 1/7 so với giá nhập ngoại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1-2 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 0,75 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 10 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q.1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 16,5 triệu (gồm cả thuế VAT)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0130

MÁY GẶT LÚA RẢI HÀNG GRH-1,2

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxC): 245 x 147 x 98 cm
 - Khối lượng máy (không kể động cơ): 145 kg
 - Bề rộng làm việc: 1,2 m
 - Nguồn động lực sử dụng: 5 HP
 - Tốc độ tiến khi làm việc: 0,7 - 1 m/s
- ♦ Công suất: 2,5 - 3 ha/kíp
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác: có thể điều chỉnh chiều cao cắt từ 10 đến 30 cm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Được sử dụng để gặt lúa

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Chỉ bằng 1/3 giá nhập ngoại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: dầu diesel 1,2 lít/giờ

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 9 triệu (không kể động cơ)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0131

MÁY GẶT ĐẬP LÚA LIÊN HỢP GLH-0,2

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxC): 520 x 190 x 222 cm
 - Khối lượng máy: 1700 kg
 - Bề rộng làm việc: 150 cm
 - Công suất yêu cầu của động cơ: 22,5 HP
 - Hộp số có 6 số tiến và 2 số lùi
 - Di động bằng hai dải xích cao su có bề rộng: 300 mm
 - Tốc độ làm việc: 0,27 - 2,79 m/s
- ♦ Năng suất làm việc: 1,5 - 2 ha/kíp
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Máy có thể làm việc trên ruộng ướt, ruộng nước có mức bùn 5 - 10 cm
 - Độ tổn thương hạt: 0,05%
 - Độ sạch sản phẩm: 98%
 - Độ thất thoát hạt theo rơm: 0,5 - 0,8%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để gặt lúa, đập lúa, làm sạch và đóng bao ngay ngoài đồng

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tiện lợi, dễ dàng trong thao tác vận hành
- ♦ Chỉ bằng 1/5 so với giá nhập ngoại của máy có cùng tính năng và năng suất làm việc
- ♦ Hiệu quả kinh tế cao trong sử dụng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2-3 công nhân
- ♦ Năng lượng: dầu diesel 3-4 lít/giờ máy làm việc

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chia khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 60 triệu (gồm thuế VAT)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0132

MÁY SẤY TĨNH VĨNGANG STT-4

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxC): 800 x 500 x 100 cm
 - Độ ẩm lúa trước khi sấy: 25 - 26 %wb
 - Độ ẩm lúa sau khi sấy: 13 - 14 %wb

- Thời gian sấy: 6 giờ/mẻ
- ♦ Công suất: 4 tấn/mẻ
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác: độ không đồng đều độ ẩm của lúa sau khi sấy: < 2,5%

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để sấy lúa, bắp, đậu, cà phê và các loại nông sản khác

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có thể sử dụng các loại nhiên liệu khác nhau để sấy và giá thành sấy cho một đơn vị trọng lượng lúa thấp

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 kW, dầu diesel 1,2 - 1,5 lít/giờ hoặc 20 - 25 kg trấu/giờ
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 100 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chia khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng
- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 40 triệu (gồm cả thuế VAT)

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện
Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng.
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 100 triệu đồng/chiếc

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện
Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN00/0334

HỆ THỐNG HẠ THỦY PHẦN MẬT ONG DẠNG CHÂN KHÔNG MAT - 300

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra:
 - Kích thước (DxRxH): 300 x 200 x 250 cm
 - Khối lượng máy: 1200 kg
 - Tiêu thụ điện: 12 kW
 - Nhiệt độ mật ong đầu vào: 35 - 40°C
 - Nhiệt độ mật ong đầu ra: 21 - 24°C
 - Độ thủy phần mật ong đầu vào: 21 - 24 gram/kg
 - Độ thủy phần mật ong đầu ra: 18 - 19,5 gram/kg
 - Thời gian một mẻ: 1 giờ
- ♦ Năng suất làm việc: 300 kg/giờ
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Hàm lượng vitamin không thay đổi sau khi qua hệ thống
 - Mật ong không bị lên men chua trong thời gian bảo quản
 - Độc tố trong mật (HMF) không tăng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng hạ thủy phần mật ong, mật sau khi qua thiết bị được sử dụng trong chế biến thực phẩm, dược phẩm...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sản phẩm mật sau khi sấy có chất lượng cao, không bị biến chất, không

- xảy ra các quá trình vi sinh, bảo vệ nguyên vẹn các vitamin như ban đầu
- ♦ Mật độ tiêu chuẩn xuất khẩu (theo tiêu chuẩn quốc tế)
- ♦ Giá thành thiết bị thấp, chỉ bằng 1/3 so với thiết bị ngoại nhập

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn
- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ
- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 pha, 12 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 50 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay
- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 400 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

Mã số: VN01/0397

HỆ THỐNG THIẾT BỊ SƠ CHẾ RAU QUẢ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dây chuyền thiết bị gồm các khâu sau:

CHỌN PHÂN LOẠI TRÁI CÂY (thủ công) → RỬA (thủ công) → GỌT VỎ (thủ công) → THÁI LÁT (công cụ) → THÁI CỌNG (công cụ) → CHẦN HƠI NƯỚC (thiết bị) → SẤY (máy sấy) → CÂN ĐỊNH LƯỢNG (thủ công) → ĐÓNG GÓI (thiết bị)

- Chân bằng hơi nước ở nhiệt độ 80°C
- Sấy ở nhiệt độ 60°C - 65°C trong vòng 24 - 30 giờ/mẻ
- Nguyên tắc sấy giao tiếp
- Loại máy sấy: sấy khay (khay inox)
- Máy sấy có 2 buồng và có đảo gió để tăng độ đồng đều sấy
- Nhiên liệu sấy là than đá, tiêu thụ 15 - 20 kg/giờ
- ♦ Năng suất: 500 kg thành phẩm/mẻ sấy. Tỷ lệ nguyên liệu/thành phẩm: xoài 6/1; khổ qua 12/1; chuối 4,5/1; nhãn 11/1
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sấy sơ chế các loại trái cây như xoài, chuối, nhãn và các loại rau quả như măng tre, khổ qua

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dây chuyền sơ chế rau quả đầu tiên của Việt Nam
- ♦ Giảm thiểu tổn thất sau thu hoạch đối với các loại rau quả
- ♦ Cung cấp nguyên liệu suốt năm cho các nhà máy chế biến
- ♦ Tận dụng lao động nhân rỗi ở nông thôn
- ♦ Nâng cao thu nhập của nông dân

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 quản lý kỹ thuật, 3 kỹ thuật viên, 58 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 pha 15 kW (tối thiểu), than đá 15 - 20 kg/giờ
- ♦ Nguyên liệu: xoài, chuối, nhãn, khổ qua, măng tre
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 600 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chia khóa trao tay
- ♦ Tư vấn kỹ thuật
- ♦ Chuyển giao công nghệ: sẽ thiết kế - chế tạo - lắp đặt - chạy thử - huấn luyện kỹ thuật vận hành và chuyển giao công nghệ

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp
- ♦ Bán và chuyển giao công nghệ trực tiếp với khách hàng hoặc thông qua trung gian

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 85 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 450 triệu công suất 500 kg thành phẩm/mẻ
- ♦ Phí đào tạo: 18 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

Người liên hệ: Phạm Văn Tấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 10A Trần Nhật Duật, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8483947 - Fax: 8438842

TRUNG TÂM NGHIÊN CỨU ỨNG DỤNG VÀ TƯ VẤN KHOA HỌC CÔNG NGHỆ - STRACEEN

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Q3, TP.HCM

ĐT/Fax: 9308068

E-mail: dinh-van-tan@hotmail.com

Giám đốc: Đinh Văn Tân

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0383

MÁY CHIẾT CHẤT LỎNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình bán tự động, sử dụng nguyên lý hút chân không để rút chất lỏng từ thùng bồn vào chai
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: chiết chất lỏng vào chai
- ♦ Công suất: khoảng 5.000 chai/ca

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chiết các loại chất lỏng vào chai thủy tinh hoặc chai PET

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dễ sử dụng, sửa chữa thay thế
- ♦ Giá thành hạ

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: khoảng 50 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng và Tư vấn Khoa học Công nghệ - Straceen
Người liên hệ: TS. Đinh Văn Tân - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Q.3, TP. HCM
ĐT/Fax: 9308068 - Email: dinh-van-tan@hotmail.com

Mã số: VN01/0384

MÁY ĐÓNG GÓI CÁC LOẠI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Đóng gói các dạng bột với các kích thước gói, loại giấy khác nhau, có thể vừa đóng gói vừa nạp thêm vi lượng vào từng gói
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: các loại gói bột
- ♦ Công suất: tùy theo khối lượng gói, từ 10 - 60 gói/phút

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Đóng gói các loại dược phẩm, nông dược, đông dược, thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá thành chỉ bằng 1/2 giá máy ngoại
- ♦ Bảo dưỡng, bảo hành chu đáo
- ♦ Thiết kế tùy theo yêu cầu của sản phẩm

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 3 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: giá bán tùy theo yêu cầu của mặt hàng, giá từ 20 - 80 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng và Tư vấn Khoa học Công nghệ - Straceen
Người liên hệ: TS. Đinh Văn Tân - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Q.3, TP. HCM
ĐT/Fax: 9308068 - Email: dinh-van-tan@hotmail.com

MÁY VẮT SỮA BÒ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thay thế việc vắt sữa bằng tay, tăng năng suất, tiết kiệm thời gian vắt sữa, bảo đảm vệ sinh an toàn thực phẩm
- ♦ Đã được Viện Pasteur kiểm định vi sinh và Trung tâm Phân tích Hóa học TP. HCM kiểm tra độ an toàn vệ sinh thực phẩm
- ♦ Sản phẩm lần đầu tiên được chế tạo tại Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các hộ chăn nuôi bò sữa
- ♦ Các hợp tác xã, nông trường chăn nuôi bò sữa

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Giá thành chỉ bằng 1/2 giá máy ngoại
- ♦ Phù hợp với bò lai tại Việt Nam
- ♦ Bảo hành chu đáo, có phụ tùng thay thế
- ♦ Có thể lựa chọn loại máy phù hợp với từng khách hàng cụ thể

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chìa khóa trao tay

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: từ 10 - 12 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng và Tư vấn Khoa học Công nghệ - Straceen

Người liên hệ: TS. Đinh Văn Tân - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Q.3, TP. HCM

ĐT/Fax: 9308068 - Email: dinh-van-tan@hotmail.com

Mã số: VN01/0386

HỆ THỐNG BẾP GA CÔNG NGHIỆP VÀ THIẾT BỊ CHẾ BIẾN THỰC PHẨM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình bán tự động, nguyên vật liệu sản xuất
- ♦ Inox 304
- ♦ Công suất: phục vụ các bếp ăn tập thể từ 1.000 - 2.000 suất/lần và nhà hàng, trường học

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Bếp ăn tập thể

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dễ sử dụng, thao tác đơn giản tiện lợi, sạch sẽ, đẹp
- ♦ Tiết kiệm nhân công, ít hao chất đốt
- ♦ Cơ động, dễ dàng di chuyển khi cần thiết
- ♦ Thời gian sử dụng bền trên 10 năm

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN cho các công ty trong khu công nghiệp, khu chế xuất

Hình thức cung ứng:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo yêu cầu khách hàng, tùy đặc trưng từng đơn vị để cung cấp mô hình thích hợp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị bếp và trang thiết bị:
 - 1.000 công nhân khoảng 130 triệu
 - 2.000 công nhân khoảng 190 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng và Tư vấn Khoa học Công nghệ - Straceen

Người liên hệ: TS. Đinh Văn Tân - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Q.3, TP. HCM

ĐT/Fax: 9308068 - Email: dinh-van-tan@hotmail.com

TRUNG TÂM PHÁT TRIỂN CÔNG NGHỆ & THIẾT BỊ CÔNG NGHIỆP SÀI GÒN (CENINTEC)

*Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, Q. Tân Bình, TP. HCM
ĐT: 8429329-8119007 ; Fax: 8429329
Giám đốc: KS. Nguyễn Bình Chân*

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYÊN GIAO

Mã số: VN01/0359

MÁY BĂM TRÁI CÂY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Băm trái cây phục vụ cho dây chuyền chế biến kẹo trái cây
- ♦ Đầu vào: trái cây (dứa, chuối...) đã gọt vỏ
- ♦ Đầu ra: trái cây băm có độ hạt ≤ 5 mm
- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm: độ hạt ≤ 5 mm
- ♦ Công suất: 800 kg/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác: toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Trong các dây chuyền chế biến kẹo trái cây

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân

- ♦ Năng lượng: điện 3 HP

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Bán theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 30 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q. Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0360

MÁY ĐỊNH LƯỢNG KẸO TRÁI CÂY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dùng để định lượng kẹo phục vụ cho máy ép, cắt trong dây chuyền chế biến kẹo trái cây
- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm: bánh kẹo hình hộp, khối lượng 200 - 500 g
- ♦ Công suất: 300 kg/8 giờ
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ
 - Kích thước bao: 500 x 1500 x 800 mm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Trong các dây chuyền chế biến kẹo trái cây

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Bán theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 25 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn
Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM
ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0361

HỆ THỐNG CÔ ĐẶC CHÂN KHÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Sau khi pha chế hỗn hợp trái cây và phụ gia, hệ thống cô đặc chân không có nhiệm vụ cô đặc hỗn hợp tạo thành sản phẩm
- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm:
 - Độ khô theo yêu cầu
 - Giữ màu sắc nguyên liệu
 - Giữ mùi nguyên liệu
- ♦ Công suất: 300 kg/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác: toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Trong các dây chuyền chế biến kẹo trái cây

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng

- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 40 kW

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Bán theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 200 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn
Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn – Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM
ĐT: 8429329-8119007 – Fax: 8429329

Mã số: VN01/0362

MÁY ÉP VIÊN DẠNG TRÒN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dùng để ép ra những sản phẩm dạng viên tròn
- ♦ Vật liệu đầu vào dạng bột, độ ẩm tối đa 25%
- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm: viên tròn, kích thước theo yêu cầu
- ♦ Công suất: 115.200 kg/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ
 - Kích thước bao: 900 x 900 x 1500 mm

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sản xuất viên men, viên thuốc

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 1 HP

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Bán theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 45 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn
Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn – Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM
ĐT: 8429329-8119007 – Fax: 8429329

Mã số: VN01/0363

DÂY CHUYỀN CHẾ BIẾN KẸO TRÁI CÂY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

TRÁI CÂY (dừa, chuối) → MÁY BẮM → MÁY ĐỊNH LƯỢNG → HỆ THỐNG CÔ ĐẶC → MÁY ĐỊNH LƯỢNG SẢN PHẨM → MÁY ÉP CẮT → MÁY ĐÓNG GÓI

- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm: kẹo trái cây với thành phần trái cây, đường, phụ gia, độ khô, kích thước viên kẹo theo yêu cầu
- ♦ Công suất: 300 kg/8 giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ
 - Các thiết bị trong dây chuyền được đồng bộ với nhau

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp sản xuất bánh, kẹo trái cây

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 kỹ thuật, 10 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 50 kW

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Bán theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 150 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 300 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn
Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn – Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM
ĐT: 8429329-8119007 – Fax: 8429329

MÁY ÉP VIÊN DẠNG VUÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dùng để ép, cắt những sản phẩm dạng vuông với kích thước viên theo yêu cầu
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động, chỉ cần 1 công nhân đứng máy
- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm: viên hình hộp chữ nhật, kích thước theo yêu cầu
- ♦ Công suất: 57.600 viên/8 giờ
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ
 - Cơ cấu tác động: xi lanh khí nén kết hợp cơ điện

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp sản xuất thực phẩm dạng vuông: bánh đậu xanh, kẹo, viên súp,...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 HP

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Bán theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 42 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc
Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q. Tân Bình, TP.HCM
ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0365

DÂY CHUYÊN VÔ BAO BÌ NHỰA SẢN PHẨM DẠNG BỘT, HẠT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
BAO 20-25 kg → TÁCH BỎ ĐÁY BAO → TẢI ĐẾN HỆ THỐNG CẮT
→ CẮT TỰ ĐỘNG → XILÔ → CHỨA → ĐÓNG GÓI
- ♦ Quy cách tạo ra sản phẩm: vô bao bì sản phẩm dạng bột, hạt từ bao lớn (25-50 kg) vào các bao nhỏ (3-1000 g) trên qui mô công nghiệp
- ♦ Công suất toàn dây chuyền: 30 - 100 bao/phút
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Toàn bộ các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng vật liệu không gỉ
 - Dây chuyền sản xuất với mức độ tự động hóa cao ở một số công đoạn

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp sản xuất lương thực, thực phẩm, hóa chất

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng
- ♦ Vận hành đơn giản, hệ thống thiết bị đồng bộ, công nhân không cần tay nghề cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 quản lý, 1 kỹ thuật, 1 công nhân
- ♦ Nhà xưởng, đất đai tối thiểu: 100 m²
- ♦ Nguyên liệu: dạng bột, hạt

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Bán lẻ từng thiết bị hoặc trang bị cả dây chuyền theo yêu cầu của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Hệ thống băng tải : 40 - 50 triệu
- ♦ Xilô - khung giàn : 18 - 25 triệu
- ♦ Hệ thống cắt tự động : 30 triệu
- ♦ Hệ thống vít tải : 20 triệu
- ♦ Máy vô bao : 40 - 60 triệu
- ♦ Máy rút màng cao : 8 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật : 10 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q. Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0366

MÁY XAY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thông số kỹ thuật:
 - Kích thước: 600 x 450 x 1500 mm
 - Động cơ: 20 HP
 - Số dao quay: 4
 - Số dao cố định: 2
- ♦ Năng suất: 100 - 400 kg/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp sản xuất lương thực, thực phẩm để tạo hạt nguyên vật liệu kích thước nhỏ (mịn) tùy theo yêu cầu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm

- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lớn

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0367

MÁY TRỘN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thông số kỹ thuật:
 - Kích thước: 1200 x 600 x 1300 mm
 - Thể tích bồn chứa: 100-250 lít
 - Công suất động cơ: 5 HP
 - Tốc độ vòng quay: 50 - 75 vòng/phút
- ♦ Năng suất: 100 - 800 kg/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp chế biến lương thực, thực phẩm: dùng để trộn đều các nguyên vật liệu dạng bột, hạt, phụ gia...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 15 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q. Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0368

MÁY NGHIỀN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nghiền tạo hạt có kích cỡ theo yêu cầu
- ♦ Thông số kỹ thuật: động cơ 10 - 30 HP
- ♦ Năng suất: 300 - 500 kg/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp sản xuất lương thực, thực phẩm: dùng để nghiền nhỏ những nguyên vật liệu to ra kích cỡ yêu cầu để đưa vào dây chuyền sản xuất

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Được thiết kế phù hợp với từng đối tượng sử dụng
- ♦ Đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Năng suất cao, cơ khí hóa, tự động hóa cao
- ♦ Giá cả phải chăng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 10 - 20 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: TS. Phạm Ngọc Tuấn - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

Mã số: VN01/0369

MÁY VÔ BAO BÌNH HỰA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Công dụng: đóng gói vật liệu với kích thước và trọng lượng theo yêu cầu
- ♦ Đặc tính kỹ thuật:
 - Kích thước: 1000 x 1000 x 1500 mm
 - Động cơ: 1/2 HP
 - Trọng lượng có thể thay đổi (3 - 500 g)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp sản xuất lương thực, thực phẩm, hóa chất

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành đơn giản, công nhân không cần tay nghề cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 40 - 60 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn

Người liên hệ: KS. Nguyễn Bình Chân - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q.Tân Bình, TP.HCM

ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

MÁY IN LỤA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Công dụng: in giấy nhãn, bao bì dùng để đóng gói thực phẩm
- ♦ Đặc tính kỹ thuật:
 - Năng suất: 20 - 30 lần in/phút, thay đổi được vô cấp số lần in mỗi phút
 - Kích thước bao: 800 x 1100 x 1500 mm
 - Khổ in tối đa: 600 x 900 mm
 - Có hệ thống hút chân không giữ giấy in
 - Bàn in có thể điều chỉnh được theo phương ngang 50 mm, phương dọc 50 mm
 - Có thể điều chỉnh được áp lực in
 - Cơ cấu tác động: khí nén
 - Hệ thống điều khiển: vi xử lý
 - Mức tiêu thụ khí: tối đa 150 - 300 lít/phút
 - Điện thế sử dụng: 380V 3 pha
 - Trọng lượng máy: 300 kg

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các doanh nghiệp lương thực, thực phẩm, thuốc, bao bì, carton,...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành đơn giản, công nhân không cần tay nghề cao
- ♦ Chất lượng in ổn định

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 40 - 60 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn
Người liên hệ: KS. Nguyễn Bình Chân - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 27/49B Hậu Giang, P4, Q. Tân Bình, TP.HCM
ĐT: 8429329-8119007 - Fax: 8429329

TRUNG TÂM PHÁT TRIỂN CÔNG NGHỆ & THIẾT BỊ LIDUTA

Địa chỉ: 360bis Bến Vân Đồn, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906 ; Fax: 89400906

Giám đốc: Võ Hoàng Liệt

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYÊN GIAO

Mã số: VN99/0034

DÂY CHUYỀN VÔ CHAI CHẤT LỎNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình công nghệ:

MÁY RỬA CHAI → MÁY VÔ CHAI → MÁY ĐÓNG NÚT → MÁY
DÁN NHÃN → MÁY RÚT MÀNG CO

- ♦ Kích thước bao máy: 15.000 x 1.000 x 2.200
- ♦ Nguồn điện 220V / 380V
- ♦ Công suất tiêu thụ: 2 kW
- ♦ Năng suất: 2.500 chai/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp sản xuất dược phẩm, nông dược, mỹ phẩm, thực phẩm lỏng

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng cho các loại chai nhựa hoặc thủy tinh, kích cỡ khác nhau từ 50 - 1.000 ml
- ♦ Điều chỉnh đơn giản cho nhiều loại bao gói kích cỡ khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 390 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghiệp và Thiết bị LIDUTA
Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP.HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN99/0035

MÁY RỬA CHAI TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy gồm 36 vòi phun chia làm 6 hàng trên trục mâm phân phối, nước từ bơm qua van điện tử đến mâm phân phối vào đường ống trên có 6 vòi rửa chai đồng thời. Mâm phân phối quay theo chu kỳ 1/6 vòng nhờ puli điện tử. Thời gian quay, dừng để rửa điều khiển bằng IC time
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1 kW
- ♦ Năng suất: 1.500 chai/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng được nhiều loại chai nhựa khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 40 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghiệp và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN99/0036

MÁY VÔ CHAI TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy gồm 4 đến 12 vòi béc vô chai theo nguyên tắc hút chân không (hay bơm piston). Các bộ phận chính là mâm tiếp chai, băng tải xích bản lề dạng thẳng, buồng vô chai, bồn lọc, máy chân không, máy nén khí, hệ thống điều khiển tự động dùng van selenoid và IC time
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1 kW
- ♦ Năng suất: 1.500 -2.000 chai/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng được nhiều loại chai nhựa, thủy tinh khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 180 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghiệp và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP.HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN99/0037

MÁY VẶN NÚT TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Các bộ phận chính của máy gồm băng tải xích bản lề dạng thẳng, thân máy chứa mô tơ, hệ thống truyền động, mâm quay mang bích nâng hạ và các cụm đầu xiết nút, cụm cam phân phối chai, điều khiển bằng IC time
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1 kW
- ♦ Năng suất: 1.500 - 2.500 chai/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng được nhiều loại chai nhựa khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 50 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghiệp và Thiết bị LIDUTA
Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP.HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN99/0038

MÁY DÁN NHÃN TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Các bộ phận chính của máy gồm mâm tiếp chai, băng tải xích bản lề dạng thẳng. Thân máy chứa mô-tơ 1HP, quạt hút, máy nén khí 1/2HP và hệ thống truyền động, cụm hộp nhãn, cụm cây chuyên và hộp keo, cụm puli chân không và trục xoắn phân phối chai
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1 kW
- ♦ Năng suất: 1.500 - 5.000 chai/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng được nhiều loại chai nhựa, thủy tinh kích cỡ khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 2 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 140 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghiệp và Thiết bị LIDUTA
Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN99/0039

DÂY CHUYỀN MÌ ĂN LIỀN

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

TRỘN BỘT MÌ → CÁN PHẪNG → CẮT SỢI → HẤP CHÍN → CẮT LƯỢNG → CHIÈN → THỐI NGUỘI → BAO GÓI

- ♦ Tổng chiều dài: 55 m
- ♦ Chiều dài lô cán: 200 mm
- ♦ Năng suất: 250 kg/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng cho hộ gia đình hoặc quy mô công nghiệp lớn
- ♦ Điều chỉnh đơn giản cho nhiều loại bao gói kích cỡ khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 450 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA
Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN99/0040

MÁY ĐÓNG GÓI BÁNH KẸO TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dạng bao gói: hình gói, dán bụng và 2 đầu
- ♦ Vật liệu bao gói: OPP, CPP, PP, Foil tráng lớp PE
- ♦ Các loại kích thước gói: dài x rộng x cao = (50-120) x (15-150) x (2-30)
- ♦ Kích thước bao máy: dài x rộng x cao = 3.700 x 800 x 1.500
- ♦ Nhiệt đứng: 300 W x 1 cây

- ♦ Nhiệt ngang: 300 W x 2 cây
- ♦ Nguồn điện: 220 V/380V
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1 kW
- ♦ Năng suất: 100-250 gói/phút

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng được nhiều loại bao bì khác nhau
- ♦ Điều chỉnh đơn giản cho nhiều loại bao gói kích cỡ khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Các bộ phận tiếp xúc với nguyên liệu được làm bằng inox hay vật liệu không rỉ sét

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 50 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0336

HỆ THỐNG DÂY CHUYỀN SẢN XUẤT THUỐC TRỪ SÂU (LOẠI XUẤT KHẨU)

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dây chuyền vô chai hút chân không 6 vòi. Máy đóng nút tự động, dán nhãn tự động. Chai được nạp từ bàn mâm 1, tự động quay đưa qua băng tải vào hệ thống chiết rót, đến đúng vị trí tự động dừng lại, sau đó hệ thống ben đưa chai vào nạp, đồng thời có nhiệm vụ đẩy chai đã rót qua băng tải ra, đến máy đóng nút và dán nhãn tự động

- ♦ Thuốc trừ sâu được đưa vào chai, đóng nút dán nhãn hoàn chỉnh
- ♦ Công suất: 2.500 chai/giờ loại 100ml, 1.500 chai/giờ loại 480ml
- ♦ Các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật khác:
 - Về mặt kinh tế rẻ hơn máy ngoại bằng 1/2
 - Về kỹ thuật tương đương máy ngoại cùng năng suất

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Nông nghiệp

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Điều khiển tự động chính xác
- ♦ Toàn bộ hệ thống được làm bằng thép không gỉ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất công nghiệp

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 06
- ♦ Năng lượng: điện 5 kWh
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 13 m²
- ♦ Nguyên liệu: thuốc trừ sâu dùng cho nông nghiệp

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 500 triệu
- ♦ Chi tiết khác: giá trên dành cho TP.HCM

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA
Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

MÁY ĐỊNH LƯỢNG BỘT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Bột được cho vào bồn chứa, sau đó được tải qua phễu tiếp liệu bằng trục vít tải. Lượng bột chứa trong phễu tiếp liệu được điều khiển bằng bộ cảm biến điện dung. Trục vít định lượng được truyền động bởi mô-tơ 1PH và được điều khiển bằng bộ đếm và cảm ứng điện từ. Sau một chu kỳ định lượng trục vít sẽ ngưng hoạt động nhờ bộ ly hợp điện từ, thời gian ngưng theo nhu cầu
- ♦ Quy cách sản phẩm tạo ra: bao gói, lon, lọ có trọng lượng từ 0,5gr – 1.000gr
- ♦ Công suất: 20 sản phẩm/phút

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm, nông dược, dược phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Sử dụng được nhiều loại bột khác nhau
- ♦ Hệ thống điều khiển tự động chính xác, vận hành đơn giản
- ♦ Máy được làm bằng thép không gỉ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất công nghiệp.

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 06
- ♦ Năng lượng: điện 3 kWh
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 3 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng
- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 50 triệu
- ♦ Chi tiết khác: Giá bán thay đổi tùy theo yêu cầu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0338

HỆ THỐNG XỬ LÝ KHÍ THẢI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Hệ thống xử lý có tác dụng hấp thụ khí độc và khử mùi, bao gồm hệ thống đường ống $\phi 320$ từ các máy có bụi (hay từ xưởng), quạt hút khí 7,5HP, xielo lọc gió xoáy, tháp hấp thụ khí độc (dùng NaOH), tháp khử mùi (dùng than hoạt tính), ống thải khí lên trời $\phi 320 \times 4000$ mm. Ngoài ra còn có bể dung dịch NaOH, bơm tuần hoàn, thể tích 1m^3 , bể dung dịch than hoạt tính 1m^3 và bơm tuần hoàn 1HP
- ♦ Công suất: lưu lượng $3.000\text{ m}^3/\text{giờ}$

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Xử lý khí thải xí nghiệp sản xuất nước chấm, thuốc lá, thuốc trừ sâu và ngành công nghiệp khác

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành bảo dưỡng đơn giản
- ♦ Vật liệu inox đảm bảo độ bền và tuổi thọ
- ♦ Không làm ảnh hưởng đến môi trường xung quanh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật viên, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 9 HP
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 8 m^2

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 92 triệu

- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 1 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0339

MÁY ĐÓNG GÓI CHÂN KHÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy gồm: thân máy 700 x 500 x 700, buồng đóng gói chân không, máy hút chân không 2 HP - 760 mmHg và hệ thống đường ống, van điện tử, hệ thống điện điều khiển đồng hồ von kế, đồng hồ chân không, rơ le thời gian. Máy tự động chạy hút chân không trong bao sản phẩm và hàn kín miệng bao
- ♦ Sản phẩm đóng gói chân không giữ được lâu không bị mốc, biến
- ♦ Công suất: 120 gói/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến và bảo quản LTTP (như Lạp xưởng, cá xông khói...)

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành bảo dưỡng đơn giản
- ♦ Vật liệu inox đảm bảo vệ sinh thực phẩm
- ♦ Điều khiển bán tự động

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật viên, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 1,5 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 2 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 20 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 1 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA
Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0340

TỦ SẤY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Bao gồm buồng sấy có các khay đựng sản phẩm, quạt hút đẩy hơi nóng, các thanh điện trở nhiệt, tủ điện điều khiển nhiệt độ tự động, bên ngoài là lớp bảo ôn bằng bông thủy tinh. Có thể thay các thanh điện trở nhiệt bằng các nguồn nhiệt khác như gas, dầu, than, củi...
- ♦ Công suất: thiết kế tùy theo yêu cầu
- ♦ Nhiệt độ sấy 50 - 150°C

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Sấy thực phẩm, trái cây, thủy hải sản, bánh kẹo và các loại hàng hóa, sản phẩm cần thiết khác

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành và bảo dưỡng đơn giản
- ♦ Vật liệu inox không rỉ sét, đảm bảo vệ sinh

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 kỹ thuật viên, 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 12 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 4 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

- ♦ Qua điểm tiếp thị SP/DV KH-CN tại 79 Trương Định, Q1, TP.HCM

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 20 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 1 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0341

MÁY NGHIỀN 3 TRỤC

Mô tả TB/CN:

- ♦ Gồm các bộ phận: thân máy 500 x 500 x 500, bộ phận truyền động, mô tơ 1 HP - 220 V, hệ thống nghiền gồm 3 trục $\phi 100 \times 400$. Máy đã được sử dụng để nghiền sôcôla dạng lỏng đạt yêu cầu sử dụng
- ♦ Công suất: 10 kg/h
- ♦ Độ cứng của trục nghiền cao 60 HRC, độ bóng $\nabla 10$

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành bảo dưỡng đơn giản

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 0,75 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 4 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 7 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0342

THÙNG KHUẤY

Mô tả TB/CN:

- ♦ Gồm bốn khuấy bằng inox thể tích 1m³, trục khuấy và cách khuấy bằng inox, bộ phận truyền động và mô tơ 3HP - 220V, hệ thống đường ống van, hệ thống điện, chân đế

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Hóa chất lỏng có độ nhớt như thuốc trừ sâu, dầu gội đầu

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Vận hành bảo dưỡng đơn giản
- ♦ Vật liệu inox đảm bảo độ bền và tuổi thọ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 3 HP
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 4 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 30 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 1 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM
ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

Mã số: VN01/0343

DÂY CHUYỀN LẤY THỊT NGHÊU TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ◆ Nghêu được đưa vào phễu chứa, tự phân phối và rải đều trên mặt băng tải để đưa vào phòng hấp dạng khối hộp chữ nhật 400 x 1000 x 400 bằng thép không rỉ với lớp cách nhiệt bằng bông thủy tinh 50 mm. Bên trong có băng tải bằng lưới inox được dẫn động liên tục, phía dưới bố trí hệ thống hơi nước bão hòa với áp lực 0,5 kg/cm² hấp trong thời gian (5-7) phút. Sau đó nghêu đi vào máy tách kiểu thùng quay ϕ 600 mm dài 3000 mm, bên trong có cơ cấu xối trộn và va đập làm tách rời phần vỏ và thịt lọt qua lưới lọc rơi xuống băng tải phía dưới ra ngoài
- ◆ Năng suất: 4-5 tấn/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ◆ Chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ◆ Vận hành, bảo dưỡng đơn giản
- ◆ Giá thành hạ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ◆ Đã bán TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ◆ Nhân lực: 04 công nhân

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ◆ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ◆ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

MÁY XÉ KHÔ MỰC

Mô tả TB/CN:

- ♦ Tác dụng: dùng để xé nhỏ khô mực thành từng sợi ngang có kích thước từ 2 - 10 mm
- ♦ Máy hoạt động bao gồm:
 - Guồng quay mang nhiều bộ dao xé quay tròn
 - Hệ thống đưa mực vào theo định mức đã đặt sẵn - theo kích thước cần xé
- ♦ Chạy bằng mô tơ điện 1 HP
- ♦ Khi công nhân vận hành: đưa con khô mực (đã nướng chín) vào bộ nạp thì nó tự kéo và đưa con mực vào dao xé, con mực sẽ tự động xé nhỏ. Cứ nạp liên tục thì máy xé liên tục
- ♦ Năng suất: 50 - 100 kg/giờ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Dùng để xé khô mực trong việc chế biến hải sản

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 25 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị LIDUTA

Người liên hệ: Võ Hoàng Liệt - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 360Bis Bến Vân Đồn, Phường 1, Quận 4, TP. HCM

ĐT: 9400906-0903814948 - Fax: 9400906

TRUNG TÂM PHÁT TRIỂN KHOA HỌC - CÔNG NGHỆ TRẺ

Địa chỉ: Số 1 Phạm Ngọc Thạch, Q1, TP. HCM

ĐT: 8234998-8225146 (xin số 20) ; Fax: 8244705

Giám đốc: CN. Nguyễn Ngọc Hạnh

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0380

TỦ NẤU CƠM CÔNG NGHIỆP TODI

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nguyên lý hoạt động của tủ nấu cơm như sau: nước được cấp từ khoang chứa (1) vào bồn sinh hơi (2). Tại đây nước được đun sôi và tạo hơi nhờ bếp gas (3). Gạo và nước được định lượng theo tỷ lệ tùy theo yêu cầu được đổ vào các khay chứa (4) trong buồng (5). Hơi nước từ bồn sinh hơi (2) sẽ gia nhiệt và làm chín cơm trong các khay (4). Buồng (5) được bảo ôn nên giữ được nhiệt làm giảm thời gian nấu, tiết kiệm nhiên liệu. Khí thải từ bếp gas (3) trước khi đi ra ngoài còn truyền nhiệt cho buồng (5) tiết kiệm thêm nhiệt
- ♦ Năng suất: 20 - 100 kg/mẻ

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các bếp ăn tập thể

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Cơm không bị cháy khê gây hao hụt
- ♦ Giảm thời gian đun nấu
- ♦ Giảm công lao động và nhiên liệu
- ♦ Không gây ô nhiễm môi trường
- ♦ Có thể nấu đồng thời nhiều loại sản phẩm khác nhau: cơm khô, cơm nhão, cháo, hấp bánh bao, đồ xôi, nấu mì, súp...

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Nhân hiệu thương mại
- ♦ Kiểu dáng công nghiệp

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp
- ♦ Bán qua đại lý bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị:

20 kg/m ² : 6 triệu	30 kg/m ² : 6,5 triệu	40 kg/m ² : 7 triệu
50 kg/m ² : 7,5 triệu	60 kg/m ² : 8 triệu	70 kg/m ² : 8,5 triệu
80 kg/m ² : 9 triệu	100 kg/m ² : 10 triệu	

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Khoa học - Công nghệ Trẻ
Người liên hệ: Nguyễn Thiện Tâm - Chức vụ: Cán bộ
Địa chỉ: Số 1 Phạm Ngọc Thạch, Q1, TP. HCM
ĐT: 8234998-0913.888787 - Fax: 8244705

Mã số: VN01/0381

HỆ THỐNG THU HỒI VÀ XỬ LÝ NƯỚC GIẢI NHIỆT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nước giải nhiệt sau khi đi qua các máy móc cần làm nguội (bộ cất nước cất, máy ép đùn cao su, nhựa, bơm chân không vòng nước...) được trộn lẫn với nước đã được làm nguội và hạ nhiệt độ xuống khoảng 40°C. Tiếp theo nhờ bơm giải nhiệt, hỗn hợp nước được bơm lên tháp giải nhiệt. Không khí ngoài trời được quạt gắn trên đầu tháp hút vào và làm lạnh nước xuống còn 30°C. Phần chính nước chảy trở lại thùng trộn tiếp tục quy trình. Phần còn lại chảy tràn về hồ chứa ban đầu
- ♦ Công suất nhiệt: cho đến 300 kW
- ♦ Nhiệt độ nước vào: max 80°C
- ♦ Nhiệt độ nước ra: max 35°C

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Nhà máy, xí nghiệp sản xuất công nghiệp có sử dụng máy nén gió công suất lớn, các máy ép đùn trục vít, các hệ thống chân không (xí nghiệp cao

su, nhựa, chế biến thực phẩm) v.v...

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Cho phép thu hồi lượng nước giải nhiệt thường bị xả bỏ
- ♦ Hệ thống đường ống - thiết bị trộn là hệ thống kín nên cho phép sử dụng bơm giải nhiệt có công suất nhỏ mà vẫn đạt hiệu quả theo yêu cầu
- ♦ Thiết bị trộn có kết cấu độc đáo nên kích thước gọn, hiệu quả cao
- ♦ Hệ thống điều khiển có mạch bảo vệ chống mất pha nhằm bảo đảm an toàn cho thiết bị. Ngoài ra còn có hệ thống bảo vệ chống quá nhiệt cho tháp giải nhiệt, khi nhiệt độ nước sau khi trộn quá mức qui định, hệ thống bảo vệ sẽ tự động cho bơm giải nhiệt ngừng hoạt động, mở van xả bỏ nước giải nhiệt để thiết bị công nghệ vẫn hoạt động bình thường, đồng thời báo động cho người vận hành bằng âm thanh và ánh sáng. Hệ thống đo lường liên tục chỉ thị nhiệt độ của nước sau khi trộn và sau khi xử lý để người vận hành theo dõi và xử lý kịp thời

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Bản quyền:

- ♦ Kiểu dáng công nghiệp

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Khoa học - Công nghệ Trẻ
Người liên hệ: Nguyễn Thiện Tâm - Chức vụ: Cán bộ
Địa chỉ: Số 1 Phạm Ngọc Thạch, Q1, TP. HCM
ĐT: 8234998-0913.888787 - Fax: 8244705

TRUNG TÂM PHÁT TRIỂN KỸ THUẬT VÀ CÔNG NGHỆ THỰC PHẨM FOODTECH

Địa chỉ: 268A Nam Kỳ Khởi Nghĩa, Q3, TP.HCM

ĐT: 9320701-9320700

Giám đốc: Nguyễn Cao Hoàng

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0331

MÁY BAO GÓI TỰ ĐỘNG SITMA C35

Mô tả TB/CN:

- ♦ Là thiết bị tự động, có khả năng bao gói nhiều chủng loại sản phẩm khác nhau về kích thước, hình dáng, vật liệu
- ♦ Có khả năng bao gói các sản phẩm với chiều dài từ 80 - 690 mm, chiều rộng từ 80 - 350 mm và chiều cao từ 1 - 150mm. Trọng lượng 865 kg
- ♦ Với hệ thống ép bao tĩnh điện máy có thể bao gói cho nhiều loại màng khác nhau: cryovac, clysar, PE, ...
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghệ bao bì đóng gói

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dễ vận hành
- ♦ Tốc độ bao gói cao: 2.100 sản phẩm/giờ
- ♦ Nhờ hệ thống lò co rút màng có thể điều chỉnh nhiệt độ, khí dẫn và tốc độ băng tải, nên chất lượng bao gói cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Kỹ thuật và Công nghệ Thực phẩm Foodtech

Người liên hệ: Nguyễn Cao Hoàng – Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 268 Nam Kỳ Khởi Nghĩa, P8, Q3, TP.HCM - ĐT: 9320701-9320700

Mã số: VN01/0332

DÂY CHUYÊN THỞI VÀ ĐÓNG CHAI P.E.T

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dây chuyên gồm các thiết bị chính:
 - Máy tự động thổi chai PET
 - Máy nén
 - Máy súc rửa chai
 - Máy nạp liệu và đóng nắp tự động
 - Máy dán nhãn
 - Máy màng co
 - Máy đóng thùng các-tông
- ♦ Công suất: 1.000 – 10.000 chai/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Lương thực - thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có thể sản xuất hàng loạt chai PET với kích cỡ từ 0,2 – 05 lít. Tùy mục đích có thể thổi chai theo ý muốn: chai có đáy bằng, rộng đựng nước khoáng không ga, nước ngọt, dầu ăn đặc biệt. Sản phẩm có chất lượng hàng đầu và được kiểm soát bởi chương trình nghiêm ngặt

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Kỹ thuật và Công nghệ Thực phẩm Foodtech

Người liên hệ: Nguyễn Cao Hoàng – Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 268 Nam Kỳ Khởi Nghĩa, P8, Q3, TP.HCM - ĐT: 9320701-9320700

Mã số: VN01/0333

MÁY ĐÓNG NÚT TỰ ĐỘNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy đóng nút tự động dùng cho các loại chai, bình bằng thủy tinh với các nút vặn, đóng
- ♦ Dùng cho các nắp đậy có đường kính từ 43 - 89mm. Đặc biệt khi thay đổi một số bộ phận có thể dùng cho các loại nút khác có đường kính từ 28 - 40mm và 100 - 110mm
- ♦ Công suất máy: 200 - 300 nút/phút

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Lương thực - thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Các bộ phận máy làm bằng vật liệu không rỉ sét
- ♦ Tự động hóa sản xuất, năng suất cao

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Bán trực tiếp theo hợp đồng

Đơn vị bán TB/CN:

Trung tâm Phát triển Kỹ thuật và Công nghệ Thực phẩm Foodtech

Người liên hệ: Nguyễn Cao Hoàng – Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 268 Nam Kỳ Khởi Nghĩa, P8, Q3, TP.HCM - ĐT: 9320701-9320700

VĂN PHÒNG THIẾT KẾ - CHẾ TẠO - LẮP ĐẶT VÀ CHUYỂN GIAO CÔNG NGHỆ LTC

Địa chỉ: 236/6 Trần Hưng Đạo, Q5, TP.HCM

ĐT: 8559374-090913574

Giám đốc: Lý Trường Chiến

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0041

MÁY CẮT VIÊN THỰC PHẨM VUÔNG

Mô tả TB/CN:

- ♦ Thủ công hoặc bán tự động
- ♦ Tâm điều chỉnh rộng
- ♦ Năng suất khoảng 2.400 viên/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thực phẩm dạng viên vuông

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gọn
- ♦ Dễ vận hành
- ♦ Chất lượng sản phẩm đầu ra ổn định
- ♦ Năng suất cao
- ♦ Giá rẻ

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 0,5 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 70 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 8,5 triệu/máy
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu
- ♦ Phí chuyển giao bí quyết: 25 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 5 triệu/tháng

Đơn vị bán TB/CN:

Văn phòng Thiết kế Chế tạo Lắp đặt máy và Chuyển giao Công nghệ.
Người liên hệ: Lý Trường Chiến - Chức vụ: Giám đốc
Địa chỉ: 236/6 Trần Hưng Đạo, Q.5, TP. HCM
ĐT: 8559374 - Mobile: 0903913574

Mã số: VN99/0042

MÁY TỰ ĐỘNG LÀM LẠP XƯỞNG, NEM CHUA, XÚC XÍCH

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy làm việc tự động theo nguyên tắc ép dòn
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1HP
- ♦ Năng suất: 120 kg/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gọn
- ♦ Năng suất cao
- ♦ Đạt yêu cầu về vệ sinh thực phẩm
- ♦ Quy trình và thiết bị hoàn chỉnh
- ♦ Khả năng điều chỉnh rộng
- ♦ Giá rẻ
- ♦ Ứng dụng trong phạm vi sản xuất trung bình, nhỏ hay quy mô gia đình
- ♦ Dễ vận hành

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: 1,6 - 1,8 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 200 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 36 triệu/máy
- ♦ Phí đào tạo: 20 triệu
- ♦ Phí chuyển giao bí quyết: 25 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 8 triệu/tháng

Đơn vị bán TB/CN:

Văn phòng Thiết kế Chế tạo Lắp đặt máy và Chuyển giao Công nghệ

Người liên hệ: Lý Trường Chiến - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 236/6 Trần Hưng Đạo, Q.5, TP. HCM

ĐT: 8559374 - Mobile: 0903913574

Mã số: VN99/0043

MÁY TỰ ĐỘNG LÀM VIÊN THỊT, CÁ, TÔM

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy tự động làm viên thịt cá, tôm từ nguyên liệu đầu vào là thịt đã xay
- ♦ Công suất tiêu thụ: 1HP
- ♦ Năng suất: 100-200 viên/phút
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Gọn
- ♦ Tạo được nhiều kích cỡ
- ♦ Quy trình đồng bộ, công nghệ hoàn chỉnh
- ♦ Giá rẻ

- ♦ Dễ vận hành lắp đặt
- ♦ Năng suất cao
- ♦ Đạt tiêu chuẩn vệ sinh thực phẩm
- ♦ Khả năng điều chỉnh rộng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Bản quyền:

- ♦ Nhãn hiệu thương mại

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: diện tích đặt máy < 1,5 m²

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Đại lý bán lẻ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 120 triệu
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 34 triệu/máy
- ♦ Phí đào tạo: 15 triệu
- ♦ Phí chuyển giao bí quyết: 20 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 8 triệu/tháng

Đơn vị bán TB/CN:

Văn phòng Thiết kế Chế tạo Lắp đặt máy và Chuyển giao Công nghệ

Người liên hệ: Lý Trường Chiến - Chức vụ: Giám đốc

Địa chỉ: 236/6 Trần Hưng Đạo, Q.5, TP. HCM

ĐT: 8559374 - Mobile: 0903913574

VIỆN NGHIÊN CỨU DẦU THỰC VẬT - TINH DẦU - HƯƠNG LIỆU - MỸ PHẨM VIỆT NAM

Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, Q1, TP.HCM

ĐT: 8297336 ; Fax: 8343528

Viện trưởng: Nguyễn Trung Phong

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN99/0017

CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN THỨC UỐNG TỪ TRÁI ĐIỀU

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:
TRÁI ĐIỀU NGUYÊN LIỆU → ÉP → DỊCH TRÁI → XỬ LÝ LOẠI
TANIN → DỊCH TRÁI SAU XỬ LÝ → THÊM CÁC CHẤT PHỤ GIA
→ ĐÓNG GÓI → SẢN PHẨM
- ♦ Sản phẩm: - Nước trái điều tươi
- Sirô
- Rượu vang điều
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến rau quả
- ♦ Sản xuất nước giải khát

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Phương pháp loại tanin và vị đắng gắt gây khó cổ mới, dễ áp dụng triển khai cho cả bà con nông dân
- ♦ Không sử dụng các hóa chất độc hại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chuyển giao công nghệ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ sản xuất nước trái điều: 150 triệu
- ♦ Giá bán công nghệ sản xuất xirô điều: 100 triệu
- ♦ Giá bán công nghệ sản xuất rượu vang điều: 150 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN

Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng

Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0018

CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN MỨT TRÁI ĐIỀU

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

TRÁI ĐIỀU NGUYÊN LIỆU → XỬ LÝ LOẠI TANIN → TRÁI ĐÃ XỬ LÝ → THÊM PHỤ GIA, SÊN KHÔ → MỨT TRÁI ĐIỀU → ĐÓNG GÓI → SẢN PHẨM

- ♦ Sản phẩm: mứt trái điều
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Các cơ sở chế biến thực phẩm
- ♦ Các hợp tác xã, các hộ nông dân trồng điều

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Phương pháp loại tanin và vị đắng gắt gây khé cổ mới, dễ áp dụng triển khai cho cả bà con nông dân
- ♦ Không sử dụng các hóa chất độc hại

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô nhỏ

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chuyển giao công nghệ

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 100 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng
Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0019

QUI TRÌNH CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT PROTEIN NẤM MEN LÀM THỨC ĂN GIA SÚC

Mô tả TB/CN:

- ♦ Nguyên liệu:

NƯỚC DỪA GIÀ → XỬ LÝ → BỔ SUNG DINH DƯỠNG → THANH TRÙNG → LÀM NGUỘI → CẤY GIỐNG VI SINH VẬT → LÊN MEN → LY TÂM LẤY SINH KHỐI → XỬ LÝ THỦY PHÂN PROTEIN → PHA CHẾ → VÔ BAO BÌ → THÀNH PHẨM

- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thức ăn gia súc

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Qui trình và sản phẩm chưa phổ biến trên thị trường Việt Nam. Nguyên liệu dồi dào và rẻ tiền. Sản phẩm có giá trị cao về mặt dinh dưỡng và dễ hấp thu, giúp vật nuôi tăng trọng nhanh, nhiều nạc và cho nhiều sữa (heo và bò sữa), đặc biệt tốt đối với động vật non và động vật trong thời kỳ đang cho sữa

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nguyên liệu: nước dừa già phế thải, rỉ đường, muối khoáng

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chuyển giao công nghệ

- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 200 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng
Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0020

QUI TRÌNH CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN SỮA CHUA TỪ DỪA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → XỬ LÝ VÔ TRÙNG → CHIẾT TÁCH DỊCH SỮA DỪA → BỔ SUNG THÀNH PHẦN DINH DƯỠNG → THANH TRÙNG → CẤY GIỐNG VI SINH VẬT CHUẨN → LÊN MEN → PHỐI CHẾ → RÓT HỘP → THÀNH PHẨM

- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Qui trình và sản phẩm hoàn toàn mới, chưa có trên thị trường Việt Nam. Nguyên liệu có sẵn và rẻ tiền nên sản phẩm có giá thành hạ, hàm lượng dinh dưỡng tương đương sản phẩm sữa chua chế biến từ sữa bò. Sản phẩm không có cholesterol, giàu calci, đạm, rất tốt cho sức khỏe người già và trẻ em

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nguyên liệu: dừa (10-11 tháng tuổi), sữa gầy, đường, men giống

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chuyển giao công nghệ
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 100 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN

Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng

Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM

ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0021

QUI TRÌNH CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN PHOMAT TỪ DỪA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Qui trình sản xuất:

NGUYÊN LIỆU → XỬ LÝ VÔ TRÙNG → CHIẾT TÁCH DỊCH SỮA
DỪA → BỔ SUNG THÀNH PHẦN DINH DƯỠNG → THANH TRÙNG
→ CẤY GIỐNG VI SINH VẬT CHUẨN → LÊN MEN → RÓC NƯỚC
→ PHỐI CHẾ → GIA NHIỆT → VÔ BAO BÌ → LÀM NGUỘI →
THÀNH PHẨM

- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp chế biến thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Qui trình và sản phẩm hoàn toàn mới, chưa có trên thị trường Việt Nam. Nguyên liệu sẵn có và rẻ tiền. Sản phẩm có giá thành hạ so với hàng ngoại nhập, không có cholesterol, giàu đạm và calci, dinh dưỡng cao, đặc biệt thích hợp cho sức khỏe người già và trẻ em

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nguyên liệu: dừa trái, sữa gầy, chất tạo nhũ, men giống

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chuyển giao công nghệ
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 100 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng
Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0022

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT GIỐNG DỪA LAI CAO SẢN PB 121

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình sản xuất phần hoa dừa:
THU HOẠCH CÁC HOA ĐỤC TỪ CÂY CHA → SẤY → RÂY, XỬ LÝ ĐỂ THU PHẦN HOA → BẢO QUẢN, LƯU TRỮ → KIỂM TRA SỨC SỐNG HẠT PHẦN
- ♦ Quy trình sản xuất giống dừa lai cao sản PB 121
CẮT BỎ HOA ĐỤC TRÊN CÂY MẸ → THU PHẦN (theo định kỳ) → KIỂM TRA TỈ LỆ ĐẬU TRÁI → THU HOẠCH TRÁI LAI → ƯƠM CÂY → KIỂM TRA TÍNH CHÍNH THỐNG CỦA TRÁI
- ♦ Sản phẩm: giống dừa lai cao sản PB 121
- ♦ Năng suất: 100-150 trái/cây/năm, hàm lượng dầu > 65%
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Thực phẩm, phát triển nguyên liệu dầu thực vật

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Lần đầu tiên sử dụng phương pháp thụ phấn nhân tạo để sản xuất giống dừa lai PB 121, năng suất cao, phục vụ cho chương trình khôi phục các vườn dừa và phát triển nguyên liệu dầu thực vật (quy trình lai tạo và giống dừa lai PB 121 đã được Hội đồng Khoa học Bộ Nông nghiệp Phát triển Nông thôn nghiệm thu và cho ứng dụng vào sản xuất). Việc sử dụng giống dừa lai PB 121 sẽ tạo ra bước phát triển mới trong sản xuất dầu thực vật góp phần đưa mức tiêu thụ dầu thực vật lên 7 kg/người/năm, đồng thời

tạo thêm công ăn việc làm qua các hoạt động chế biến, đa dạng hóa sản phẩm từ dừa

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 300 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng
Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0023

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT CÁC GIỐNG MÍA NĂNG SUẤT CAO BẰNG PHƯƠNG PHÁP NUÔI CẤY MÔ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

TẠO PROTOCOEM (THỂ CHỒI) TRONG PHÒNG THÍ NGHIỆM → NHÂN CHỒI TRONG ỐNG NGHIỆM → TẠO CÂY CÓ RỄ TRONG ỐNG NGHIỆM → NHÂN CÂY TRONG VƯỜN ƯƠM → NHÂN CÂY RA RUỘNG GIỐNG → NHÂN HOM GIỐNG VỚI NHỮNG PHƯƠNG PHÁP TỐI ƯU ĐỂ ĐẠT TỐC ĐỘ CAO NHẤT

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Phát triển nguyên liệu thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Nếu nhân giống bằng phương pháp nhân hom cổ điển thì hệ số nhân rất thấp. Thường sau 7-10 năm mới sản xuất được một giống mía, nhưng giống sẽ bị thoái hóa và dần dần mất đi tính di truyền. Nhân mía bằng phương pháp cấy mô sẽ đưa rất nhanh một giống mía ra sản xuất, đồng thời có

được khả năng duy trì được giống mía đỏ và vẫn giữ được đặc tính di truyền

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất lô lớn

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Chuyển giao công nghệ (từ phòng thí nghiệm đến ngoài đồng ruộng)

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 30 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Vũ Thị Mỹ Liên - Cố vấn Bộ môn Công nghệ Sinh học
Địa chỉ: 171 - 175 Hàm Nghi, Q1, TP. HCM
ĐT: 8297336-8251129-8421596 (NR) - Fax: 8343528

Mã số: VN99/0024

QUY TRÌNH CÔNG NGHỆ CHẾ BIẾN THẠCH DỪA

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ

NƯỚC DỪA



XỬ LÝ



BỔ SUNG THÀNH

PHẦN DINH DƯỠNG ← MEN GIỐNG ← NHÂN SINH KHỐI



LÊN MEN



THẠCH DỪA THÔ



CHẾ BIẾN



VÔ BAO BÌ → THANH TRÙNG → DÁN NHÃN → THÀNH PHẨM

CƠ CHẤT → PHÂN LẬP, CHỌN LỌC



GIỐNG CHUẨN



- ♦ Hiệu suất lên men: 80-90%
- ♦ Đạt tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn nước ngoài

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Hiệu suất lên men cao (80-90%)
- ♦ Sản phẩm trắng, trong, dòn, không có xơ
- ♦ Không sử dụng quá nhiều hóa chất trong môi trường lên men và trong quá trình chế biến, bảo đảm sản phẩm đạt tiêu chuẩn xuất khẩu
- ♦ Quá trình có xử lý chất thải, không làm ô nhiễm môi trường

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã sử dụng TB/CN để sản xuất thử

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nguyên liệu: nước dừa phế thải, đường, acid acetic

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Liên doanh sản xuất
- ♦ Đào tạo

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 100 triệu
- ♦ Phí đào tạo: 50 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 50 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng
Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q.1, TP. HCM
ĐT: 8297336 - Fax: 8343528

Mã số: VN01/0437

CÔNG NGHỆ SẢN XUẤT DẦU DỪA TINH KHIẾT

Mô tả TB/CN:

- ♦ Quy trình công nghệ:

DỪA TRÁI → BÓC VỎ → TÁCH GÁO → NGHIÊN → XỬ LÝ ENZYM
→ LY TÂM TÁCH DẦU TRONG → LỌC → VÔ BAO → THÀNH PHẨM

- ♦ Công suất: Quy mô tùy chọn

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Dầu trong, không màu, không mùi
- ♦ FFA (Acid béo tự do) $\leq 0.1\%$
- ♦ Là công nghệ lần đầu tiên được nghiên cứu ứng dụng tại Việt Nam
- ♦ Quy trình công nghệ hoàn toàn không sử dụng hóa chất nên sản phẩm có độ an toàn, vệ sinh cao
- ♦ Sản phẩm không chứa chất bảo quản
- ♦ Sản phẩm có hàm lượng MCT cao
- ♦ Quy mô sản xuất tùy chọn (vừa, nhỏ, gia đình)

Các lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Công nghiệp sản xuất thực phẩm, dược phẩm, mỹ phẩm, hóa phẩm, tiêu dùng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nguyên liệu: dừa trái

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Theo thỏa thuận của khách hàng

Hình thức cung cấp TB/CN:

- ♦ Theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: 100 triệu
- ♦ Phí đào tạo: 20 triệu
- ♦ Phí chuyển giao bí quyết: 50 triệu
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: 8 triệu/tháng

Đơn vị bán TB/CN:

Viện Nghiên cứu Dầu thực vật, Tinh dầu, Hương liệu, Mỹ phẩm VN
Người liên hệ: Nguyễn Trung Phong - Chức vụ: Viện trưởng
Địa chỉ: 171-175 Hàm Nghi, P. Bến Thành, Q1, TP. HCM
ĐT: 8297336-8243526 - Fax: 8243528

XƯỞNG CƠ KHÍ CHÍNH XÁC VIỆN CƠ HỌC ỨNG DỤNG TP. HỒ CHÍ MINH

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Q3, TP. HCM

ĐT: 8412549-5161650 ; Fax: 85161650

Giám đốc xưởng: Phan Kỳ Bắc

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0354

MÁY SẤY TẦNG SÔI 100 KG KBC-TS-100-S

Mô tả TB/CN:

- ♦ Công dụng: máy sấy tầng sôi 100 kg được thiết kế, chế tạo với công dụng chính là sấy cốm và các nguyên liệu trong ngành dược. Một khâu quan trọng trong dây chuyền sản xuất sản phẩm ngành dược
- ♦ Cấu tạo máy: máy sấy tầng sôi 100 kg được làm bằng inox SUS304 (hoặc SS316) với mục đích tránh tình trạng bị ăn mòn trong môi trường của các loại hóa chất dùng trong bào chế dược phẩm và tránh gây nhiễm cho sản phẩm
- ♦ Cấu tạo chính bao gồm:
 - Tủ sấy gió nóng với bộ lọc 4 cấp độ (95%): đây là bộ phận quan trọng có nhiệm vụ lọc gió và gia nhiệt gió vào trước khi sấy sản phẩm
 - Tủ sấy chính: là nơi sản phẩm sẽ được sấy, đây là bộ phận chính của máy
- ♦ Ngoài ra còn các bộ phận khác sẽ được giới thiệu trong hồ sơ máy
- ♦ Năng suất: 80 - 100 Kg/mẻ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là: đạt tiêu chuẩn GMP - tiêu chuẩn chung của ngành Dược khu vực Đông Nam Á

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Máy được sử dụng trong dây chuyền bào chế, sản xuất sản phẩm ngành dược phẩm (khâu sấy sản phẩm) và trong dây chuyền sản xuất thực phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Có cửa quan sát, cửa lấy mẫu (lấy mẫu không cần dừng máy)
- ♦ Đĩa cánh điều khiển vận tốc và hướng xoay của gió vào nồi chứa sản phẩm
- ♦ Join đúc (cao su trung tính) bơm khí để làm kín toàn bộ máy. Sản phẩm được sôi đều trong khi sấy tự động đảo bột, không cần dùng tay. Có thể lấy cốm để kiểm tra và kiểm soát được nhiệt độ cốm vào thời điểm bất kỳ mà không cần phải dừng máy

Mức độ phát triển của TB/CN

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 55 kWh
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: phòng đặt máy 3 x 4 m, phòng đặt thiết bị phụ 3 x 4 m

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 300 triệu
- ♦ Phí đào tạo: 5 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Xưởng Cơ khí chính xác - Viện Cơ học Ứng dụng

Người liên hệ: KS. Nguyễn Tuấn Linh - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Quận 3, TP.HCM - ĐT: 5161650

Mã số: VN01/0355

**MÁY TRỘN SIÊU TỐC 120 KG
KBC-ST-120**

Mô tả TB/CN:

- ♦ Máy trộn siêu tốc 120 kg được thiết kế chế tạo với công dụng chính là trộn cốm và các nguyên liệu trong ngành dược - một khâu quan trọng trong qui trình bào chế, sản xuất dược phẩm. Cấu tạo chính của máy bao gồm:
 - Thân máy: bộ phận nâng đỡ máy

- Cụm trộn chính: bộ phận làm việc chính của máy có nhiệm vụ chứa và trộn đều vật liệu
- Cụm trộn phụ: bao gồm các cánh trộn nhỏ quay với vận tốc cao giúp cho việc trộn được đều hơn
- Thoát bột: có nhiệm vụ tháo sản phẩm khi trộn xong
- ♦ Ngoài ra còn có các hệ thống phụ khác như: rửa nồi và làm mát, hệ thống điều khiển điện, khí nén... chi tiết về thiết bị được nêu trong hồ sơ máy kèm theo
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là: đạt tiêu chuẩn GMP - tiêu chuẩn chung của ngành dược khu vực Đông Nam Á

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Máy được sử dụng trong dây chuyền bào chế, sản xuất sản phẩm ngành dược - công đoạn trộn vật liệu (hoặc trong ngành sản xuất thực phẩm)

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Máy có chương trình điều khiển quá trình trộn tự động. Thao tác vận hành, vệ sinh đơn giản với hệ thống valve rửa tự động giảm thiểu lao động và sự sai sót của người đứng máy
- ♦ Hệ thống truyền động được thiết kế để chống tình trạng đứng máy khi trộn bột có hồ
- ♦ Sản phẩm trộn được cách ly hẳn với các chất bôi trơn ổ lăn (cách ly hệ thống truyền động chính)
- ♦ Mô tơ trộn phụ được thiết kế ngăn chặn nước rửa chảy vào
- ♦ Có hệ thống giải nhiệt đáy nồi

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 27 kW
- ♦ Nhà xưởng, đất đai: phòng đặt máy 3 x 4 m

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 240 triệu
- ♦ Phí đào tạo: 3 triệu

Đơn vị bán TB/CN:

Xưởng Cơ khí chính xác - Viện Cơ học Ứng dụng

Người liên hệ: KS. Nguyễn Tuấn Linh - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Quận 3, TP.HCM - ĐT: 5161650

Mã số: VN01/0356

MÁY SỬA HẠT 2 ĐẦU KBC-SH2D-202

Mô tả TB/CN:

- ♦ Công dụng thiết bị: máy sửa hạt 2 đầu được sử dụng để tạo hạt cho sản phẩm ướt và khô, một trong những công đoạn trong dây chuyền sản xuất thuốc trong ngành dược cũng như trong công đoạn sản xuất thực phẩm và mỹ phẩm
- ♦ Cấu tạo chính:
 - Cụm thân máy: gồm chân, đế máy. Đây là bộ phận nâng đỡ máy
 - Thùng: bao gồm thùng tròn cho việc tạo hạt ướt và thùng vuông cho việc tạo hạt khô; cánh xát; lưới và phễu
 - Cụm truyền động: bao gồm mô tơ và các thiết bị điều khiển khác. Đây là nguồn động lực truyền động cho cánh xát để tạo hạtToàn bộ cụm thân máy và cụm thùng được làm bằng inox SUS304. Máy đạt tiêu chuẩn GMP
- ♦ Năng suất: 300 - 400 Kg/giờ
- ♦ Đạt tiêu chuẩn quốc tế
- ♦ Đạt ĐKCL của đơn vị, cụ thể là: đạt tiêu chuẩn GMP (tiêu chuẩn chung của ngành dược khu vực Châu Á)

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Ngành dược, lương thực - thực phẩm và mỹ phẩm

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Năng suất được nâng cao rõ rệt so với các thế hệ máy trước
- ♦ Tuổi thọ lưới, cánh được nâng cao do không có sự cọ xát trực tiếp với nhau
- ♦ Tiếng ồn được giảm đáng kể so với các thế hệ máy trước đây (ví dụ như máy sửa hạt kiểu đung đưa)

- ♦ Thao tác vận hành sản xuất và vệ sinh đơn giản
- ♦ Máy đạt tiêu chuẩn GMP (các bộ phận tiếp xúc với sản phẩm được làm bằng inox SUS304)

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Yêu cầu đầu vào:

- ♦ Nhân lực: 1 công nhân
- ♦ Năng lượng: điện 220/380V, 3 pha
- ♦ Nguyên liệu: tùy theo yêu cầu sản phẩm để sử dụng dạng bột khô hoặc bột ướt
- ♦ Diện tích không gian cần cho máy 2 x 3 m

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: 105 triệu
- ♦ Phí đào tạo: miễn phí
- ♦ Phí tư vấn kỹ thuật: miễn phí

Đơn vị bán TB/CN:

Xưởng Cơ khí chính xác - Viện Cơ học Ứng dụng

Người liên hệ: KS. Nguyễn Tuấn Linh - Chức vụ: Phó Giám đốc

Địa chỉ: 291 Điện Biên Phủ, Quận 3, TP.HCM - ĐT: 5161650

XUỞNG THIẾT BỊ CƠ ĐIỆN VIỆN CƠ HỌC ỨNG DỤNG TP. HỒ CHÍ MINH

Địa chỉ: 58/2 Điện Biên Phủ, Q. Bình Thạnh, TP. HCM

ĐT: 8035067 ; Fax: 8990397

Giám đốc xưởng: Phùng Duy Dũng

GIỚI THIỆU CÁC THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ CÓ THỂ CUNG CẤP CHUYỂN GIAO

Mã số: VN01/0413

DÂY CHUYỀN CHẾ BIẾN SỢI THUỐC LÁ CÔNG SUẤT TỪ 500 Kg/h đến 4000 Kg/h TỰ ĐỘNG HÓA TOÀN BỘ

Mô tả TB/CN:

- ♦ Dây chuyền thiết bị chế biến sợi thuốc lá có công nghệ hiện đại của Châu Âu – Mỹ. Tùy theo đặt hàng đạt mức độ cơ khí hóa, bán tự động hoặc tự động 100%
- ♦ Các thiết bị chính của dây chuyền gồm: Máy hấp kiện chân không – Máy cắt ngọn lá – Cuống lá – Máy tăng ẩm – Máy tách cọng thuốc và lá thịt – Máy phun gia liệu - 34 cụm tổ hợp phối trộn lá, cọng và sợi tạo gu thuốc – Cân băng tải – Máy sấy sợi lá – Máy sấy sợi cọng – Máy trương nở cọng – Máy làm nở sợi – Máy cán cọng – Máy thái sợi cọng – Máy thái sợi lá – Máy phân ly chọn sợi tốt – Máy sàng rung – Thiết bị thu gom kim loại từ – Máy trộn hương liệu – Máy trộn gia liệu – Feeder cấp liệu – Ống chỉnh dòng (Metering shut) v.v... và nhiều băng chuyền phẳng, băng chuyền rung. Toàn bộ vật tư tiếp xúc với thuốc lá bằng SUS304
- ♦ Thiết bị phụ trợ: nồi hơi và máy nén khí
- ♦ Vật liệu: toàn bộ hoặc theo yêu cầu chỉ 1 phần máy bằng inox
- ♦ Năng suất: theo đơn đặt hàng

Lĩnh vực áp dụng TB/CN:

- ♦ Chế biến thuốc lá

Ưu điểm của TB/CN:

- ♦ Tính năng tương tự nước ngoài trong cùng thời gian
- ♦ Tuổi thọ cao: nhiều thiết bị hơn 10 năm nay vẫn được sử dụng

Mức độ phát triển của TB/CN:

- ♦ Đã bán nhiều TB/CN

Phương thức chuyển giao TB/CN:

- ♦ Bán TB/CN
- ♦ Đào tạo
- ♦ Chuyển giao bí quyết
- ♦ Tư vấn kỹ thuật

Hình thức cung ứng:

- ♦ Bán trực tiếp
- ♦ Các yêu cầu chi tiết: chế tạo theo đơn đặt hàng

Chào giá (tham khảo):

- ♦ Giá bán công nghệ: phụ thuộc vào nhiều thông số (năng suất, yêu cầu kỹ thuật, vật liệu chế tạo, chất lượng chi tiết phụ tùng ngoại nhập, mức độ tự động hóa sẽ cụ thể khi có đối tác)
- ♦ Giá bán máy móc thiết bị: phụ thuộc vào nhiều thông số (năng suất, yêu cầu kỹ thuật, vật liệu chế tạo, chất lượng chi tiết phụ tùng ngoại nhập, mức độ tự động hoá sẽ cụ thể khi có đối tác).

Đơn vị bán TB/CN:

Xưởng Thiết bị Cơ điện - Viện Cơ học Ứng dụng TP. HCM
Người liên hệ: Phùng Duy Dũng - Chức vụ: Giám đốc Xưởng
Địa chỉ: 58/2 Điện Biên Phủ, P15, Q.BT, TP. HCM
ĐT: 8035067-0903.911318-0913.719425 ; Fax: 8990397

TRA CỨU THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ THEO ĐƠN VỊ CUNG CẤP

Trang

1. Bộ môn Chế tạo máy - Khoa Cơ khí - Đại học Bách khoa TP.HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0006	Dây chuyền sản xuất bánh phở khô xuất khẩu	2
02	VN99/0007	Dây chuyền chế biến hạt điều	3
03	VN99/0008	Máy đóng gói hút chân không vật liệu rắn	4
04	VN00/0084	Máy bao gói chân không - Hàn miệng bao bán tự động kiểu nằm	5
05	VN00/0086	Máy bao gói chân không - Hàn miệng bao bán tự động kiểu đứng	6
06	VN01/0379	Máy rang tẩm cà phê nhân	7

2. Bộ môn Công nghệ Thực phẩm- Khoa Hóa - Đại học Bách khoa TP.HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0378	Công nghệ sản xuất đậu phộng da cá	9

3. Bộ môn Công nghệ Sinh học - Khoa Hóa - Đại học Bách khoa TP. HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0025	Công nghệ sản xuất bột gia vị dùng trong thực phẩm .	11
02	VN99/0026	Công nghệ đóng hộp trái cây, rau qui mô gia đình	12
03	VN99/0027	Công nghệ sấy trái cây ở nhiệt độ thấp	13
04	VN99/0028	Công nghệ đóng hộp, thịt, cá qui mô gia đình	14
05	VN99/0029	Công nghệ sản xuất Patê gan	15
06	VN99/0030	Công nghệ sản xuất bột dinh dưỡng trên cơ sở đậu nành	16
07	VN99/0031	Công nghệ sản xuất sản phẩm chiên chân không các loại rau quả, thủy sản	17
08	VN99/0032	Công nghệ và thiết bị sản xuất và chế biến thạch dừa	18
09	VN99/0033	Công nghệ và thiết bị bóc vỏ hạt đậu xanh, hạt đậu phộng bằng phương pháp khô	19

10	VN01/0387	Công nghệ chế biến quả điều	20
11	VN01/0388	Công nghệ sản xuất aginate từ rong biển	22
12	VN01/0389	Công nghệ bảo quản trái cây các loại	23
13	VN01/0390	Công nghệ chế biến tiêu sọ (tiêu trắng).....	24
14	VN01/0393	Công nghệ sản xuất sữa tiệt trùng	25
15	VN01/0394	Công nghệ sản xuất chao công nghiệp.....	26
16	VN01/0395	Công nghệ chế biến quả dứa (thơm).....	27
17	VN01/0396	Công nghệ sản xuất phân hữu cơ vi sinh tổng hợp.....	29

4. Bộ môn Máy Thiết bị - Khoa Công nghệ Hóa học và Dầu khí - Đại học Bách khoa TP. HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0352	Máy lọc khung bản	31
03	VN01/0353	Dây chuyền sản xuất thức ăn thủy sản (tôm, cá)	32

5. Bộ môn Sinh hóa - Đại học Khoa học Tự nhiên TP. HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0063	Sản xuất các chế phẩm Enzym Amilase, Protease, Pectinase... từ vi sinh vật để ứng dụng trong công nghệ thực phẩm	34
02	VN99/0064	Thu nhận enzym (Pepsin, Trypsin, Pancreatin...) từ phụ phế liệu của lò mổ động vật và các ứng dụng của các enzym này	35

6. Cơ sở Tuấn Đạt

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0357	Máy xay thực phẩm Speed 1	36
04	VN01/0358	Máy xay thực phẩm Speed 2	37

7. Công ty Chế tạo Máy Sài Gòn (SAMECO)

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0335	Máy sấy lúa MS 1-0 (2 T/ca)	39

8. Công ty Cổ phần Chế tạo máy SINCO

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0044	Dây chuyền sấy hạt tiêu DS 50	41

02	VN99/0045	Dây chuyền xay xát lúa gạo RS 25P.....	42
03	VN99/0046	Máy lau bóng gạo RS40	43
04	VN99/0050	Hệ thống định lượng đóng gói sản phẩm tự động DSS60.....	45
05	VN01/0375	Dây chuyền máy lau bóng gạo RS40	46

9. Công ty TNHH Anh Dũng

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0382	Máy đóng gói liên tục, công nghệ FFS	48

10. Công ty TNHH Cơ khí Công Nông nghiệp

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0414	Máy xát trắng gạo CDE.....	50
02	VN01/0415	Trống phân hạt	51
03	VN01/0416	Máy xát trắng gạo CDD	51
04	VN01/0417	Máy tách trấu loại kín HA-30A	52
05	VN01/0418	Máy tách trấu loại kín HA-25A	53
06	VN01/0419	Máy tách thóc BGM-7 loại đơn-Loại có vĩ phụ	54
07	VN01/0420	Máy bóc vỏ lúa CL-2000	54
08	VN01/0421	Máy bóc vỏ lúa CL-1000	55
09	VN01/0422	Máy đánh bóng gạo CB-1B	56
10	VN01/0423	Máy bóc vỏ lúa CL-2000AT	56
11	VN01/0424	Máy đánh bóng gạo CB-4EB	57
12	VN01/0425	Máy đánh bóng gạo CB-2EB	58
13	VN01/0426	Máy đánh bóng gạo CB-8EB	59
14	VN01/0427	Sàng đảo	59
15	VN01/0428	Máy sàng tách tạp chất	60
16	VN01/0429	Máy tách thóc BG loại đôi-Loại không có vĩ phụ	61
17	VN01/0430	Máy sàng tách đá SD	61
18	VN01/0431	Máy sàng nguội CM	62
19	VN01/0432	Máy tách thóc BG-7 loại đơn -Loại không có vĩ phụ ..	63
20	VN01/0433	Máy tách thóc BG loại đôi-Loại có vĩ phụ	63
21	VN01/0434	Máy xát trắng gạo CDE-A	64

11. Công ty Tư vấn và Đầu tư Kỹ thuật Cơ điện TP. HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0005	Hệ thống thiết bị chế biến muối tinh.....	66
02	VN00/0191	Hệ thống lắng nổi sirô	67
03	VN00/0192	Thiết bị và công nghệ sản xuất nước quả thiên nhiên.....	69
04	VN00/0193	Thiết bị và công nghệ sản xuất cồn thực phẩm	70
05	VN00/0194	Băng tải thanh cào	72
06	VN00/0195	Băng tải vận chuyển khóm	73
07	VN00/0196	Băng tải vận chuyển và đổ đông muối	75
08	VN00/0197	Máy ép bã bùn xử lý môi trường	75
09	VN01/0373	Hệ thống thiết bị cô đặc và công nghệ nâng cao độ đậm nước mắm TOP50, TOP60	76
10	VN01/0374	Hệ thống thiết bị và công nghệ xử lý bã mì làm nguyên liệu chế biến thức ăn gia súc	77

12. Phân viện Công nghệ sau thu hoạch TP. HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0051	Dây chuyền chế biến tinh bột chất lượng cao.....	80
02	VN99/0052	Dây chuyền chế biến canh khoai mỡ ăn liền.....	81
03	VN99/0053	Dây chuyền chế biến cơm sấy (cơm ăn liền)	82
04	VN99/0054	Dây chuyền chế biến cháo ăn liền, chè đậu xanh ăn liền	84
05	VN99/0055	Dây chuyền chế biến canh chua ăn liền	85
06	VN99/0056	Công nghệ và thiết bị sản xuất Maggi.....	86
07	VN99/0057	Công nghệ và thiết bị sản xuất trà gừng quy mô nhỏ	87
08	VN99/0058	Dây chuyền thiết bị đồng bộ sản xuất các sản phẩm chiên chân không chất lượng cao	88
09	VN99/0059	Dây chuyền công nghệ sản xuất thạch dừa	90
10	VN99/0060	Công nghệ và thiết bị sản xuất nước măng cầu có thịt quả	91
11	VN99/0061	Công nghệ chế biến Patê gan	92
12	VN99/0062	Dây chuyền công nghệ sản xuất thức ăn cho tôm	94
13	VN01/0398	Hệ thống cô đặc nước mắm	95
14	VN01/0399	Hệ thống cô đặc nước quả	97

15	VN01/0400	Dây chuyền thiết bị cô đặc cà chua	98
16	VN01/0401	Dây chuyền thiết bị cá chiên chân không	99
17	VN01/0402	Dây chuyền thiết bị nắm bào ngư chiên chân không ...	101
18	VN01/0403	Dây chuyền thiết bị sản xuất thức ăn dinh dưỡng	102
19	VN01/0404	Dây chuyền thiết bị sản xuất bánh phở	103
20	VN01/0405	Dây chuyền thiết bị chip khoai chiên chân không	105
21	VN01/0406	Máy sấy lúa	106
22	VN01/0407	Dây chuyền thiết bị sản xuất bột nêm	107
23	VN01/0408	Dây chuyền thiết bị sản xuất thức ăn gia cầm	108
24	VN01/0409	Dây chuyền thiết bị sản xuất bột cá	109
25	VN01/0410	Dây chuyền công nghệ sản xuất cá nướng	111
26	VN01/0411	Dây chuyền công nghệ sản xuất thức ăn cho cá	112
27	VN01/0412	Dây chuyền công nghệ sản xuất thực phẩm đóng hộp ...	113

13. Phân viện Công nghiệp Thực phẩm TP. HCM

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0082	Công nghệ chế biến hạt bông vải thành dầu thực phẩm và khô bã dùng làm thức ăn gia súc (trâu, bò, gà, vịt,...)	115
02	VN99/0083	Công nghệ sản xuất tương ớt	116
03	VN99/0084	Công nghệ chiết xuất Chitin Chitosan từ vỏ tôm cua sử dụng trong công nghiệp thực phẩm	117
04	VN99/0085	Công nghệ và thiết bị chế biến mỡ cá Basa thành dầu thực phẩm và thức ăn giàu dinh dưỡng cho trẻ em....	118
05	VN99/0086	Dây chuyền sản xuất bơ đậu phộng	119
06	VN99/0087	Công nghệ sản xuất dầu hạt cải tinh chế	120
07	VN99/0088	Công nghệ sản xuất dầu bắp tinh chế	121
08	VN99/0089	Công nghệ sản xuất Mayonnaise	122
09	VN99/0090	Công nghệ sản xuất các sản phẩm chiên dầu chân không	123
10	VN99/0091	Công nghệ sản xuất nha, gluco tinh thể bằng phương pháp enzyme	124
11	VN99/0092	Công nghệ sản xuất mứt trái cây dạng Paste từ đường tinh bột	126
12	VN99/0093	Công nghệ sản xuất kẹo i-ốt	127

13	VN99/0094	Công nghệ sản xuất nước tương I-ốt	129
14	VN99/0095	Công nghệ sản xuất nước mắm I-ốt	130
15	VN99/0096	Công nghệ sản xuất thuốc trừ sâu vi sinh (BT)	131
16	VN99/0097	Công nghệ sản xuất bia đen	132
17	VN99/0098	Công nghệ sản xuất bia Thanh Xuân	133
18	VN99/0099	Công nghệ sản xuất Cocktail Bốn mùa	134
19	VN99/0100	Công nghệ sản xuất đồ uống thanh nhiệt	135
20	VN99/0101	Công nghệ sản xuất nước cam tươi	136
21	VN99/0102	Công nghệ sản xuất rượu trái cây	137
22	VN99/0103	Công nghệ sản xuất rượu vang nho	138
23	VN99/0104	Công nghệ sản xuất rượu Champagne	138
24	VN99/0105	Dây chuyền thiết bị và công nghệ sản xuất các loại rượu vang quả (300.000 lít/năm)	139
25	VN99/0106	Xử lý, khai thác, chế biến cám gạo thành dầu cám thực phẩm và khô bã làm thức ăn gia súc	141
26	VN01/0344	Dây chuyền thiết bị và công nghệ sản xuất rượu vang nếp than 150 l/mẻ	142
27	VN01/0345	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất mạch nha và đường bánh glucose theo phương pháp enzyme	143
28	VN01/0346	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất pectin từ vỏ hoa quả	144
29	VN01/0347	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất nước chuối đóng chai	145
30	VN01/0348	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất rượu vang nếp than bằng phương pháp sinh học với quy mô nhỏ phù hợp với công nghiệp địa phương	146

14. Phòng Điện tử Ứng dụng - Phân viện Vật lý

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0109	Máy đếm giọt chất lỏng	148
02	VN00/0022	Thiết bị phát ozon (O ₃) dùng để thanh trùng nước và không khí	149
03	VN00/0024	Thiết bị đo nhiệt độ nhiều kênh	150
04	VN00/0028	Thiết bị đo pH 1299	151
05	VN00/0029	Máy đo PH/Redox (PH-62K)	152

06	VN01/0211	Thiết bị đo ghi nhiệt độ 8 kênh kết nối máy vi tính 8C bằng TMR-601	153
07	VN01/0349	Thiết bị đo nhiệt độ hiện số DTM-A01	155
08	VN01/0350	Công nghệ và thiết bị ozone VIOZONA xử lý khí thải công nghiệp	156
09	VN01/0351	Máy đo và khống chế pH (pH controller 62K)	158
10	VN01/0370	Máy đo nhiệt độ hiện số DTM - 092K	159
11	VN01/0371	Thiết bị đo và khống chế nhiệt độ TC-0005R	160
12	VN01/0372	Máy đo độ dẫn điện dung dịch CSM-2000A	161

15. Trung tâm Công nghệ mới ALFA

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0001	Máy liên hoàn chiết rót, đóng nắp, dán màng co	162
02	VN99/0002	Máy xắt lát các loại củ	163
03	VN99/0003	Máy rang cà phê bán tự động	164
04	VN99/0004	Công nghệ và thiết bị chế biến thức ăn viên cho tôm ...	165
05	VN00/0139	Hệ thống trao đổi Ion và làm mềm nước	166
06	VN00/0140	Hệ thống xử lý nước nhiễm mặn và nước lợ thành nước ngọt	167
07	VN00/0141	Hệ thống xử lý nước ngầm nhiễm phèn sắt nặng	169
08	VN00/0152	Hệ thống xử lý nước thải nhà máy thuốc trừ sâu	170
09	VN00/0155	Hệ thống xử lý và thu hồi bụi thải	171
10	VN00/0186	Máy đo và điều chỉnh pH tự động	173
11	VN00/0187	Máy đóng gói và định lượng tự động	174
12	VN00/0188	Máy phát ozon dùng diệt khuẩn nước, hải sản, ngũ cốc, rau quả	175
13	VN00/0189	Dây chuyền sản xuất nước tinh lọc đóng chai	177
14	VN00/0190	Hệ thống xử lý nước thải nhà máy chế biến thực phẩm hoặc chế biến hải sản	178

16. Trung tâm Công nghệ và Sinh học Thủy sản - Viện Nghiên cứu Nuôi trồng Thủy sản II

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0065	Công nghệ sản xuất fillet cá Basa và cá Tra hun khói	180
02	VN99/0066	Công nghệ sản xuất thức ăn công nghiệp dạng viên	

		cho tôm	182
03	VN99/0067	Công nghệ và Thiết bị sản xuất bột cá từ các nguồn cá tạp	183
04	VN99/0068	Công nghệ sản xuất sản phẩm khô cá ướp gia vị từ một số loài cá có giá trị kinh tế thấp	184
05	VN99/0069	Công nghệ sản xuất sản phẩm mực xào hỗn hợp	185
06	VN99/0070	Công nghệ sản xuất đồ hộp lươn hun khói	186
07	VN99/0071	Công nghệ sản xuất mắm ruốc ăn liền	188
08	VN99/0072	Công nghệ sản xuất đồ hộp cá ngừ ngâm dầu	189

17. Trung tâm Nhiệt đới Việt Nga - Chi nhánh phía Nam

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0078	Thiết bị lọc vô trùng không khí (A – 8M)	191
02	VN99/0079	Tủ hút hóa chất AIRSORB-7991 và các thiết bị xử lý hơi hóa chất.....	192
03	VN99/0081	Tủ cấy vi sinh	193
04	VN00/0225	Khóa không khí	194

18. Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng Cơ điện

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN00/0123	Máy thái cỏ MT-3,0	196
02	VN00/0125	Máy xới đất sâu kiểu rô to trục ngang XS-1,4	197
03	VN00/0126	Máy gieo đậu phộng GL-1,2	198
04	VN00/0127	Máy bóc vỏ đậu phộng	199
05	VN00/0128	Máy vận chuyển hạt bằng khí động VCH-5	201
06	VN00/0129	Máy vắt bã khoai mì VBS-3	202
07	VN00/0130	Máy gặt lúa rải hàng GRH-1,2	203
08	VN00/0131	Máy gặt đập lúa liên hợp GLH-0,2	204
09	VN00/0132	Máy sấy tĩnh vĩ ngang STT-4	205
10	VN00/0133	Máy sấy thấp tuần hoàn STH-4	207
11	VN00/0334	Hệ thống hạ thủy phần mật ong dạng chân không MAT-300	208
12	VN01/0397	Hệ thống thiết bị sơ chế rau quả	209

19. Trung tâm Nghiên cứu Ứng dụng và Tư vấn KHCN (STRACCEN) - Viện Cơ học Ứng dụng

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0383	Máy chiết chất lỏng	212
02	VN01/0384	Máy đóng gói các loại	213
03	VN01/0385	Máy vắt sữa bò	214
04	VN01/0386	Hệ thống bếp gas công nghiệp và thiết bị chế biến thực phẩm	215

20. Trung tâm Phát triển Công nghệ và Thiết bị Công nghiệp Sài Gòn (CENINTEC)

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0359	Máy băm trái cây	216
02	VN01/0360	Máy định lượng kẹo trái cây	217
03	VN01/0361	Hệ thống cô đặc chân không	218
04	VN01/0362	Máy ép viên dạng tròn	219
05	VN01/0363	Dây chuyền chế biến kẹo trái cây	220
06	VN01/0364	Máy ép viên dạng vuông	222
07	VN01/0365	Dây chuyền vô bao bì nhựa sản phẩm dạng bột, hạt ..	223
08	VN01/0366	Máy xay	224
09	VN01/0367	Máy trộn	225
10	VN01/0368	Máy nghiền	226
11	VN01/0369	Máy vô bao bì nhựa	227
12	VN01/0377	Máy in lụa	228

21. Trung tâm Phát triển Công nghiệp và Thiết bị (LIDUTA)

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0034	Dây chuyền vô chai chất lỏng	229
02	VN99/0035	Máy rửa chai tự động	230
03	VN99/0036	Máy vô chai tự động	231
04	VN99/0037	Máy vụn nút tự động	232
05	VN99/0038	Máy dán nhãn tự động	233
06	VN99/0039	Dây chuyền mì ăn liền	233
07	VN99/0040	Máy đóng gói bánh kẹo tự động	234
08	VN01/0336	Hệ thống dây chuyền sản xuất thuốc trừ sâu	235
09	VN01/0337	Máy định lượng bột	237

08	VN99/0024	Quy trình công nghệ chế biến thạch dừa	262
09	VN01/0437	Công nghệ sản xuất dầu dừa tinh khiết	263

26. Xưởng Cơ khí Chính xác - Viện Cơ học Ứng dụng

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0354	Máy sấy tầng sôi 100 kg KBC-TS-100-S.....	265
02	VN01/0355	Máy trộn siêu tốc 120 kg KBC-ST-120	266
03	VN01/0356	Máy sửa hạt 2 đầu KBC-SH2D-202	268

27. Xưởng Thiết bị Cơ điện - Viện Cơ học Ứng dụng

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN01/0413	Dây chuyền tự động chế biến sợi thuốc lá công suất 500 - 4.000 kg/giờ tự động hóa toàn bộ	270

⊕

⊕ ⊕

TRA CỨU THIẾT BỊ/CÔNG NGHỆ THEO LĨNH VỰC KHOA HỌC - CÔNG NGHỆ

Trang

1. NHÓM CHẾ BIẾN, BẢO QUẢN CÁC SẢN PHẨM THỊT CÁ

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0028	Công nghệ đóng hộp thịt, cá qui mô gia đình	14
02	VN99/0029	Công nghệ sản xuất Patê gan	15
03	VN99/0042	Máy tự động làm lạp xưởng, nem chua, xúc xích	252
04	VN99/0043	Máy tự động làm viên thịt, cá, tôm	253
05	VN99/0061	Công nghệ chế biến Patê gan	92
06	VN99/0063	Sản xuất các chế phẩm Enzym Amilase, Protease, Pectinase... từ vi sinh vật để ứng dụng trong công nghệ thực phẩm	34
07	VN99/0064	Thu nhận enzym (Pepsin, Trypsin, Pancreatin...) từ phụ phế liệu của lò mổ động vật và các ứng dụng của các enzym này	35
08	VN99/0065	Công nghệ sản xuất fillet cá Basa và cá Tra hun khói	180
09	VN99/0068	Công nghệ sản xuất sản phẩm khô cá ướp gia vị từ một số loài cá có giá trị kinh tế thấp	184
10	VN99/0069	Công nghệ sản xuất sản phẩm mực xào hỗn hợp	185
12	VN99/0070	Công nghệ sản xuất đồ hộp lươn hun khói	186
13	VN99/0071	Công nghệ sản xuất mắm ruốc ăn liền	188
14	VN99/0072	Công nghệ sản xuất đồ hộp cá ngừ ngâm dầu	189
15	VN99/0084	Công nghệ chiết xuất Chitin Chitosan từ vỏ tôm cua sử dụng trong công nghiệp thực phẩm	117
16	VN99/0085	Công nghệ và thiết bị chế biến mỡ cá Basa thành dầu thực phẩm và thức ăn giàu dinh dưỡng cho trẻ em....	118
17	VN99/0095	Công nghệ sản xuất nước mắm I-ốt	130
18	VN01/0343	Dây chuyền lấy thịt nghêu tự động	243
19	VN01/0370	Máy xé khô mực	244
20	VN01/0373	Hệ thống thiết bị cô đặc và công nghệ nâng cao	-

		độ đậm nước mắm TOP50, TOP60	76
21	VN01/0385	Máy vắt sữa bò	214
22	VN01/0393	Công nghệ sản xuất sữa tiệt trùng	25
23	VN01/0398	Hệ thống cô đặc nước mắm	95
24	VN01/0401	Dây chuyền thiết bị cá chiên chân không	99
25	VN01/0410	Dây chuyền công nghệ sản xuất cá nướng.....	111

2. NHÓM CHẾ BIẾN, BẢO QUẢN CÁC SẢN PHẨM RAU, QUẢ, CỦ, GIA VỊ

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0002	Máy xắt lát các loại củ	163
02	VN99/0003	Máy rang cà phê bán tự động	164
03	VN99/0007	Dây chuyền chế biến hạt điều	3
04	VN99/0025	Công nghệ sản xuất bột gia vị dùng trong thực phẩm ...	11
05	VN99/0026	Công nghệ đóng hộp trái cây, rau qui mô gia đình	12
06	VN99/0027	Công nghệ sấy trái cây ở nhiệt độ thấp	13
07	VN99/0030	Công nghệ sản xuất bột dinh dưỡng trên cơ sở đậu nành	16
08	VN99/0031	Công nghệ sản xuất sản phẩm chiên chân không các loại rau quả, thủy sản	17
09	VN99/0033	Công nghệ và thiết bị bóc vỏ hạt đậu xanh, hạt đậu phộng bằng phương pháp khô	19
10	VN99/0044	Dây chuyền sấy hạt tiêu DS 50	41
11	VN99/0052	Dây chuyền chế biến canh khoai mỡ ăn liền	81
12	VN99/0055	Dây chuyền chế biến canh chua ăn liền	85
13	VN99/0057	Công nghệ và thiết bị sản xuất trà gừng quy mô nhỏ ...	87
14	VN99/0058	Dây chuyền thiết bị đồng bộ sản xuất các sản phẩm chiên chân không chất lượng cao	88
15	VN99/0082	Công nghệ chế biến hạt bông vải thành dầu thực phẩm và khô bã dùng làm thức ăn gia súc (trâu, bò, gà, vịt,...)	115
16	VN99/0083	Công nghệ sản xuất tương ớt	116
17	VN99/0086	Dây chuyền sản xuất bơ đậu phộng	119

18	VN99/0087	Công nghệ sản xuất dầu hạt cải tinh chế	120
19	VN99/0088	Công nghệ sản xuất dầu bắp tinh chế	121
20	VN99/0090	Công nghệ sản xuất các sản phẩm chiên dầu chân không	123
21	VN99/0092	Công nghệ sản xuất mút trái cây dạng Paste từ đường tinh bột	126
22	VN00/0127	Máy bóc vỏ đậu phộng	199
23	VN01/0346	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất pectin từ vỏ hoa quả	144
24	VN01/0359	Máy băm trái cây	216
25	VN01/0378	Công nghệ sản xuất đậu phộng da cá	9
26	VN01/0379	Máy rang tẩm cà phê nhân	7
27	VN01/0387	Công nghệ chế biến quả điều	20
28	VN01/0388	Công nghệ sản xuất aginate từ rong biển	22
29	VN01/0389	Công nghệ bảo quản trái cây các loại	23
30	VN01/0390	Công nghệ chế biến tiêu sọ (tiêu trắng)	24
31	VN01/0395	Công nghệ chế biến quả dứa (thơm)	27
32	VN01/0397	Hệ thống thiết bị sơ chế rau quả	209
33	VN01/0400	Dây chuyền thiết bị cô đặc cà chua	98
34	VN01/0402	Dây chuyền thiết bị nấm bào ngư chiên chân không ..	101
35	VN01/0403	Dây chuyền thiết bị sản xuất thức ăn dinh dưỡng	102
36	VN01/0405	Dây chuyền thiết bị chip khoai chiên chân không	105
37	VN01/0407	Dây chuyền thiết bị sản xuất bột nêm	107
38	VN01/0412	Dây chuyền công nghệ sản xuất thực phẩm đóng hộp	113
39	VN01/0413	Dây chuyền tự động chế biến sợi thuốc lá công suất 500-4.000 kg/giờ tự động hóa toàn bộ	270
40	VN01/0437	Công nghệ sản xuất dầu dừa tinh khiết	263

3. NHÓM SẢN PHẨM LÚA GẠO, TINH BỘT, ĐƯỜNG, BÁNH KẸO

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0006	Dây chuyền sản xuất bánh phở khô xuất khẩu	2
02	VN99/0018	Công nghệ chế biến mút trái điều	256

03	VN99/0039	Dây chuyền mì ăn liền.....	233
04	VN99/0040	Máy đóng gói bánh kẹo tự động	234
05	VN99/0045	Dây chuyền xay xát lúa gạo RS 25P	42
06	VN99/0046	Máy lau bóng gạo RS40	43
07	VN99/0051	Dây chuyền chế biến tinh bột chất lượng cao	80
08	VN99/0053	Dây chuyền chế biến cơm sấy (cơm ăn liền)	82
09	VN99/0054	Dây chuyền chế biến cháo ăn liền, chè đậu xanh ăn liền	84
10	VN99/0091	Công nghệ sản xuất nha, gluco tinh thể bằng phương pháp enzyme	124
11	VN99/0093	Công nghệ sản xuất kẹo i-ốt.....	128
12	VN99/0106	Dây chuyền xử lý, khai thác, chế biến cám gạo thành dầu cám thực phẩm và khô bã làm thức ăn gia súc.....	141
13	VN00/0334	Hệ thống hạ thủy phần mật ong dạng chân không MAT-300	208
14	VN01/0335	Máy sấy lúa MS 1-0 (2 T/ca)	39
15	VN01/0337	Máy định lượng bột	237
16	VN01/0345	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất mạch nha và đường bánh glucose theo phương pháp enzyme	143
17	VN01/0360	Máy định lượng kẹo trái cây	217
18	VN01/0363	Dây chuyền chế biến kẹo trái cây	220
19	VN01/0375	Dây chuyền máy lau bóng gạo RS40	46
20	VN01/0404	Dây chuyền thiết bị sản xuất bánh phở	103
21	VN01/0406	Máy sấy lúa	106
22	VN01/0414	Máy xát trắng gạo CDE	50
23	VN01/0415	Trống phân hạt	51
24	VN01/0416	Máy xát trắng gạo CDD	51
25	VN01/0417	Máy tách trấu loại kín HA-30A	52
26	VN01/0418	Máy tách trấu loại kín HA-25A	53
27	VN01/0419	Máy tách thóc BGM-7 loại đơn-Loại có vĩ phụ	54
28	VN01/0420	Máy bóc vỏ lúa CL-2000	54
29	VN01/0421	Máy bóc vỏ lúa CL-1000	55

30	VN01/0422	Máy đánh bóng gạo CB-1B	56
31	VN01/0423	Máy bóc vỏ lúa CL-2000AT	56
32	VN01/0424	Máy đánh bóng gạo CB-4EB	57
33	VN01/0425	Máy đánh bóng gạo CB-2EB	58
34	VN01/0426	Máy đánh bóng gạo CB-8EB	59
35	VN01/0427	Sàng đảo	59
36	VN01/0428	Máy sàng tách tạp chất	60
37	VN01/0429	Máy tách thóc BG loại đôi-Loại không có vĩ phụ	61
38	VN01/0430	Máy sàng tách đá SD	61
39	VN01/0431	Máy sàng ngụi CM	62
40	VN01/0432	Máy tách thóc BG-7 loại đơn - Loại không có vĩ phụ	63
41	VN01/0433	Máy tách thóc BG loại đôi - Loại có vĩ phụ	63
42	VN01/0434	Máy xát trắng gạo CDE-A	64

4. NHÓM SẢN PHẨM LÊN MEN

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0020	Quy trình công nghệ chế biến sữa chua từ dứa	258
02	VN99/0021	Quy trình công nghệ chế biến phomat từ dứa	259
03	VN99/0024	Quy trình công nghệ chế biến thạch dứa	262
04	VN99/0032	Công nghệ và thiết bị sản xuất và chế biến thạch dứa ...	18
05	VN99/0056	Công nghệ và thiết bị sản xuất Maggi	86
06	VN99/0059	Công nghệ và thiết bị sản xuất thạch dứa	90
07	VN99/0089	Công nghệ sản xuất Mayonnaise	122
08	VN99/0094	Công nghệ sản xuất nước tương I-ốt	129
09	VN01/0394	Công nghệ sản xuất chao công nghiệp	26

5. NHÓM SẢN XUẤT RƯỢU - BIA - NƯỚC GIẢI KHÁT

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0017	Công nghệ chế biến thức uống từ trái điều	255
02	VN99/0060	Công nghệ và thiết bị sản xuất nước mãng cầu cổ thịt quả	91
03	VN99/0097	Công nghệ sản xuất bia đen	132

04	VN99/0098	Công nghệ sản xuất bia Thanh Xuân.....	133
05	VN99/0099	Công nghệ sản xuất Cocktail Bốn mùa	134
06	VN99/0100	Công nghệ sản xuất đồ uống thanh nhiệt	135
07	VN99/0101	Công nghệ sản xuất nước cam tươi	136
08	VN99/0102	Công nghệ sản xuất rượu trái cây.....	137
09	VN99/0103	Công nghệ sản xuất rượu vang nho	138
10	VN99/0104	Công nghệ sản xuất rượu Champagne	138
11	VN99/0105	Dây chuyền thiết bị và công nghệ sản xuất các loại rượu vang quả (300.000 lít/năm)	139
12	VN00/0189	Dây chuyền sản xuất nước tinh lọc đóng chai	177
13	VN00/0191	Hệ thống lắng nổi sirô	67
14	VN00/0192	Thiết bị và công nghệ sản xuất nước quả thiên nhiên	69
15	VN00/0193	Thiết bị và công nghệ sản xuất cồn thực phẩm	70
16	VN01/0344	Dây chuyền thiết bị và công nghệ sản xuất rượu vang nếp than 150 l/mé	142
17	VN01/0347	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất nước chuối đóng chai	145
18	VN01/0348	Quy trình công nghệ và thiết bị sản xuất rượu vang nếp than bằng phương pháp sinh học với quy mô nhỏ phù hợp với công nghiệp địa phương	146
19	VN01/0399	Hệ thống cô đặc nước quả.....	97

6. NHÓM SẢN XUẤT GIỐNG - NUÔI TRỒNG - THỨC ĂN GIA SÚC

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0004	Công nghệ và thiết bị chế biến thức ăn viên cho tôm ...	165
02	VN99/0019	Qui trình công nghệ sản xuất Protein nấm men làm thức ăn gia súc	257
03	VN99/0022	Công nghệ sản xuất giống dứa lai cao sản PB 121	260
04	VN99/0023	Công nghệ sản xuất các giống mía năng suất cao bằng phương pháp nuôi cấy mô	261
05	VN99/0062	Dây chuyền công nghệ sản xuất thức ăn cho tôm	94
06	VN99/0066	Công nghệ sản xuất thức ăn công nghiệp dạng viên cho tôm	182

07	VN99/0067	Công nghệ và thiết bị sản xuất bột cá từ các nguồn cá tạp	183
08	VN99/0096	Công nghệ sản xuất thuốc trừ sâu vi sinh (BT)	131
09	VN00/0123	Máy thái cỏ MT-3,0	196
10	VN00/0125	Máy xới đất sâu kiểu rô to trục ngang XS-1,4	197
11	VN00/0126	Máy gieo đậu phộng GL-1,2	198
12	VN00/0130	Máy gặt lúa rải hàng GRH-1,2	203
13	VN00/0131	Máy gặt đập lúa liên hợp GLH-0,2	204
14	VN01/0336	Hệ thống dây chuyền sản xuất thuốc trừ sâu	235
15	VN01/0353	Dây chuyền sản xuất thức ăn thủy sản (tôm, cá)	32
16	VN01/0374	Hệ thống thiết bị và công nghệ xử lý bã mì làm nguyên liệu chế biến thức ăn gia súc	77
17	VN01/0396	Công nghệ sản xuất phân bón vi sinh	29
18	VN01/0408	Dây chuyền thiết bị sản xuất thức ăn gia cầm	108
19	VN01/0409	Dây chuyền thiết bị sản xuất bột cá	109
20	VN01/0411	Dây chuyền công nghệ sản xuất thức ăn cho cá	112

7. CÁC THIẾT BỊ PHỤC VỤ CÁC QUI TRÌNH CHẾ BIẾN, BẢO QUẢN SẢN PHẨM NÓI CHUNG

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0001	Máy liên hoàn chiết rót, đóng nắp, dán màng co	162
02	VN99/0005	Hệ thống thiết bị chế biến muối tinh	66
03	VN99/0008	Máy đóng gói hút chân không vật liệu rắn	4
04	VN99/0034	Dây chuyền vô chai chất lỏng	229
05	VN99/0035	Máy rửa chai tự động	230
06	VN99/0036	Máy vô chai tự động	231
07	VN99/0037	Máy vận nút tự động	232
08	VN99/0038	Máy dán nhãn tự động	233
09	VN99/0041	Máy cắt viên thực phẩm vuông	242
10	VN99/0050	Hệ thống định lượng đóng gói sản phẩm tự động DSS60	45
11	VN99/0081	Tủ cấy vi sinh	193
12	VN99/0109	Máy đếm giọt chất lỏng	148

13	VN00/0024	Thiết bị đo nhiệt độ nhiều kênh.....	150
14	VN00/0028	Thiết bị đo pH 1299.....	151
15	VN00/0029	Máy đo PH/Redox (PH-62K).....	152
16	VN00/0084	Máy bao gói chân không- Hàn miệng bao bán tự động kiểu nằm.....	5
17	VN00/0086	Máy bao gói chân không-Hàn miệng bao bán tự động kiểu đứng.....	6
18	VN00/0128	Máy vận chuyển hạt bằng khí động VCH-5.....	201
19	VN00/0132	Máy sấy tĩnh vĩ ngang STT-4.....	205
20	VN00/0133	Máy sấy tháp tuần hoàn STH-4.....	210
21	VN00/0186	Máy đo và điều chỉnh pH tự động.....	173
22	VN00/0187	Máy đóng gói và định lượng tự động.....	174
23	VN00/0194	Băng tải thanh cào.....	72
24	VN00/0195	Băng tải vận chuyển khóm.....	73
25	VN00/0196	Băng tải vận chuyển và đổ đồng muối.....	74
26	VN01/0211	Thiết bị đo ghi nhiệt độ 8 kênh kết nối máy vi tính. 8C - TM R -601.....	153
27	VN01/0331	Máy bao gói tự động Sitma C35.....	248
28	VN01/0332	Dây chuyền thổi và đóng chai PET.....	249
29	VN01/0333	Máy đóng nút tự động.....	250
30	VN01/0339	Máy đóng gói chân không.....	239
31	VN01/0340	Tủ sấy.....	240
32	VN01/0341	Máy nghiền 3 trục.....	241
33	VN01/0342	Thùng khuấy.....	242
34	VN01/0349	Thiết bị đo nhiệt độ hiện số DTM-A01.....	155
35	VN01/0351	Máy đo và khống chế pH (pH controller 62K).....	158
36	VN01/0352	Máy lọc khung bản.....	31
37	VN01/0354	Máy sấy tầng sôi 100 kg KBC-TS-100-S.....	265
38	VN01/0355	Máy trộn siêu tốc 120 kg KBC-ST-120.....	266
39	VN01/0356	Máy sửa hạt 2 đầu KBC-SH2D-202.....	268
40	VN01/0357	Máy xay thực phẩm Speed 1.....	36
41	VN01/0358	Máy xay thực phẩm Speed 2.....	37
42	VN01/0361	Hệ thống cô đặc chân không.....	218

43	VN01/0362	Máy ép viên dạng tròn.....	219
44	VN01/0364	Máy ép viên dạng vuông	222
45	VN01/0365	Dây chuyền vô bao nhựa sản phẩm dạng bột, hạt	223
46	VN01/0366	Máy xay	224
47	VN01/0367	Máy trộn.....	225
48	VN01/0368	Máy nghiền	226
49	VN01/0369	Máy vô bao bì nhựa	227
50	VN01/0370	Máy đo nhiệt độ hiển số DTM – 092K	159
51	VN01/0371	Thiết bị đo và khống chế nhiệt độ TC-0005R	160
52	VN01/0372	Máy đo độ dẫn điện dung dịch CSM-2000A	161
53	VN01/0377	Máy in lụa	228
54	VN01/0380	Tủ nấu cơm công nghiệp TODI	245
55	VN01/0382	Máy đóng gói liên tục, công nghệ FFS	48
56	VN01/0383	Máy chiết chất lỏng	212
57	VN01/0384	Máy đóng gói các loại	213
58	VN01/0386	Hệ thống bếp gas công nghiệp thiết bị chế biến thực phẩm.....	215

8. NHÓM XỬ LÝ MÔI TRƯỜNG ĐẦU VÀO VÀ ĐẦU RA CỦA QUI TRÌNH CHẾ BIẾN

STT	Mã số	Tên SP-DV	
01	VN99/0078	Thiết bị lọc vô trùng không khí (A – 8M)	191
02	VN99/0079	Tủ hút hóa chất AIRSORB – 7991 và các thiết bị xử lý hơi hóa chất.....	192
03	VN00/0022	Thiết bị phát ozon (O ₃) dùng để thanh trùng nước và không khí	149
04	VN00/0129	Máy vắt bã khoai mì VBS-3	202
05	VN00/0139	Hệ thống trao đổi ion và làm mềm nước	166
06	VN00/0140	Hệ thống xử lý nước nhiễm mặn và nước lợ thành nước ngọt	167
07	VN00/0141	Hệ thống xử lý nước ngầm nhiễm phèn sắt nặng	169
08	VN00/0152	Hệ thống xử lý nước thải nhà máy thuốc trừ sâu	170
09	VN00/0155	Hệ thống xử lý và thu hồi bụi thải	171

10	VN00/0188	Máy phát ozon dùng diệt khuẩn nước, hải sản, ngũ cốc, rau quả	175
11	VN00/0190	Hệ thống xử lý nước thải nhà máy chế biến thực phẩm hoặc chế biến hải sản	178
12	VN00/0197	Máy ép bã bùn xử lý môi trường	75
13	VN00/0225	Khóa không khí	194
14	VN01/0338	Hệ thống xử lý khí thải	238
15	VN01/0350	Công nghệ và thiết bị ozone VIOZONA xử lý khí thải công nghiệp	156
16	VN01/0381	Hệ thống thu hồi và xử lý nước giải nhiệt	246



GIỚI THIỆU THIẾT BỊ, CÔNG NGHỆ TRONG NƯỚC PHỤC VỤ NGÀNH LƯƠNG THỰC - THỰC PHẨM

↳ **Cơ quan thực hiện:**

TRUNG TÂM THÔNG TIN KHOA HỌC - CÔNG NGHỆ

↳ **Chịu trách nhiệm xuất bản:**

TS. Nguyễn Trọng

CN. Trần Thị Thu Thủy

↳ **Biên tập:**

CN. Nguyễn Hữu Phép

KS. Ngô Anh Tuấn

KS. Trần Trung Cang

KS. Đặng Văn Tuyên

CN. Nguyễn T. Phuong Nga

KS. Nguyễn T. Quỳnh Dung

↳ **Chế bản:**

Trang Thư

Giấy phép xuất bản số: 374/GP-SVHTT do Sở Văn hóa - Thông tin TP. Hồ Chí Minh cấp ngày 08 tháng 11 năm 2001.



TRƯỜNG ĐẠI HỌC MỎ - ĐỊA CHẤT

Hanoi University of Mining and Geology

B M A N L C H A D U

Bài giảng:

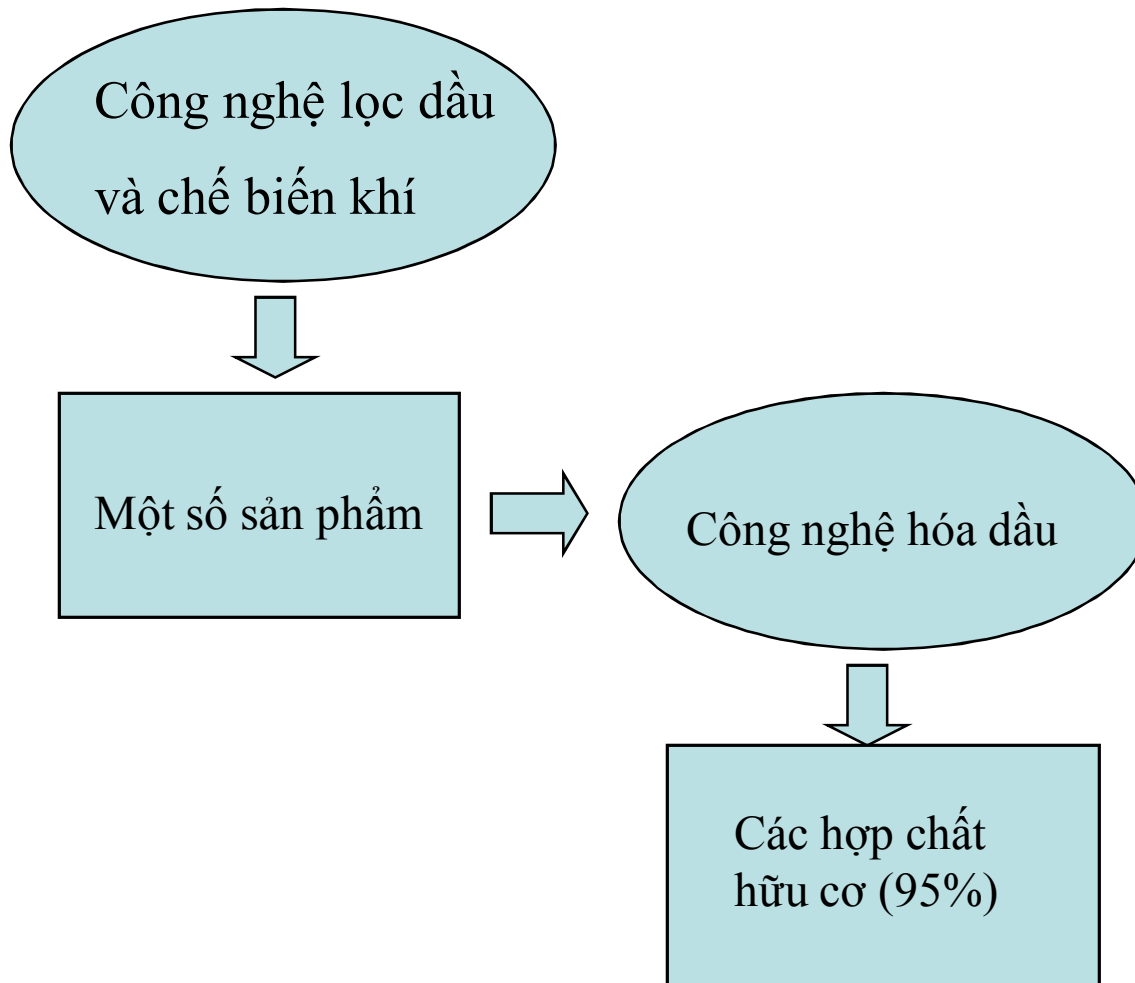
CÔNG NGHỆ HÓA DẦU

Tài liệu tham khảo

1. P.Wiseman.B.Sc. Petrochemicals. Ellis Horwood Limited, 1986.
2. Alain Chauvel, Gilles Lefebvere. Petrochemical Processes 1. Gulf Publishing Company, 1989.
3. Alain Chauvel, Gilles Lefebvere. Petrochemical Processes 2. Gulf Publishing Company, 1989.

CHƯƠNG 1: MỞ ĐẦU

1.1. Các sản phẩm hóa dầu là gì?



Sự phát triển của công nghiệp hoá dầu.

- Ngành công nghiệp hoá dầu bắt đầu từ năm 1920
- Sản xuất isopropyl ancol từ propylen (công ty dầu mỏ của Mỹ)
- Năm 1923 một nhà máy hoá dầu đầu tiên ra đời sản xuất các dẫn xuất của etylen
- Những năm 1960 ngành công nghiệp này đã phát triển ở hầu khắp các nước phát triển.

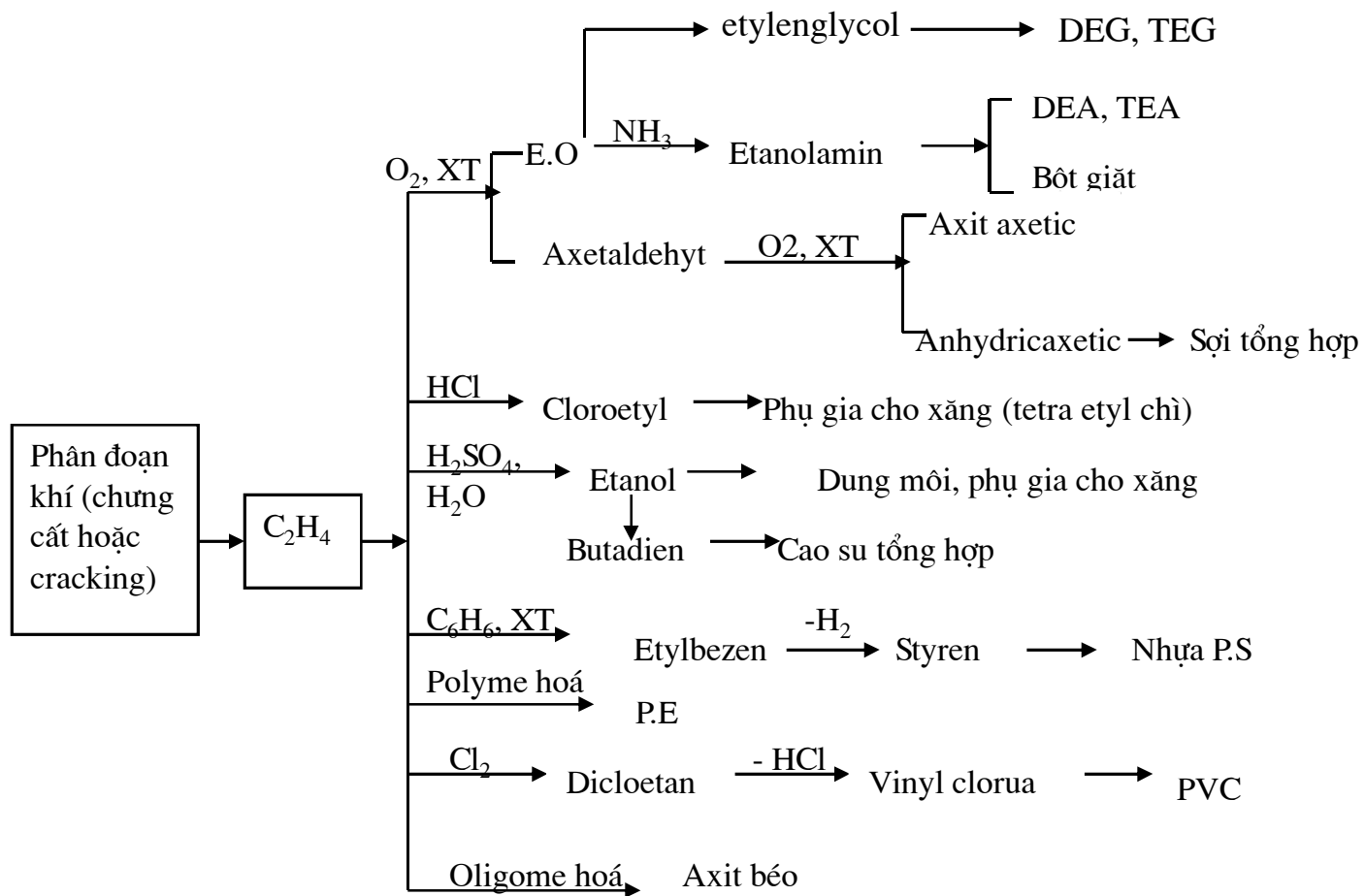
Nguyên liệu cho công nghiệp hoá dầu

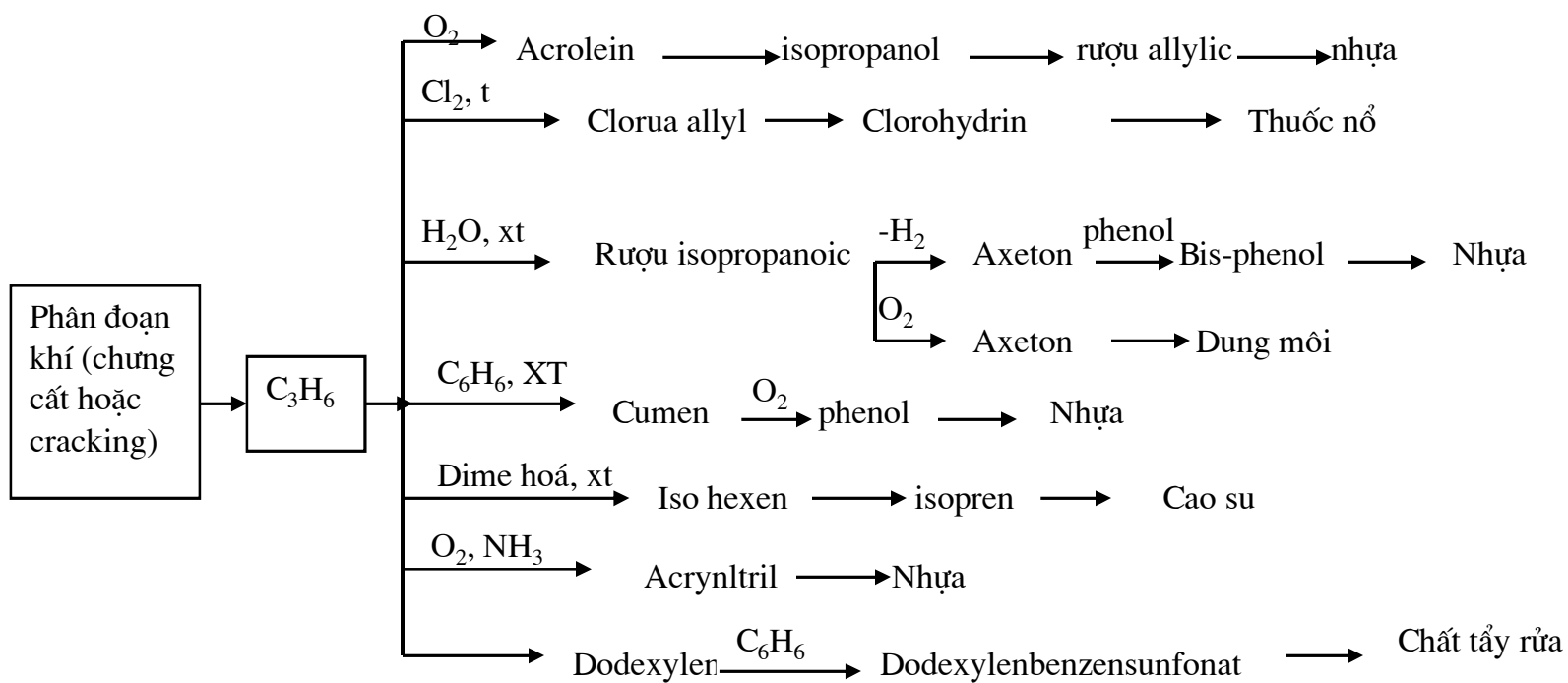
- Thành phần của dầu mỏ chủ yếu chứa họ của ba hydrocacbon là ankan, xycloankan và aromatic.
- Trong công nghiệp dầu mỏ các ankan gồm ankan mạch thẳng và nhánh được gọi chung là các parafin, các xycloankan được gọi là các naphten chủ yếu là các vòng 5, 6 cạnh, các hợp chất chứa vòng thơm từ bezen trở lên được gọi là aromatic.
- Khí tự nhiên bao gồm khí khai khác từ mỏ khí tự nhiên và khí dầu mỏ.

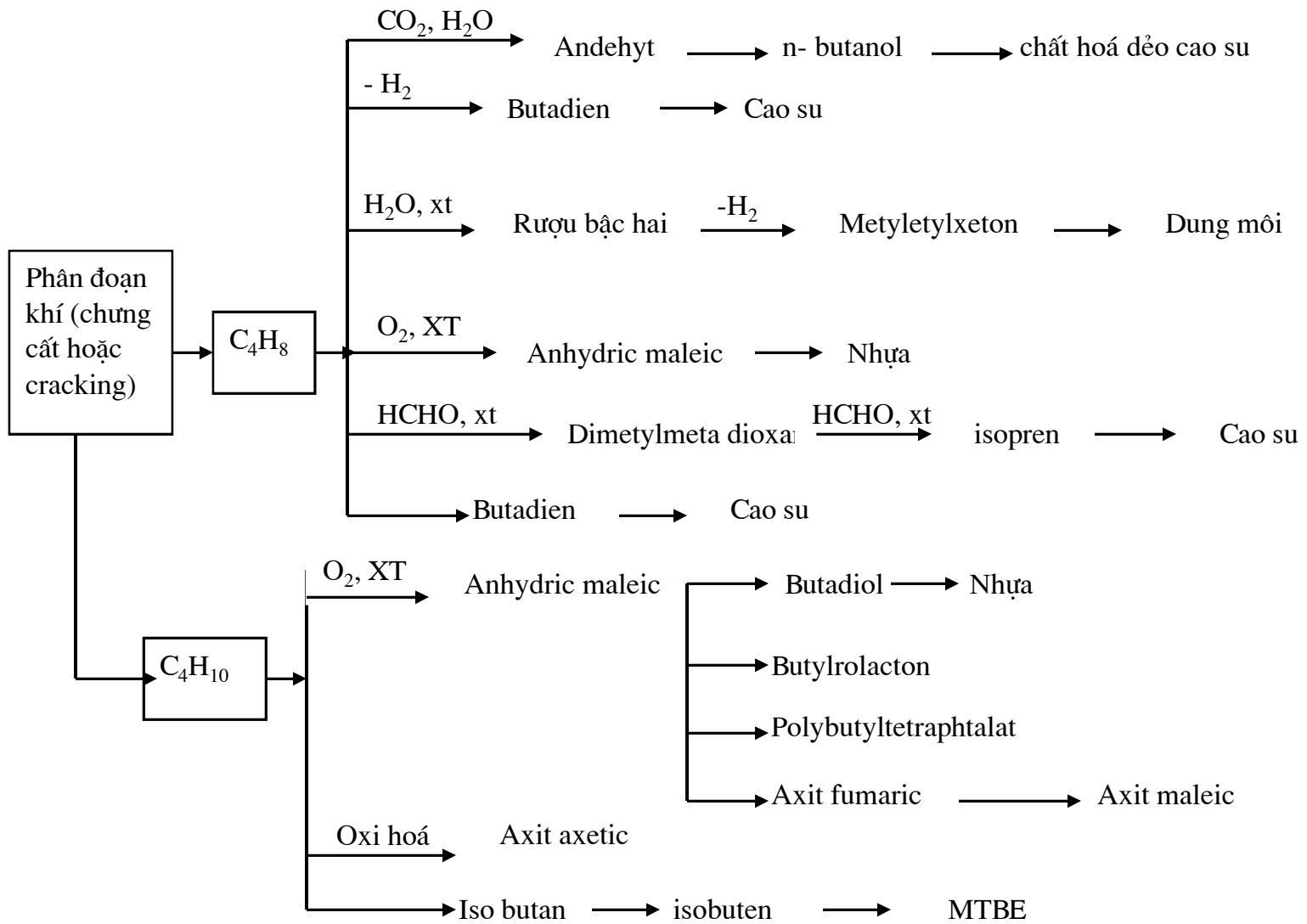
Các nguyên liệu cho hoá dầu được sản xuất từ quá trình lọc dầu bao gồm:

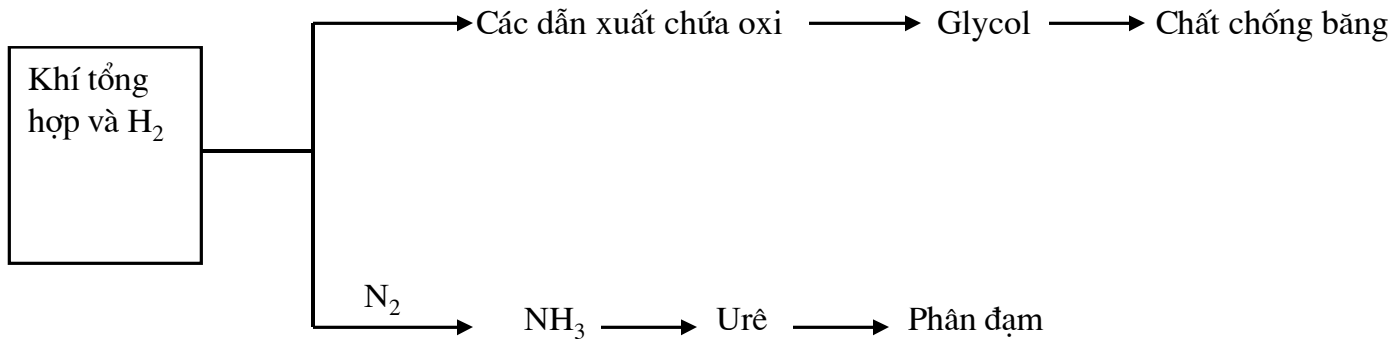
- - Khí (từ phân đoạn khí) có thể tách ra các khí C_2H_4 , C_3H_6 , C_4H_8 , khí tổng hợp và H_2 .
- - Xăng, Naphta để sản xuất hợp chất thơm.
- - Dầu hoá sản xuất parafin.

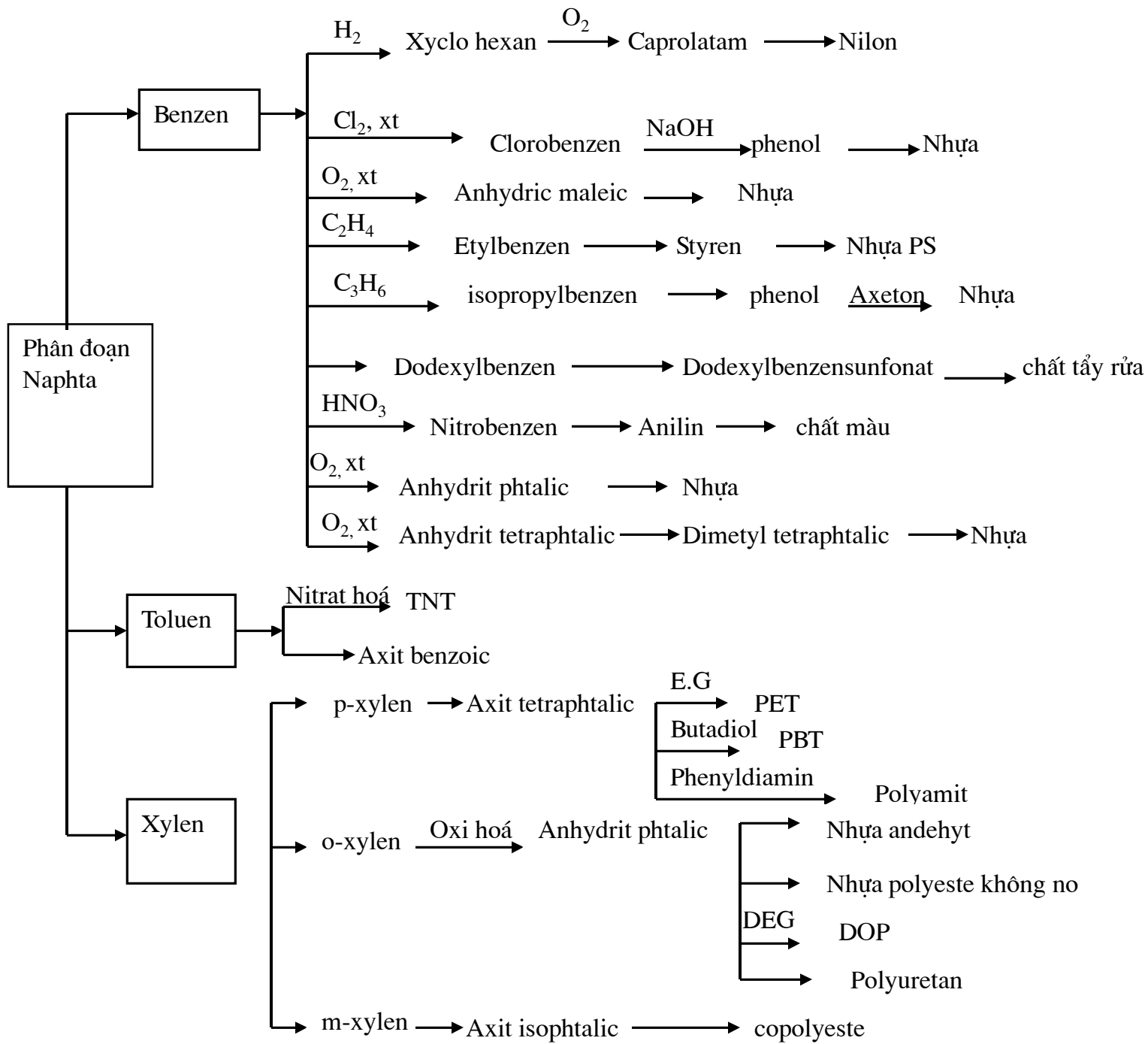
* Sơ đồ khối mô tả các sản phẩm chính trong lĩnh vực hoá dầu với nguyên liệu là dầu thô:

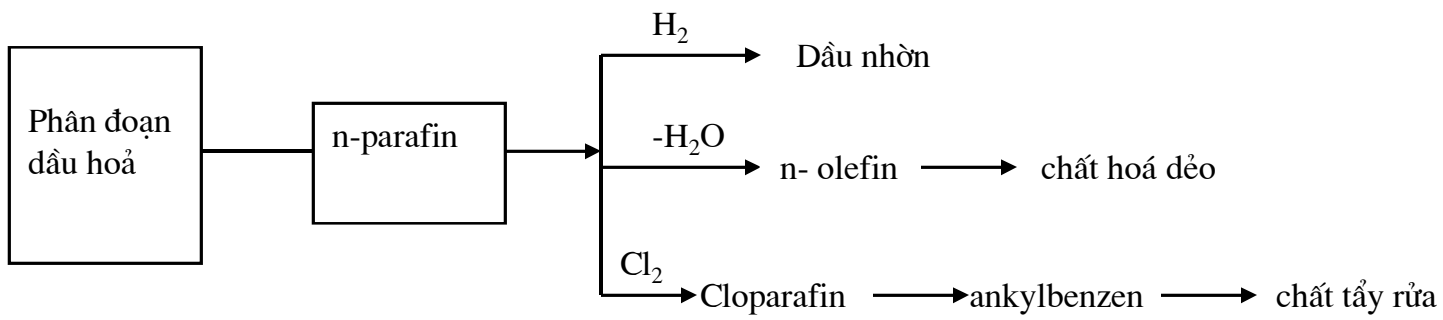












Tình hình phát triển ngành công nghiệp hoá dầu ở Việt Nam (dự kiến đến 2020).

*** Phân đạm (Urê):**

- Nhà máy đạm Phú Mỹ (công suất 740.000 tấn/năm) sản xuất phân đạm từ khí đồng hành và khí tự nhiên
- Nhà máy đạm Cà Mau với công suất dự kiến 800.000 tấn /năm sản xuất đạm từ nguồn nguyên liệu khí Tây Nam.

*** Nhựa:**

- Nhà máy nhựa PP kế hoạch sẽ được xây tại Dung Quất với công suất 150.000 tấn/năm. Nhà máy PP xây tại khu liên hợp LHD Nghi Sơn với công suất 300.000 tấn/năm.
- Nhà máy PE dự kiến được xây dựng trong tổ hợp hoá dầu phía Nam với công suất 500.000 tấn/năm.
- Nhà máy PVC đã có một nhà máy sản xuất PVC của Petronas.
- Nhựa PS dự kiến sẽ xây dựng với công suất 290.000 tấn/năm.

* **Xơ sợi tổng hợp (PET):** PVN đang hợp tác với Vinatex triển khai dự án.

* **Các sản phẩm từ hợp chất thơm (BTX):**

- Định hướng các sản phẩm này từ Liên hợp Lộ Hoá dầu Nghi Sơn và tổ hợp Hoá dầu phía Nam để làm nguyên liệu sản xuất PET, PS, LAB...

- Sản xuất LAB (chất tẩy rửa), dung môi các loại, metanol từ khí, muội than (cacbon black).

Công nghệ

- Các quá trình liên tục (continuous processing): nguyên liệu liên tục được đưa vào và sản phẩm liên tục được lấy ra.
- Công nghệ gián đoạn (batch processing) được thực hiện theo từng mẻ, thường được sử dụng trong phòng thí nghiệm.

Chương 2. Sản xuất Etylen và các hợp chất từ etylen

2.1. Giới thiệu chung.

Etylen được sử dụng nhiều nhất trong ngành tổng hợp hữu cơ và hoá dầu vì:

- Cấu tạo đơn giản, hoạt tính cao.
- Tương đối rẻ tiền.
- Dễ sản xuất từ các hydrocacbon khác bằng quá trình steam cracking với hiệu suất cao.
- Các phản ứng đi từ nguyên liệu etylen tạo thành ít sản phẩm phụ hơn so với phản ứng đi từ các olefin khác.

Tính chất vật lý của etylen

Cấu tử	Nhiệt độ kết tinh (°C)	Nhiệt độ sôi (°C)	Nhiệt độ tới hạn (°C)	Giới hạn nổ trong không khí tại 0,1 Mpa, 20°C (% TT)	
				Giới hạn dưới	Giới hạn trên
Etylen	-169,15	-103,71	9,90	2,75	28,6

2.2. Sản xuất etylen

2.2.1. Nguyên liệu

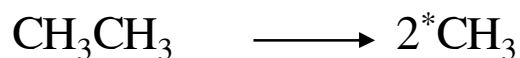
- Etan
- Propan
- Naphta
- Gas oil
- Butan (rất ít)
- Các nguồn sản xuất etylen khác bao gồm: dehydrat hoá rượu etylic (ấn Độ, Brazil, Thụy Điển, Trung Quốc), cracking các sản phẩm thu được từ quá trình khí hoá than (Nam Phi) và chuyển hoá rượu metylic (hãng UOP/Mobil-Mỹ).

- Nhật và Tây Âu 71% etylen được sản xuất từ naphta, 11% từ gasoil
- Mỹ: 52% etylen được sản xuất từ etan, 22% từ gasoil, 5% từ naphta, còn lại từ các nguồn khác

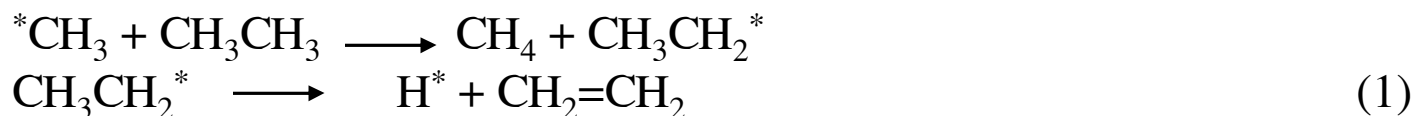
2.1.2. Phản ứng

Các phản ứng cracking thứ cấp

* Cracking etan:



Gốc tự do vừa tạo thành hấp thụ một nguyên tử H của etan để tạo gốc tự do mới

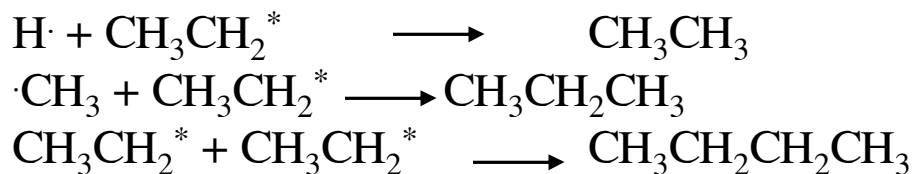


Nguyên tử H vừa tạo thành kết hợp với một nguyên tử H của etan:



(1) và (2) là phản ứng phát triển mạch.

- Tắt mạch:



* Cracking propan

$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_3 \longrightarrow \text{CH}_3^* + ^*\text{CH}_2\text{CH}_3$, gốc etyl có thể đứt liên kết H-C ở vị trí β như ở etan để tạo một nguyên tử H và phân tử etylen

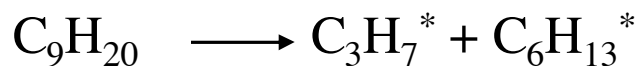
$\text{C}_3\text{H}_8 + \text{CH}_3^*$ hoặc C_2H_5^* hoặc $\text{H}^* \longrightarrow ^*\text{C}_3\text{H}_7 + \text{CH}_4$ hoặc C_2H_6 hoặc H_2

$\text{C}_3\text{H}_8 \longrightarrow \text{H}^* + \text{C}_3\text{H}_7 \begin{cases} \longrightarrow \text{CH}_3\text{CH}_2\text{CH}_2^* \text{ (bền)} \\ \longrightarrow \text{CH}_3^*\text{CHCH}_3 \end{cases}$

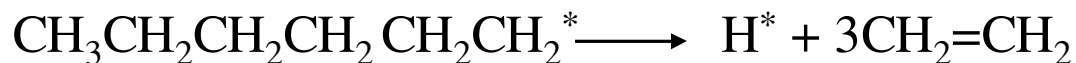
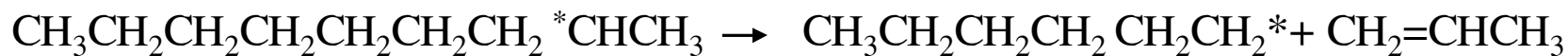
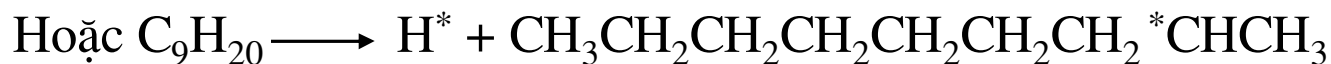
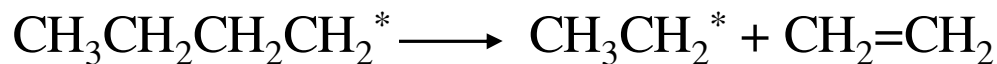
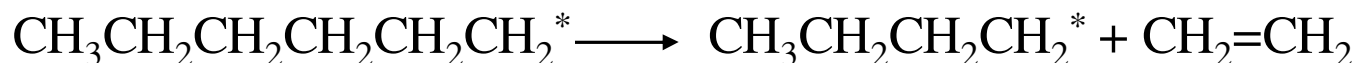
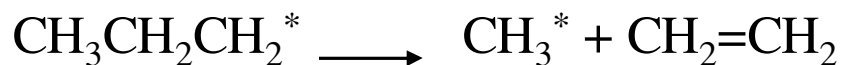
$\text{CH}_3^*\text{CHCH}_3 \longrightarrow \text{CH}_3^* + \text{CH}_2=\text{CH}_2$

Cracking Naphta và gas oil (cho etylen nhiều nhất)

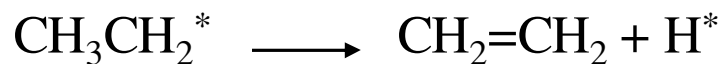
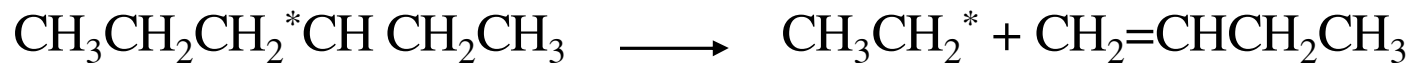
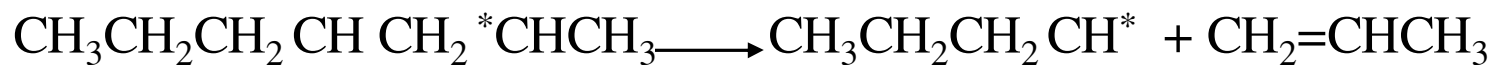
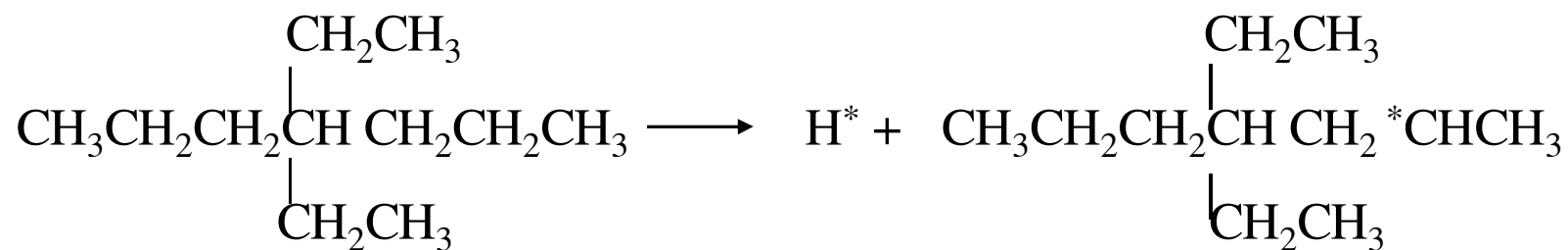
* Cracking các ankan mạch thẳng:



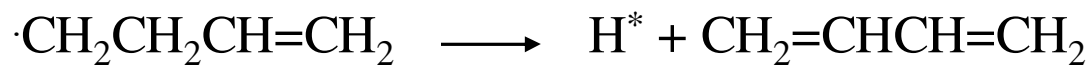
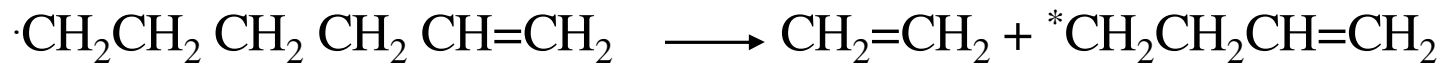
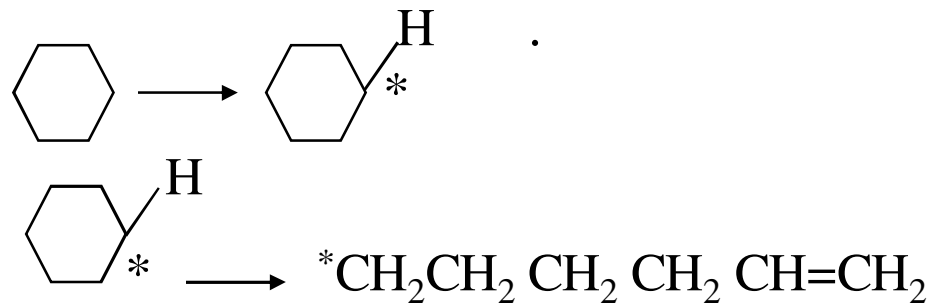
Các gốc hình thành tiếp tục bị cắt liên kết C-C ở vị trí β :



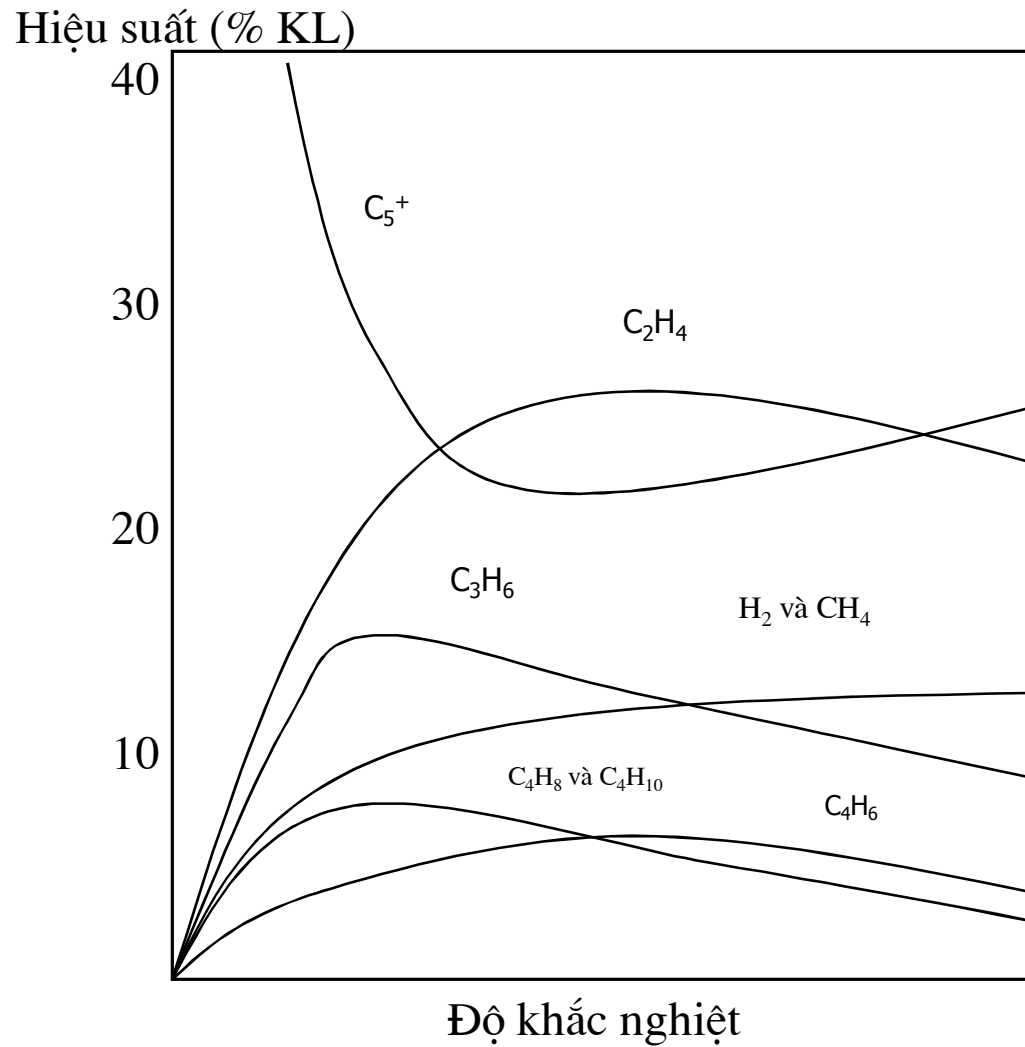
* Cracking các ankan mạch nhánh:



* Cracking các cycloankan



Biểu diễn sự phân bố sản phẩm trong phản ứng cracking naphta



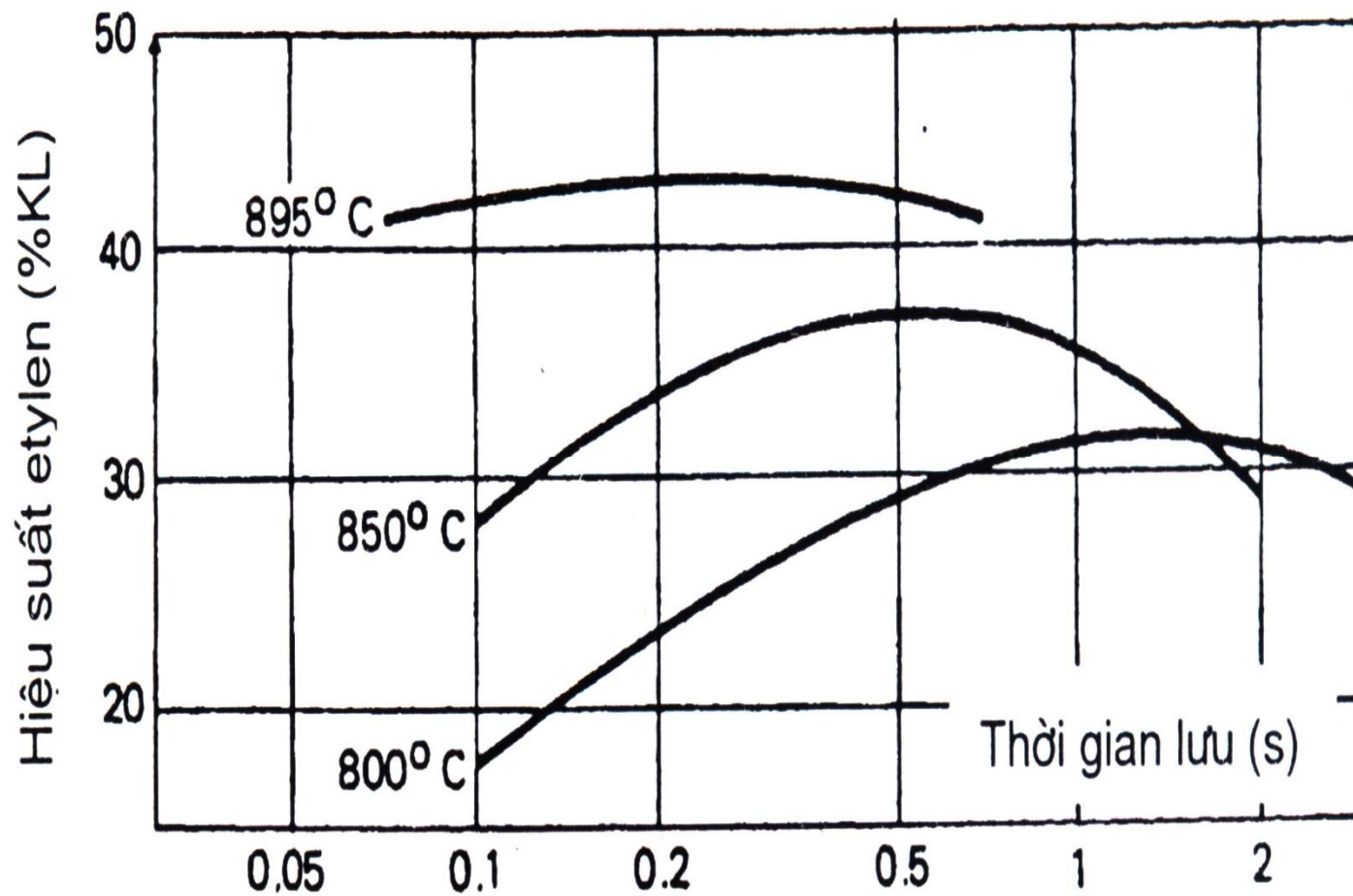
2.1.3. Công nghệ sản xuất etylen.

- 2.1.3.1. Các thông số công nghệ.
- *a. Nhiệt độ*
- Nhiệt độ phản ứng từ $700 \div 900^{\circ}\text{C}$ tùy thuộc vào nguyên liệu đầu vào.
- Tỷ lệ sản phẩm trong phản ứng cracking được phân bố như sau:

Sản phẩm	Nguyên liệu				
	Etan	Propan	Naphta	Gas oil	
H ₂	3,6	1,3	0,8	0,6	
CH ₄	4,2	24,7	15,3	10,6	
C ₂ H ₂	0,2	0,3	0,7	0,4	
C ₂ H ₄	48,2	34,5	29,8	24,0	
C ₂ H ₆	40,0	4,4	3,8	3,2	
C ₃ H ₄	}	0,3	1,1	1,0	
C ₃ H ₆		1,3	14,0	14,1	14,5
C ₃ H ₈		10,0	0,3	0,4	
1,3-C ₄ H ₆	}		4,8	4,7	
C ₄ H ₈		1,6	3,7	4,2	4,5
C ₄ H ₁₀			0,3	0,1	
Xăng cracking	0,9	5,9	21,0	18,4	
Dầu nhiên liệu	-	0,9	3,8	17,6	

b. Thời gian lưu: Thời gian lưu khoảng từ 0,2 — 1,2 giây.

nh hưởng của nhiệt độ và thời gian lưu đến hiệu suất tạo thành etylen trong phản ứng cracking naphta.



c. Áp suất hơi riêng phần và vai trò của hơi nước.

Áp suất hơi riêng phần của HC giảm \Rightarrow Tốc độ quá trình giảm \Rightarrow Độ chọn lọc tăng

* Vai trò của hơi nước ?

* Hạn chế ?

Tỷ lệ hơi nước phụ thuộc vào nguyên liệu khác nhau (KLPT của HC)

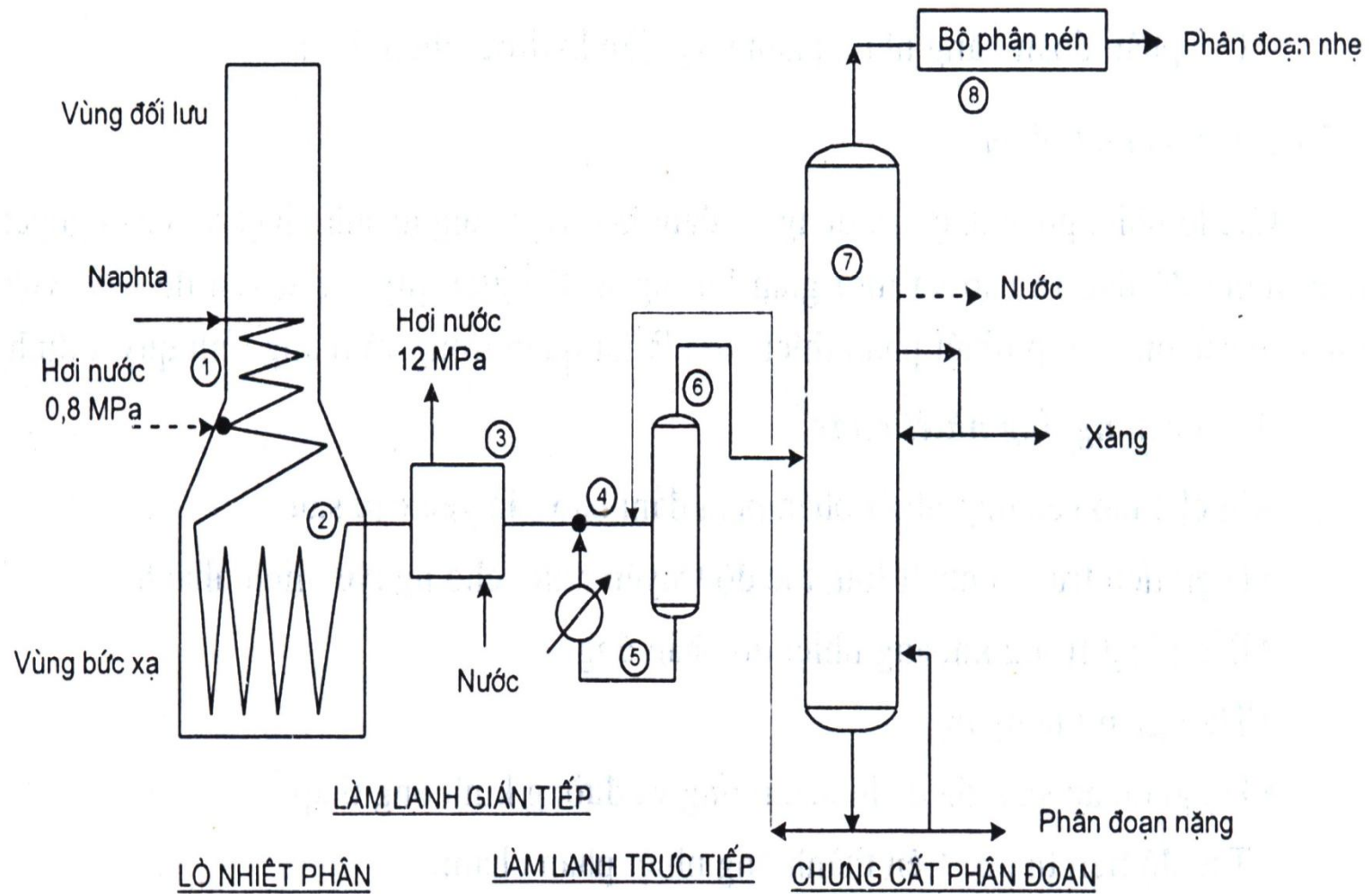
Nguyên liệu	Kg hơi nước/kg hydrocacbon
Etan	0,2-0,4
Propan	0,3-0,5
Naphta	0,4-0,8
Gas oil	0,8-1,0

Công nghệ cracking hơi nước.

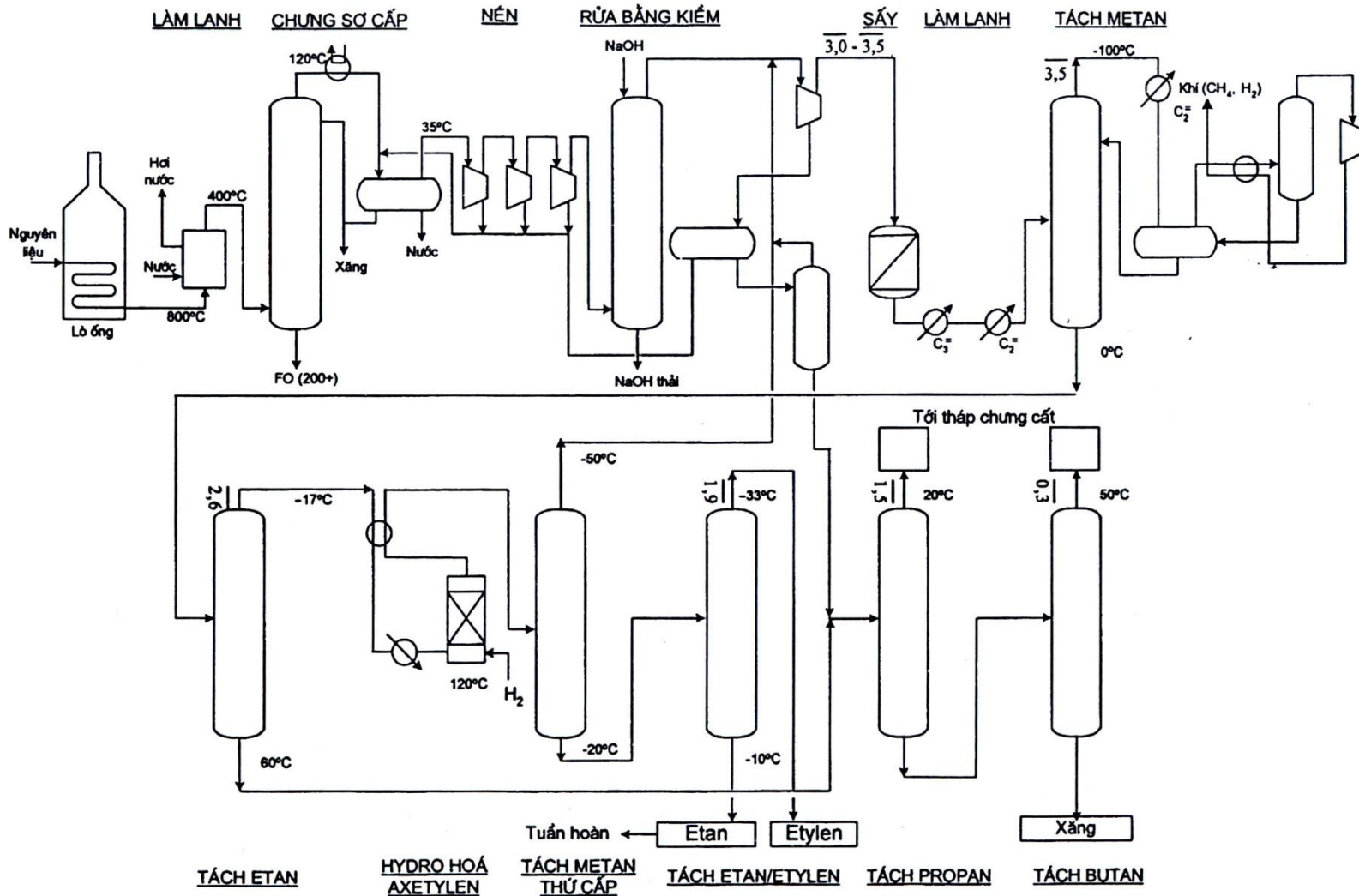
Công nghệ cracking hơi nước bao gồm hai bộ phận chính:

- * Bộ phận phản ứng (“vùng nóng”): nguyên liệu được nhiệt phân tạo thành sản phẩm (phản ứng cracking xảy ra tại đây).
- * Bộ phận tách (“vùng lạnh”): sản phẩm được tách loại và tinh chế.

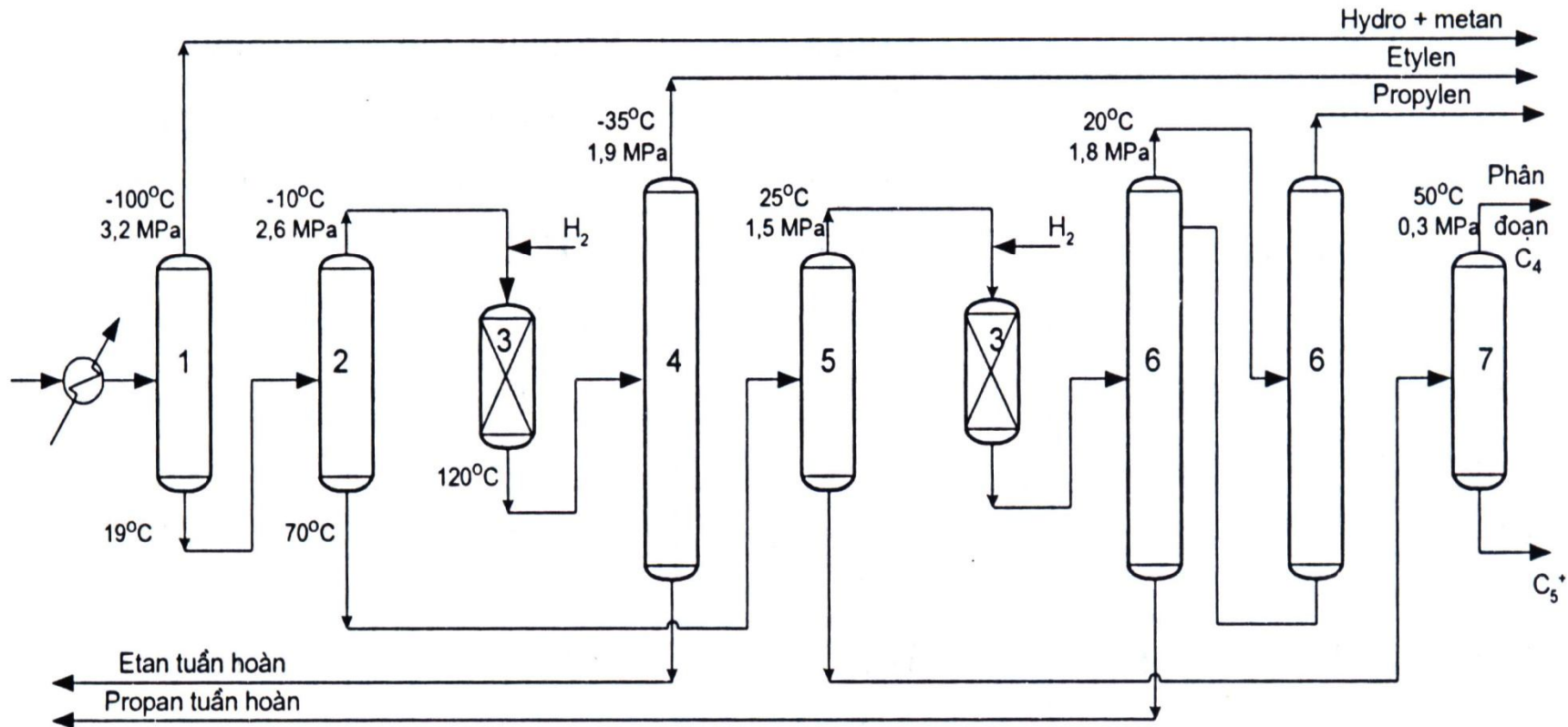
Sơ đồ khối quá trình cracking hơi nước.



Sơ đồ dòng quá trình cracking hơi nước naphtha



Sơ đồ chưng tách khí sản phẩm của quá trình cracking hơi nước Naphta.



Hình 1.10. Sơ đồ chưng tách khí của quá trình steam cracking naphta:

1-tháp tách metan(30-49 đĩa); 2-tháp tách etan(40-50đĩa); 3-thiết bị hydro hóa; 4-tháp tách etan-etylen(110-120đĩa); 5-tháp tách propan(55-60 đĩa); 6-tháp tách propan-propylen(220 đĩa trong 2 tháp); 7-tháp tách butan.

2.2. Sản xuất các hợp chất từ etylen

2.2.1. Tổng hợp etanol

* Tính chất

Etanol là chất lỏng tan vô hạn trong nước, có tỷ trọng $d = 0,789$, nhiệt độ sôi $78,32^{\circ}\text{C}$.

* Những ứng dụng của etanol:

- Dung môi công nghiệp
- Phụ gia pha xăng.

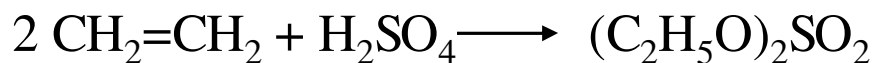
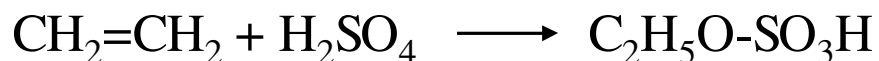
Các phương pháp sản xuất Etanol

- Công nghệ lên men cacbonhydrat sử dụng nguyên liệu có thể lên men trực tiếp như mía đường hoặc mật, tinh bột.
- Tổng hợp etanol từ etylen bằng phương pháp hydrat hoá gián tiếp etylen có sử dụng axit sunfuric hoặc phương pháp hydrat hoá trực tiếp etylen có sử dụng xúc tác.
- Ngoài ra còn có phương pháp tổng hợp etanol đi từ khí tổng hợp.

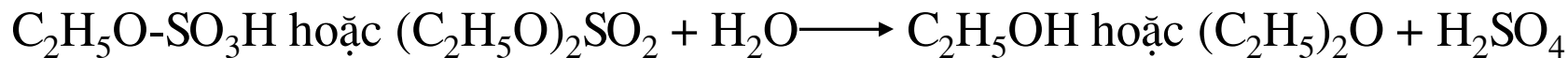
2.2.1.1. Phương pháp hydrat hoá gián tiếp etylen

- * Phản ứng và các điều kiện thực hiện

a) Sự hình thành etyl axit sunfat bởi quá trình hấp thụ etylen trong axit sunfuric:

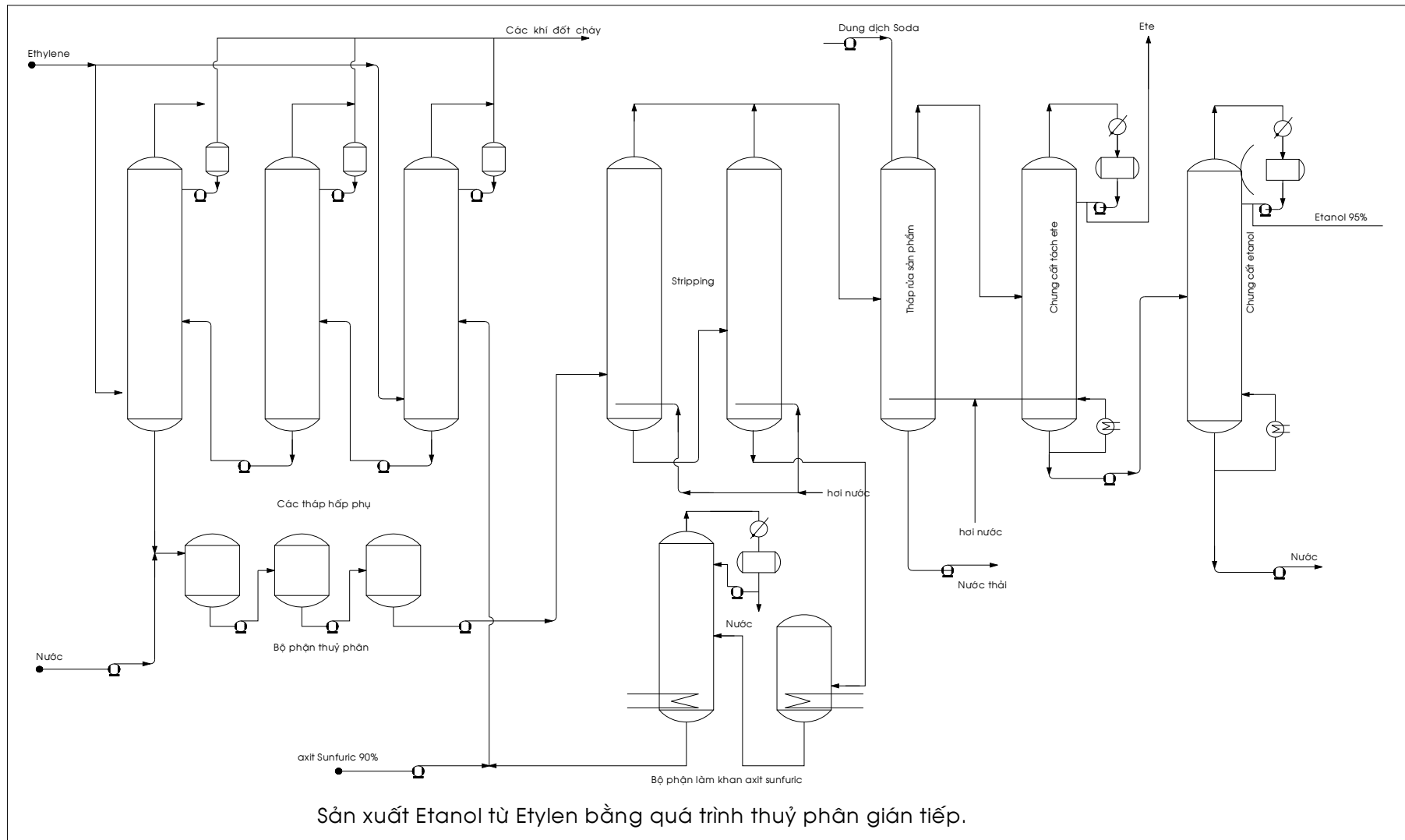


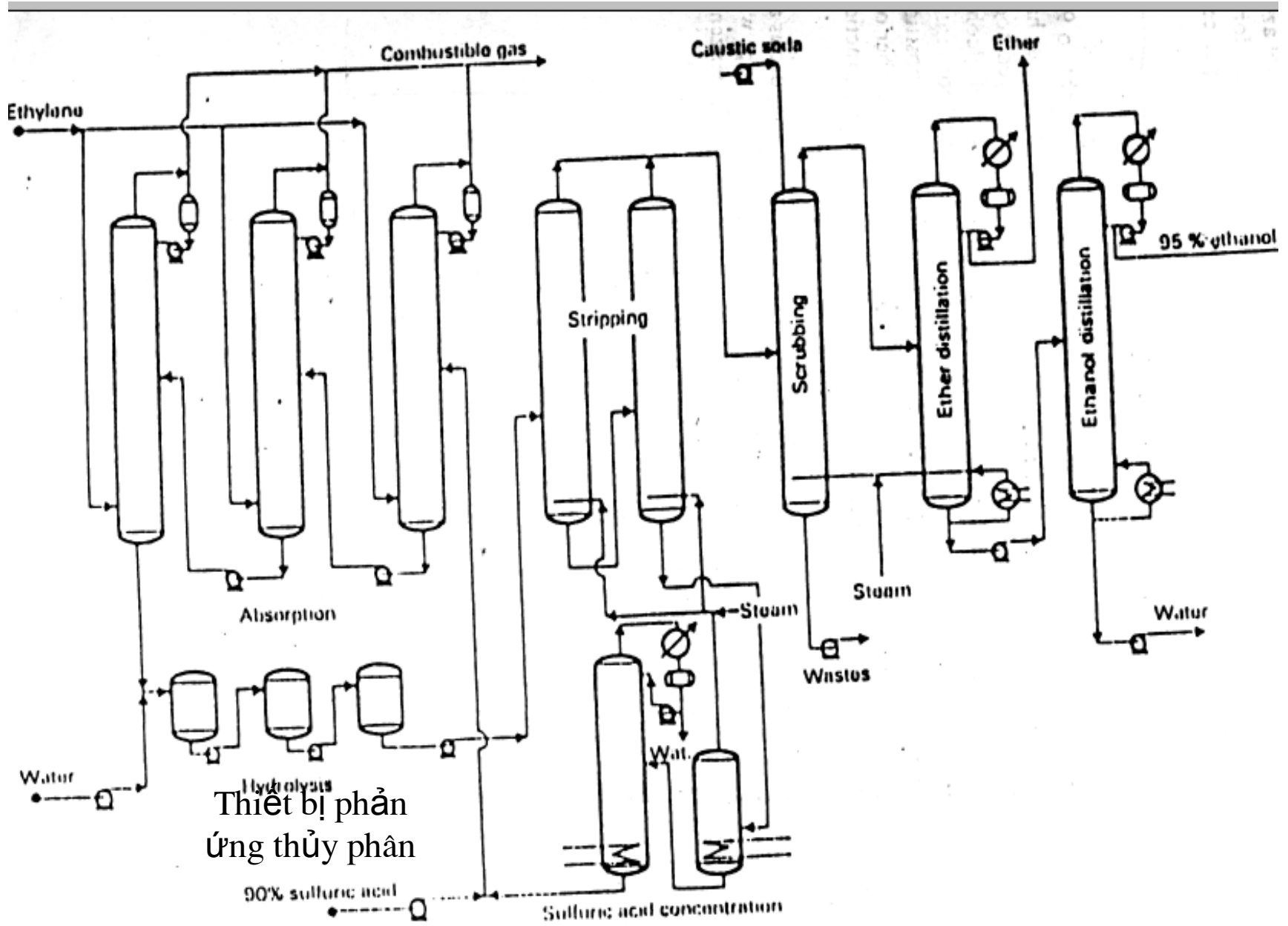
b) Thủy phân este sunfuric tạo etanol:



- Giai đoạn đầu: áp suất 20 — 30 atm, ở nhiệt độ 60-90°C.
- Giai đoạn hai: Nhiệt độ ở 100°C.
- Hiệu suất tạo etanol khoảng 90%.
- Sản phẩm phụ tạo thành là diethyl ete.
- Nhược điểm: dễ gây ăn mòn thiết bị.

Công nghệ sản xuất etanol bằng phương pháp hydrat hoá gián tiếp etylen





Thiêt bị phản
 ứng thủy phân

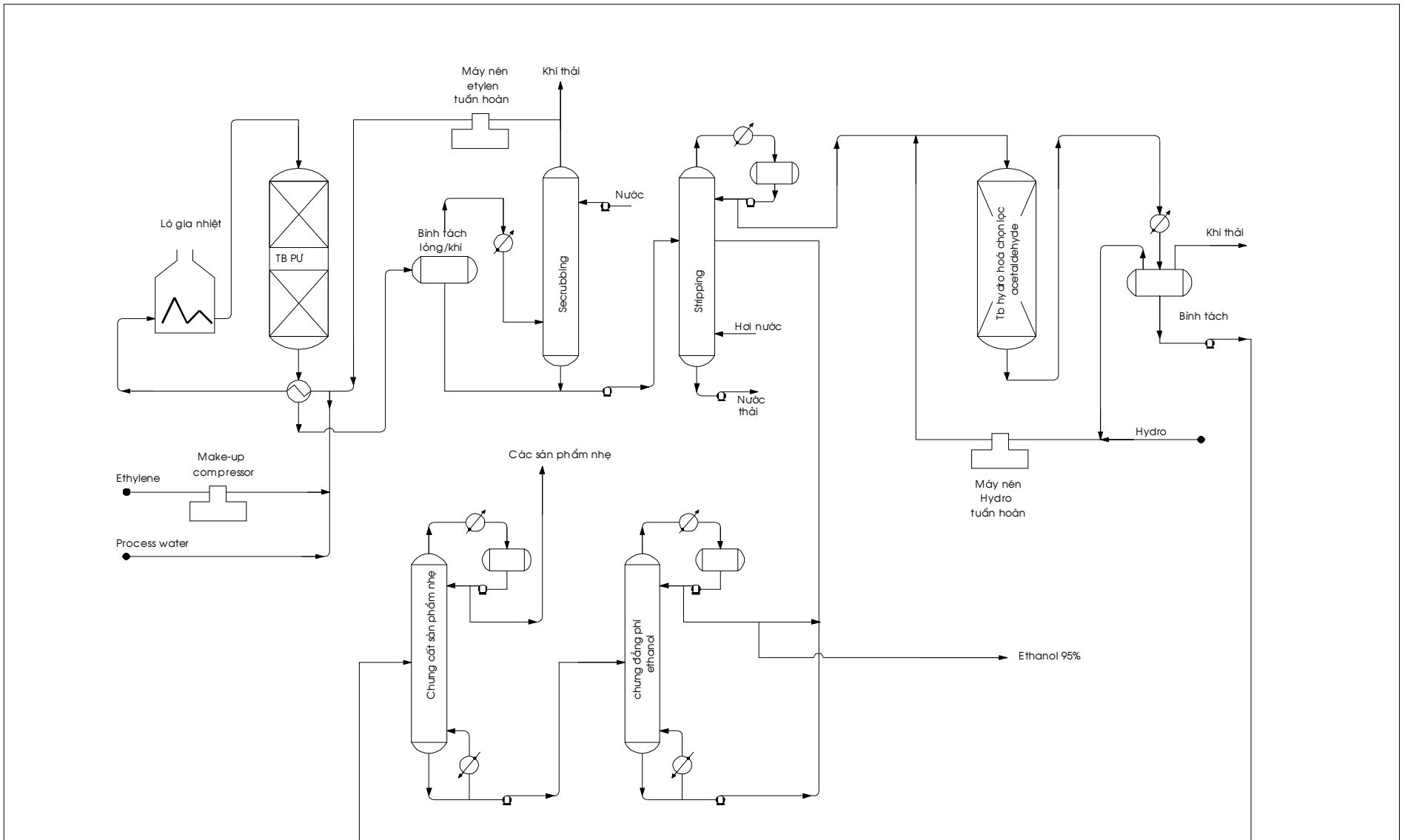
2.2.1.2. Phương pháp hydrat hoá trực tiếp etylen.

* Động học của phản ứng.



- Chất xúc tác: $\text{H}_3\text{PO}_4/\text{SiO}_2$
- Nhiệt độ khoảng 300°C
p suất khoảng 7 Mpa (áp suất không được quá cao)
- Độ chuyển hoá etylen: 4%
- Tỷ lệ $\text{H}_2\text{O}/\text{C}_2\text{H}_4$ là 0,6/1
- Thời gian lưu rất ngắn (tốc độ thể tích dòng khoảng 50h^{-1}).

Công nghệ sản xuất etanol bằng phương pháp hydrat hoá trực tiếp etylen

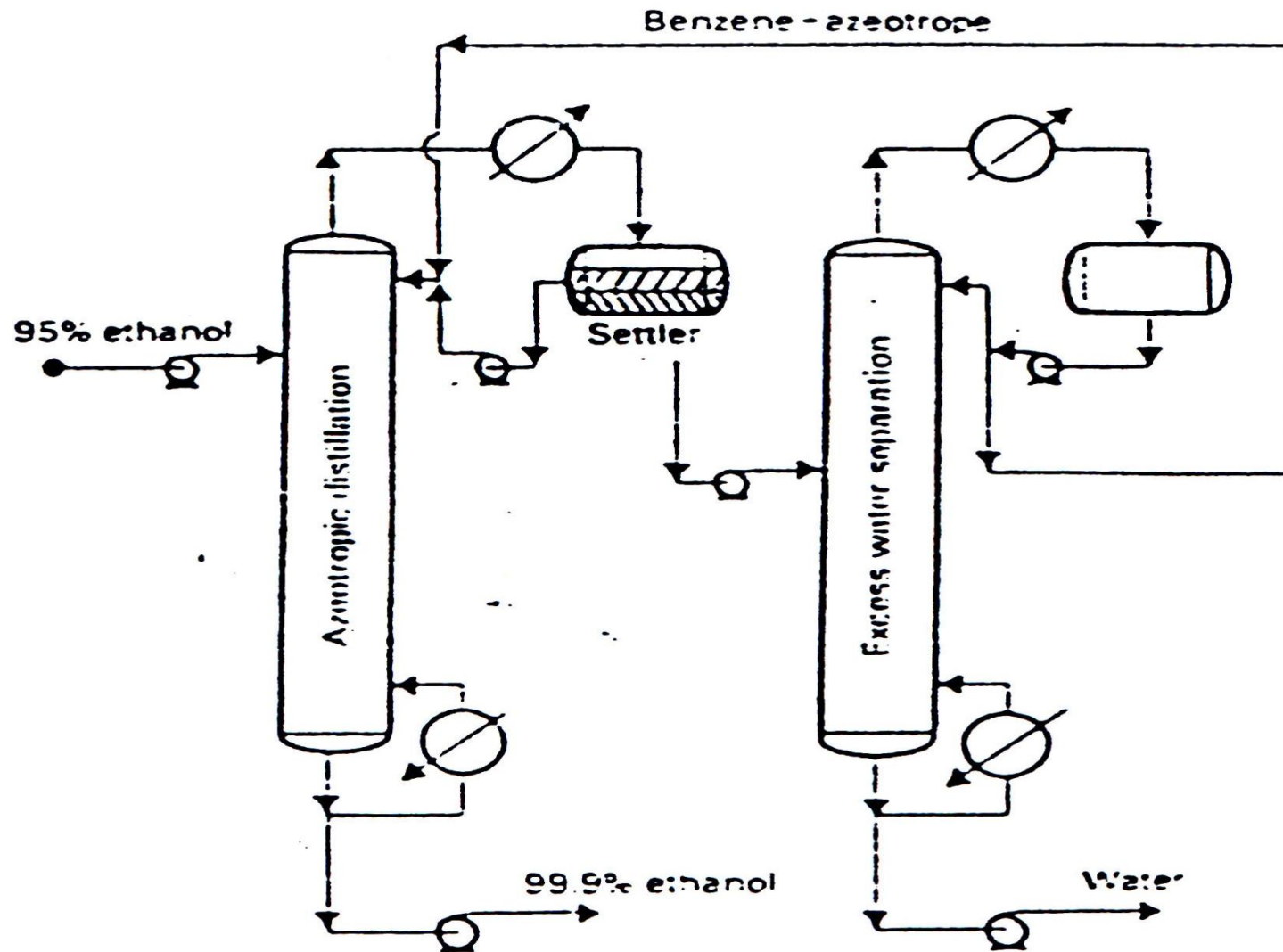


Sản xuất Etanol bằng phương pháp hydrat hoá trực tiếp Etylen. Công nghệ Shell

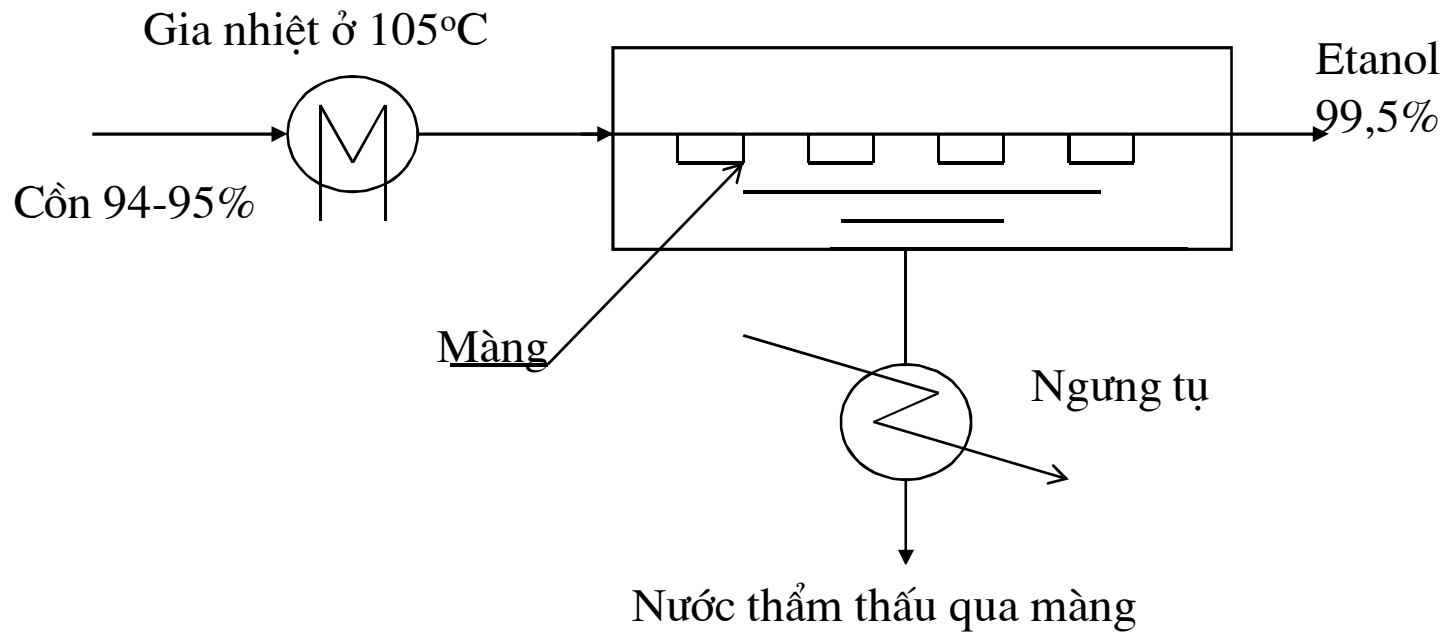
2.2.1.3. Tinh chế etanol khan.

- * Phương pháp cổ điển để thu được etanol có nồng độ 95 — 99,9% là sử dụng CaO hấp thụ nước nhưng quá trình này không kinh tế.
- * Phương pháp chưng cất đẳng phí: phương pháp này được thực hiện với sự có mặt của benzen ở áp suất dưới 12 kPa sẽ thu được etanol có nồng độ 95-100%, tuy nhiên cột cất phải có số đĩa khá lớn.
- * Phương pháp thẩm thấu qua màng.
- * Phương pháp rây phân tử.

Phương pháp chưng cất đẳng phí

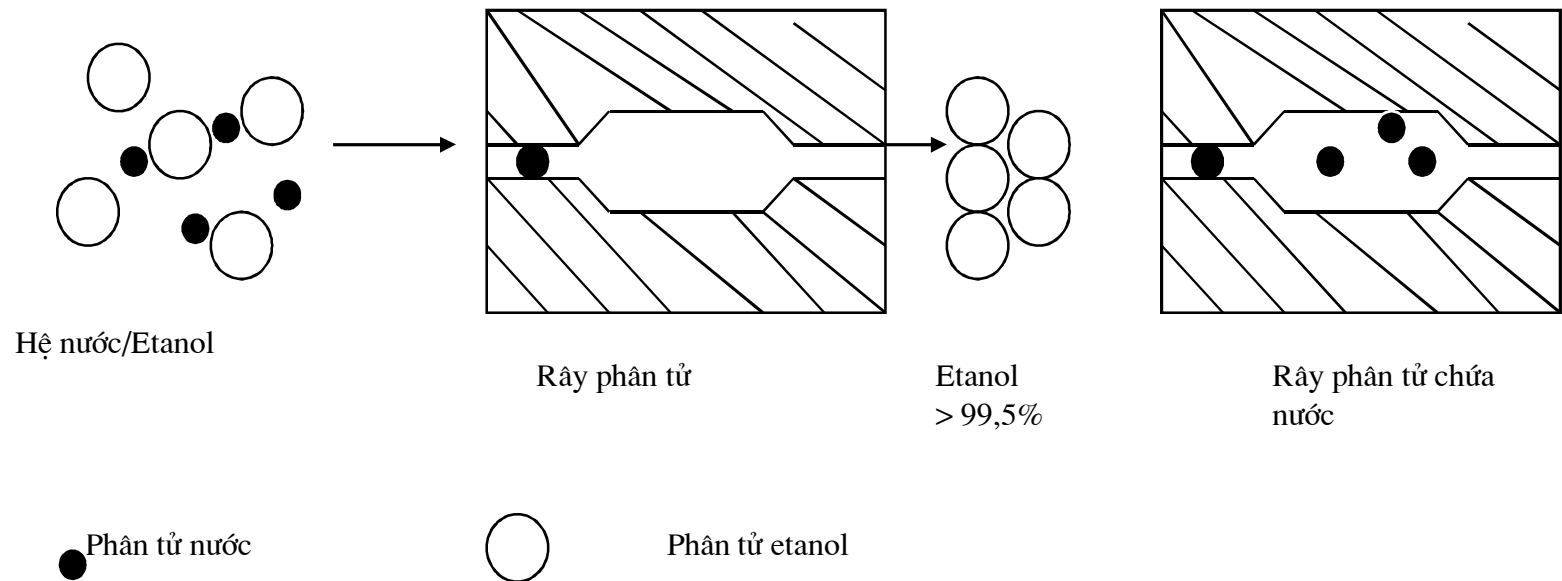


* Công nghệ thẩm thấu qua màng.

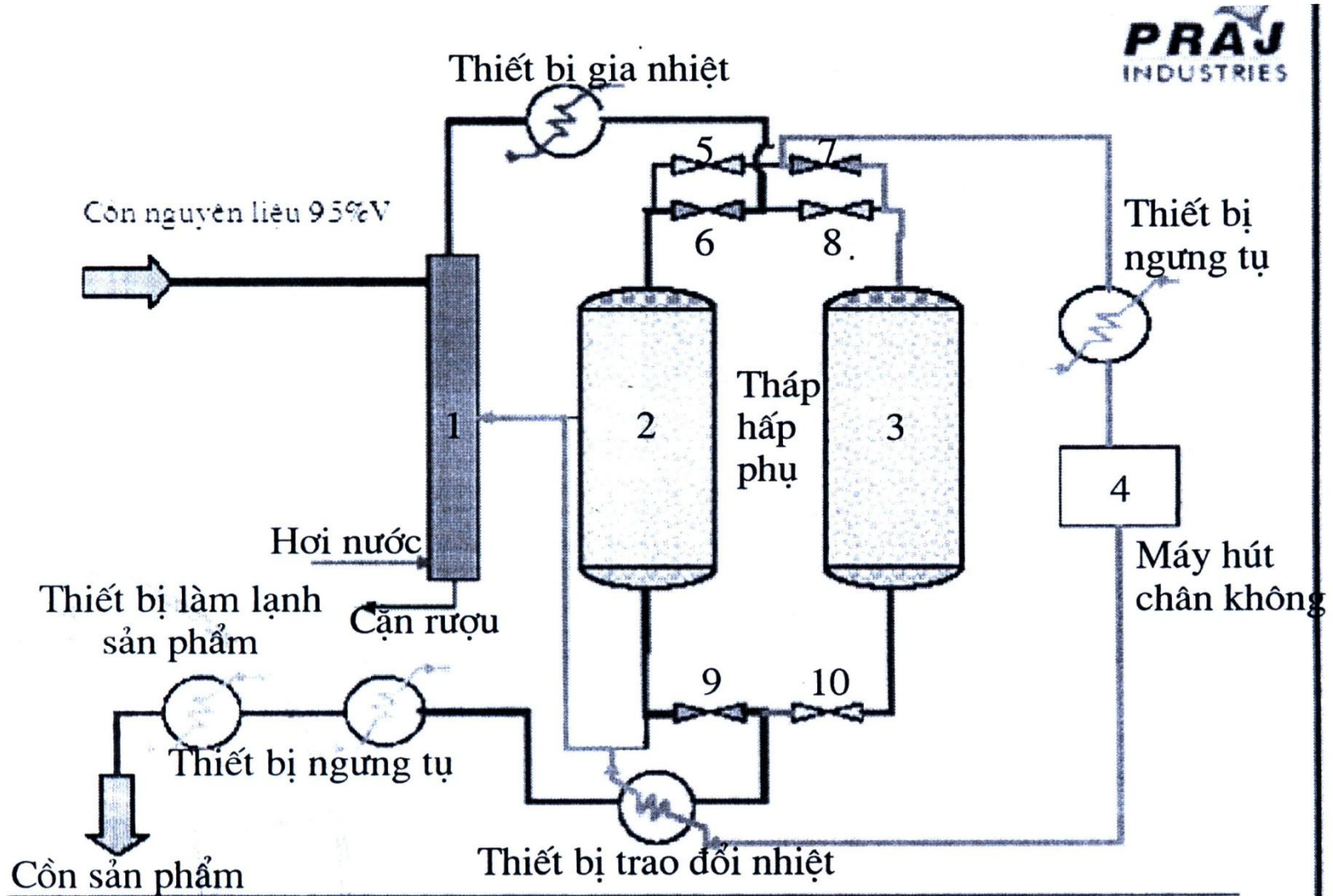


Phương pháp rây phân tử.

Sơ đồ nguyên tắc tách nước ra khỏi etanol bằng vật liệu rây phân tử.



Sơ đồ hấp phụ nước bằng vật liệu rây phân tử trong pha hơi



2.3.1. Sản xuất polyetylen (PE).

2.3.1.1. Giới thiệu về PE.

- . Polyetylen là một trong những loại nhựa chịu nhiệt có ứng dụng rộng rãi nhất vì giá thành không đắt, dễ gia công ở nhiều hình dạng khác nhau như có thể kéo thành sợi hay rút thành màng film mỏng. Vì vậy PE được sử dụng để làm túi, chai nhựa, ống nhựa, màng film, tấm nhựa.
- Trên thế giới lượng PE được sản xuất rất lớn để đáp ứng nhu cầu ngày càng tăng. Ví dụ năm 1997, PE được sản xuất xấp xỉ 450.000 tấn thì ước tính đến năm 2015 lượng PE là 1.350.000 tấn, đặc biệt là LLDPE có nhu cầu tiêu thụ cao nhất.
- PE có hai loại: LDPE (low density PE) có tính mềm dẻo và HDPE (high density PE) cứng, không linh hoạt.
-

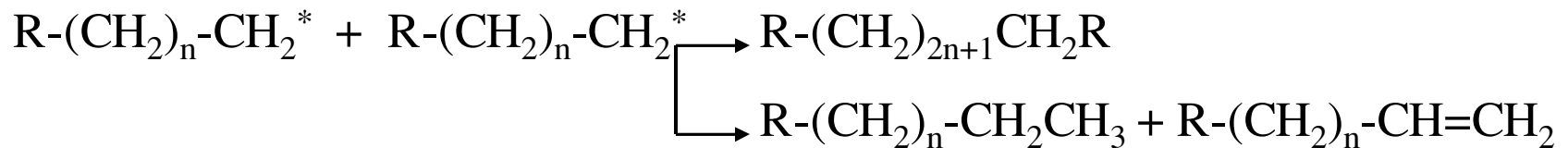
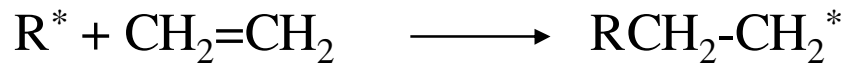
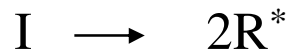
• LDPE được tạo thành nhờ phản ứng polime hoá etylen theo cơ chế gốc.

-Nhiệt độ phản ứng: 100- 200°C

- p suất cao: 100-135 atm

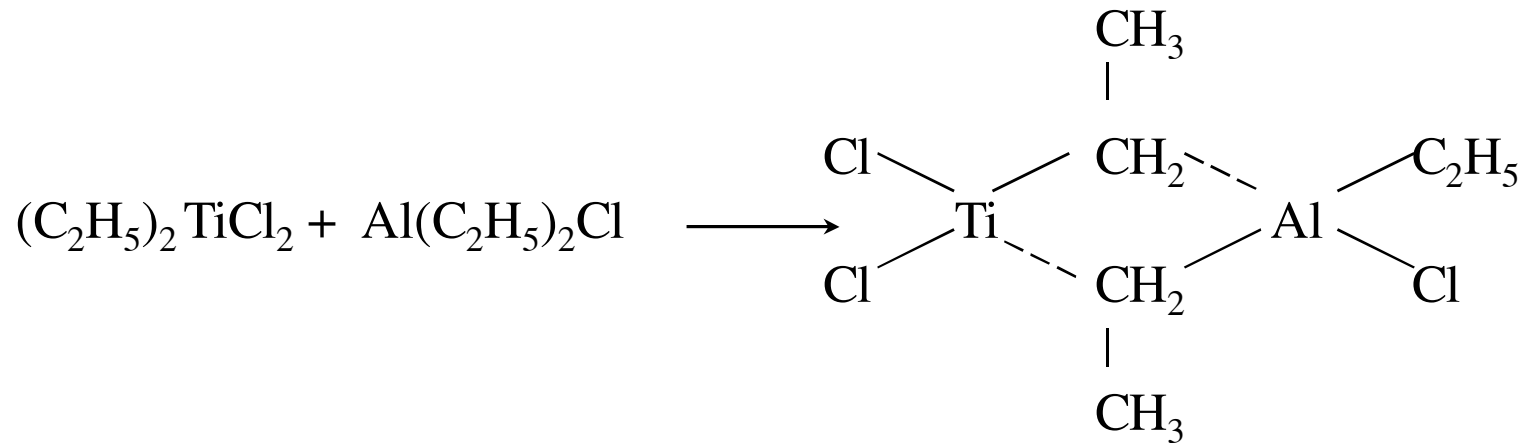
- Chất khởi đầu thường được sử dụng là oxy hoặc peoxit hữu cơ.

-Cơ chế phản ứng như sau:



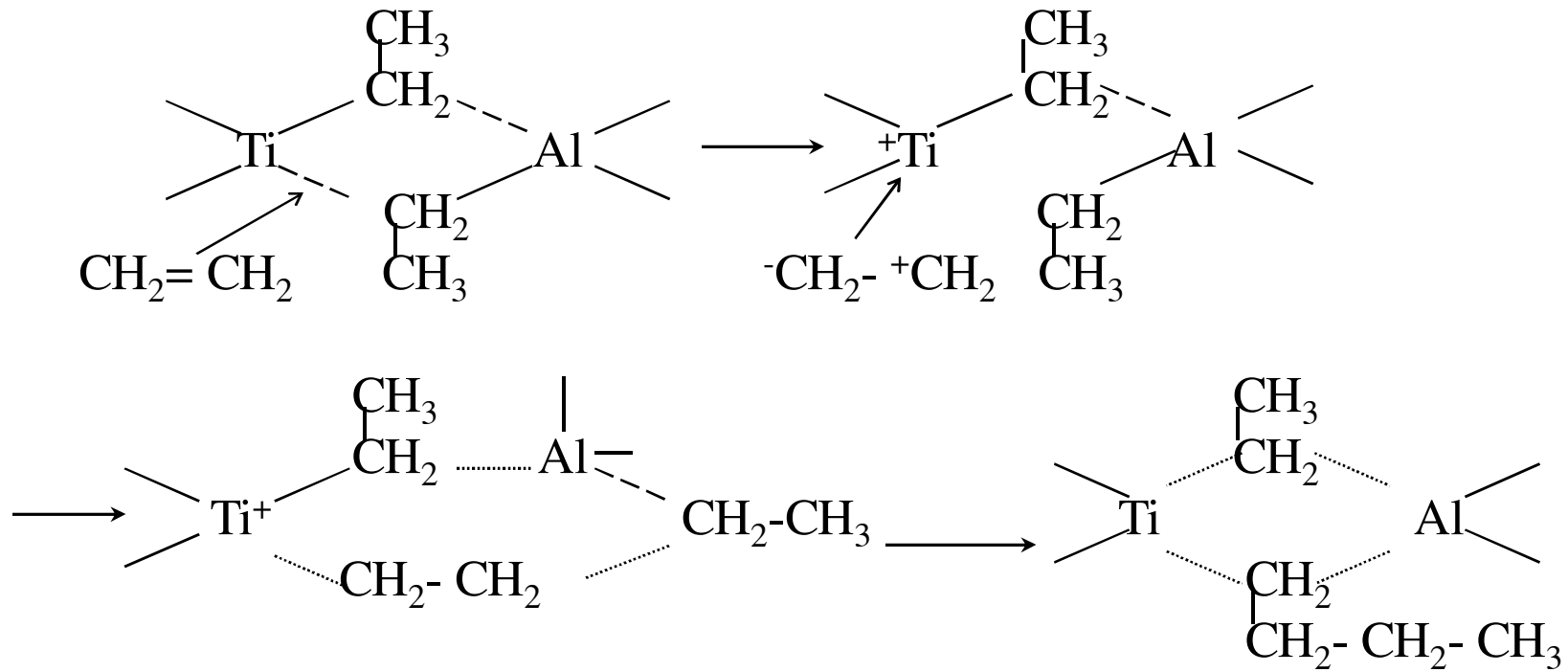
- HDPE được sản xuất ở điều kiện áp suất thấp trong thiết bị phản ứng tầng sôi nhờ phản ứng polime hoá có xúc tác Ziegler

(là xúc tác có chứa nhôm alkylat và kim loại chuyển tiếp)



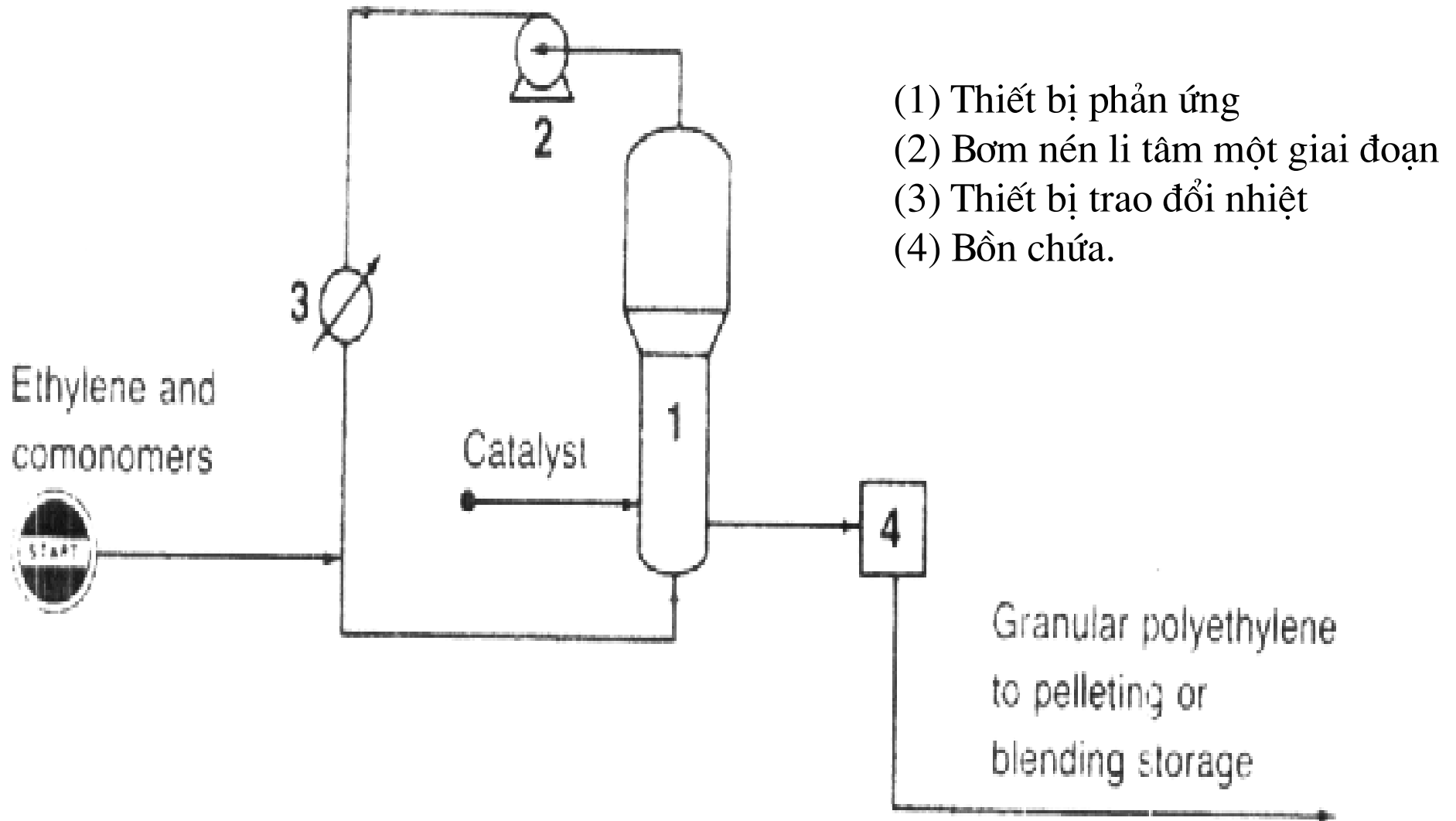
- Phản ứng xảy ra ở nhiệt độ khoảng 100°C.
- p suất khoảng 20 atm
- Phản ứng tiến hành trong dung môi trơ hexan trong pha khí.

- Cơ chế phản ứng xảy ra trên tâm kim loại xúc tác như sau:



Phản ứng không có quá trình chuyển mạch và tạo ra polime có khối lượng phân tử rất lớn.

Công nghệ sản xuất HDPE của hãng Union Carbide Unipol

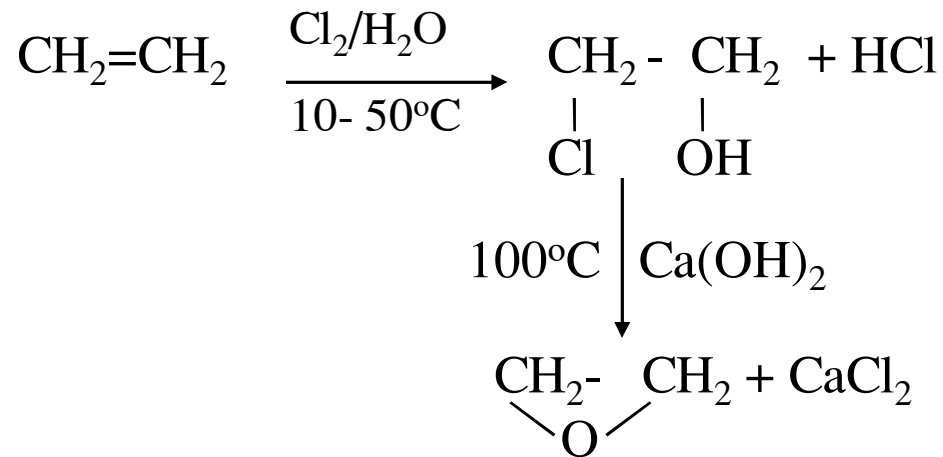


2.2.3. Sản xuất Etylen oxit (EO).

- Etylen oxit có tỷ trọng $d_4^{20}=0,8697$, nhiệt độ sôi $10,7^\circ\text{C}$.
ứng dụng: - sản xuất etanolamin.
— Sản xuất etylenglycol.
— Chất SAS không ion.
- được sản xuất bằng hai phương pháp:
 - Oxi hoá gián tiếp etylen bằng clohydrin tạo hợp chất trung gian etylen clohydrin.
 - Oxi hoá trực tiếp etylen bằng oxi nguyên chất hoặc oxi không khí.

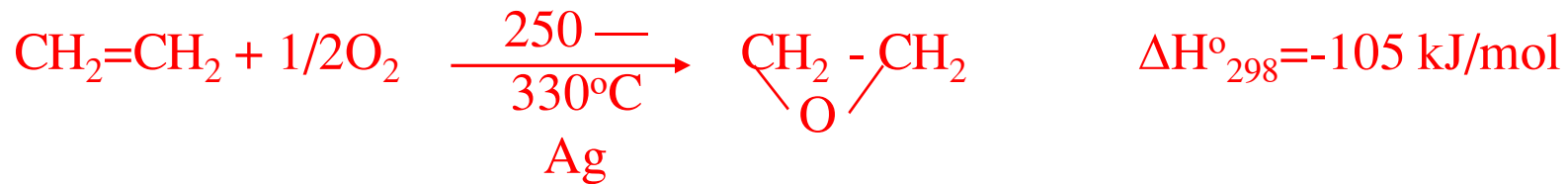
2.2.3.1. Phương pháp oxi hoá gián tiếp.

Phản ứng chính:

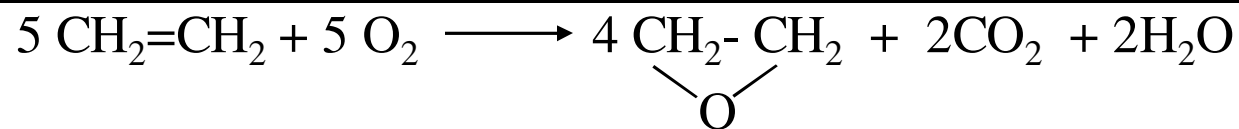
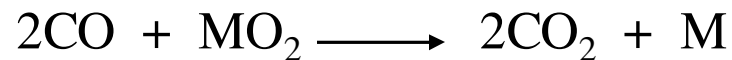
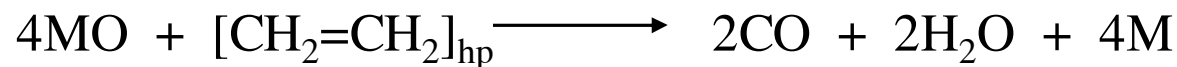
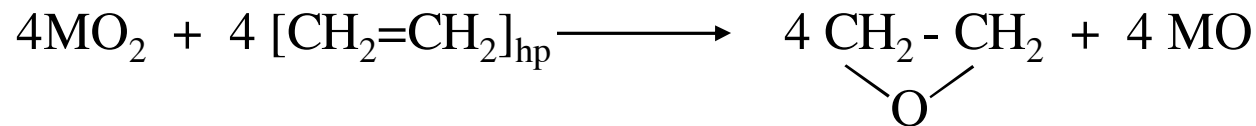


2.2.3.2. Phương pháp oxi hoá trực tiếp.

* Phản ứng:



Cơ chế thực hiện phản ứng trên xúc tác kim loại:



* Nguyên liệu:

- Nguyên liệu etylen sử dụng để sản xuất EO phải sạch (chứa axetylen, hợp chất chứa lưu huỳnh, CO không quá 2ppm mỗi loại).
- Tác nhân oxi hoá: Oxi không khí hoặc oxi nguyên chất .

* Điều kiện vận hành:

- Nhiệt độ phản ứng là 260-290°C
- áp suất vận hành từ 1-3 Mpa
- Thời gian lưu từ 1-4 giây.
- Tốc độ phản ứng: $v=[\text{etylen}].[O_2]$
- Nồng độ etylen dưới 3% V

* Sản xuất công nghiệp:

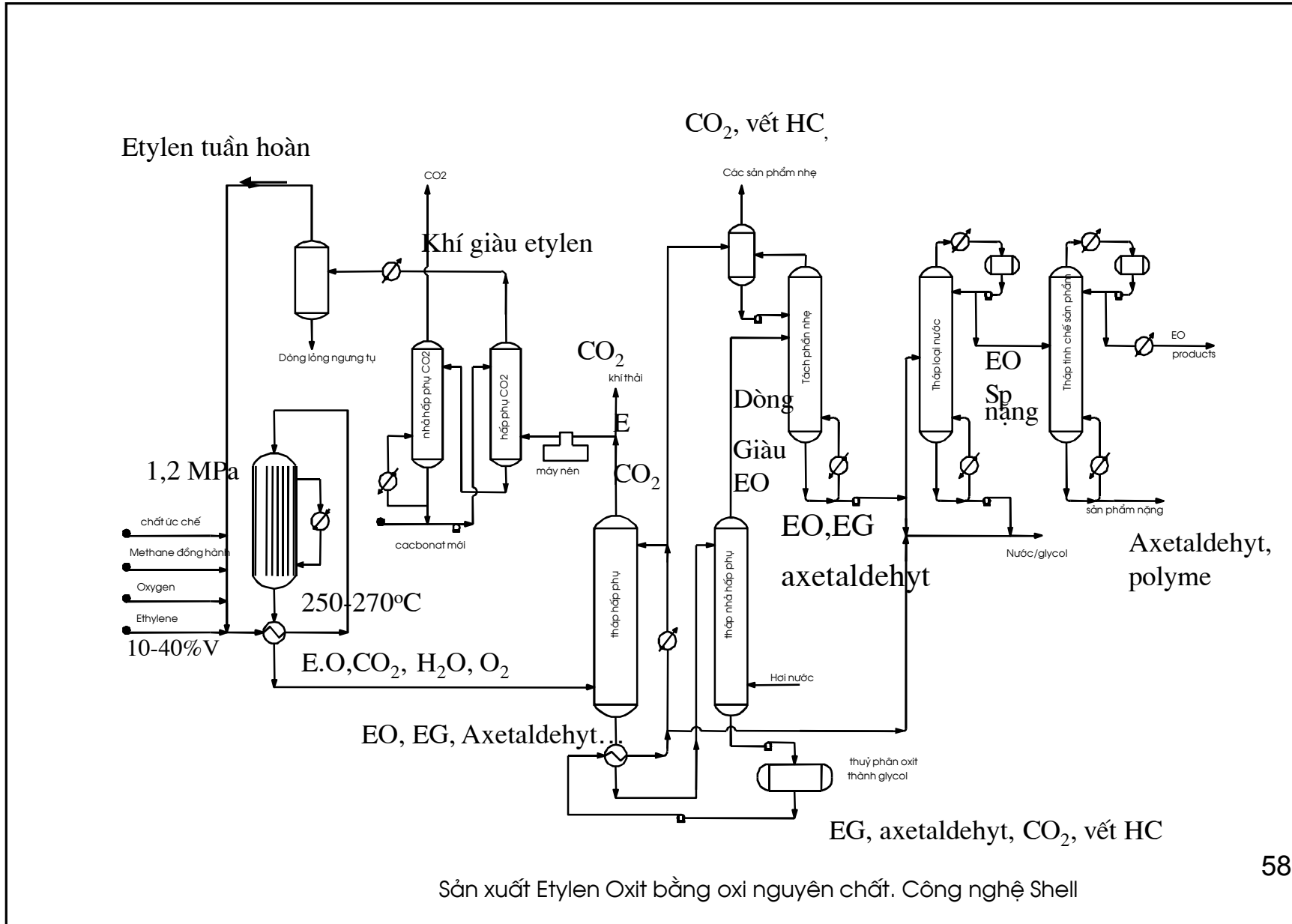
- Trong công nghiệp, EO được sản xuất trong nhà máy có sử dụng thiết bị phản ứng thêm xúc tác cố định, tuần hoàn etylen chưa chuyển hoá, quy trình công nghệ gồm hai phần chính: tổng hợp EO và bộ phận tinh chế sản phẩm.
- Công nghệ sản xuất:
 - + Công nghệ sử dụng không khí (Distillers IG Farben, Scientific Design, Union Carbide)
 - + Công nghệ sử dụng oxi nguyên chất (Chemische Werke-Huls, Japan Catalytic, Scientific Design thế hệ hai, Shell, SNAM Progetti).
- Một đặc điểm cần lưu ý cho cả hai công nghệ này là vấn đề tản nhiệt cho phản ứng để duy trì nhiệt độ phản ứng ở mức tối ưu nhất.

* Công nghệ sản xuất EO bằng oxi nguyên chất:

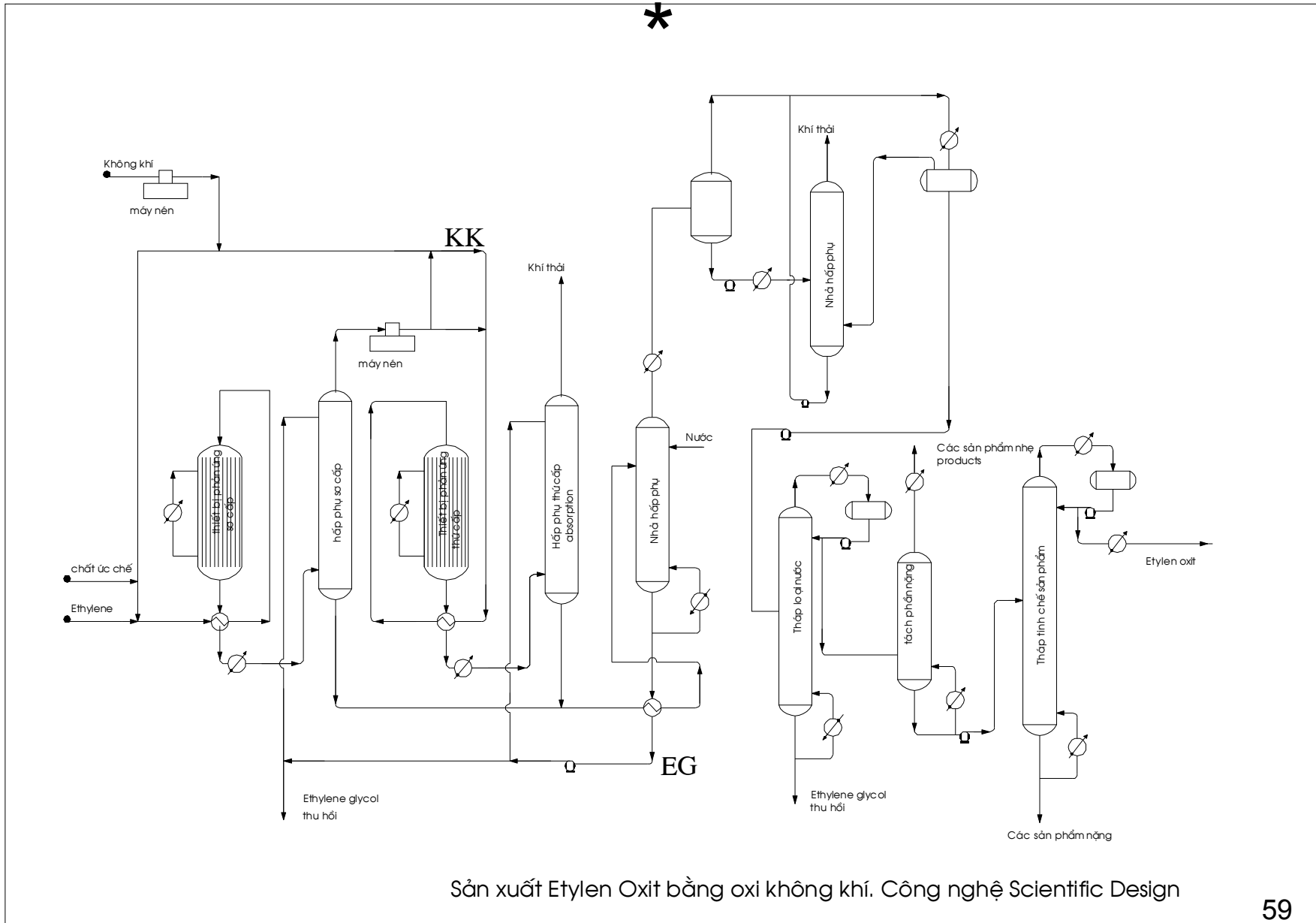
- Điều kiện vận hành:

- Hỗn hợp phản ứng gồm etylen + Oxi + metan + chất ức chế.
- Nhiệt độ phản ứng: 250-270°C.
p suất trong lò phản ứng: 1,2 MPa .
- Thiết bị để hydro hoá 20 đĩa.
- Thiết bị làm sạch sản phẩm 50 đĩa.

* Sơ đồ công nghệ sản xuất EO bằng oxi nguyên chất:



Công nghệ Scientific Design sản xuất E.O bằng oxi không khí.



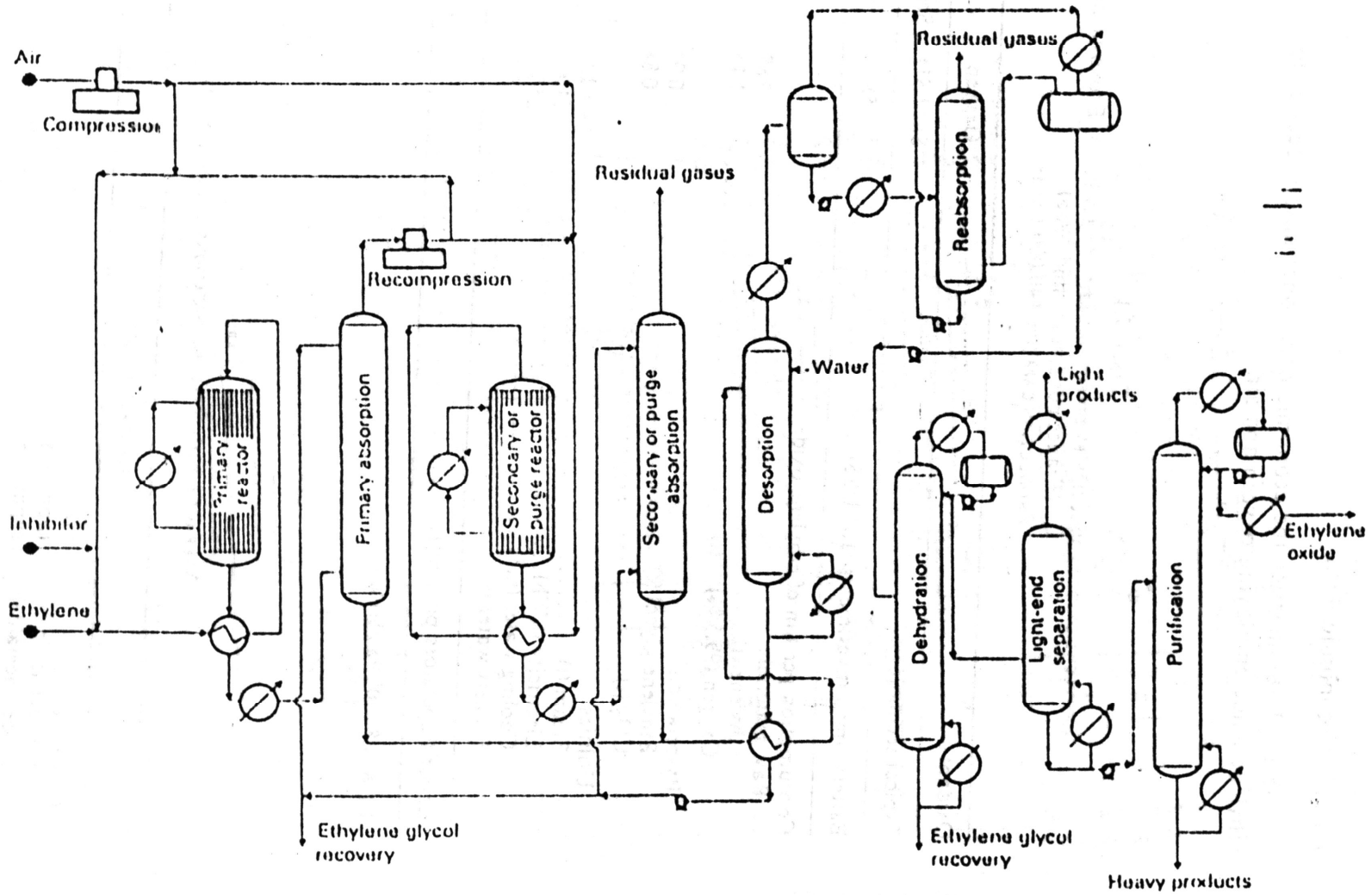


Fig. 7.2. Ethylene oxide production by air oxidation. Scientific Design process.

2.2.4. Sản xuất Etylen glycol (EG).

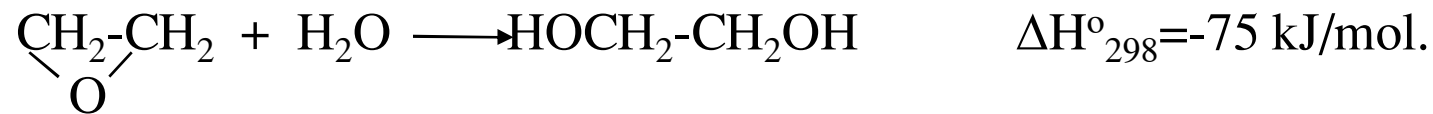
2.2.4.1. Giới thiệu chung.

Monoetylen glycol thường được gọi là glycol. EG có tỷ trọng $d_{4}^{20} = 1,115$, nhiệt độ sôi: 197°C .

EG có nhiều ứng dụng:

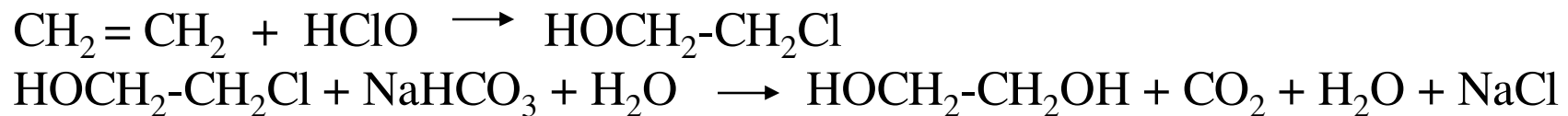
- Chất chống băng ($>33\%$)
- Polyetylen tetraphtalat (48%).
- Nhựa polyeste không no (19%)

E.G được sản xuất chủ yếu đi từ E.O bằng quá trình hydrat hoá.

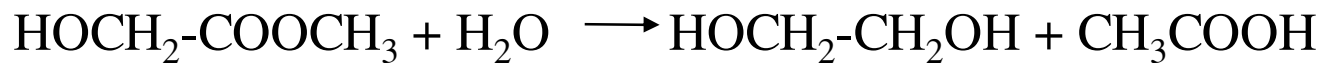
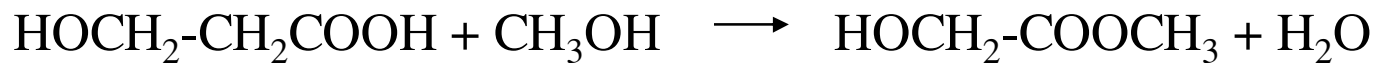
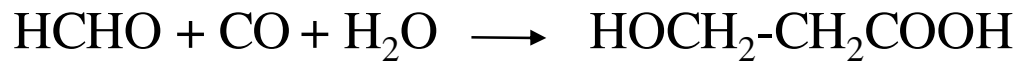


Ngoài ra còn có một số phương pháp khác sản xuất E.G đi từ các nguồn nguyên liệu khác nhau như:

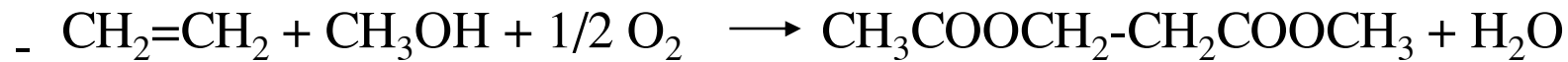
- Thuỷ phân clohydrin etylen với sự có mặt của natri bicacbonat. Phương pháp này cổ điển và không còn được ứng dụng:



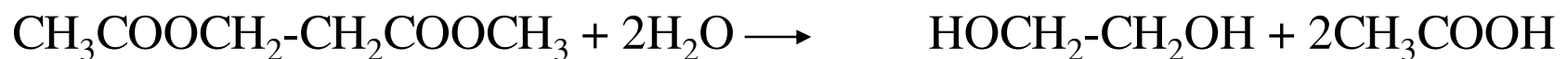
- Phương pháp dựa trên quá trình cacbonyl hoá formaldehyt thành axit glycolic, sau đó este hoá axit này tạo hydrin metyl axetat, thuỷ phân este:



- Phương pháp axetoxyl hoá etylen thành diaxetat sau đó thuỷ phân tạo **glycol**:



$$\Delta H^\circ_{298} = -125 \text{ kJ/mol}$$

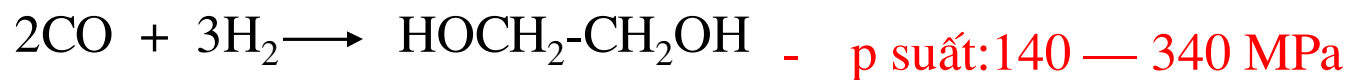


$$\Delta H^\circ_{298} = -17 \text{ kJ/mol}$$

- Phương pháp tổng hợp EG một giai đoạn đi từ nguyên liệu etylen, Xúc tác được sử dụng có chứa ion talic trong dung dịch HCl:



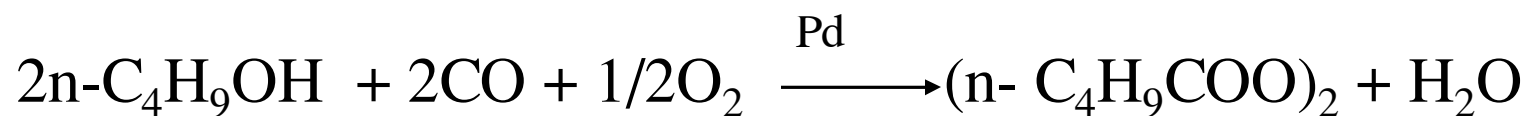
- Phương pháp đi từ khí tổng hợp có sử dụng chất xúc tác chứa phức của rodi cacbonyl, kỹ thuật này được phát triển bởi công ty Union Carbide:



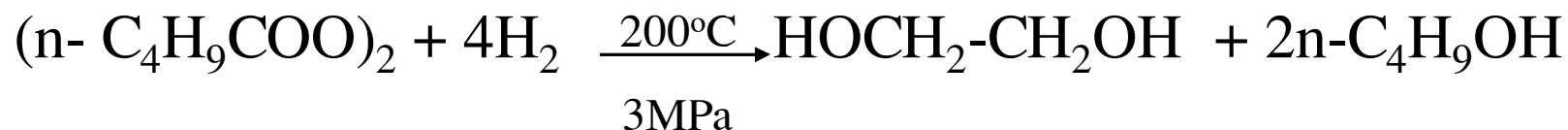
- Nhiệt độ: 125 — 130°C.

- Sản phẩm phụ: metyl format, metanol, nước.

- Phương pháp hydro hoá n-butyl oxalat thành EG và n-butyl ancol. Butyl oxalat được tạo bởi quá trình oxi cacbonyl hoá n- butanol trong pha lỏng.



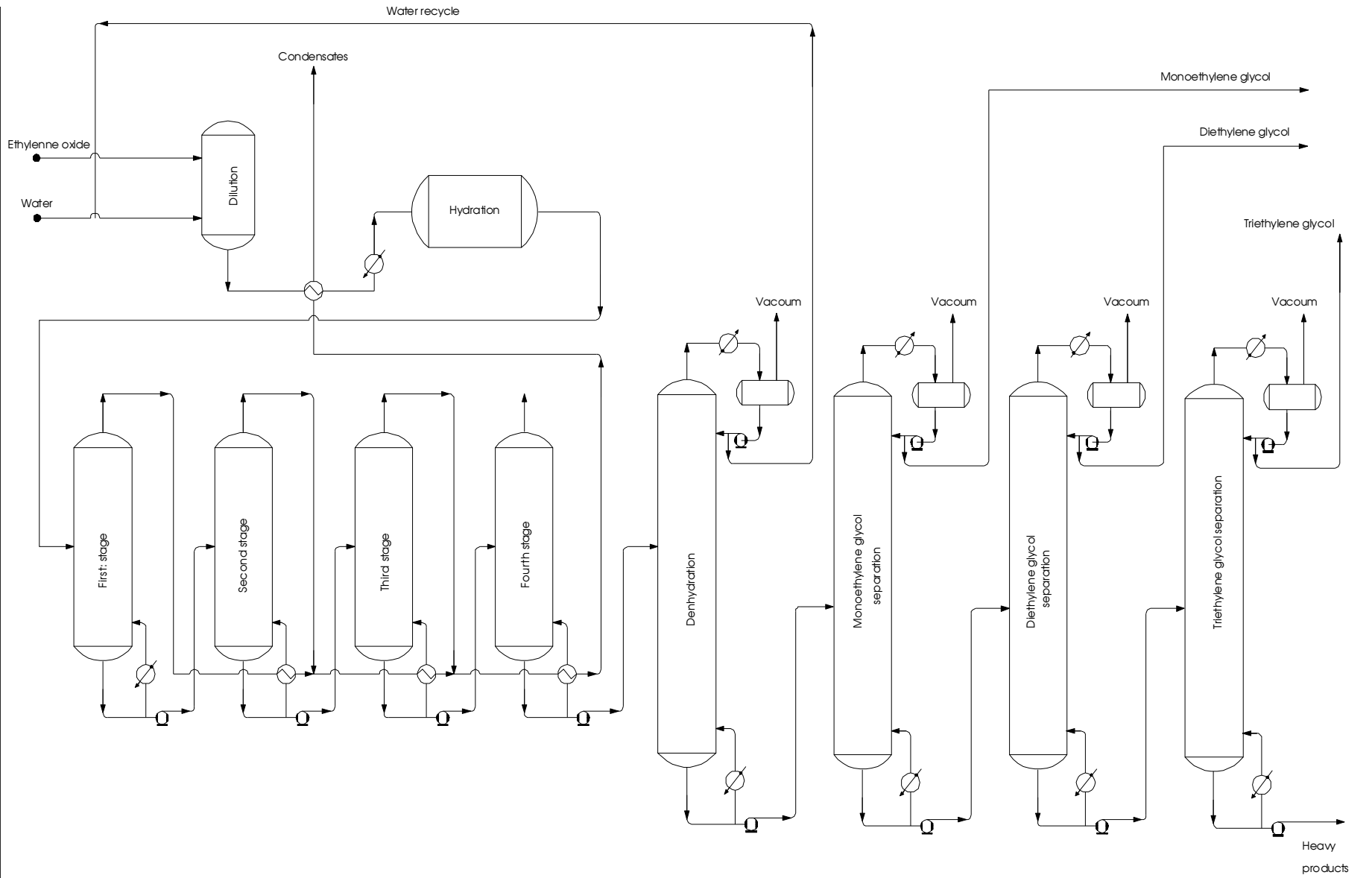
Sau đó, phản ứng hydro hoá dưới sự có mặt của xúc tác đồng và crom trong pha lỏng:



2.2.4.2. Công nghệ và điều kiện vận hành sản xuất EG bằng phương pháp hydrat hoá EO.

* Điều kiện vận hành:

- Nguyên liệu E.O ban đầu được pha loãng bằng hỗn hợp nước với oxit với tỷ lệ **20 — 25/1**
- Thiết bị phản ứng hoạt động ở áp suất 1,5 Mpa và nhiệt độ đầu vào 150°C, nhiệt độ đầu ra 200-210°C.
- Chất xúc tác: H⁺
- Thời gian lưu: 45 phút đến 1 giờ.
- Độ chọn lọc các sản phẩm như sau: 88,5% mol EG, 10,5% mol DEG, 0,5% mol TEG.



Cụm thiết bị bay hơi

Sản xuất Etylen glycol bằng phương pháp hydrat hoá Etylen oxit

2.2.5. Sản xuất vinyl axetat từ etylen.

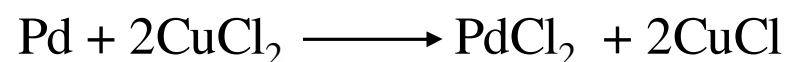
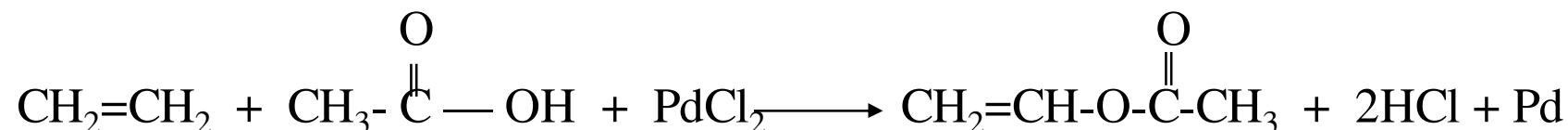
2.2.5.1. Giới thiệu chung

- Vinyl axetat (VA) là chất lỏng không màu, có tỷ trọng $d_4^{20}=0,935$, nhiệt độ nóng chảy = $-100,2^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ sôi = $72,7^{\circ}\text{C}$.
ng dụng:
 - Làm nguyên liệu đầu để sản xuất PVA có độ tinh khiết cao
 - Poly vinyl ancol (phản ứng thủy phân các nhóm chức trong PVA).
- Vinyl axetat được sản xuất công nghiệp bằng hai phương pháp chính:-
 - Phương pháp cổ điển là cộng hợp giữa axit axetic với axetylen xảy ra trong pha khí.
 - Phương pháp ngày nay được sử dụng là thực hiện quá trình phản ứng giữa etylen và axit axetic với sự có mặt của oxi. Phương pháp này được ứng dụng nhiều tại Mỹ, Nhật và một số nước Tây Âu.

2.2.6.2. Các quá trình sản xuất VA.

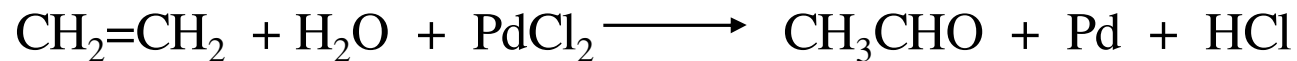
A. Quá trình phản ứng trong pha lỏng:

- Phản ứng chính



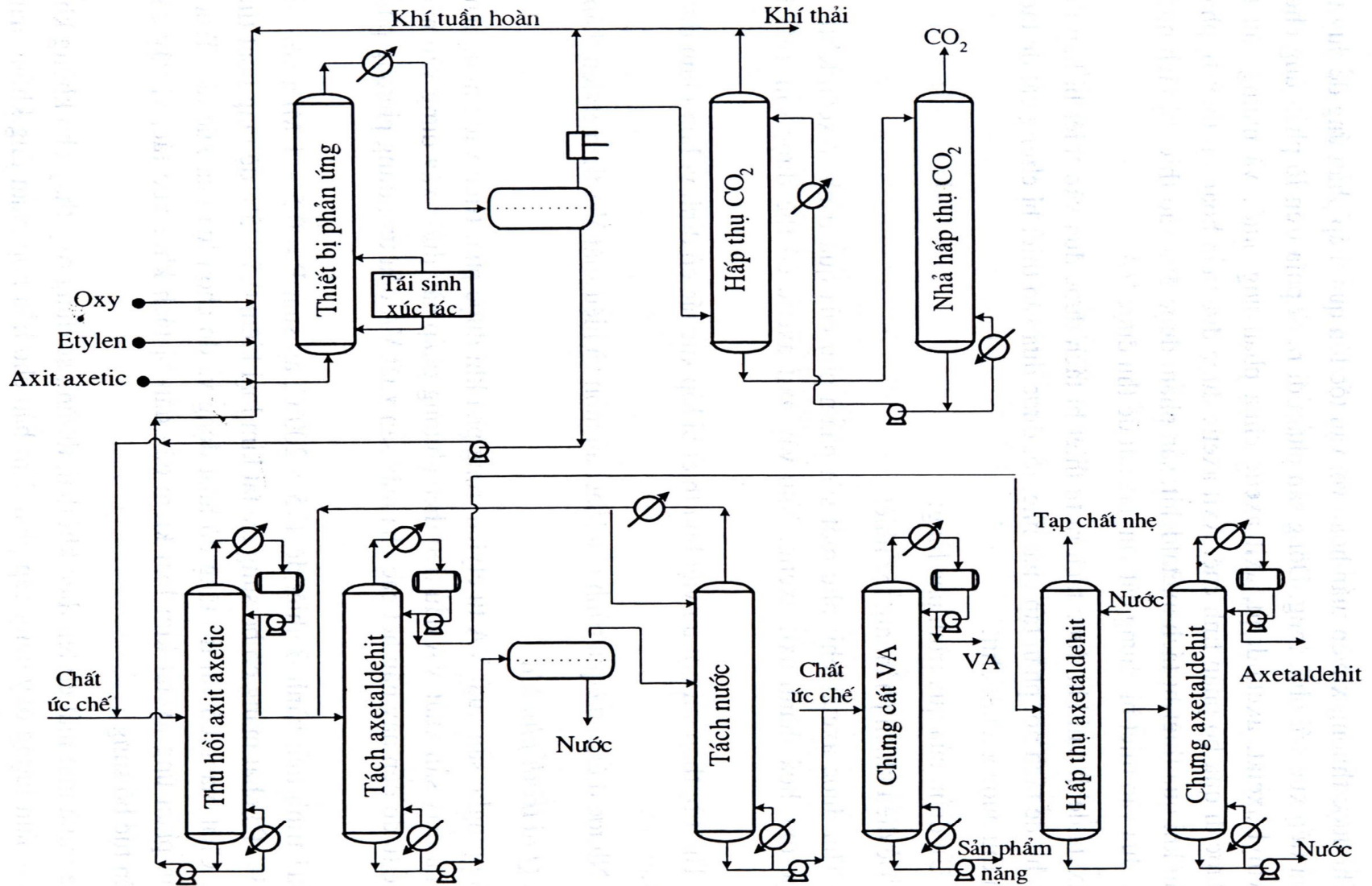
- Xúc tác cho quá trình: Xúc tác có chứa muối đồng với vai trò là hệ oxi hoá khử. Thành phần xúc tác như sau: $\text{Pd}^{2+} = 3 \cdot 10^{-4} \text{ M}$ (0,03g/l), $\text{Cu}^{2+} = 0,08 \text{ M}$ (5g/l). Nồng độ Cl^- đủ để cho Pd ở dạng hoà tan. Thiết bị phản ứng làm bằng Titan để tránh ăn mòn (do làm việc trong môi trường axit có chứa Cl^-).

- Sản phẩm phụ axetaldehit do phản ứng của etylen với nước hoặc phản ứng thủy phân VA.



- Thời gian lưu trong thiết bị phản ứng dài và nhiệt độ cao cũng tạo điều kiện thuận lợi cho sự tạo thành sản phẩm phụ axetaldehit. Các sản phẩm phụ khác bao gồm: etylen diacetat ($\text{CH}_3\text{CH}(\text{O}_2\text{CCH}_3)_2$), CO_2 , dẫn xuất clo...

* Công nghệ sản xuất VA từ etylen trong pha lỏng

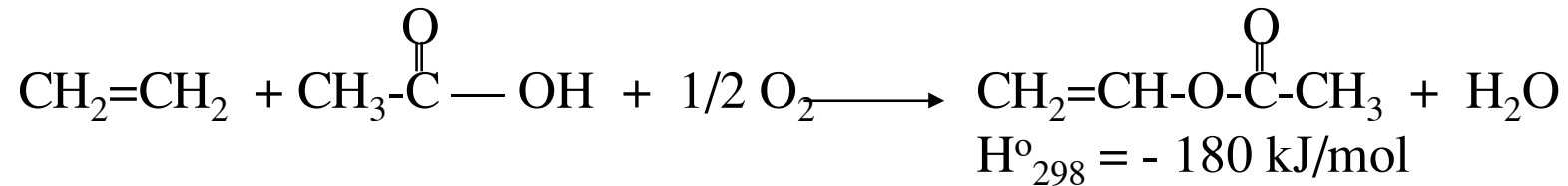


Hình 8.2. Sơ đồ công nghệ sản xuất VA từ etylen trong pha lỏng

- Ưu điểm:?
- Nhược điểm:?

B. Quá trình sản xuất VA trong pha khí

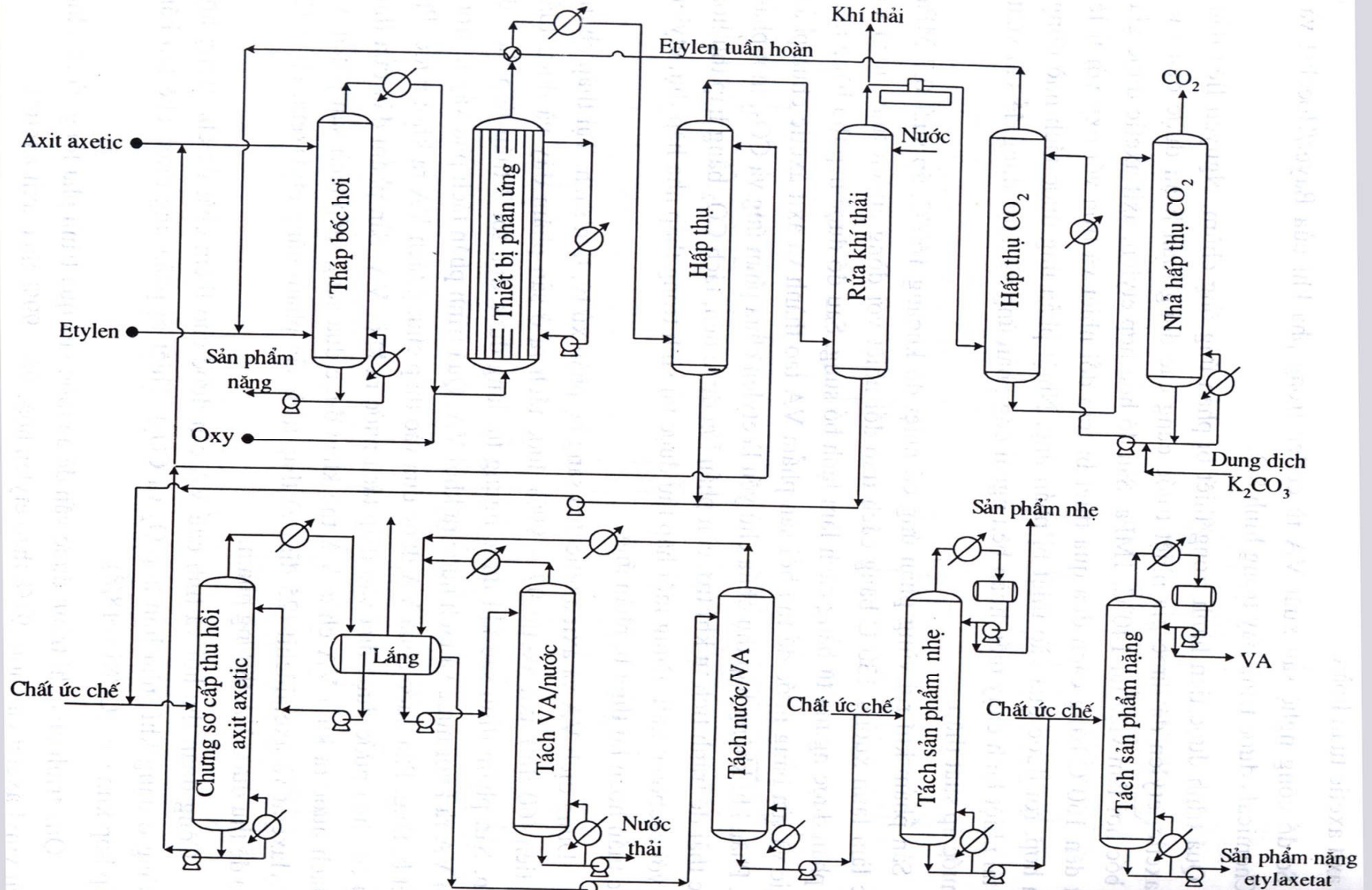
* Phản ứng:



* Điều kiện phản ứng:

- Nhiệt độ: 160-180°C
- p suất 0,8 Mpa.
- Chất xúc tác: xúc tác trên cơ sở kim loại Pd/ α -Al.
- Tỷ lệ nguyên liệu vào bao gồm khí nguyên liệu etylen là 50% V, 15% V axit axetic, 6% V oxi và 29% V các khí trơ.

* Công nghệ sản xuất VA từ etylen trong pha khí



- Ưu điểm ?



2.2.6. Sản xuất etyldiclorua (EDC), vinyl clorua monome (VCM) và PVC.

2.2.6.1. Sản xuất etyldiclorua (EDC).

- Etyldiclorua là chất lỏng không màu, dễ bay hơi, bền ở điều kiện nhiệt độ và áp suất tiêu chuẩn.
- Tỷ trọng: $d_4^{20} = 1,253$
- Nhiệt độ nóng chảy: $-35,5^{\circ}\text{C}$
- Nhiệt độ sôi: $83,7^{\circ}\text{C}$.
- Phương pháp sản xuất: EDC được sản xuất bằng phản ứng clo hoá etylen.

ng dụng:- Làm nguyên liệu cho quá trình tổng hợp VCM (> 90%)

- Làm hợp phần cho phụ gia chống kích nổ
- Làm dung môi chứa clo...

* Điều kiện phản ứng và động học.



- Phản ứng thực hiện trong pha lỏng hoặc pha khí dưới sự có mặt của chất xúc tác trên cơ sở muối clorua của kim loại (FeCl_3 và CaCl_2).

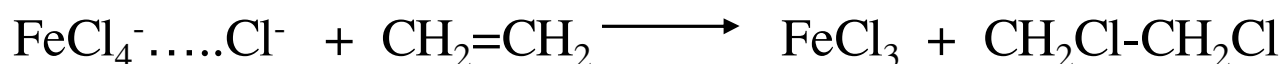
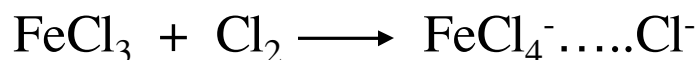
- Phản ứng được thực hiện trong vùng nhiệt độ 50 — 90°C:

+ Nếu thu EDC ở thể lỏng, phản ứng thực hiện ở nhiệt độ 50 — 60°C

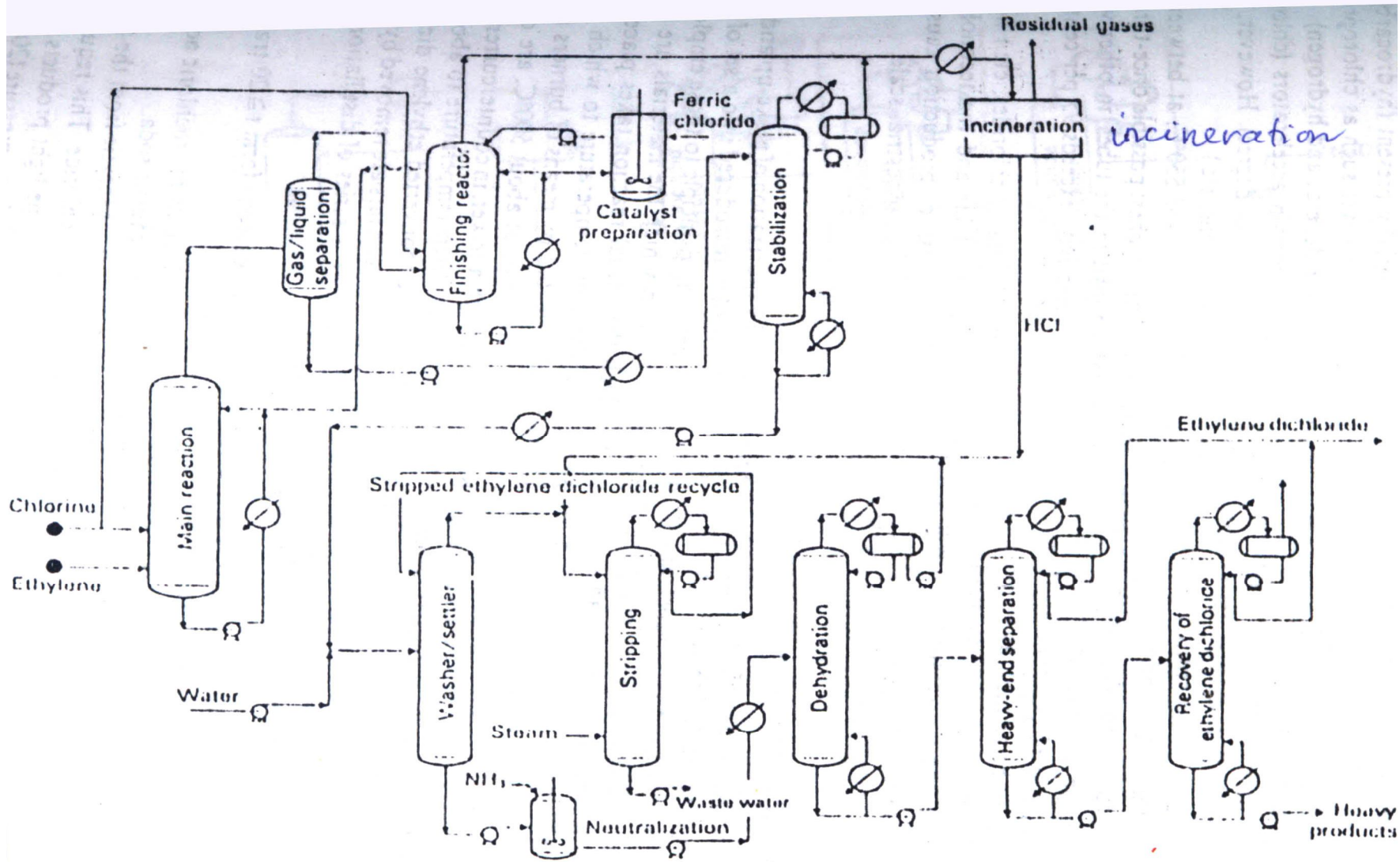
+ Nếu thu EDC ở thể khí thì phản ứng thực hiện ở nhiệt độ 85-90°C

- p suất: 0,3-0,5 Mpa.

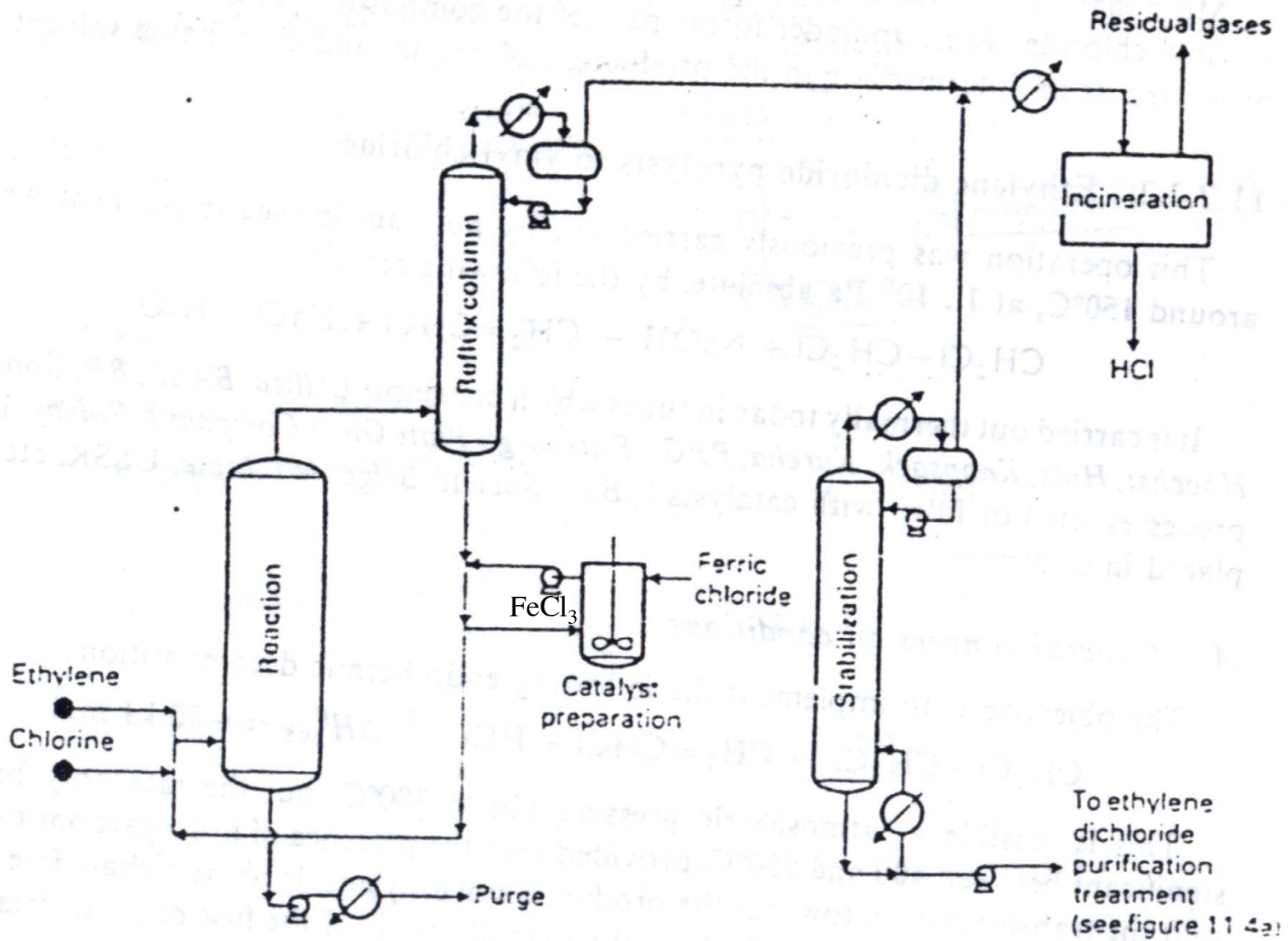
- Cơ chế phản ứng xảy ra trên cơ sở sự phân cực của xúc tác FeCl_3 :



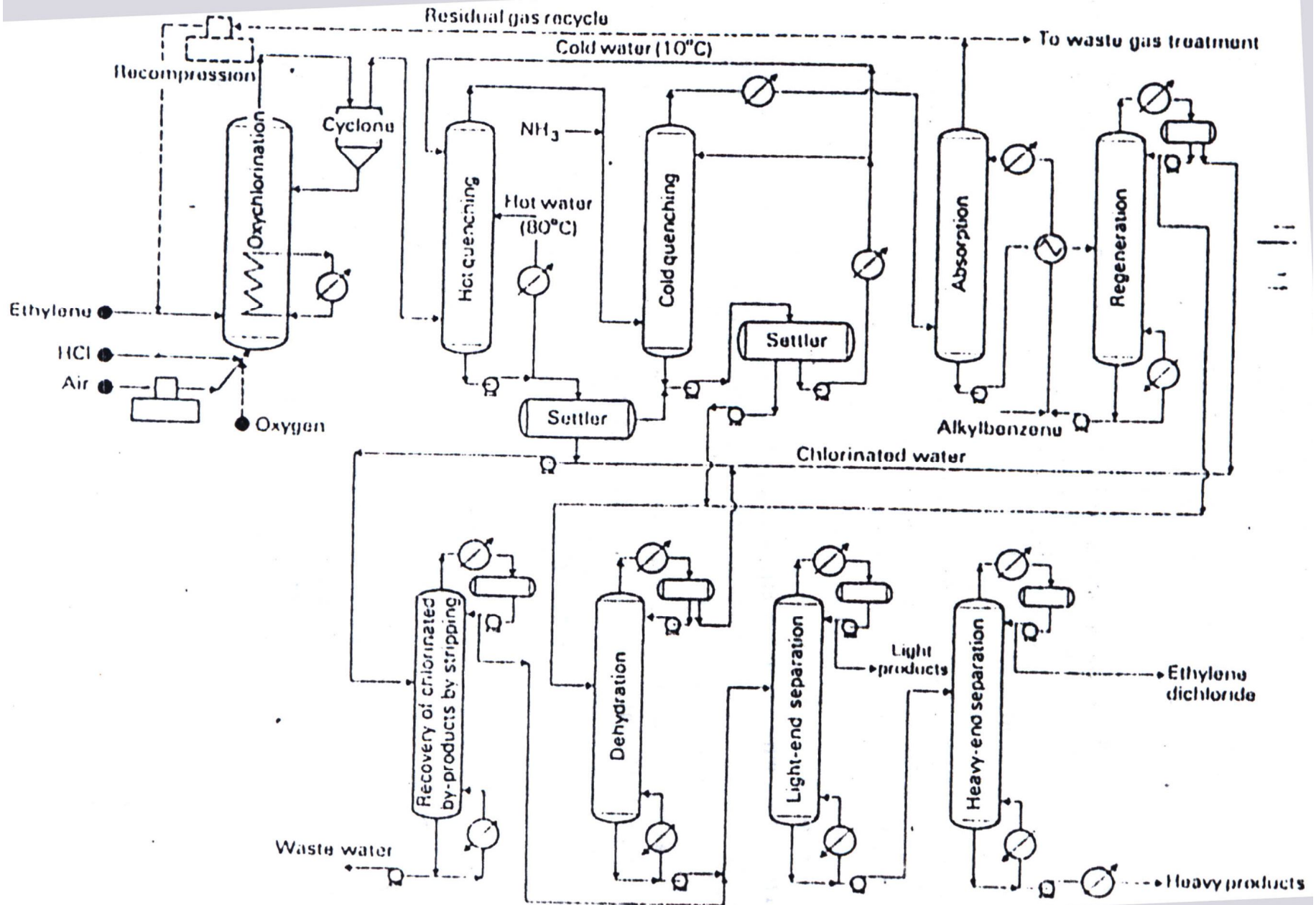
* Công nghệ sản xuất EDC từ etylen, thu sản phẩm ở pha lỏng



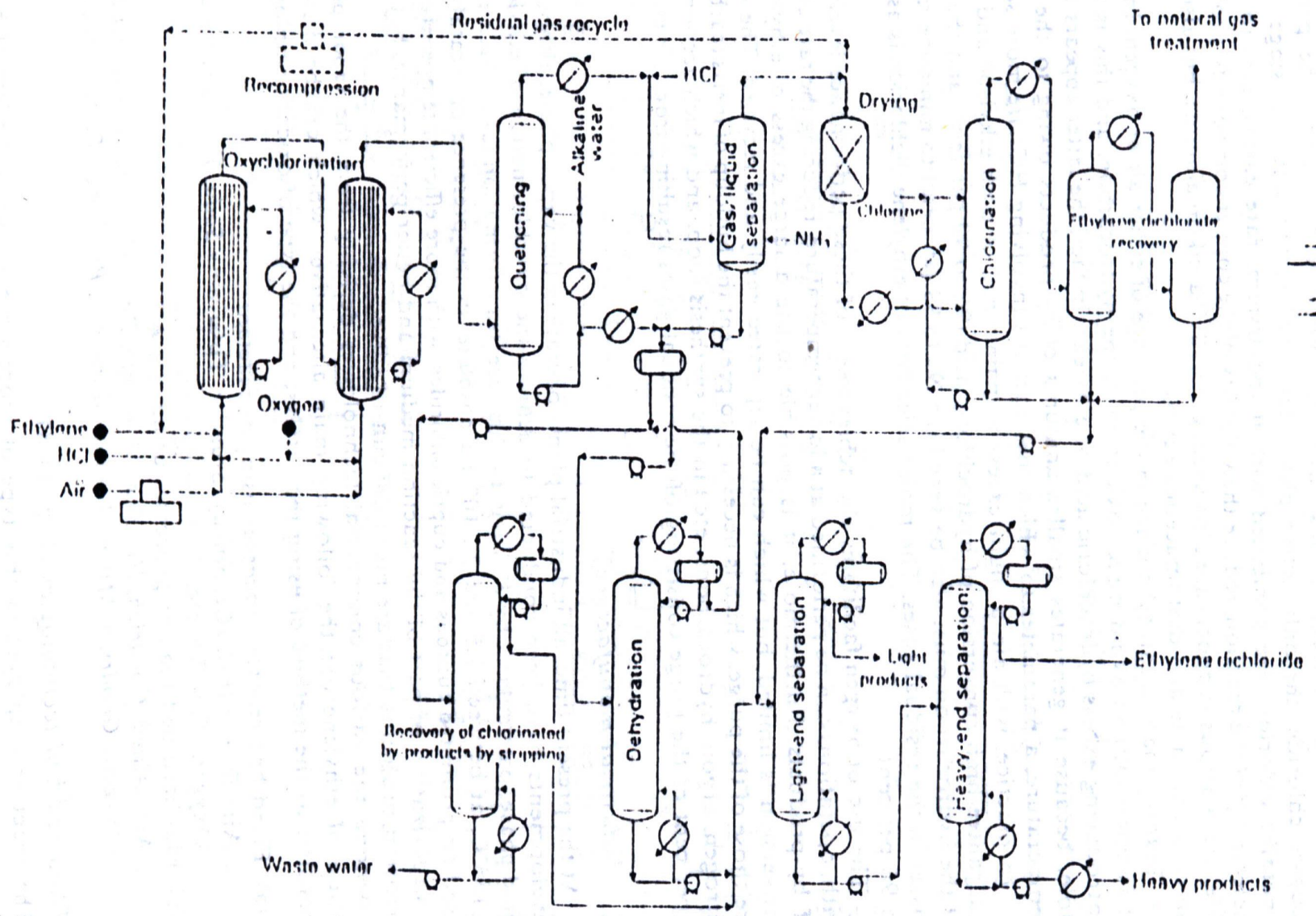
* Công nghệ sản xuất EDC từ etylen, thu sản phẩm ở pha khí



Công nghệ sản xuất EDC bằng phương pháp oxi clo hóa etylen xúc tác tầng sôi.



Công nghệ sản xuất EDC bằng phương pháp oxi clo hóa etylen xúc tác thêm cố định.



2.2.6.2. Sản xuất vinyl clorua (VC).

- Một số tính chất của VC:

$$d_4^{20}=0,9834, t_{nc} = -153,8^{\circ}\text{C}, t_s = -13,4^{\circ}\text{C}.$$

VC là chất khí không màu ở điều kiện tiêu chuẩn.

VC là chất độc, tạo hỗn hợp nổ với không khí (giới hạn nổ từ 3,6 đến 26% TT/TT).

- Các phương pháp sản xuất VC trong công nghiệp:
 - Cộng HCl vào axetylen .
 - Cộng Cl_2 vào etylen, sau đó nhiệt phân EDC để tạo thành VC và HCl.
 - Kết hợp sử dụng etylen và axetylen để tránh sự tạo thành HCl.
 - Oxiclo hoá etylen, có thể liên hợp với quá trình clo hoá (vì quá trình này sử dụng một nguồn HCl lớn).

A. Sản xuất VC bằng phương pháp nhiệt phân EDC.

- * Các điều kiện chuyển hoá:
- Quá trình được thực hiện dựa trên phản ứng phân huỷ thu nhiệt sau:

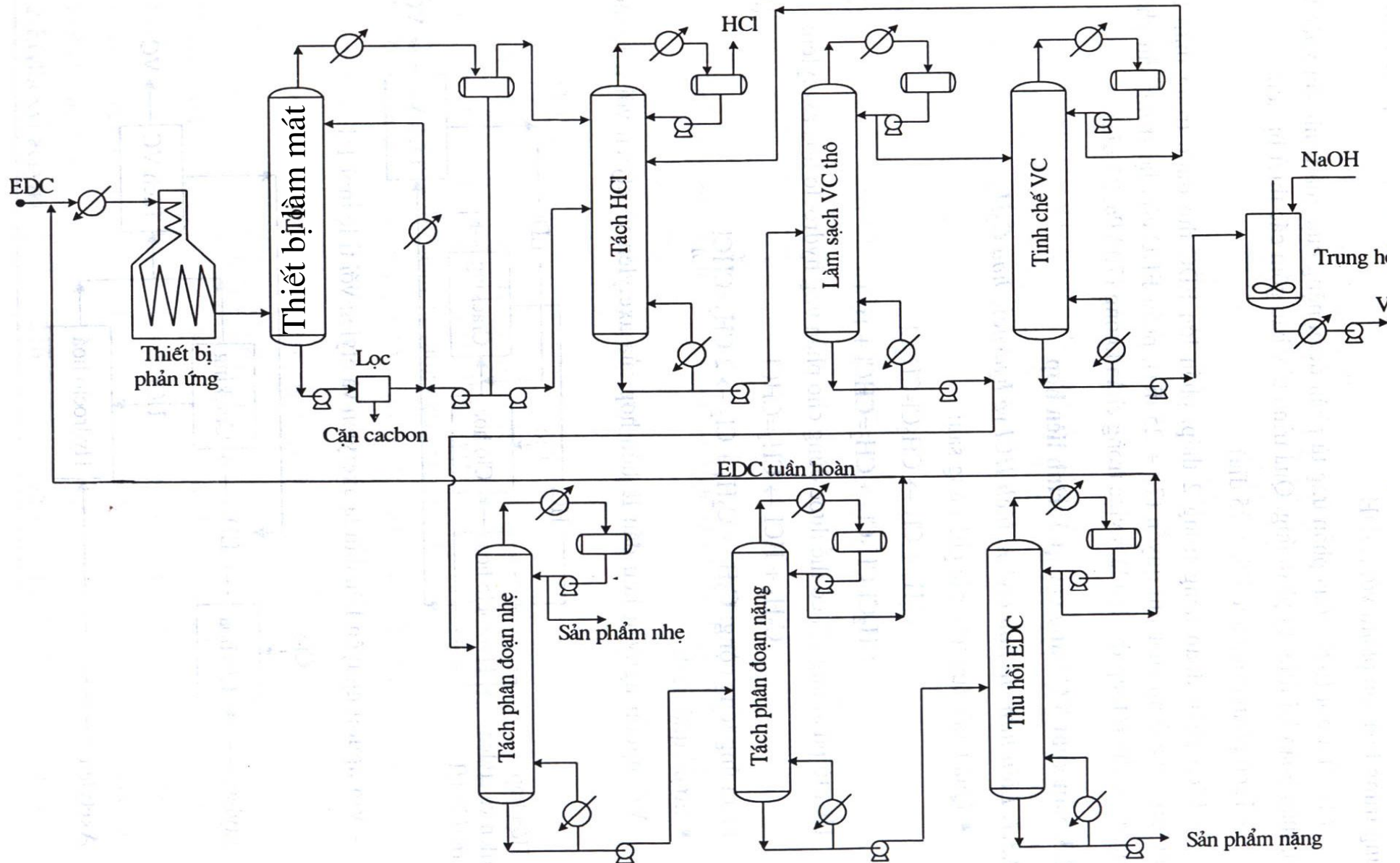


Phản ứng bắt đầu xảy ra ở 300°C, áp suất khí quyển, nhưng phản ứng đạt được tốc độ cao ở 400°C — 550°C. Phản ứng xảy ra theo cơ chế gốc như sau:



- Chất xúc tiến: clo, brom, iot, tetraclocacbon hoặc oxi.

Công nghệ sản xuất VC bằng phương pháp nhiệt phân EDC



Hình 8.5. Sản xuất VC bằng phương pháp cracking dicloetan

Bài tập:

- 1. Sinh viên tự xây dựng sơ đồ khối quá trình liên hợp clo hoá etylen, nhiệt phân EDC và oxiclo hoá etylen.
- 2. Thuyết minh sơ đồ công nghệ sản xuất VC bằng phương pháp liên hợp.

B. Sản xuất VC bằng quá trình liên hợp.

- *** Liên hợp clo hoá etylen và hydroclo hoá axetylen.**

- * Liên hợp nhiệt phân EDC và hydroclo hoá axetylen**

* Liên hợp oxiclo hoá etylen

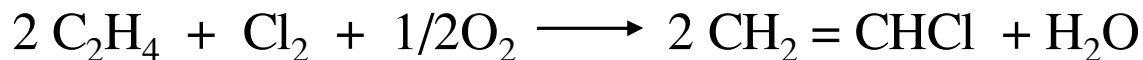
- Quá trình này bao gồm sự chuyển hoá HCl (tạo thành trong quá trình nhiệt phân EDC) thành Clo như sau:



Quá trình dựa trên các phản ứng sau:



Phản ứng tổng cộng:



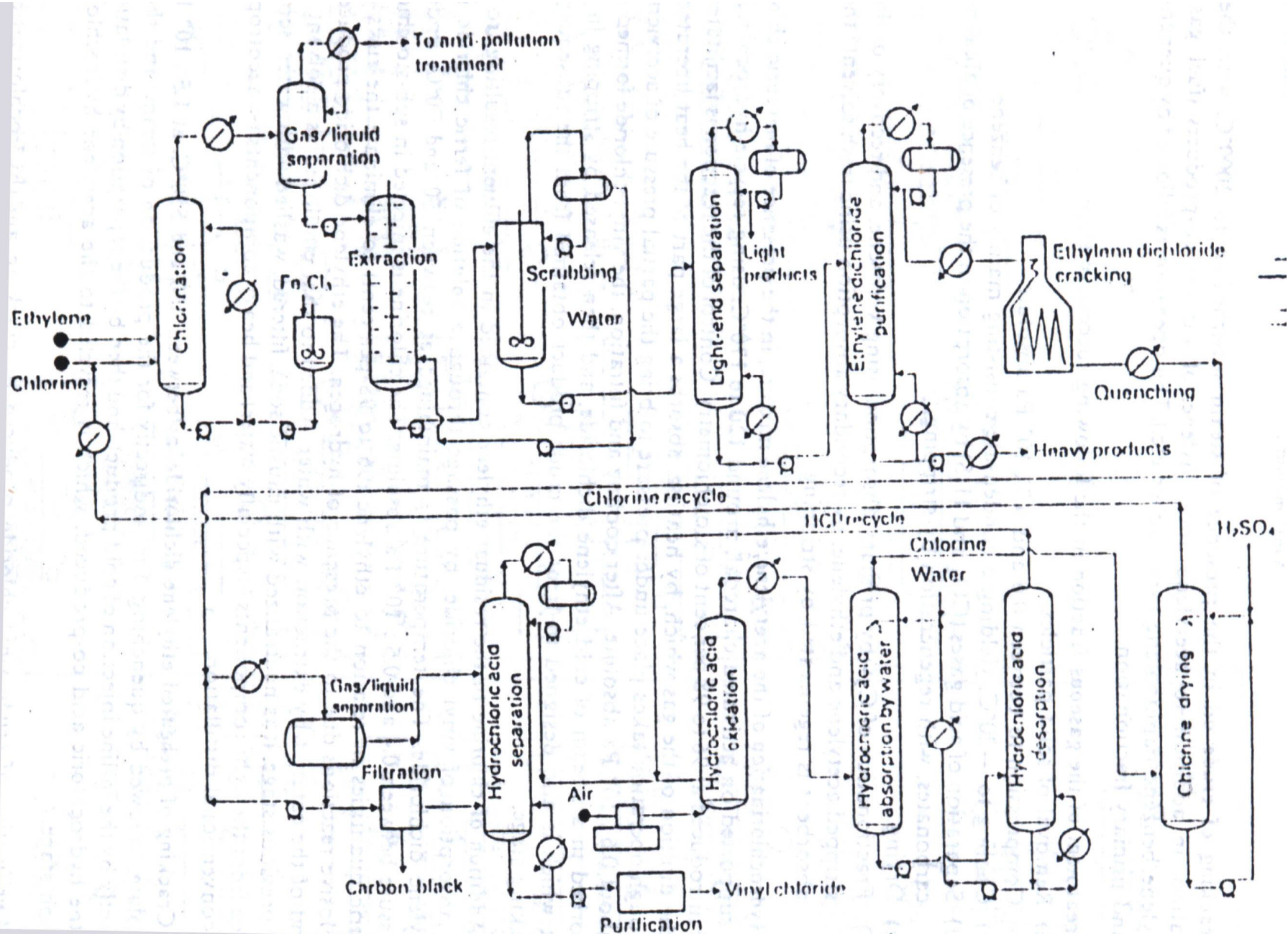
Ưu điểm của phương pháp: - Tiêu tốn ít năng lượng

- Sử dụng sản phẩm phụ HCl

- Không dùng axetylen

- Chi phí rẻ hơn.

Sản xuất VC bằng quá trình liên hợp



2.2.6.2. Sản xuất Polyvinyl clorua (PVC).

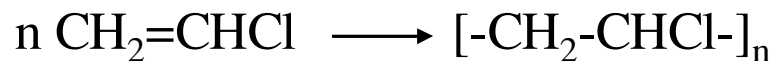
- **A. Giới thiệu chung.**
- PVC là một loại nhựa có tính cơ lý tốt, có độ bền sử dụng cao, chống lão hoá tốt, dễ tạo màu sắc, khó bắt cháy. Tuy nhiên tính mềm dẻo và độ bền nhiệt thấp.
- Nhu cầu sử dụng:
 - Thế giới: Nhu cầu sử dụng nhựa PVC tăng mạnh vào cuối thập kỷ 90 đạt 26 triệu tấn/ năm,
 - Việt Nam: Năm 2000 tiêu thụ khoảng 150.000 tấn bột PVC, trong nước sản xuất đáp ứng được 40% nhu cầu còn 60% nhập khẩu.

Dự kiến đến năm 2010 nhu cầu bột PVC là 400.000 tấn năm.

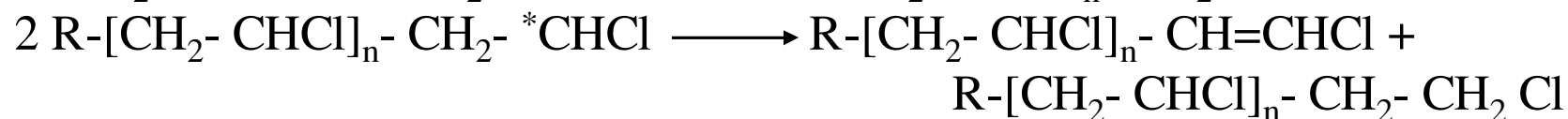
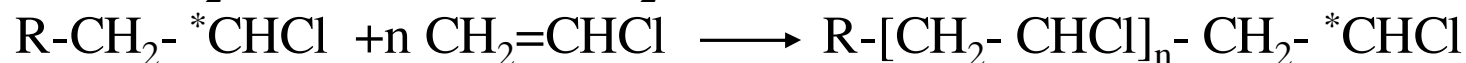
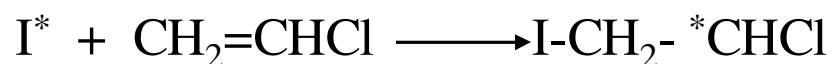
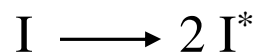
Hiện nay, nước ta đã có 4 nhà máy sản xuất PVC bao gồm:

- Liên doanh Việt Nam — Thái Lan TPC Vina sản xuất 100.000 tấn bột PVC/năm.
- Liên doanh Việt Nam — Malaysia Phú Mỹ sản xuất 200.000 tấn bột PVC/năm.
- Liên doanh Việt Nam — Thái Lan (Việt Thái) sản xuất 15.000 tấn bột PVC/năm.
- Atofina 100% vốn của Pháp sản xuất 15.000 tấn PVC/năm.
- Các phương pháp sản xuất PVC:
 - Trùng hợp VCM bằng phương pháp huyền phù.
 - Trùng hợp VCM bằng phương pháp nhũ tương.
 - Trùng hợp VCM bằng phương pháp khối.
 - Trùng hợp VCM bằng phương pháp dung dịch.

B. Phản ứng và điều kiện động học:



Cơ chế:



B. Các phương pháp trùng hợp VCM sản xuất PVC.

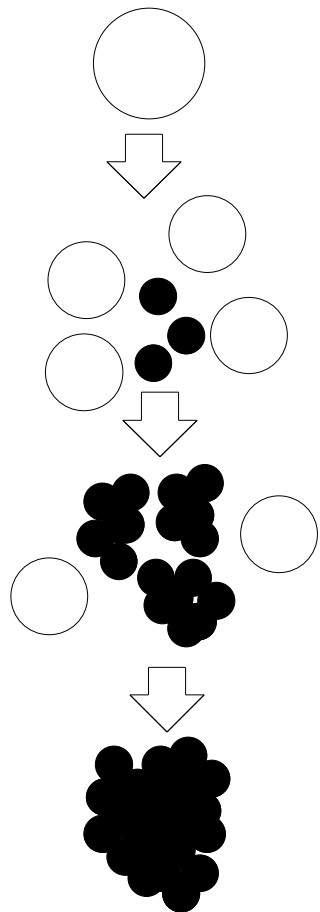
B1. Trùng hợp VCM bằng phương pháp khối.

Phản ứng tiến hành ở nhiệt độ 40 — 70°C và áp suất 5 — 12 bar

* Ưu điểm: Dễ thực hiện

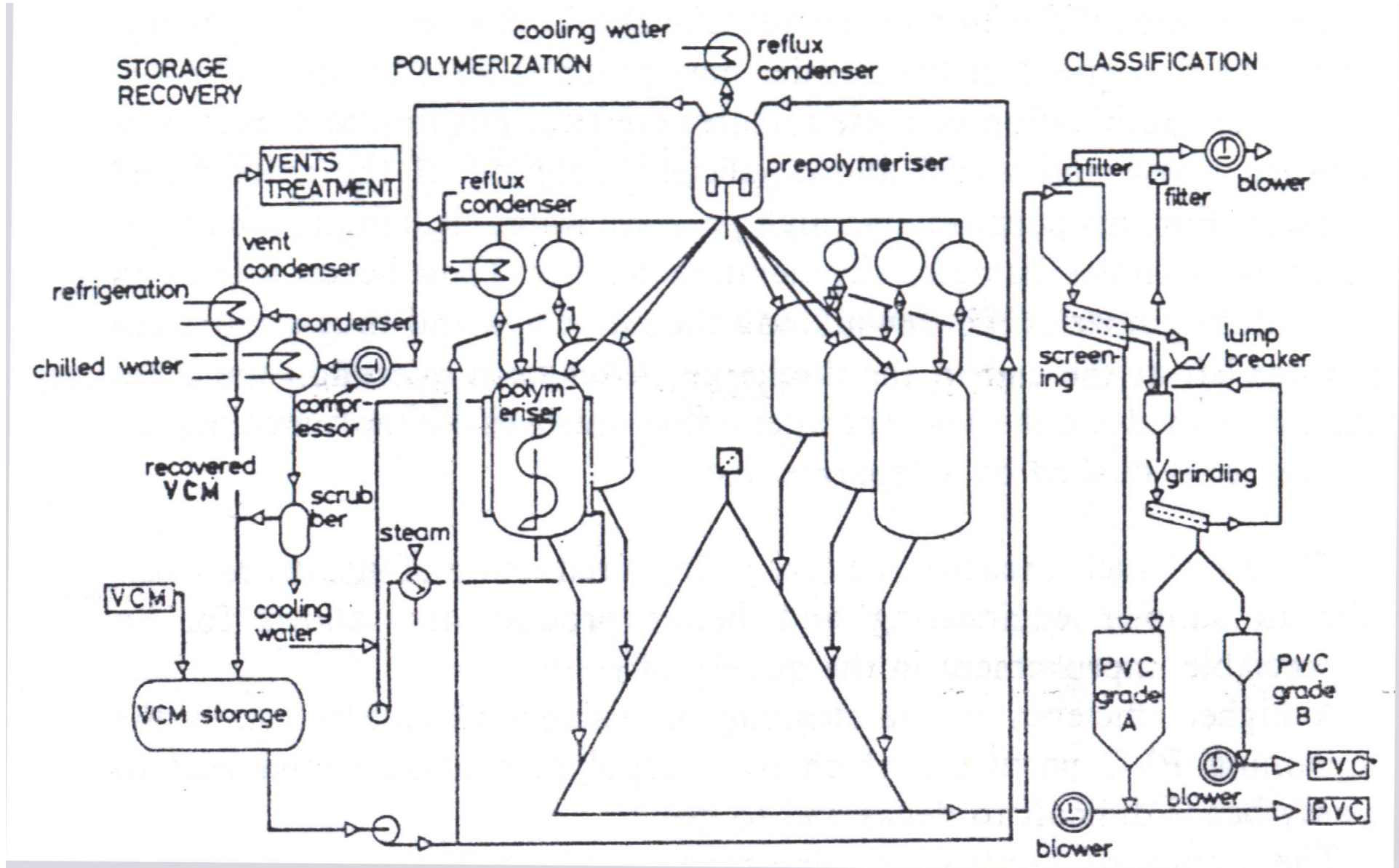
* Nhược điểm: Trùng hợp khối khó tách nhiệt cho phản ứng do đó dễ xảy ra vùng quá nhiệt cục bộ.

Cơ chế hình thành các hạt PVC trong phản ứng polyme hoá VCM bằng phương pháp khối:



	Kích thước hạt	ộ chuyển hoá (%)
Giọt VCM	0	0
Các hạt PVC-VCM đầu tiên	200A°	2
Tập hợp các hạt PVC-VCM	0,1-0,2 μm	3- 10
Hạt PVC cuối cùng	2 — 10 μm	90

Sơ đồ công nghệ sản xuất PVC bằng phương pháp khối



B2. Trùng hợp VCM trong dung dịch.

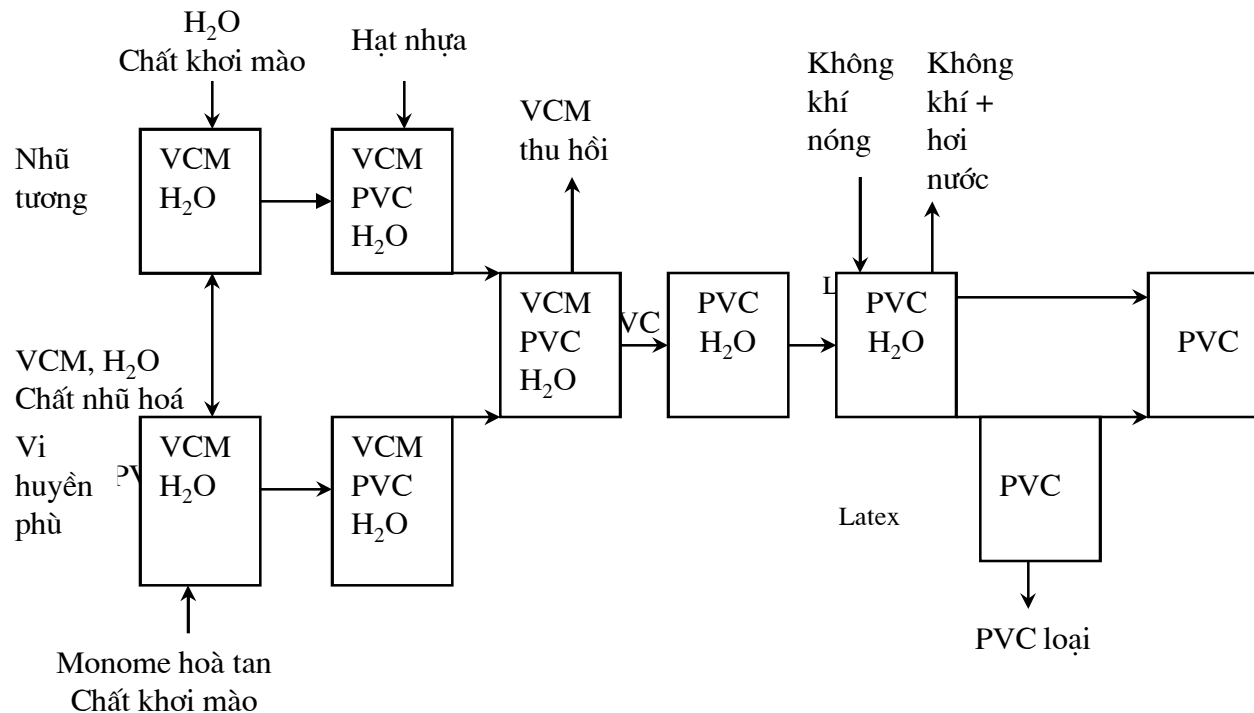
- Quá trình trùng hợp đồng thể: polyme/dung môi:

> Quá trình này kéo dài

> Đòi hỏi lượng dung môi lớn, có độ tinh khiết cao.

} ⇒ ít được sử dụng trong công nghiệp

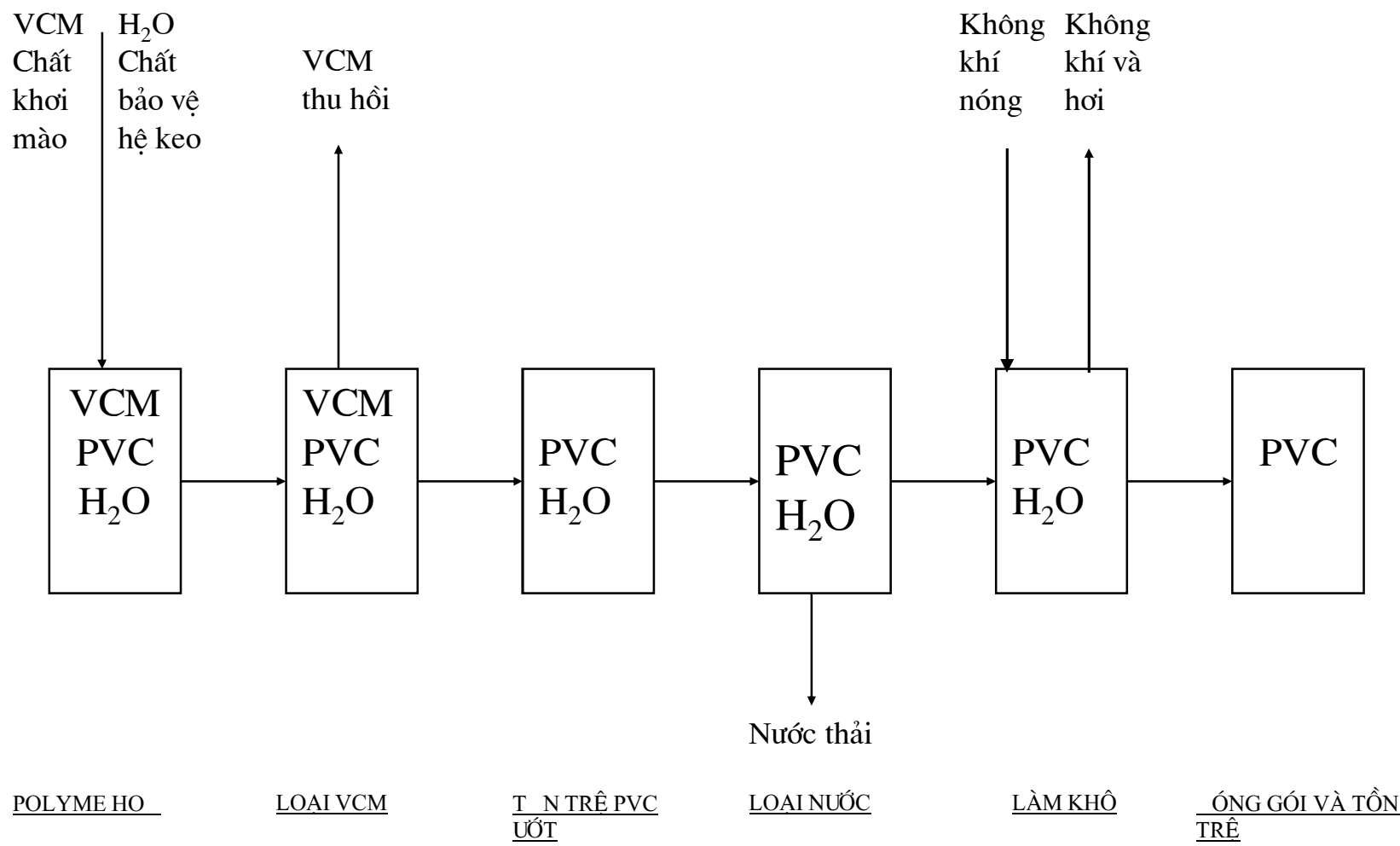
B3. Trùng hợp VCM bằng phương pháp nhũ tương:



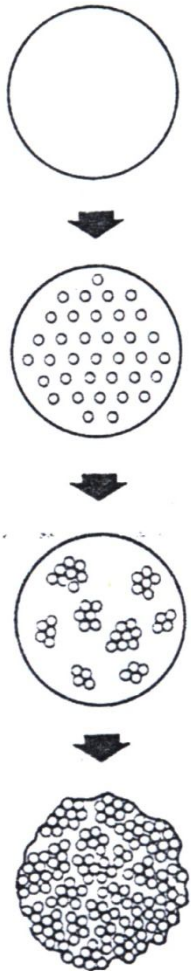
B4. Trùng hợp VCM bằng phương pháp huyền phù.

- Trùng hợp VCM bằng phương pháp huyền phù là phương pháp được sử dụng rộng rãi nhất trong công nghiệp để sản xuất PVC vì có nhiều ưu điểm sau:
 - Sản phẩm tạo thành ở dạng hạt, bụi dễ gia công.
 - Vận tốc trùng hợp lớn.
 - Nhiệt độ phản ứng thấp.
 - Không xảy ra hiện tượng quá nhiệt cục bộ.

Sơ đồ khối quá trình polyme hoá VCM sản xuất PVC bằng phương pháp huyền phù



Cơ chế hình thành các hạt PVC trong phản ứng polyme hoá VCM bằng phương pháp huyền phù:

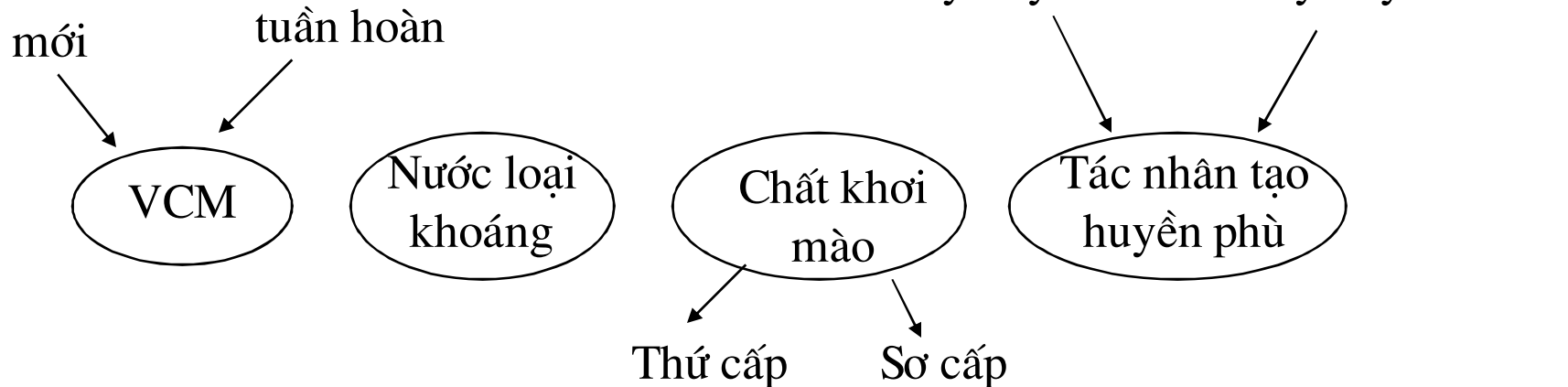


	Kích thước hạt	ộ chuyển hoá (%)
Giọt VCM	0	0
Các hạt PVC/VCM đầu tiên	0,1 — 0,2 μm	1 — 5
Tập hợp các hạt PVC/VCM	1 — 3 μm	3 — 10
Hạt PVC cuối cùng	2 — 10 μm	80 - 90

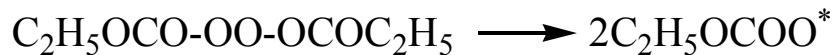
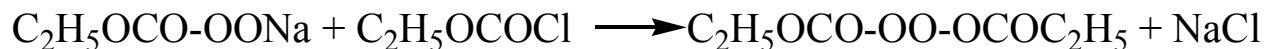
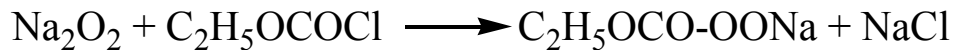
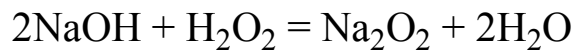
• Công nghệ sản xuất PVC bằng phương pháp huyền phù

- Điều kiện vận hành của nhà máy:

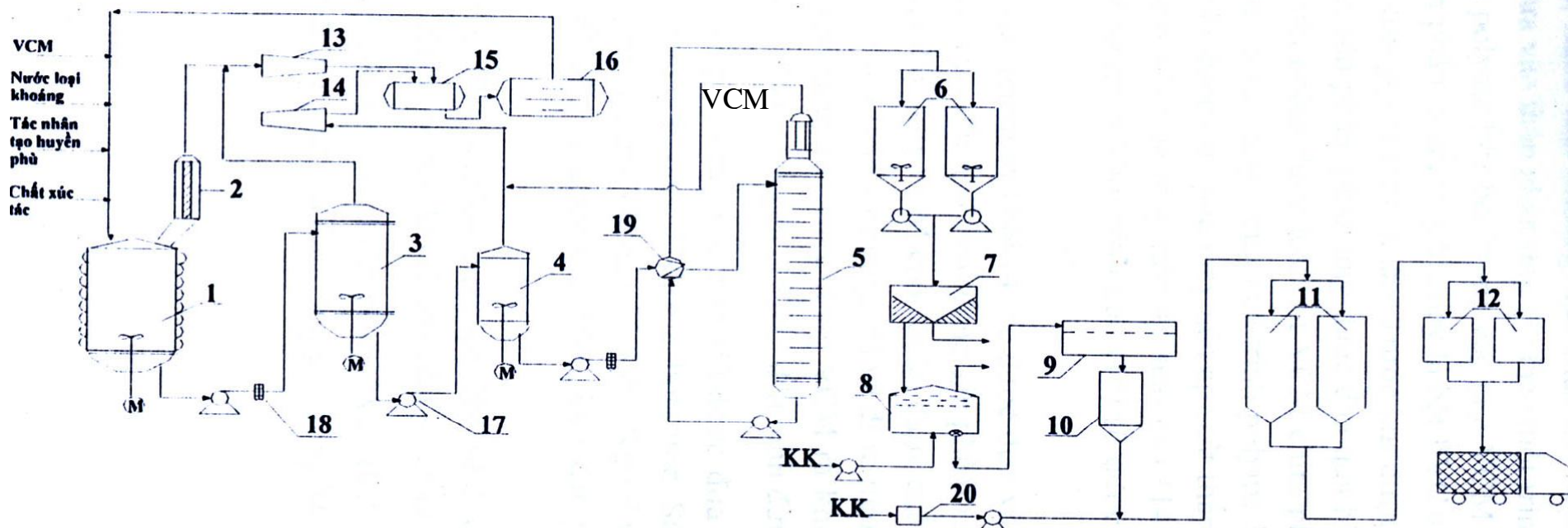
Nguyên liệu chính: VCM



* Cơ chế hình thành chất khơi mào:



Sơ đồ công nghệ sản xuất PVC bằng phương pháp huyền phù



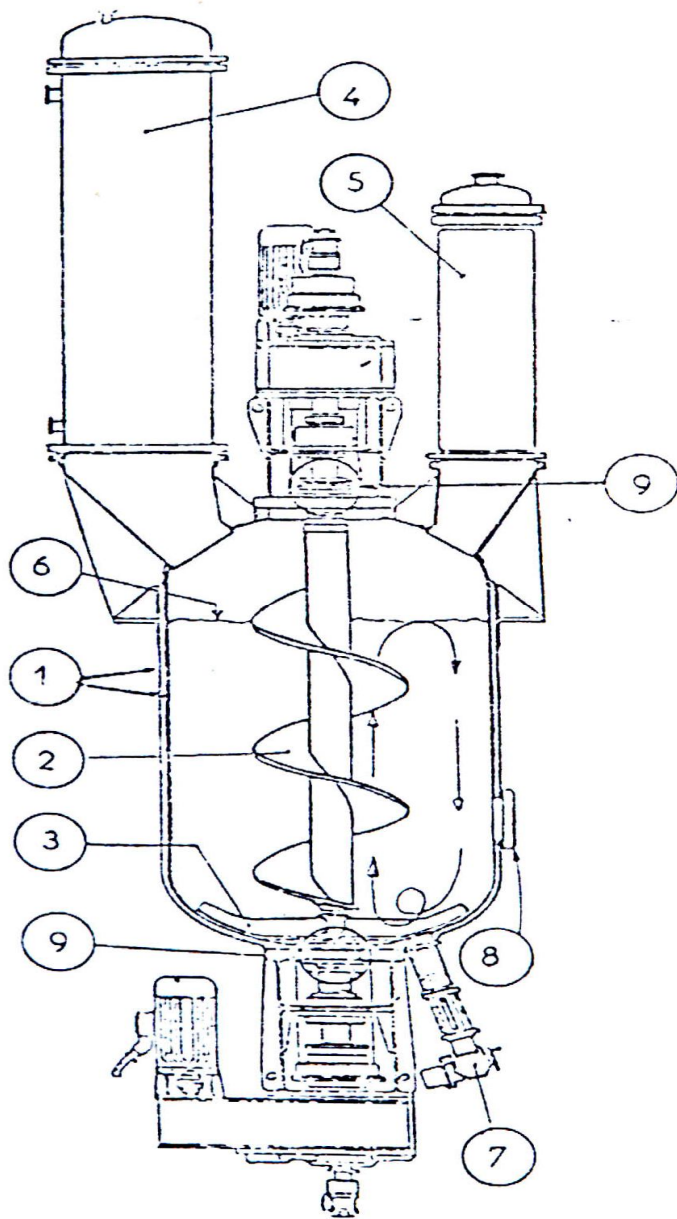
- 1. Tháp phản ứng
- 2. Thiết bị ngưng tụ
- 3. Bình thu hồi
- 4. Bình đệm
- 5. Tháp stripping

- 6. Bồn chứa PVC huyền phù
- 7. Máy ly tâm
- 8. Thiết bị sấy khô
- 9. Máy rây
- 10. Phễu hứng

- 11. Silô chứa sản phẩm
- 12. Máy đóng gói
- 13. Máy nén áp suất cao
- 14. Máy nén áp suất thấp
- 15. Bình gạn

- 16. Bình đựng VCM tái sinh
- 17. Bơm
- 18. Túi lọc
- 19. Thiết bị trao đổi nhiệt
- 20. Thiết bị lọc không khí
- (M) Máy khuấy trộn

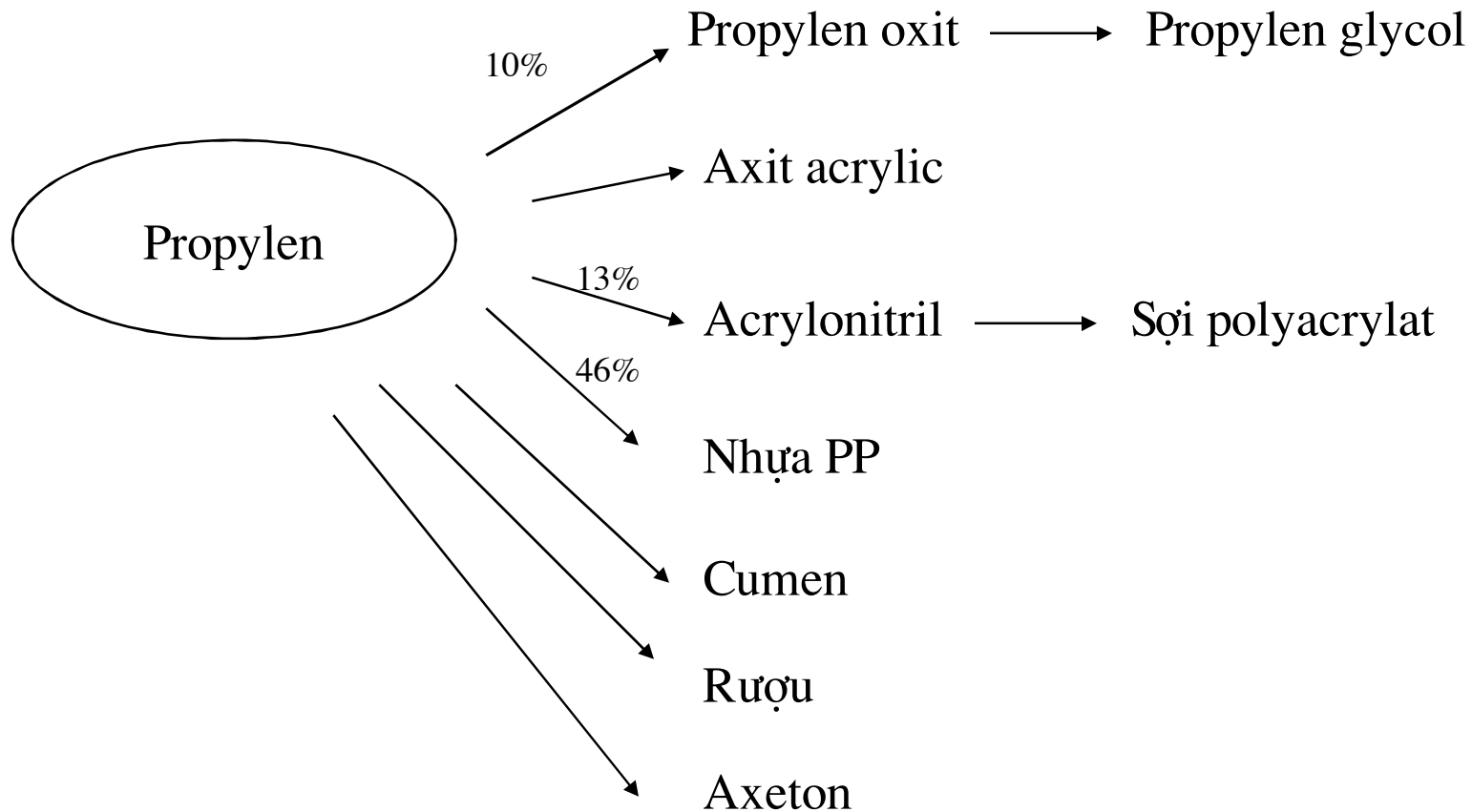
Thiết bị phản ứng



- (1) Thiết bị phản ứng
- (2) Máy khuấy xoắn ốc đảo dòng đi lên
- (3) Máy khuấy mở neo
- (4) Thiết bị ngưng tụ ngược dòng
- (5) Thiết bị lọc giải từ
- (6) Mức PVC tối đa
- (7) Van xả rửa
- (8) Cửa xả

Chương 3.

Sản xuất các hợp chất từ propylen



3.1. Sản xuất propylen oxit (PO).

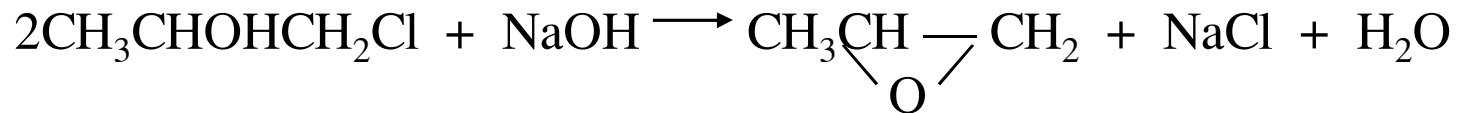
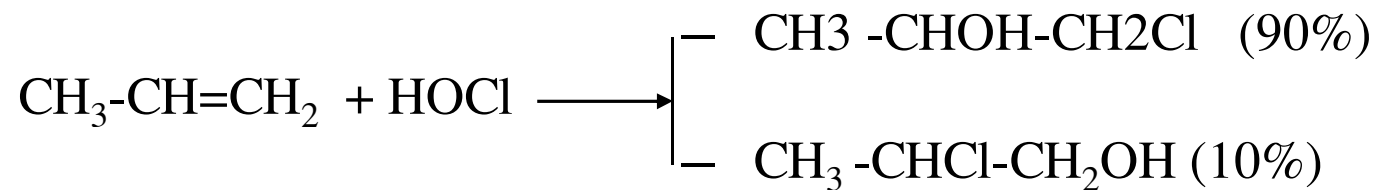
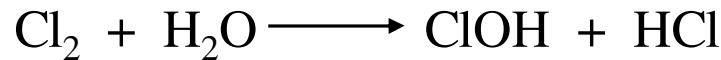
- Propylen oxit là chất lỏng có $t_s = 35\text{ }^\circ\text{C}$, nhiệt $t_{nc} = -112\text{ }^\circ\text{C}$, tỷ trọng $d_{4}^{20} = 0,830$
- PO có nhiều ứng dụng nhưng ứng dụng quan trọng nhất là được sử dụng làm nguyên liệu sản xuất polyuretan (chiếm 60%) và nhựa polyeste (20%).
- Các phương pháp sản xuất PO:
 - Quá trình clohydrin hoá propylen
 - Quá trình điện hoá
 - Quá trình oxi hoá trực tiếp.
 - Quá trình oxi hoá sử dụng peroxit.

3.1.2. Các phương pháp tổng hợp P.O và đặc điểm của phản ứng

3.1.2.1. Quá trình clohydrin hoá propylen sản xuất PO.

* Phản ứng và điều kiện động học.

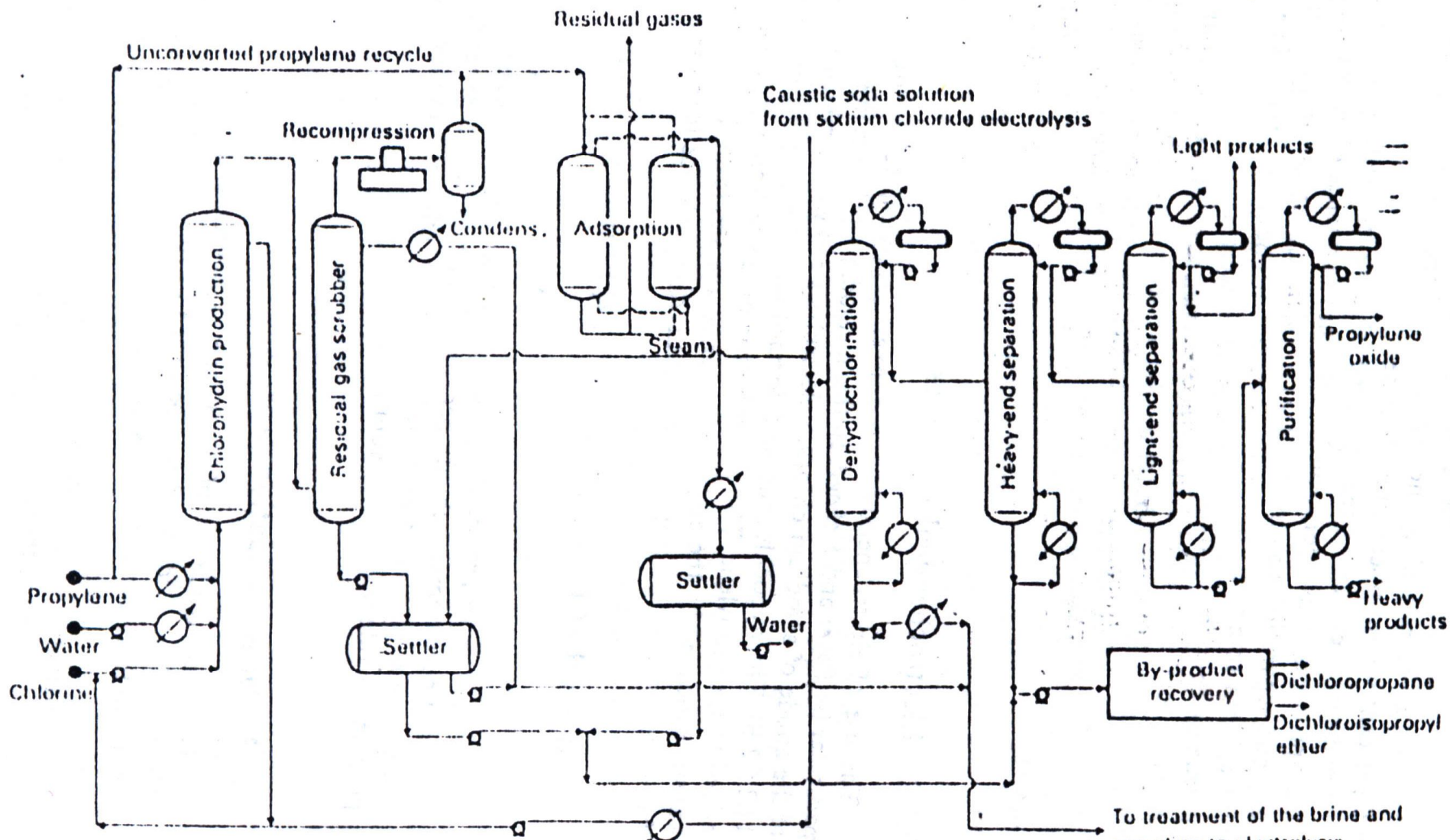
Quá trình này tương tự như quá trình sản xuất EO. Các phản ứng chính xảy ra như sau:



Phản ứng tạo propylen clohydrin tỏa nhiệt với $\Delta H^\circ_{298} = -225 \text{ kJ/mol}$

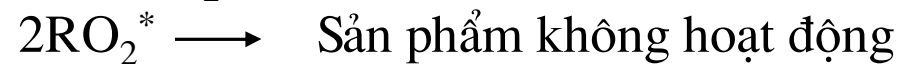
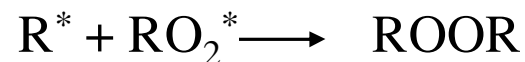
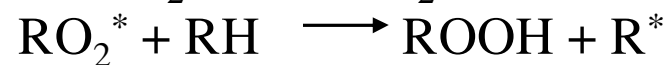
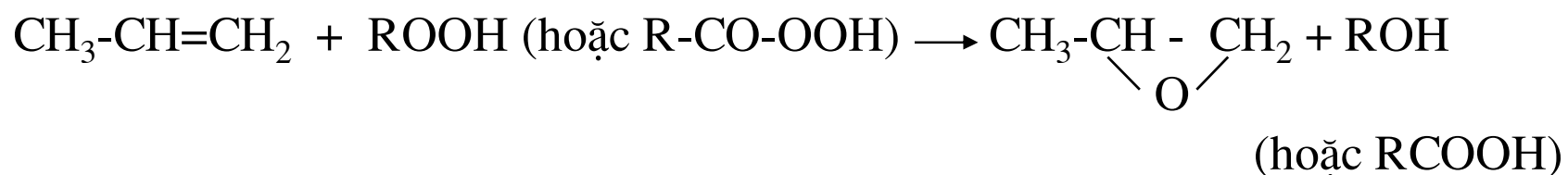
Phản ứng với NaOH thu nhiệt nhẹ $\Delta H^\circ_{298} = 5 \text{ kJ/mol}$.

Sơ đồ công nghệ sản xuất PO bằng quá trình clohydrin propylen



Sản xuất PO bằng phương pháp oxi hoá có sử dụng peroxit.

- Phản ứng chính như sau



* Phản ứng oxi hoá isobutan tạo t-butyl hydroperoxit và t-butyl ancol.

• Điều kiện phản ứng:

- Nhiệt độ 110 — 130°C

- p suất 3 — 3,5 Mpa

- Thời gian lưu khoảng 7 giờ cho một lượng isobutan chuyển hoá là 35%.

- Tỷ lệ oxi và isobutan dưới 8%, đảm bảo ở mức ngoài giới hạn cháy nổ dưới.

* Phản ứng epoxi hoá propylen:

• Điều kiện phản ứng:

- Phản ứng này xảy ra trong pha lỏng

- Xúc tác: dung dịch molipden naphthenat 5% KL.

- Thiết bị phản ứng nhiều giai đoạn

- Nhiệt độ: 110°C

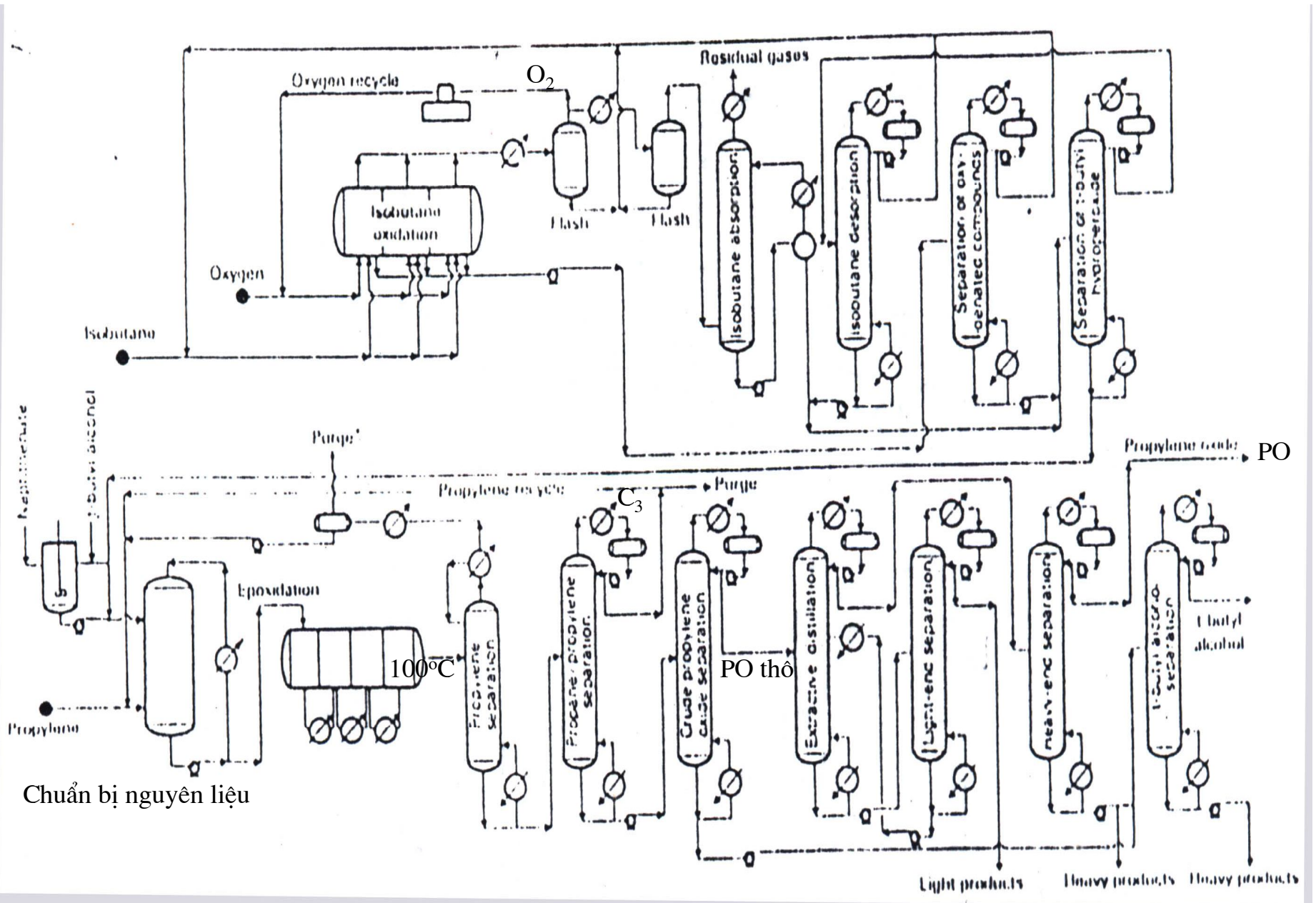
- p suất 3 -4 Mpa

- tỷ lệ peroxit/ancol/propylen là 1/1/3

- Thời gian lưu 0,5 — 1 giờ/1 giai đoạn, tổng thời gian lưu là 2,5 giờ.

-Độ chon lọc propylen oxit và ancol đạt 85.

Sơ đồ công nghệ sản xuất PO bằng quá trình oxi hoá propylen sử dụng peoxit



* Phản ứng oxi hoá isobutan:

- Hiệu suất phản ứng đạt 94%
- Tỷ lệ hai sản phẩm tạo thành (peroxit và ancol): 1,2.
- Phương pháp này đã tránh được sự phân huỷ nhiệt của các peroxit và không phải tiêu tốn năng lượng cho sự ngưng tụ isobutan.

* Phản ứng epoxi hoá propylen:

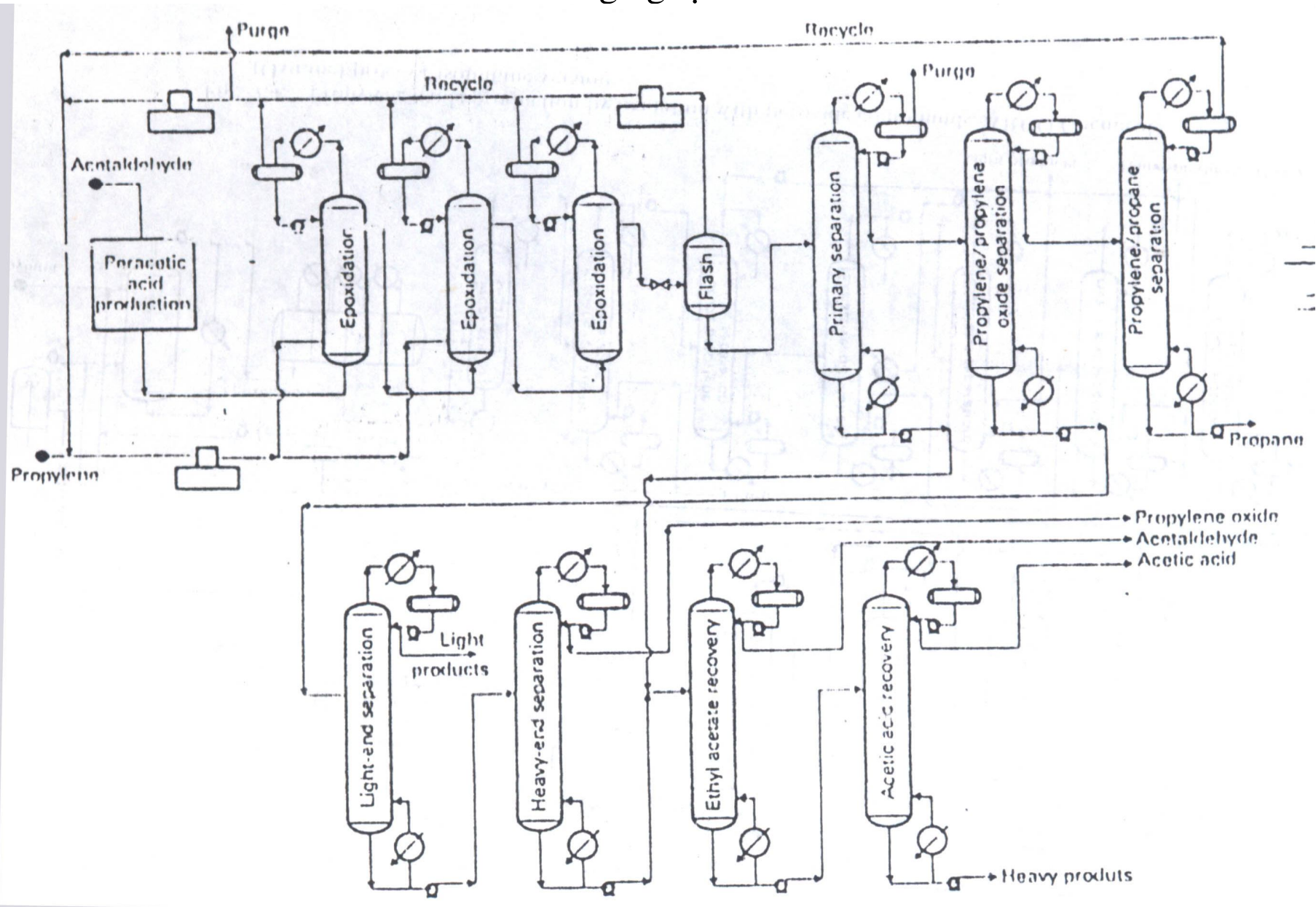
- . Sản phẩm phụ được sử dụng vào nhiều mục đích có tính kinh tế.

3.1.2.5. Sản xuất PO bằng phương pháp oxi hoá có sử dụng các peraxit và hydroperoxit (công nghệ Daicel).

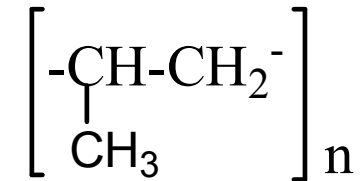
Công nghệ hai giai đoạn:

- Giai đoạn thứ nhất: quá trình oxi hoá axetaldehit trong etyl axetat bằng oxi tạo peraxit:
 - Phản ứng xảy ra ở nhiệt độ phòng
 - p suất 2,5-4 MPa
 - Xúc tác axit.
- Giai đoạn hai: epoxi hoá propylen:
 - Nhiệt độ 50°C
 - p suất 0,9-1,2 Mpa
 - Thời gian lưu 2 — 3 giờ
 - Độ chuyển hoá axit peraxetic là 97 -98%
 - Hiệu suất tạo PO là 92%.

Sơ đồ công nghệ sản xuất PO bằng quá trình oxi hoá propylen sử dụng peraxit Công nghệ Daicel



3.2. Sản xuất Polypropylen (P.P)



- Polypropylen là nhựa chịu nhiệt
- Nhu cầu tiêu thụ tiêu thụ PP đứng thứ ba, sau PVC.
- PP được tổng hợp bằng phản ứng polyme hoá theo nhiều cơ chế khác nhau:

- Cơ chế gốc: cho PP có cấu trúc atactic \Rightarrow chịu nhiệt kém

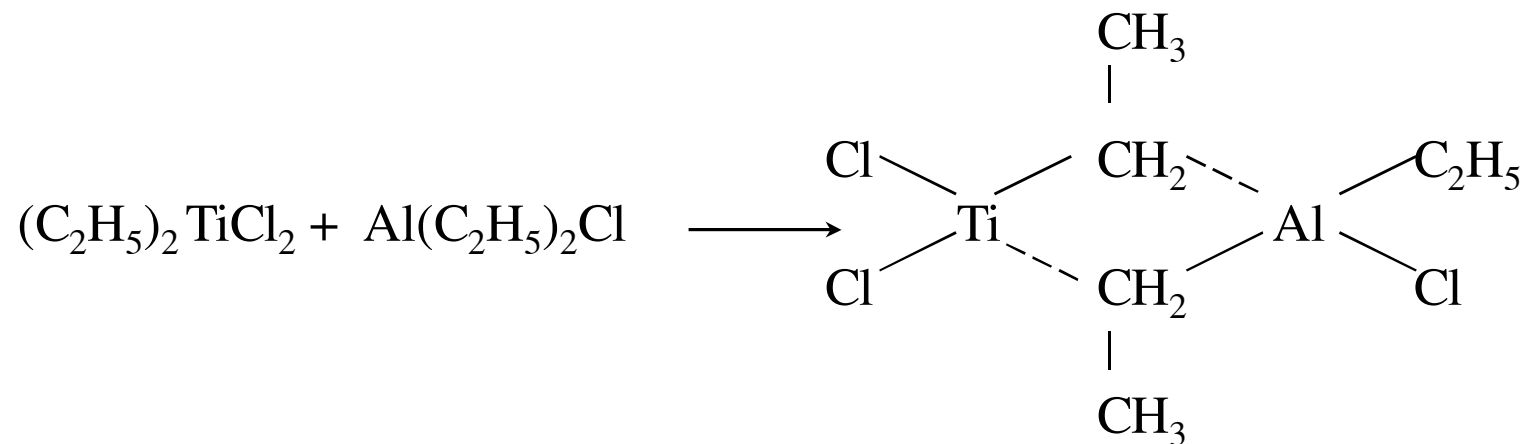
- Cơ chế không gian: cho PP có cấu trúc isotactic \Rightarrow chịu nhiệt tốt

Xúc tác cho quá trình là xúc tác Ziegler- Natta có hoạt tính cao, có tính chọn lọc lập thể.

- Các phương pháp sản xuất PP:
 - Sản xuất PP trong pha khí
 - Sản xuất PP trong pha lỏng

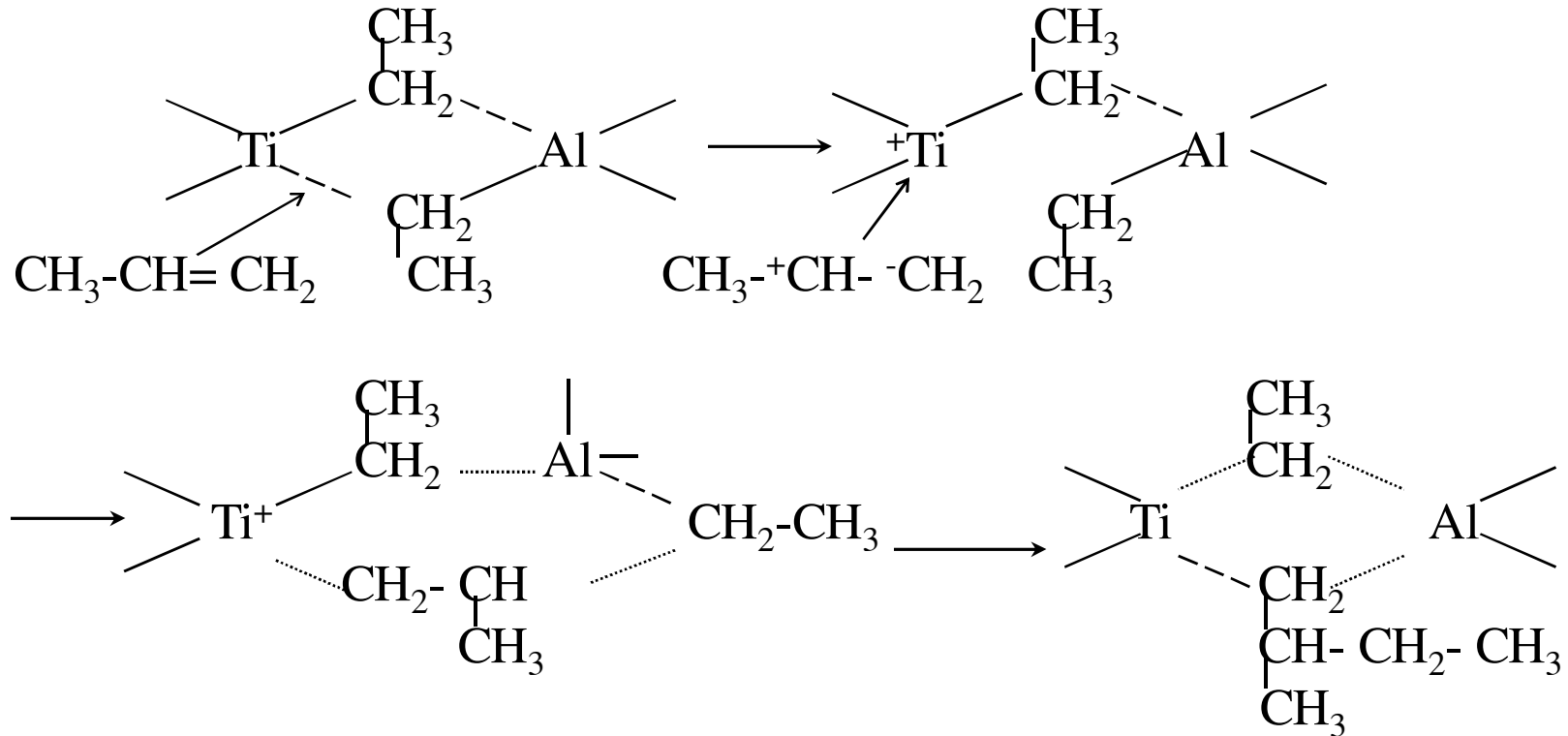
- PP được sản xuất ở điều kiện áp suất thấp trong thiết bị phản ứng tầng sôi nhờ phản ứng polime hoá có xúc tác Ziegler

(là xúc tác có chứa nhôm alkylat và kim loại chuyển tiếp)



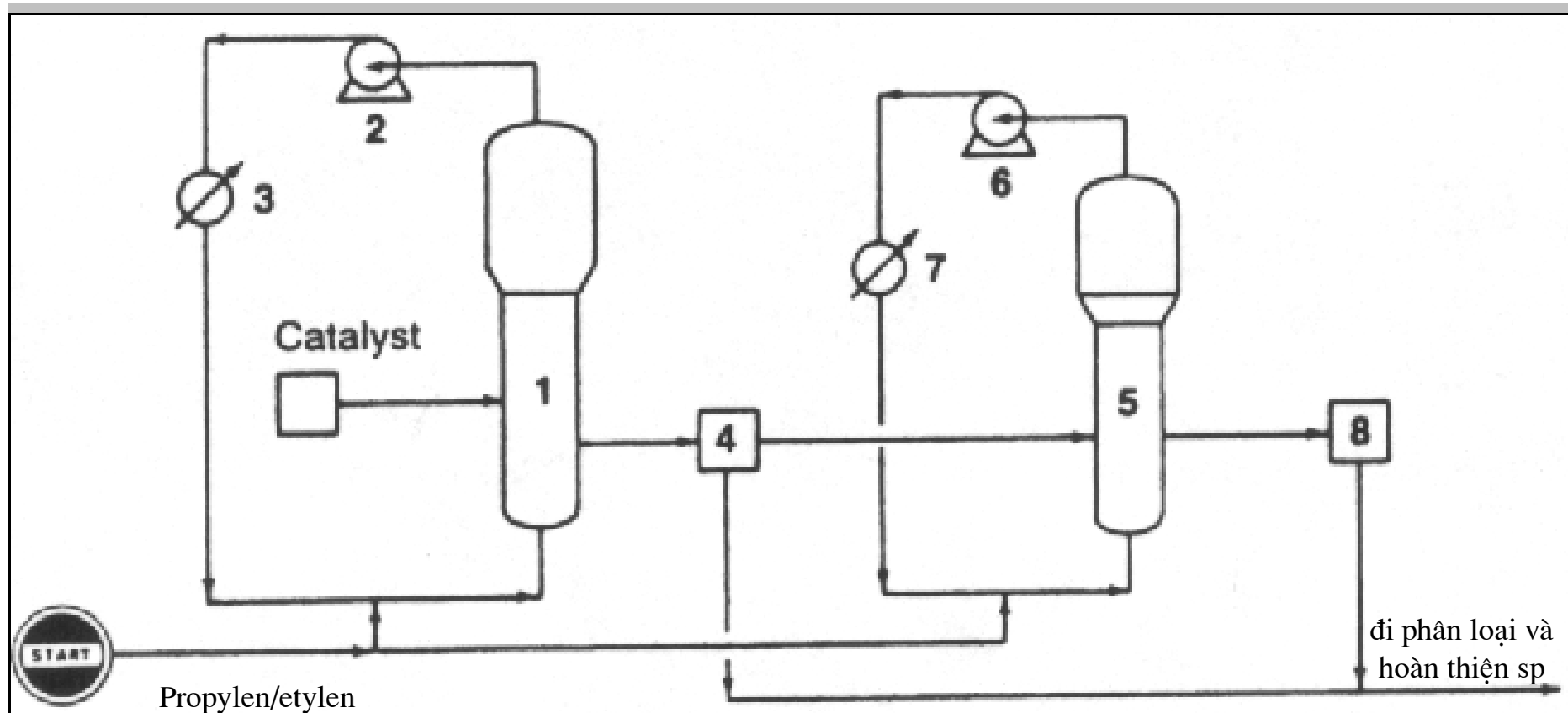
- Phản ứng xảy ra ở nhiệt độ khoảng 70°C.
- p suất khoảng 35 atm

- Cơ chế phản ứng xảy ra trên tâm kim loại xúc tác như sau:



Phản ứng không có quá trình chuyển mạch và tạo ra polime có khối lượng phân tử rất lớn.

Sơ đồ công nghệ sản xuất P.P trong pha khí.

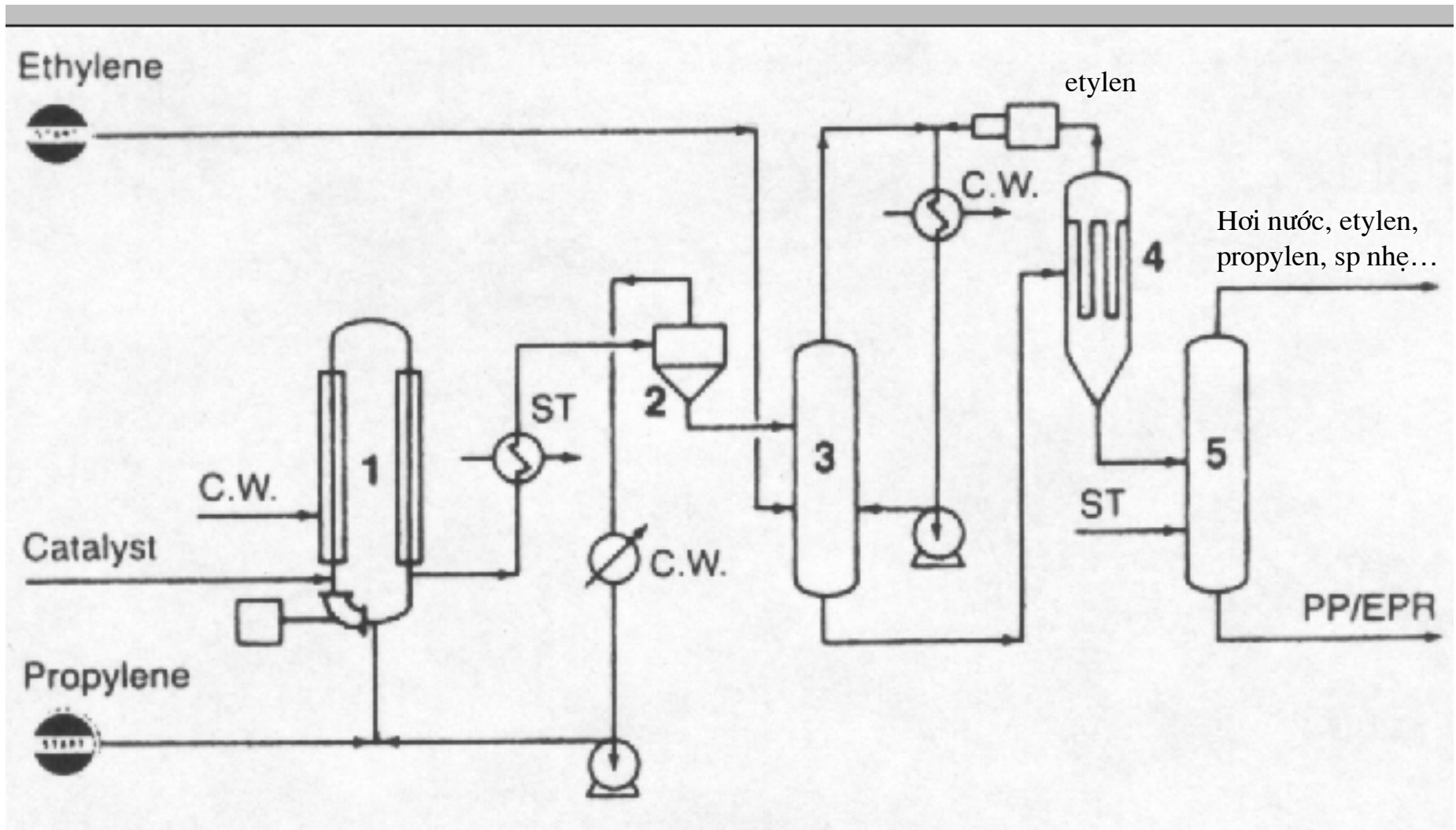


(1), (5) Thiết bị phản ứng
(2), (6) Máy nén

(3), (7) Thiết bị trao đổi nhiệt
(4), (8) Bồn chứa sản phẩm

- **Ưu điểm của công nghệ pha khí ?**

Sơ đồ công nghệ sản xuất P.P trong pha lỏng.



(1) Thiết bị phản ứng dạng ống

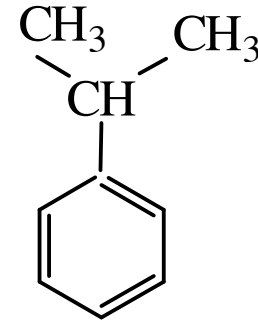
(2), (4) Hệ thống tách tạo áp hai cấp

(3) Thiết bị phản ứng copolime hoá pha khí

(5) Tháp stripping

- **Ưu điểm của công nghệ pha lỏng ?**

3.3. Sản xuất Cumen



3.3.1. Giới thiệu chung

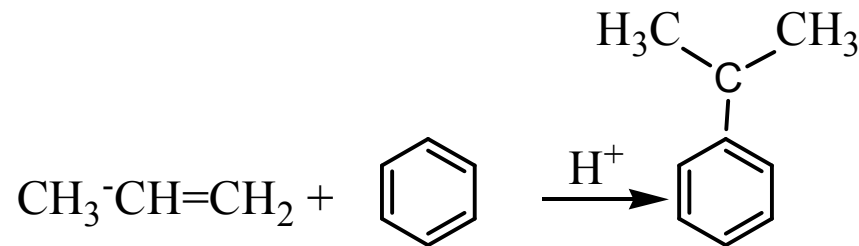
- Cumen (isopropylbenzen) là chất lỏng, tan trong nhiều dung môi hữu cơ, không hoà tan trong nước.
 - Phương pháp chính sản xuất cumen là quá trình ankylation của benzen với propylen.
- . Các chất xúc tác cho quá trình:
- Với các quá trình alkyl hoá đồng thể: axit Bronsted như HF, H₂SO₄..., axit Lewis như AlCl₃+ HCl
 - Với các quá trình alkyl hoá dị thể: Al₂O₃, Al₂O₃/SiO₂ và các zeolit

3.3.2. Quá trình alkyl hoá benzen bằng propylen sản xuất cumen.

3.3.2.1. Phản ứng và điều kiện vận hành.

- Công nghệ phản ứng trong pha lỏng: - Nhiệt độ và áp suất thấp (50°C, 5 atm),
- Chất xúc tác: axit sunfuric.
- Công nghệ trong pha khí: - Nhiệt độ 250°C
- p suất 40 atm
- Chất xúc tác: axit photphoric.

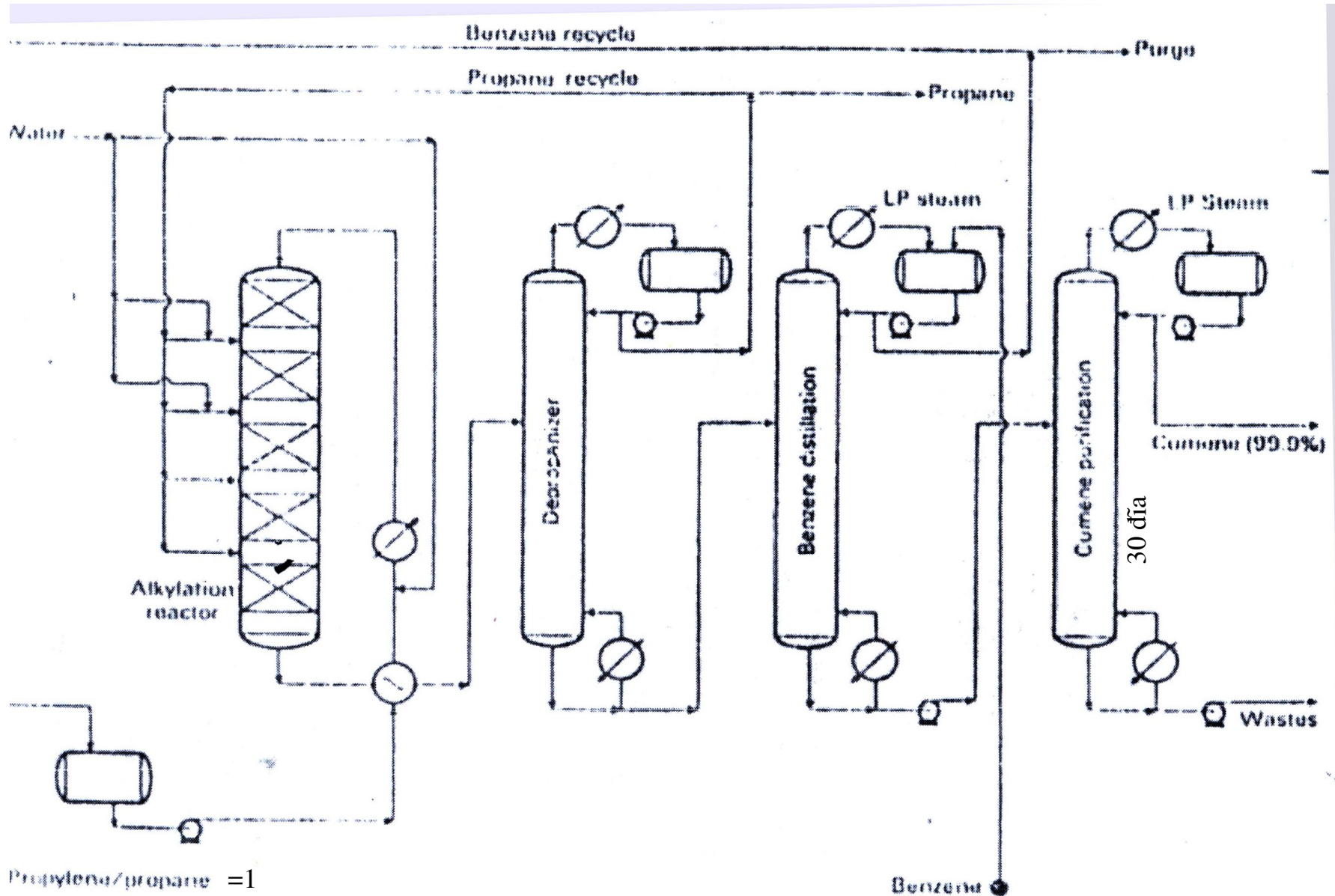
* Phản ứng chính xảy ra như sau:



* Chất xúc tác được sử dụng có thể là:

- AlCl₃, tiến hành ở 10-95°C.
- H₃PO₄, có hoặc không có chất xúc tiến mang trên chất mang rắn.
- Bentonit được hoạt hoá axit, cho phép tiến hành phản ứng ở 70-105°C.
- Aluminosilicat, sử dụng ở dạng tương tự xúc tác cracking, làm việc ở 200°C.

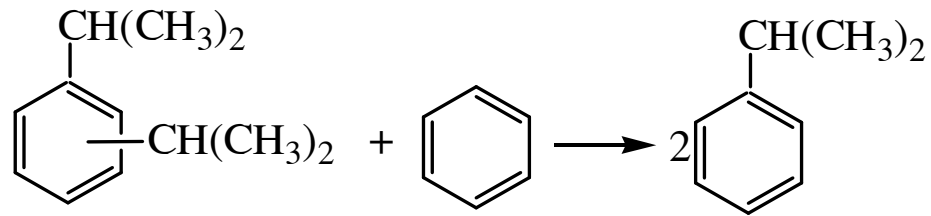
3.3.2.2. Công nghệ sản xuất cumen bằng phương pháp alkyl hoá bezen.



Propylene/propane = 1
benzen/propylen = 8/1 ÷ 10/1

* Đặc điểm công nghệ

- Yêu cầu đối với cumen thương phẩm: có chứa hàm lượng các tạp chất < 1200ppm (0,02% etylbenzen, 0,05% n-propylbenzen, 0,05% butylbenzen).
- Hiệu suất quá trình tính theo benzen là 96-97% và tính theo propylen là 91-92%.
- Ngoài ra, để thu hồi thêm cumen, một số công nghệ có thêm bộ phận transankyl hoá nhằm chuyển diisopropylbenzen và benzen thành cumen theo phản ứng sau:



Nhiệt độ phản ứng: 180 ÷ 250°C

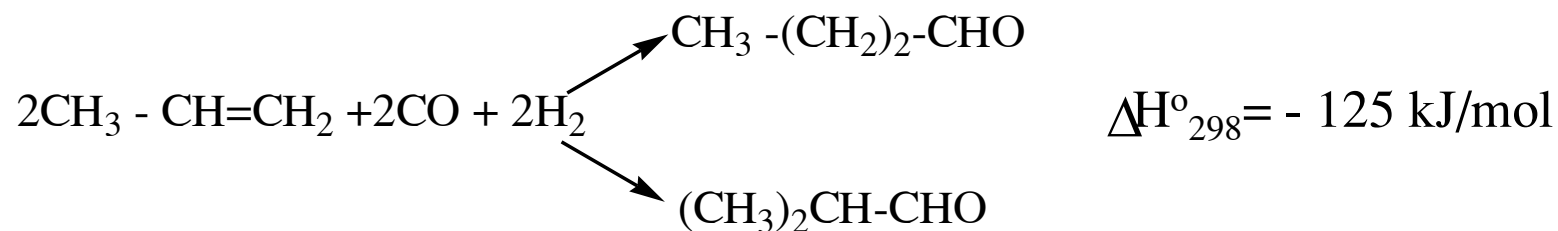
p suất: 2 MPa

Tỷ lệ benzen/diisopropyl benzen = 5/10.

3.4. Hydroformyl hoá propylen sản xuất rượu butylic (phản ứng tổng hợp Oxo)

3.4.1. Đặc điểm của phản ứng và điều kiện động học.

Phản ứng của propylen cho sản phẩm là butyladehyt và isobutyladehyt:



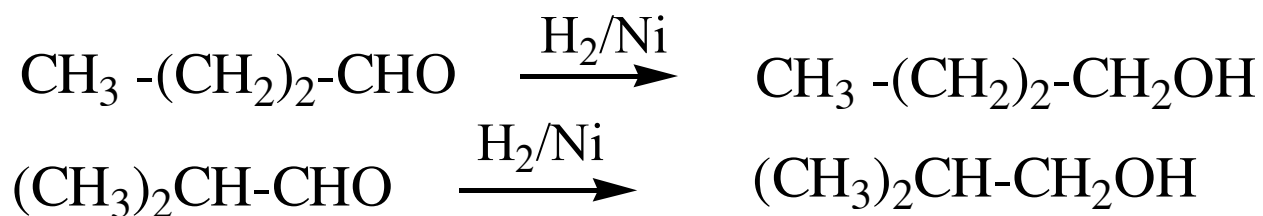
Tỷ lệ tạo thành hai sản phẩm butyraldehyt/isobutyraldehyt = 4/1.

3.4.3. Công nghệ hydroformyl hoá propylen sản xuất rượu butanol.

* Điều kiện vận hành:

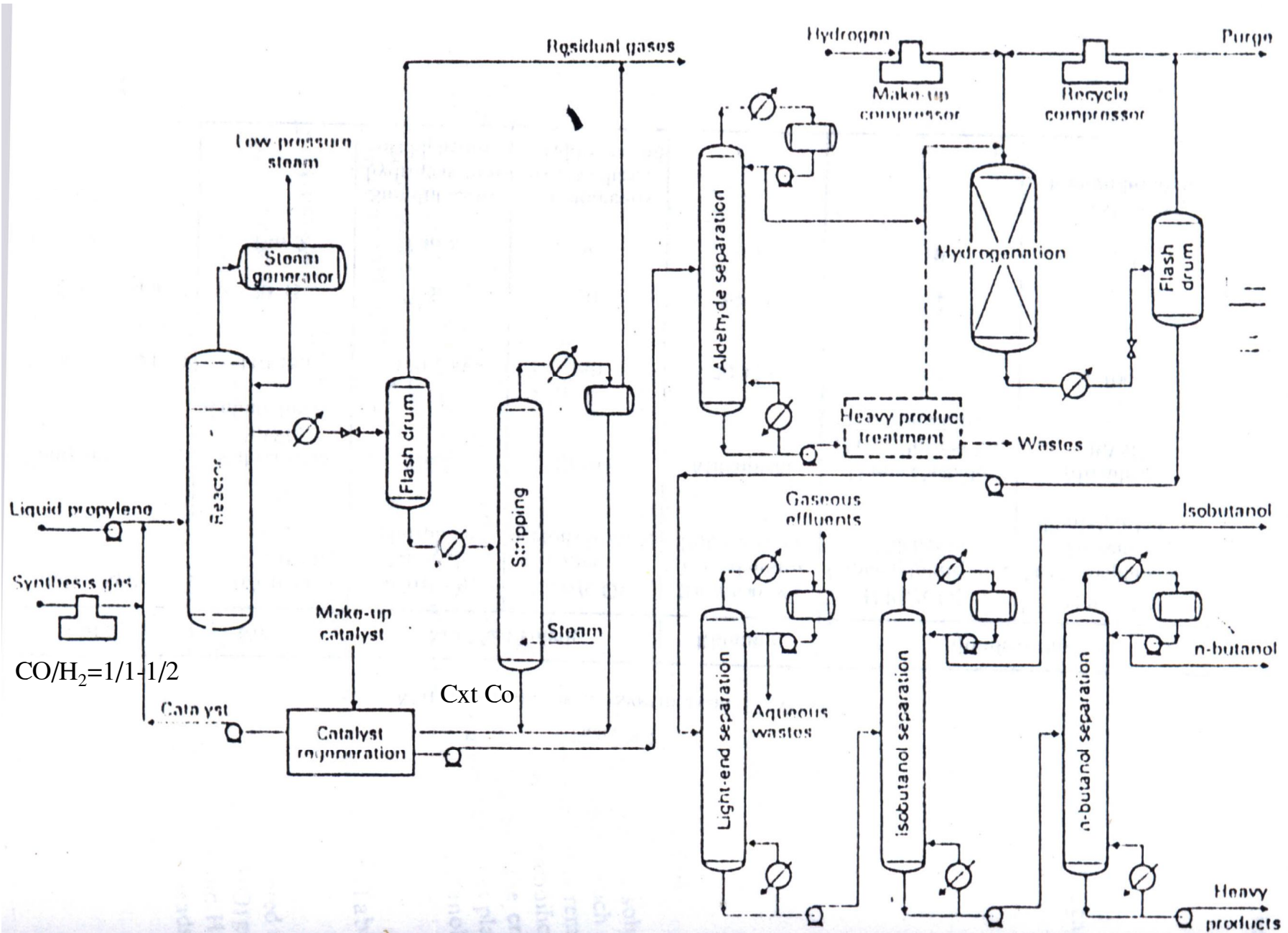
- Nhiệt độ: 110 — 180°C
- p suất 20 — 35 Mpa
- Tỷ lệ mol CO/H₂=1/1 1/1,2
- Thời gian lưu: 1 — 5 phút
- Lượng xúc tác sử dụng: 0,2 — 1% KL so với propylen.
- Tăng tỷ lệ *n*-/iso:
 - Để tăng tỷ lệ *n*-/iso lên 9/1, hãng Shell đã sử dụng xúc tác coban hydrocarbonyl thế bằng phosphin (Hco(CO)₃P(*n*-C₄H₉)₃). Phản ứng được thực hiện ở nhiệt độ 180 — 200°C và áp suất 5 — 10 Mpa. Tuy nhiên, hoạt tính của hệ xúc tác này còn thấp và có xu hướng tạo điều kiện thuận lợi cho các phản ứng phụ hydro hoá olefin và aldehyt hơn là xúc tác thông thường.
 - Hãng Union Carbide phát triển hệ xúc tác biến tính cacbonyl rodi bằng triphenylphosphin và tạo ra tỷ lệ sản phẩm mạch thẳng lớn hơn nhiều (*n*-/iso =10/1) trong điều kiện phản ứng rất mềm (nhiệt độ 60 — 120°C, áp suất 0,1 -5 Mpa).

- Hỗn hợp các n- và iso-aldehyt được hydro hoá thành các rượu tương ứng.



- Nhiệt độ: 150 — 200°C
- p suất 5 — 10 Mpa,
- Chất xúc tác: đồng hoặc niken

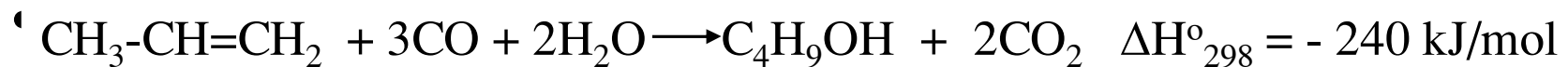
Sơ đồ công nghệ sản xuất butanol



* Đặc điểm quá trình:

- Đồng sản phẩm isobutylaldehyt có ít ứng dụng vẫn gây trở ngại về kinh tế cho quá trình. đề nghị một công nghệ có cả phân xưởng cracking xúc tác isobutylaldehyt và tuần hoàn các sản phẩm cracking này (propylen, CO, H₂).
- Nếu hydro được thay thế bằng hơi nước, có thể thu được sản phẩm có chứa 88% *n*-butanol và 12%isobutanol.

Phản ứng chính:



- Hệ thống làm việc ở 100°C và 1,5Mpa, có mặt chất xúc tác pentacacbonyl sắt, butyl-pyrolidon và nước.

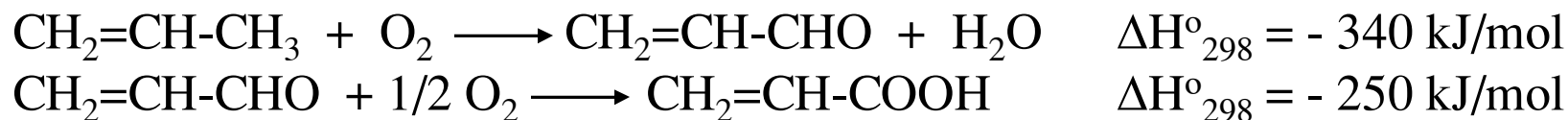
3.5. Sản xuất Axit Acrylic

- Axit acrylic được sử dụng như một chất trung gian cho các quá trình tổng hợp các este phân tử lượng thấp, các etyl, butyl và 2-etyl hexyl acrylat
- Các phương pháp chính sản xuất axit acrylic:
 - **Oxi hoá propylen pha hơi tiến hành qua hai giai đoạn, trong đó giai đoạn trung gian tạo acrolein.**
 - Thuỷ phân etylen cyanhydrin.
 - Phương pháp polyme hoá β -propiolacton thu được nhờ quá trình phản ứng giữa formaldehyt với ceten.
 - Phương pháp oxi cacbonyl hoá etylen.

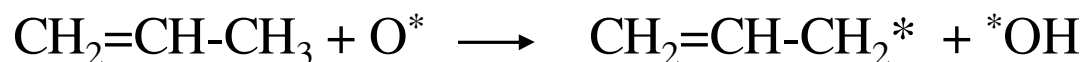
Phương pháp oxi hoá propylen

3.5.1. Nguyên tắc phản ứng.

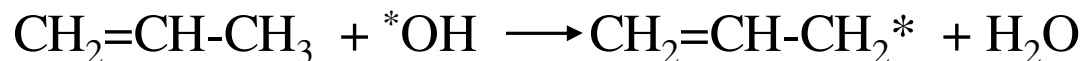
* Phản ứng chính xảy ra như sau:



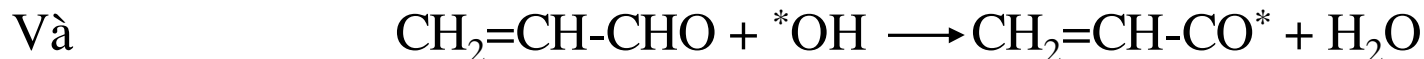
* Phản ứng xảy ra theo cơ chế gốc tự do:



(b) Phát triển mạch:



(c) Ngắt mạch:



* Đặc điểm của quá trình ?

* Quá trình oxi hoá propylen:

- Chất xúc tác: CuO/SiO_2 hoặc Al_2O_3 . hỗn hợp của các oxit bismut, kali, coban, sắt, niken, thiếc telur, vonfram...các axit molipdic hoặc silicomolipdic.
- Nhiệt độ: 300 — 350°C
- p suất: 0,1 — 0,3 Mpa
- Tỷ lệ mol nước/propylen khoảng 4/5
- Tỷ lệ oxi/propylen khoảng 2/1
- Độ chuyển hoá một lần từ 90 — 95%
- Hiệu suất acrolein là 80 — 90% mol.

* Quá trình chuyển hoá acrolein:

- Xúc tác trên cơ sở hỗn hợp của các oxit molipden và vanadi thêm một số hợp chất của vonfram, đồng, crom, telur, asen....
- Nhiệt độ: 250 — 280°C
- p suất: 0,1 — 0,2 Mpa
- Tỷ lệ mol nước/acrolein khoảng 5/7
- Tỷ lệ oxi/acrolein khoảng 2/1.
- Độ chuyển hoá một lần từ 95 — 97%
- Hiệu suất mol axit acrylic trên 90% tính theo acrolein

* Điều kiện công nghệ:

- Xúc tác đặc trưng dựa trên cơ sở oxit molipden.
- Các thiết bị phản ứng là hệ ống chùm có dòng muối nóng chảy tuần hoàn giữa các ống để tách nhiệt cho phản ứng, đảm bảo kiểm soát nhiệt độ hiệu quả và tận dụng nhiệt sản xuất hơi áp suất thấp.
- Xúc tác được phân phối trên lớp đệm càng đồng đều càng tốt, đảm bảo sự đồng nhất về áp suất, tốc độ dòng, độ chuyển hoá... và về cả tuổi thọ của xúc tác.
- Các tác nhân phản ứng di chuyển từ trên xuống dưới qua lớp xúc tác, phía trên lớp xúc tác được phủ một lớp chất rắn trơ để gia nhiệt cho nguyên liệu.

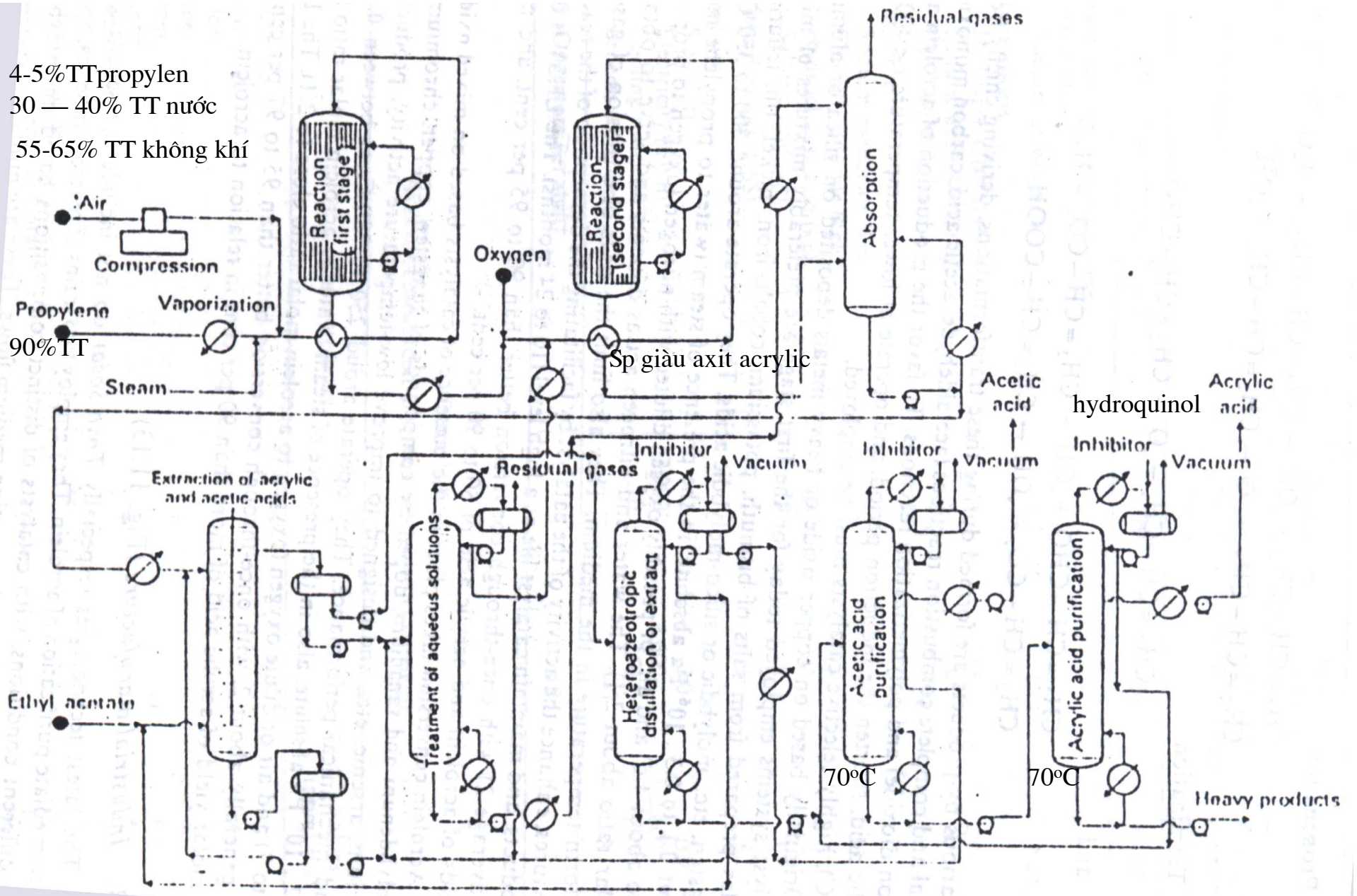
Sơ đồ công nghệ sản xuất axit acrylic bằng quá trình oxi hoá propylen

4-5% TTpropylen

30 — 40% TT nước

55-65% TT không khí

90% TT



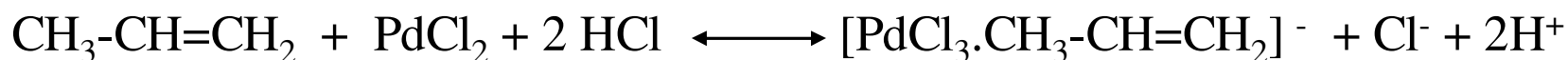
3.6. Sản xuất axeton

- Axeton là chất lỏng có tỷ trọng $d_4^{20} = 0,790$, $t_{nc} = -94,6^\circ\text{C}$, $t_s = 56,1^\circ\text{C}$
ng dụng: - Sản xuất các hợp chất như diaxeto ancol, hexylen glycol, metylisobutylcacbinol, metylisobutyl xeton (bằng phản ứng ngưng tụ aldol), Bis phenol A, Metylmetylacrylat, làm dung môi...
- Phương pháp sản xuất:
 - Dehydro hoá isopropanol, lượng axeton được sản xuất theo phương pháp này chiếm 1/3 tổng lượng axeton sản xuất trên thế giới.
 - Oxi hoá cumen tạo hydroperoxit sau đó phân tách thành phenol và axeton.
 - Oxi hoá trực tiếp hỗn hợp propan và butan hay phân đoạn naphtha cho hỗn hợp các sản phẩm trong đó có axeton (công nghệ BPl chemicals).
 - Đồng oxi hoá propylen và isobutan thành propylen oxit và t-butyl ancol và thu axeton như một sản phẩm phụ (công nghệ ARCO chemical).
 - Oxi hoá isopropanol thành axeton và hydroperoxit, công nghệ Shell.
 - Oxi hoá trực tiếp propylen bằng oxi không khí dưới sự có mặt của phức, công nghệ của Wacker/Hoechst.

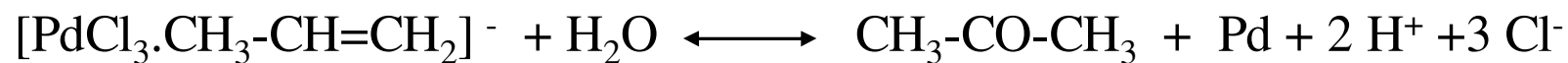
3.6.1. Nguyên tắc quá trình

- Xúc tác: paladi clorua và đồng clorua, quá trình chuyển hoá trải qua các giai đoạn sau:

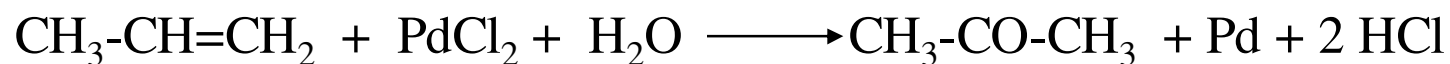
Tạo phức giữa xúc tác với propylen:



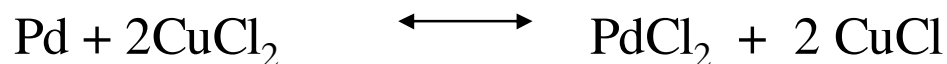
Phức này sẽ bị thủy phân tạo thành axeton và kim loại paladi:



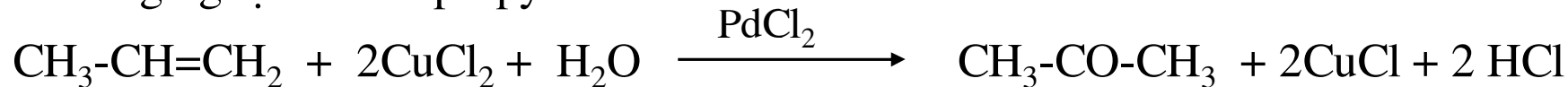
Phản ứng tổng quát :



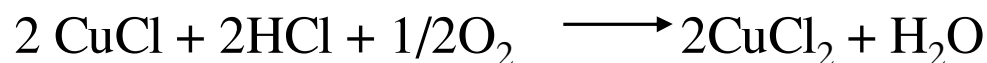
Paladi kim loại phải được hoàn nguyên lại dạng ban đầu nhờ phản ứng với clorua đồng.



Sự kết hợp của hai quá trình chuyển hoá này tạo nên giai đoạn đầu tiên trong công nghệ oxi hoá propylen sản xuất axeton:



Giai đoạn thứ hai trong quá trình là tái sinh clorua đồng I nhờ không khí hoặc oxi nguyên chất



- Phản ứng tổng của toàn bộ quá trình:



* Đặc điểm phản ứng:

- Tốc độ phản ứng tỷ lệ thuận với sự hình thành phức giữa propylen và clorua paladi

-Phản ứng oxi hoá propylen thực hiện ở:

+ Nhiệt độ: 90 — 120°C

+ p suất thấp 0,9 — 1,2 Mpa

+ Xúc tác được tái sinh trong cùng điều kiện.

Độ chuyển hoá một lần đạt 98 — 99%

Hiệu suất đạt 92 — 94% mol.

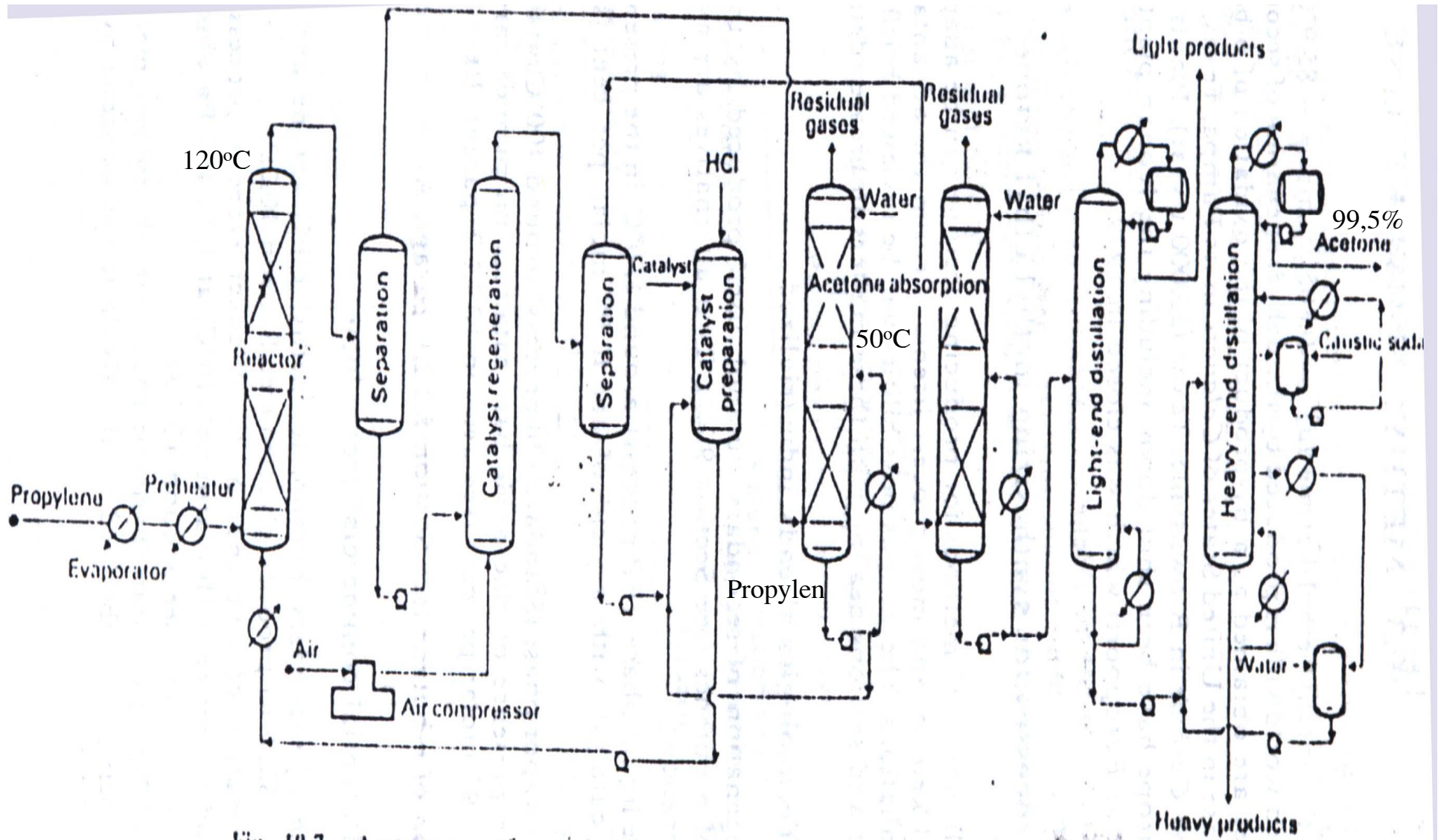


Fig. 10.7 Acetone manufacture from propylene

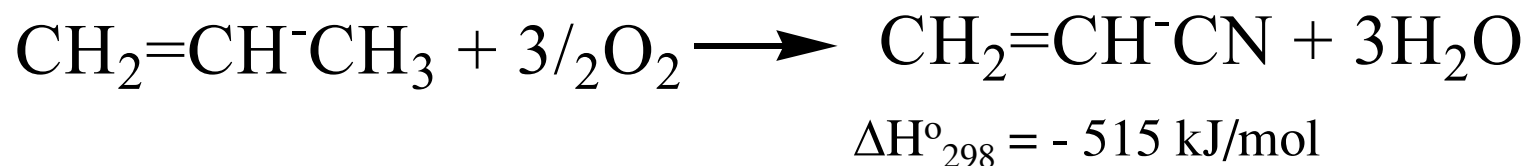
3.7. Sản xuất Acrylonitril

$\text{CH}_2=\text{CH}-\text{CN}$

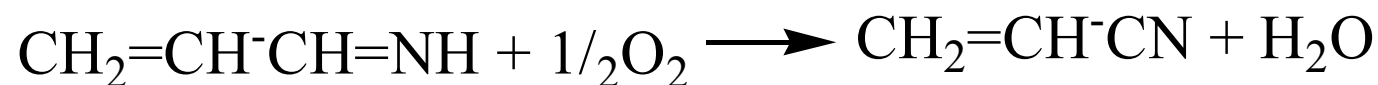
- Acrylonitril: $d_4^{20} = 0,806$, $t_{nc} = -83,5^\circ\text{C}$, $t_s = 77,3^\circ\text{C}$
- ứng dụng:
 - Sản xuất cao su nitril và cao su Buna N
 - Copolyme của butadien và acrylonitril
 - Sản xuất sợi tổng hợp, nhựa, chất dẻo
 - Các hợp chất hữu cơ trung gian.
- . Các phương pháp sản xuất:
 - Phương pháp ammoxi hoá propylen, công nghệ này được phát triển bởi công ty Sohio với sự cải tiến hệ xúc tác sử dụng.
 - Cộng hợp hydrocyan vào etylen oxit tạo cyanhydrin, sau đó dehydrat tạo acrylonitril.
 - Thực hiện phản ứng giữa hydro cyan với axetylen
 - Dehydrat hoá sản phẩm lactonitril của quá trình phản ứng giữa axetaldehyt với hydro cyan.
 - Ammoxi hoá propylen bằng NO_2

3.7.2.2. Sản xuất acrylonitril bằng phương pháp amoxi hoá propylen.

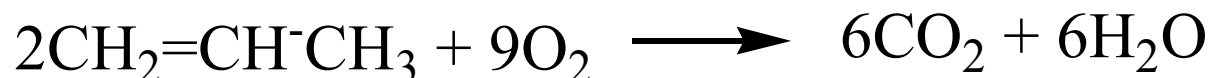
* Nguyên tắc quá trình:



Phản ứng này xảy ra qua giai đoạn tạo hợp chất trung gian acrolein như sau:



Một số phản ứng phụ:



* Chất xúc tác cho quá trình:

- Hệ xúc tác đầu tiên: Bismut photpho molipdat
- Hệ xúc tác thứ hai: Antimo và uran (xúc tác 21)
- Hệ xúc tác thứ ba: Sắt và bismut photpho molipdat tẩm Co, Ni và K (hệ xúc tác 41). Hệ xúc tác này đã nâng hiệu suất của quá trình lên 10 — 35%.
- Hệ xúc tác thứ tư ra đời (xúc tác 49) đáp ứng yêu cầu về tính bền cơ học.
- Công nghệ hai giai đoạn:
 - Trong giai đoạn đầu: xúc tác trên cơ sở oxit của selen và đồng.
 - Trong giai đoạn thứ hai: xúc tác MoO_3 và các hợp chất khác.
- . Công nghệ một giai đoạn: xúc tác oxit molipden có sử dụng chất xúc tiến NaOH hoặc coban molipden và oxit telur kết hợp với oxit antimo và thiếc.
- . Ngày nay: hệ xúc tác trên cơ sở coban, sắt và molipden.
- . Mới nhất là hệ xúc tác tẩm antimon và sắt (ký hiệu NS733A hay xúc tác 13)

* Công nghệ sản xuất acrylonitril:

- Công nghệ thực hiện trong pha khí.
- Hệ thiết bị phản ứng xúc tác tầng sôi:
 - + Ưu điểm: thuận lợi cho quá trình tản nhiệt cho phản ứng, đồng đều hoá nhiệt độ môi trường phản ứng, giúp cho việc kiểm soát nhiệt tốt hơn do đó làm tăng hiệu quả làm việc của chất xúc tác (công nghệ Sohio, Montedison/UOP, Nitto...).
 - + Nhược điểm: Độ bền cơ học của chất xúc tác giảm.
- Hệ thiết bị thêm xúc tác cố định:
 - + Ưu điểm: kéo dài tính bền cơ học của xúc tác
 - + Nhược điểm: gradien nhiệt lớn, phá huỷ xúc tác nhanh chóng do di chuyển của các pha hoạt động và sự hao mòn của xúc tác.
- Với thời gian lưu 2 — 15 giây, tuổi thọ của xúc tác có thể kéo dài từ 1-3 năm, và có thể dài hơn với các hệ xúc tác tiên tiến.

* Điều kiện phản ứng:

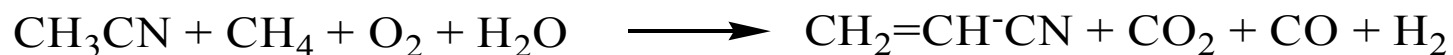
- Về nguyên tắc: Phản ứng ammoxi hoá propylen xảy ra với lượng dư amoniac và oxi so với hệ số tỷ lượng.
- Độ tinh khiết của nguyên liệu đầu vào:
 - + Propylen >90% KL
 - + Amoniac: 99,5% KL.
- Thành phần nguyên liệu cho các công nghệ sử dụng chất xúc tác khác nhau:

Xúc tác	Thành phần			
	Propylen	Amoniac	Không khí	Hơi nước
Sohio	1	1,5 — 2	10 — 20	2 — 4
Sohio	1	1,05 — 1,2	10 — 15	-
PCUK/Distillers	1	1,1 — 1,2	12 - 15	-

- Kinh nghiệm: Hiệu suất acrylonitril tăng theo tỷ lệ NH_3 /propylen.
- Thực tế tỷ lệ NH_3 /propylen = 1 hoặc 0,8.
- Nhiệt độ phản ứng trong khoảng 400 — 500°C
p suất dưới 0,3 MPa.
- Tỷ lệ mol acrylonitril/axetonitril tăng lên nhanh chóng khi nhiệt độ trên 400°C và đạt cực đại ở khoảng 470 — 480°C.

* Tiến hành phản ứng:

- Độ chuyển hoá một lần của amoniac đạt trên 95% (trong công nghệ xúc tác tầng sôi) và xấp xỉ 85% (trong công nghệ thêm xúc tác cố định).
- Độ chọn lọc, hay hiệu suất tạo acrylonitril rất nhạy với các loại xúc tác và điều kiện phản ứng khác nhau
- Thời gian lưu: trên 1 giây.
- Hiệu suất quá trình có thể đạt đến 72 — 75% mol đối với hệ xúc tác tiên tiến nhất, thực hiện trong các thiết bị xúc tác tầng sôi và gần 78% trong các thiết bị thêm xúc tác cố định.
- Nhiều loại sản phẩm phụ cũng hình thành với tỷ lệ lớn như axetonitril, HCN... Axetonitril thường được chuyển hoá thành acrylonitril theo phản ứng sử dụng xúc tác trên cơ sở KBr mang trên chất mang như sau:

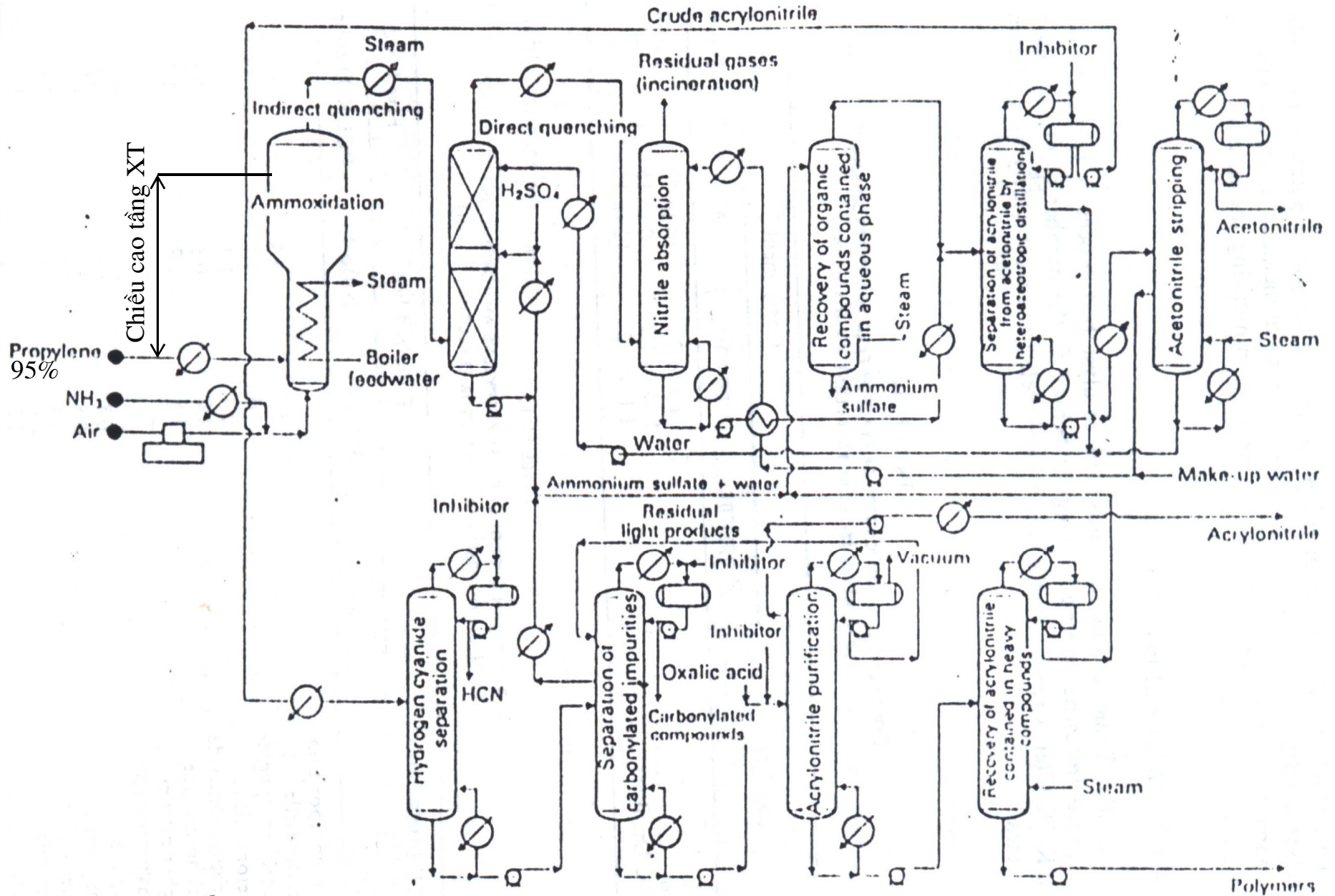


- Hydrocyanua được sử dụng cho quá trình tổng hợp axit metacrylic, methionin... Tuy nhiên, trong nhiều trường hợp, để tránh ô nhiễm và đảm bảo an toàn, HCN được đốt bỏ.

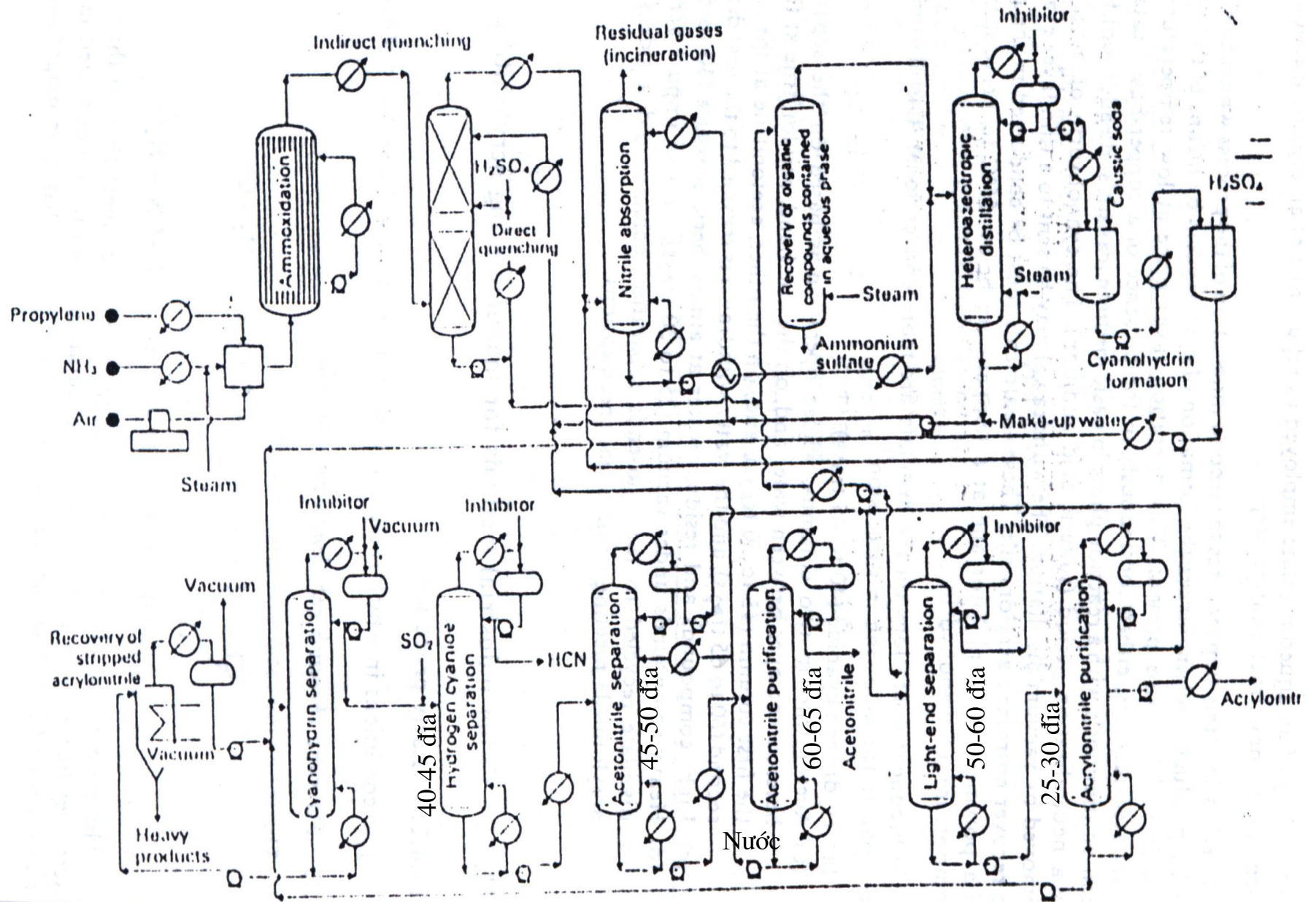
Thành phần sản phẩm của quá trình amoxi hoá propylen sản xuất acrylonitril (% TT)

Công nghệ xúc tác	Tầng sôi		Thêm cố định
	Sohio 41	Nitto 13	PCUK/Distillers
Thành phần sản phẩm			
Acrylonitril	5,2	5,3	4,3
Hydrocyanua	1,8	1,1	1,0
Axetonitril	0,7	0,1	0,3
Cacbon monoxit	1,0	0,8	0,5
Cacbon dioxit	1,6	2,9	1,2
Các hợp chất nitril	-	-	Rất ít
Các sản phẩm nặng	Rất ít	Rất ít	-
Propan	0,8	0,8	0,6
Propylen	0,5	0,2	0,3
Nước	26,3	25,2	33,6
Amoniac	0,2	1,0	1,1
Oxi	2,2	1,8	4,0
Nitơ	59,7	60,8	53,1
Tổng	100,0	100,0	100,0 ¹⁴⁴

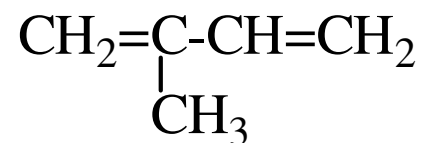
Công nghệ amoxi hoá propylen xúc tác tầng sôi (công nghệ Sohio):



Công nghệ amoxi hoá propylen thêm xúc tác cố định



3.8. Sản xuất isopren từ propylen.

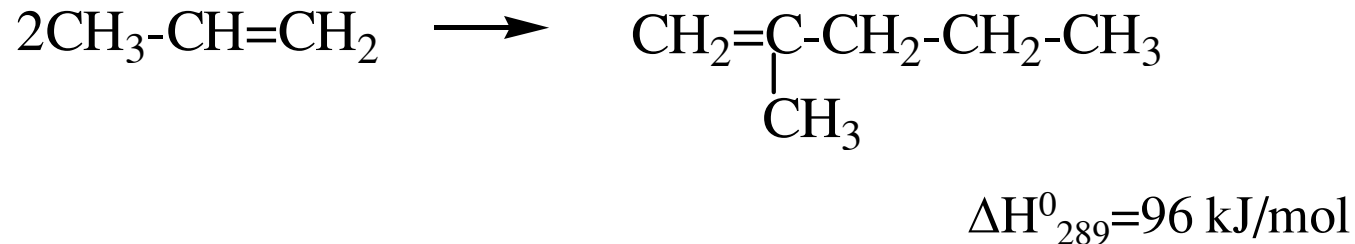


- Isopren ($t_s=34^\circ\text{C}$, $d_4^{20}=0,681$) là monome cho quá trình tổng hợp polyme cis-1,4 polyisopren (cao su tự nhiên có chứa 85% thành phần đồng phân này) có giá trị kinh tế cao.
- Isopren có thể được chiết từ phân đoạn C5 của quá trình cracking hơi nước và được tổng hợp bằng nhiều phương pháp khác nhau:
- Phương pháp dehydro hoá isopentan (công nghệ Houdry và UOP).
- Phương pháp dehydro hoá isoamylen (công nghệ Shell).
- Phương pháp sản xuất isopren đi từ propylen, công nghệ của Goodyear Scientific Design.

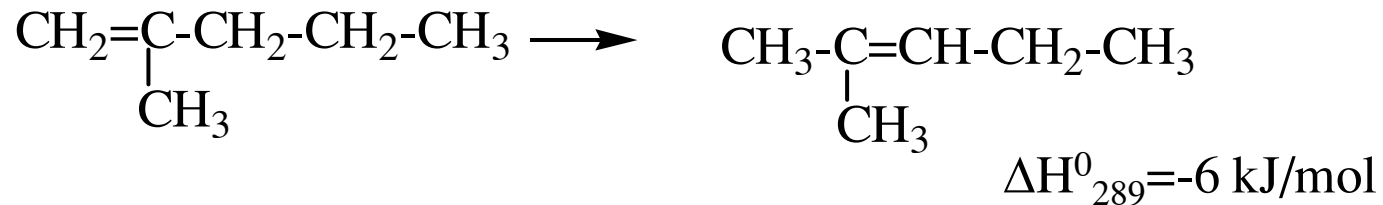
* Quá trình công nghệ sản xuất isopren từ propylen.

Quá trình sản xuất isopren từ propylen được tiến hành theo ba bước sau:

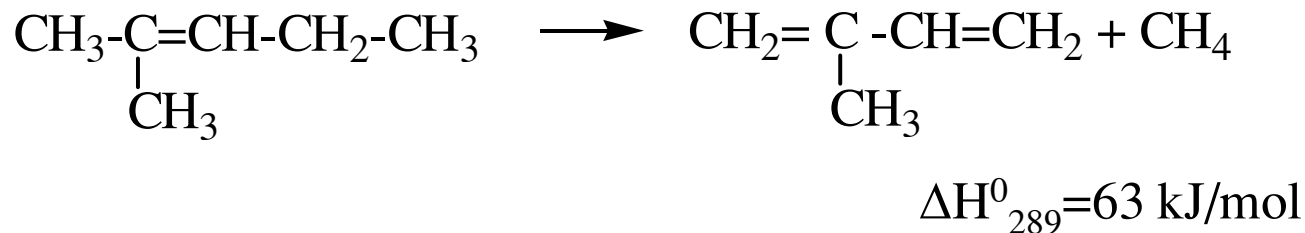
(a) Quá trình Dime hoá:



(b) Quá trình isome hoá:



(c) Quá trình cracking:



* Điều kiện tiến hành:

• Quá trình dime hoá:

- Chất xúc tác tripropyl nhôm
- Nhiệt độ 150-200°C
- p suất 20 MPa.
- Thời gian lưu: 15 phút
- Độ chọn lọc: 90-95%
- Độ chuyển hoá một lần đạt 60-95%.

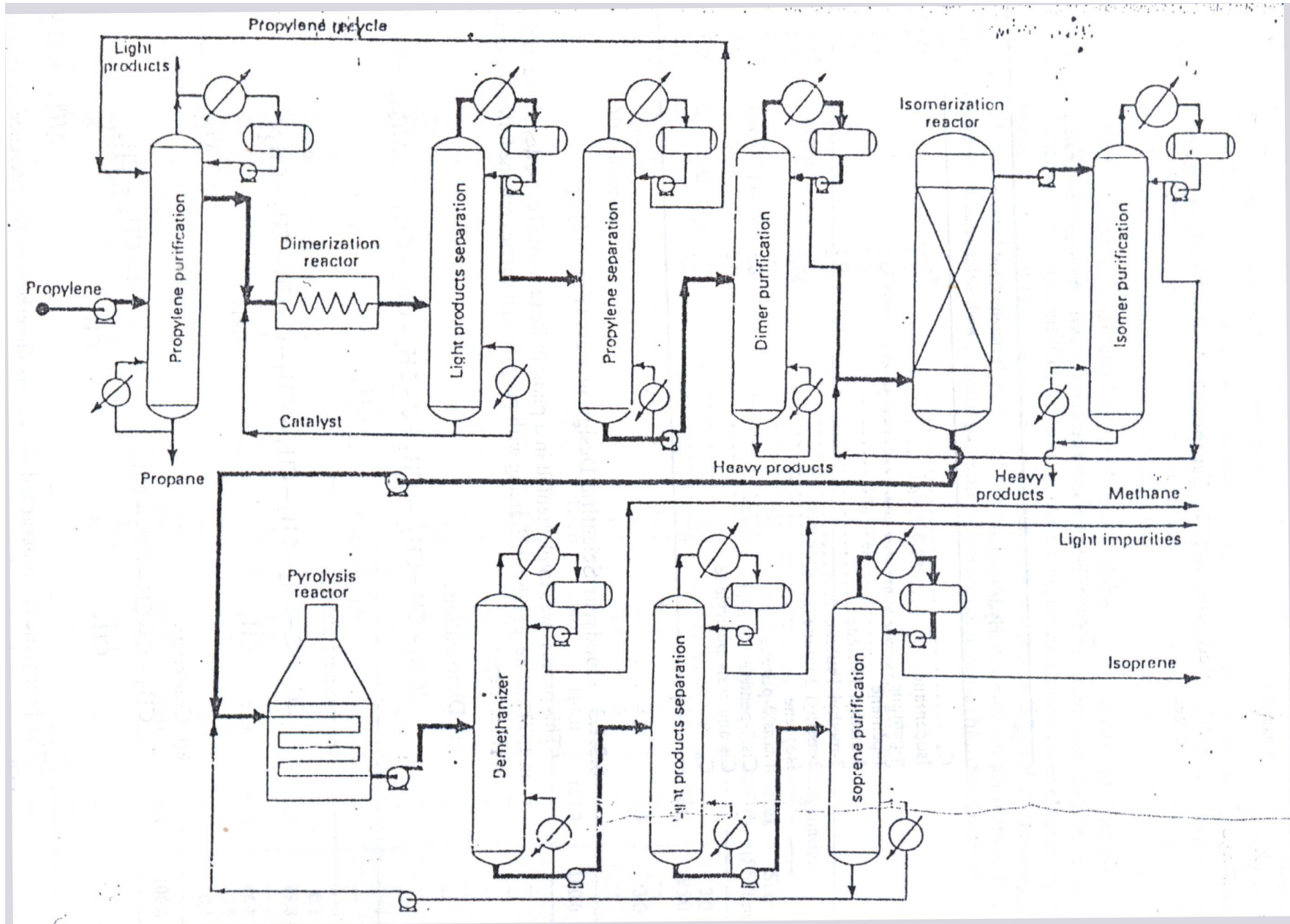
. Quá trình isome hoá:

- chất xúc tác: axit photphoric
- Nhiệt độ 150-300°C
- Thiết bị phản ứng thêm xúc tác cố định.
- Độ chọn lọc phân tử đạt 98-99%
- Độ chuyển hoá một lần 85%.

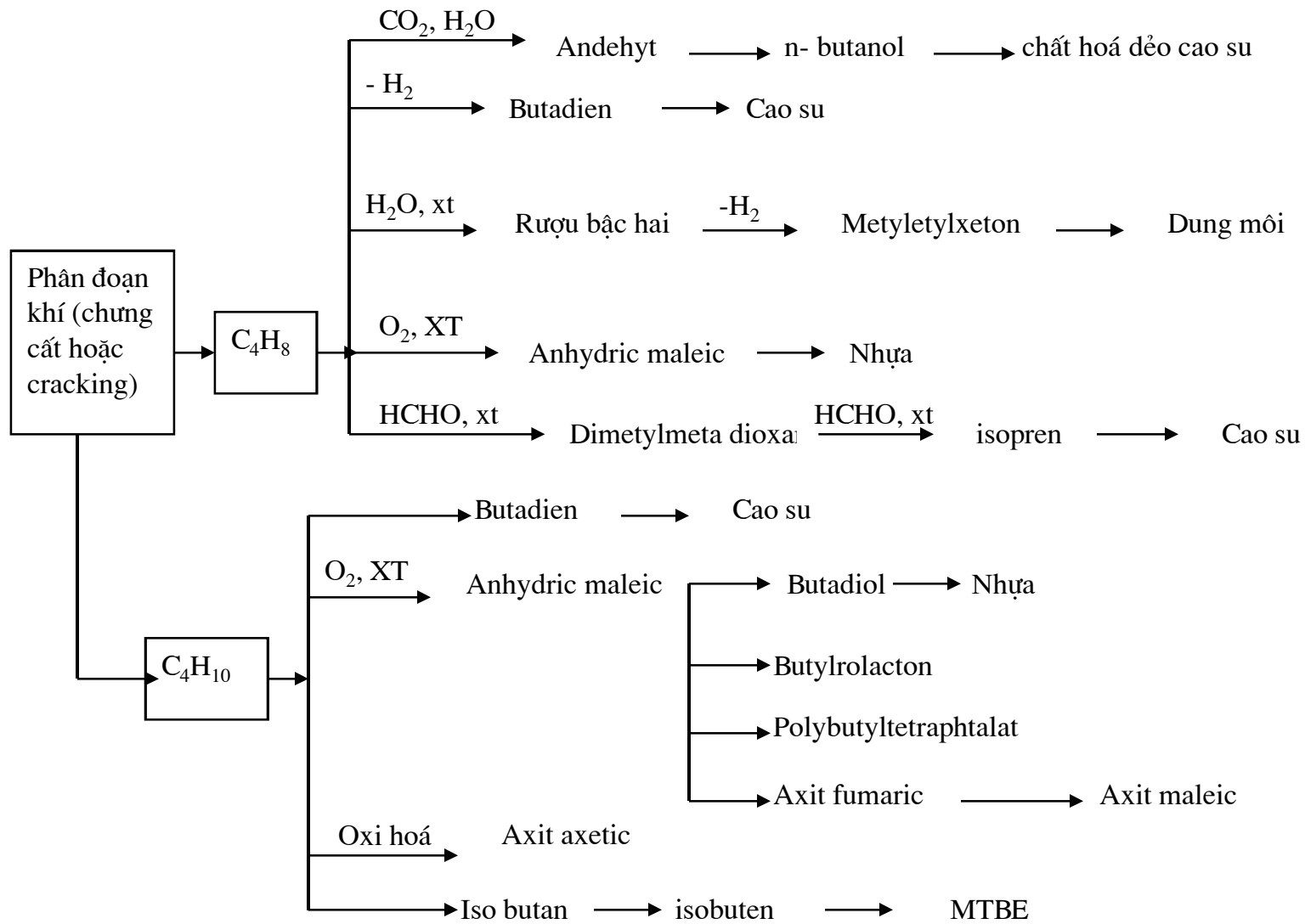
. Quá trình cracking:

- Nhiệt độ 650-700°C
- Chất khơi mào gốc tự do (HBr hoặc peroxit) và hơi nước.
- Thời gian lưu: 1/10 giây.

Công nghệ sx isopren từ propylen



Chương 4. Sản xuất Butadien và Buten



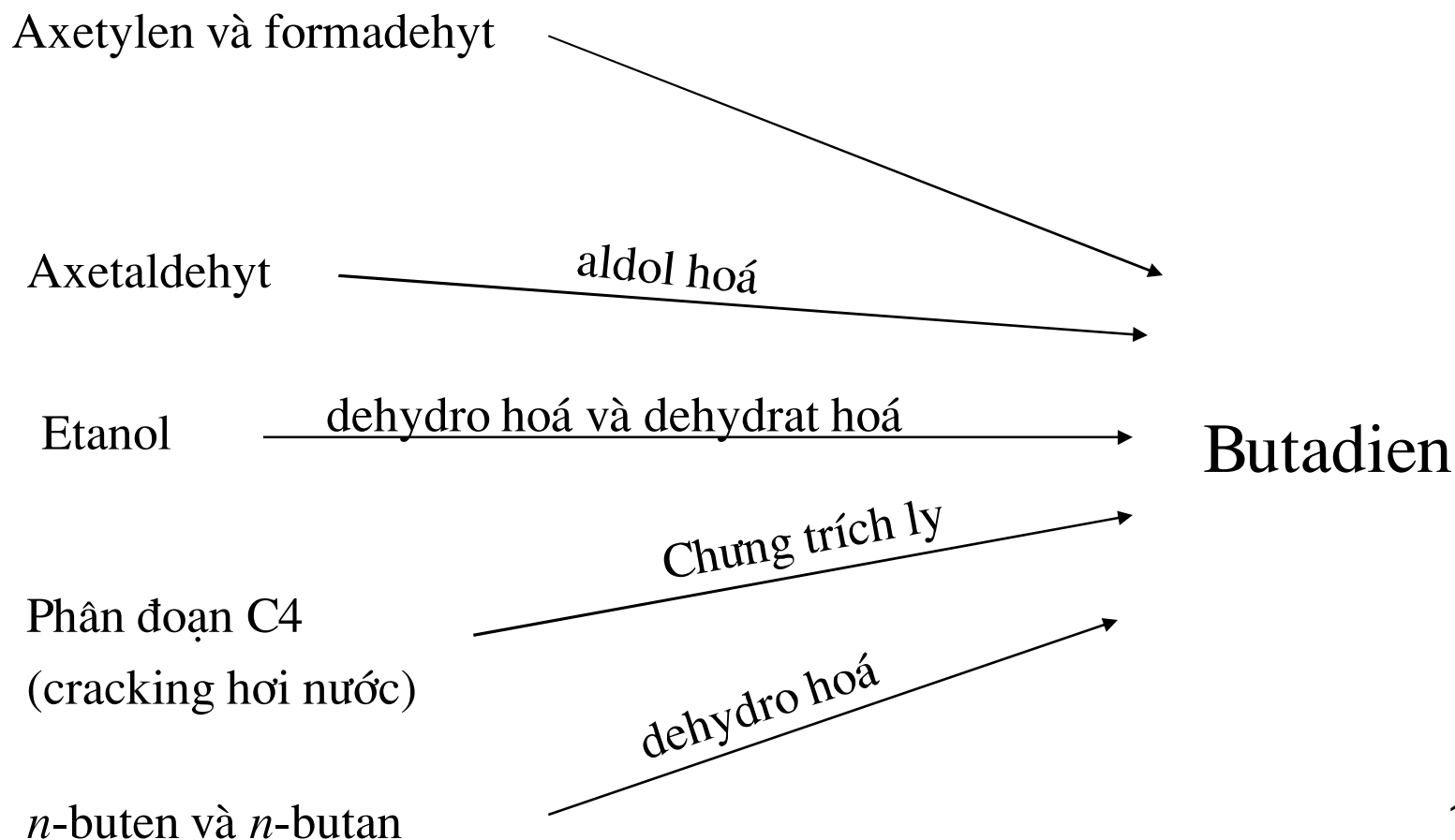
Bảng 4.1 . Nhiệt độ sôi của các cấu tử trong phân đoạn C₄

Hydrocacbon	Nhiệt độ sôi (°C)
isobutan	- 11,7
isobuten	- 6,9
1- buten	- 6,3
Butadien	- 4,4
<i>n</i> -butan	- 0,5
<i>trans</i> -2-buten	- 0,9
<i>cis</i> -2-buten	3,7

4.2. Sản xuất Butadien.

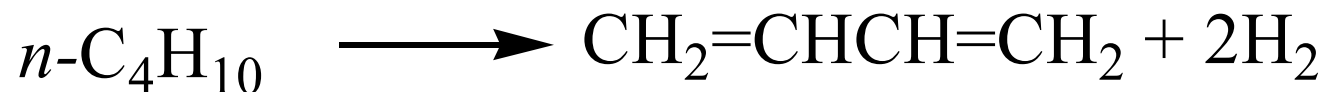


* Các phương pháp sản xuất butadien:



4.2.1. Các phương pháp sản xuất butadien bằng quá trình dehydro hoá.

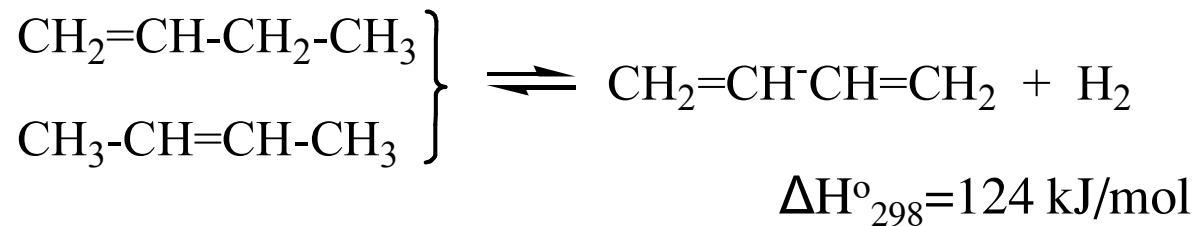
- 4.2.1.1. Dehydro hoá trực tiếp có xúc tác.
- Quá trình được tiến hành trên nguyên liệu ban đầu là buten hoặc butan, nếu nguyên liệu đầu là butan, quá trình thực hiện qua hai giai đoạn thông qua giai đoạn trung gian tạo buten.



* Dehydro hoá buten có xúc tác.

A. Điều kiện vận hành:

- Nguyên liệu phân đoạn C4 được xử lý để đạt được nồng độ buten thích hợp(70-95%KL).
- Quá trình dehydro hoá buten xảy ra theo phản ứng sau:

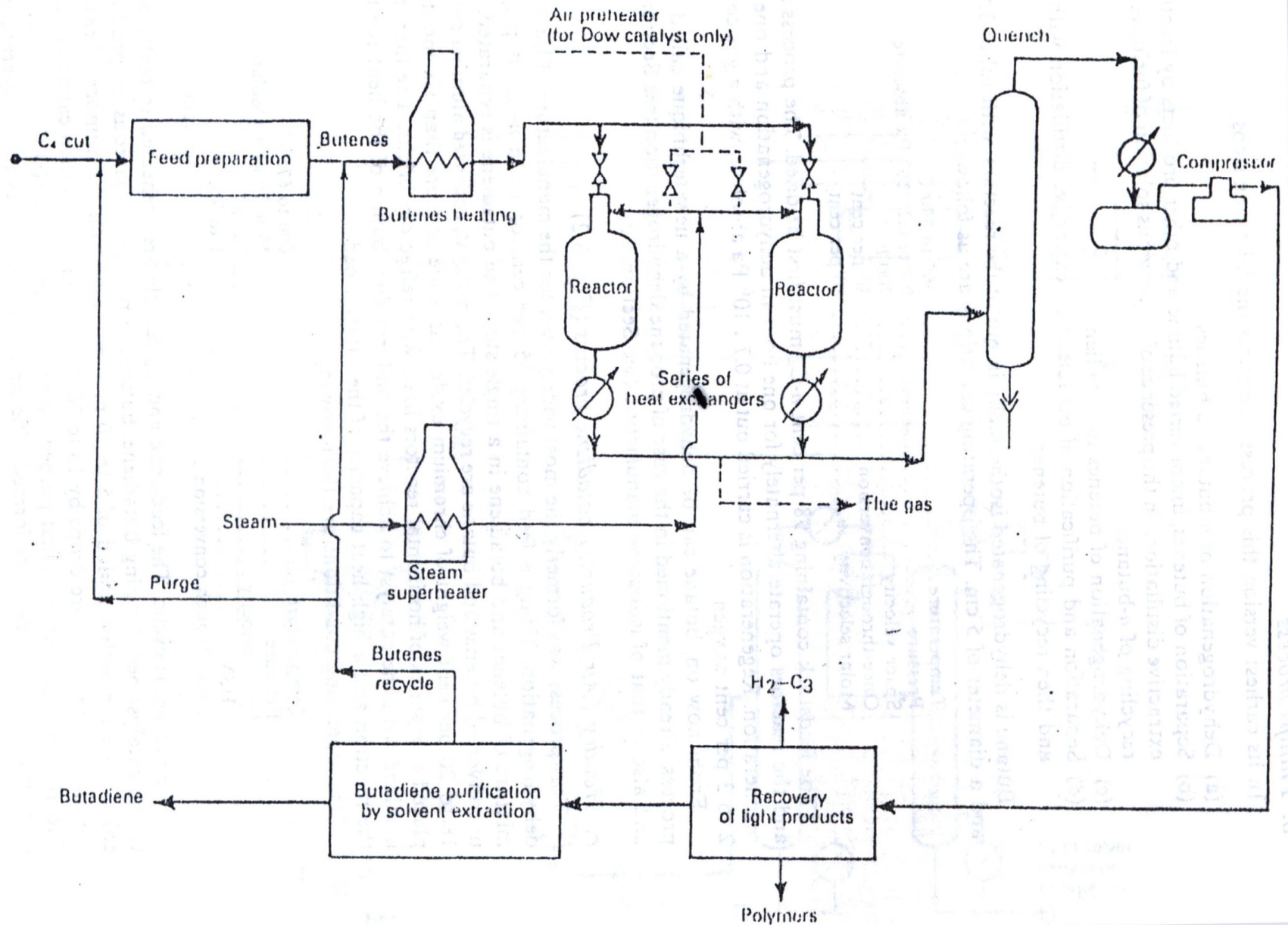


- Sản xuất butadien trong công nghiệp:
 - Chất xúc tác: $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Cr}_2\text{O}_3$, $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Cr}_2\text{O}_3$, Ni và Ca photphat, $\text{Fe}_2\text{O}_3/\text{Bauxit}$
 - Nhiệt độ > 600°C.
 - p suất: 0,1-0,2 MPa
 - Hơi nước.

Bảng 4.2. Điều kiện vận hành quá trình dehydro hoá buten sản xuất butadien trên các xúc tác khác nhau:

Điều kiện \ Xúc tác	Shell 105 Fe ₂ O ₃ /Cr ₂ O ₃	Shell 205 Fe ₂ O ₃ /Cr ₂ O ₃	Dow B Ni và Ca photphat	Phillips 1490 Fe ₂ O ₃ /Bauxit
Nhiệt độ (°C)	680	680	680	680
p suất (MPa)	-	0,18	0,20	0,18
Hơi nước/buten (mol/mol)	18/1	8/1	20/1	12/1
Thể tích dòng (h ⁻¹)	-	500	125-175	300-400
Độ chuyển hoá một lần (%)	20-30	26-28	> 45	27-33
Độ chọn lọc butadien (%)	80-70	75-73	90	76-69
Thời gian tái sinh xúc tác	1 giờ đến 7 ngày	1-24 giờ	15-30 phút	Không

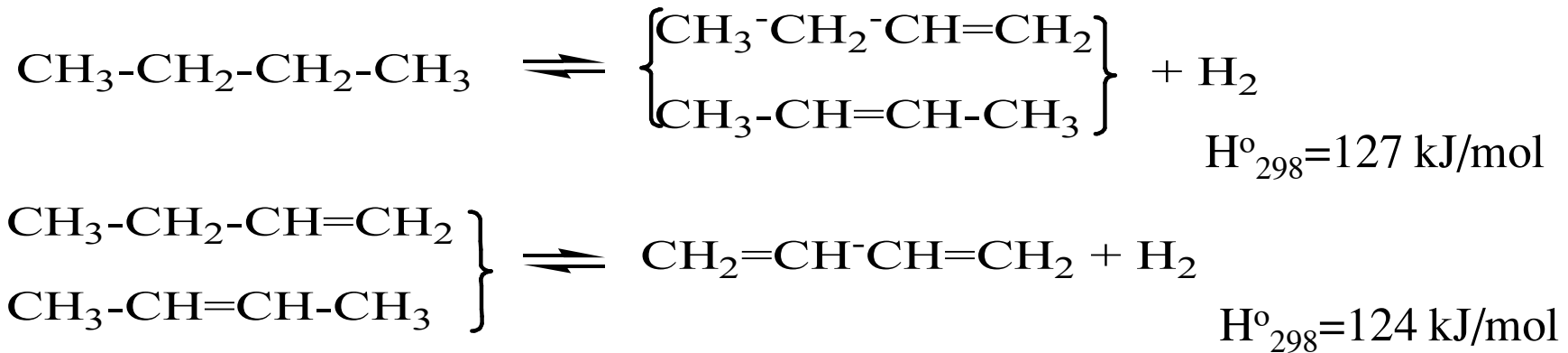
B. Sơ đồ công nghệ dehydro hoá buten sản xuất butadien.



* Dehydro hoá butan có xúc tác.

A. Điều kiện phản ứng:

Quá trình xảy ra theo phản ứng sau:



- Nhiệt độ phản ứng: 550 - 700°C.
- p suất: < 0,1MPa
- Độ chuyển hoá: 57,7% (phản ứng đầu).
15,9% (phản ứng thứ hai).
- Chất xúc tác: oxit nhôm và crom.

B. Công nghệ sản xuất butadien bằng quá trình dehydro hoá butan:

* Công nghệ UOP:

- Thiết bị phản ứng ống chùm
- Chất xúc tác: oxit crom/oxit nhôm
- Nhiệt độ phản ứng: 570°C
- Áp suất đầu vào: 0,8 MPa, áp suất trong các ống là 0,5 MPa (mỗi ống dài 5 m, đường kính 7,5 cm).
- Độ chuyển hoá một lần: 22,5%.
- Độ chọn lọc: 80 - 90% mol.

* Công nghệ Phillips:

- Dehydro hoá *n*-butan thành buten.
- Tách buten, butan chưa phản ứng và các sản phẩm khác bằng chưng cất phân đoạn và chưng trích ly bằng dung môi lỏng furfural và sau đó tuần hoàn butan chưa phản ứng.
- Dehydro hoá buten thành butadien.
- Tách và tinh chế butadien bằng chưng trích ly có sử dụng dung môi furfural sau đó tuần hoàn buten chưa phản ứng.

Điều kiện vận hành

Nhiệt độ	590°C
áp suất	0,2 MPa
Thể tích dòng	700 h ⁻¹
Độ chuyển hoá một lần	30%
Lượng rây phân tử sử dụng	80%(KL)

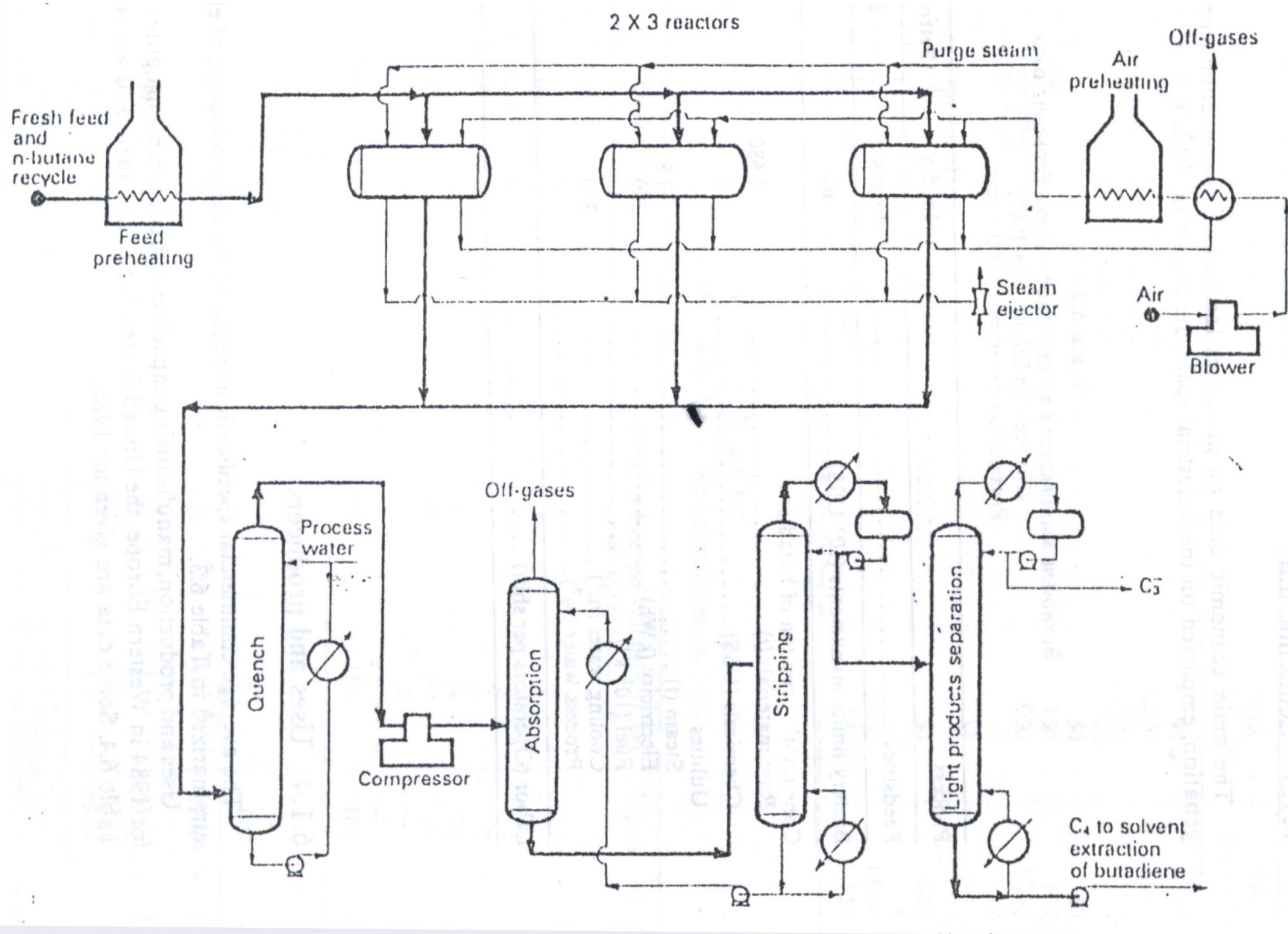
- Thiết bị phản ứng ống chùm, làm việc luân phiên.
- Nguyên liệu ban đầu chứa 98% *n*-C4 được làm khô.
- Quá trình tái sinh chất xúc tác thực hiện ở áp suất 0,7 MPa với dòng khí chứa 2 - 3% oxi.

* Công nghệ catadien Hoydry (Air Products).

- Điều kiện vận hành:

- Nguyên liệu: > 95% $n\text{-C}_4$.
- Nhiệt độ: 600- 675°C.
p suất: 15 -70 kPa.
- Chất xúc tác: nhôm hoạt tính chứa 18-20% oxit crom.
- Thể tích dòng: 300 h⁻¹.
- Độ chuyển hoá một lần: 50 - 60%.

Sơ đồ công nghệ quá trình dehydro hoá butan sản xuất butadien.



4.2.1.2. Dehydro hoá bằng tác nhân oxi hoạt động.

Phương pháp này được thực hiện bằng hai quá trình khác nhau:

- Tái sinh chất xúc tác HI bằng oxi.
- Dehydro hoá bằng oxi với sự hình thành nước, quá trình này xảy ra theo phản ứng sau:

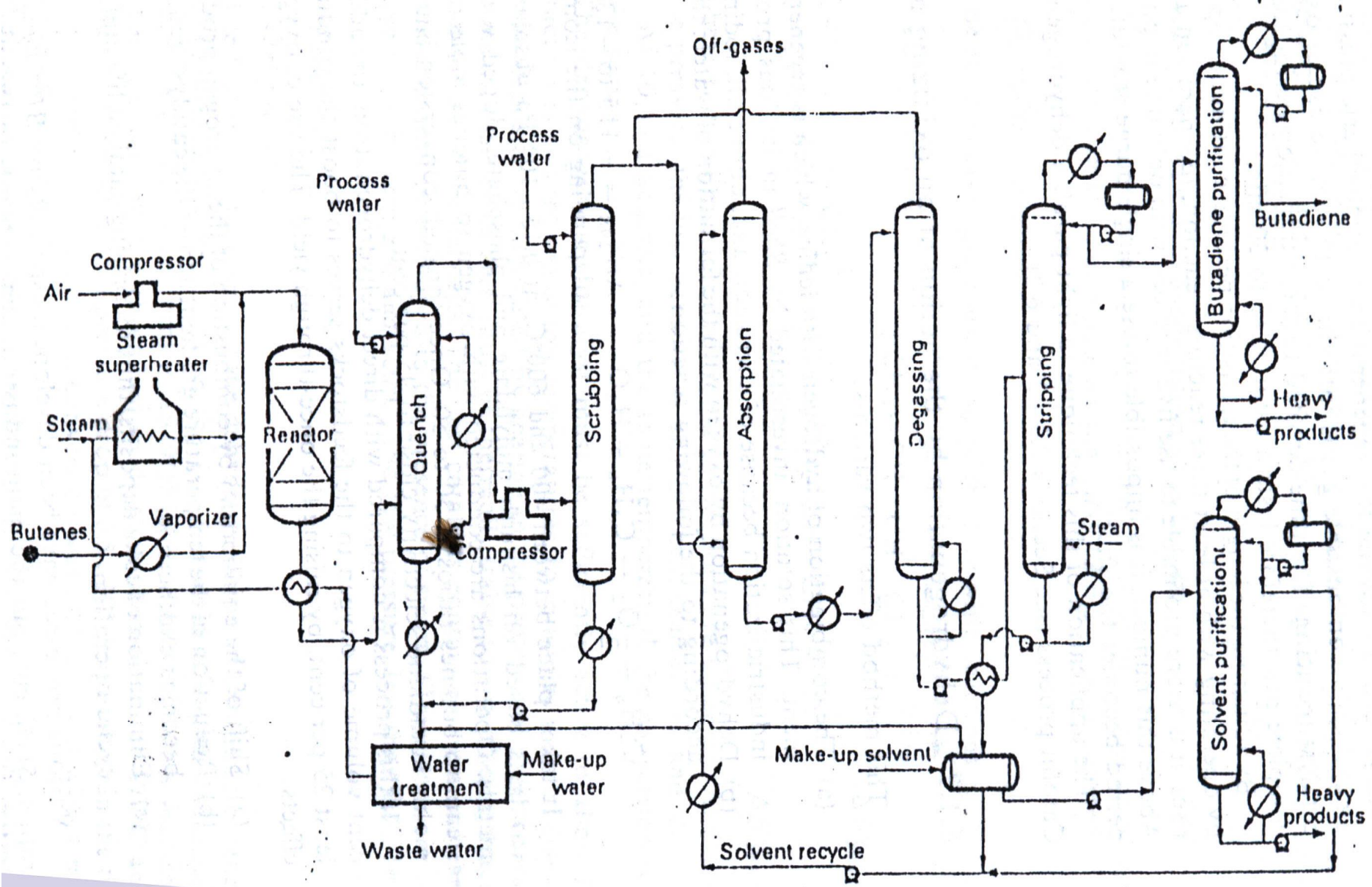


$\Delta H^\circ_{298} = -115 - 130 \text{ kJ/mol}$
(Tuỳ thuộc vào sản phẩm iso)

* Điều kiện vận hành:

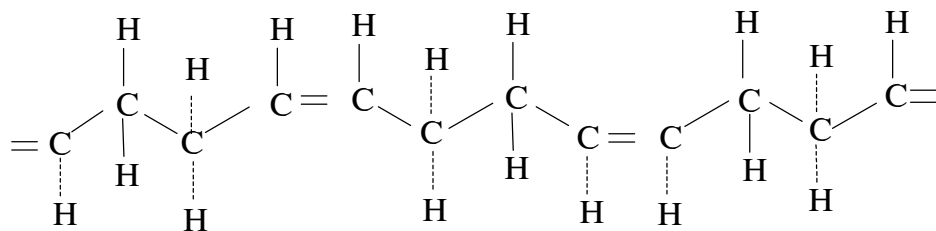
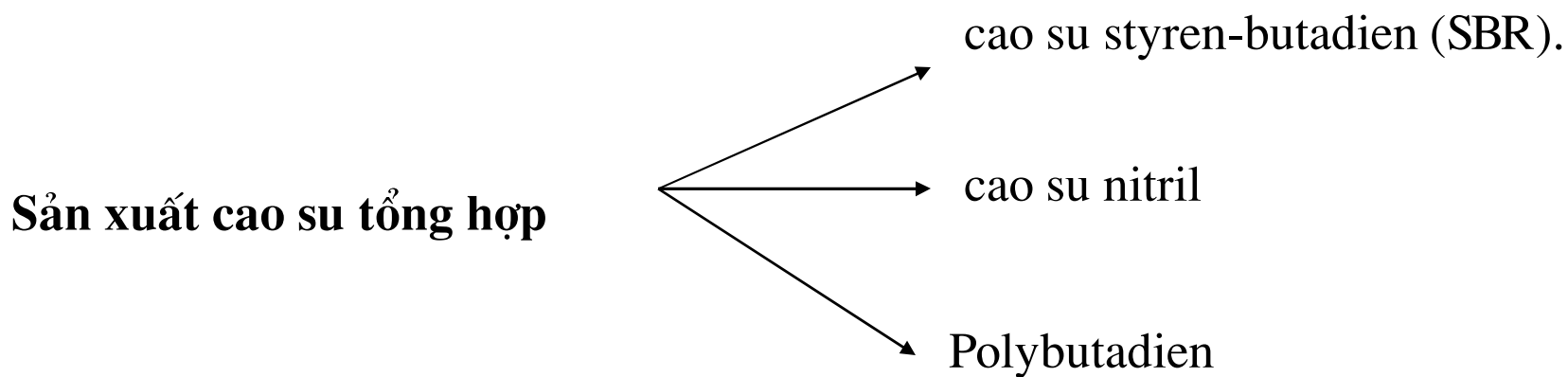
- Nhiệt độ phản ứng: 400- 600°C.
p suất: 0,15 MPa.
- Chất xúc tác trên cơ sở muối của bismut molipdat và photphat có bổ sung thêm một số kim loại chuyển tiếp khác.
- Tỷ lệ oxi/buten = 1.
- Tỷ lệ hơi nước/buten là 30- 50.
- Độ chuyển hoá một lần đạt > 60%.
- Độ chọn lọc butadien là 95%.

sơ đồ công nghệ sản xuất butadien bằng quá trình dehydro hoá sử dụng tác nhân oxi.



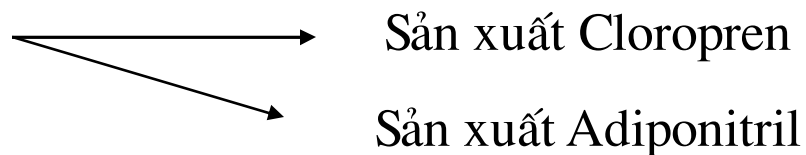
* Ưu điểm ?

4.3. Một số ứng dụng của Butadien

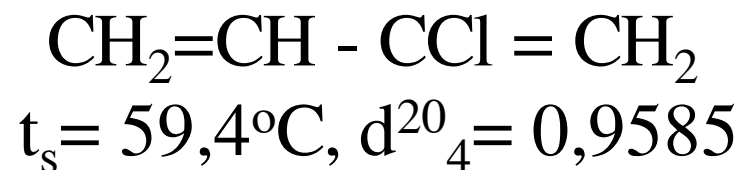


cis-1,4 polybutadien

**Nguyên liệu tổng hợp
hữu cơ**

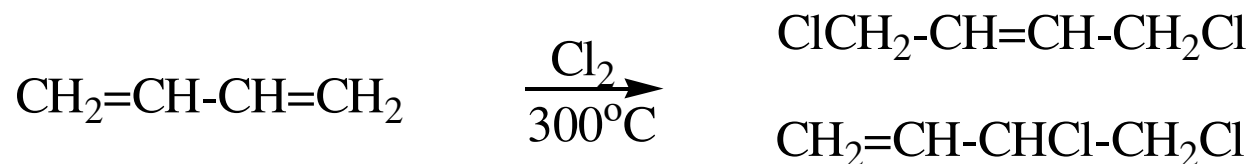


4.3.2. Sản xuất Cloropren (2-clo 1,3-butadien)

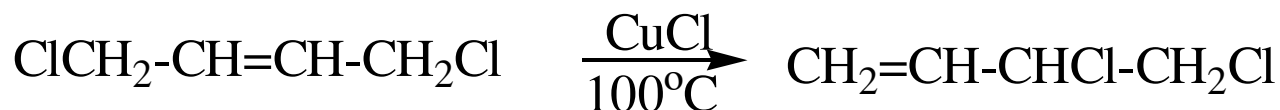


- Quá trình xảy ra theo các bước sau:

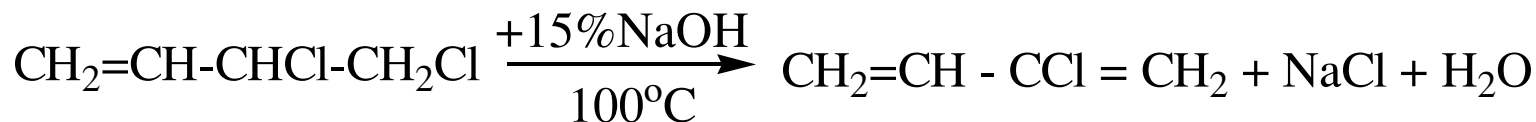
(a) Clo hoá butadien:



(b) Isome hoá 1,4-diclo 2-buten:



(c) Dehydro hoá 3,4-diclo 1-buten:



Tính chất của cloropren thương phẩm được sản xuất từ butadien

Các tính chất	Đơn vị	Giá trị
2-clo butadien	% KL min	98,5
1-clorobutadien	% KL max	1,0
3,4-diclo 1-buten	ppm max	100
Các dime	ppm max	100
Các andehyt (như axetaldehyt)	ppm max	1000
Các peroxit	ppm max	1

* Điều kiện vận hành.

A. Quá trình clo hoá:

- Thực hiện trong pha khí.
- Nhiệt độ 250-350°C (thích hợp nhất là khoảng 300°C)
p suất khí quyển.
- Tỷ lệ butadien/ clo: 3- 6/1.
- Tốc độ thể tích dòng: 1000 h⁻¹.
- Độ chọn lọc đối với butadien: 90%.
- Độ chuyển hoá một lần: 15%.

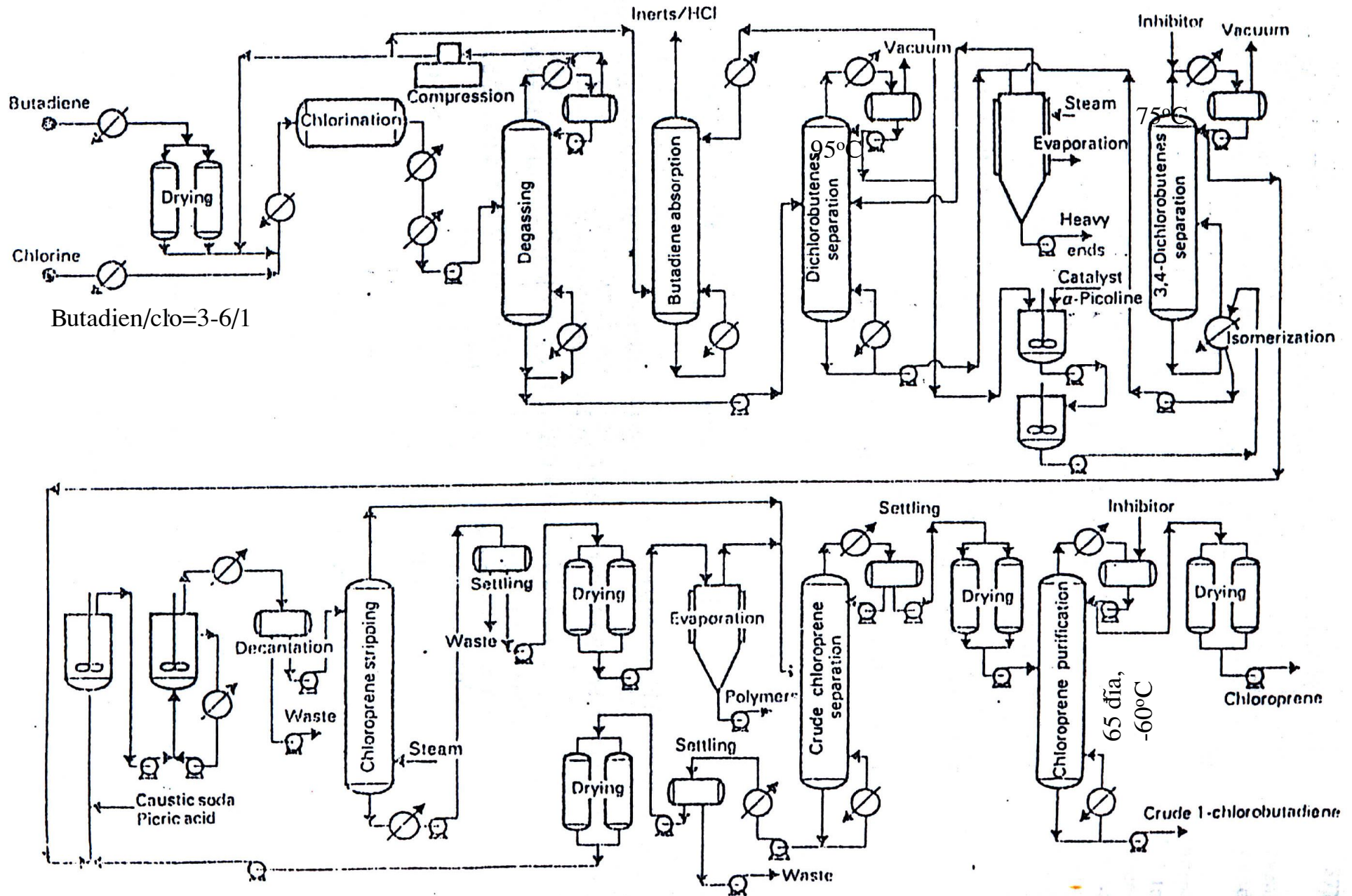
B. Quá trình isome hoá:

- Chất xúc tác: CuCl trong dung môi hữu cơ (như α -picoline).
- Nhiệt độ: 105-125°C.
 p suất chân không (20 kPa).
- Chất ức chế (phenothiazine).
- Độ chuyển hoá một lần đối với 1,4-diclo 2-buten là khoảng 80%.
- Độ chọn lọc đối với 3,4-isome >75%.

C. Quá trình dehydro hoá:

- Nhiệt độ: 80 -110°C.
p suất khí quyển.
- Dung dịch NaOH (5- 15%).
- Chất ức chế (axit picric).
- Các sản phẩm phụ: 1-điclobutadien, diclo 2-buten, polyme, natri clorua và các mono clobuten (1-clo 1-buten, 2-clo 2- buten, 2-clo 1-buten...).
- Thời gian lưu là 1 - 3 giờ (Nếu quá trình không sử dụng chất xúc tác).
- Độ chọn lọc > 95%.
- Độ chuyển hoá một lần gần 95%.

Sơ đồ công nghệ sản xuất cloropren từ butadien.





CHƯƠNG 5

S N XU T C C H P C H T T B T X

5.1. Giới thiệu chung

5.1.1. Nguồn cung cấp nguyên liệu BTX

- Cốc hoá than ở nhiệt độ cao.
- Reforming xúc tác.
- Xăng nhiệt phân của quá trình cracking các phân đoạn của quá trình lọc dầu như naphta, gas oil.
- Khí dầu mỏ hoá lỏng (chủ yếu là C3, C4).
- Cracking hơi nước phân đoạn naphta.

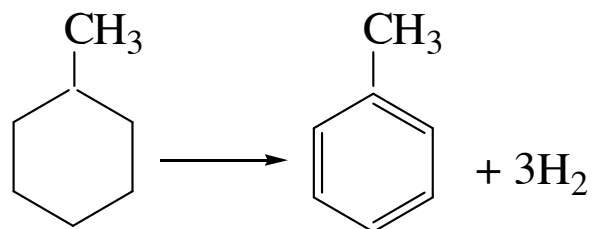
5.1.2. Đặc trưng kỹ thuật của nguyên liệu.

Tính chất	Đơn vị	Benzen	Toluen	<i>o</i> -xylen	<i>m</i> -xylen	<i>p</i> -xylen
Khối lượng phân tử	đvC	78,11	92,13	106,16	106,16	106,16
Tỷ trọng ở 20°C		0,879	0,867	0,876	0,857	0,857
Nhiệt độ nóng chảy	°C	5,53	-94,99	-25,2	-13,3	-13,3
Nhiệt độ sôi	°C	80,1	110,6	144,4	138,4	138,4
Giới hạn cháy nổ trong không khí:	% thể tích					
Dưới		1,4	1,3	1,1	1,1	1,1
Trên		7,1	6,8	6,4	6,6	6,6
Nhiệt độ chớp cháy cốc kín	°C	-11,1	4,4	17,2	25	25
Tỷ trọng hơi		2,77	3,14	3,7	3,7	3,7
Giới hạn tiếp xúc (ppm; giờ)		5; 8	50; 8	100; 8	100; 8	100; 8 176

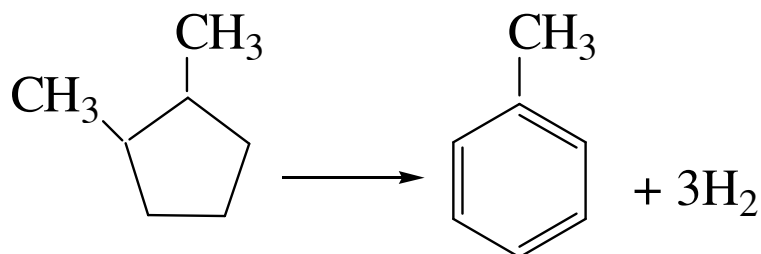
5.1.1.1. Reforming xúc tác

* Ví dụ về một vài phản ứng hoá học:

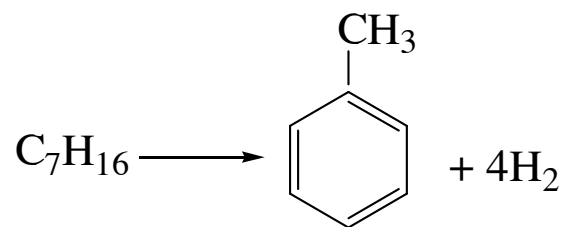
(a) Phản ứng dehydro hoá cyclohexan và đồng đẳng:



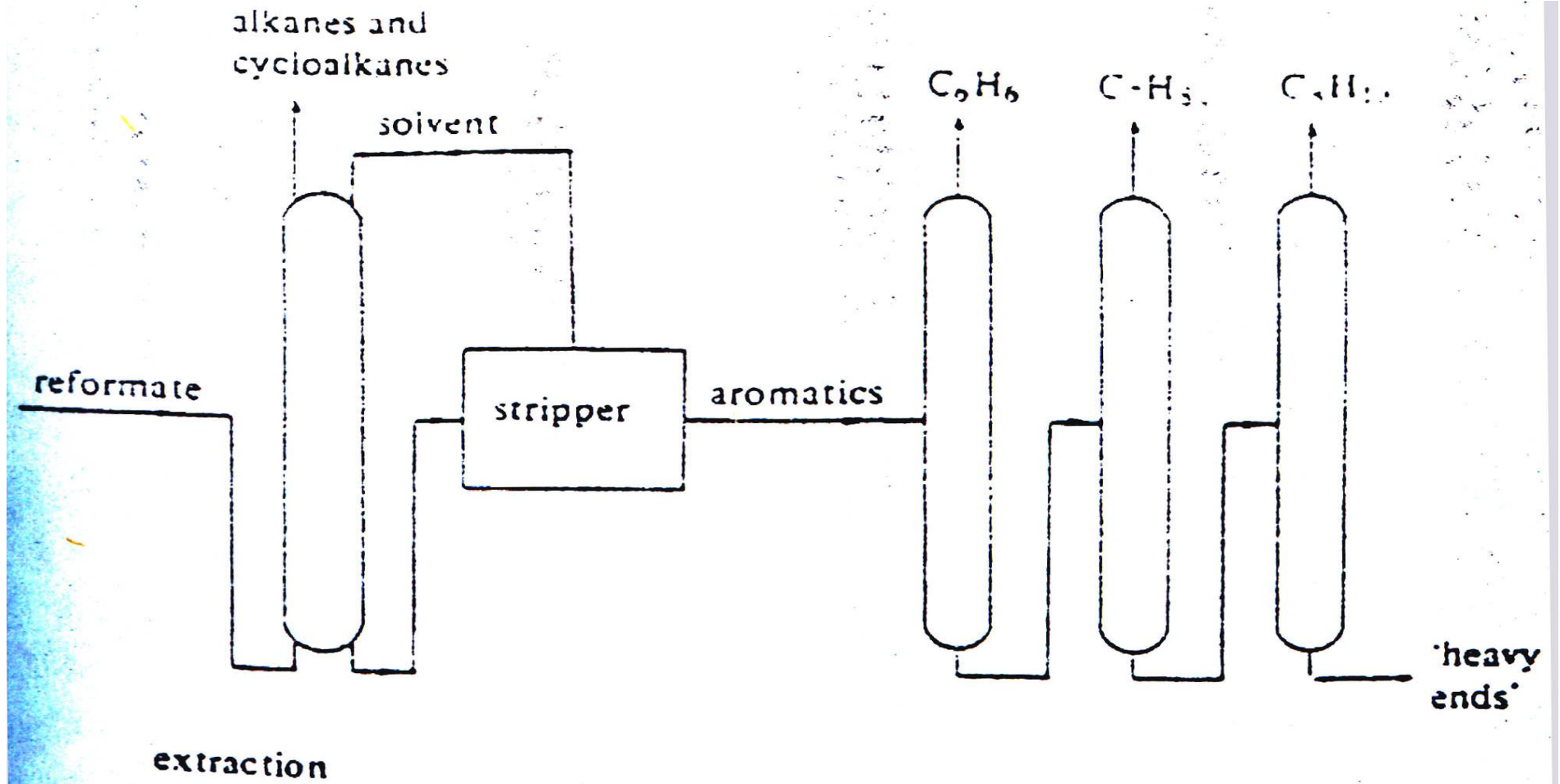
(b) Phản ứng dehydroisome hoá các đồng đẳng của cyclopentan:



(c) Phản ứng dehydro vòng hoá các parafin:



* Phân tách sản phẩm:



5.1.1.2. Xăng nhiệt phân

- Thành phần của xăng nhiệt phân có chứa các hydrocacbon thơm với tỷ lệ cao, các anken, dien, ankan và cycloankan
- *Bảng 5.1: Sự phân bố sản phẩm hydrocacbon thơm thu được từ reformat và xăng nhiệt phân.*

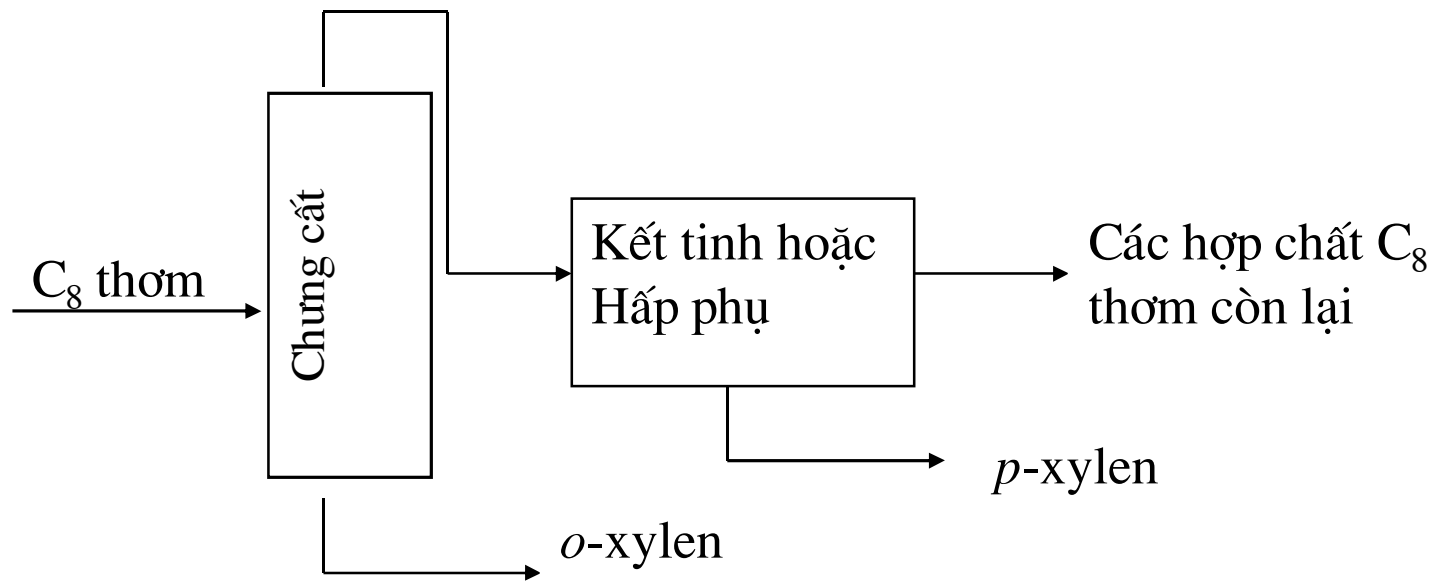
	Reformat	Xăng nhiệt phân
Benzen	11	54
Toluen	55	31
Các hợp chất thơm C ₈	34	15

5.1.1.3. Các hợp chất thơm C8.

- *Bảng 5.2: Tỷ lệ các hợp chất C8 thơm trong reformat và xăng nhiệt phân.*

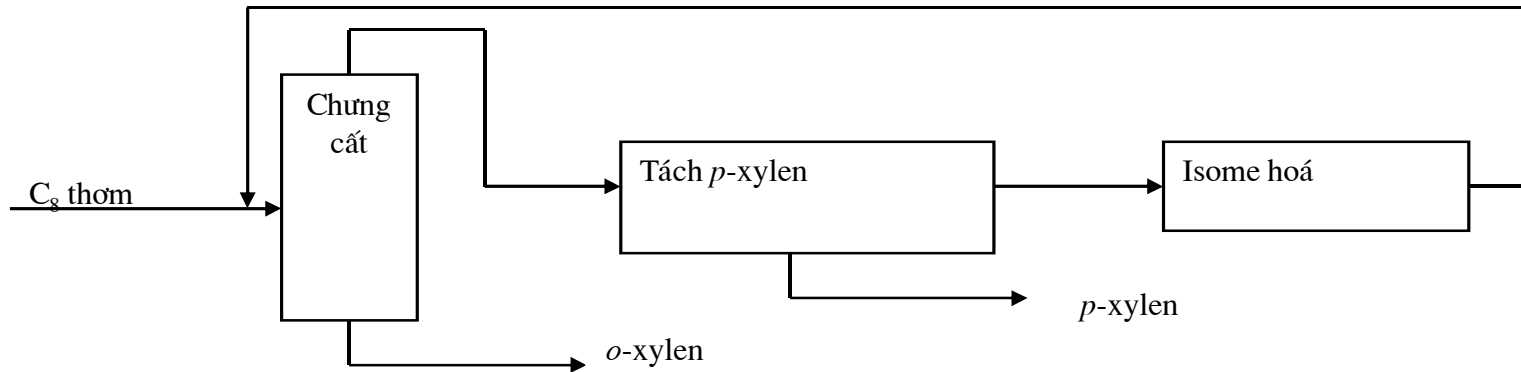
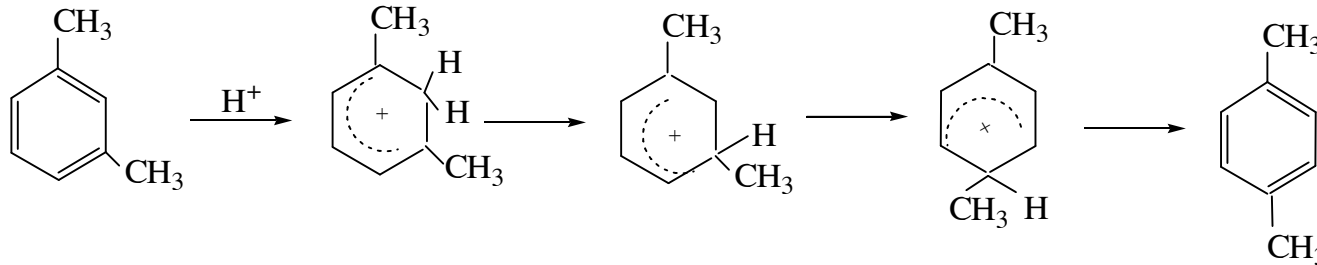
Hợp phần	Tỷ lệ hợp phần (% KL)		Nhiệt độ sôi (°C)	Nhiệt độ nóng chảy (°C)
	reformat	Xăng nhiệt phân		
<i>o</i> -xylen	24	12	144	-25
<i>m</i> -xylen	40	25	139	-48
<i>p</i> -xylen	19	10	138	13
Etylbenzen	17	53	136	-95

Hình 5.2. Quy trình phân tách xylen từ hỗn hợp C₈ thơm.



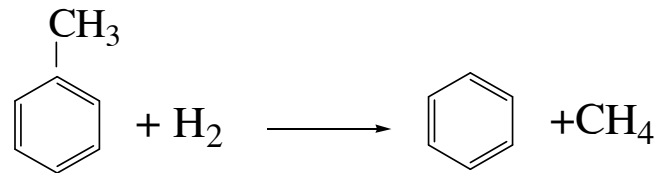
Một số quá trình chuyển hóa xylen trong hỗn hợp C8 thơm.

* Isome hóa (chuyển hóa *m*-xylen thành *p*-xylen):



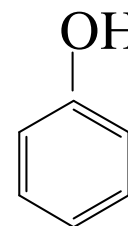
Hình 5.3. Sơ đồ khối phân xưởng tách xylen với giai đoạn isome hoá

* Hydrodealkyl hóa và phân bố lại:



5.2. Sản xuất Phenol

$d_{4}^{20}=1,072$, $t_s=41^{\circ}\text{C}$, $t_{nc}=182^{\circ}\text{C}$



* Một số ứng dụng của phenol:

- Trong công nghiệp hoá chất: axit adipic, anilin
- Sản xuất các monome như Bis phenol A, caprolactam), nhựa phenolic.

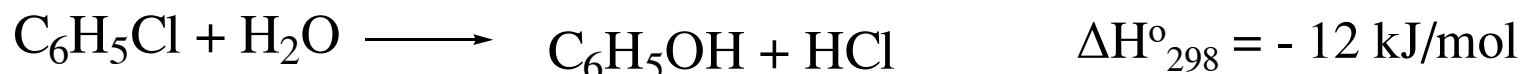
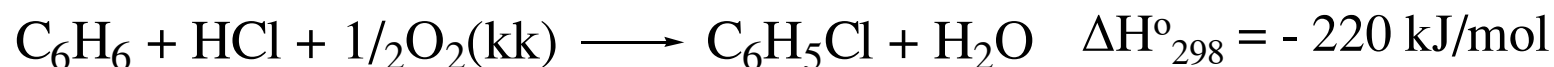
* Các phương pháp sản xuất phenol:

- Quá trình sulfonat hoá benzen và sau đó thuỷ phân tạo phenol.
- Quá trình oxiclo hoá benzen trong pha khí.
- Quá trình oxiclo hoá cyclohexan trong pha lỏng, sau đó dehydro hoá có xúc tác tạo phenol.
- Quá trình oxi hoá cumen bằng hydroperoxit tạo phenol và axeton (phương pháp cumen).
- Quá trình oxi hoá toluen.
- Axetoxyl hoá benzen.

5.2.1. Sản xuất phenol bằng phương pháp oxiclo hoá benzen.

* Công nghệ Hooker Raschig:

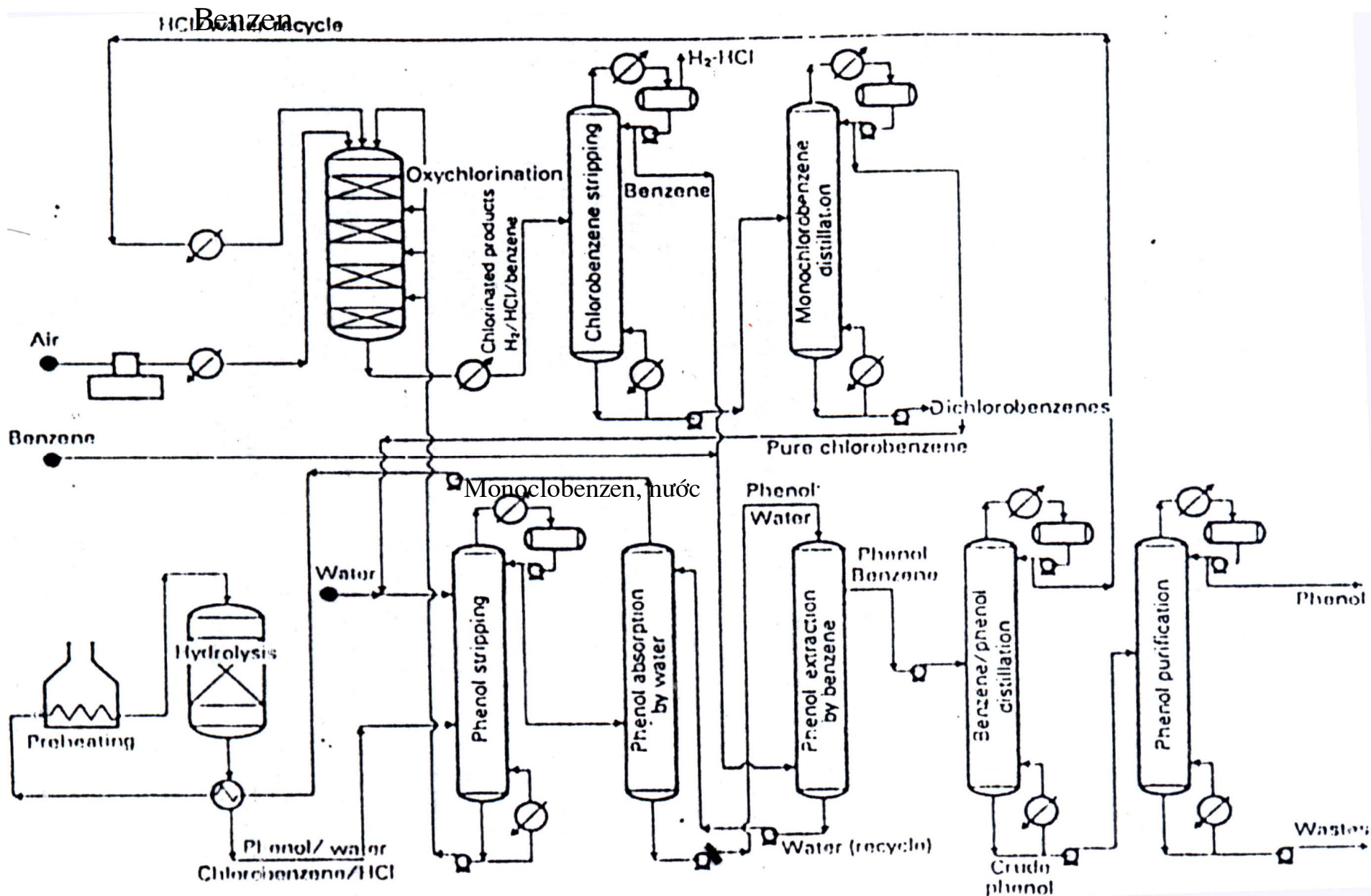
- Các phản ứng xảy ra trong công nghệ như sau:



- Điều kiện vận hành:
 - Giai đoạn đầu tiên (quá trình oxi clo hoá):
 - . Nhiệt độ: 230 - 270°C.
 - . Chất xúc tác: trên cơ sở muối đồng clorua và sắt clorua được mang trên chất mang trơ.
 - . Độ chuyển hoá một lần được giới hạn trong khoảng 10 -15% mol.
 - . Độ chuyển hoá tính theo axit clohydric: 98 %.

- Giai đoạn thứ hai: quá trình tinh chế mono clorobenzen bằng chưng cất.
- Giai đoạn thứ ba (thủy phân monoclobenzen):
 - . Nhiệt độ 450 -500°C
 - . Tỷ lệ hơi nước/ monoclobenzen: 1/1 (tính theo khối lượng).
 - . Chất xúc tác tricanxi photphat hoặc silicagel
 - . Độ chuyển hoá của quá trình: 10 - 15%.
 - . Hiệu suất: 85 -95% mol.
- Giai đoạn cuối cùng: quá trình tinh chế sản phẩm phenol bằng phương pháp chiết

*. Sơ đồ công nghệ sản xuất phenol bằng quá trình oxiclo hoá benzen.
Công nghệ Hooker/Raschig*



Một số đặc điểm của công nghệ ?

5.2.2 Sản xuất phenol bằng quá trình Cumen

A. Oxi hoá cumen thành hydroperoxit:

* Nguyên tắc quá trình:



• Quá trình oxi hoá cumen thành hydroperoxit được thực hiện bằng hai phương pháp

chính: - Công nghệ nhũ tương (công nghệ cũ):

. pH=8 — 10,5.

. Chất nhũ hoá: natri stearat.

. Nhiệt độ 80 — 120°C

. Tỷ lệ nước/cumen = 2 — 5/1.

. Oxi nguyên chất (áp suất 0,1 MPa) hoặc không khí (áp suất 0,5-0,7 MPa).

- Công nghệ oxi hoá trong pha đồng thể (công nghệ phát triển sau):

. Nhiệt độ trong khoảng 115 — 130°C.

. Cơ chế gốc tự do.

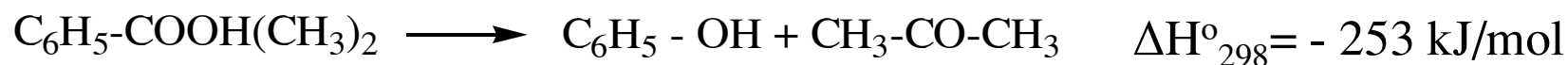
- Các sản phẩm phụ: axit formic, axit axetic, axetonphenol, 2-phenyl 2-propanol, α -methyl styren, polyme, hydroxyl axeton...

- Độ chuyển hoá: 20-25%.

- Độ chọn lọc trên 90% - 97%

B. Quá trình phân huỷ hydroperoxit:

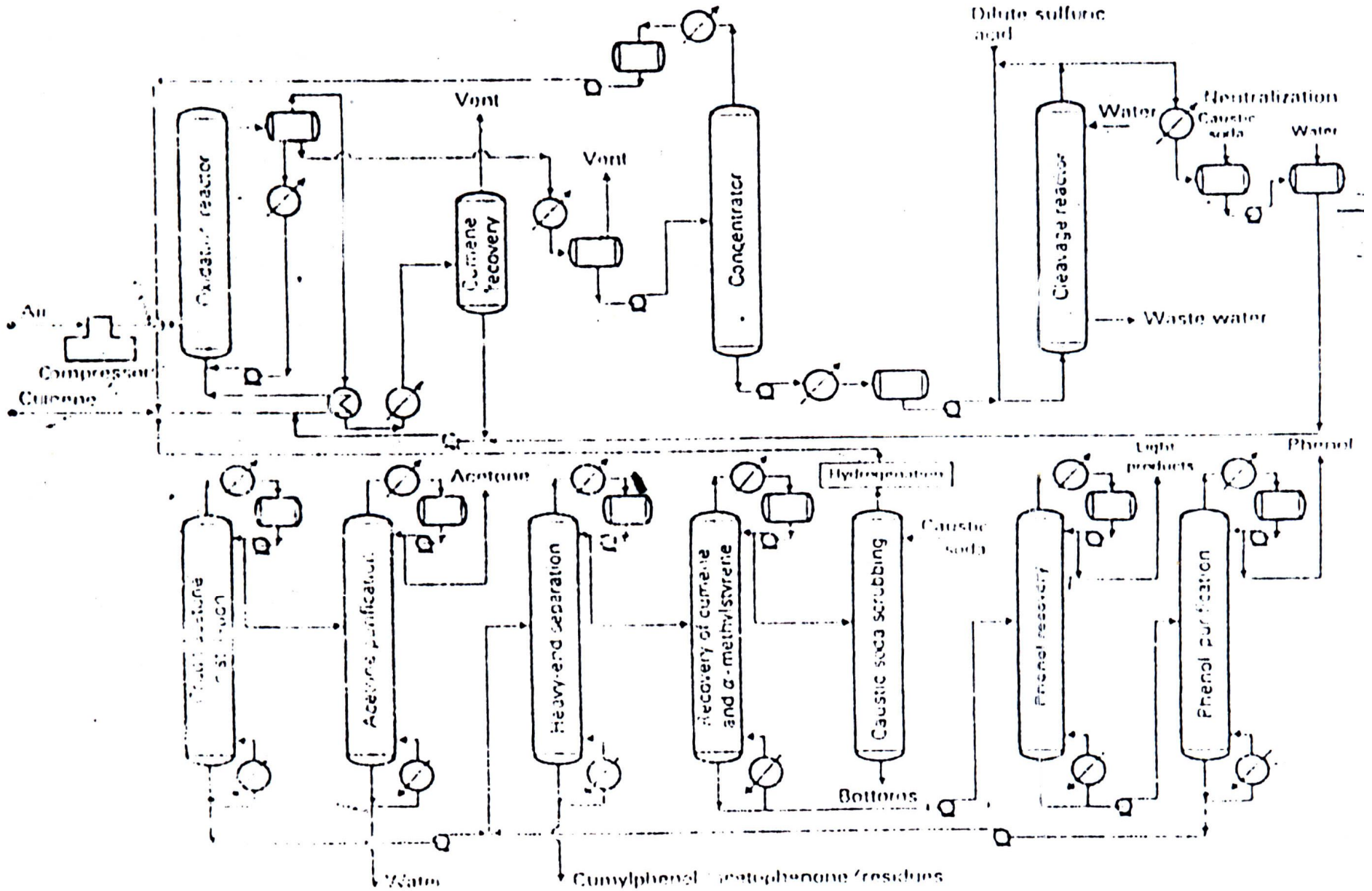
* Nguyên tắc quá trình:



* Điều kiện vận hành:

- Nhiệt độ: 70-80°C.
- p suất thấp (0,1-0,2 MPa).
- Thiết bị phản ứng có cánh khuấy
- Chất xúc tác: axit sunfonic, nhựa trao đổi ion... (0,2-1% KL).
- Thời gian lưu khoảng 20-30 phút
- Hỗn hợp phản ứng được pha loãng với các sản phẩm của quá trình phản ứng như axeton hoặc phenol.
- Độ chọn lọc sản phẩm phenol đạt 94-95% mol
- Một số sản phẩm phụ của quá trình:

Sơ đồ công nghệ sản xuất phenol bằng phương pháp Cumen.



* Đặc điểm công nghệ:

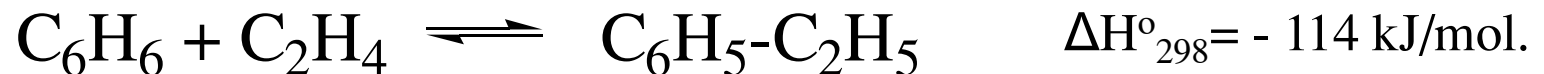
- Ưu điểm ?

5.3. Sản xuất Styren đi từ benzen

$$t_s=142,5^{\circ}\text{C}, d_4^{20}=0,906$$



5.3.1. Quá trình etyl hoá benzen sản xuất etylbenzen.

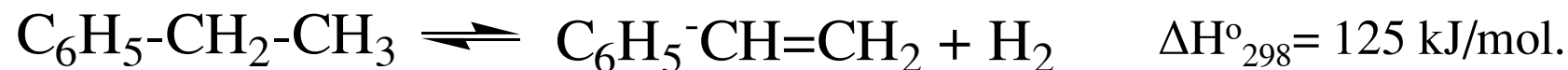


- Nhiệt độ < 600°C

-Chất xúc tác: axit Lewis như AlCl_3 (quá trình pha lỏng) hoặc zeolit (quá trình pha khí) .

5.3.2. Quá trình dehydro hoá etylbenzen.

A. Điều kiện phản ứng:



-Nhiệt độ: 550 - 650°C

- p suất 0,1 - 0,3 Mpa (với công nghệ cũ) và dưới 0,1 Mpa (với công nghệ mới).

- Các hệ xúc tác : cấu tử hoạt động (Fe_2O_3), chất ổn định (Cr_2O_3 , MgO , Al_2O_3 ...), chất ức chế tạo cốc (K_2O ...), chất khơi mào (CuO , V_2O_5 , AgO ...), chất kết dính (canxi aluminat...).

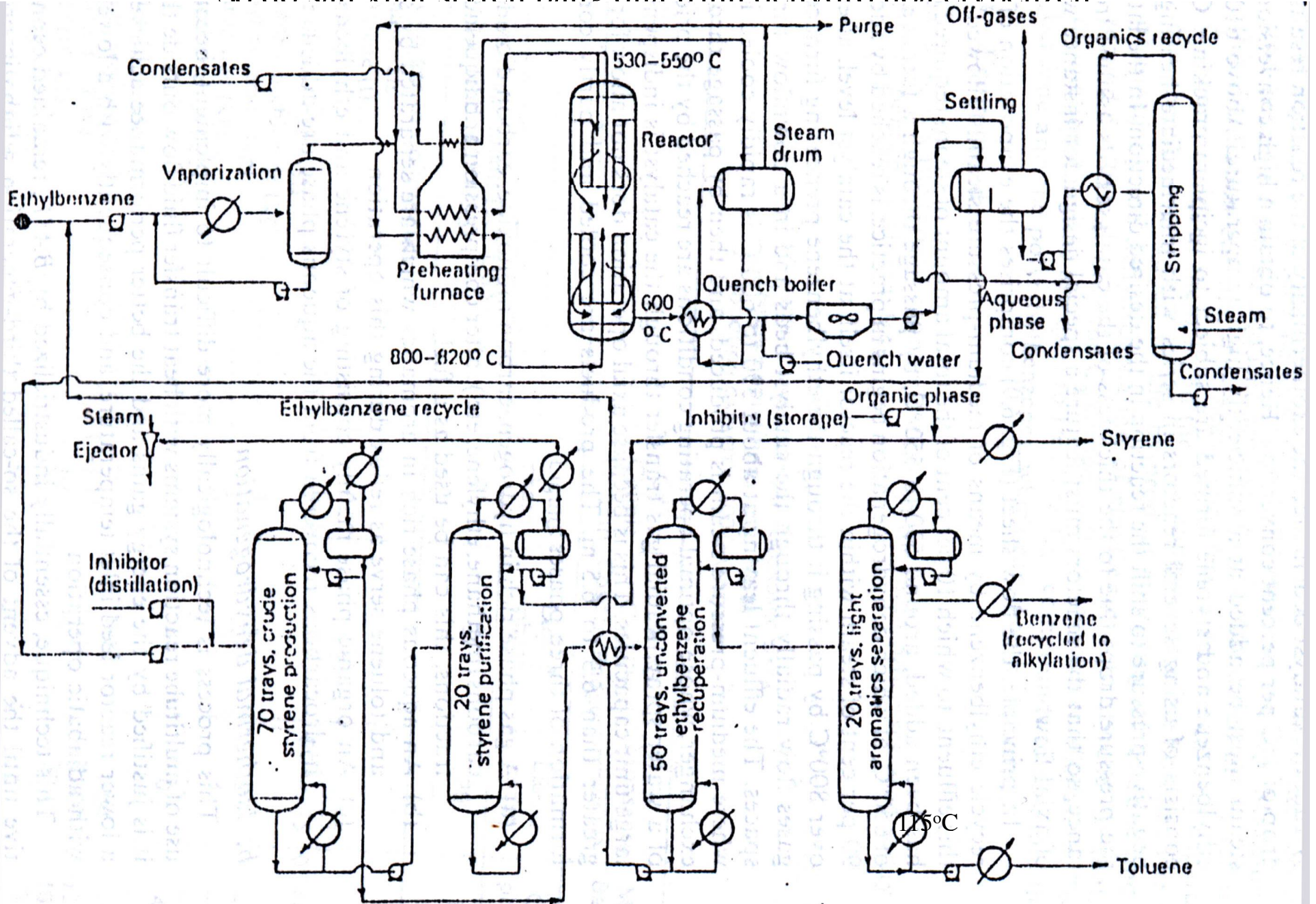
- Tỷ lệ hơi nước/etylbenzen : 1-1,2 (với điều kiện đẳng nhiệt) và 1,6-2,5 (trong trường hợp đoạn nhiệt).

B. Quá trình công nghệ.

(a). Dehydro hoá đoạn nhiệt.

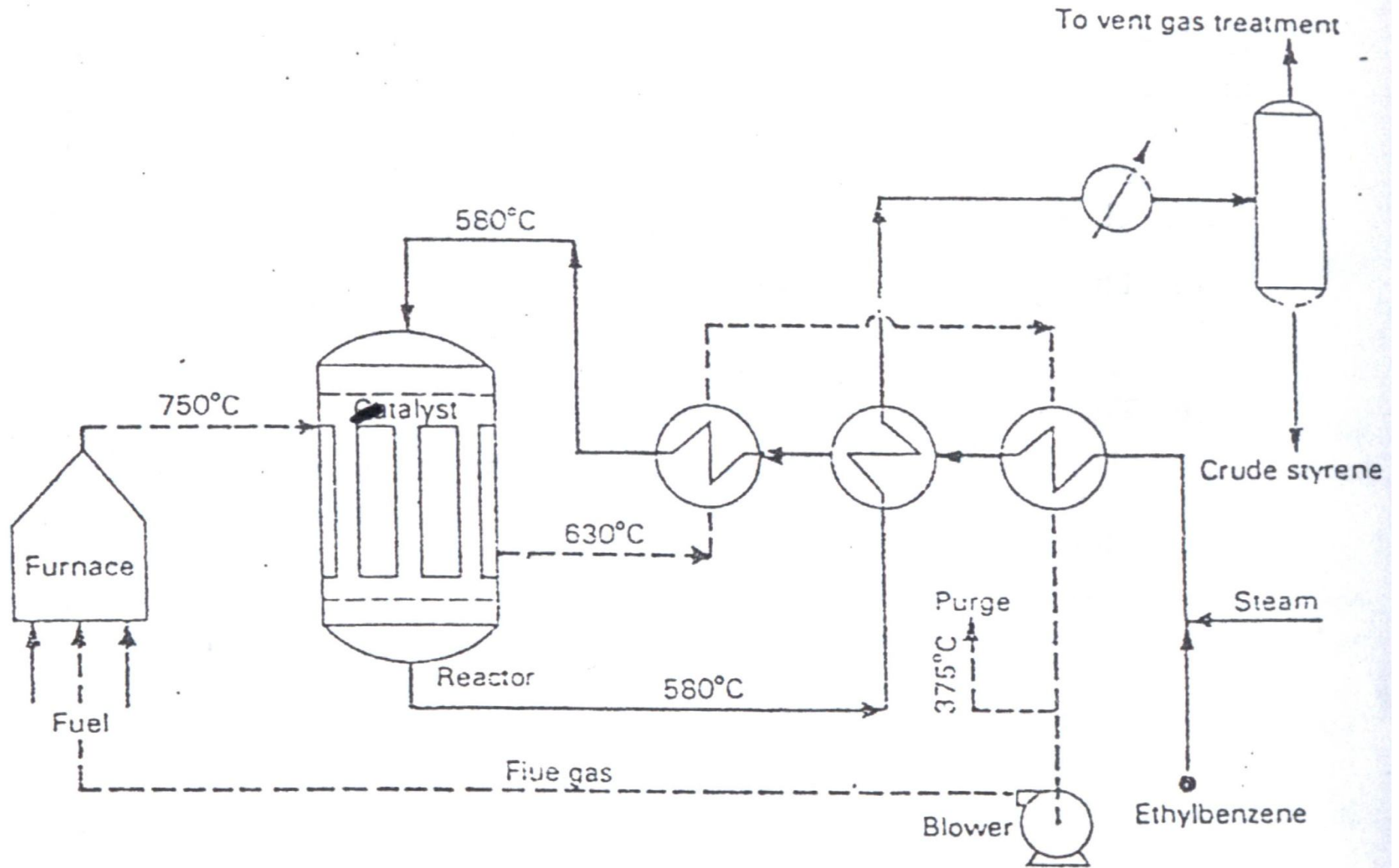
- Một thiết bị phản ứng đơn làm việc ở điều kiện áp suất 0,15 - 0,2 Mpa, độ chuyển hoá đạt 40%.
- Hệ thống hai thiết bị phản ứng đặt nối tiếp nhau để tối ưu tỷ lệ độ chọn lọc và độ chuyển hoá, làm việc ở áp suất 0,15 - 0,2 Mpa, độ chuyển hoá đạt 45 - 55%.
- Hệ thống làm việc ở áp suất thấp, độ chuyển hoá đạt trên 60%.

Sơ đồ sản xuất styren bằng quá trình dehydro hoá ethybenzen



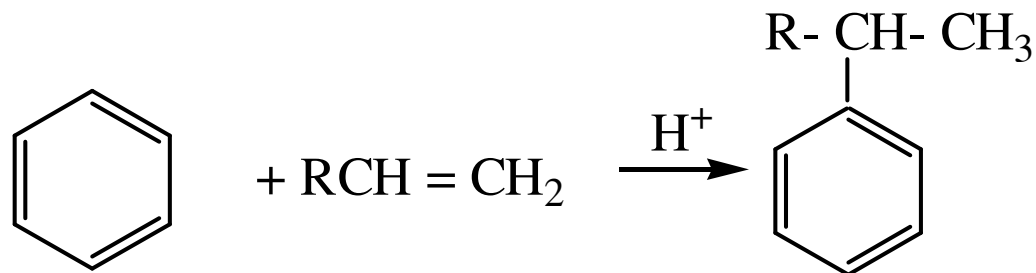
- ***(b). Dehydro hoá đẳng nhiệt.***
- ***thiết bị phản ứng loại ống chùm***
- ưu điểm: nhiệt độ nguyên liệu đầu vào thấp hơn, tỷ lệ hơi nước/nguyên liệu đầu thấp hơn so với quá trình đoạn nhiệt.
- Điều kiện vận hành và hiệu suất trung bình của công nghệ như sau:
 - Nhiệt độ nguyên liệu đầu vào: 580°C
 - Nhiệt độ dòng chất tải nhiệt: ở đầu vào: 750°C
 - ở đầu ra: 630°C
 - Tỷ lệ hơi nước: 1,1- 1,2
 - Độ chuyển hoá một lần: 60%
 - Độ chọn lọc: 92 - 94% mol.

Sơ đồ sản xuất styren bằng quá trình dehydro hoá etybenzen



5.4. Sản xuất alkylbenzen mạch thẳng (LAB)

- 5.4.1. Giới thiệu về nguyên liệu và sản phẩm
- LAB là sản phẩm của quá trình alkyl hoá benzen, được sử dụng để sản xuất tác nhân tẩy rửa phân huỷ sinh học anion.
- Tác nhân alkyl hoá có thể là mono olefin C_{12} - C_{14} mạch thẳng hoặc mono cloankan.
- Ví dụ phản ứng alkyl hoá benzen sử dụng tác nhân alkyl hoá là α -olefin mạch thẳng:



5.4.2. Công nghệ sản xuất LAB.

Công nghệ sản xuất LAB từ nguyên liệu ban đầu là benzen và ankan gồm hai giai đoạn:

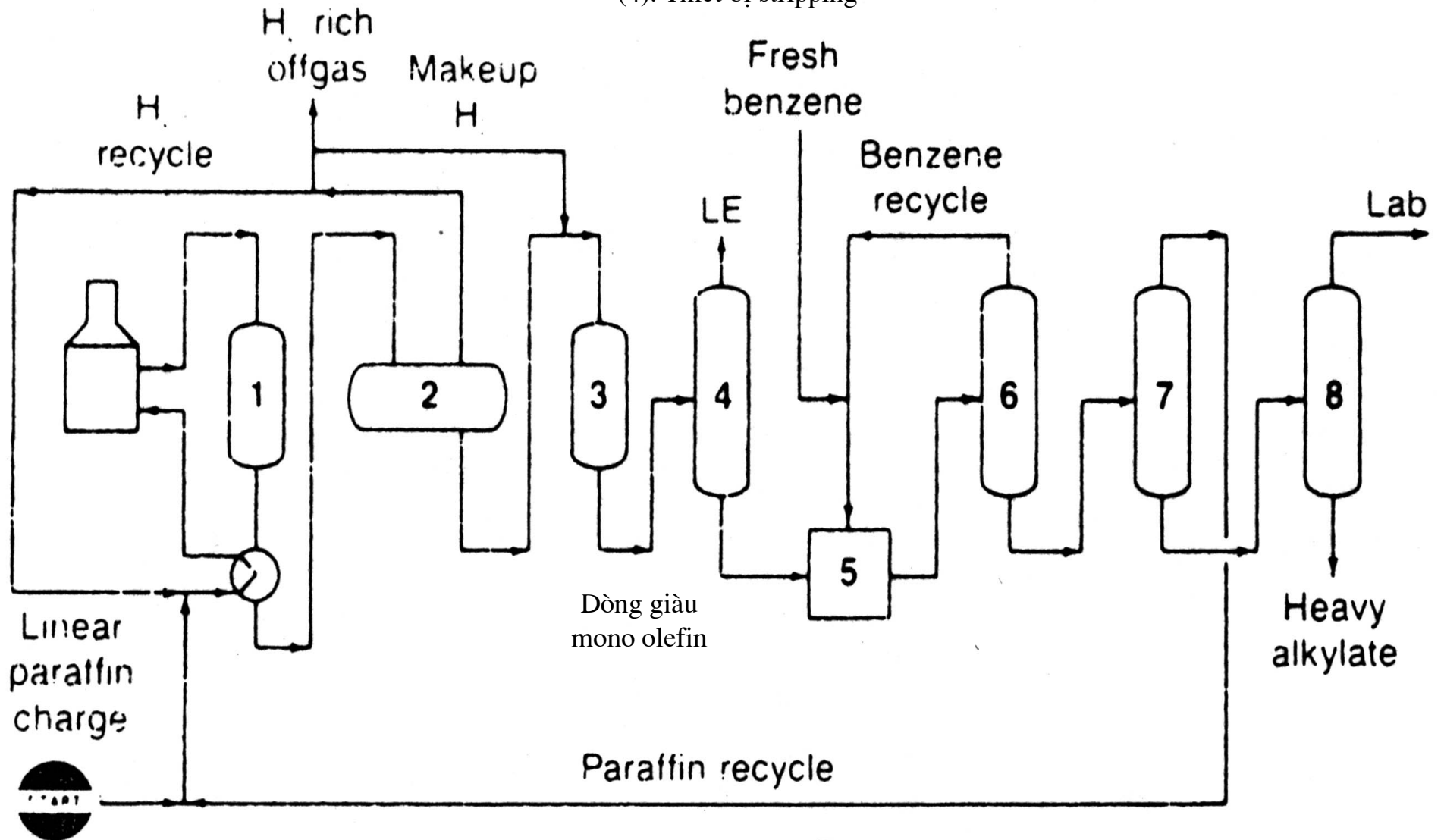
- Giai đoạn 1: Dehydro hoá *n*-parafin tạo mono olefin (α -olefin).

Quá trình này thực hiện ở áp suất thấp.

- Giai đoạn 2: ankyl hoá benzen bằng tác nhân α -olefin. Quá trình này sử dụng chất xúc tác HF, phản ứng thực hiện trong pha lỏng ở nhiệt độ 40-70°C.

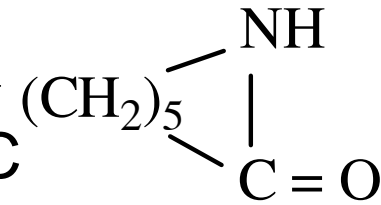
Công nghệ sản xuất LAB

- (1). Thiết bị phản ứng dehydro hoá
- (2). Thiết bị tách lỏng/khí
- (3). Thiết bị chuyển hoá diolefin
- (4). Thiết bị stripping
- (5). Thiết bị phản ứng ankylation
- (6), (7). Thiết bị chưng cất
- (8). Tinh chế sản phẩm.

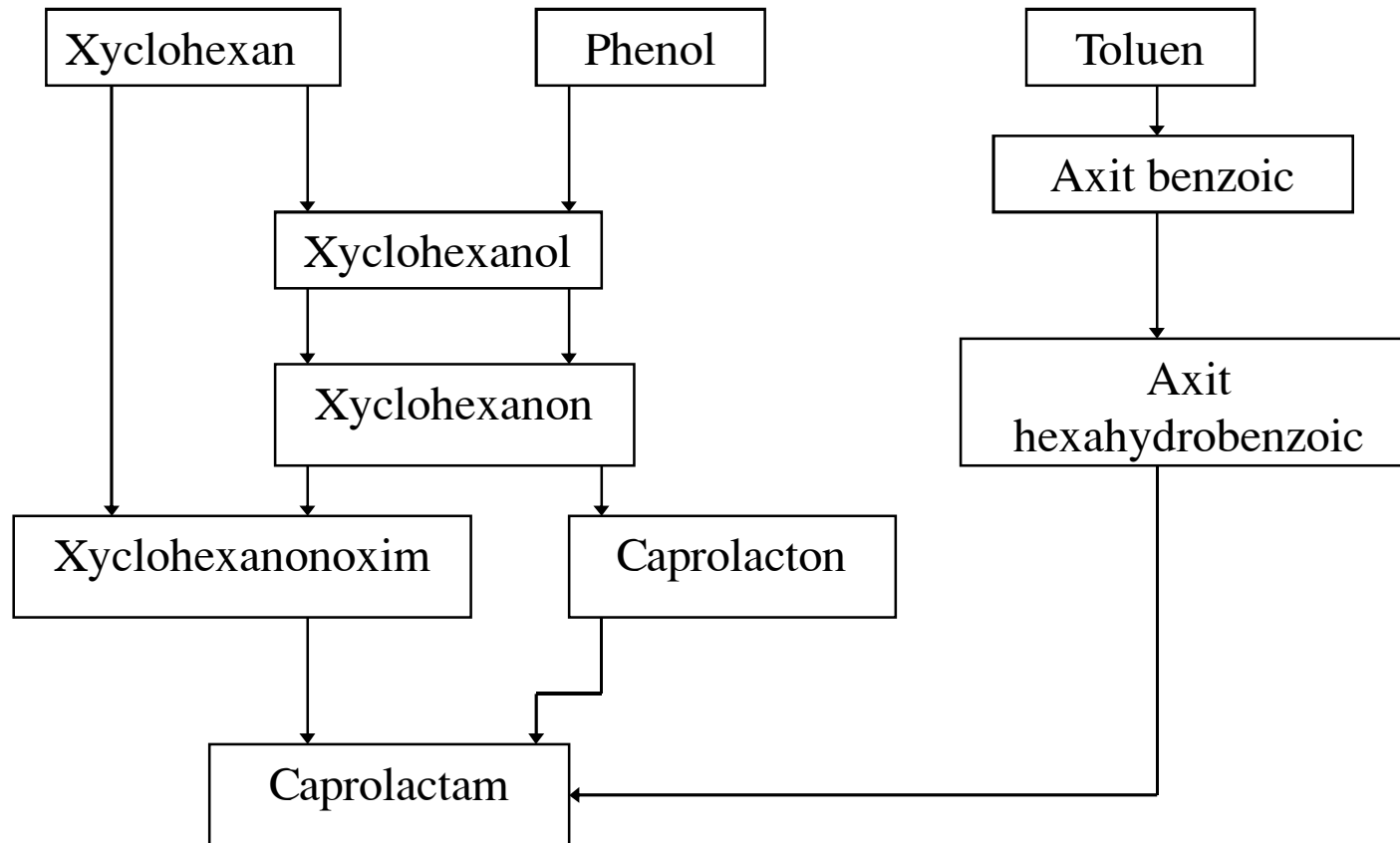


5.5. Sản xuất Caprolactam

$d_4^{20}=1,02, t_s=140^\circ\text{C}, t_{nc}=69,3^\circ\text{C}$

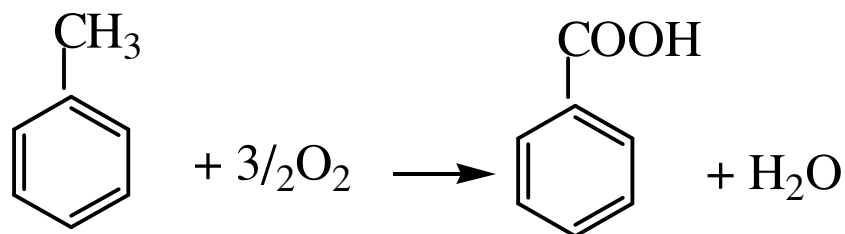


* Các phương pháp sản xuất caprolactam:



5.5.1. Quá trình sản xuất caprolactam từ toluen.

5.5.1.1. Giai đoạn oxi hoá toluen thành axit benzoic.



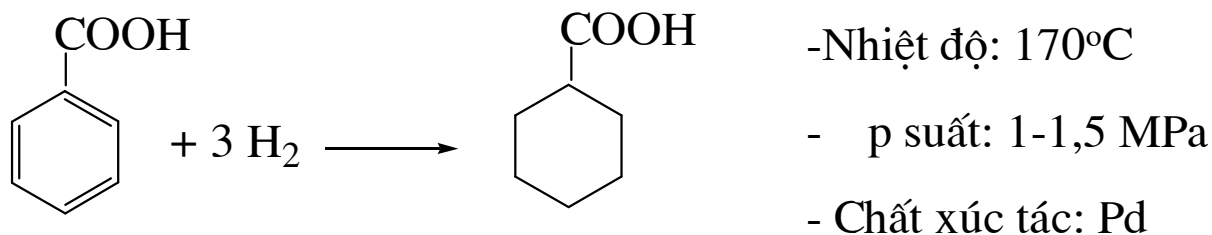
-Nhiệt độ: 160 - 170°C

- p suất: 0,8 - 1 MPa.

- Độ chuyển hoá một lần : 20 - 40%.

- Độ chọn lọc axit benzoic 93% mol.

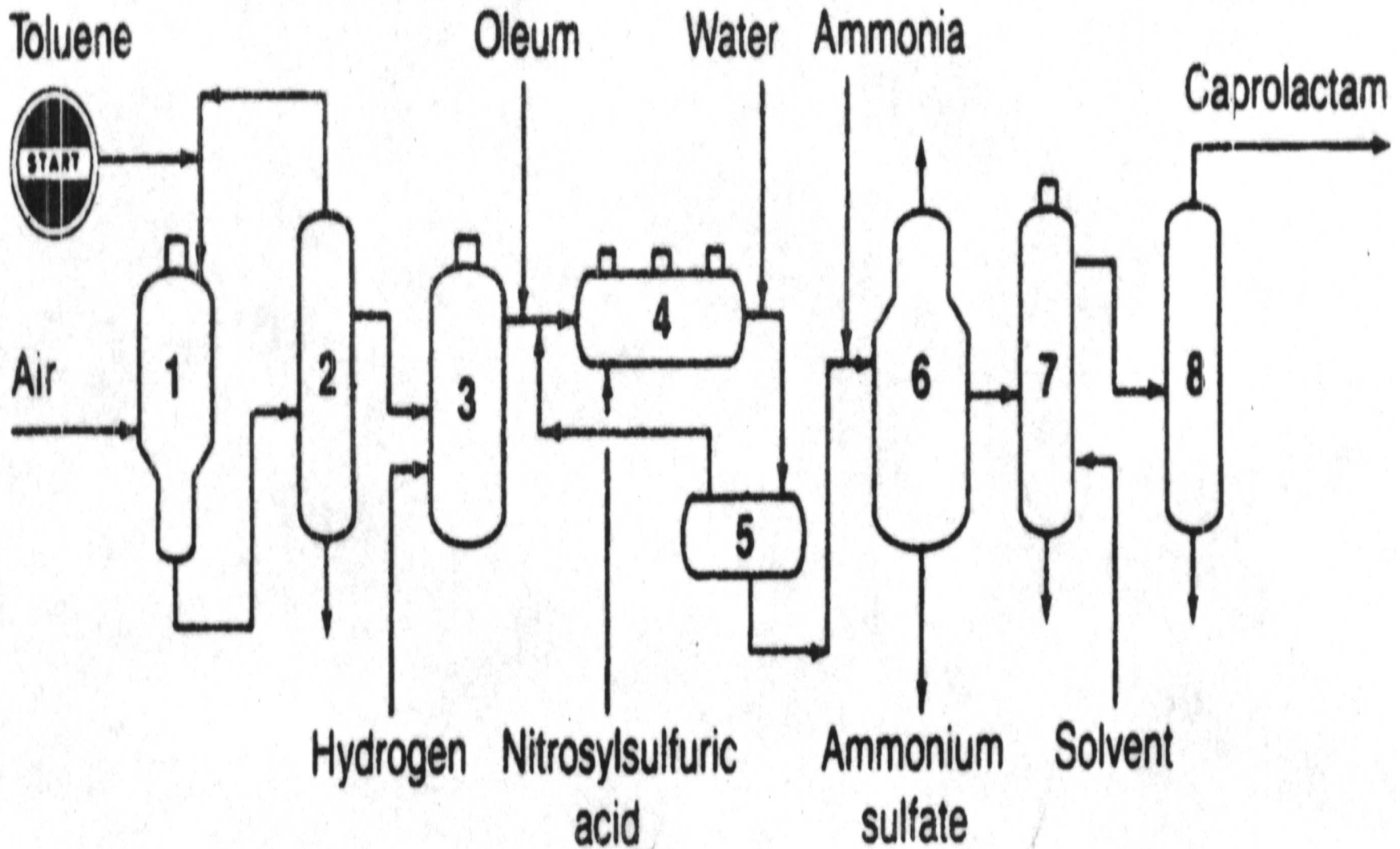
5.5.1.2. Giai đoạn hydro hoá axit benzoic thành hexahydrobenzoic:



5.5.1.3. Giai đoạn chuyển hoá hexahydrobenzoic thành caprolactam.



Công nghệ Snial/Viscosa sản xuất Caprolactam từ toluen



- (1). Thiết bị phản ứng oxi hoá.
- (2). Tháp tách toluen.
- (3). Thiết bị phản ứng hydro hoá.
- (4). Thiết bị phản ứng nitrosyl sunfat hoá.

- (5). Thiết bị rửa sản phẩm bằng nước.
- (6). Thiết bị trung hoà sản phẩm.
- (7). Thiết bị chiết sản phẩm lactam.
- (8). Thiết bị tinh chế sản phẩm.

5.6. Sản xuất anhydrit phtalic(AP).

5.6.1. Đặc tính kỹ thuật và ứng dụng của sản phẩm.

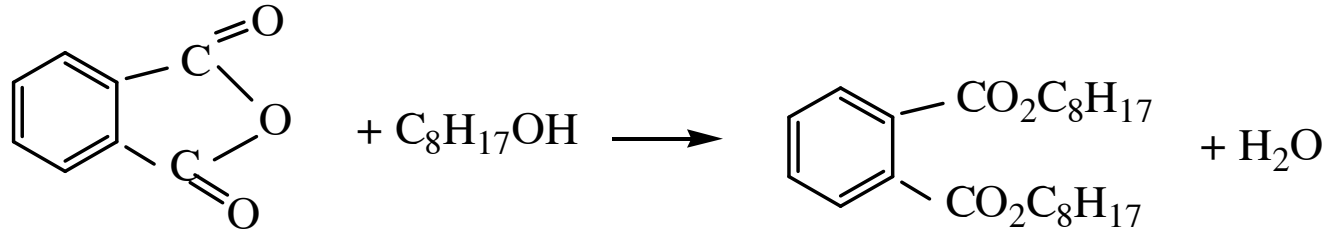
$d_{4}^{20}=1,527$, $t_{nc}=131^{\circ}\text{C}$, nhiệt độ thăng hoa: $284,5^{\circ}\text{C}$ dưới áp suất 101,3 kPa.

Bảng 5.2: Một số đặc tính kỹ thuật của AP.

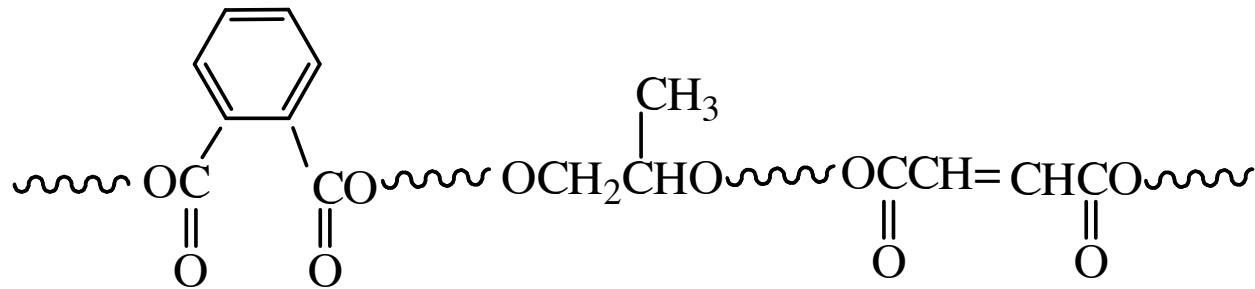
Các chỉ tiêu tính chất	Đơn vị	Giá trị
Độ tinh khiết	% KL min	99
Nhiệt độ nóng chảy	$^{\circ}\text{C}$	131
Axit phtalic	ppm max	1 000
Axit maleic	ppm max	3 000
Axit benzoic	ppm max	1 000
Naphtoquinon	ppm max	2
Khả năng hoà tan trong benzen	1g/20g ở 25°C	Tan hoàn toàn

* ứng dụng chính :

- Dùng để sản xuất dialkyl phthalat làm chất hoá dẻo cho các polyme tổng hợp (như PVC) thông qua phản ứng với các ancol



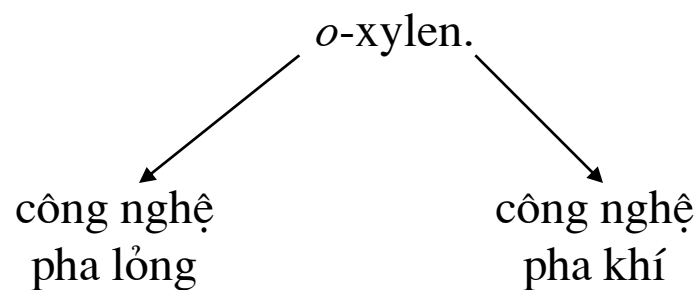
- Sản xuất polyeste không bão hoà, ứng dụng trong công nghệ tạo sợi thuỷ tinh.



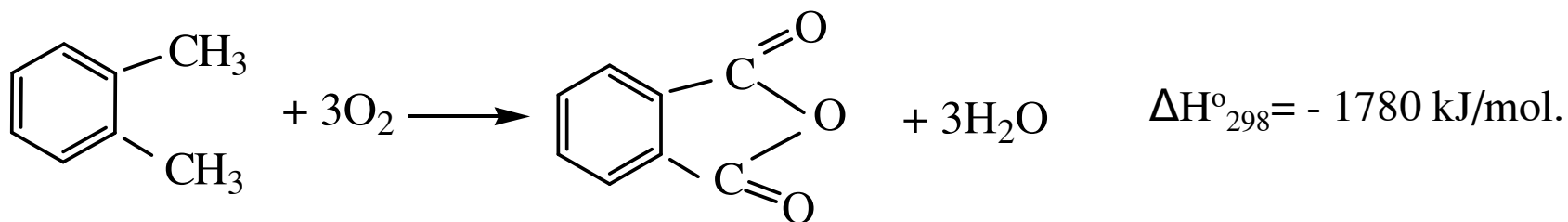
- Sản xuất nhựa ankyl.

5.6.2. Các phương pháp sản xuất anhydrit phtalic:

oxi hoá
naphtalen

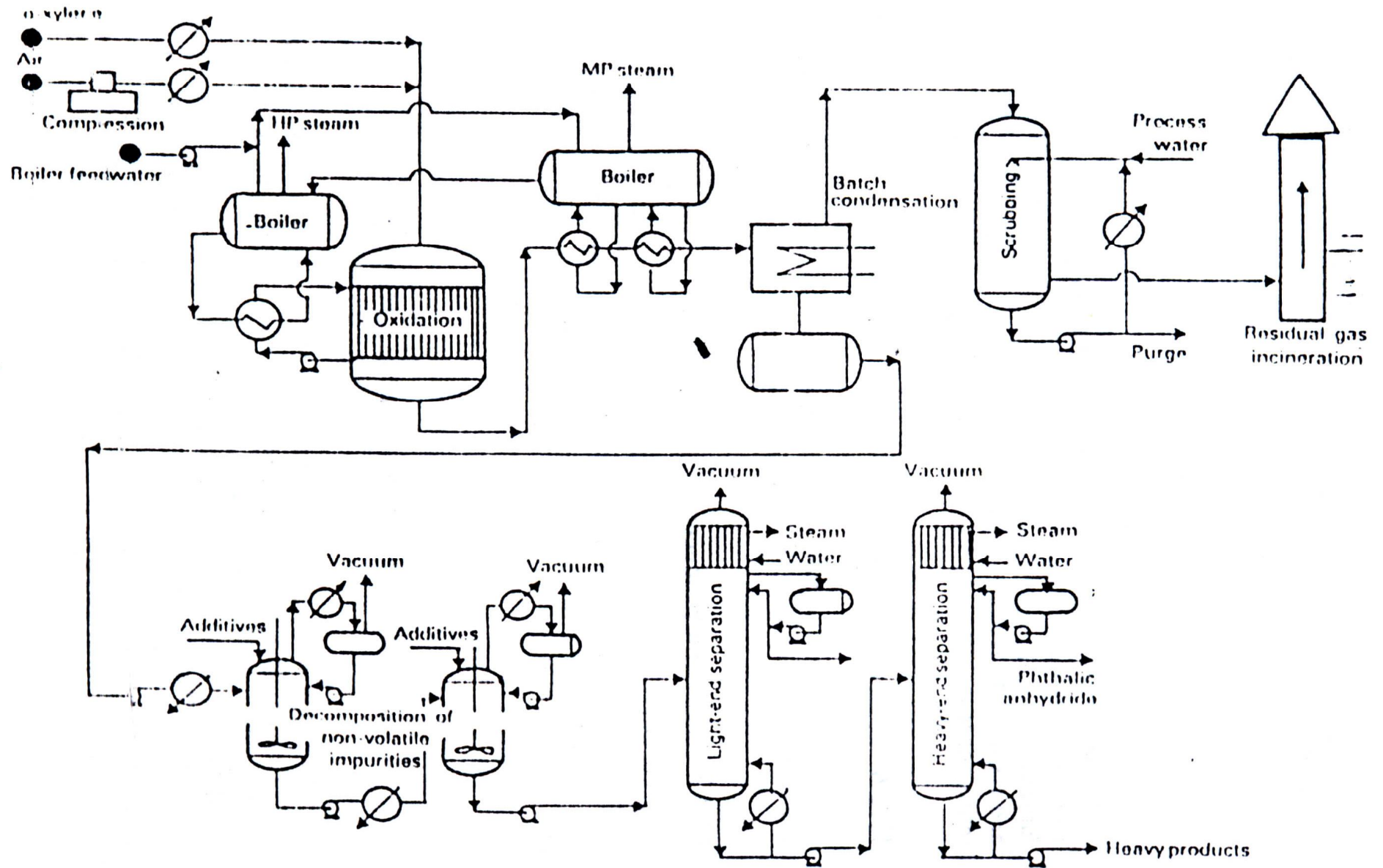


5.6.2.2. Oxi hoá *o*-xylen trong pha khí.



- Nhiệt độ 380-400°C
- Chất xúc tác: $\text{V}_2\text{O}_5\text{-TiO}_2/\text{Si}$.

Sản xuất AP bằng quá trình oxi hoá o-xylen. Công nghệ thêm xúc tác cố định



5.7. Sản xuất dimethyl terephthalat và axit terephthalic.

Axit terephthalic: nhiệt độ thăng hoa ở 300°C, dưới áp suất 101,3 kPa.

Dimethyl terephthalat ($d_{4}^{25}=1,28$): $t_{nc}=141^{\circ}\text{C}$, $t_s=284^{\circ}\text{C}$, dưới điều kiện áp suất khí quyển.

5.7.2. Sản xuất dimethyl terephthalat và axit terephthalic từ *p*-xylen.

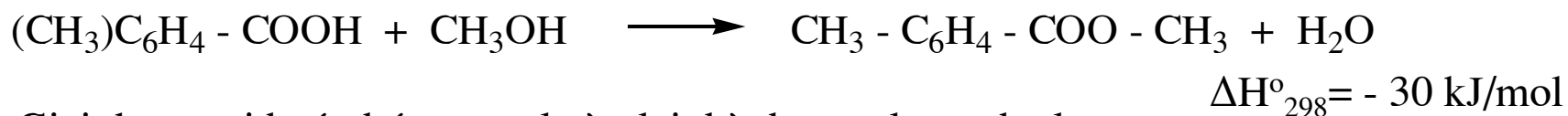
5.7.2.1. Công nghệ Witten.

A. Nguyên tắc:

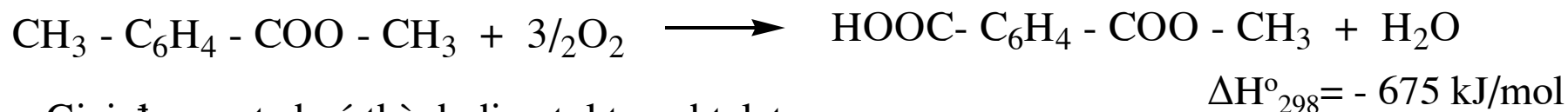
- Giai đoạn oxi hoá bằng không khí *p*-xylen thành axit *p*-toluic:



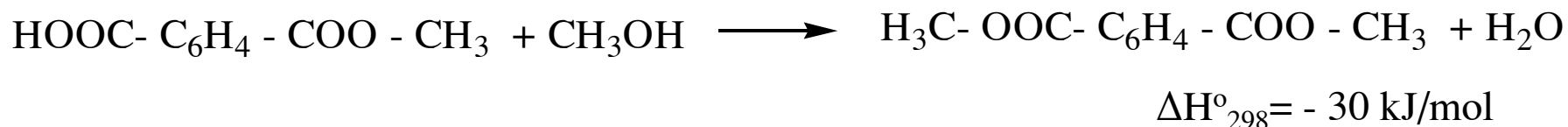
- Giai đoạn este hoá axit *p*-toluic bằng metanol thành *p*-metyl toluate:



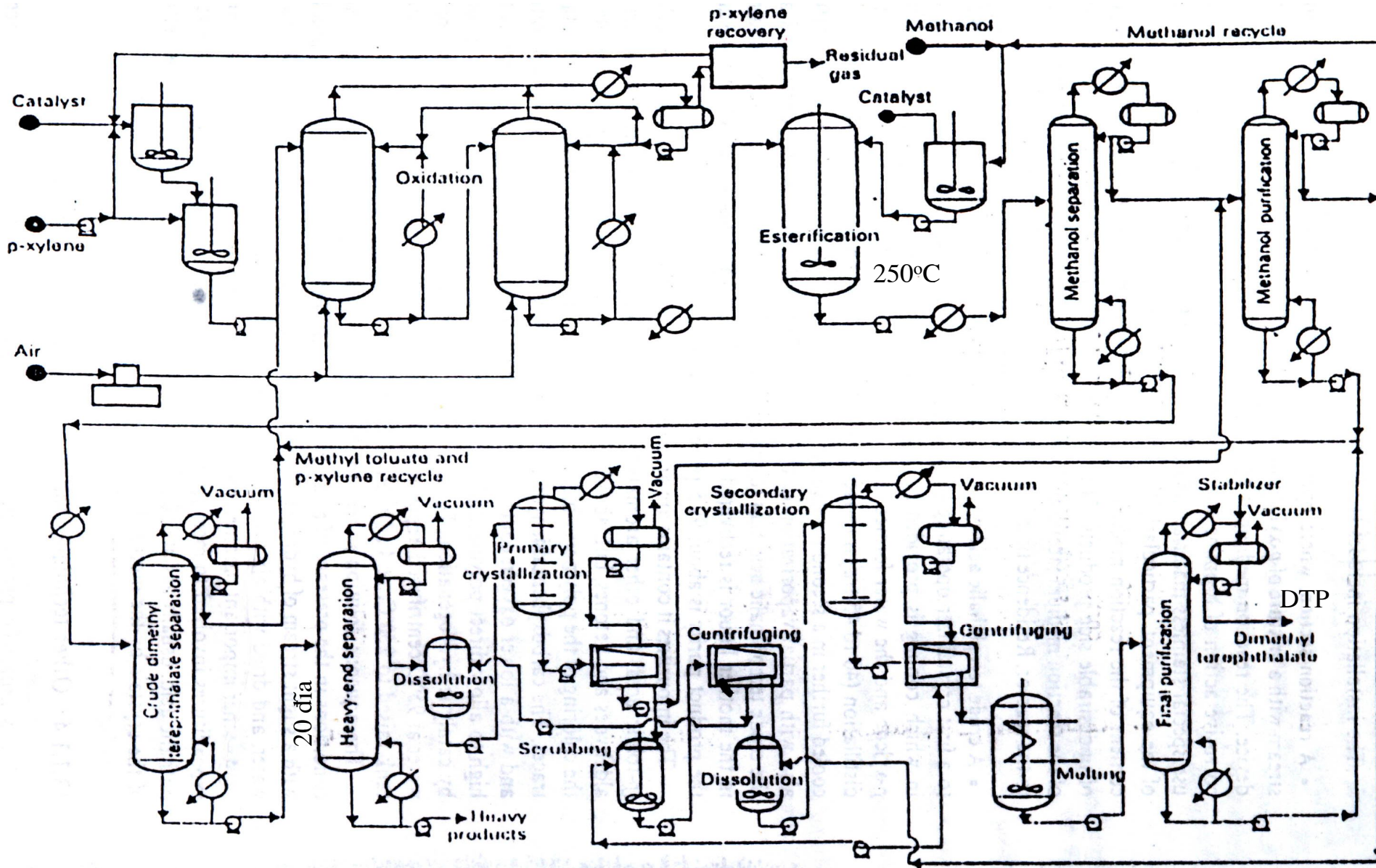
- Giai đoạn oxi hoá nhóm methyl còn lại thành methyl terephthalat:



- Giai đoạn este hoá thành dimethyl terephthalat:



*Sản xuất dimethyl terephthalat từ p-xylene bằng quá trình oxi hoá và este hoá.
Công nghệ Witten*



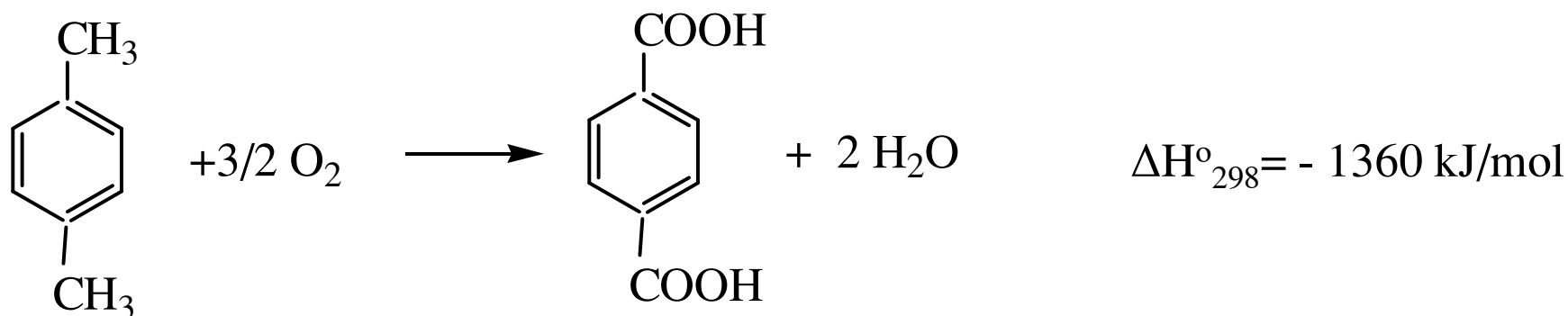
5.7.2.2. Công nghệ Amoco:

A. Nguyên tắc:

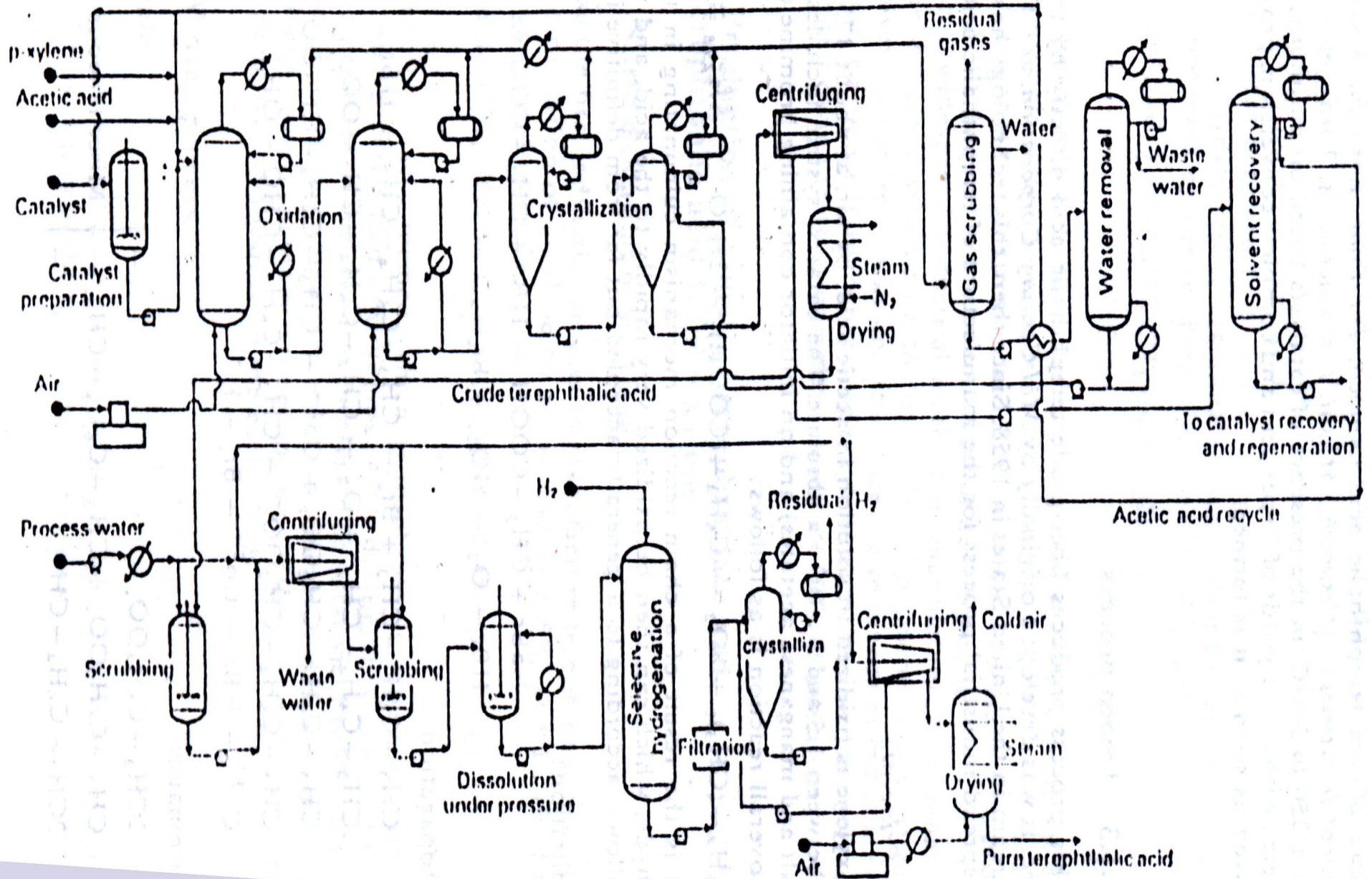
p-Xylen được oxi hoá trong dung dịch axit axetic bằng oxi không khí:

- Nhiệt độ khoảng 175 - 230°C.
- p suất 1,5 - 3 MPa.
- Hệ xúc tác gồm axetat coban và mangan.
- Chất khơi mào chứa brom (NaBr).

Phản ứng tổng của quá trình như sau:

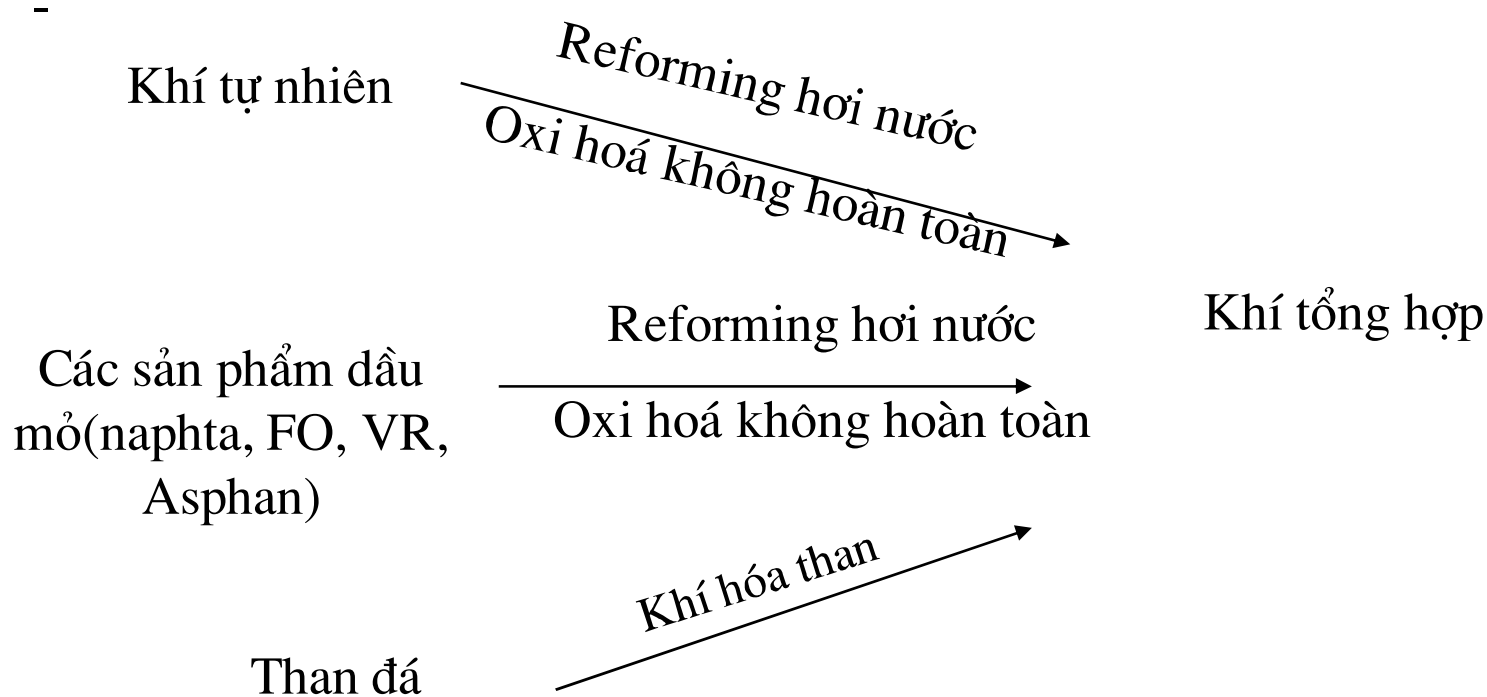


Sản axit terephthalic bằng quá trình oxi hoá p-xylene. Công nghệ Amoco.

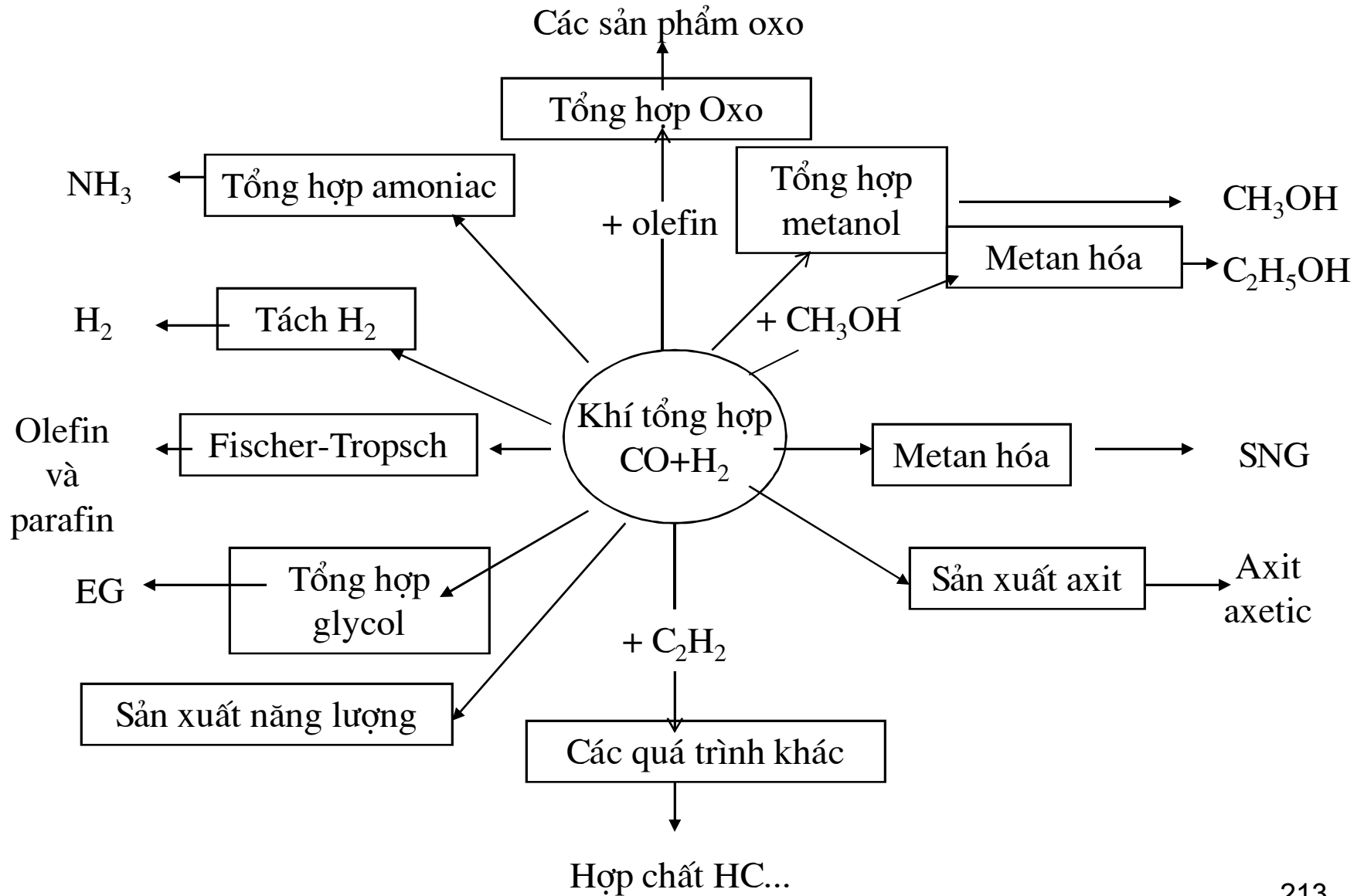


Chương 6: Sản xuất khí tổng hợp và các hợp chất từ khí tổng hợp

6.1. Nguồn nguyên liệu và các phương pháp sản xuất khí tổng hợp.

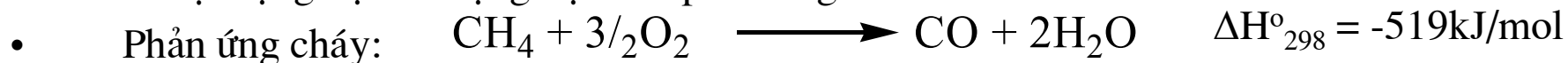


6.2. Một số ứng dụng của khí tổng hợp

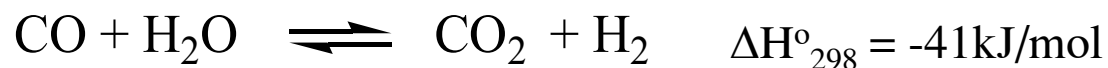


6.3. Sản xuất khí tổng hợp bằng phương pháp oxi hóa không hoàn toàn.

* Nhiệt động học và động học của phản ứng.



- Phản ứng chuyển hóa của CO: Xảy ra do sự có mặt của nước trong quá trình cháy và hơi nước được đưa vào.



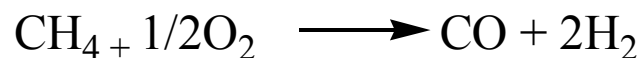
- Phản ứng phân hủy hydrocacbon:



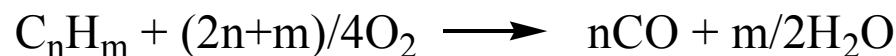
- Cacbon tạo thành tiếp tục tham gia các phản ứng sau:



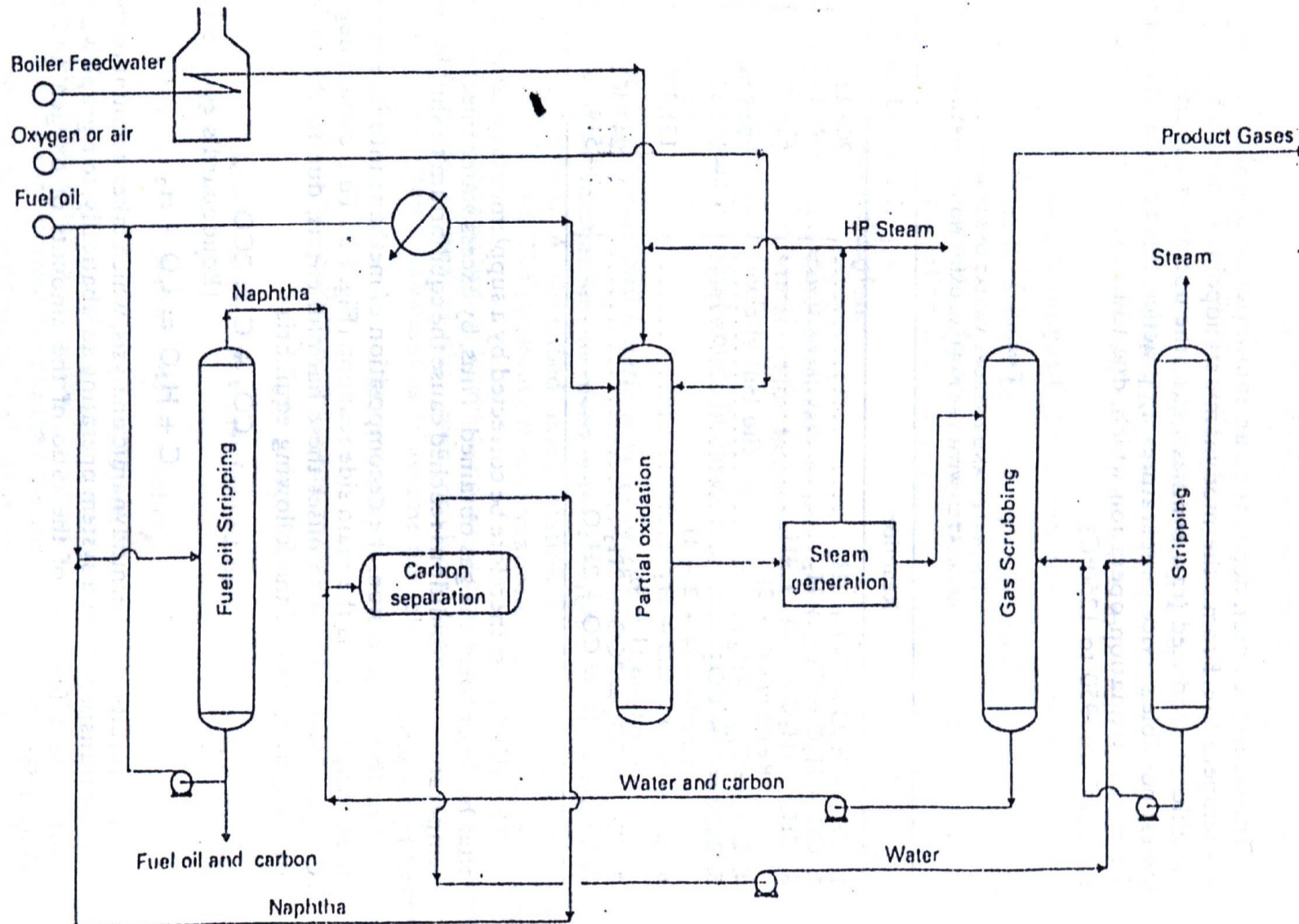
* Khi nguyên liệu là khí tự nhiên, phản ứng tổng quát:

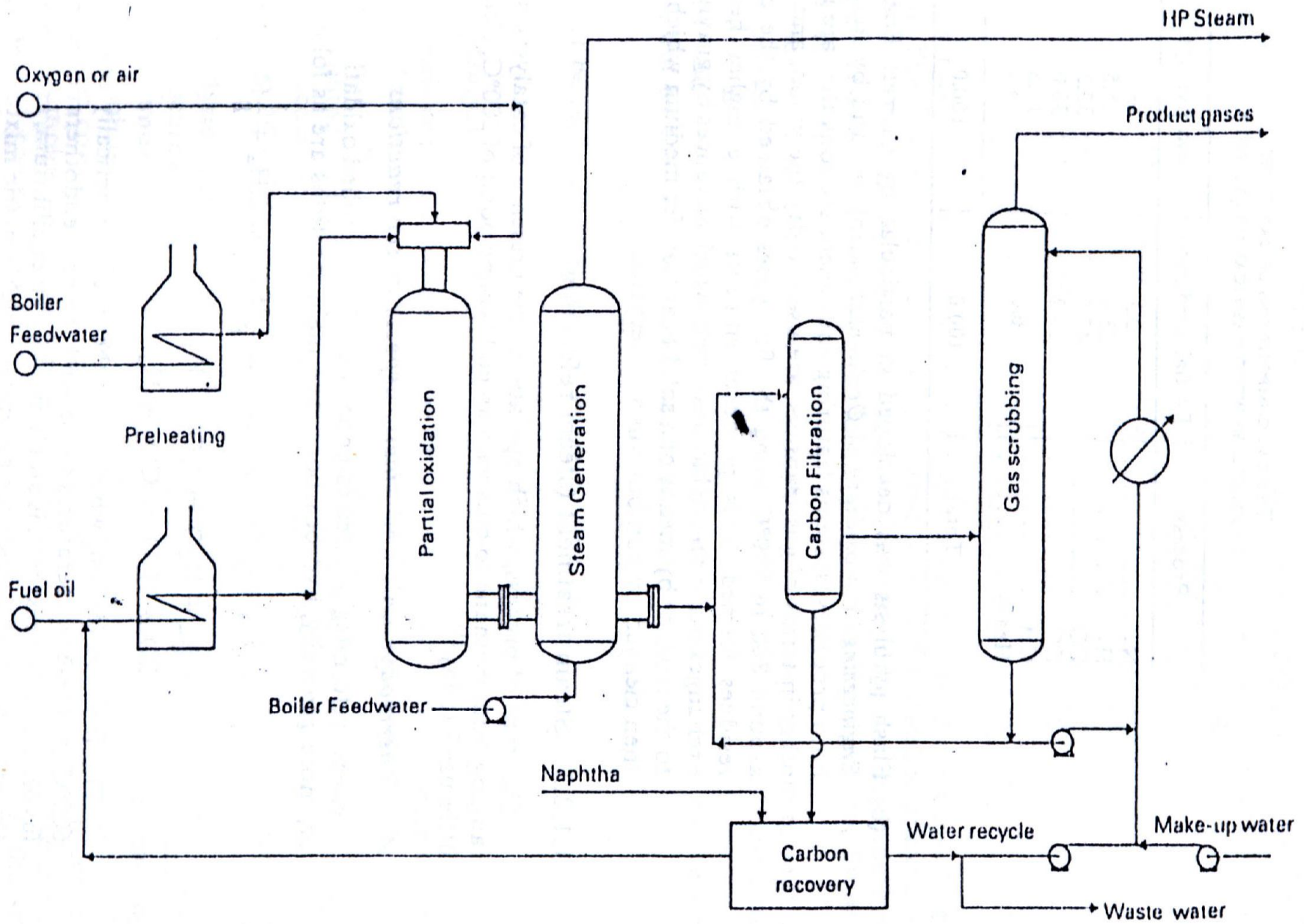


* Khi nguyên liệu là các HC nặng hơn:



6.3.1. Công nghệ sản xuất khí tổng hợp bằng phương pháp oxy hóa không hoàn toàn



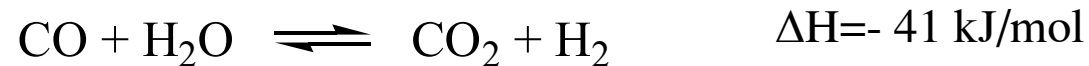
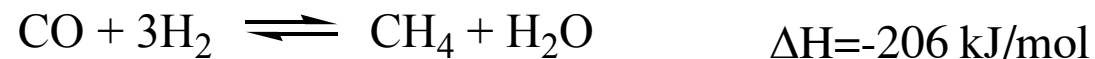
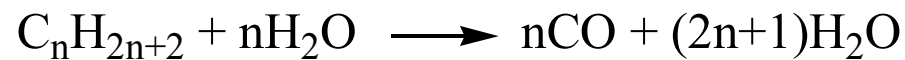


6.4. Sản xuất khí tổng hợp bằng phương pháp reforming hơi nước.

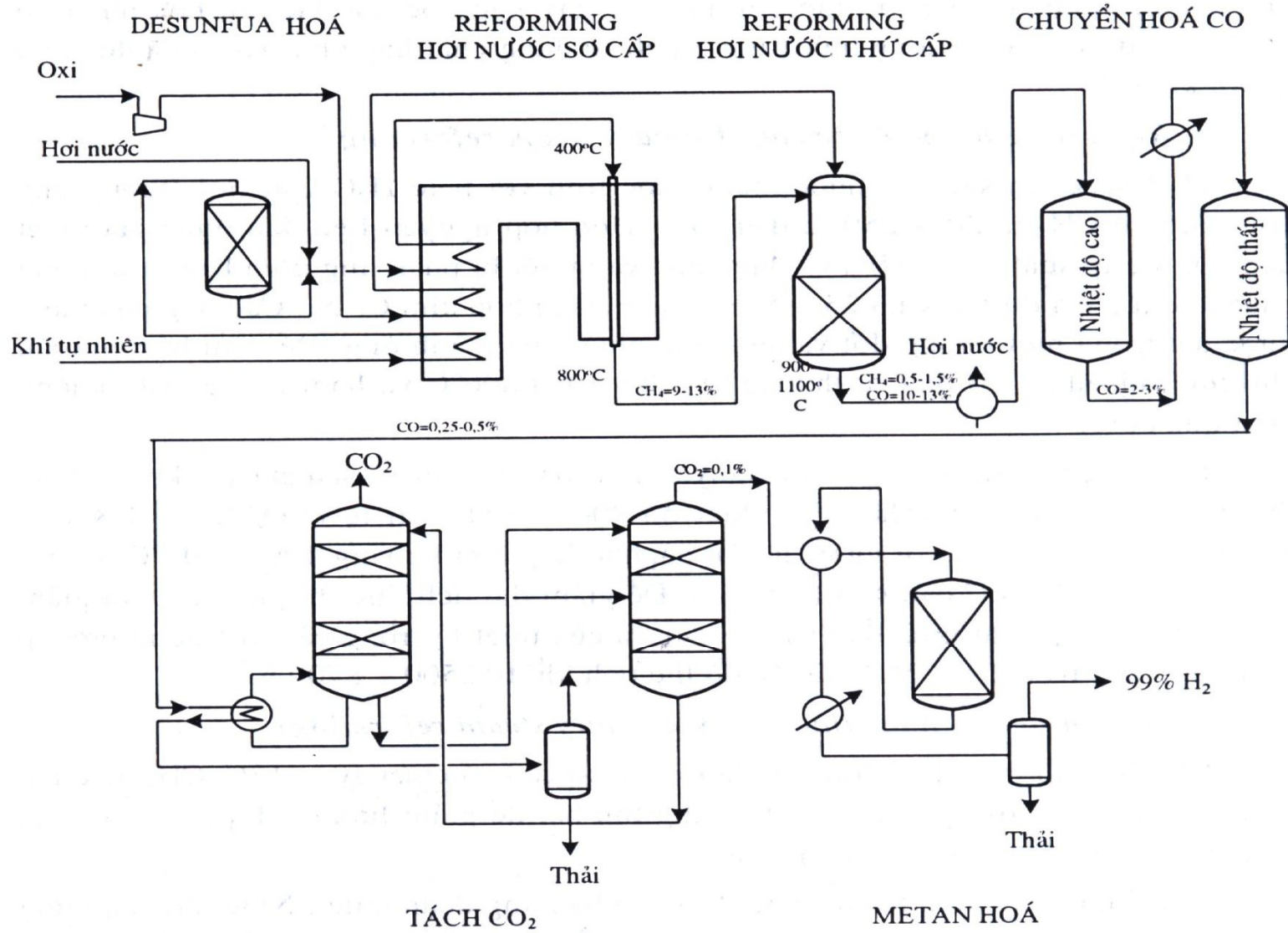
- Nguyên liệu:
 - Khí tự nhiên.
 - Phân đoạn của dầu mỏ (Naphta, FO, VR...)
- Động học và nhiệt động học của phản ứng:
 - Quá trình reforming hơi nước nguyên liệu khí tự nhiên:

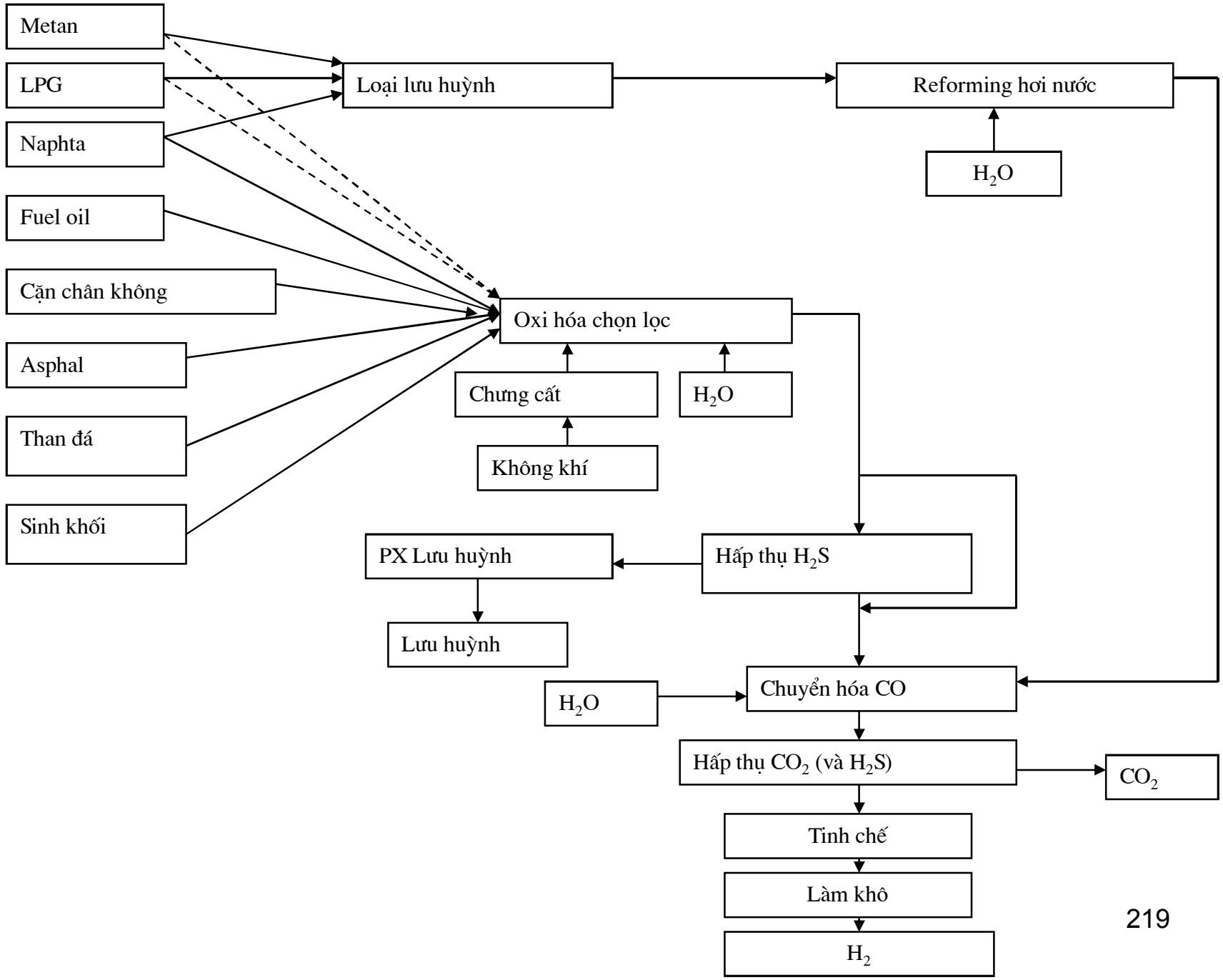


- Quá trình reforming hơi nước nguyên liệu Naphta:



Công nghệ reforming hơi nước.





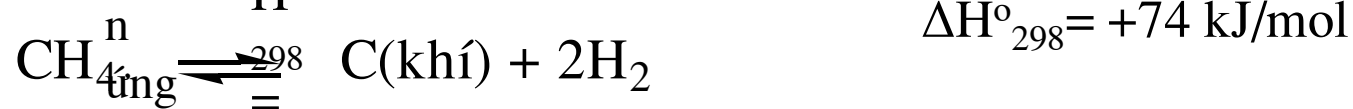
Một số phản ứng xảy ra trong quá trình sản xuất khí tổng hợp.

* Quá trình oxi hoá chọn lọc:

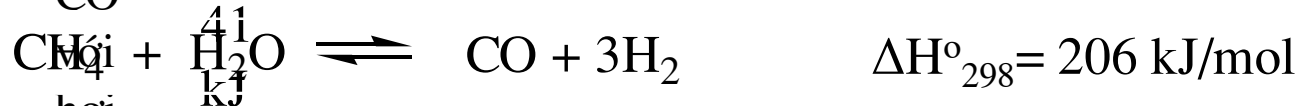
- Phản ứng cháy:



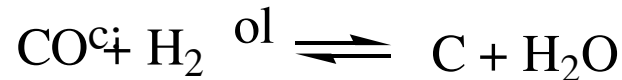
- Phản ứng phân huỷ hydrocacbon:



* Quá trình reforming hơi nước:



- Một số phản ứng có thể xảy ra trong quá trình reforming hơi nước:



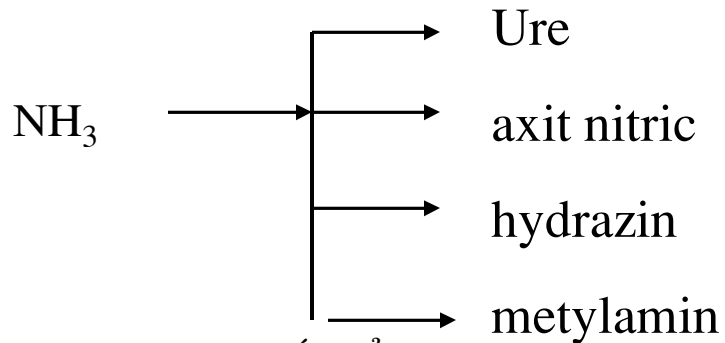
- Phản ứng chuyển hoá CO:



6.2. Sản xuất Amoniắc

$t_{nc} = -7^{\circ}\text{C}$, $t_s = -33,3^{\circ}\text{C}$, $d_{-20}^{20} = 0,6650$

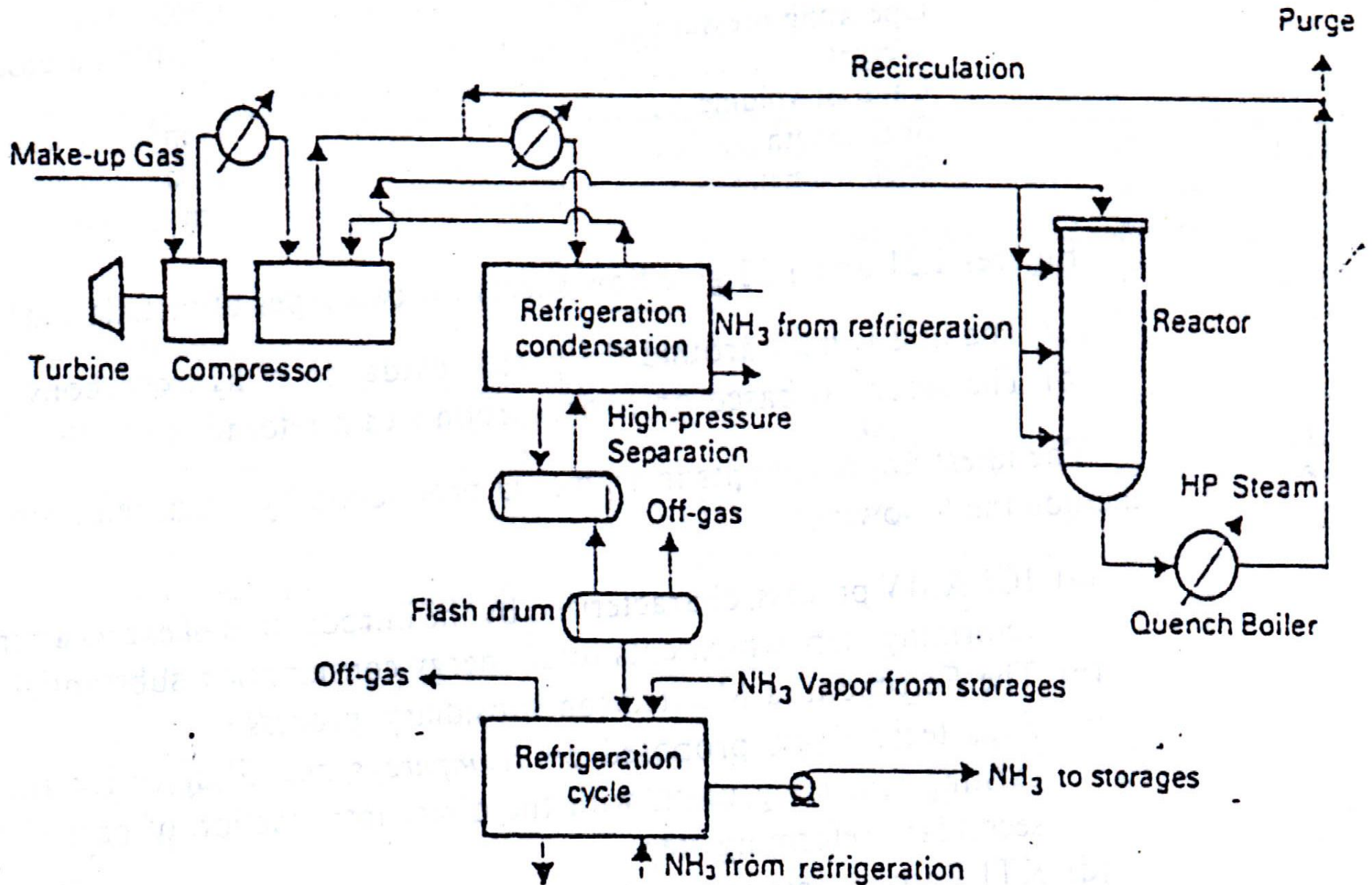
* Những ứng dụng của amoniắc:



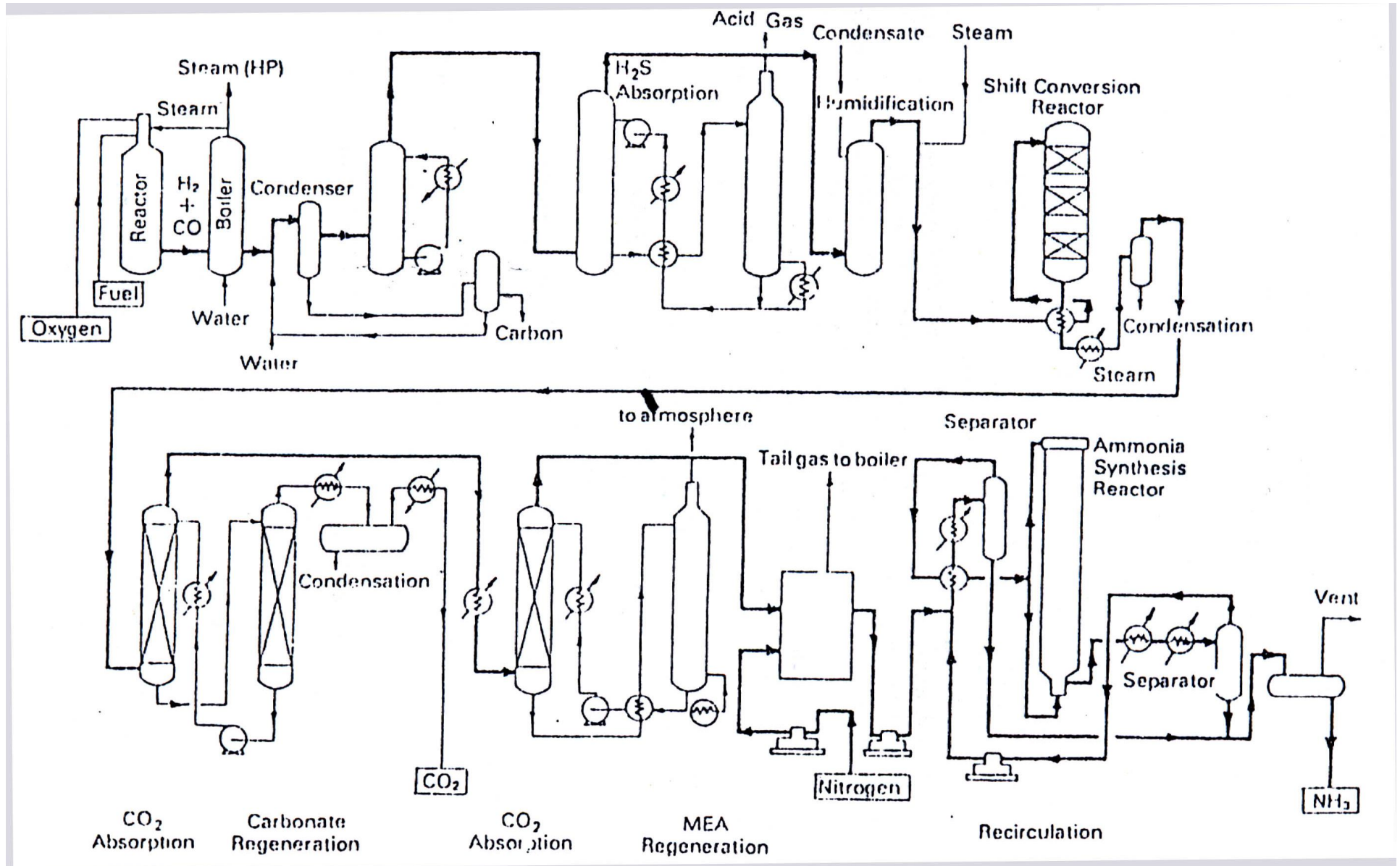
6.2.1. Nguyên tắc tổng hợp:

- $\text{N}_2 + 3\text{H}_2 \rightleftharpoons 2\text{NH}_3$ $\Delta H(500^{\circ}\text{C}) =$
- Nhiệt độ: $450-500^{\circ}\text{C}$
 - p suất: 20-25 MPa.
 - Chất xúc tác: $\text{Fe}_3\text{O}_4 / \text{Al}_2\text{O}_3 + \text{K}_2\text{O}$, SiO_2 , MgO , CaO .
 - Nguyên liệu không chứa hợp chất lưu huỳnh, asen, phospho, clo, hàm lượng hợp chất chứa oxi thấp (O_2 , $\text{CO}_2 < 1\text{ppm}$; CO , H_2O , CO , $\text{CO}_2 < 2\text{ppm}$)

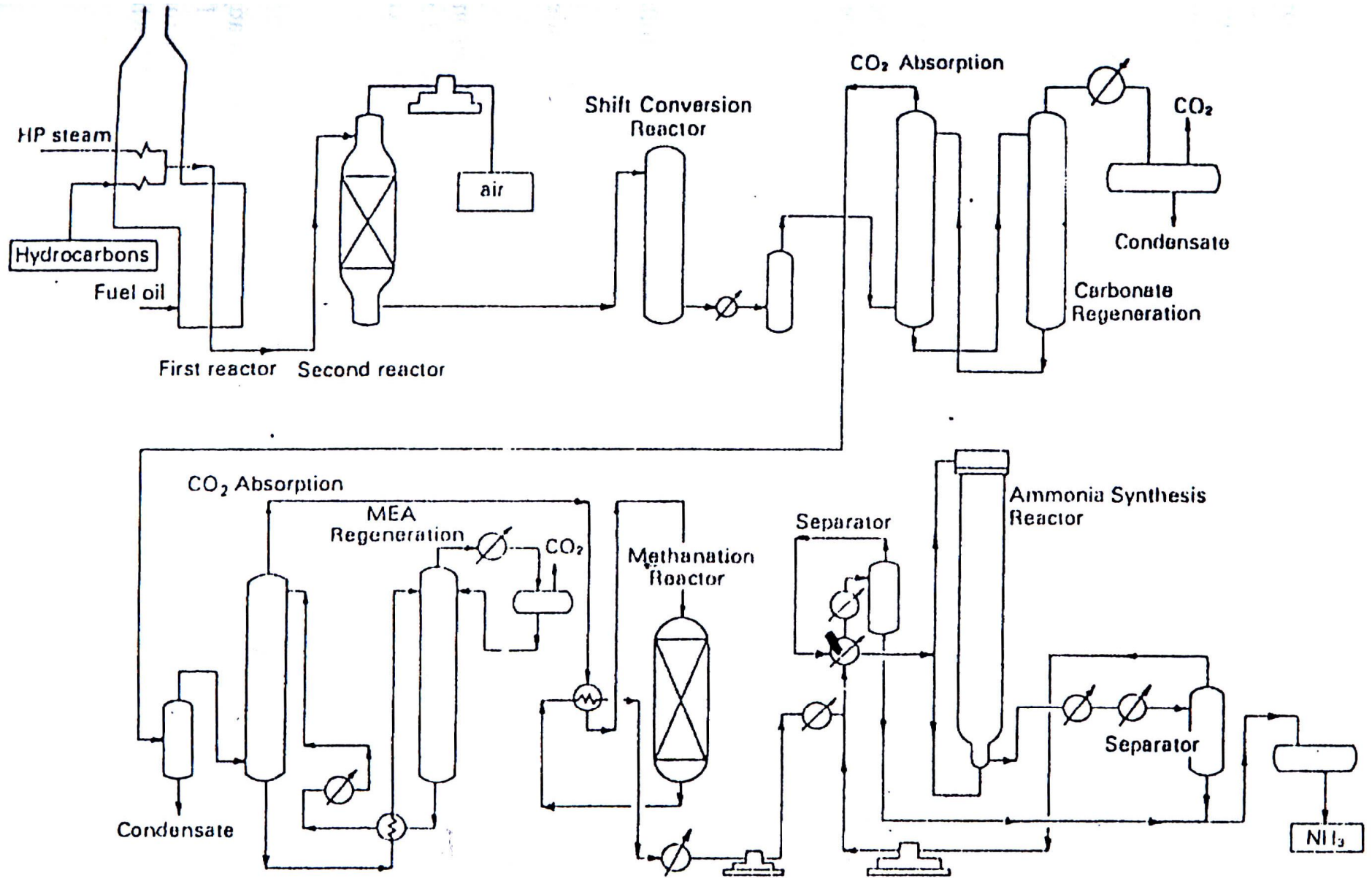
6.2.2. Công nghệ sản xuất amoniac.



Sơ đồ công nghệ sản xuất amoniac bằng quá trình oxi hoá chọn lọc hydrocacbon



Sơ đồ công nghệ sản xuất amoniac bằng quá trình reforming hơi nước

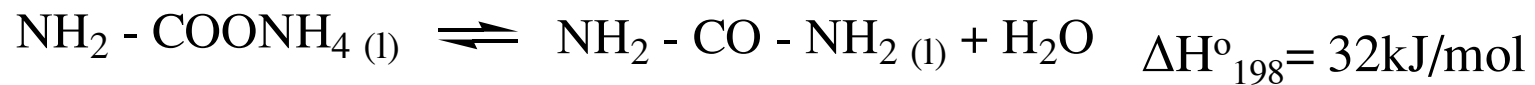


6.2. Sản xuất Urê

$$t_{nc}=132,7^{\circ}\text{C}, d_{4}^{20}=1,335$$

ng dụng: Sản xuất phân đạm.

- Phương pháp tổng hợp: Đi từ amoniac và cacbondioxit.
- Các phản ứng xảy ra:



* Điều kiện vận hành:

• Phản ứng tổng hợp amoni cacbamat:

- Nhiệt độ: 170-210°C.

- p suất: 12-30 MPa (15 MPa).

- $\text{NH}_3/\text{CO}_2 = 4-6$.

- Độ chuyển hoá: 75- 80% theo CO_2 .

. Phản ứng phân huỷ amoni cacbamat:

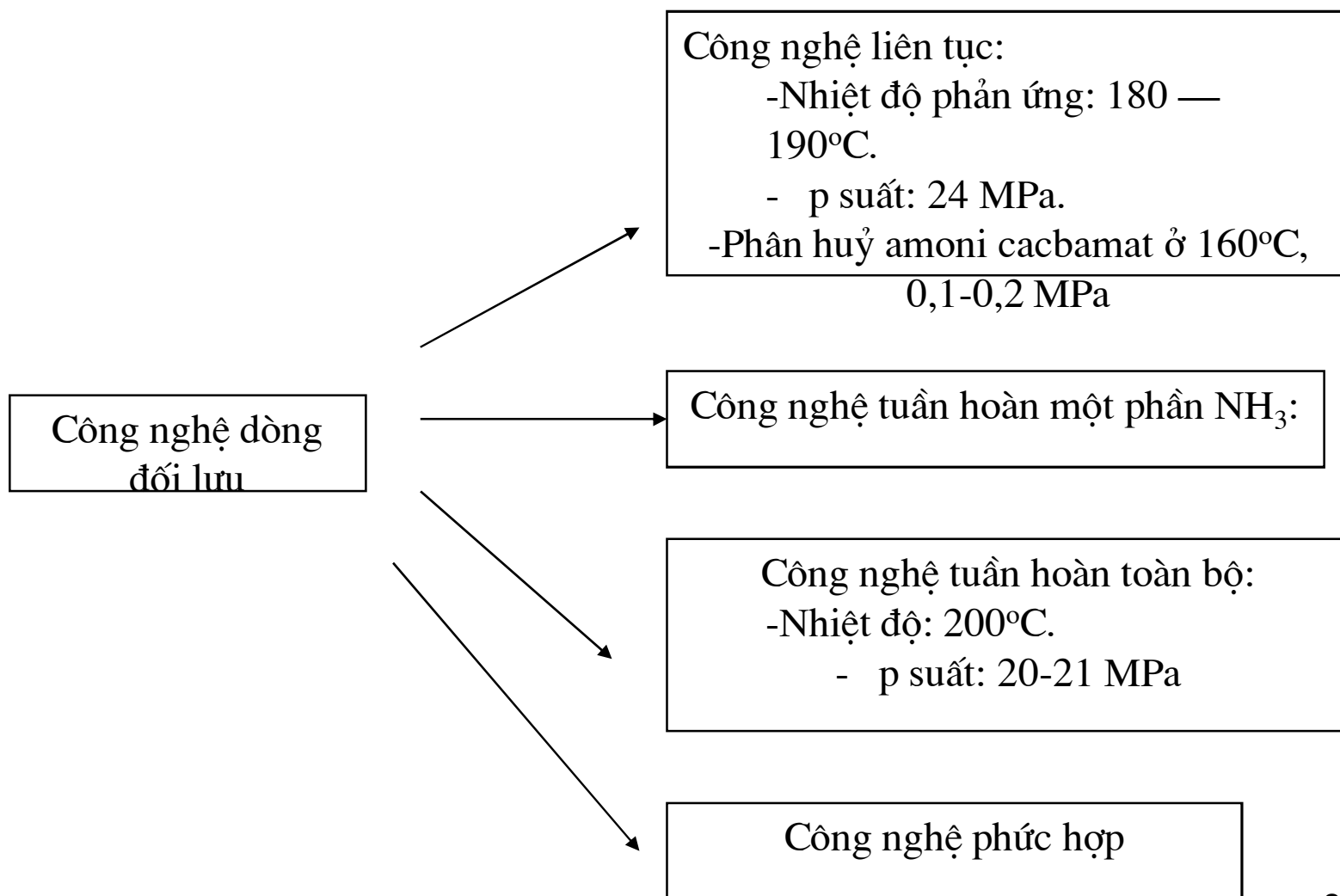
- Nhiệt độ: 160 — 200°C.

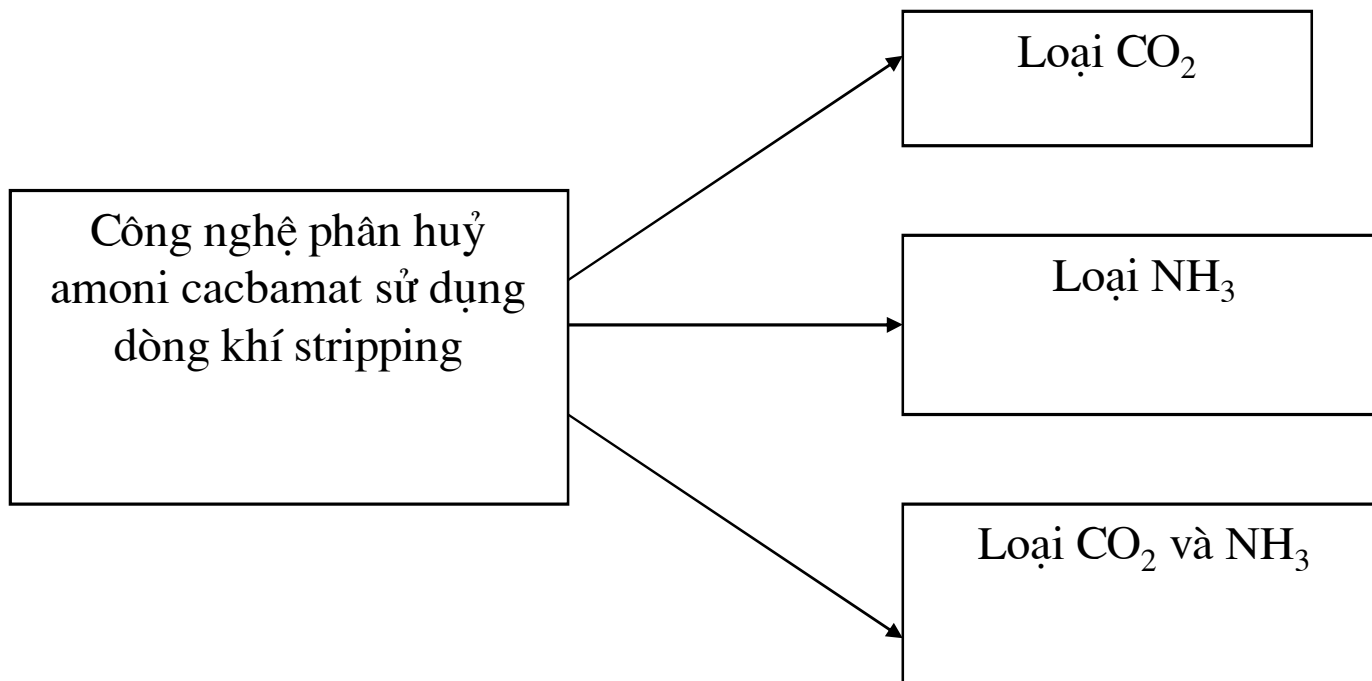
- p suất: 0,1- 0,2 MPa

Sản xuất công nghiệp

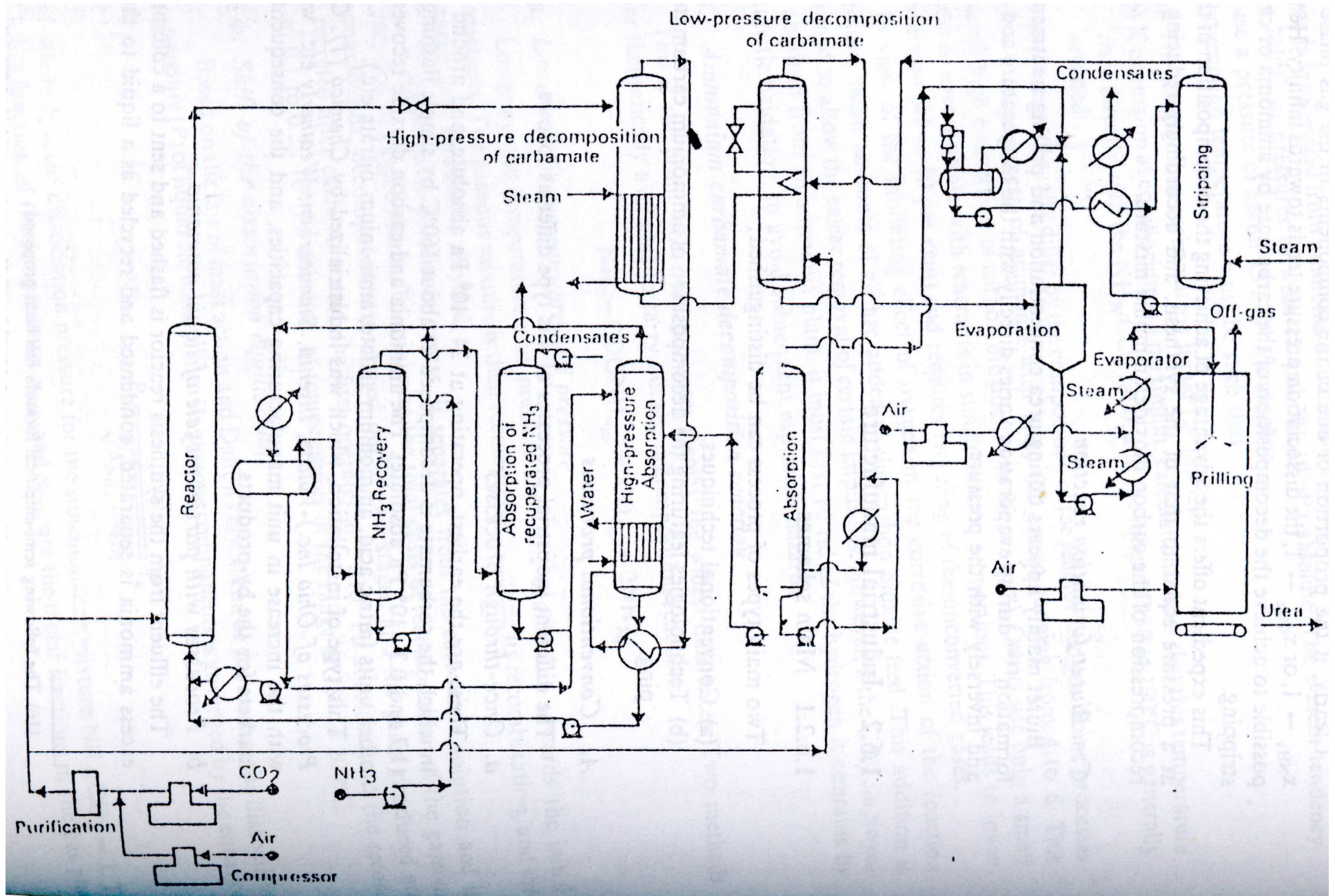
Trong công nghiệp, Urê được sản xuất bằng hai công nghệ chính:

-

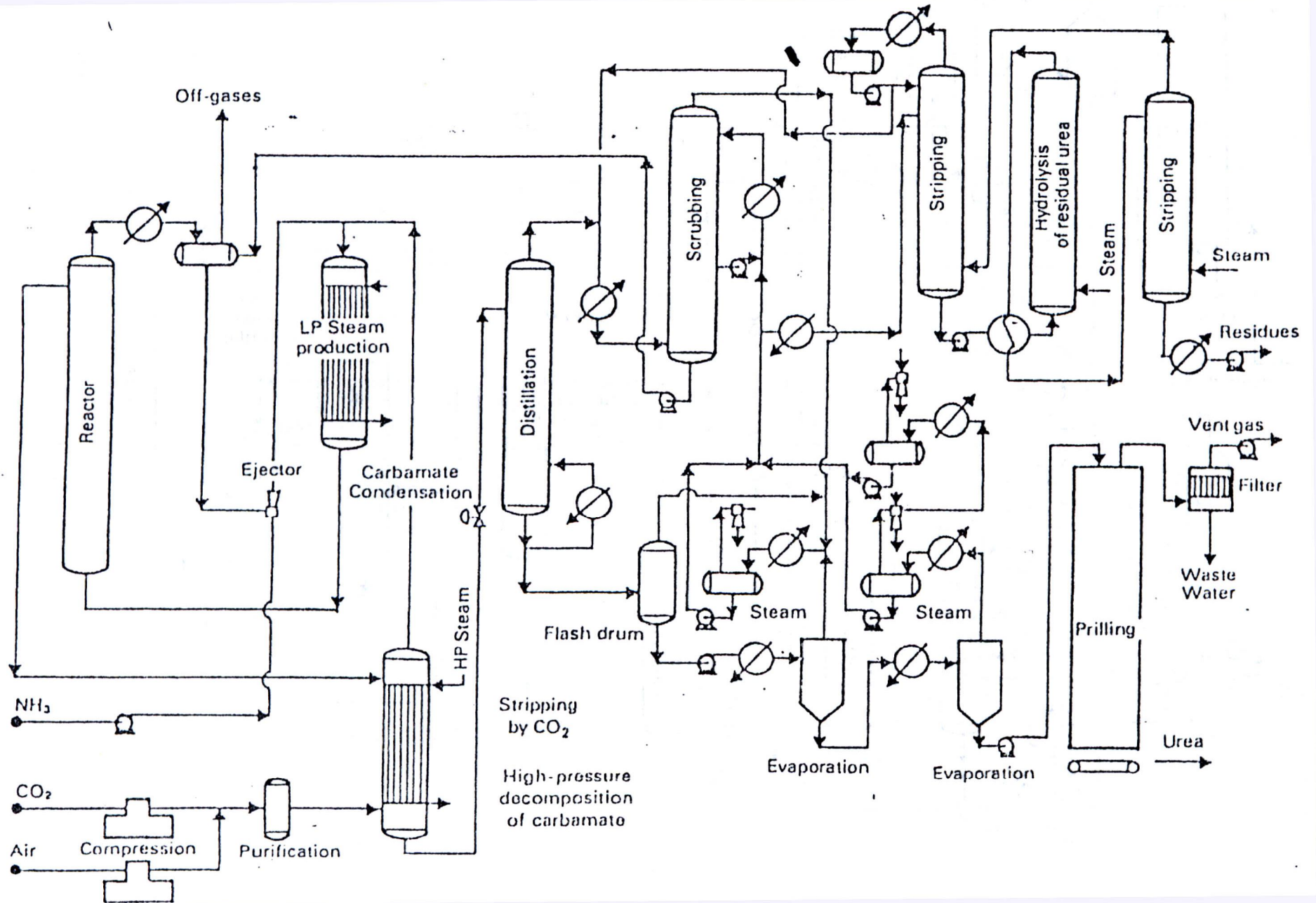




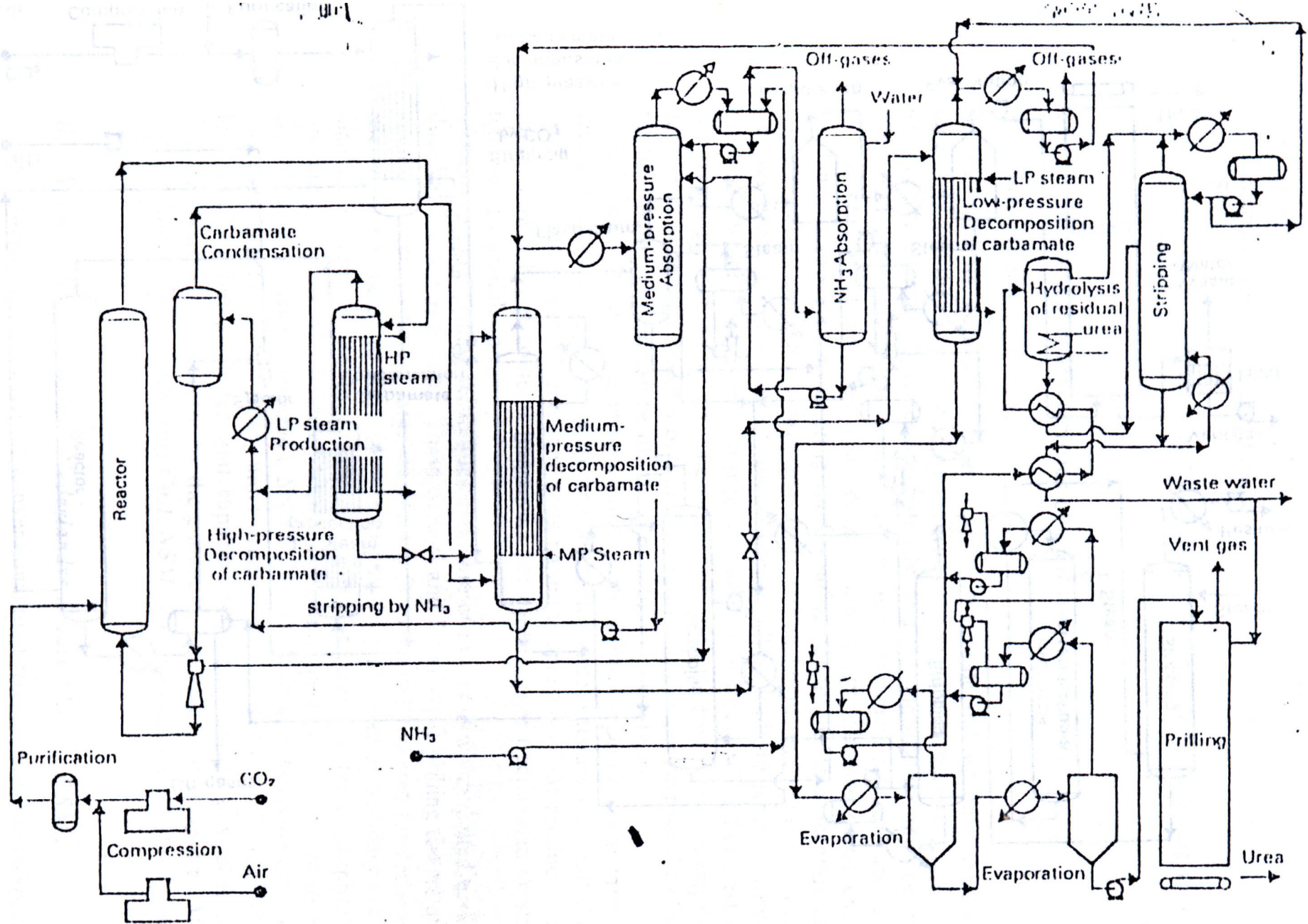
Công nghệ Conventional Mitsui sản xuất Urê



Công nghệ Stamicarbon sản xuất Urê



Công nghệ SNAM/Progetti sản xuất Urê



6.4. Sản xuất metanol

* Một số tính chất hóa lý của metanol:

- Nhiệt độ sôi: 64,7°C
- Nhiệt độ chớp cháy: 12°C
- Nhiệt độ nóng chảy: - 97,6°C
- Nhiệt độ tự bắt cháy: 470°C
- Tỷ trọng: $d_4^{20} = 0,7915$
- p suất hơi bão hòa:

Tại 25°C, 125 mmHg: 0,160 atm

Tại 20°C, 94 mmHg: 0,123 atm

- Giới hạn cháy nổ (% thể tích với không khí):

Giới hạn cháy nổ trên: 36,5%

Giới hạn cháy nổ dưới: 6,0%

* ứng dụng:

- Dung môi công nghiệp

- Nguyên liệu thô sản xuất axit axetic, dimethylmetaphthalat, formaldehyt, MTBE...

- Chất chống tạo hydrate.

- Hợp chất chống đông cho xăng dầu.

- Làm nhiên liệu lỏng.

* Nguyên lý của phản ứng:

- Quá trình tổng hợp metanol được thực hiện thông qua hai phản ứng chính sau:

Ngoài ra còn có các phản ứng phụ:

Δ
 H

0

2

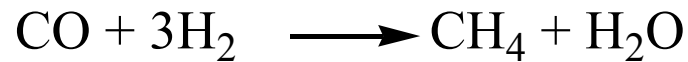
9

8

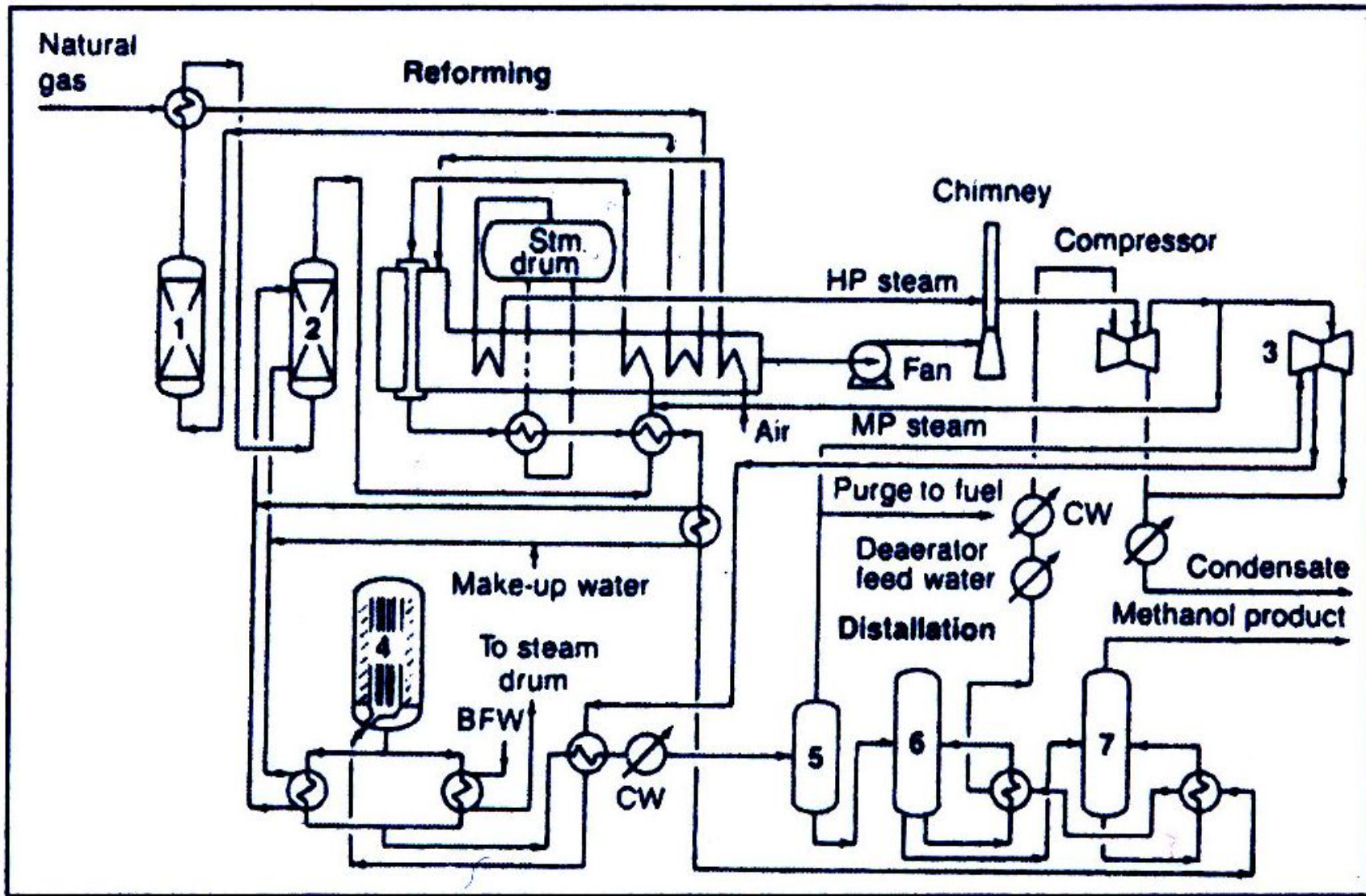
≡

=

9



Dimethyl ete



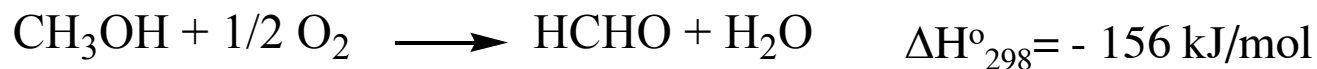
Sơ đồ công nghệ sản xuất Metanol .

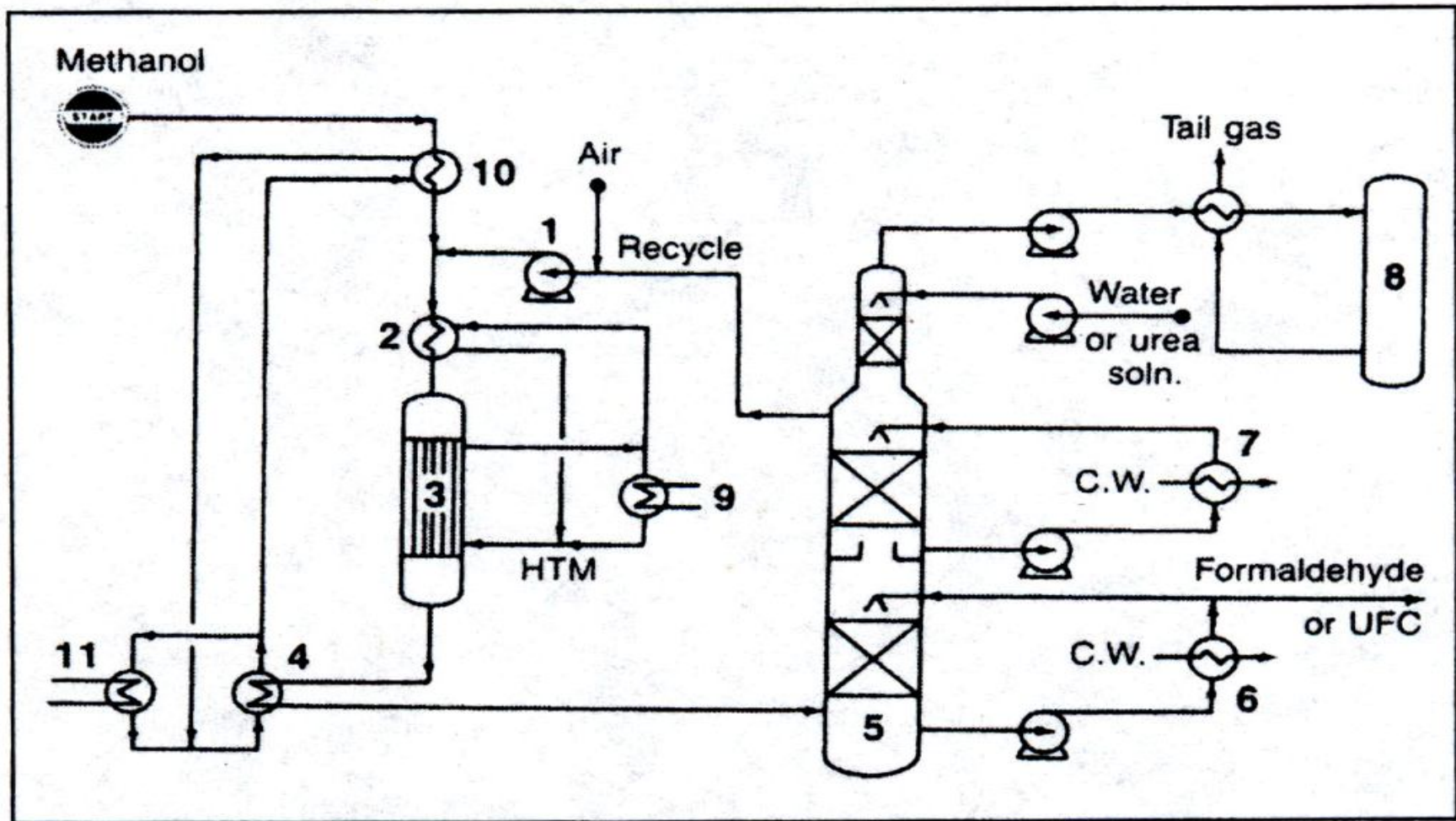
- (1). Thiết bị loại lưu huỳnh.
- (2). Thiết bị bão hòa.
- (3). Thiết bị tuần hoàn.
- (4). Thiết bị phản ứng.

- (5). Thiết bị trao đổi nhiệt và tách.
- (6). Tháp chưng cất thu hồi sản phẩm nhẹ.
- (7). Tháp loại nước.

6.5. Sản xuất Formaldehyt

- Formaldehyt (HCHO): $t_s = -19^\circ\text{C}$, $d_4^{20} = 0,815$.
- Formaldehyt thường được tồn chứa dưới dạng dung dịch Formalin (chứa 37-60% formaldehyt) với sự có mặt của metanol để tránh hiện tượng tự polyme hóa.
- Phương pháp sản xuất Formaldehyt:
 - Oxi hóa trực tiếp hydrocacbon (quá trình đi từ khí tổng hợp).
 - Oxi hóa metanol.
- Phương pháp oxi hóa metanol:
- - Phản ứng chính:





Sơ đồ công nghệ sản xuất formaldehyt .

- (1). Bơm.
- (2). Thiết bị trao đổi nhiệt.
- (3). Thiết bị phản ứng.
- (4). Thiết bị tạo hơi nước.
- (5). Tháp hấp thụ.
- (6), (7). Thiết bị làm mát.
- (8). Lò đốt.
- (9). Thiết bị thu hồi nhiệt.
- (10). Thiết bị bay hơi metanol.
- (11). Hệ thống đun sôi nước nguyên liệu.

TRƯỜNG ĐẠI HỌC CÔNG NGHIỆP TP.HCM

TRUNG TÂM CÔNG NGHỆ HÓA HỌC
Th.s Trần Thị Hồng

GIÁO TRÌNH

TỔNG HỢP HỮU CƠ – HÓA DẦU



Thành phố Hồ Chí Minh 2006

MỤC LỤC

Đề mục

Trang

MỤC LỤC	1
CHƯƠNG 1: NGUỒN NGUYÊN LIỆU	4
1.1. Parafin.....	4
1.2. Olefin.....	7
1.3. Hydrocacbon thơm	18
1.4. Axetylen.....	22
1.5. Khí tổng hợp	24
CHƯƠNG 2: CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN CỦA TỔNG HỢP HỮU CƠ	31
2.1. Quá trình ankyl hóa	31
2.2. Các quá trình dehydro hoá và hydro hoá	37
2.3. Quá trình halogen hóa	46
2.4. Quá trình oxi hóa	57
2.5. Các quá trình thủy phân, tách nước, este hóa, amit hóa	72
2.6. Các quá trình sunfat hóa, sunfo hóa và nitro.....	83
CHƯƠNG 3: TỔNG HỢP TỪ AXETYLEN	93
3.1. Sản xuất vinylclorua (VC) và polyvinylclorua (PVC).....	93
3.2. Tổng hợp vinyl axetat (VA), polyvinyl axetat (PVA).....	95
CHƯƠNG 4: TỔNG HỢP TỪ METAN VÀ CÁC PARAFIN KHÁC.	98
4.1. Tổng hợp hydrocyanit từ metan	98
4.2. Tổng hợp amoniac.....	98
4.3. Tổng hợp metanol	103
4.4. Tổng hợp formandehit	106
4.5. O-ankyl hóa bằng olefin. Tổng hợp metyl tec-butyl ete (MTBE).....	109
4.6. N-ankyl hóa. Tổng hợp amin từ rượu.....	110
4.7. Oxy hóa naphta nhẹ (C ₅ – C ₈)	113
4.8. Oxy hóa parafin rắn thành axit béo tổng hợp	114
CHƯƠNG 5: TỔNG HỢP TỪ ETYLEN	118
5.1. Oxy hóa etylen, tổng hợp oxit etylen, etylen glycol (EG).....	119
5.2. Oxy hóa etylen. Tổng hợp acetandehit, vinyl acetat, axit axetic.....	123
5.3. Hydrat hóa etylen. Tổng hợp etanol	139
5.4. Halogen hóa etylen. Tổng hợp vinyl clorua	141
CHƯƠNG 6: TỔNG HỢP TỪ PROPYLEN VÀ BUTEN.....	147
6.1. Oxy hóa propylen. Tổng hợp acrolein, axit acrylic.....	145
6.2. Halogen hóa propylen. Tổng hợp allyl clorua.....	150
6.3. Hydrat hóa propylen. Tổng hợp iso-propyl ancol.....	154
6.4. Oxy hóa n – buten. Tổng hợp anhydric maleic (AM).....	155
6.5. Oxy hóa iso-buten. Tổng hợp metacrolein và axit metacrilic....	156

CHƯƠNG 7: TỔNG HỢP TỪ BENZEN, TOLUEN, XYLEN (BTX).....	158
7.1. Ankyli hóa benzen thành etyl và iso – propyl benzen.	158
7.2. Đehydro hoá các hợp chất ankyli thơm. sản xuất styren	161
7.3. Oxy hóa ankyli benzen. Tổng hợp phenol và aceton	162
7.4. Oxy hóa p-xylene. Tổng hợp axit terephthalic	167
7.5. Oxy hóa metyl benzen. Tổng hợp dimetyl terephthalat	172
CHƯƠNG 8: TỔNG HỢP CHẤT TẨY RỬA.....	176
8.1. Tổng hợp chất hoạt động bề mặt dạng ankyli sunfat	176
8.2. Tổng hợp chất hoạt động bề mặt dạng ankyli arensunfonat.....	180
8.3. Phân loại chất hoạt động bề mặt (HĐBM)	184
8.4. Nguyên liệu sản xuất các chất tẩy rửa	186
8.5. Cơ chế tẩy rửa.....	194
8.6. Một số qui trình công nghệ sản xuất chất tẩy rửa	195
CHƯƠNG 9: TỔNG HỢP THUỐC TRỪ SÂU	203
9.1. Giới thiệu	203
9.2. Một số công nghệ tổng hợp thuốc trừ sâu.....	203
9.3. Ứng dụng của thuốc trừ sâu.....	212
9.4. Phân loại thuốc trừ sâu.....	216
TÀI LIỆU THAM KHẢO	229

CHƯƠNG 1: NGUỒN NGUYÊN LIỆU CỦA CÔNG NGHỆ TỔNG HỢP HỮU CƠ – HÓA DẦU.

Nguyên liệu chủ yếu để sản xuất các sản phẩm hữu cơ là những chất hữu cơ hóa thạch – than đá, dầu mỏ, khí thiên nhiên. Từ đó, người ta thu được hầu hết các loại nguyên liệu ban đầu cho các quá trình tổng hợp hữu cơ – hóa dầu: parafin, olefin, hydrocacbon thơm, axetylen và khí tổng hợp.

1.1. Parafin

Hydrocacbon no được chia ra thành nhiều nhóm sau: parafin thấp phân tử ($C_1 - C_5$) ở dạng riêng lẻ; parafin cao phân tử ($C_{10} - C_{40}$) là hỗn hợp lỏng và rắn của những đồng đẳng với số cacbon khác nhau.

1.1.1. Parafin thấp phân tử

Giới thiệu

Metan là chất khí khó hóa lỏng, nhưng tất cả các parafin dạng khí khác đều ngưng tụ khi làm lạnh bằng nước dưới tác dụng của áp suất. Quan trọng là sự khác biệt về nhiệt độ sôi của *n*-butan với *iso*-butan, của *n*-pentan với *iso*-pentan đủ lớn để có thể tách ra bằng phương pháp chưng cất phân đoạn.

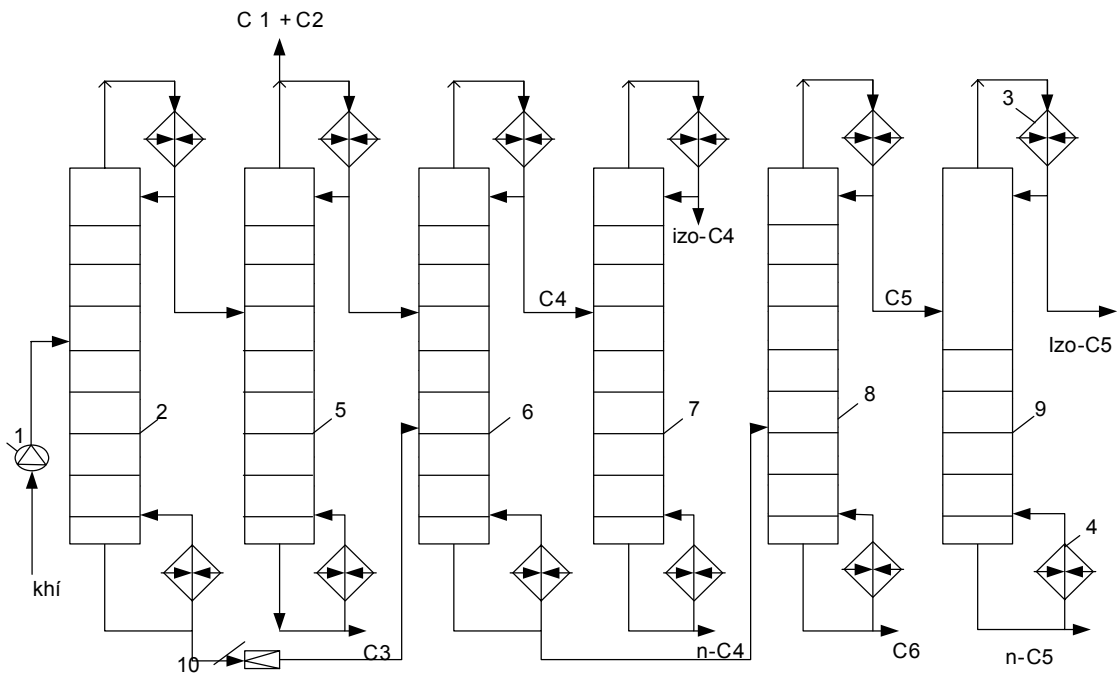
Parafin thấp phân tử không tan trong nước và chất lỏng phân cực, nhưng bị hấp thụ bởi những hydrocacbon khác và các chất hấp phụ rắn. Parafin thấp phân tử tạo với không khí những hỗn hợp nổ nguy hiểm.

Nguồn gốc chính của parafin thấp phân tử là khí thiên nhiên và khí đồng hành, cũng như khí thu được từ các quá trình chế biến dầu mỏ có sự tham gia của hydro.

Để tách khí dầu mỏ, người ta có thể dùng các phương pháp hấp phụ, ngưng tụ, chưng cất. Chưng cất là phương pháp được dùng nhiều nhất.

Tách parafin thấp phân tử

Khi tách những khí khó ngưng tụ phải dùng áp suất cao (2 – 4 MPa) và làm lạnh sâu. Khi tách etan và metan khỏi những hydrocacbon khác bằng phương pháp chưng cất, người ta thường kết hợp với hấp phụ để không phải làm lạnh sâu và kinh tế hơn.



Hình 1.1. Sơ đồ công nghệ phân tách hỗn hợp parafin thấp phân tử.

1 – Máy nén; 2, 5, 6, 7, 8, 9 – Tháp chưng cất phân đoạn;

3 - Thiết bị ngưng tụ; 4 - Thiết bị đun nóng; 10 - Thiết bị điều chỉnh áp suất.

Người ta nén khí trong bộ nén khí (1), làm lạnh bằng dòng nước rồi cho vào tháp chưng cất (2). Trong (2), $C_1 - C_3$ tách khỏi hydrocarbon nặng hơn. Tùy vào áp suất và hàm lượng phân đoạn C_1, C_2 trong khí, để lập phần hồi lưu trong thiết bị ngưng tụ hồi lưu (3), người ta dùng nước hoặc propan để làm lạnh. Phân đoạn nhẹ được chưng tách trong tháp (5), lượng hồi lưu được làm lạnh bằng propan. Sản phẩm ở phía trên của tháp này là khí khô, sản phẩm đáy của tháp cất là propan lỏng.

Phân đoạn nặng $C_4 - C_6$ từ tháp (2) được điều tiết đến áp suất 0,8MPa. Trong tháp (6), người ta tách phân đoạn C_4 và đưa chúng qua tháp (7) để tách riêng *n*-butan và *izo*-butan với 98% hàm lượng sản phẩm chính.

Chất lỏng trong tháp (6) được điều tiết đến 0,3MPa và được đưa qua tháp (8). Ở đây, C_5 được tách thành *n*-pentan và *izo*-pentan với 97% - 98% sản phẩm chính.

Metan và etan trong khí khô, có thể tách ra bằng cách chưng cất phân đoạn ở nhiệt độ thấp, lượng hồi lưu được làm lạnh bằng propan, etan lỏng với áp suất 4,0 - 4,5MPa. Khí thiên nhiên có tới 96% - 97% CH_4 nên có thể dùng trực tiếp như metan kỹ thuật.

1.1.2. Parafin cao phân tử

Giới thiệu

Nhiệt độ nóng chảy của parafin cao phân tử tăng dần theo chiều dài mạch cacbon, nhiệt độ nóng chảy của parafin mạch thẳng lớn hơn parafin phân nhánh tương ứng. Một điểm khác biệt của *n*-parafin là có

khả năng tạo tinh thể cộng hợp với cacbamat và zeolit.

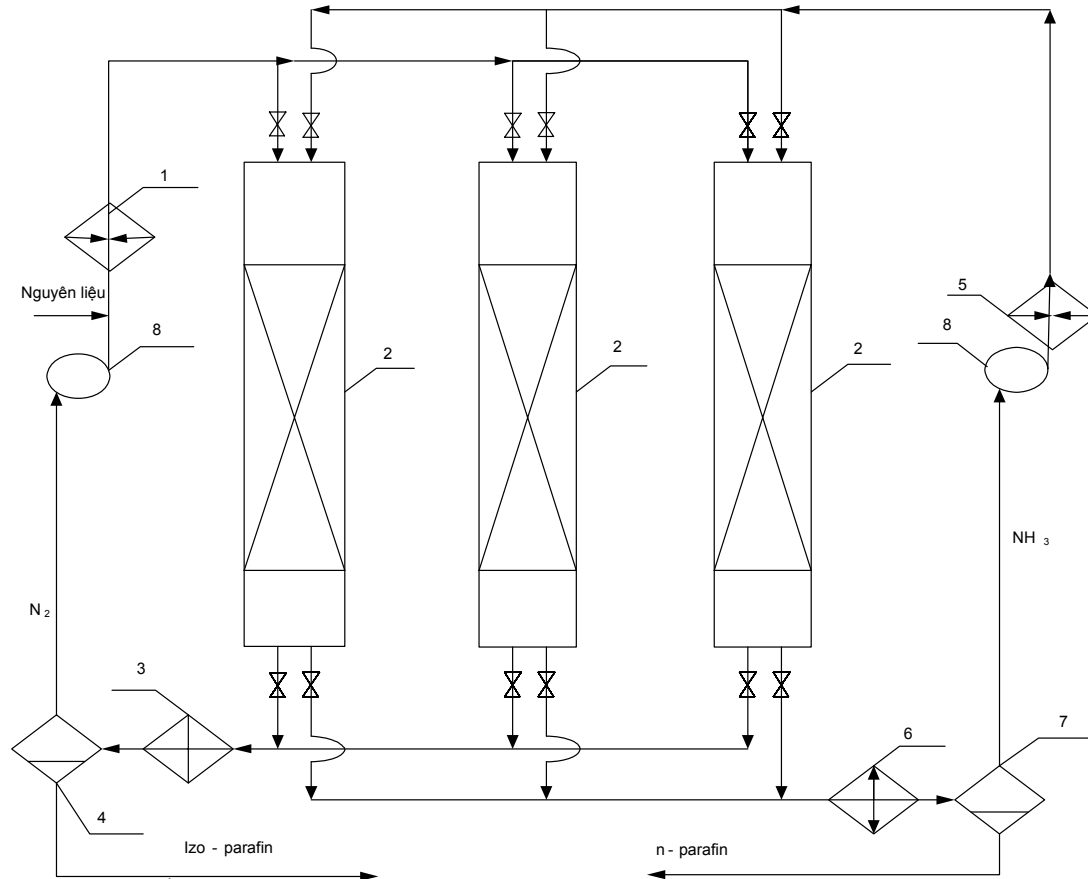
Trong mỡ bôi trơn, gasoil, dầu lửa có thể chứa đến 30% *n*-parafin. Để tách chúng, người ta dùng một số phương pháp tách: phương pháp kết tinh, tách bằng cacbamat, tách bằng zeolit.

Tách parafin cao phân tử

Tách *n*-parafin bằng zeolit

Đây là phương pháp mới, tiến bộ, được sử dụng nhiều. Nó dùng cho bất cứ phân đoạn nào, cho độ tách *n*-parafin cao (80% – 98%) và độ sạch cao (98% – 99.2%). Quá trình gồm 2 giai đoạn chính là hấp phụ *n*-parafin và giải hấp phụ *n*-parafin. Chúng có thể thực hiện ở pha lỏng hay pha khí ở nhiệt độ đến 300⁰C – 350⁰C và áp suất khác nhau. Giải hấp phụ bằng áp suất thấp, tăng nhiệt độ để đẩy những chất khác ra (*n*-pentan, ammoniac) hoặc kết hợp những phương pháp này.

Sơ đồ công nghệ tách *n*-parafin bằng zeolit được mô tả trên hình 1.2.



Hình 1.2. Sơ đồ công nghệ tách *n*-parafin và *iso*-parafin cao phân tử bằng phương pháp hấp phụ với zeolit.

- 1,5 - Thiết bị đun nóng; 2 - Thiết bị hấp phụ và giải hấp phụ;
- 3,6 - Sinh hàn; 4,7 - Thiết bị tách; 8 - Hệ thống thổi khí.

Người ta trộn vào phân đoạn dầu với khí mang (N_2), gia nhiệt và hóa hơi trong khi thiết bị gia nhiệt (1). Hỗn hợp hơi khí thu được cho vào một trong ba thiết bị hấp phụ (2) đã chứa đầy zeolit. Tại đây, xảy ra

quá trình hấp phụ *n*-parafin. Làm lạnh hỗn hợp thoát ra sau khi hấp phụ qua bộ làm lạnh (3) rồi tách phần ngưng đã tách parafin ra khỏi khí mang trong bộ phân ly (4). Khí mang này lại đem trộn với phân đoạn ban đầu. Khi chất hấp phụ bị parafin bão hòa hoàn toàn thì chuyển hỗn hợp khí mang với phân đoạn dầu vào bộ hấp phụ thứ hai, còn trong bộ thứ nhất sẽ xảy ra quá trình giải hấp phụ. Người ta cho vào bộ hấp phụ thứ nhất những khí giải hấp phụ (NH_3) đã làm nóng sơ bộ ở bộ gia nhiệt (5). Sau khi giải hấp phụ, người ta làm lạnh hỗn hợp chất giải hấp phụ và parafin trong bộ làm lạnh (6) và tách chúng trong thiết bị phân ly (7). NH_3 lại quay vòng vào giải hấp phụ. Một trong ba thiết bị hấp phụ làm việc ở giai đoạn hấp phụ, còn hai thiết bị còn lại - giải hấp phụ, như thế quá trình đóng mở các dòng chảy đều tự động.

1.2. Olefin

Olefin là hydrocacbon nguyên liệu quan trọng, thông thường tồn tại ở dạng khí và lỏng, chúng được sản xuất bằng nhiều phương pháp khác nhau

1.2.1. Phương pháp nhiệt phân và cracking nhiệt

Nhiệt phân: là quá trình thu nhiệt và liên hệ với số lượng sản xuất năng lượng, trong đó quá trình tận dụng nhiệt của khí nóng có ý nghĩa quan trọng. Những sơ đồ bộ phận phản ứng hiện hành được chia theo khả năng cung cấp nhiệt

Cracking nhiệt: Cracking nhiệt parafin mềm hoặc cứng dùng trong công nghiệp để được sản phẩm olefin mạch thẳng từ 5 - 20 nguyên tử cacbon. Công nghệ của nó rất giống với nhiệt phân những sản phẩm dầu mỏ.

1.2.2. Phương pháp cracking xúc tác

Cracking xúc tác là quá trình dùng để sản xuất olefin $\text{C}_3 - \text{C}_4$, trong đó có *iso*- C_4 . Cho đến ngày nay, quá trình ngày càng được cải tiến và hoàn thiện, nhằm mục đích nhận nhiều xăng hơn với chất lượng xăng ngày càng cao và nhận được cả nguyên liệu có chất lượng tốt cho công nghệ tổng hợp hóa dầu.

Quá trình cracking xúc tác thường được tiến hành ở điều kiện công nghệ như sau: nhiệt độ khoảng $470 - 550^\circ\text{C}$, áp suất trong vùng lắng của lò phản ứng $P = 0.27\text{Mpa}$, tốc độ không gian thể tích truyền nguyên liệu, tùy theo dây chuyền công nghệ mà có thể đạt từ $1 - 120\text{m}^3/\text{h.m}^3$ ($1 - 120\text{h}^{-1}$). Xúc tác cracking ngày nay, thường dùng phổ biến là xúc tác chứa zeolit mang tính axit. Sản phẩm của quá trình là một hỗn hợp phức tạp của hydrocacbon các loại khác nhau mà loại có số nguyên tử cacbon từ 3 trở lên với cấu trúc mạch nhánh chiếm chủ yếu.

1.2.3. Tách olefin

Khí thu được từ những quá trình cracking và nhiệt phân khác nhau

về thành phần (theo số liệu ở bảng 1.1). Chúng có thể được chia ra làm ba nhóm:

Khí cracking nhiệt và xúc tác chứa nhiều hydrocacbon C₃ và C₄ nhưng ít etylen. Từ khí này, tốt nhất nên tách propylen và buten, còn những cấu tử khác chuyển đi nhiệt phân hoặc dùng cho mục đích khác.

Khí khi nhiệt phân hydrocacbon dạng khí chứa ít phân đoạn cao. Những khí này dùng làm nguyên liệu butan, từ chúng có thể tách etylen và propylen.

Khi nhiệt phân phân đoạn dầu mỏ lỏng thu được sản phẩm phần lớn là olefin C₂ – C₄, chúng được tách bằng phương pháp chưng cất hấp thụ. Phương pháp này đôi khi dùng để tách các sản phẩm khí của quá trình nhiệt phân. Với phương pháp chưng cất nhiệt độ thấp và được thực hiện trong những thiết bị lớn hiện đại, phân đoạn olefin thu được sạch hơn và năng lượng tiêu tốn cho công đoạn tách ít hơn.

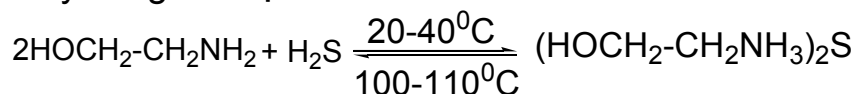
- Chuẩn bị khí để tách

Trong khí cracking và nhiệt phân có nhiều tạp chất cần phải làm sạch sơ bộ. Một số trong đó gây ăn mòn thiết bị (H₂S, CO₂), số khác kết tụ lại gây tắt (H₂O) đường ống và thiết bị, một số khác có nhiệt độ sôi gần với olefin và làm biến phân đoạn thu được (axetylen, metylaxetylen). Ngoài ra, trong khí còn chứa hơi chất lỏng hydrocacbon mà nhiều nhất là benzen, penten.

Khối lượng cơ bản những hydrocacbon cao phân tử và nước được tách ra từ ngay giai đoạn nén khí đầu tiên. Sau đó, ở giai đoạn nén khí bậc hai và cuối cùng, khí được làm sạch khỏi tạp chất kết lắng.

Phương pháp làm sạch khí khỏi H₂S và CO₂ được chọn tùy vào nồng độ những tạp chất này. Nếu nồng độ H₂S và CO₂ không lớn lắm, có thể rửa khí bằng dung dịch kiềm. Nếu khối lượng chúng lớn, người ta thường sử dụng phương pháp hấp thụ bằng etanolamin với quá trình trung hòa hoàn toàn tính axit của khí bằng kiềm, trong thiết bị lọc khí.

Làm sạch khí bằng dung dịch etanolamin dựa trên cơ sở những bazơ hữu cơ này tạo với CO₂ những muối bền ở nhiệt độ thấp và bị phân ly khi gia nhiệt.

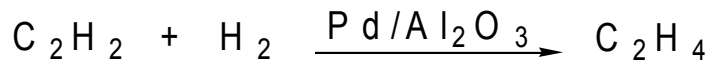


Như vậy etanolamin trong thiết bị giải hấp có thể tái sinh và quay lại hấp thụ. Người ta sấy khí lần cuối bằng dietylenglycol hoặc kiềm rắn, nhưng cũng có khi dùng oxyt nhôm hoặc zeolit vì chúng hấp phụ tốt những chất bẩn.

Bảng 1.1. Thành phần sản phẩm cracking và nhiệt phân (% khối lượng)

Cấu tử	Cracking xúc tác	Nhiệt phân hydrocacbon khí	Nhiệt phân hydrocacbon lỏng
CH ₄	6-7	16-18	15-20
C ₂ H ₄	2,5-3,5	36-38	30-40
C ₂ H ₆	6-7	26-28	5-8
C ₃ H ₆	14-17	10-12	15-20
C ₃ H ₈	13-15	5-6	1-3
C ₄ H ₈	19-22	2-4	8-12
C ₄ H ₁₀	20-32	-	1-3
C ₄ H ₆	-	1-3	5-7
H ₂	0,7-0,9	1,5-2	0,9 -1,2

Để làm sạch olefin lẫn axetylen, người ta dùng phương pháp hydro hóa chọn lọc trên chất xúc tác không đồng nhất, phản ứng này không xảy ra với olefin:



Để đạt mục đích này, người ta cho xúc tác paladi (trên chất mang) và chất xúc crom – coban – niken làm việc ở nhiệt độ 150⁰C – 230⁰C. Cùng với axetylen, một số dien có khả năng phản ứng bị hydro hóa, nếu muốn giữ chúng, người ta chỉ hydro hóa etylen, sau khi đã tách phân đoạn C₄. Người ta thực hiện việc làm sạch này trong phân đoạn C₂ – C₃ cần phải thêm H₂.

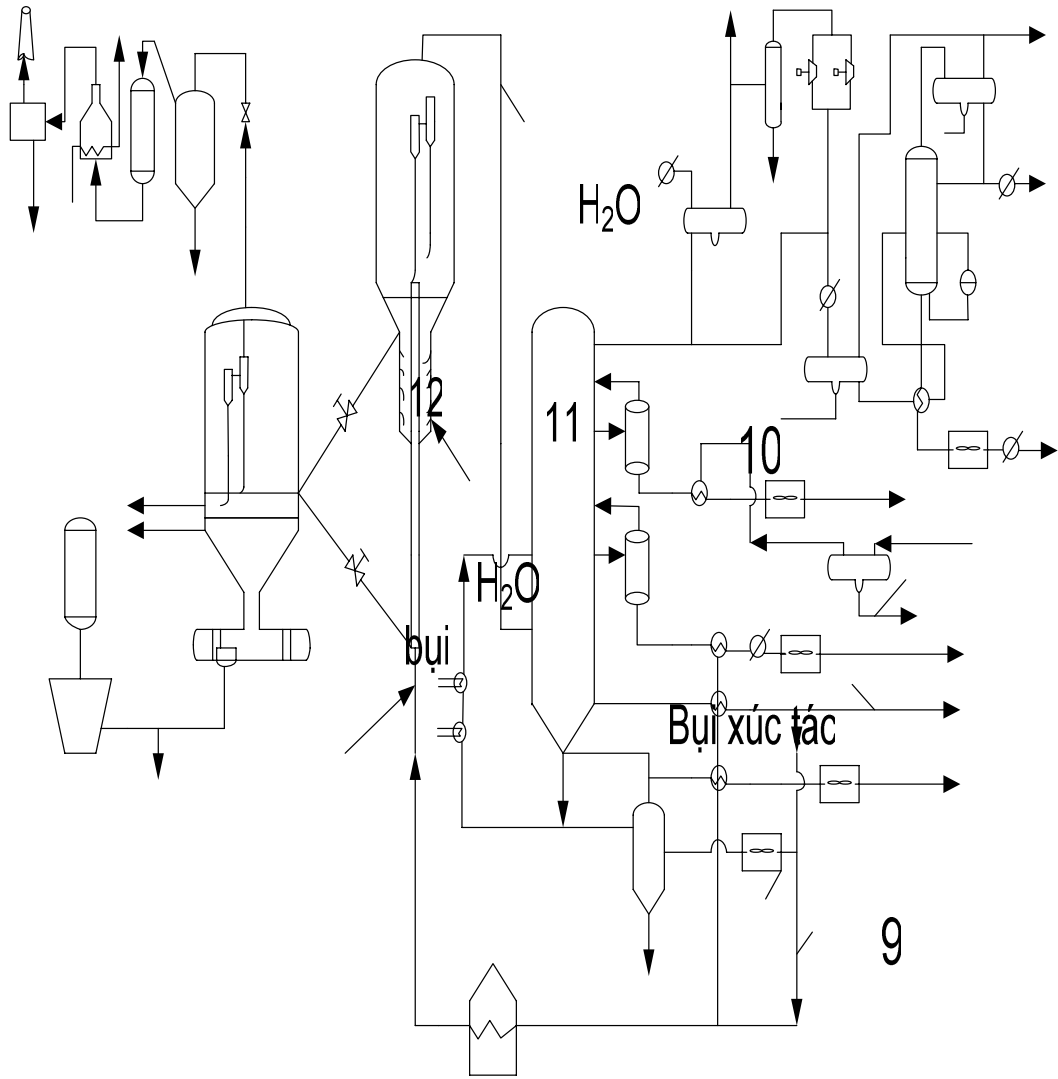
- Phân tách các phân đoạn sản phẩm của cracking xúc tác

Tổng quát dây chuyền công nghệ gồm 3 phần chính:

- Phản ứng
- Tái sinh và tận dụng nhiệt
- Phân tách sản phẩm

Hoạt động của dây chuyền như sau:

Nguyên liệu mới từ bể chứa nguyên liệu (1), được cho qua thiết bị trao đổi nhiệt ống chùm, nguyên liệu mới có thể được trộn với phân đoạn tuần hoàn HCO (2) và cặn đáy (3), sau đó cho qua lò đốt nguyên liệu cracking (4). Nguyên liệu sau khi ra khỏi (4) được tiếp xúc với dòng xúc tác nóng tái sinh (6) ở đáy thiết bị phản ứng (5) và xảy ra phản ứng cracking xúc tác. Sau khi tách khỏi xúc tác, dòng hơi sản phẩm (7) được chuyển đến cột chưng cất phân đoạn (13). Áp suất trong thiết bị phản ứng được khống chế bằng bộ phận điều chỉnh áp suất của cột phân đoạn. Xúc tác đã làm việc được cho qua vùng tách hơi (còn gọi là bộ phận rửa xúc tác) bằng cách thổi hơi nước vào.



Hình 1.3. Sơ đồ công nghệ cracking xúc tác với lớp xúc tác lỏng sôi (FCC) và phân tách các phân đoạn sản phẩm.

- 1- Bồn nguyên liệu; 2 – Dòng H₂O tuần hoàn; 3 – Dòng chặn đáy;
- 4 – Lò gia nhiệt; 5 - Thiết bị phản ứng; 6 – Dòng xúc tác đã tái sinh; 7 – Dòng sản phẩm hơi;
- 8 – Dòng xúc tác cốc hóa; 9 - Thiết bị tái sinh xúc tác; 10 - Buồng lắng bụi xúc tác; 11 - Thiết bị tận dụng nhiệt; 12 - Lọc điện;
- 13 - Cột chưng cất phân đoạn; 14 - Thiết bị tách.

Xúc tác có chứa cốc (8) được chuyển qua van điều khiển và khống chế bởi bộ kiểm tra mức xúc tác trong lò phản ứng và sau đó đi vào lò tái sinh. Mục đích chính của tái sinh là đốt cháy lớp cốc bám trên xúc tác bằng oxy của không khí. Xúc tác đã tái sinh được chuyển vào ống phản ứng đứng sau khi đã được đuổi sạch khí qua một van lá mà sự hoạt động của van này được khống chế, điều khiển tự động bởi bộ phận điều chỉnh nhiệt độ của reactor, rồi sau đó xúc tác được trộn với nguyên liệu racking và hoàn thành một chu trình.. Đồng thời người ta tháo xúc tác bẩn, già hóa ra và bổ sung xúc tác mới để đảm bảo độ hoạt tính ổn định của xúc tác theo thời gian làm việc.

Khí của quá trình cháy cốc và các hạt xúc tác chuyển động từ pha đặc vào pha loãng của đỉnh lò tái sinh, được qua 2 cấp cyclon để giữ lại các hạt xúc tác và tách khí. Sau đó, khói khí được qua buồng lắng (10) để tách tiếp bụi xúc tác rồi qua bộ phận tận dụng nhiệt (11), tiếp theo khói khí được làm sạch khỏi bụi xúc tác bằng lọc điện (12) rồi đi ra ngoài theo ống khói.

Hơi sản phẩm (7), được nạp vào cột chưng cất phân đoạn (13) để tách chia thành các sản phẩm khác nhau.. Xăng và phần nhẹ hơn được cho qua bộ phận ngưng tụ rồi vào thiết bị tách khí (14). Sau khi tách khí, ta nhận được phân đoạn C_1 , C_2 mà chúng có thể dùng làm khí nhiên liệu trong nhà máy. Phân đoạn C_3 , C_4 chứa nhiều propylen và buten được tách ra và dùng làm nguyên liệu cho nhà máy ankyl hóa và sản phẩm tiếp theo là xăng đã khử butan. Từ cột phân đoạn chính ta còn nhận được các phân đoạn sản phẩm như naphta nặng, LCO, và HCO. Phần HCO có thể cho tuần hoàn lại thiết bị phản ứng (4), và cuối cùng là phân đoạn dầu cặn đã được làm sạch khỏi bùn xúc tác. Một phần sản phẩm đỉnh của thiết bị tách bùn xúc tác cũng được cho tuần hoàn với HCO.

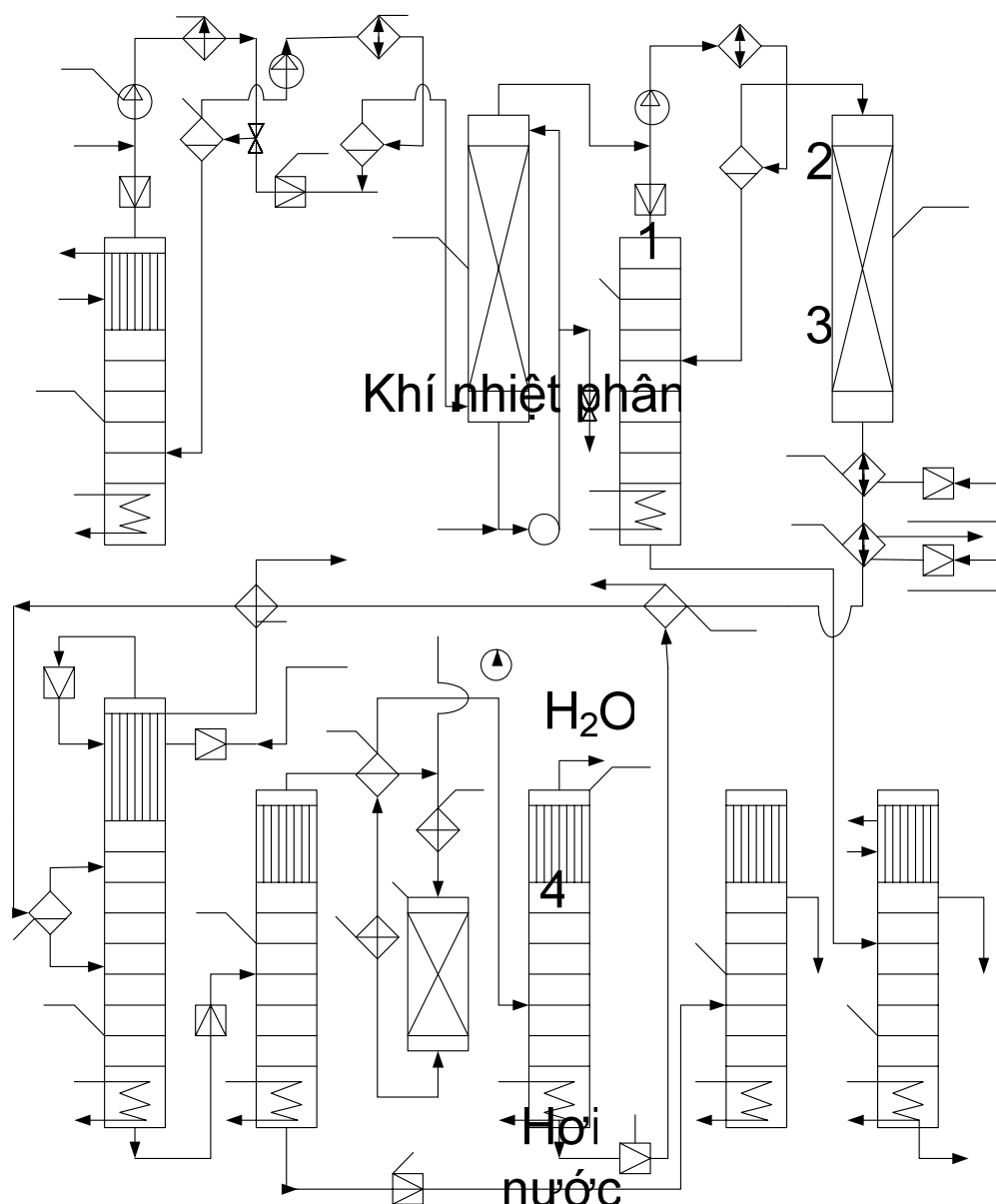
- Tách khí từ quá trình nhiệt phân

Bằng phương pháp chưng cất nhiệt độ thấp, có thể tách được metan, etan... với độ sạch tương đối cao.

Quá trình phân tách khí được thực hiện ở áp suất 3MPa - 4MPa. Để tách phân đoạn metan, cần nhiệt độ $t^0 = -100^0C$, nhiệt độ này được thiết lập nhờ vòng làm lạnh etylen, nó làm việc chỉ khi có propylen (hoặc NH_3), vì propylen khi nén và làm lạnh có khả năng ngưng tụ và khi nén đến áp suất khác nhau có thể cho nhiệt độ từ $0^0C - 40^0C$. Ở nhiệt độ này, khí nén etylen cũng nhờ đến áp suất khác nhau mà cho nhiệt độ từ $(-60^0C) - (-100^0C)$.

Một trong những sơ đồ công nghệ phân chia khí khi nhiệt phân phân đoạn hydrocarbon lỏng được mô tả trên hình 1.4.

Khí từ thiết bị nhiệt phân được nén từ từ trong năm bậc của thiết bị nén khí tuabin (1) (trên sơ đồ chỉ có ba mức độ), sau mỗi bậc, khí được qua bộ làm lạnh (2) và bộ phân ly (3), tại đó nó được tách khỏi phần ngưng tụ (nước và những chất hữu cơ), để tách những hydrocarbon nặng nhất, người ta ngăn phần ngưng tụ bậc tiếp theo và cho quay lại bộ lọc bậc trước (trên sơ đồ chỉ có nén bậc I và II). Nhờ đó hiệu ứng chưng cất được thiết lập và trong phần ngưng sau bậc I của bộ nén khí là hydrocarbon lỏng ở điều kiện thường. Chúng được tách ra trong khí hòa tan trong tháp tách hơi (4). Phần ngưng tụ được chuyển qua phần chế biến, còn khí quay lại đường hút bậc I của bộ nén khí.



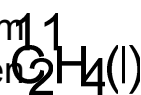
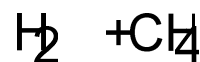
Hình 1.4. Sơ đồ công nghệ tách khí trong nhiệt phân hydrocarbon lỏng.

1 – Máy nén khí; 2, 8, 11, 18 – Sinh hàn; 3, 12 - Thiết bị tách;

4, 6 – Tháp tạo hơi nước; 5 - Thiết bị tưới; 7 - Thiết bị sấy; 13, 14, 19, 20, 21 – Tháp chưng cất phân đoạn; 15 - Thiết bị trao đổi nhiệt; 16 - Bộ phận cấp nhiệt cho hơi; 17 - Thiết bị làm sạch; 22 – Van chỉnh áp.

Sau khi nén bậc ba, khí chuyển qua làm sạch khỏi tạp chất axit. Làm sạch bằng dung dịch kiềm hồi lưu qua thiết bị lọc đệm (5). Sau đó nén khí đến áp suất 3,5 – 4 MPa. Phần ngưng tạo thành được tách ra khỏi khí và sau khi qua thiết bị phân ly của bộ nén khí bậc IV, nó chuyển qua tháp tách hơi (6). Tại đây khí hòa tan được tách ra và quay lại bộ nén khí bậc IV. Chất lỏng của tháp (6) gồm hydrocarbon $C_4 - C_5$ và để tách chúng, phần cất nhẹ cho vào tháp cất (21). Người ta còn cho vào đây phân đoạn tách được khí làm lạnh sâu.

Sau khi tách hydrocarbon cao, khí chuyển từ thiết bị sấy (7) đã chứa đầy Al_2O_3 hoặc zeolit và đến bộ phận làm lạnh sâu để tách khí.



15

Để tiết kiệm, người ta làm sạch sơ bộ khí từng bậc nhờ chất làm lạnh có độ lệch nhiệt độ khác nhau. Khí đi qua hai thiết bị làm lạnh (8) và (9) nhờ vòng propylen. Ở trong bộ thứ nhất, propylen hóa hơi khi $t^0 = -5^0\text{C}$ đến -15^0C ở áp suất cao, còn trong bộ thứ hai thì ở áp suất không khí và nhiệt độ $= -45^0\text{C}$, điều đó tiết kiệm được năng lượng khi nén chất làm lạnh. Làm lạnh tiếp trong bộ làm lạnh (10) nhờ quá trình hóa hơi phân đoạn etan thu được khí tách khí, và trong bộ làm lạnh (11) nhờ chất làm lạnh là phân đoạn metan. Vì những phân đoạn khí metan và etan thoát ra từ những bộ làm lạnh này có nhiệt độ thấp nên người ta dùng nó để làm lạnh những phần khác (trên sơ đồ có chỉ rõ). Một phần cấu tử khí ngưng tụ trong buồng làm lạnh sơ bộ. Khí được tách ra khỏi chất lỏng trong thiết bị phân ly (12), những dòng này chuyển đến những đĩa tương ứng của tháp chưng cất (13). Theo thành phần hơi và lỏng, tháp này được gọi là tháp tách metan. Nhiệm vụ của nó là tách phân đoạn metan khỏi những hydrocarbon nặng hơn được thu lại ở dưới tháp. Metan là chất khí khó hóa lỏng, ngoài ra nó được làm loãng bởi H_2 như thế càng làm giảm nhiệt độ ngưng tụ của nó. Bởi vậy, để lập lượng hồi lưu trong tháp tách metan cần phải làm lạnh thật sâu. Do đó, việc làm lạnh được thực hiện nhờ quá trình hóa hơi etylen lỏng từ vòng lạnh ở áp suất không khí và nhiệt độ $t^0 = -100^0\text{C}$. Để thay đổi từng phần quá trình làm lạnh này bằng phân đoạn metan thu được, người ta chặn đến áp suất 0,5 – 0,6 MPa và dùng nó làm lạnh phía trên của tháp.

Chất lỏng dưới tháp tách metan (13) gồm hydrocarbon $\text{C}_2 - \text{C}_4$. Mục tiêu tiếp theo là tách C_2 và C_3 được thực hiện trong tháp chưng cất (14), được gọi là tháp tách etan. Áp dụng bình thường trong tháp là 2,5 MPa, còn nhiệt độ phía trên tháp gần -10^0C . Bởi vậy, để lập lượng hồi lưu phải làm lạnh nhờ vòng lạnh propylen, (propylen hóa hơi dưới áp suất có khả năng đảm bảo nhiệt độ cần thiết do quá trình hóa hơi của nó). Phía trên tháp (14) thoát ra là hỗn hợp etylen và etan với tạp chất axetylen và khối lượng không đáng kể metan và propylen. Phân đoạn này đến bộ phận làm sạch – hydro để làm sạch khỏi axetylen. Người ta gia nhiệt nó trong bộ trao đổi nhiệt (15) nhờ nhiệt của dòng ngược và sau đó đến bộ gia nhiệt hơi (16). Sau đó, người ta thêm vào một lượng nhỏ H_2 và hydro hóa trong thiết bị làm sạch – hydro (7) trên xúc tác không đồng nhất.

Làm sạch phân đoạn đã làm sạch bằng nước trong bộ làm lạnh (18) và sau khi làm sạch cho qua bộ trao đổi nhiệt (15), tiếp tục nó được chuyển đến tháp chưng cất (19) gọi là tháp etylen. Nhiệm vụ của nó là tách etylen và etan, và đồng thời làm sạch etylen khỏi metan và những dẫn suất khí làm sạch hydro.

Tháp (19) thường làm việc ở áp suất 2,0 – 2,3 MPa và nhiệt độ phía trên là -30^0C đến -35^0C . Do đó, để làm lạnh phần ngưng hồi lưu phải

nhờ quá trình hóa hơi của propylen lỏng từ vòng lạnh. H₂ cùng tạp chất metan và etylen thoát ra từ phía trên tháp, được cho quay lại giai đoạn nén khí ban đầu tương ứng. Etylen lỏng từ một trong những đĩa phía trên tháp (19) được thu lại. Đôi khi nó được giữ lại ở trạng thái lỏng và khi đó chuyển đến nơi bảo quản hoặc xitec vận chuyển. Thường nó dùng ở dạng khí và có thể yêu cầu ở những áp suất khác nhau (ví dụ: tương tự như phân đoạn etan). Phần phân đoạn etan lỏng tụ lại ở tháp (19) bị chặn lại và sử dụng độ lạnh của nó như mô tả ở trên.

Chất lỏng trong tháp tách etan (14) chuyển đến tháp tách propan (20). Trong tháp (20), dưới áp suất ~20 Mpa, phân đoạn propan, propylen được chưng cất. Người ta làm lạnh phần ngưng hồi lưu bằng nước. Người ta thu và bảo quản phân đoạn này ở dạng lỏng, nhưng tùy vào áp suất yêu cầu trong giai đoạn tổng hợp tiếp theo mà người ta ngưng và sử dụng độ lạnh của nó cho nhu cầu này hoặc khác. Phân đoạn C₄ + C₅ được thu hồi ở dưới tháp tách propan và đưa qua tách thêm thành phân đoạn buten và penten trong tháp (21).

- Cô đặc và tách phân đoạn olefin

- Phân đoạn olefin thu được khi tách khí nhiệt phân thường chứa đến 2 – 3% mentan và etan, còn nếu không làm lạnh khỏi axetylen thì có đến 1 – 2% hydrocacbon này. Trong những thiết bị hiện đại, chất lượng etylen tăng đáng kể vì để polyme hóa nó thành polyetylen cần phải đạt độ tinh khiết lớn hơn 99,9%.

- Tùy thuộc vào nguồn thu mà có thể thu được propylen và propan với tỉ lệ khác nhau. Khi tách nó từ khí cracking, hàm lượng propylen chỉ đạt 30 - 40%(v); còn khi nhiệt phân hydrocacbon lỏng, hàm lượng propylen đạt 90 - 95%(v) propylen. Những cấu tử khác là hydrocacbon C₂ 0,2 - 2,0%(v). Còn khi không làm sạch bằng hydro thì có 0,5 – 2,0%(v) metylaxetylen và propadien. Thường người ta dùng phân đoạn propylen để tổng hợp, không cần phải làm sạch thêm. Đối với các quá trình tổng hợp cần hàm lượng propylen cao hơn, tốt hơn là tiến hành cô đặc, đồng thời tách một khối lượng propan bằng chưng cất. Khi chưng cất, trong propan có cả metylaxetylen cùng propadien. người ta thu propylen có độ sạch cao (99,9%) cần thiết để sản xuất polypropylen.

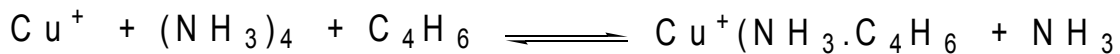
- Phân đoạn buten: Cũng tùy vào nguồn gốc thu mà có thể chia ra không chỉ theo hàm lượng tương đối của buten và butan mà còn theo tỷ lệ của những đồng phân khác nhau của chúng, bao gồm cả butadien-1,3.

Bảng 1.2. Thành phần các cấu tử của phân đoạn C₄ (% khối lượng)

Quá trình	<i>n</i> -C ₄ H ₁₀	Izo-C ₄ H ₁₀	<i>n</i> -C ₄ H ₈	Izo-C ₄ H ₈	C ₄ H ₆
Cracking xúc tác	10 - 20	35 - 50	25 - 40	5 - 10	-
Nhiệt phân	5 - 7	1 - 3	20 - 25	30 - 35	30 - 40

Việc tách phân đoạn C₄ bằng chưng cất bình thường không thể được vì độ hóa hơi của các cấu tử trong phân đoạn rất gần nhau. Vì vậy phải dùng những phương pháp đặc biệt dựa trên cơ sở chưng cất chiết tách và quá trình hấp phụ hóa học.

Khi chế biến phân đoạn C₄ của nhiệt phân, để tách butadien-1,3, phương pháp thường dùng là hấp phụ hóa học bằng dung dịch ammoniac-acetat đồng I:



Những phức này cùng với butadien-1,3 bền hơn so với phức của olefin. Khi xử lý phân đoạn bằng dung dịch chất hấp phụ ở nhiệt độ $t = -10^\circ\text{C} - 0^\circ\text{C}$, nó chủ yếu là butadien-1,3. Khi gia nhiệt đến 40°C , xảy ra quá trình giải hấp những olefin nối với phần butadien-1,3. Tại $70^\circ\text{C} - 75^\circ\text{C}$, butadien-1,3 sạch được tách ra, còn dung dịch hấp thụ sau khi làm sạch sẽ quay lại thiết bị hấp phụ.

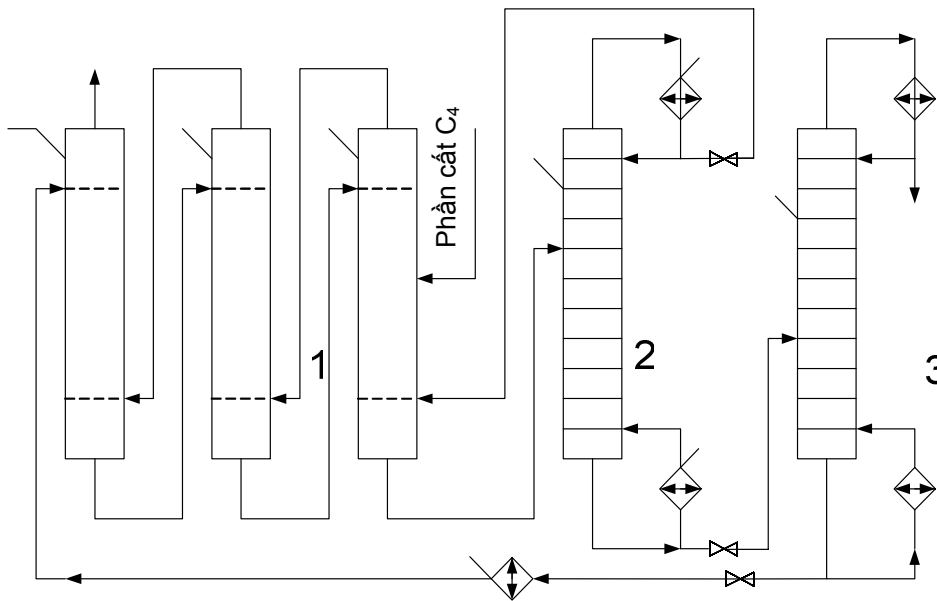
Người ta thực hiện quá trình trong tầng ngược của thiết bị cùng bộ khuấy. Mỗi thiết bị được trang bị bộ phân ly và máy bơm. Dung dịch chất hấp phụ sạch được cho vào thiết bị đầu tiên, còn phân đoạn buten thì vào thiết bị cuối, người ta thiết lập điều kiện tối ưu để hấp thụ phân đoạn hòa loãng bằng dung dịch chất hấp thụ sạch, còn người ta hấp thụ phân đoạn cô đặc bằng dung dịch bão hòa.

Trong số những thiết bị hiện đại, người ta thực hiện quá trình hấp thụ trong một số tháp chiết tách, trong đó phân đoạn lỏng và dung dịch hấp thụ chuyển động ngược chiều nhau nhờ sự chênh lệch tỷ trọng (hình 1.5).

Chất hấp thụ đã làm lạnh được cho vào phía trên thiết bị chiết tách đầu tiên (1) và chuyển động từ trên xuống qua tất cả ba thiết bị. Người ta cho phân đoạn C₄ ban đầu vào đoạn giữa bộ chiết tách thứ ba và nó được đẩy lên trên như những phân đoạn nhẹ và nó được chuyển từ thiết bị này qua thiết bị kia bằng bơm. Phân đoạn C₄ đã tách khỏi butadien -1,3 (C₄H₁₀ + C₄H₈) được lấy ra từ phần trên của bộ chiết tách (10) - bộ này đóng vai trò như bộ phân ly. Dung dịch bão hòa từ dưới bộ chiết tách (3) bơm vào tháp tách hơi (4), tại đây với nhiệt độ $t = 40^\circ\text{C}$ phần olefin được chưng cất. Bởi vì chúng chứa nhiều butadien -1,3 nên chúng quay lại hấp thụ ở phía dưới tháp (3).

Dung dịch từ dưới tháp (4) cho qua tháp tách hơi (5), tại đây nhờ quá trình gia nhiệt mà butadien-1,3 được giải hấp, còn chất hấp thụ tái sinh được làm lạnh trong bộ làm lạnh (6) và quay lại những bộ chiết tách.

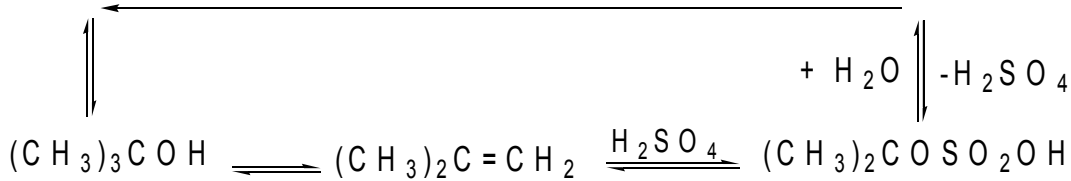
Hiện nay để tách butadien-1,3 người ta thường dùng phương pháp chưng cất chiết tách. Theo so sánh, furfurool là chất chiết tách có ưu thế hơn axetonitril và N-metyl-pirolidon. Khi có chúng, quá trình khác biệt về quá trình hóa hơi tương đối của butadien -1,3 và olefin tăng lên nhờ đó butadien-1,3 có thể lập tức tách khỏi những cấu tử khác.



Hình 1.5. Sơ đồ công nghệ tách butadien -1, 3 từ phân đoạn C₄ bằng phương pháp hấp phụ.

1, 3 - Thiết bị trích ly; 4, 5 - Thiết bị tạo hơi; 6 - Sinh hàn;
7 - Thiết bị đun nóng; 8 - Thiết bị ngưng tụ.

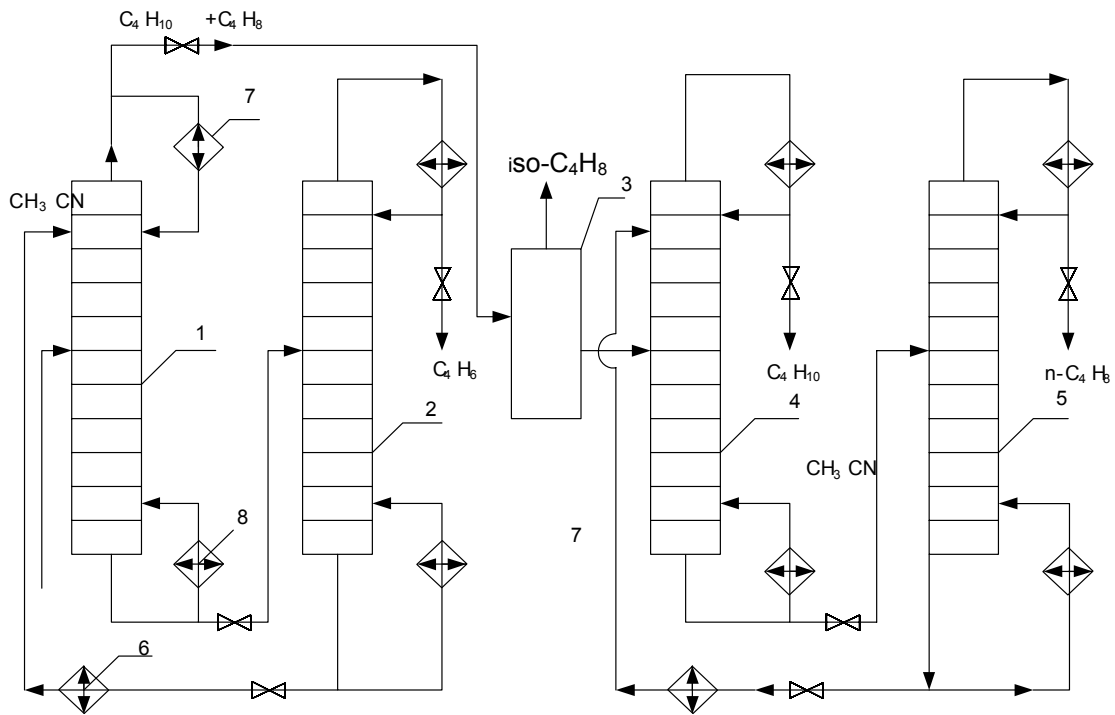
izo-buten được tách ra bằng H₂SO₄ 40% – 60% (H₂SO₄ không phản ứng với olefin khác). Khi đạt đến nhiệt độ thấp đủ để tạo thành axit tecbutyl-sulfuric và tec-butanol, chúng bị phân hủy đến khi tạo thành *izo*-buten, còn tạo ra những sản phẩm phụ là polyme *izo*-buten thấp phân tử:



Sơ đồ công nghệ tách phân đoạn C₄ của quá trình nhiệt phân hydrocarbon lỏng, bằng phương pháp chưng cất chiết tách được mô tả trên hình 1.6.

Chất hấp phụ

Phân đoạn C₄ cho vào phần giữa tháp (1), còn phần trên tháp cho axetonitril, dung dịch ở dưới tháp cho qua tháp tách hơi (2), butadien-1,3 được chưng cất và chất chiết ly được tái sinh quay lại tháp (1). Hỗn hợp hấp thụ butan và buten chuyển đến bộ phận (3) để tiến hành hấp thụ hóa học *izo*-butan, sau đó phần còn lại đến tháp chưng cất chiết tách (4). Phía trên tách được butan rồi chưng cất thêm để thu được *n*-butan và *izo*-butan riêng biệt, *n*-buten trong tháp (5) được chưng cất khỏi chất chiết ly, chất chiết ly quay lại tháp (4).



Hình 1.6. Sơ đồ công nghệ tách phân đoạn C₄ bằng phương pháp chưng cất chiết tách.

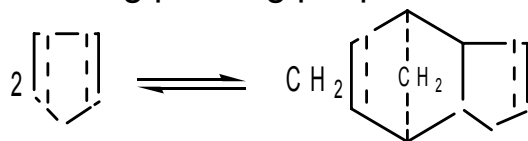
- 1, 4 - Tháp chưng cất phân đoạn; 2, 5 - Tháp tạo hơi;
- 3 - Bộ phận hấp phụ hóa học *iso*-buten; 6 - Sinh hàn;
- 7 - Thiết bị ngưng tụ; 8 - Bộ cung cấp nhiệt.

- Phân đoạn penten: có thành phần rất phức tạp, số liệu tương ứng bảng 1.3.

Bảng 1.3. Thành phần các cấu tử của phân đoạn C₅ (% khối lượng)

Hợp chất	Cracking xúc tác	Nhiệt phân	Hợp chất	Cracking xúc tác	Nhiệt phân
<i>n</i> -pentan	12	26	Xyclopent	-	1-2
<i>izo</i> -pentan	60	24	en	-	9
<i>n</i> -penten	12	12	Pentadien	-	12
<i>izo</i> -penten	16	12	<i>Izo</i> -pren	-	8-12
			Xyclopentadien		

Trong số những hợp chất này, *izo*-penten, *izo*-pren, *izo*-pentan và xyclopentadien có ý nghĩa quan trọng nhất. Để tách xyclopentadien, người ta dùng phương pháp dime hóa nó:



Người ta giữ phân đoạn penten dưới áp suất và nhiệt độ $t = 100^\circ\text{C} - 120^\circ\text{C}$, tiến hành chưng cất phân hydrocarbon còn lại khỏi những dime có nhiệt độ sôi cao. Sau đó depolyme hóa bằng cách gia

niệt đến nhiệt độ $t = 200^{\circ}\text{C}$ thì thu được xyclopentadien. Hydrocacbon này và dime của nó là nguyên liệu chính cho hàng loạt các quá trình tổng hợp.

/zo-pren từ phân đoạn C_5 của nhiệt phân hydrocacbon lỏng được tách khi chưng cất chiết tách kết hợp với việc chưng cất từng phần những tạp chất và chưng cất nguyên liệu của phân đoạn, bởi vì hấp thụ hóa học bằng dung dịch ammoniac-đồng trong trường hợp này không hiệu quả.

1.3. Hydrocacbon thơm

Về giá trị, hydrocacbon thơm là nguyên liệu để tổng hợp hữu cơ – hóa dầu, đứng thứ 2 sau olefin. Nhiệt độ sôi của những đồng phân xylen rất gần nhau, và chúng chỉ có thể được tách từng phần bằng chưng cất thật chính xác. P-xylen và durola nóng chảy ở nhiệt độ lớn hơn đồng phân của chúng, nên thường dùng phương pháp kết tinh để tách chúng. Người ta còn dùng phương pháp này để tách naphtalen.

Sự có mặt của hệ liên hợp làm cho hydrocacbon thơm có khả năng hấp thụ cao hơn so với những hydrocacbon khác, đặc biệt với parafin và naphten. Hydrocacbon thơm có khả năng hòa tan lớn trong những chất lỏng phân cực như dietylglycol, phenol. Trong những hydrocacbon khác, chúng tan rất ít. Chúng dễ bị hấp phụ bởi những chất hấp phụ rắn (than hoạt tính, silicagen). Những tính chất này của hydrocacbon thơm được dùng trong công nghiệp để tách chúng bằng cách chiết tách, chưng cất chiết tách và hấp phụ...

Toluen và xylen có nhiệt độ bắt cháy thấp nên độ nguy hiểm cháy của chúng rất lớn. Sự độc hại của chúng vượt trội hơn những hydrocacbon loại khác và độc tố trong máu phá hủy tuần hoàn máu tủy xương. Do đó nồng độ cho phép trong không khí tại nơi sản xuất đối với benzen là $20\text{mg}/\text{m}^3$

Hydrocacbon thơm thu được từ quá trình thơm hóa các loại khoáng sản. Cụ thể là phương pháp nhiệt phân, reforming xúc tác sản phẩm dầu mỏ, cốc hóa than đá.

1.3.1. Thơm hóa những sản phẩm dầu

Nhiệt phân: khi nhiệt phân sản phẩm dầu với mục đích thu olefin thấp phân tử, xảy ra quá trình thơm hóa những hydrocacbon mạch thẳng. Kết quả là trong sản phẩm lỏng của nhiệt phân tích tụ dần một lượng lớn hydrocacbon thơm.

Reforming xúc tác: là một trong số các quá trình quan trọng của công nghiệp chế biến dầu. Quá trình này cho phép sản xuất các cấu tử cao octan cho xăng, các hợp chất hydrocacbon thơm (BTX) cho tổng hợp hóa dầu. Ngoài ra, quá trình còn cho phép nhận được khí hydro kỹ thuật với giá rẻ nhất so với các quá trình điều chế hydro khác. Quá trình reforming xúc tác thường dùng nguyên liệu là phân đoạn xăng có trị số

octan thấp, đó là phân đoạn xăng của quá trình chưng cất trực tiếp từ dầu thô, hay từ phân đoạn xăng của cracking nhiệt, cốc hóa hay vibreking.

Có thể nói reforming xúc tác như một quá trình thơm hóa các sản phẩm dầu mỏ. Khác với quá trình cracking dùng xúc tác aluminosilicat, trong reforming người ta dùng xúc tác 2 chức năng. Quá trình chuyển hóa hóa học khi reforming xúc tác được xác định bởi 2 chức năng của xúc tác. Trên tâm axit xảy ra phản ứng đồng phân hóa parafin thành *izo*-parafin và naphten vòng 5 cạnh thành đồng đẳng cyclohexan; mặt khác trên tâm kim loại xảy ra phản ứng dehydro hóa tạo vòng no, vòng thơm.

1.3.2. Quá trình cốc hóa than đá

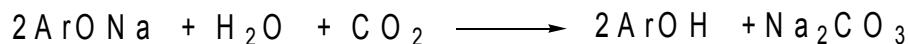
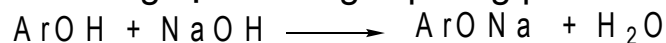
Quá trình cốc hóa bị kéo theo bởi quá trình chuyển hóa hóa học sâu phần hữu cơ của than. Cũng như trong những quá trình cắt mạch nhiệt những sản phẩm dầu mỏ, trong quá trình cốc hóa, những sản phẩm lỏng và khí được tạo thành từ than đá ít hơn từ dầu mỏ. Vì vậy, hiệu suất cốc của nó rất lớn (75 – 80%), còn sản phẩm lỏng không đáng kể (4-5%)

1.3.3. Tách và làm sạch hydrocacbon thơm

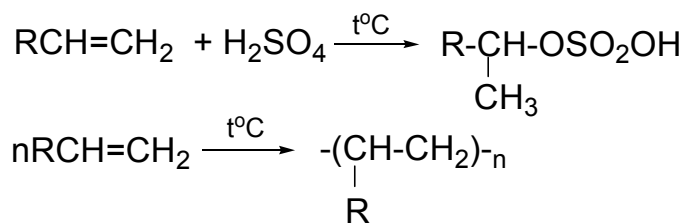
Hàm lượng của hydrocacbon thơm trong sản phẩm lỏng thu được từ những quá trình thơm hóa khác nhau dao động từ 30 – 36% (nhiệt phân và reforming xúc tác) đến 95 – 97% (ankyl hóa benzen và nhựa cốc hóa than đá). Trong chúng còn có olefin (từ 2 – 3 đến 15%), parafin và naphten. Ngoài ra, trong sản phẩm cốc hóa có một số hợp chất của oxi (phenol, cumol), bazơ piridin, hợp chất vòng không đồng nhất của lưu huỳnh (tiofen, tiotolen, tionaphten), chúng có nhiệt độ sôi gần với những hydrocacbon thơm tương ứng.

Với sản phẩm thu được từ phương pháp ankyl hóa benzen và cốc hóa than đá. Quá trình làm sạch bao gồm những giai đoạn cơ bản sau:

❖ Tách phenol bằng cách xử lý phân đoạn sản phẩm với dung dịch kiềm, rồi từ dung dịch kiềm giải phóng phenol bằng CO₂:



❖ Giai đoạn quan trọng là làm sạch hydrocacbon thơm khỏi olefin. Đối với sản phẩm thu được từ quá trình cốc hóa than đá có chứa ít olefin, người ta xử lý bằng axit sunfuric H₂SO₄ 90% – 93%. Khi đó phần olefin chuyển thành ankylsulfat và chuyển vào lớp axit và phần còn lại bị polyme hóa.

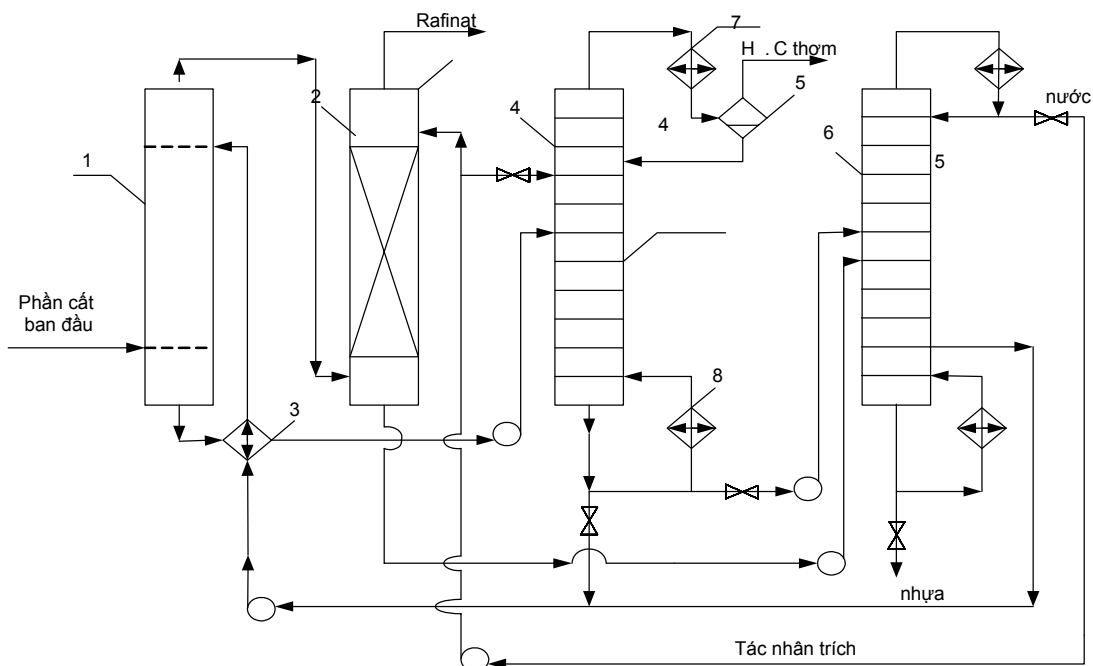


Với sản phẩm từ quá trình nhiệt phân, có chứa một lượng lớn olefin, nên việc làm sạch chúng bằng H_2SO_4 không hiệu quả. Khi đó, người ta thực hiện sự hydro hóa hỗn hợp sản phẩm trên xúc tác không ảnh hưởng đến vòng thơm.

❖ Đối với phân đoạn sản phẩm thu từ sự cốc hóa, sau khi làm sạch bằng H_2SO_4 , chúng được chưng cất để thu được sản phẩm cuối cùng. Nhưng đối với sản phẩm thu được từ nhiệt phân và reforming xúc tác, có chứa rất nhiều parafin nên chưng cất thường không thực hiện được. Lúc đó, người ta dùng chiết tách hydrocacbon thơm bằng dung môi chọn lọc (di-, tri-, và tetra etylenglycol) và để tăng độ chọn lọc, người ta thêm vào quá trình chiết tách 5% – 8% nước.

Sơ đồ tách hydrocacbon thơm bằng phương pháp tách chiết được mô tả trên hình 1.7.

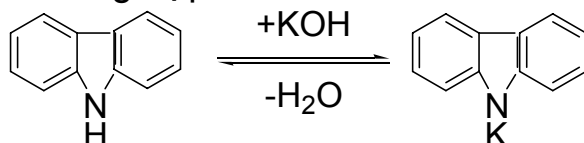
Người ta cho phân đoạn nguyên liệu ban đầu vào phần dưới tháp chiết tách (1), nó được chuyển lên trên ngược dòng với chất chiết ly từ phía trên tháp đi xuống. Phần rafinat thoát ra từ phía trên tháp có mang theo một lượng chất chiết ly, để tái sử dụng nó, người ta rửa rafinat trong bể (2) bằng nước, sau đó dùng như nhiên liệu. Chất chiết ly bão hòa từ dưới tháp (1) được đun nóng trong bộ trao đổi nhiệt (3) bằng chất chiết ly tái sinh nóng rồi chuyển đến tháp (4) để thực hiện chưng cất chiết tách hydrocacbon thơm khỏi nước. Trong thiết bị phân ly (5), nước được tách ra và nó lại quay lại tháp chưng cất (4), còn hỗn hợp hydrocacbon thơm cho vào chưng cất cuối cùng. Chất chiết ly từ dưới tháp (4), sau khi làm lạnh sẽ quay lại chiết tách, còn một phần của nó được mang đi tái sinh trong tháp (6) để chưng cất phần nước dư và làm sạch khỏi sản phẩm ngưng tụ. Mức độ tách hydrocacbon thơm bằng phương pháp này đạt đến 93 – 99%.



Hình 1.7. Sơ đồ công nghệ trích tách hydrocarbon thơm.

- 1, 4 - Tháp chưng cất phân đoạn; 2 - Tháp tưới; 3 - Bộ trao đổi nhiệt;
 5 - Thiết bị tách; 6 - Cột tái sinh tác nhân trích; 7 - Thiết bị ngưng tụ;
 8 - Bộ cấp nhiệt.

Để tách hydrocarbon thơm có vòng ngưng tụ (naphten, antraxen, phenaltren), người ta dùng phương pháp tinh thể hóa. Từ phân đoạn antraxen của nhựa than đá ($270^{\circ}\text{C} - 350^{\circ}\text{C}$), được nóng chảy cùng với kali hydroxyt và bằng thủy phân, người ta tách được một số chất cần thiết cho tổng hợp hữu cơ đó là cacbazol:



- Đặc tính các phân đoạn hydrocarbon thơm

Hydrocarbon thơm thu được từ 2 nguồn chính đó là từ than đá và từ dầu mỏ. Chúng khác nhau về hàm lượng hợp chất hữu cơ chứa lưu huỳnh. Sản phẩm thu được từ dầu mỏ, vì ngay từ phân đoạn dầu nguyên liệu ban đầu chứa rất ít lưu huỳnh hoặc kết quả làm sạch bằng hydro tốt, nên hàm lượng S lẫn trong sản phẩm chỉ còn 0,0001 – 0,002%; còn sản phẩm từ quá trình cốc hóa than đá thì nhiều hơn đến khoảng 100 lần. Điều này có ý nghĩa quan trọng trong các quá trình có dùng xúc tác với nguyên liệu là những hợp chất thơm, nếu có hợp chất chứa lưu huỳnh thì quá trình nhiễm bẩn xảy ra nhanh hoặc phải tăng lưu lượng xúc tác. Những tạp chất khác là olefin (chỉ số brom đến 0,6g $\text{Br}_2/100\text{g}$) và parafin (độ sunfit hóa không nhỏ hơn 99%)

Benzen và toluen: tùy vào nguồn thu mà có hàm lượng từ 99,0 đến 99,9% chất cơ bản.

Phân đoạn xylene: có thể được chia theo tỷ lệ đồng phân của xylene và

hàm lượng etylbenzen, có nhiệt độ sôi gần với xylen (136,2⁰C). Tạo thành khi phân hóa nhiệt nguyên liệu. Thành phần ví dụ của phân đoạn xylen như sau:

Bảng 1.4. Thành phần các đồng phân xylen ((% khối lượng)

	<i>o</i> -xylen	<i>m</i> -xylen	<i>p</i> -xylen	Etylbenzen
Xylen từ hóa học cốc hóa	10-12	52-60	14-20	8-12
Xylen từ hóa học dầu mỏ	20-24	40-45	18-20	14-46

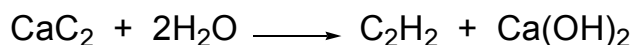
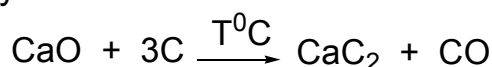
1.4. Axetylen.

Axetylen là chất khí không màu, ở dạng tinh khiết có mùi ete yếu. Nó có giới hạn nổ trong không khí lớn, độ nguy hiểm về nổ của axetylen càng gia tăng do quá trình phân hủy nó thành những chất đơn giản tỏa nhiều nhiệt. Tính quan trọng khác của axetylen là khả năng hòa tan của nó lớn hơn nhiều so với các hydrocacbon khác.

Axetylen thu được từ các quá trình chế biến khác nhau.

1.4.1. Chế biến axetylen đi từ cacbua canxi

Cacbua canxi thu được từ oxit canxi và cốc trong lò hồ quang điện. Phản ứng thu nhiệt mạnh và đòi hỏi nguồn năng lượng dự trữ lớn. Khi phân hủy cacbua canxi bằng nước theo phản ứng tỏa nhiệt, ta thu được axetylen



Từ 1kg cacbua canxi kỹ thuật có chứa tạp chất cốc, oxit canxi và những chất khác, có thể thu được 230 – 280lít axetylen. Theo lý thuyết, từ 1kg cacbua canxi sạch thì sẽ tạo thành 380lít axetylen.

Khi phân hủy cacbua canxi, cần phải tuân theo một số điều kiện để quá trình thực hiện bình thường. Phản ứng không đồng nhất, vận tốc của phản ứng phụ thuộc vào kích thước hạt cacbua. Khối phản ứng phải khuấy trộn vì trên hạt cacbua có thể tạo thành lớp ngăn cản quá trình phân hủy của cacbua và dẫn đến quá trình cháy cục bộ. Cần phải giải nhiệt cho sản phẩm đều đặn, để đảm bảo cho axetylen không bị polyme hóa và phân hủy.

Phương pháp khô

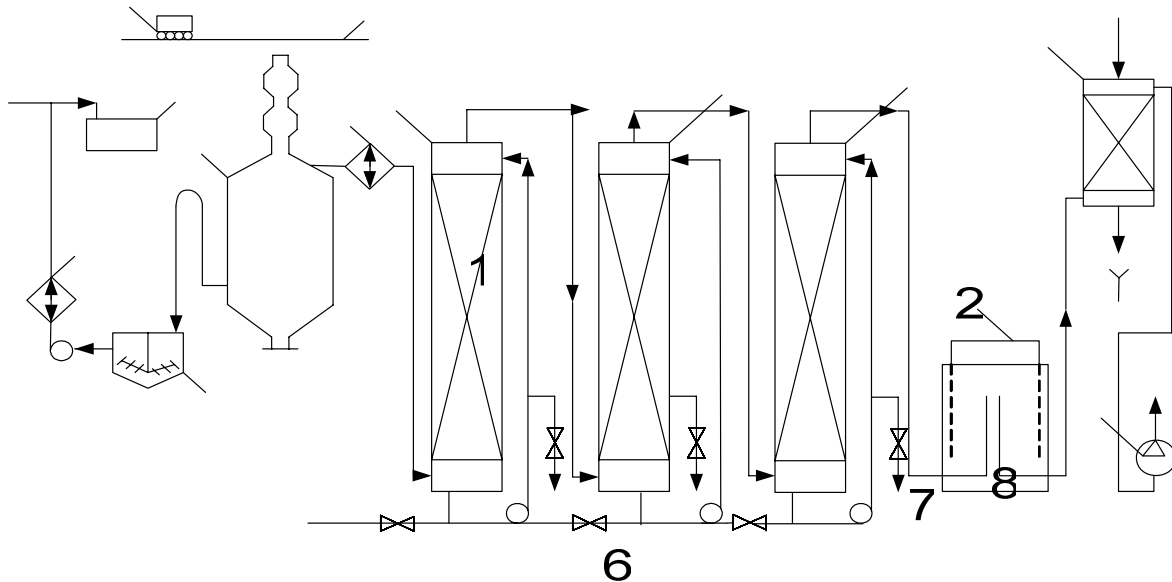
Nhiệt phản ứng được lấy ra do một khối lượng nước dư, nhờ quá trình hóa hơi của nó. Ca(OH)₂ thu được ở dạng khô và nó được dùng để chế tạo vật liệu xây dựng

Phương pháp ướt

Nhiệt phản ứng được giải phóng bằng nước dư, để đun nóng nó lên 50 – 60⁰C. Trong đó, cứ 1kg cacbua canxi cần gần 10kg nước. Như thế,

Ca(OH)_2 thu được ở dạng huyền phù trong nước, ít có lợi cho việc tận dụng tiếp theo.

Sơ đồ công nghệ điều chế axetylen từ cacbua canxi



Hình 1.8. Sơ đồ công nghệ điều chế axetylen từ cacbuacanxi

1 – Toa chứa; 2 - Đường ray; 3 – Thùng cao vị; 4, 7 – Sinh hàn;
5 - Thiết bị lắng; 6 - Thiết bị sinh axetylen; 8, 10 – Tháp tưới;
11 – Thùng chứa khí ướt;
12 - Thiết bị chắn lửa, 13 - Máy nén.

CaC_2 được tải đến trong những toa chứa (1), chuyển động theo đường ray (2), rồi được đổ vào bunke của bộ tái sinh (6) loại “ướt”. Sữa vôi thu được trong bộ tái sinh khi phân hóa CaC_2 , cho qua thiết bị lắng (5), được khuấy liên tục nhờ bộ khuấy hình quạt. Bộ khuấy này chuyển phần bùn lắng đến khe máng tháo trung tâm. Bùn vôi được bơm bằng bơm đặc biệt đến những giếng lắng. Dung dịch Ca(OH)_2 trong nước, từ bể lắng (5), qua bộ làm sạch (4) và được thu hồi quay trở lại thùng cao vị (3). Tại đây, người ta thêm một lượng nước mới để bù vào lượng hao hụt. Từ thùng cao vị, nước chảy đến thiết bị tái sinh (6).

Axetylen tạo thành trong thiết bị tái sinh có nhiệt độ $50 - 60^\circ\text{C}$, nó được làm lạnh trong bộ làm lạnh (7), được tách khỏi phần ngưng và chuyển qua thiết bị lọc bậc thang (8) với dòng hồi lưu là dung dịch H_2SO_4 . Trong (8), axetylen được giải phóng khỏi phần dư ammoniac tan trong nước lúc tái sinh và lúc ngưng tụ tại bộ làm lạnh (7). Sau đó, chuyển đến thiết bị lọc (9) với dòng hồi lưu là dung dịch hipoclorua natri. Cuối cùng, chuyển đến bộ lọc kiềm (10), để làm sạch clo bị nhiễm ở tháp hipoclorua. Đối với tất cả những dung dịch hấp thu thì phần hồi lưu được thực hiện nhờ bơm ly tâm. Phần dung dịch đã sử dụng, được lấy ra khỏi hệ thống một cách định kỳ và thay dung dịch mới. Axetylen đã làm sạch được thu lại trong thùng chứa khí “ướt” (11). Từ đây, nó được chuyển đi tiêu dùng bằng thiết bị nén khí (13), sau khi qua van thủy lực

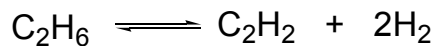
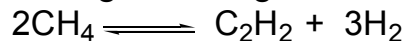
NaCl

bảo hiểm hoặc thiết bị chặn lửa (12).

So sánh những phương pháp điều chế axetylen: nhược điểm chính của phương pháp cacbua để thu được axetylen là chi phí năng lượng điện lớn cho việc thu được CaC_2 , nhiều giai đoạn chuyển hóa nhiên liệu ($\text{CaCO}_3 \rightarrow \text{CaO} \rightarrow \text{CaC}_2 \rightarrow \text{C}_2\text{H}_2$) và vốn đầu tư trong sản xuất lớn. Ưu điểm của phương pháp là thu được axetylen đậm đặc, làm sạch nó khỏi tạp chất không khó. Ngoài ra, thu cacbuacacxi dựa trên nguồn than đá dồi dào.

1.4.2. Chế biến axetylen đi từ hydrocacbon

Người ta thu được axetylen từ metan và những parafin khác theo phản ứng thuận nghịch sau:



Đây là những phản ứng thu nhiệt, cân bằng của phản ứng chuyển dịch về bên phải khi nhiệt độ $t = 1000^\circ\text{C} - 1300^\circ\text{C}$, trong thực tế $t = 1200^\circ\text{C} - 1600^\circ\text{C}$.

Chế biến axetylen theo phương pháp này tương đối phức tạp do xảy ra phản ứng phụ, chủ yếu là quá trình phân hủy axetylen thành cacbon và hydro. Phản ứng phụ xảy ra mãnh liệt và đạt cực đại tại nhiệt độ $t = 1200^\circ\text{C} - 1600^\circ\text{C}$. Nhiệt độ này, cũng chính là nhiệt độ phản ứng chính đạt cực đại.

Cũng như trong những trường hợp khác, việc điều chỉnh hiệu suất phản ứng bằng việc rút ngắn thời gian phản ứng ($t = 0.01$ giây), bằng việc giảm độ chuyển hóa của nguyên liệu xuống còn 50%.

Tùy theo cách cấp nhiệt, để thực hiện phản ứng nhiệt phân những hydrocacbon thành axetylen, người ta chia ra 4 phương pháp: nhiệt phân tái sinh, nhiệt phân đồng thể, nhiệt phân cracking điện, nhiệt phân oxy hóa.

1.5. Khí tổng hợp

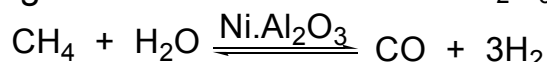
Khí tổng hợp là hỗn hợp khí gồm hydro và oxit cacbon theo các tỉ lệ thể tích khác nhau từ 1 : 1 đến 1 : 2 - 2.3.

Để sản xuất khí tổng hợp, trước tiên người ta dùng than, sau đó dùng quá trình chuyển hóa hydrocacbon, người ta thực hiện quá trình này theo 2 phương án: dùng xúc tác và dùng nhiệt.

1.5.1. Chuyển hóa hydrocacbon

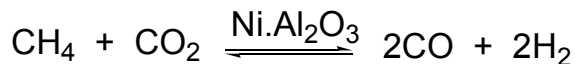
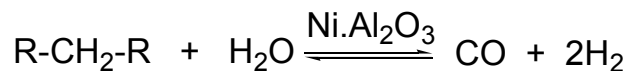
Hướng dùng xúc tác

Phản ứng chính của phương pháp này là chuyển hóa hydrocacbon bằng hơi nước trên xúc tác $\text{Ni}/\text{Al}_2\text{O}_3$.



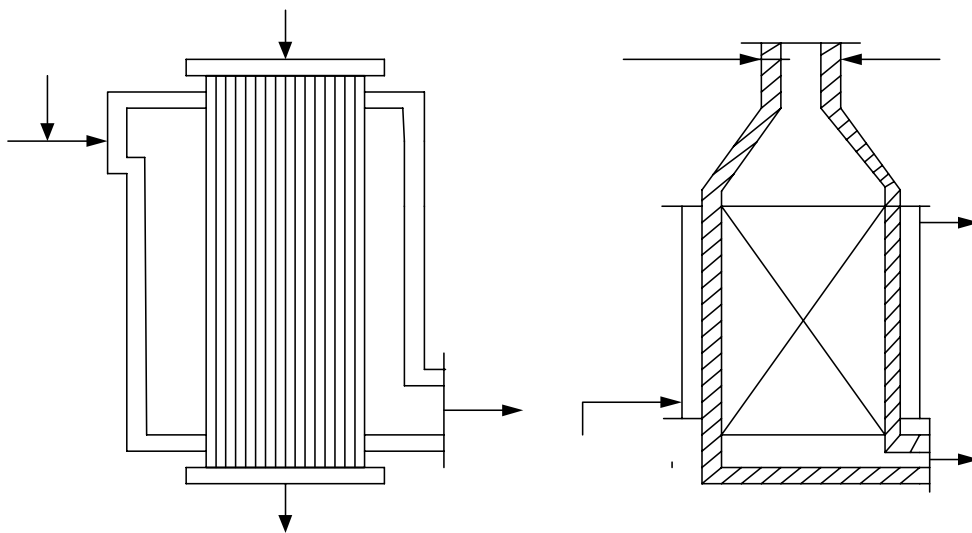
Tỉ lệ sản phẩm giữa H_2 : CO khá cao, trong khi đó để sử dụng cho

tổng hợp hữu cơ, tỉ lệ này rất nhỏ, từ 1 : 1 đến 2 - 2.3 : 1. Các tỉ lệ nhỏ này đạt được bằng cách, hoặc tiến hành chuyển hóa các hydrocarbon lỏng hoặc thêm vào hơi nước một lượng dioxit cacbon trong khi chuyển hóa



Công nghệ của quá trình gồm nhiều giai đoạn: chuẩn bị nguyên liệu, chuyển hóa, tái sinh nhiệt, làm sạch sản phẩm khỏi CO₂. Trong giai đoạn đầu, cần lưu ý xúc tác niken rất nhạy với các hợp chất chứa lưu huỳnh. Do vậy, hàm lượng lưu huỳnh phải khống chế trong giới hạn 1mgS/m³. Nếu các nguyên liệu sử dụng không đáp ứng yêu cầu này, thì phải tiến hành quá trình loại lưu huỳnh bằng xúc tác. Giai đoạn chuẩn bị nguyên liệu còn bao gồm trộn khí với hơi nước và đun nóng sơ bộ hỗn hợp phản ứng.

Các thiết bị sử dụng cho quá trình chuyển hóa hydrocarbon



Hình 1.9. Các thiết bị phản ứng sử dụng cho sự chuyển hóa xúc tác hydrocarbon
a - Lò ống; b - Lò chuyển hóa oxy

Do quá trình thu nhiệt lớn, các chuyển hóa hydrocarbon được thực hiện trong các lò ống (hình 1.9a). Nguyên liệu được đưa vào ống có chứa xúc tác dị thể và được đốt nóng bằng khí đối lưu, nhiệt độ đạt được chủ yếu bằng phương pháp bức xạ nhiệt. Nhược điểm của hệ thống này là đòi hỏi các ống phải có độ chịu nhiệt lớn, nhất là các ống tích trữ của lò tương đối thấp vì xúc tác chỉ chiếm một phần nhỏ thể tích của các ống.

KK

Để khắc phục nhược điểm trên, người ta đưa một hệ thống khác, trong đó các phản ứng thu nhiệt thực hiện đồng thời với các phản ứng tỏa nhiệt (hình 1.9b). Cụ thể là quá trình đốt cháy một phần hydrocacbon khi đưa oxy vào sẽ làm cho hiệu ứng nhiệt của toàn bộ các quá trình trở nên dương.

Các tính toán cho thấy đối với hệ thống này cần đưa hỗn hợp CH_4 và O_2 theo tỉ lệ 1,0 : 0,55 để tránh quá trình nổ xảy ra. Hơn nữa, hỗn hợp này sẽ bị làm loãng bởi hơi nước, do đó sẽ hạn chế tối đa quá trình nổ. Tỉ lệ thể tích giữa hơi nước và metan có thể thấp hơn so với trường hợp không có oxy, cụ thể là từ 1 : 1 đến 2,5 ÷ 3,0 : 1. Quá trình này được gọi là oxy hóa, nó không đòi hỏi quá trình giải nhiệt từ bên trong và có thể thực hiện trong các lò với lớp xúc tác dày đặc.

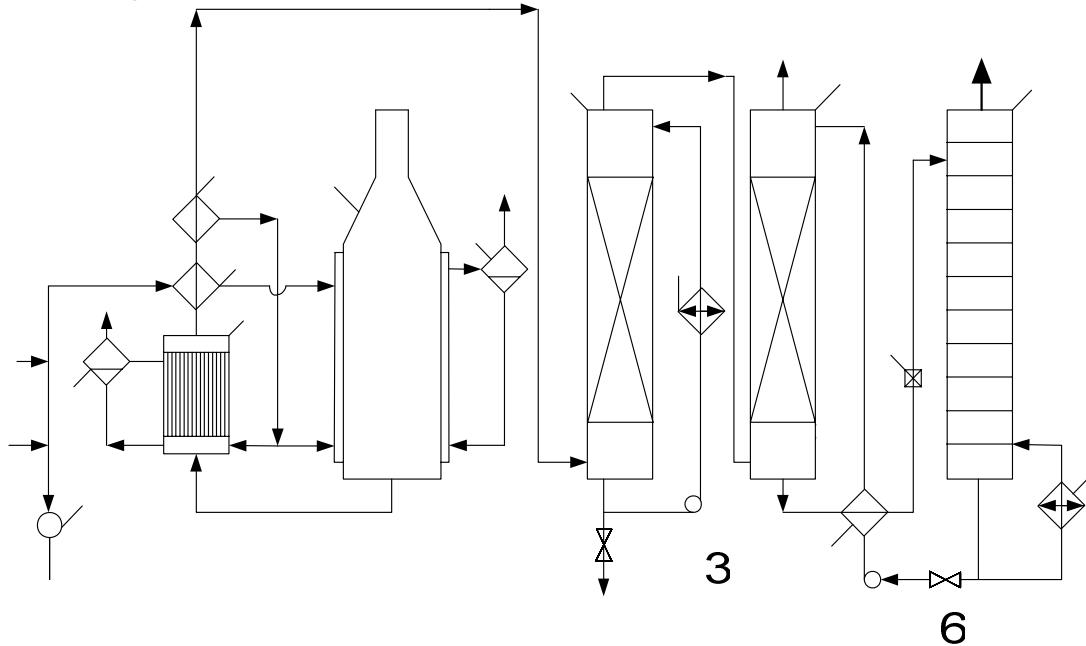
Vách lò được xây bằng gạch chịu lửa và có vỏ áo nước làm lạnh (trong vỏ áo này sẽ tiến hành tái sinh hơi nước). Ở phần trên của lò, có bộ phận trộn, và tại đây người ta sẽ đưa hỗn hợp $\text{CH}_4 + \text{H}_2\text{O}$ và $\text{O}_2 + \text{H}_2\text{O}$ vào. Bộ phận trộn có nhiệm vụ đồng nhất hóa hỗn hợp này và tránh hiện tượng nổ hoặc bốc cháy. Quá trình đốt cháy metan xảy ra nhanh hơn quá trình chuyển hóa. Vì vậy, ở các lớp xúc tác trên cùng nhiệt độ nhanh chóng đạt đến cực đại ($1100 - 1200^\circ\text{C}$), sau đó giảm xuống còn khoảng $800 - 900^\circ\text{C}$ khi ra khỏi lò. So với hệ thống lò ống, hệ thống này có nhiều ưu điểm nổi bật, nhất là không cần trang bị các ống chịu nhiệt cao, kết cấu lò đơn giản và thể tích hữu dụng tăng đáng kể.

Trong thời gian dài, các thiết bị thường được làm việc với áp suất gần với áp suất khí quyển, và những thiết bị loại này hiện nay vẫn còn được sử dụng. Tuy nhiên, gần đây người ta đã chuyển qua các thiết bị làm việc dưới áp suất cao, khoảng 2 – 3 MPa. Mặc dù điều này làm cho cân bằng chuyển dịch về phía không mong muốn, nhưng nó vẫn chứng tỏ hàng loạt ưu thế. Trước hết, do vận tốc phản ứng tăng lên ở áp suất cao. Do vậy, có thể tăng năng suất của thiết bị, giảm kích thước của nó. Tiếp theo là có thể giảm các chi phí năng lượng và tái sinh nhiệt của các khí nóng.

Sơ đồ nguyên tắc của quá trình chuyển hóa metan (khí thiên nhiên) bằng phương pháp oxy hóa dưới áp suất cao được trình bày trên hình 1.10.

Metan nguyên liệu được làm sạch khỏi lưu huỳnh (nếu cần). Sau đó, được nén trong máy nén (1) đến 2 – 3 MPa và trộn với một lượng hơi nước và CO_2 cần thiết. Hỗn hợp này được đun nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt (2) đến 400°C , sau đó được đưa vào thiết bị chuyển hóa (6). Tại đây, người ta cũng đưa vào hỗn hợp khí oxy và hơi nước. Thiết bị chuyển hóa được làm lạnh ở lớp vỏ áo, nhiệt tỏa ra sẽ tái sinh hơi nước với áp suất 2 – 3 MPa và hơi này được thu hồi ở thiết bị thu hồi hơi nước (5). Nhiệt của khí đi ra ($800 - 900^\circ\text{C}$), được sử dụng trong nồi hơi tái sinh hơi (4) để điều chế hơi áp suất. Từ đây, hơi nước thu được sẽ

tiếp tục được sử dụng trong quá trình chuẩn bị nguyên liệu. Quá trình làm lạnh được kết thúc trong thiết bị tưới nước (7), nước này được đối lưu trong sinh hàn (8).



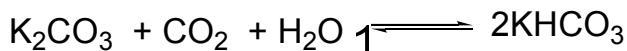
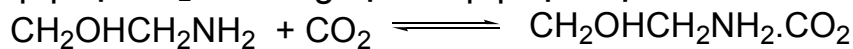
Hơi nước

Hình 1.10. Sơ đồ công nghệ oxy hóa khí thiên nhiên dưới áp suất cao
 1 - Máy nén; 2, 3, 10 - Thiết bị trao đổi nhiệt; 4 - Nồi hơi tái sinh hơi;
 5 - Thiết bị thu hồi hơi; 6 - Thiết bị phản ứng; 7 - Thiết bị tưới nước làm lạnh;
 8 - Sinh hàn; 9 - Thiết bị hấp phụ; 11 - Thiết bị giải hấp phụ; 12 - Thiết bị chỉnh áp; 13 - Thiết bị đun nóng.

5

Hỗn hợp khí thu được ở giai đoạn này có hàm lượng các chất như sau (phần trăm thể tích): 15 – 45% CO, 40 – 75% H₂, 8 – 15% CO₂, 0,5% CH₄ và 0,5 – 1% N₂ và Ar.

Sau đó là giai đoạn tách loại sản phẩm khí tổng hợp khỏi CO₂ bằng cách cho nước hấp thụ ở áp suất cao; nước có chứa monoetanamin hoặc kalicacbonat. Khi đun nóng và giảm áp suất, sẽ xảy ra quá trình giải hấp phụ CO₂ và dung dịch hấp phụ được tái sinh:



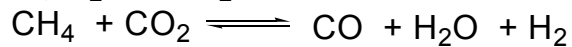
Quá trình hấp phụ CO₂ được tiến hành trong thiết bị hấp phụ (9), hỗn hợp khí thu được ở đây sẽ đưa đi sử dụng. Còn quá trình tái sinh dung dịch hấp phụ được tiến hành ở thiết bị (11).

Để thu được 1m³ hỗn hợp khí đã làm sạch khỏi CO₂, cần sử dụng 0,35 – 0,40m³ khí CH₄ thiên nhiên, 0,2m³ oxy kỹ thuật, 0,2 ÷ 0,8kg hơi nước.

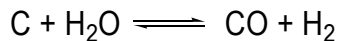
Hướng dùng nhiệt

Quá trình chuyển hóa hydrocacbon ở nhiệt độ cao (1350 – 1450°C) xảy ra không có mặt xúc tác. Bản chất của quá trình này là oxy hóa nhiệt không hoàn toàn khí metan (hoặc các phân đoạn lỏng của dầu

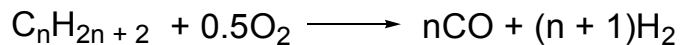
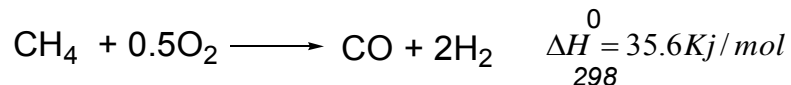
mở), trong đó phản ứng cơ bản nhất là oxy hóa CH₄ thành phần hỗn hợp CO, H₂O và H₂:



Ngoài ra còn tạo thành một lượng CO₂ do nhiệt phân các hydrocarbon C₃ và C₂ (bao gồm cả axetylen). Ở giai đoạn cuối của quá trình, sẽ chuyển hóa hydrocarbon còn lại thành CO và H₂. Ở đây, sẽ thiết lập một cân bằng giữa các oxyt cacbon, mà ở nhiệt độ cao sẽ có lợi cho việc tạo thành CO. Có thể nhận thấy, khi axetylen bị phân hủy sẽ tạo thành cacbon và cacbon này cũng sẽ bị hơi nước tác dụng để sinh ra CO:

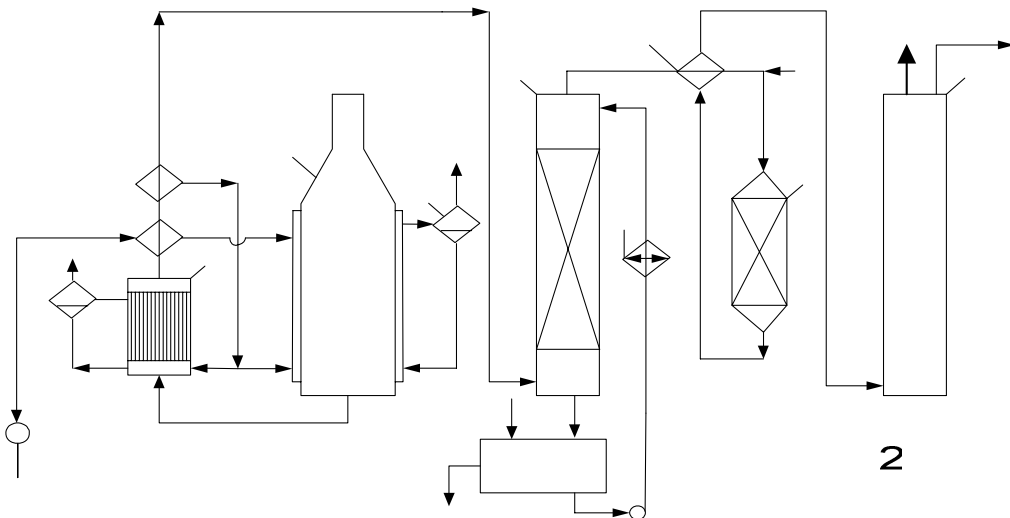


Hiệu suất tạo thành cacbon tăng đáng kể trong quá trình chuyển hóa hydrocarbon lỏng ở nhiệt độ cao. Do vậy để hạn chế nó, người ta thường thêm một lượng hơi nước vào nguyên liệu ban đầu. Như vậy, quá trình này có nhiều điểm giống với quá trình nhiệt phân oxy hóa metan thành axetylen, chỉ khác là thời gian lưu ở nhiệt độ phản ứng tăng lên (khoảng 1 giây, so với 0,001 – 0,01 giây). Phương trình tổng cộng của các phản ứng chuyển hóa metan và hydrocarbon lỏng ở nhiệt độ cao như sau:



Như vậy tỷ lệ H₂ và CO phụ thuộc vào nguyên liệu ban đầu, có thể thay đổi được từ 2 : 1 đến 1 : 1. Ngoài ra, khí còn chứa 2 – 3% (thể tích) CO₂, 0,3 – 0,5% CH₄ và nhỏ hơn hoặc bằng 1% N₂ và Ar.

Quá trình chuyển hóa hydrocarbon ở nhiệt độ cao được thực hiện ở áp suất từ 2 – 3MPa đến 10 – 14MPa. Thiết bị phản ứng cho quá trình này hoàn toàn tương tự như trên H.1.8b, chỉ khác là trong đó không có xúc tác và các vỉ chứa xúc tác. Đây là thiết bị loại rỗng sử dụng trong các trường hợp áp suất cao. Thiết bị có bộ phận cách nhiệt bên trong và có vỏ áo nước bên ngoài, đồng thời được trang bị bộ phận trộn hydrocarbon và oxy đảm bảo quá trình đồng nhất hóa hỗn hợp tránh hiện tượng nổ. Ưu điểm của quá trình này là cho phép khả năng phản ứng đơn giản, không đòi hỏi chất lượng cao của nguyên liệu. Những ưu điểm này cho phép khả năng ứng dụng rộng rãi của các quá trình chuyển hóa nhiệt độ cao, đặc biệt đối với các hydrocarbon lỏng (ngay cả đối với mazut và dầu thô).



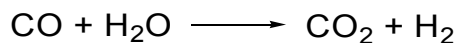
Hình 1.11. Sơ đồ công nghệ chuyển hóa nhiệt độ cao của mazut
 1 - Thiết bị nhiệt; 2 - Thiết bị phản ứng; 3 - Thiết bị thu hồi bụi than;
 4 - Thiết bị lắng; 5 - Thiết bị trao đổi nhiệt; 6 - Thiết bị chuyển hóa oxit cacbon; 7 - Khối làm sạch sản phẩm khỏi CO₂; 8 - Sinh hàn.

Sơ đồ công nghệ chuyển hóa mazut được biểu diễn trên hình 1.11.

Mazut dưới áp suất 2 – 3Mpa, được đun nóng đến 500 – 800⁰C trong thiết bị (1) nhờ sử dụng nhiệt của các khí đã chuyển hóa. Thiết bị này bao gồm bộ phận trao đổi nhiệt và nồi hơi (giống như trên hình 1.8).

Mazut sau khi đốt nóng, được đưa vào bộ phận trộn của thiết bị chuyển hóa (2), người ta cũng đưa vào đây hỗn hợp oxy với hơi nước. Tại vỏ áo của thiết bị này, sẽ tái sinh hơi nước có áp suất của áp suất hơi nước ban đầu. Khí nóng đi ra từ thiết bị chuyển hóa, được đưa trở lại thiết bị nhiệt (1) nhằm tận dụng nhiệt của chúng. Tiếp theo là quá trình tách muội than bằng cách phun nước ở thiết bị (3). Nước cùng với muội than sẽ chảy xuống thiết bị lắng (4). Tại đây, người ta thêm vào phân đoạn nhẹ dầu mỡ có khả năng kết tụ và tách muội than từ nước.

Sau khi tách muội than, khí được đưa đi tách khỏi CO₂ theo các phương pháp đã nêu ở phần trên. Trong nhiều trường hợp cần thiết phải thay đổi tỉ lệ H₂ : CO trong sản phẩm khí theo chiều hướng tăng hàm lượng H₂. Công việc này có thể thực hiện trong khối chuyển hóa oxyt cacbon theo trình tự sau: khí được đốt nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt (5) đến 400⁰C, sau đó cho thêm một lượng hơi cần thiết và chuyển vào trộn ở thiết bị chuyển hóa (6). Tại đây, trên lớp xúc tác liên tục (oxyt sắt, crôm và magie) sẽ xảy ra quá trình chuyển hóa một phần oxyt cacbon:



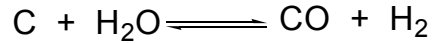
Hỗn hợp khí thu được ở đây sẽ có tỉ lệ H₂ : CO cần thiết và tiếp tục được đi qua thiết bị trao đổi nhiệt (5), sau đó được làm sạch khỏi CO₂ trong khối (7) và mang đi sử dụng.

Để điều chế 1000m³ hỗn hợp CO + H₂ cần 250kg mazut (hoặc 380m³

khí thiên nhiên), 250 – 270m³ oxy và 60kg hơi nước. Trong đó, tại thiết bị nhiệt sẽ tái sinh 850 – 900kg hơi áp suất cao.

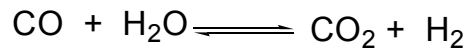
1.5.2. Điều chế khí tổng hợp bằng phương pháp khí hóa than

Điều chế khí tổng hợp từ than dựa trên quá trình tác dụng của hơi nước theo phản ứng thuận nghịch và thu nhiệt sau:



Cân bằng của phản ứng chuyển dịch về bên phải khi nhiệt độ 1000⁰C - 1100⁰C

Ngoài ra còn xảy ra quá trình chuyển hóa của oxit cacbon dưới tác dụng của hơi nước



Hiện nay quá trình khí hóa than thường tiến hành dưới áp suất cao với mục đích nâng cao năng suất thiết bị, áp suất sử dụng là 2 – 3MPa.

CHƯƠNG 2: CÁC QUÁ TRÌNH CƠ BẢN TRONG CÔNG NGHỆ TỔNG HỢP HỮU CƠ

2.1. Quá trình ankylation

2.1.1. Đặc tính của quá trình ankylation

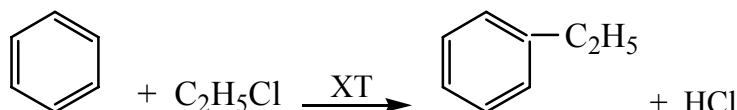
Ankylation là các quá trình đưa các nhóm ankylation vào phân tử các chất hữu cơ hoặc vô cơ. Trong thực tế quá trình ankylation các olefin nhẹ và paraffin (*iso*-butan) thành các cấu tử tốt cho xăng, ankylation benzen và đồng đẳng tạo ankylation benzen và đồng đẳng dùng để pha chế xăng và làm nguyên liệu tổng hợp hữu cơ hóa dầu. Ngoài ra, người ta còn đưa nhóm ankylation vào hợp chất mercaptan, sunfit, amin, các hợp chất chứa liên kết ether và quá trình ankylation còn là giai đoạn trung gian trong sản xuất các monome và các chất tẩy rửa.

2.1.2. Phân loại phản ứng

Dựa trên liên kết được hình thành

Ankylation theo nguyên tử cacbon (C-ankylation):

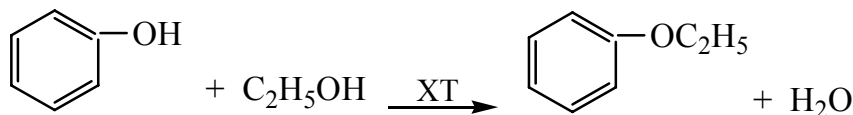
Thế nguyên tử H nối với cacbon bằng nhóm ankylation.



Các paraffin và hydrocacbon thơm tham gia phản ứng này.

Ankylation theo nguyên tử oxy và lưu huỳnh (O, S - alkylation):

Phản ứng dẫn đến sự tạo thành liên kết giữa nhóm ankylation và nguyên tử lưu huỳnh hoặc oxy.

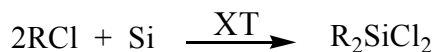


Ankylation theo nguyên tử nitơ:

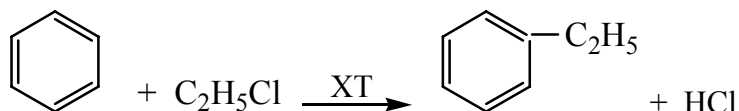
Phản ứng thế các nguyên tử H trong amoniac hoặc trong amin bằng các nhóm ankylation, đây là phương pháp tổng hợp amin.



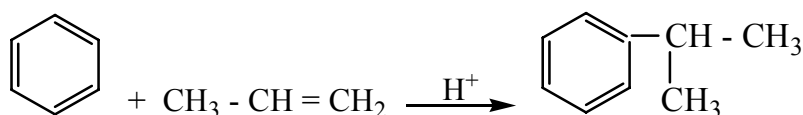
Ngoài ra còn có các quá trình ankyl hóa theo nguyên tử khác (Si,Pb, Al - ankyl hóa)



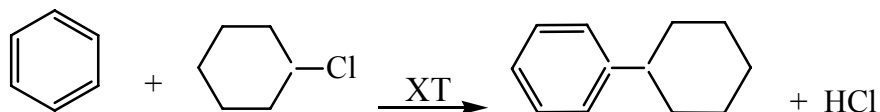
Dựa trên cấu tạo của nhóm ankyl trong sản phẩm được tạo thành
Ankyl hóa mạch thẳng



Ankyl hóa mạch nhánh



Ankyl hóa mạch vòng



Một sự phân loại khác là dựa trên sự khác biệt về cấu tạo của nhóm ankyl sau khi đưa vào phân tử hữu cơ hoặc vô cơ. Nổi bật trong phần này là quá trình đưa nhóm vinyl vào với tác nhân chủ yếu là axetylen.

2.1.3. Các tác nhân ankyl hóa và xúc tác

Tác nhân thể chia làm 3 nhóm sau:

- Các hợp chất không no
- Dẫn suất clo
- Rượu, ete, este, oxytetylen

Xúc tác có thể chia thành những nhóm chính sau:

- $AlCl_3$
- H_2SO_4
- HF

Khi ankyl hóa benzen bằng olefin có thể dùng xúc tác khác như nhựa trao đổi ion hay zeolit.

H_2SO_4 (94 – 96%(kl)). Nếu nồng độ cao, tính oxy hóa mạnh, tạo

nhựa, SO_2 , SO_3 và nước giảm hiệu suất ankyllat, nếu nồng độ axit thấp, sẽ xúc tiến cho quá trình polyme hóa, để tạo thành các ankyl sunfit tương ứng và khi đốt nóng chúng dễ phân rã tạo thành các hợp chất gây ăn mòn thiết bị, làm loãng nhanh axit sunfuric. Axit sau khi phản ứng được tái sinh bằng cách phân hủy nhiệt và cho thêm chất kích hoạt đặc biệt.

HF (>87%(kl)), hạn chế vì trong quá trình sinh ra phản ứng polyme hóa và nước làm giảm nồng độ HF, tuy nhiên mức độ tiêu hao HF ít hơn H_2SO_4

HF rắn và được dị thể hóa, thao tác an toàn hơn và môi trường sạch hơn (độ hoạt tính tương đương HF(l)), dễ tách sản phẩm ankyllat vì đã dị thể hóa xúc tác.

Xúc tác AlCl_3

Zeolit có rất nhiều ưu điểm thúc đẩy quá trình nghiên cứu ứng dụng xúc tác zeolit trong tương lai cho quá trình ankyl hóa. Khi dùng xúc tác này, điều kiện công nghệ cao hơn (P,T) nhưng ít sản phẩm phụ, dễ tách xúc tác và sản phẩm sạch hơn.

2.1.4. Đặc tính năng lượng của các phản ứng ankyl hóa cơ bản


Các đặc tính năng lượng phụ thuộc vào tác nhân ankyl hóa và dạng liên kết bị phá vỡ trong chất ankyl hóa. Một số thông số năng lượng trong quá trình ankyl hóa được trình bày ở bảng 2.1.

So sánh các số liệu ở bảng 2.1 có thể thấy, khi sử dụng một loại tác nhân ankyl hóa, hiệu ứng nhiệt khi ankyl hóa theo các nguyên tử khác nhau sẽ giảm theo dãy $C_{ar} > C_{\alpha} > N > O$ và đối với các tác nhân ankyl hóa cũng thay đổi theo dãy sau: $\text{RCl} < \text{ROH} < \text{RCH}=\text{CH}_2 < \text{Oxit etylen} \leq \text{acetylen}$.

Hiệu ứng nhiệt đặc biệt lớn khi có sự tham gia của etylen oxit và acetylen, xuất phát từ sức căng nội tại của vòng 3 cạnh và sự hấp thu

nhệt cao của các hợp chất với liên kết ba.

Bảng 2.1. Đặc tính năng lượng của các phản ứng ankyli hóa cơ bản

Tác nhân ankyli hóa	Liên kết bị phá vỡ	$-\Delta H_{298}^0$, KJ/mol
RCH=CH ₂	C _α -H	84 – 100
	C _{aromatic} – H	96 – 104
	O – H	50 – 63
RCI	C _{aromatic} – H	34 – 42
	O – H	=0
	N – H	0 – 25
ROH	O – H	0 – 21
	N – H	21 – 42
	O – H	88 – 104
CH≡CH	O - H	100 - 117

2.1.5. Các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình ankyli hóa

Trong số các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình ankyli hóa, phải kể đến các yếu tố về nồng độ của chất tham gia phản ứng, nhiệt độ, áp suất

Nồng độ tác chất tham gia phản ứng có tác dụng lớn đến quá trình ankyli hóa, sử dụng thừa tác nhân ankyli hóa thường cũng làm tăng hiệu suất của quá trình này.

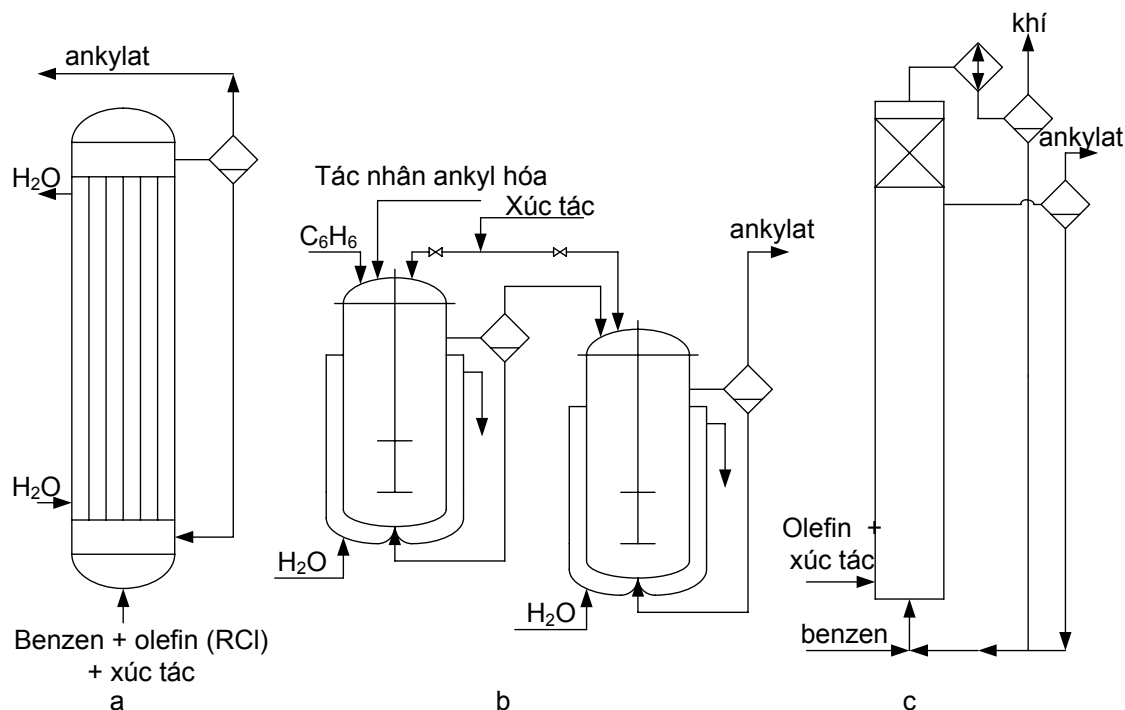
Đa số các phản ứng ankyli hóa là phản ứng tỏa nhiệt, và nhiệt độ phản ứng **càng tăng lên thì tốc độ phản ứng càng giảm**. Tác nhân ankyli hóa là các ancol thì phản ứng được thực hiện ở nhiệt độ cao hơn so với dùng tác nhân ankyli hóa là dẫn suất halogen.

Nhiệt độ phản ứng dao động trong khoảng từ nhiệt độ phòng lên đến 200⁰ C. Thực hiện phản ứng trong pha khí thì có lúc nhiệt độ lên đến

400°C.

Ankyl hóa với tác nhân là ancol hay ankyl halogenua thường phản ứng được thực hiện ở áp suất và nhiệt độ cao, có lúc đến 37 – 40atm.

2.1.6. Thiết bị dùng trong quá trình ankyl hóa hydrocarbon thơm với xúc tác $AlCl_3$



Hình 2.1. Hệ thống thiết bị phản ứng ankyl hóa hydrocarbon thơm với xúc tác $AlCl_3$
a – Thiết bị ống chùm, b – Hệ thiết bị nối tiếp, c – Thiết bị dạng tháp rỗng

Quá trình sản xuất gián đoạn được tiến hành trong thiết bị phản ứng có bộ phận khuấy và vỏ áo làm lạnh (hoặc dùng ống xoắn bên trong). Người ta đưa vào thiết bị phản ứng benzen và $AlCl_3$ hoặc phức xúc tác (10 – 20% so với thể tích hỗn hợp phản ứng), sau đó vừa khuấy vừa cho vào olefin lỏng hoặc dẫn suất clo và giữ nhiệt độ ổn định. Nếu chuyển qua sản xuất liên tục, thì trong trường hợp các tác nhân ankyl hóa lỏng có thể tiến hành theo 2 phương pháp chủ yếu sau:

Theo phương pháp đầu, người ta sử dụng thiết bị dạng ống (hình a), phần dưới thiết bị có bộ phận nhũ hóa hỗn hợp phản ứng. Các tác chất ban đầu và phức xúc tác được đưa vào phần dưới của thiết bị, còn nhũ tương tạo thành sẽ trôi lên lên phía trên theo giữa các ống (được làm

lạnh bằng nước). trong thiết bị tách, lớp hydrocacbon được tách ra khỏi lớp phức xúc tác và sau đó đưa vào xử lý. Thời gian lưu của hỗn hợp trong thiết bị phải bảo đảm để kết thúc phản ứng.

Phương pháp thứ hai là sử dụng một hệ nối tiếp gồm từ 2 đến 4 thiết bị phản ứng có gắn cánh khuấy (hình b). người ta đưa vào thiết bị phản ứng đầu tiên các tác chất ban đầu, và hỗn hợp phản ứng sau đó từ bên hông sẽ chảy qua thiết bị phản ứng tiếp theo. Giữa hai thiết bị này có một bộ phận tách sơ bộ, trong đó phức xúc tác tách ra được đưa trở lại thiết bị đầu tiên. Khi sử dụng hệ thiết bị nối tiếp sẽ tránh được hiện tượng tiêu hao xúc tác lẫn trong sản phẩm. Thời gian lưu của hỗn hợp phản ứng trong hệ thiết bị nối tiếp khoảng 50 phút ở nhiệt độ 40 – 60°C, ngoài ra thời gian này còn được xác định bởi các điều kiện giải nhiệt và yêu cầu cần đạt đến cân bằng sao cho các sản phẩm monoankyl là cao nhất.

Ankyl hóa các hydrocacbon thơm bằng olefin dạng khí được tiến hành trong các thiết bị dạng tháp (hình c), phía bên trong được chống ăn mòn bằng các tấm chịu axit. Hỗn hợp lỏng được đưa vào thiết bị tới mức van trào bên hông bao gồm phức xúc tác $AlCl_3$ (20 – 40% thể tích) và hỗn hợp hydrocacbon không tan trong nó. Ở phía dưới người ta đưa vào benzen khan và phân đoạn olefin được sục qua chất lỏng có kèm theo khuấy mạnh. Hỗn hợp lỏng sẽ chảy qua van trào đi vào bộ phận tách, sau thời gian lắng tự nhiên, lớp xúc tác nặng hơn phía dưới sẽ được đưa trở lại thiết bị phản ứng, còn phần sản phẩm ankyl hóa sẽ được đưa đi xử lý tiếp.

Nhiệt của phản ứng hầu như được thoát ra bởi việc làm nóng các tác nhân và làm bốc hơi benzen. Hơi benzen cùng với khí của phản ứng được đưa qua sinh hàn, tại đây benzen sẽ ngưng tụ và sẽ quay trở lại phản ứng, còn khí sẽ đưa đi xử lý. Như vậy trong thiết bị này, chế độ

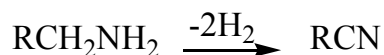
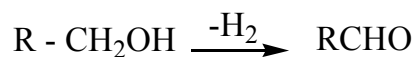
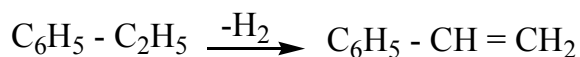
nhệt độ gần như thiết lập một các tự động và nhiệt độ sẽ phụ thuộc vào áp suất cũng như lượng khí thoát ra (hoặc phụ thuộc vào nồng độ phân đoạn olefin ban đầu).

Khi làm việc với các phân đoạn olefin loãng, thông thường phải sử dụng áp suất 0.5 – 0.6MPa, sao cho việc thu hồi benzen từ khí thoát ra dễ dàng hơn. Nhiệt độ trong thiết bị ống đặt khoảng 130 – 140⁰C, điều này sẽ làm tăng sản phẩm nhựa và giảm hoạt tính xúc tác. Do vậy nên giảm áp suất xuống còn 0.15 – 0.2MPa và nhiệt độ phản ứng phải duy trì ở 100⁰C.

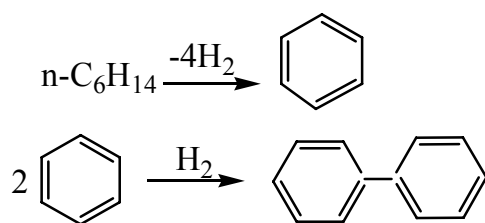
2.2. Các quá trình dehydro hoá và hydro hoá

2.2.1. Phân loại phản ứng dehydro hoá.

Phản ứng bảo toàn vị trí của các nguyên tử trong mạch phân tử ban đầu (sự dehydro hóa liên kết C-C, C-O, C-N)

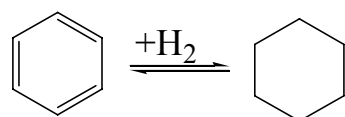


Phản ứng biến đổi vị trí của các nguyên tử trong mạch phân tử ban đầu.



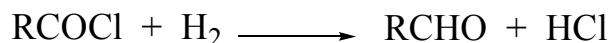
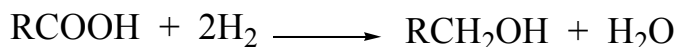
2.2.2. Phân loại phản ứng hydro hoá.

Phản ứng cộng hydro theo các liên kết không no.



Sự tác dụng của hydro kèm theo sự tách loại nước hay các chất

không chứa cacbon khác.



2.2.3. Các số liệu nhiệt động

Từ các số liệu trong bảng 2.2 cho ta thấy rằng, tất cả phản ứng hydro hóa đều là phản ứng tỏa nhiệt và tất nhiên phản ứng dehydro hóa là phản ứng thu nhiệt. Theo tính toán trên một phân tử kết hợp với hydro, hiệu ứng nhiệt sinh ra cao nhất đối với hợp chất $\text{C}\equiv\text{C}$. Đối với các hệ thơm thì giá trị của nó nhỏ hơn so với olefin, đó là do hệ thơm có cấu trúc bền vững hơn. Khi hydro hóa nhóm cacbonyl, hiệu ứng nhiệt sẽ thấp hơn so với liên kết $\text{C}=\text{C}$. trong trường hợp này, sự hydro hóa các anđehit tỏa nhiệt nhiều hơn (phản ứng 4) hydro hóa các ceton (phản ứng 5). Quá trình hydro hóa các nitril (phản ứng 6) có hiệu ứng nhiệt tính trên một mol chất kết hợp với hydro gần bằng với phản ứng 1. rõ ràng các quy luật này cũng được tuân thủ đối với quá trình ngược lại là dehydro hóa. Từ hai phản ứng hydro hóa có tách loại nước (7 và 8) thì phản ứng 7 có giá trị hiệu ứng nhiệt thấp nhất, còn phản ứng 8 thì cao nhất trong tất cả các phản ứng hydro hóa đưa ra. Sự hydro hóa các mạch theo liên kết $\text{C}-\text{C}$ kèm theo sự tỏa nhiệt tương đối nhỏ.

Các quá trình dehydro – oxy hóa có hiệu ứng nhiệt phụ thuộc vào tỷ lệ giữa phản ứng dehydro hóa và oxy hóa. Do sự oxy hóa thường tỏa nhiệt, với việc đưa vào một lượng oxy dư có thể làm tăng mạnh hiệu ứng nhiệt của phản ứng tổng cộng. Đây là một trong những ưu điểm của quá trình dehydro – oxy hóa, ưu điểm này giúp loại trừ sự thu nhiệt của quá trình cần phải nung nóng thường xuyên hỗn hợp phản ứng.

Bảng 2.2. Các giá trị năng lượng của một số phản ứng hydro hóa

stt	Phản ứng	ΔH^0_{298} , KJ/mol
1	$RCH=CH_2 \xrightarrow{+H_2} RCH_2CH_3$	113 - 134
2	$CH \equiv CH \xrightarrow{+2H_2} CH_3-CH_3$	311
3	$C_6H_6 \xrightarrow{+3H_2} C_6H_{12}$	206
4	$RCHO \xrightarrow{+H_2} RCH_2OH$	67 - 83
5	$R_2CO \xrightarrow{+H_2} R_2CHOH$	58
6	$RCN \xrightarrow{+2H_2} RCH_2NH_2$	134 - 159
7	$RCOOH \xrightarrow[+H_2]{-H_2O} RCH_2OH$	38 - 42
8	$RNO_2 \xrightarrow[+3H_2]{-2H_2O} RNH_2$	439 - 472
9	$-CH_2-CH_2- \xrightarrow{+H_2} -CH_3 + -CH_3$	42 - 63

2.2.4. Ảnh hưởng của các yếu tố nhiệt động đến việc chọn lựa các điều kiện của quá trình

Trong các quá trình hydro hóa – dehydro hóa thuận nghịch, để có được các tác chất với độ chuyển hóa cao cần phải tiến hành lựa chọn các điều kiện nhằm tạo ra khả năng đạt được trạng thái cân bằng thuận lợi nhất, trạng thái cân bằng này phụ thuộc vào các yếu tố nhiệt động học.

Các quá trình dehydro hóa như đã trình bày ở phần trên, cần phải tiến hành ở điều kiện nhiệt độ tương đối cao, thay đổi từ 200⁰C đến 600 – 650⁰C. Nó phụ thuộc vào dạng tác chất ban đầu và phần lớn được xác định bằng đặc trưng nhiệt động học của phản ứng. Như sự dehydro hóa rượu và amin là các phản ứng đặc trưng đối với nhóm này thường tiến hành ở nhiệt độ 200⁰C – 400⁰C, tương tự khi điều chế các olefin, dien và aryllolefin, thì yêu cầu nhiệt độ từ 500 – 650⁰C. Điều này cho phép

tiến hành tất cả các quá trình dehydro hóa trong pha khí. Khi dehydro hóa, do sự tách loại hydro thường làm tăng thể tích khí và tất nhiên sẽ làm tăng nhiệt độ chuyển hóa nhờ áp suất thấp. Theo nguyên nhân này, đối với quá trình dehydro hóa thường chọn áp suất gần với áp suất khí quyển, còn trong một vài trường hợp, người ta tiến hành quá trình trong điều kiện chân không. Như ở 595°C , mức độ chuyển dịch cân bằng của etylbenzen thành styren với áp suất gần bằng 0.1MPa khoảng 40%, còn ở áp suất 0.01MPa thì đạt 80%. Thay vì sử dụng điều kiện chân không, người ta thấy thuận lợi hơn là pha loãng hỗn hợp phản ứng bằng hơi nước hay khí trơ trong điều kiện phản ứng, từ đó dẫn đến làm giảm áp suất hơi riêng phần của các tác chất và tăng độ chuyển hóa cân bằng. Do hydro làm dịch chuyển cân bằng về phía hydro hóa còn các khí khác thì cản trở sự tách ra của các sản phẩm chính, nên trong thực tế thường dùng hơi nước nóng nhằm giữ áp suất tổng cộng khoảng 0.1MPa.

Các quá trình hydro hóa theo số liệu nhiệt động học cho thấy có khả năng thực hiện ở nhiệt độ thấp hơn và tất nhiên nhiệt độ đó phải cho phép đạt được tốc độ phản ứng yêu cầu. Trong thực tiễn sản xuất, nhiệt độ dao động từ 100 đến $350 - 400^{\circ}\text{C}$ (tùy thuộc vào hoạt tính xúc tác và khả năng phản ứng của tác chất ban đầu). Ở một số trường hợp có nhiệt độ tương đối thấp, thì có thể tiến hành phản ứng hầu như hoàn toàn ở áp suất khí quyển.. Do trong quá trình hydro hóa (tiêu thụ hydro) thường xảy ra trường hợp giảm thể tích, nên để tăng mức độ dịch chuyển cân bằng thường hay sử dụng áp suất (đặc biệt khi ở nhiệt độ cao).

Phương pháp khác để tăng mức độ dịch chuyển cân bằng là dùng lượng dư hydro so với tỷ lệ hợp thức theo phương trình phản ứng. Phương pháp này được dùng rộng rãi để hydro hóa ở pha khí. Ví dụ khi

hydro hóa benzen ở 0.1MPa, 200°C và tỷ lệ mol C₆H₆ : H₂ = 1 : 3, cho mức độ chuyển hóa cân bằng 95.7% và khi dư 10 lần hydro thì sẽ tăng đến 99.5%

2.2.5. Xúc tác và cơ chế phản ứng

Xúc tác

Các kim loại thuộc nhóm VIII và I_b cũng như hỗn hợp của chúng.

Các oxit kim loại (MgO, ZnO, Cr₂O₃, Al₂O₃).

Các chất xúc tác dạng phức (CuO.Cr₂O₃, ZnO.Cr₂O₃, CoO.MoO₃, NiO.WO₃, CoO.WO₃).

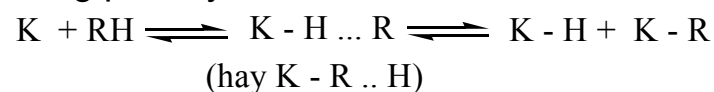
Các chất này đặc biệt là kim loại thường được phủ trên các chất mang xốp và bổ sung vào đó các chất tăng hoạt tính như oxit khác, kim loại khác, chúng được sử dụng ở những dạng khác nhau từ dạng phân tán nhỏ trong pha lỏng đến dạng vô định hình.

Cơ chế phản ứng

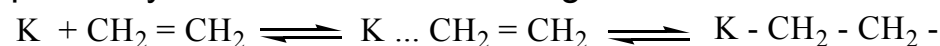
Các phản ứng này thuộc vào nhóm phản ứng đồng ly theo nguyên tắc tương tự như các phản ứng oxy hóa xúc tác dị thể. Sự hấp phụ hóa học của các tác chất lên trung tâm các trung tâm hoạt động K giữ một vai trò quan trọng, trong đó nhờ quá trình chuyển electron cùng với sự tham gia của chất xúc tác sẽ làm yếu hay cắt đứt hoàn toàn liên kết hóa học trong phân tử của chất hấp phụ. Nhiều phương pháp khác nhau cho thấy rằng: khi hydro bị hấp phụ bởi các kim loại nhờ quá trình hấp phụ vật lý sẽ làm yếu một phần liên kết và gây ra sự phân ly của phân tử



Các hydrocacbon no sẽ bị hấp phụ ở mức độ nhỏ nhưng cũng có khả năng phân ly theo liên kết C-H



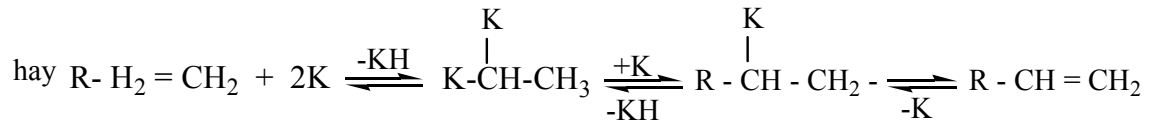
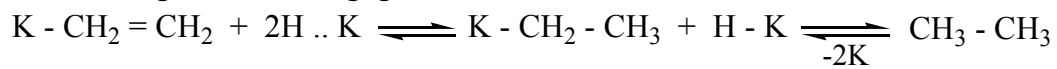
Các olefin, hợp chất thơm và phần lớn acetylen cũng như đồng đẳng của nó đều có khả năng hấp phụ cao, qua đó xảy ra sự cắt đứt một phần hay hoàn toàn liên kết không no



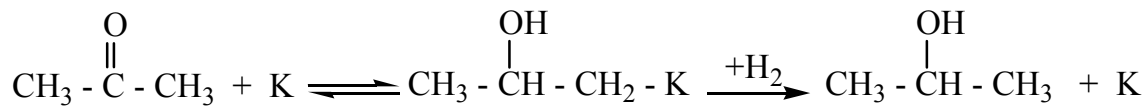
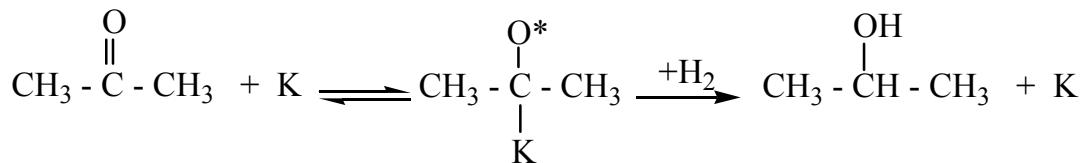
Chất xúc tác oxit cũng có khả năng tương tự nhưng khả năng cho hấp phụ hóa học hydro và hydrocacbon của chúng kém hơn các kim loại. Còn đối với hợp chất hữu cơ chứa oxi và nitơ thì hấp phụ rất tốt lên các chất xúc tác hơn là lên kim loại.

Sự tương tác tiếp tục sẽ xảy ra giữa 2 bộ phận hấp phụ hóa học nằm ở

các trung tâm hoạt động cạnh nhau ở lớp bề mặt hay giữa phần hấp phụ hóa học và hấp phụ vật lý hay phần nhô ra khỏi thể tích phân tử. Khi đó trong các quá trình cân bằng hydro hóa – dehydro hóa đều có tính thuận nghịch ở từng giai đoạn cơ sở



Phản ứng hydro hóa các hợp chất cacbonyl và dehydro hóa rượu đều có một số đặc trưng. Chúng có khả năng xảy ra theo cơ chế cacbonyl cùng với sự hấp phụ hóa học theo liên kết C-O cũng như cơ chế enol hóa hợp chất cacbonyl. Các thí nghiệm với các hợp chất đã cho thấy rằng ở nhiệt độ thấp sẽ xảy ra cơ chế đầu tiên, còn ở nhiệt độ cao thì là cơ chế 2

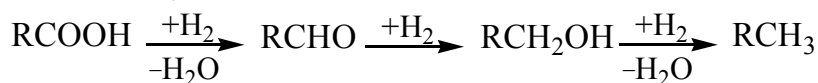


2.2.6. Tính chọn lọc của các phản ứng dehydro hóa và hydro hóa

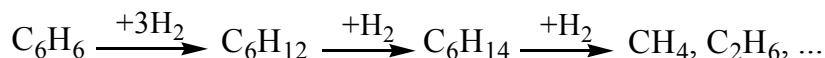
Tính chọn lọc của các phản ứng này quan trọng trong hai vấn đề sau:

Hạn chế các phản ứng sâu hơn, dẫn đến làm giảm hiệu suất của sản phẩm chính và để điều chỉnh phản ứng xảy ra theo nhóm chức xác định của tác chất. Do đó, tính chọn lọc phụ thuộc vào sự phát triển của phản ứng nối tiếp và song song.

Nhiều phản ứng hydro hóa xảy ra qua hàng loạt các giai đoạn. Như các axit cacboxylic, anđehit, ceton sẽ được khử một cách nối tiếp thành rượu và hydrocacbon, nitril thành imin, amin và hydrocacbon



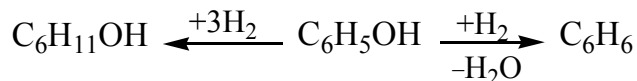
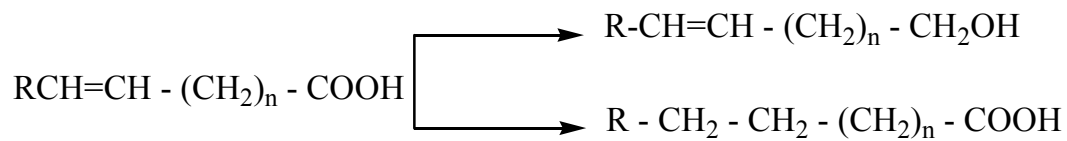
Trong quá trình phát triển tiếp tục của các phản ứng này có thể dẫn đến quá trình hydrogen hóa các hợp chất hữu cơ với sự tạo thành các sản phẩm cắt mạch không mong muốn



Trong tất cả các trường hợp này, đôi khi yêu cầu dừng phản ứng ở một giai đoạn xác định, tức là tiến hành hydro hóa một phần chất ban đầu

sau khi đã hạn chế các phản ứng kế tiếp.

Ngoài ra, trong phân tử hợp chất hữu cơ, ít khi chứa hai hay nhiều hơn các nhóm chức có khả năng hydro hóa, trong đó chỉ cần xảy ra hydro hóa một nhóm trong số chúng. Như khi hydro hóa axit không no, có thể nhận được rượu không no hay axit no, từ phenol nhận được cyclohexanol hay hydrocacbon thơm



Trong các quá trình dehydro hóa, cũng gặp các phản ứng nối tiếp và song song phụ gây ra bởi nhiệt độ cao hơn so với hydro hóa.. Ví dụ xảy ra sự cracking nguyên liệu, polyme hóa, vòng hóa và dehydro ngưng tụ dẫn đến cụ thể là tách ra các chất nhựa, keo làm khử hoạt tính xúc tác.

Đối với chất xúc tác thuộc nhóm đầu, tính lựa chọn của phản ứng sẽ phụ thuộc vào hàng loạt các yếu tố, trong số đó là khả năng phản ứng tương đối của các chất hữu cơ hay các nhóm chức riêng biệt và phụ thuộc vào khả năng hấp phụ của chúng trên bề mặt chất xúc tác. Thường cả hai yếu tố đều ảnh hưởng song song, đôi khi yếu tố đầu xảy ra trước. Ví dụ các liên kết đôi của arylolfin thường hydro hóa dễ hơn so với nhân thơm còn andehit dễ hơn so với ceton. Tuy nhiên có trường hợp là khả năng phản ứng và hấp phụ thay đổi theo chiều ngược lại. Lúc đó chất cho khả năng hấp phụ tốt nhất sẽ bị tách ra khỏi bề mặt chất xúc tác bởi tác chất khác hay sản phẩm trung gian và chỉ tạo được hydro hóa một lần.

Khả năng hấp phụ của chất xúc tác theo tương quan với các chất này các nhóm chức khác nhau là chỉ tiêu quan trọng, qua đó để xác định các thông số nhằm tăng tính lựa chọn của phản ứng. Các chất xúc tác kim loại đặc biệt là Pt, Pd, Ni không có khả năng hấp phụ với các hợp chất và các nhóm chức có cực, và trên bề mặt của chúng dễ dàng xảy ra sự hấp phụ của tác chất theo liên kết C-C. Vì vậy ceton, axit cacboxylic không no và một vài dẫn suất của hydrocacbon thơm sẽ hydro hóa trên bề mặt kim loại chủ yếu theo liên kết C-C với sự bảo toàn các nhóm có cực. Ngược lại các chất xúc tác oxit, có mạng tinh thể phân cực nên có khả năng hấp phụ đặc biệt đối với nhóm phân cực của các chất hữu cơ. Sự kết hợp nhiều nhóm chức khi hấp phụ trên bề mặt chất xúc tác oxit sẽ gây bởi sự định hướng theo nhóm có cực, vì thế các andehit, ceton, axit cacboxylic không no và thơm, các hợp chất nitơ và các chất khác sẽ hydro hóa trên bề mặt chất xúc tác chủ yếu theo nhóm

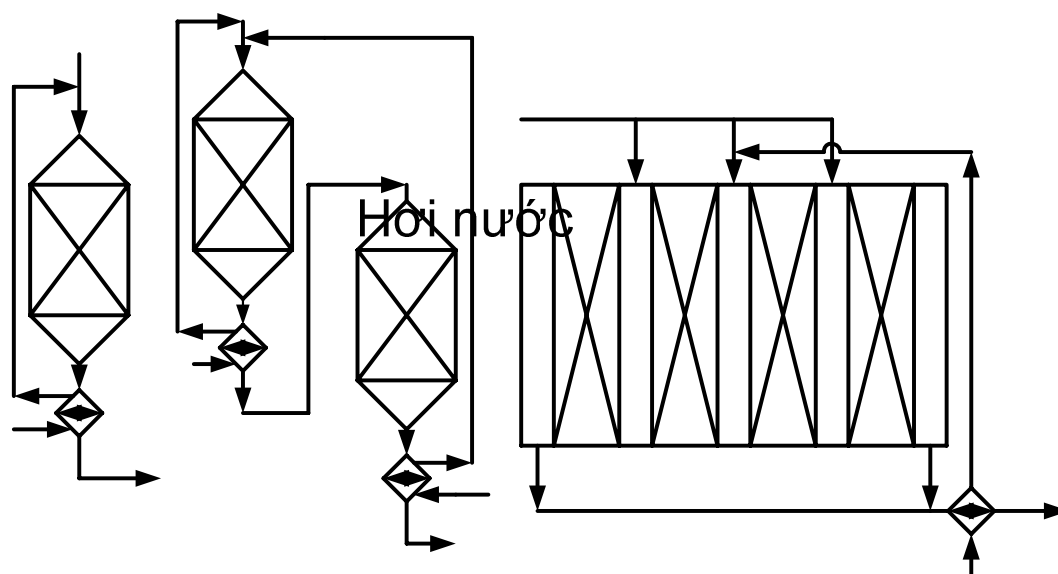
chứa chứa oxi và bảo toàn liên kết không no.

Không phụ thuộc vào việc lựa chọn chất xúc tác cũng như các điều kiện khác, nhiệt độ sẽ gây ảnh hưởng mạnh lên tính đặc hiệu của quá trình hydro hóa và dehydro hóa. Thông thường nhiệt độ càng thấp thì càng có thể tiến hành phản ứng theo các nhóm có khả năng phản ứng lớn hơn hay dừng quá trình ở một giai đoạn trung gian xác định. Ngược lại sự tăng nhiệt độ tạo khả năng cho các chuyển hóa sâu hơn. Tất nhiên các phản ứng cracking, dehydro hóa ngưng tụ và các phản ứng phụ không mong muốn khác có năng lượng hoạt hóa cao hơn so với quá trình dehydro hóa và hydro hóa. Như để cracking n-butan, năng lượng hoạt hóa khoảng 2510Kj/mol, còn để dehydro hóa nó thành n-buten thì chỉ cần 168 – 184Kj/mol, chính điều này cho thấy giảm nhiệt độ sẽ tăng tính lựa chọn cho quá trình, nhưng khi giảm nhiệt độ thì tốc độ quá trình cũng như năng suất thiết bị phản ứng cũng giảm. Vì vậy, trong thực tế có thể tìm một khoảng nhiệt độ tối ưu tương ứng với chi phí kinh tế nhỏ nhất.

Sau cùng, trong điều kiện cân bằng bền, tính lựa chọn sẽ phụ thuộc vào thời gian tiếp xúc, xác định bởi độ chuyển hóa thực tế của tác chất. Độ chuyển hóa càng gần với cân bằng thì sự phát triển của các phản ứng nối tiếp của các quá trình hydro hóa sâu, cracking hay ngưng tụ dẫn đến sự giảm tính lựa chọn càng tăng mạnh. Vì vậy đối với từng quá trình dehydro hóa và hydro hóa đều có độ chuyển hóa và thời gian tiếp xúc tối ưu. Thông thường quá trình hydro hóa tiến hành ở độ chuyển hóa cao (>90%) còn thời gian tiếp xúc trong các trường hợp khác nhau sẽ thay đổi từ %phút đến vài giờ. Ở nhiệt độ cao hơn của quá trình dehydro hóa làm phức tạp bởi tính thuận nghịch của phản ứng thì độ chuyển hóa đôi khi chỉ khoảng 40%, còn thời gian tiếp xúc nằm trong giới hạn từ %giây đến vài giây.

2.2.7. Thiết bị sử dụng cho phản ứng dehydro hóa etylbenzen.

Để dehydro hóa ankybenzen có thể thực hiện bằng các phương án khác nhau. Một trong số đó là dùng thiết bị phản ứng dạng ống được đốt nóng bằng khí đốt. Nó đạt được gần đến profil đẳng nhiệt của nhiệt độ nên cho phép nhận được độ chuyển hóa cao khi tính lựa chọn tốt. Trong thiết bị này, chi phí về kim loại và xây dựng cơ bản cao, do đó người ta chế tạo ra các thiết bị khác với lớp xúc tác liên tục, không có bề mặt trao đổi nhiệt.



Hình 2.2. Hệ thống thiết bị phản ứng dehydro hóa etylbenzen

a – Thiết bị phản ứng đơn dạng đoạn nhiệt,

b – Hệ thống gồm 2 thiết bị phản ứng với quá trình đốt nóng trung gian,

c - Thiết bị phản ứng với vài lớp xúc tác và hơi đốt nóng cho vào từng giai đoạn

Chúng làm việc ở điều kiện đẳng nhiệt và hỗn hợp phản ứng sẽ được làm nguội từ từ, trong đó hơi nước đóng vai trò tích lũy nhiệt, không cho hỗn hợp nguội nhanh. Đối với quá trình điều chế styren trong một thiết bị phản ứng đoạn nhiệt, thường độ chuyển hóa của etylbenzen đạt 40% cùng với sự thay đổi nhiệt độ từ đầu đến cuối lớp xúc tác từ 600 – 620⁰C đến 540 – 570⁰C, hằng số tốc độ theo etylbenzen lỏng 0.2 – 0.3h⁻¹. Nhược điểm của loại này là sự làm lạnh hỗn hợp tồn tại sẽ gây ra sự dịch cân bằng theo hướng không mong muốn và tùy theo đó mà gây ra sự thay đổi tốc độ và độ chuyển hóa.

Trong các thiết bị mới, người ta dùng kết cấu hệ thiết bị phản ứng gần với quá trình đẳng nhiệt và chú ý nhiều đến đặc tính của trạng thái cân bằng phản ứng. Một trong số đó (hình 2.2.b) có hai thiết bị phản ứng (hay hai lớp xúc tác) mà sau khi được làm lạnh ở thiết bị đầu, hỗn hợp sẽ qua thiết bị 2 và được đốt bằng hơi nóng đến 600 – 630⁰C.

Thiết bị biểu diễn trên hình 2.2c có 4 lớp xúc tác, trong đó lớp đầu tiên sẽ có tất cả etylbenzen tham gia nhưng chỉ có một phần hơi nước. Còn trong khoảng không giữa các lớp xúc tác sẽ đưa vào số lượng hơi bổ sung để làm tăng nhiệt độ cho hỗn hợp và trong đó sẽ xảy ra sự pha loãng hỗn hợp dẫn đến sự lệch các thông số so với trạng thái cân bằng và làm tăng tốc độ cũng như tính lựa chọn của phản ứng. Trong cơ cấu thiết bị mới này, khi giữ tính lựa chọn cao (89 – 90%) sẽ đạt được độ chuyển hóa lớn (60 – 75%) và cường độ quá trình cao (hằng số tốc độ 0.5 – 0.6h⁻¹) cũng như giảm hao phí riêng của hơi.

2.3. Quá trình halogen hóa

2.3.1. Khái niệm quá trình halogen hóa

Các phản ứng hóa học

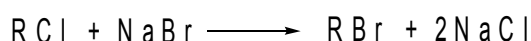
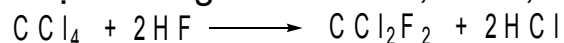
Những dẫn suất halogen thu được bằng 3 cách cơ bản: phản ứng thế, phản ứng kết hợp và phản ứng cắt mạch.

Halogen hóa thế: là sự thay thế những nguyên tử hoặc những nhóm khác bằng nguyên tử halogen. Phần lớn trong số đó là thay thế nguyên tử hydro.

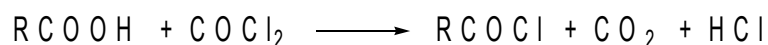
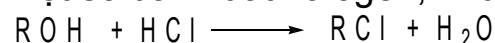


Quá trình thế có thể xảy ra trên nguyên tử cacbon bão hòa hoặc không bão hòa hoặc trong nhân thơm. Khả năng thay thế được duy trì trong những dẫn xuất khác nhau của hydro cacbon.

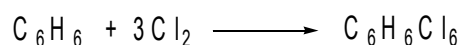
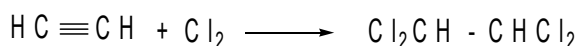
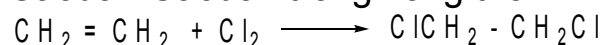
Thay một nguyên tử halogen bằng một nguyên tử khác: dùng để thu được những dẫn xuất flo, brom, iot từ những hợp chất chứa clo.



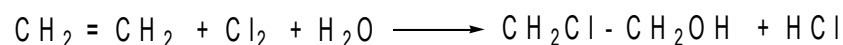
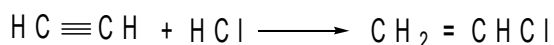
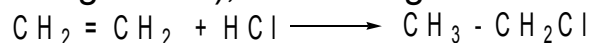
Thay những nhóm OH bằng nguyên tử halogen: được dùng để điều chế một số dẫn xuất halogen, như là floanhyrit axit.



Halogen hóa cộng: quá trình liên kết những hydro – halogen với những hợp chất chưa bão hòa có ý nghĩa thực tế rất lớn, giống như quá trình thay thế. Halogen tự do có khả năng liên kết vào nối C = C, Cacbon-Cacbon trong vòng thơm...:



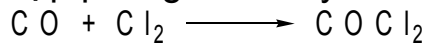
Những hydro halogen được liên kết theo nối đôi và nối ba (hydro halogen hóa), còn những olefin tham gia vào phản ứng clohydro hóa:



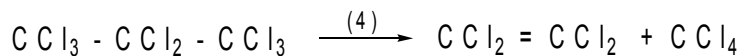
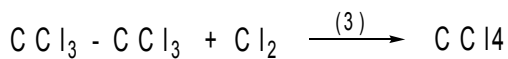
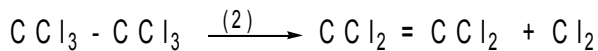
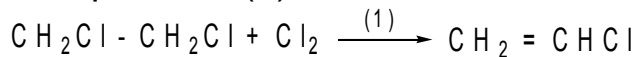
Khả năng halogen hóa kết hợp đối với những phản ứng kể trên được giữ ổn định ở nhiều hydro cacbon chưa bão hòa.

Trường hợp đặc biệt của clo hóa cộng hợp, lại là quá trình liên kết clo

vào những nguyên tử nằm ở trạng thái hóa trị thấp nhất, ví dụ như tổng hợp phosgen từ oxyt cacbon và Clo.



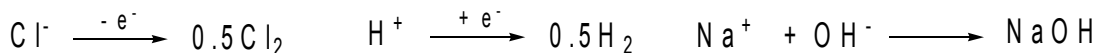
Phản ứng cắt mạch: nó có ý nghĩa quan trọng nhất. Quá trình dehydro clo hóa xảy ra rất dễ dàng (1), ngược lại với quá trình kết hợp với HCl. Do quá trình dễ dàng xảy ra khi ở nhiệt độ cao trong dẫn xuất declo. Quá trình declo hóa (2), ngược lại với quá trình kết hợp với clo, và quá trình cắt mạch theo nối C-C có thể xảy ra dưới tác dụng của clo - nhiệt phân clo (3), hoặc ở nhiệt độ cao: nhiệt phân (4).



Những tác nhân halogen hóa

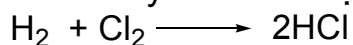
Những tác nhân halogen thường dùng nhất là halogen tự do và hydro halogen ở dạng khan nước. Tất cả chúng đều tan trong chất lỏng hữu cơ ($\text{Br}_2 > \text{Cl}_2 > \text{F}_2$ và $\text{HBr} > \text{HCl} > \text{HF}$). Điều này rất quan trọng để thực hiện quá trình halogen hóa ở pha lỏng. Chúng có mùi gắt, tạo màng nhầy trong mắt và nếu hít thở phải những halogen tự do, thì ngoài những tác hại trên nó còn gây ngạt thở, đặc biệt nguy hiểm là F_2 và HF , chúng có khả năng ăn mòn da và mô xương.

Clo thu được bằng điện phân dung dịch NaCl (nước muối) và hydro

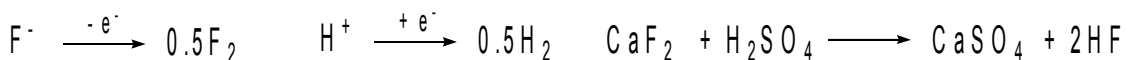


Khí clo thu được có nồng độ khoảng 92% Cl_2 , có chứa tạp N_2 , O_2 và CO_2 . Chúng có thể được tách ra bằng cách hóa lỏng clo, quá trình hóa hơi của nó sẽ cho sản phẩm sạch.

Clorua hydro thu được khi hydro và clo tác dụng ở nhiệt độ cao:



Người ta sản xuất flo bằng điện phân nóng chảy hydrodiflorit canxi. Còn florua hydro không ngậm nước được chế biến nhờ tác dụng của axit H_2SO_4 trên CaF_2 nóng chảy.



Tất cả những chất tham gia phản ứng halogen hóa đều ăn mòn thiết bị. Tác động ăn mòn của chúng đặc biệt tăng khi có ẩm. Bởi vậy, trong những quá trình clo hóa, thường dùng đồng hoặc niken làm vật liệu chế tạo thiết bị, còn khi clo hóa và brom hóa, người ta bảo vệ vỏ kim loại bằng vật liệu chì, men hoặc gốm, sứ. Ngoài ra, còn dùng cả những loại

thép chuyên dụng, grafit, thủy tinh để chế tạo những đường ống chì. Để giảm ăn mòn, người ta phải sấy những chất hữu cơ và halogen.

Kỹ thuật an toàn trong những quá trình halogen hóa

Ngoài những vấn đề chung về sự độc hại và dễ nổ của những chất ban đầu (hydrocacbon, oxyt cacbon), khi halogen hóa còn xuất hiện những điều kiện riêng về kỹ thuật an toàn lao động.

Thứ nhất: không chỉ những chất tham gia phản ứng halogen hóa mà còn cả những dẫn xuất halogen thu được có độ độc hại rất lớn. Chúng ảnh hưởng đến hệ thần kinh trung ương, gây ra những tác động ức chế hoặc mê man (clorofoc, cloral), tạo màng nhầy trong mắt và nếu hít thở chúng (benxenflorit, cloaxeton) có thể gây ngạt thở. Do đó khi halogen hóa, đòi hỏi phải có yêu cầu cao về độ kín của thiết bị và quạt thông gió cho xưởng. Tại nơi làm việc, bắt buộc phải có phương tiện cứu thương giúp đỡ đầu tiên và mặt nạ phòng độc.

Thứ hai: halogen tự do tương tự như oxy và không khí, là có thể tạo với hydrocacbon và CO những hỗn hợp nổ nguy hiểm. Quá trình đốt cháy chúng trong oxy tỏa nhiệt nhiều và ở nồng độ xác định sẽ dẫn đến nổ. Giới hạn trên và dưới của tính dễ nổ, đối với hỗn hợp của parafin thấp phân tử và olefin thấp phân tử với clo nằm trong khoảng 5 - 60% (thể tích) hydro cacbon. Do cần sự an toàn khi trộn hydrocacbon với halogen, đặc biệt là trong những phản ứng pha khí ở nhiệt độ cao, nên cần thiết phải có các thiết bị chuyên dụng. Tính nguy hiểm về nổ của trong quá trình sản xuất càng tăng vì cả những dẫn xuất halogen cũng có khả năng tạo hỗn hợp nổ nguy hiểm với không khí. Ví dụ giới hạn nổ trong hỗn hợp với không khí của CH_3Cl (7.6% ÷ 19.0%) ; $\text{C}_2\text{H}_5\text{Cl}$ (3.8% ÷ 15.4%); $\text{C}_2\text{H}_4\text{Cl}_2$ (6.2 ÷ 16.0) (% thể tích).

Khi tăng số nguyên tử halogen trong phân tử, nguy hiểm nổ của hợp chất giảm dần, *tetra*-clometan thậm chí còn được dùng để dập lửa.

2.3.2. Clo hóa chuỗi gốc

Tất cả những quá trình halogen hóa, theo cơ chế của chúng mà chia ra làm 2 nhóm: gốc chuỗi và xúc tác ion. Nhóm 1 gồm các phản ứng thay thế nguyên tử hydro trong parafin, olefin và hydrocacbon thơm, cũng như quá trình kết hợp halogen theo liên kết cacbon – cacbon trong anken, ankin và trong vòng thơm.

Cơ sở lý thuyết của quá trình

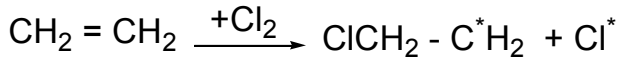
Cơ chế phản ứng

Những quá trình này liên quan tới những phản ứng chuỗi không phân nhánh, qua sự tạo thành trung gian của nguyên tử clo và của gốc tự do.

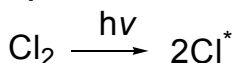
Sự hình thành chuỗi: Khi tiến hành clo hóa theo phương pháp nhiệt (clo hóa nhiệt) ở pha khí, quá trình hình thành gốc tự do đạt được nhờ sự cắt phân tử clo dưới tác động của nhiệt độ cao, cùng với sự tham gia

của thành hoặc nắp bình phản ứng, nhờ quá trình hấp thụ hóa học, mà làm giảm nhẹ sự bẻ gãy nối Cl-Cl:

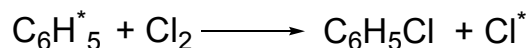
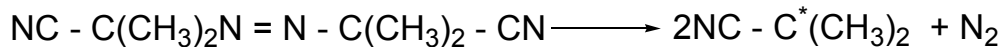
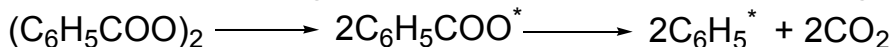
Đôi khi clo hóa nhiệt xảy ra ở nhiệt độ vừa phải (100 – 200°C), nhiệt độ này không đủ để phá vỡ liên kết Cl-Cl. Gốc tự do trong trường hợp này, được tạo thành khi tương tác qua lại của clo và những chất hữu cơ khác:



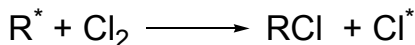
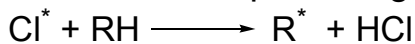
Khi clo hóa quang hóa, quá trình cắt mạch phân tử clo đạt được nhờ quá trình hấp thụ năng lượng lượng tử, ví dụ khi chiếu bằng chùm tia cực tím.



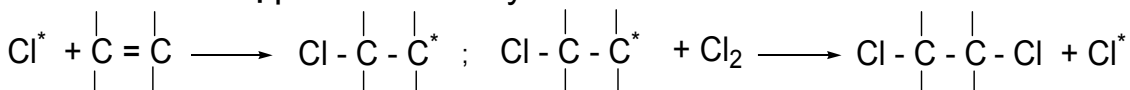
Cuối cùng, khi clo hóa hóa học, người ta thêm chất khởi đầu, nghĩa là chất có khả năng bị phân hủy thành gốc tự do ở nhiệt độ vừa phải, thường là peroxit benzoil và 2,2 – azo – bis (izobutyronitril). Gốc tự do tạo thành khi tương tác với phân tử clo nhanh chóng cho gốc clo:



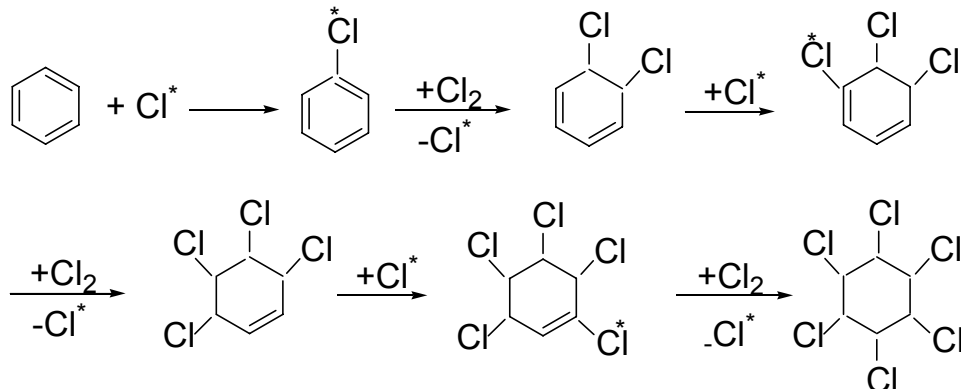
Quá trình phát triển chuỗi mạch: nó xảy ra nhờ sự hình thành của nguyên tử clo trong giai đoạn hình thành chuỗi. Khi thay thế mất xích của chuỗi từ 2 phản ứng đơn giản lặp lại:



Quá trình kết hợp với olefin xảy ra như sau:



Quá trình kết hợp phức tạp hơn theo nối $\text{C}_{\text{thom}} - \text{C}_{\text{thom}}$

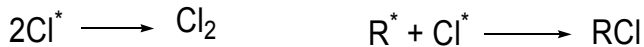
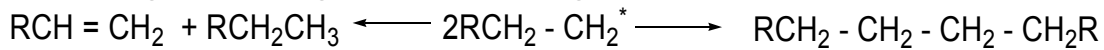


Chiều dài của chuỗi, nghĩa là số mắt xích trong đó, khi clo hóa những

chất tinh khiết có thể đạt tới mười ngàn. Khi dùng những chất kỹ thuật, chuỗi chỉ gồm khoảng mấy trăm mắt xích.

Quá trình ngắt mạch: Khi clo hóa ở pha khí, thường xảy ra quá trình đứt chuỗi trên thành hoặc nắp bình.

Đáng chú ý là những trường hợp ngắt mạch kết hợp đặc trưng cho quá trình pha lỏng. Quá trình đứt chuỗi xảy ra trên gốc hydrocacbon (clo hóa hydrocacbon), trên nguyên tử clo (clo hóa dẫn xuất clo) hoặc trong một số trường hợp bằng cách kết hợp gốc.



Cuối cùng, quá trình đứt chuỗi có thể xảy ra trong những chất ức chế khác nhau (phenol, hợp chất lưu huỳnh, oxi).

Những sản phẩm thu được

Bằng phương pháp clo hóa pha lỏng chuỗi gốc, người ta thu được nhiều sản phẩm.

Polycloetan: 1,1,2 – tricloetan $\text{Cl}_2\text{CHCH}_2\text{Cl}$ là chất lỏng, có nhiệt độ sôi $113,9^\circ\text{C}$. Người ta thu được nó từ 1,2-dicloetan, cùng sự tạo thành sản phẩm phụ 1,1,2,2 và 1,1,1,2-tetracloetan. Nó được dùng để sản xuất monome chính là vinylidencloetana $\text{CH}_2 = \text{CCl}_2$

1,1,1-tricloetan hoặc metylcloroform CH_3CCl_3 là chất lỏng, có nhiệt độ sôi $74,1^\circ\text{C}$, thu được từ 1,1-dicloetan, với sản phẩm phụ là 1,1,2-tricloetan và tetracloetan. Nó dùng làm dung môi rất tốt và được sản xuất với khối lượng lớn. Cách khác để thu được nó là hydroclo hóa vinylidencloetana.

Pentacloetan: $\text{CCl}_3\text{CHCl}_2$, chất lỏng, có nhiệt độ sôi $186,8^\circ\text{C}$, nó được tổng hợp bằng cách clo hóa 1,2-dicloetan hoặc 1,1,2,2-tetracloetan. Nó được dùng để chế biến dung môi cần thiết – tetracloetylen $\text{CCl}=\text{CCl}_2$, hexacloetan - CCl_3CCl_3 , là tinh thể (nhiệt độ bốc cháy $185,6^\circ$), thu được bằng cách clo hóa triệt để bất cứ cloetan nào. Nó được dùng để sản xuất triflo-tricloetan $\text{Cl}_2\text{CFCF}_2\text{Cl}$ (dung môi) và đặc biệt là trifloclôetylen $\text{CClF}=\text{CF}_2$ (monome) và freon.

Cloparafin có rất nhiều loại với công dụng khác nhau. Cloparafin-1,3 chứa 12 – 14% clo, thu được từ phân đoạn dầu lửa hoặc phân đoạn nhẹ hơn ($\text{C}_{12} - \text{C}_{16}$) của dầu parafin, cũng như từ hỗn hợp *n*-parafin tách ra từ những phân đoạn tương ứng. Nó là monocloalkan bậc 2 với hỗn hợp đồng bậc I và dẫn xuất diclo. Người ta dùng nó để tổng hợp chất hoạt động bề mặt loại ankylaren sunfonat.

Cloparafin lỏng chứa từ 40 đến 49%, được dùng làm chất hóa dẻo (đặc biệt đối với polyvinylclorua) và chất phụ gia cho mỡ bôi trơn.

Cloparafin rắn chứa 70-72% clo, dùng làm phụ gia cho nhựa và cao su để tăng độ chống cháy cho chúng.

Dẫn xuất clo của aren: benzylclorua $\text{C}_6\text{H}_5\text{CH}_2\text{Cl}$, là chất lỏng, sôi ở

179,3⁰C. Người ta thu được bằng clo hóa toluen với sự tạo thành sản phẩm phụ là benzalclorua $C_6H_5CHCl_2$, benzotriclorua $C_6H_5CCl_3$ và clotoluen $ClC_6H_4CH_3$. Benzylclorua được ứng dụng trong các quá trình đưa nhóm benzyl vào những chất khác như điều chế benzylxenlulo, benzyl ete, benzyl ancol, benzyl amin, butyl bezyl phtalat (chất rất dẻo) và những chất khác.

P-xilendiclorua $ClCH_2C_6H_4CH_2Cl$ được sản xuất bằng clo hóa *p*-xilen và dùng để tổng hợp polyme bền nhiệt.

Hexaclo-*m* và hexaclo-*p*-xilen $Cl_3C-C_6H_4-CCl_3$ là tinh thể; người ta thu nó bằng cách clo hóa *m*- và *p*- xilen tương ứng. Nó dùng để sản xuất dicloanhidrit izo-phtalic axit [$C_6H_4(COCl)_2$] (tạo thành khi hydro hóa hexaclorit). Ngoài ra, hexaclo-*p*-xilen là dược phẩm để chữa bệnh.

1,2,3,4,5,6-hexacloxyclohexan, hoặc hexacloran $C_6H_6Cl_6$ thu được bằng cách cộng Cl_2 vào benzen với quá trình tạo thành sản phẩm phụ hepta- và octa-cloxyclohexan. Sản phẩm kỹ thuật là hỗn hợp 8 đồng phân lập thể, trong số đó chỉ có đồng phân α là có hoạt tính để làm thuốc trừ sâu (tinh thể, nóng chảy 112-113⁰C). Hàm lượng của nó trong sản phẩm kỹ thuật là 11-18%, bởi vậy người ta thực hiện tuyển tính đồng phân γ , bằng cách chiết tách để thu được sản phẩm giàu hexacloran có chứa 80-90%, đồng phân γ và được gọi là lindan (99% đồng phân γ). Những đồng phân còn lại để xử lý thành triclobenzen, bằng cách dehydroclo hóa. Hexacloran được dùng làm thuốc trừ sâu.

Điều kiện của quá trình và các dạng thiết bị phản ứng

Người ta thực hiện clo hóa pha lỏng, bằng cách làm sủi bọt clo dạng khí qua lớp chất lỏng phản ứng. Clo hòa tan trong chất lỏng và phản ứng xảy ra trong dung dịch. Trong nhiều trường hợp, môi trường lỏng chính là những tác nhân hữu cơ, với lượng dư nhiều để tránh quá trình clo hóa sâu. Sản phẩm tạo thành ngày càng tăng, tỷ trọng của hỗn hợp cũng tăng, người ta dùng tỷ trọng để kiểm tra mức độ chuyển hóa. Khi chế biến polycloparafin và hexacloxylen lỏng, thành phần pha lỏng thay đổi trong quá trình phản ứng đến khi tạo thành sản phẩm sệt hoặc nóng chảy. Cuối cùng, khi chế biến polycloparafin rắn và polyme đã clo hóa, để đồng nhất tốt hỗn hợp, người ta dùng dung môi (tetraclometan, *o*-diclobenzen).

Trong công nghiệp, người ta sử dụng tác nhân quang hóa hoặc hóa học trong giai đoạn khởi đầu. Phương pháp 2 có ưu thế là cấu trúc mạch xích, phản ứng đơn giản nhưng phải thêm chi phí chất kích hoạt đắt tiền hơn. Trong phương pháp 1 thì cấu tạo là phản ứng phức tạp hơn. Tăng vốn đầu tư và chi phí năng lượng điện, nhưng không có chi phí vào chất khởi đầu, còn những chất tổng hợp không bị bắn bởi những sản phẩm phân hủy của nó. Việc chọn phương pháp, được xác định dựa vào những yếu tố kinh tế. Ngoài tỷ lệ những chất phản ứng ban đầu, việc

chọn nhiệt độ và nồng độ chất khởi đầu hoặc cường độ chiếu sáng cũng có ý nghĩa quan trọng.

Khi clo hóa quang hóa, việc chọn nhiệt độ không giới hạn trong khoảng giới hạn nào cả, bởi vì nó hoàn toàn không ảnh hưởng đến vận tốc phản ứng. Hơn nữa, nó thích hợp hơn khi làm lạnh bằng nước. Vì vậy, tổng hợp quang hóa hexacloxyclohexan thực hiện ở 40 – 60°C.

Khi dùng chất khởi đầu, việc chọn nhiệt độ được quy ước bằng vận tốc lớn nhất có thể, của quá trình phân hóa chúng. Nhiệt độ bằng 70 – 100°C đối với azo-bis *izo*-butylronitril và 100 – 120°C đối với peoxit benzoil, khi có sự liên hệ giữa nhiệt độ và nồng độ chất khởi đầu

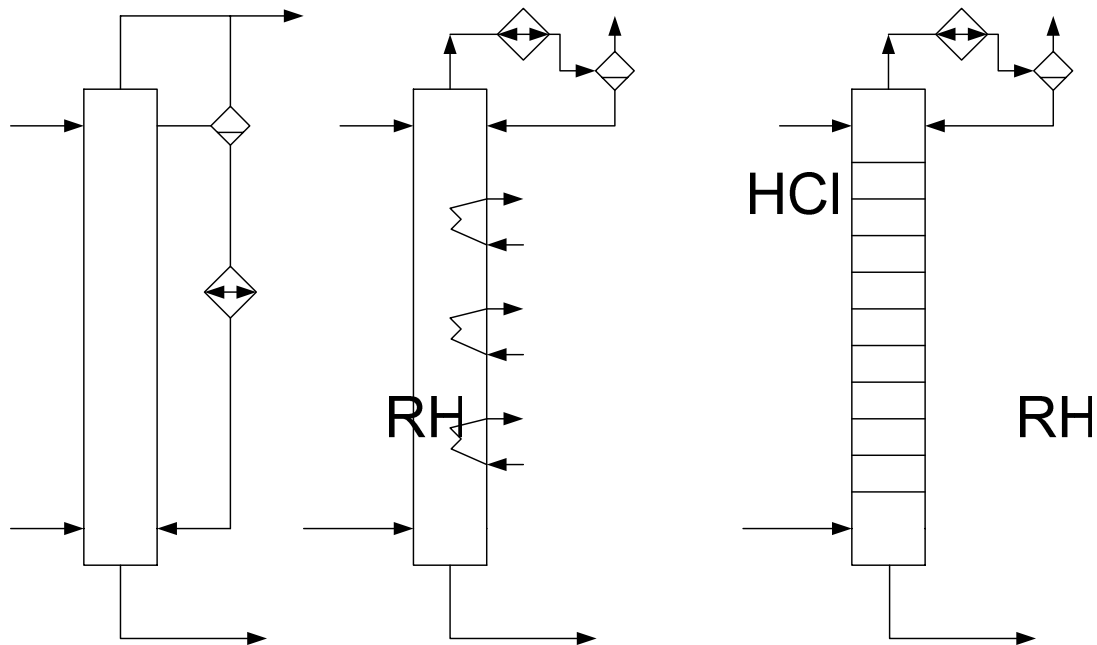
Do đó, để giảm lượng chất khởi đầu, người ta giảm nhiệt độ và nồng độ chất khởi đầu, nhưng điều này dẫn đến việc giảm vận tốc phản ứng và tăng chi phí cho giai đoạn phản ứng. Vì nó đòi hỏi sự tối ưu về điều kiện của quá trình theo tiêu chuẩn kinh tế. Lượng chất khởi đầu có thể giảm, nếu cho vào từng phần và vào từng thời điểm khác nhau (khi quá trình tuần hoàn) hoặc là theo chiều dài của thiết bị phản ứng (đối với điều kiện phản ứng liên tục), hoặc sự thay đổi nhiệt độ theo việc chi phí chất khởi đầu. Điều kể trên xảy ra với clo hóa quang hóa, khi quá trình tăng cường độ chiếu sáng và vận tốc dẫn đến việc giảm chiều dài chuỗi và tăng chi phí cho năng lượng điện. Sự tối ưu cho cả 2 trường hợp này là cường độ của quá trình không cao.

Bộ phận phản ứng (là tất cả quá trình clo hóa pha lỏng), có thể thực hiện liên tục và gián đoạn. Thiết bị cơ bản (thiết bị clo hóa) phải được cung cấp clo bằng bình khí lồi, thiết bị làm lạnh để thoát nhiệt, thiết bị làm lạnh ngược dòng hoặc bộ tách khí trên đường thoát khí (HCl), đường ống bắt buộc và thiết bị đo kiểm tra.

Trong phản ứng clo hóa trong lò quang hoá, luôn có dụng cụ để chiếu sáng phần phản ứng (đèn thủy ngân - thạch anh phía trong được bảo vệ bằng đèn trần hoặc đèn ngoài để chiếu sáng thiết bị phản ứng qua cửa sổ thủy tinh trong vỏ).

Sơ đồ lò phản ứng đặc trưng để clo hóa gốc chuỗi pha lỏng được mô tả trên hình 2.3.

Sơ đồ thứ nhất (hình 2.3.a) dùng để cho quá trình tuần hoàn và là tháp sục khí rộng với bộ phận làm lạnh đặt ở ngoài. Quá trình hồi lưu phần phản ứng qua thiết bị làm lạnh, được thực hiện bắt buộc (nhờ bơm), hoặc nhờ quá trình hồi lưu tự nhiên (dưới ảnh hưởng của sự chênh lệch tỷ trọng của bọt khí đầy và nóng của chất lỏng trong tháp và phần lạnh hơn không chứa khí của chất lỏng trong vòng hoàn lưu). Bằng phương pháp này, người ta thu được polycloparafin. Khi clo hóa polyme, trong dung dịch có thể thoát nhiệt phản ứng nhờ quá trình hóa hơi của dung môi. Dung môi này được ngưng tụ và quay lại vào lò phản ứng nhờ bộ phận làm lạnh ngược dòng.



Hình 2.3. Sơ đồ lò phản ứng clo hóa gốc chuỗi pha lỏng
 a – Quá trình tuần hoàn với sự làm lạnh bên ngoài
 b – Quá trình liên tục với sự làm lạnh bên trong
 c - Quá trình liên tục với sự làm lạnh ngược dòng

Phương án hoạt động liên tục của lò phản ứng có quá trình làm lạnh không hiệu quả vì sự khuấy trộn mạnh hỗn hợp phản ứng và làm giảm độ chọn lọc. Vì lý do này, thiết bị phản ứng hoạt động liên tục dùng ở dạng tháp sục khí với sự làm lạnh bên trong (hình 2.3b) nhờ những ống xoắn (đôi khi nhờ vỏ bọc nước) và thiết bị ngưng tụ ngược. Chất lỏng và khí thường chuyển động ngược dòng nhau, khi đó để giảm việc khuấy trộn mạnh và để tăng độ chọn lọc, tốt nhất là phân nhỏ thiết bị phản ứng theo chiều cao của dây đĩa hoặc theo bậc của thiết bị phản ứng.

Khi clo hóa với các chất C_2 nhiệt độ sôi thấp (1,1 – và 1,2-diclo etan), nhiệt thoát ra được đưa ra ngoài nhờ quá trình hóa hơi của những chất này trong dòng HCl. Trong trường hợp này, việc làm lạnh trong là không cần thiết, và vai trò này được giao cho thiết bị làm lạnh ngược dòng. (hình 2.3c).

2.3.3. Clo hóa xúc tác theo cơ chế ion RH, RCl

Quá trình này là cộng halogen theo nối đôi và nối ba, clohydro hóa olefin, phản ứng hydroclo hóa thay thế vào nhân thơm và clo hóa một số hợp chất chứa O_2 và N_2 .

Các phản ứng hóa học

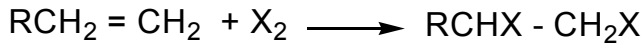
Halogen hóa cộng hợp bằng halogen tự do

Cộng halogen theo nối đôi $C=C$

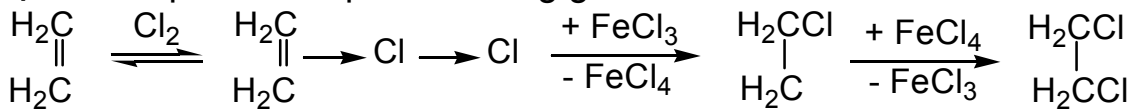
Trước đây đã gặp quá trình cộng clo vào olefin trong pha khí theo cơ

ché gốc chuỗi. Nếu khi đó là pha lỏng thì sự tăng vận tốc ít và xảy ra trong dung dịch. Cơ chế phản ứng thay đổi được chứng minh, nhờ quá trình vắng mặt của ánh sáng và ảnh hưởng của những chất kích hoạt hóa học.

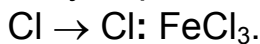
Khi cho chất phản ứng ban đầu qua pha lỏng (chất lỏng này thường là sản phẩm phản ứng), dễ dàng xảy ra quá trình cộng clo hoặc brom theo nối đôi:



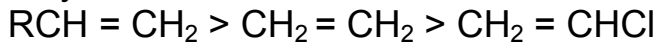
Phản ứng này xảy ra rất nhanh, thậm chí khi ở nhiệt độ thấp, nhưng những xúc tác loại axit không proton làm tăng tốc phản ứng (ví dụ $FeCl_3$). Cơ chế của quá trình nằm trong quá trình cộng ái điện tử với sự tạo thành phức π và phức σ trung gian.



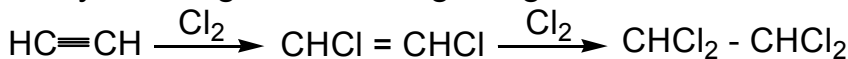
Vai trò $FeCl_3$ được giải thích không chỉ bằng quá trình tăng tốc giai đoạn chuyển phức π thành phức σ mà còn bởi sự tạo thành phức



Phản ứng xúc tác theo thứ tự olefin, Cl_2 và $FeCl_3$, nhưng trong đó thường có cả quá trình không xúc tác theo clo ở bậc cao hơn. Khả năng phản ứng của olefin phụ thuộc vào độ ổn định của cation trung gian và thay đổi như sau:

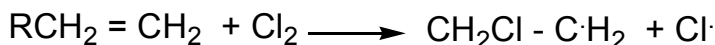


Axetylen cũng có khả năng cộng clo:



Ở đây, dùng xúc tác $FeCl_3$, và do vận tốc giai đoạn 2 cao nên sự tạo thành dicloetylen rất ít.

Trong tất cả những quá trình này, phản ứng phụ thế H_2 cũng xảy ra; kết quả tạo thành clorua cao phân tử hơn (tricloetan từ etylen, pentacloetan từ axetylen...) phản ứng thế có cơ chế gốc - chuỗi, khi đó sự hình thành chuỗi được thực hiện khi ở nhiệt độ thấp nhờ tương tác của clo với olefin:



Để ngăn quá trình này, có thể giảm nhiệt độ, nhưng hiệu quả nhất là dùng chất ức chế phản ứng chuỗi và xúc tác loại không proton. Một trong những chất ức chế có thể dùng là oxy đã có trong khí clo, nó được dùng trong tất cả những quá trình đã nêu trên. Khi cho xúc tác vào, sẽ làm tăng vận tốc phản ứng cộng, và tăng độ chọn lọc của nó. Kết quả kết hợp tác dụng của oxy và xúc tác là lượng sản phẩm từ phản ứng phụ thế H_2 khi clo hóa etylen được giảm từ 10 đến 0,5 – 2%.

Sản phẩm thu được

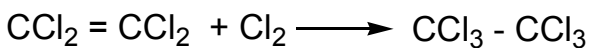
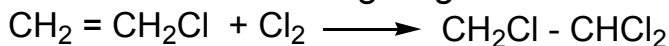
Sản phẩm thu được với số lượng lớn nhất là 1,2-dicloetan

$\text{CH}_2\text{ClCH}_2\text{Cl}$ (chất lỏng, sôi ở $83,5^\circ\text{C}$). Người ta thu được nó nhờ phản ứng cộng clo vào etylen và được dùng để sản xuất monome vinyclorua $\text{CH}_2=\text{CCl}_2$, polyclorua etan và etylen (đặc điểm của dung môi tri- và tetraclôetylen $\text{CHCl}=\text{CCl}_2$ và $\text{CCl}_2=\text{CCl}_2$), cũng như etylendiamin $\text{NH}_2\text{CH}_2\text{CH}_2\text{NH}_2$, cao su polisulfua thiocol $(-\text{CH}_2\text{CH}_2-\text{Sx}-)_n$ và loại sản phẩm khác. 1,2 dicloetan có trong thành phần của một số chất hun (diệt côn trùng).

1,2-diclopropan $\text{ClCH}_2\text{CHClCH}_3$ (chất lỏng, sôi $98,6^\circ\text{C}$) thu được nhờ clo hóa propylen. Người ta dùng như chất hun khói cho cao su và để tổng hợp cao su polysulfua.

1,2-dibrometan và 1,2-dibromopropan thu được tương tự như các dẫn suất clo tương ứng thu từ etylen và propylen. Trước đây, chúng được dùng để chế biến chất lỏng etyl (dung dịch tetraetyl chì) thêm vào nguyên liệu động cơ để làm tăng chỉ số octan của chúng.

1,1,2-tricloetan và hexaclôetan gần đây được tổng hợp hữu hiệu nhất không phải theo phản ứng thế gốc chuỗi, mà là cộng có chọn lọc clo vào cloolefin tương ứng.

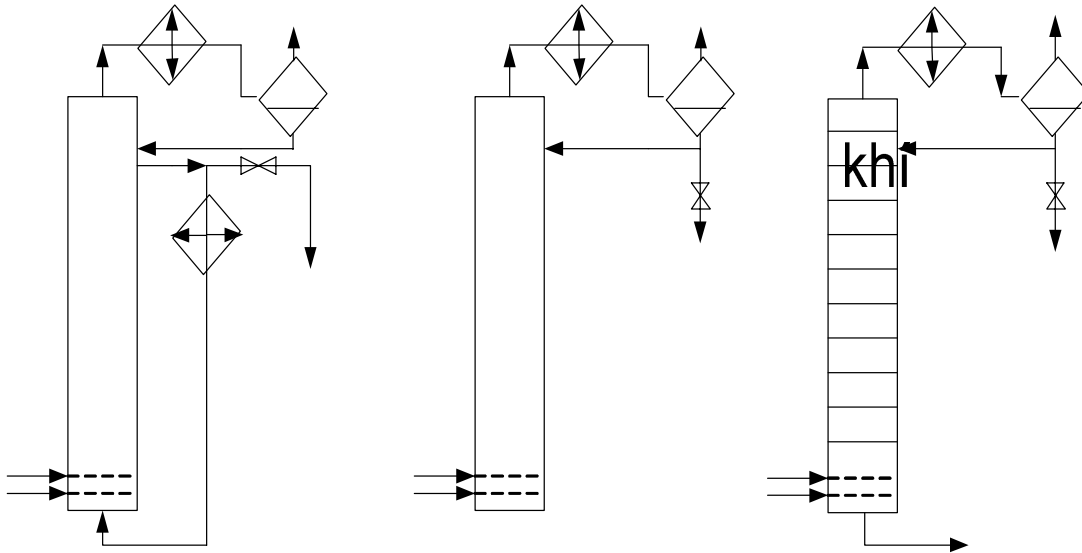


1,1,2,2 - tetraclôetan - $\text{CHCl}_2\text{CHCl}_2$ thu được bằng cách clo hóa axetylen và dùng để sản xuất dung môi tricloetan. Vì giá thành axetylen cao nên phương pháp này ít hiệu quả và được thay bằng phương pháp khác hiệu quả hơn là chế biến etylen thành 1,2 -dicloetan.

Điều kiện của quá trình và các dạng thiết bị phản ứng

Những phản ứng trên khác nhau về độ chọn lọc và vận tốc, bởi vậy chất phản ứng ban đầu không nhất thiết phải tinh khiết. Như thế, thường dùng khí clo lỏng còn lại sau khi hóa lỏng clo, hoặc phân đoạn olefin có chứa những parafin tương ứng hoặc chứa tạp chất trơ (nhưng không phải là olefin khác). Nhưng việc sấy khí là điều bắt buộc.

Thực hiện quá trình bằng cách cho sự chất phản ứng dạng khí qua sản phẩm lỏng, trong dung dịch xảy ra quá trình tương tác. Trước đây, để tránh phản ứng thế, người ta cố giữ nhiệt độ thấp ở mức độ có thể được (30°C), nhưng trong trường hợp này, sự thoát nhiệt làm giảm năng suất của lò phản ứng. Hiện nay, người ta thực hiện quá trình với cường độ cao hơn ở $70^\circ\text{C} - 100^\circ\text{C}$, còn để giảm quá trình thế, người ta dùng tác động của oxi và xúc tác. Xúc tác dùng đặc biệt là FeCl_3 hoặc mẫu gang cho vào lò phản ứng tạo thành FeCl_3 dưới tác động của clo. Tỷ lệ chất phản ứng hữu cơ và clo trong trường hợp này gần với tỉ lượng với lượng dư nhỏ của olefin ($\sim 5\%$) để đảm bảo chuyển hóa hoàn toàn clo.



Hình 2.4. Hệ thống phản ứng clo hóa xúc tác ion trong pha khí
 a - Với sự làm lạnh bên ngoài; b - Cùng với nhiệt của sự hóa hơi;
 c - Cùng với sự clo hóa và chưng cất

Thiết bị phản ứng cho những quá trình này có 3 loại (hình 2.4). Trong trường hợp đầu, người ta thực hiện phản ứng trong pha khí (sơ đồ 2.4a) với hệ thống làm lạnh bên ngoài và ống sinh hàn ngược. Tại đây, hơi mang theo sản phẩm, ngưng tụ tách khỏi khí thoát ra. Phần ngưng tụ cho quay lại thiết bị phản ứng, còn sản phẩm tích tụ cho thoát qua ống chuyển phụ và đến bộ phận xử lý tiếp theo.

Khi điều chế chất dễ bay hơi 1,2-dicloetan, một phần lớn nhiệt lượng thoát ra được nhờ thiết bị ngưng tụ ngược. Hơn nữa, thiết bị làm lạnh bên ngoài có thể giảm nhiệt và thoát nhiệt nhờ sự hóa hơi. Những cải tiến tiếp theo là xóa bỏ ống dẫn phụ của sản phẩm và thiết lập đầu ra từ hệ thống sau khi qua thiết bị ngưng tụ ngược. Khi đó, phần ngưng tụ còn lại cho quay lại tháp để giữ nhiệt độ cần thiết và mục chất lỏng (sơ đồ 2.4b). Trong trường hợp này, xúc tác không làm bẩn sản phẩm, mà còn lại trong tháp và làm việc.

Cuối cùng, người ta đã tìm ra quá trình ứng dụng hệ thống vừa clo hóa vừa chưng cất (sơ đồ 2.4c). Bể dưới của tháp đóng vai trò thiết bị phản ứng, người ta cho etylen và clo vào. Trong phần chưng cất của tháp, người ta tách 1,2-dicloetan từ tricloetan, nó được thu hồi lại trong bể dưới.

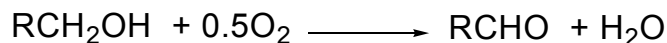
Người ta xử lý khí thoát ra, cũng như trong trường hợp clo hóa gốc chuỗi pha lỏng, nhưng khác ở chỗ vì lượng HCl không lớn lắm. Đầu tiên, người ta hấp thụ bằng nước, sau đó thải HCl loãng ra. Sản phẩm lỏng của phản ứng, nếu cần, phải làm sạch khỏi xúc tác và mang đi chưng cất.

2.4. Quá trình oxy hóa

2.4.1. Khái niệm quá trình oxy hóa

Phân loại phản ứng oxy hóa

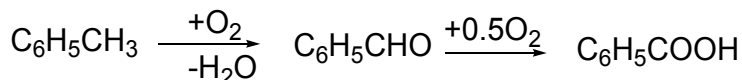
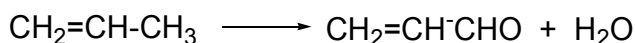
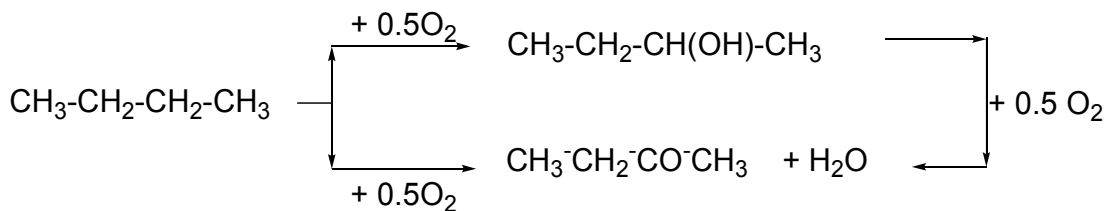
Trong hóa học hữu cơ để định nghĩa phản ứng oxy hóa không phải đơn giản. Khác với hóa vô cơ, phản ứng oxy hóa trong hóa hữu cơ thường không kèm theo quá trình thay đổi hóa trị của nguyên tố. Quá trình tham gia của oxy vào phân tử cũng không phải là đặc điểm chung của phản ứng oxy hóa, điều này cũng được thể hiện ở những phản ứng khác không liên quan đến quá trình oxy hóa. Ngoài ra còn có các phản ứng oxy hóa, mà trong đó số nguyên tử oxy trong phân tử không thay đổi.



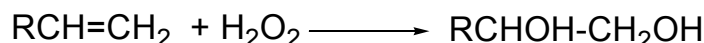
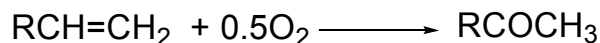
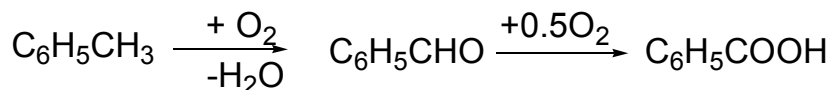
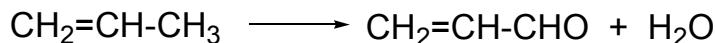
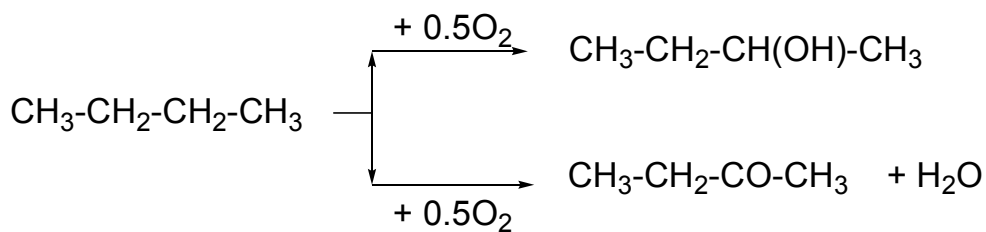
Như vậy trong hóa hữu cơ, quá trình công nghệ oxy hóa được xem là quá trình chuyển hóa các chất dưới tác dụng của các tác nhân oxy hóa. Cần phải phân biệt quá trình oxy hóa hoàn toàn và chưa hoàn toàn. Ta biết rằng khi cháy hoàn toàn, các chất sẽ chuyển thành CO_2 và H_2O .

Trong tổng hợp hữu cơ, oxy hóa hoàn toàn là quá trình phụ không mong muốn. Chỉ có phản ứng oxy hóa không hoàn toàn là quan trọng, để có thể tổng hợp hữu cơ và có thể chia chúng thành 3 nhóm chính:

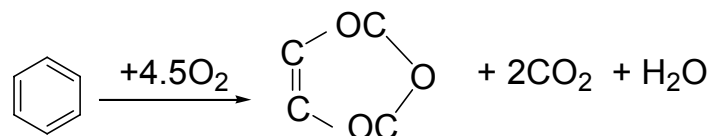
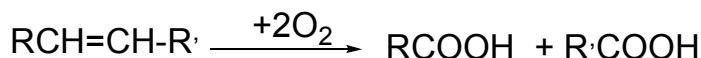
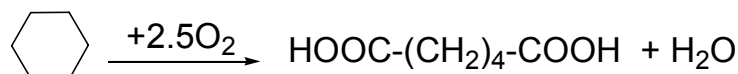
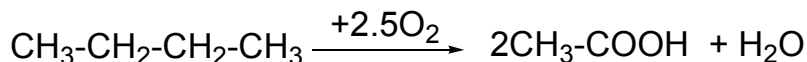
Oxy hóa không đứt mạch, khi đó số nguyên tử cacbon vẫn không đổi so với hợp chất ban đầu. Các phản ứng này lại có thể tiếp tục chia làm 2 nhóm: oxy hóa theo nguyên tử cacbon no trong các parafin, naphten, olefin, ankyl vòng thơm và các dẫn xuất của chúng đặc biệt là rượu và andehitl



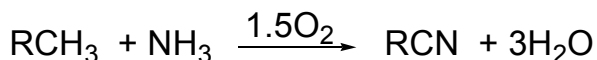
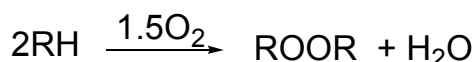
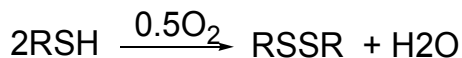
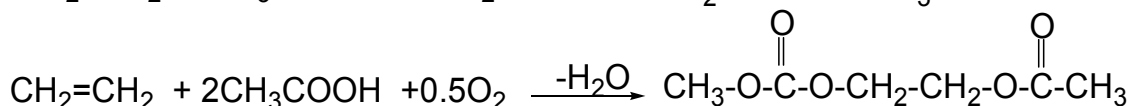
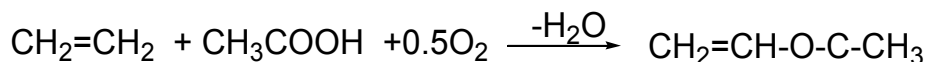
Nhóm thứ hai là oxy hóa theo các liên kết đôi tạo thành α -oxyt (epoxi hóa), các hợp chất cacbonyl hay glycol.



Oxy hóa phân hủy xảy ra với quá trình phá vỡ mỗi liên kết C-C. Các hydrocarbon và dẫn xuất của chúng đều có khả năng này như các dãy parafin, naphten, olefin, hydrocarbon thơm. Quá trình phân hủy sẽ xảy ra ở các liên kết C-C, C=C, C_{thơm} - C_{thơm}.



Oxy hóa kèm theo quá trình kết hợp với phân tử của tác nhân ban đầu (oxy hóa ngưng tụ hay oxy hóa kết hợp)



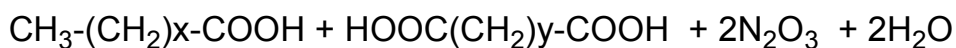
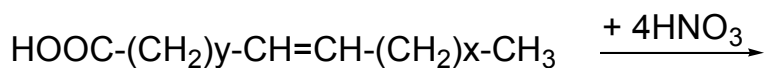
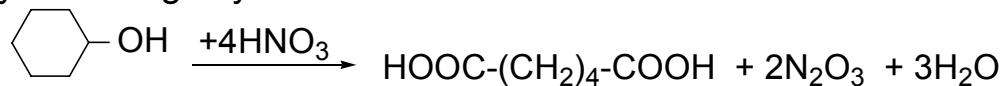
Tác nhân oxy hóa và kỹ thuật an toàn trong quá trình oxy hóa

Trong kỹ thuật phòng thí nghiệm và trong hóa tinh vi để tổng hợp hữu cơ người ta sử dụng nhiều tác nhân oxy hóa như pemanganat (ở

môi trường kiềm, trung tính hay axit), dicromat, trioxit crom, peoxyt của vài kim loại (mangan, chì, natri). Nhưng trong công nghiệp tổng hợp hóa dầu và hữu cơ, người ta cố gắng sử dụng các tác nhân oxy hóa rẻ tiền và chỉ trong những trường hợp riêng người ta mới dùng những tác nhân có khả năng làm cho phản ứng xảy ra nếu tác nhân oxy hóa khác không sử dụng được.

Oxy phân tử (dạng không khí, oxy kỹ thuật hay hỗn hợp nitơ-oxy hàm lượng O₂ thấp) là tác nhân oxy hóa quan trọng nhất trong số các tác nhân. Người ta sử dụng nó để tiến hành phần lớn các phản ứng đã nêu ra ở trên của quá trình oxy hóa. Oxy tinh khiết có tác dụng oxy hóa rất mạnh nhưng sử dụng nó lại tốn kém chi phí để tách oxy từ không khí. Khi oxy hóa ở pha khí, quá trình hiện diện của nitơ sẽ gây khó khăn cho việc tách và quá trình hoàn lưu sản phẩm. Do đó người ta sử dụng oxy kỹ thuật. Khi oxy hóa bằng không khí tốc độ phản ứng chậm nhưng được khắc phục bằng cách tăng nhiệt độ cũng như áp suất chung nghĩa là tăng áp suất riêng phần của oxy.

Axit nitric (hay oxyt nitơ) là tác nhân oxy hóa được sử dụng rộng rãi sau oxy. Tác dụng của nó bao giờ cũng kèm theo quá trình nitril hóa một ít hợp chất hữu cơ và điều này càng được thúc đẩy nếu tăng nồng độ của nó. Do nguyên nhân này để oxy hóa người ta sử dụng HNO₃ 40 – 60%. HNO₃ không được sử dụng để oxy hóa các parafin. Phản ứng tiêu biểu nhất của nó là oxy hóa phân hủy các hợp chất vòng hợp chất không no. Trong những trường hợp này hiệu suất phản ứng cao hơn khi oxy hóa bằng oxy.



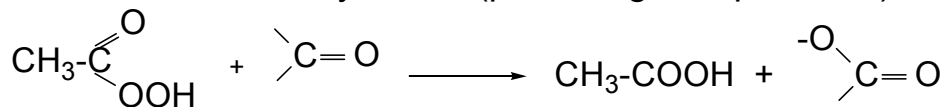
Khi tham gia phản ứng oxy hóa, HNO₃ sẽ bị khử đến oxyt nitơ (NO hay N₂O₃). Hiệu quả kinh tế của sản phẩm phụ thuộc nhiều vào khả năng tận dụng các oxyt này và quá trình tái sinh của HNO₃ không chuyển hóa. Bài toán đầu tiên sẽ được giải quyết bằng cách oxy hóa oxyt nitơ trong nước hay trong dung dịch HNO₃ để tạo thành HNO₃.



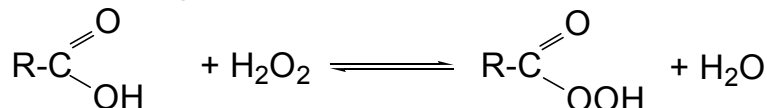
Hợp chất peroxyt mà chủ yếu là peroxyt hydro và paraxyt axetic (còn gần đây là hydroperoxyt) được sử dụng như những tác nhân oxy hóa trong tổng hợp hữu cơ và hóa dầu. Do tương đối đắt tiền nên người ta chỉ sử dụng nó trong những phản ứng không xảy ra dưới tác dụng oxy phân tử hay HNO₃. Điều này liên quan đến quá trình epoxi hóa các hợp chất chưa no:



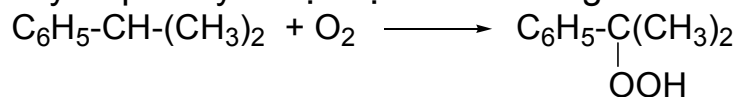
Phản ứng của peroxyt axit với xeton có giá trị kém hơn do chủ yếu tạo thành rượu bậc cao hay lacton (phản ứng Baier – Villier).



Peroxyt hydro thông thường được sử dụng ở dạng dung dịch 30%. Nó kết hợp với axit cacboxylic tạo thành peraxit theo phản ứng tương tự như phản ứng este hóa.



Ngoài ra peraxit có thể được tạo thành khi oxy hóa andehyt. Như vậy peraxit axetic được sản xuất trong công nghiệp bằng con đường này còn hydroperoxyt được tạo thành bằng cách oxy hóa hydrocacbon.

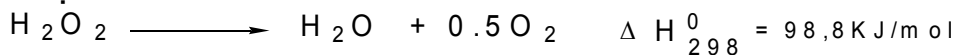


Kỹ thuật an toàn trong quá trình oxy hóa

Chủ yếu là do tác nhân oxy hóa kết hợp với hợp chất hữu cơ tạo hỗn hợp nổ nguy hiểm hay các hợp chất có khả năng gây nổ. Các tính chất nổ của hỗn hợp hydrocacbon với không khí và các số liệu về nhiệt độ bắt lửa của hydrocacbon lỏng đã được trình bày ở nội dung phần trước.

Việc đưa các chất hữu cơ khác nhau vào trong hỗn hợp phản ứng dựa vào giới hạn nồng độ gây nổ nguy hiểm (rượu, xeton, andehyt), trong đó các giới hạn này càng lớn nếu sử dụng oxy tinh khiết. Đối với các phản ứng oxy hóa trong pha lỏng, tính gây nổ nguy hiểm sẽ càng lớn khi áp suất hơi của các chất hữu cơ (tạo ra hỗn hợp nổ nguy hiểm với không khí hay oxy) càng cao.

Axit nitric và các chất oxy hóa khác cũng tạo ra được hỗn hợp nổ nguy hiểm với các chất hữu cơ. Tính nguy hiểm khi có mặt hydroperoxyt và các axit peracetic càng tăng mạnh do phản ứng phân hủy của chúng xảy ra với quá trình tạo thành nước và acid acetic là cái phản ứng tỏa nhiệt.



Quá trình phân hủy các hợp chất peroxyt kể trên được xúc tác bởi một số kim loại hóa trị thay đổi (Fe, Cu, Co, Mn, Cr) và các muối của chúng. Vì vậy hydroperoxyt và nhất là các peroxyaxit có nồng độ cao sẽ tạo ra khả năng nổ khi có mặt các chất hữu cơ. Điều này cũng tương tự đối với các hợp chất peroxyt khác. Việc sử dụng chúng trong dung môi và ở một chế độ nhiệt độ nghiêm ngặt sẽ hạn chế những khuyết điểm này.

Khả năng nổ của tác nhân oxy hóa và hỗn hợp của chúng với các chất hữu cơ là một yếu tố quan trọng cần chú ý khi thiết kế các quy trình công nghệ thực hiện phản ứng oxy hóa.

2.4.2. Oxi hóa xúc tác dị thể

Oxy hóa với xúc tác dị thể có ý nghĩa to lớn đối với hàng loạt các quá trình mà chúng không đạt kết quả tiến hành phản ứng oxy hóa gốc chuỗi mạch. Đó là các quá trình:

Oxy hóa olefin và các dẫn xuất tại nguyên tử cacbon no liên kết đôi vẫn được bảo toàn..

Quá trình oxy hóa amoni các olefin và hydrocacbon khác để điều chế hợp chất nitril

Oxy hóa họ thơm và các hydrocacbon khác tạo thành các anhydrit nội của axit di hay tetra-cacboxylic. Tổng hợp trực tiếp etylen oxit.

Xúc tác dị thể của quá trình oxy hóa

Những xúc tác dị thể của quá trình oxy hóa có giá trị thực tiễn là:

Các kim loại Cu và Ag, trong đó ta thấy Cu dễ bị oxy hóa hơn sẽ tạo thành lớp oxit trên bề mặt đóng vai trò tác nhân oxy hóa. Các kim loại khác (Pt, Pd) sẽ oxy hóa hoàn toàn đến sản phẩm CO₂ và H₂O.

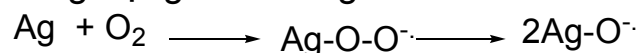
Oxyt của kim loại chuyển tiếp như CuO + Cu₂O, V₂O₅ cũng như các oxyt khác chúng không hoạt động và chủ yếu là oxy hóa hoàn toàn.

Hỗn hợp oxyt và muối của kim loại chuyển tiếp, đặc biệt là vanadat stunat, vonframmat và molipdat của kẽm, coban và bismut ZnO.V₂O₅, CoO.WO₃, Bi₂O₃.MoO₃) có thể nằm ở các pha riêng biệt tương ứng với các oxyt và hợp chất của chúng. Đặc biệt các ferit và cromit sẽ gây ra quá trình oxy hóa hoàn toàn.

Các xúc tác kể trên được sử dụng ở dạng phoi, lưới (Cu), hạt muối (V₂O₅) hay phủ lên trên các chất mang xốp (Ag, CuO, muối) và thông thường có thêm các chất tăng hoạt khác.

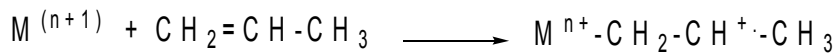
Cơ chế phản ứng

Trong cơ chế của phản ứng oxy hóa dị thể, quá trình hấp thụ của các tác nhân trên bề mặt tiếp xúc giữ vai trò quan trọng. Trên bề mặt các kim loại, oxy hấp thụ rất nhanh, sau đó nó thấm vào lớp bên trong với vận tốc nhỏ hơn. Các kim loại quý hiếm sẽ tạo ra các oxyt còn với bạc quá trình được giới hạn bởi quá trình hấp thụ hoá học tạo ra quá trình thay đổi của tính chất của lớp dưới bề mặt. Người ta cho rằng oxy sẽ hấp thụ khi tiếp xúc kèm theo quá trình phân ly hoặc không phân ly các phân tử hoặc kim loại cung cấp điện tử cho oxy đã hấp thụ chuyển nó sang trạng thái ion- gốc.



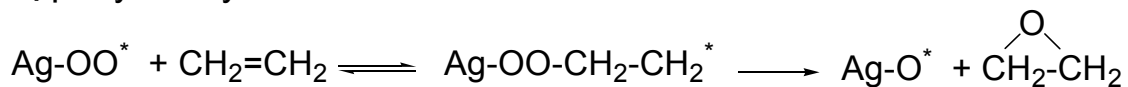
Tương tự như vậy, quá trình hấp thụ hoá học oxy được thực hiện trên các oxyt và muối, ở đó quá trình hấp thụ sẽ diễn ra theo ion của kim loại chuyển tiếp, ion này được oxy hóa đến trạng thái có hóa trị cao nhất.

Các hydrocacbon hấp thụ trên các kim loại tương đối yếu và thuận nghịch. Chúng hấp thụ trên xúc tác oxyt hoặc muối mạnh hơn, trong đó các electron cần thiết để tạo liên kết sẽ nằm ở phân tử olefin. Phân tử olefin này sẽ chuyển sang trạng thái gốc ion nhờ quá trình hấp thụ hoá học.

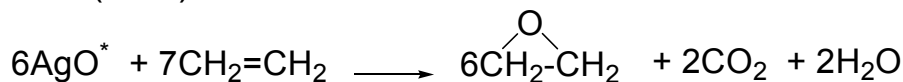


Ion kim loại khi đó sẽ bị khử thành một trong các dạng hóa trị thấp. Khi có quá trình tương tác đồng thời giữa oxy và hydrocacbon, các ion kim loại thường nằm ở các trạng thái hoá trị khác nhau, kết quả là hóa trị kim loại thường là một phân số. Như ion vanadi khi oxy hoá naphtalen bằng không khí thì có hóa trị trung bình ~4,3 so với 5 trong V_2O_5 . Rõ ràng là trạng thái ion kim loại xác định bởi các tính chất oxy hóa khử của môi trường và phụ thuộc vào tỷ lệ của oxy và hydrocacbon cũng như quá trình có mặt của hơi nước... Khi đó ở trong thời gian đầu của quá trình các xúc tác sẽ chuyển từ từ sang trạng thái ổn định ở các điều kiện của phản ứng, và quá trình thay đổi các điều kiện này sẽ làm thay đổi hoạt tính và tính chọn lọc của xúc tác.

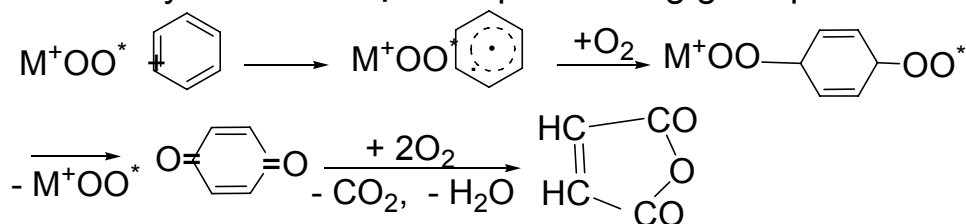
Có hai dạng cơ chế chủ yếu của quá trình oxy hóa bằng xúc tác dị thể. Một là hydrocacbon sẽ hấp thụ lên bề mặt của chất xúc tác. Lúc đầu quá trình hấp thụ xảy ra theo gốc ion của oxy, sau đó tương tác với nó tạo thành sản phẩm oxy hoá. Ví dụ điển hình nhất là quá trình tổng hợp etylenoxyt.



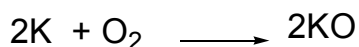
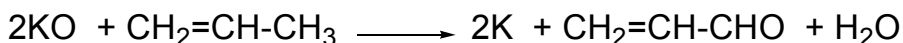
Người ta cho rằng các sản phẩm oxy hóa hoàn toàn sẽ nhận được từ etylen và Ag-O; điều này tương ứng với khả năng lựa chọn của quá trình (85%)



Một ví dụ của cơ chế này là quá trình oxy hóa benzen thành anhidrit maleic xảy ra sau khi tạo sản phẩm trung gian quinon.



Cơ chế phổ biến khác của quá trình oxy hoá xúc tác dị thể gọi là oxy hoá khử. Trong cơ chế này hydrocacbon hấp thụ trên ion kim loại sẽ bị oxy hoá bởi oxy có trên mạng xúc tác, kim loại khi đó được khử sang trạng thái có hóa trị thấp hơn và sau đó nó tương tác với oxy để chuyển về dạng ban đầu.



Cơ chế này đặc trưng đối với quá trình oxy hoá olefin và metyl benzen. Nó được xác minh bằng dữ kiện sau: các sản phẩm có thể tạo thành trên xúc tác không chứa oxy còn gian đoạn oxy hoá hydrocacbon và xúc tác có thể tiến hành một cách riêng biệt.

Hai cơ chế nêu trên có thể coi là những trường hợp biên: có cả cơ chế trung gian. Khó có thể hình dung một cách chính xác cơ chế trung gian này vì cho tới nay vẫn chưa xác định được cấu tạo bề mặt của sản phẩm trên bề mặt cũng như vai trò của chúng trong quá trình oxy hóa.

Quá trình ức chế các phản ứng song song của quá trình oxy hóa hoàn toàn dựa vào quá trình thay đổi tỷ số giữa các tác nhân thường không có tính khả thi mà chỉ có nhiệt độ mới giữ vai trò quyết định đối với điều này. Năng lượng hoạt hóa của phản ứng oxy hoá hoàn toàn từ 21 – 42 KJ/mol.

Có thể nhận thấy nếu tính toán các chi phí để hoàn lưu các hydrocacbon chưa chuyển hóa trong từng quá trình sẽ tồn tại một mức độ chuyển hóa tối ưu được xác định bởi các chỉ tiêu kinh tế. Ở các điều kiện như nhau mức độ chuyển hóa được điều chỉnh bằng 2 phương pháp: thời gian tiếp xúc hoặc dùng thiếu oxy.

Tất nhiên xúc tác và phương pháp tổng hợp nó giữ vai trò quan trọng. Việc bổ sung các hoạt chất biến tính hay sử dụng hỗn hợp oxyt và muối đều tạo khả năng thay đổi mạnh hoạt tính và tính lựa chọn. Ví dụ một số chất phản xúc tác (halogen, selen) khi khử hoạt tính của bạc trong quá trình oxy hoá etylen, sẽ làm tăng độ lựa chọn của quá trình oxy hóa. Các oxyt của molipden và bismut ($\text{Si}_2\text{O}_3 : \text{MoO}_3 = 1:2$) là các xúc tác chọn lọc cho quá trình oxy hóa dị thể propylen chất mang, kích thước hạt xúc tác, độ xốp... là các yếu tố gây ra ảnh hưởng lớn. Do khả năng oxy hóa tiếp tục các chất chính và tốc độ cao của phản ứng hóa học trên bề mặt chất xúc tác nên quá trình chuyển quá trình vào vùng khuếch tán trong là điều không mong muốn. Vì vậy các chất xúc tác được sử dụng với các hạt không lớn và lỗ hơi tương đối lớn.

Hệ thống thiết bị phản ứng oxy hóa xúc tác dị thể

Các phản ứng oxy hóa này thường tiến hành dưới áp suất khí quyển nhưng ngày càng có nhiều công nghệ trong đó quá trình oxy hóa xúc tác dị thể được tiến hành dưới áp suất 0.3 – 2 MPa. Điều này cho phép tăng cường năng suất quá trình, giảm kích thước thiết bị và dễ dàng cho quá trình tách hydrocacbon không chuyển hóa cũng như sản phẩm tạo thành. Nhiệt độ quá trình khác nhau sẽ thay đổi từ 250 – 300°C đến 450 – 500°C. Do tính nổ nguy hiểm của hỗn hợp hydrocacbon với oxy nên người ta đưa vào một vài phương pháp sau để thoát khỏi vùng

nồng độ nguy hiểm: oxy hóa bằng khí hoàn lưu có bổ sung không khí bên ngoài hay oxy ở nồng độ olefin thấp (3 – 5% thể tích), oxy hóa với hydrocacbon dư bằng một oxy kỹ thuật được pha loãng bằng hơi nước.

Một trong các vấn đề cơ bản để thực hiện quá trình oxy hóa pha khí là kết cấu của thiết bị phản ứng sao cho đảm bảo quá trình giải nhiệt và loại trừ vùng nhiệt cục bộ. Do hệ số dẫn nhiệt từ khí tới thành thiết bị không lớn nên bài toán này phức tạp hơn nhiều so với quá trình oxy hóa trong pha lỏng. Vấn đề tăng cường bề mặt trao đổi nhiệt sẽ có ý nghĩa lớn vì nhờ đó sẽ tận dụng được nhiều nhiệt phản ứng để tạo hơi nước.

Do chỉ tiêu kinh tế của quá trình oxy hóa cao nên các thiết bị đẳng áp thường không sử dụng trong quá trình này. Người ta thường sử dụng nhất là thiết bị dạng ống với lớp chất xúc tác cố định nằm trong các ống và được làm lạnh qua khoảng trống bởi chất làm nguội (hình 2.5a). Các ống có đường kính 10 – 25mm sẽ tạo ra khả năng giải nhiệt và xác lập quá trình cân bằng nhiệt theo tiết diện ngang, để sử dụng tốt vùng thể tích chất xúc tác chiếm chỗ, người ta đưa vào thiết bị các tác nhân đã được đun nóng sơ bộ. Phương pháp tốt nhất để giải nhiệt thoát ra là dùng nhiệt đun nóng nước ngưng trong khoảng trống giữa các ống để tái sinh lại hơi nước hay áp suất phụ thuộc vào nhiệt độ. Đôi lúc người ta sử dụng quá trình làm lạnh bằng chất mang nhiệt (quá trình nóng chảy của muối...), qua đó nước ngưng tụ đã đun sôi và hơi tạo ra trong quá trình công nghệ sẽ được làm nguội trở lại.

Các ưu điểm của thiết bị dạng ống là đơn giản về cấu tạo và quá trình bảo quản, bảo dưỡng cũng như thay thế các chi tiết riêng có khả năng làm tăng độ lựa chọn, nhược điểm của thiết bị này là độ không đồng đều của nhiệt độ trong lớp xúc tác, phần trăm thể tích có ích tương đối nhỏ, kết quả là quá trình hao phí kim loại lớn.

Đối với nhiều quá trình oxy hóa người ta sử dụng các thiết bị phản ứng với lớp xúc tác dạng thể khí lỏng (hình 2.5b). Chúng giống với các thiết bị của quá trình cracking xúc tác trước đây, chỉ khác là thời gian sử dụng xúc tác lâu hơn vì ở đây lượng cốc và nhựa hóa ít hơn. Xúc tác được sử dụng ở dạng vi cầu.

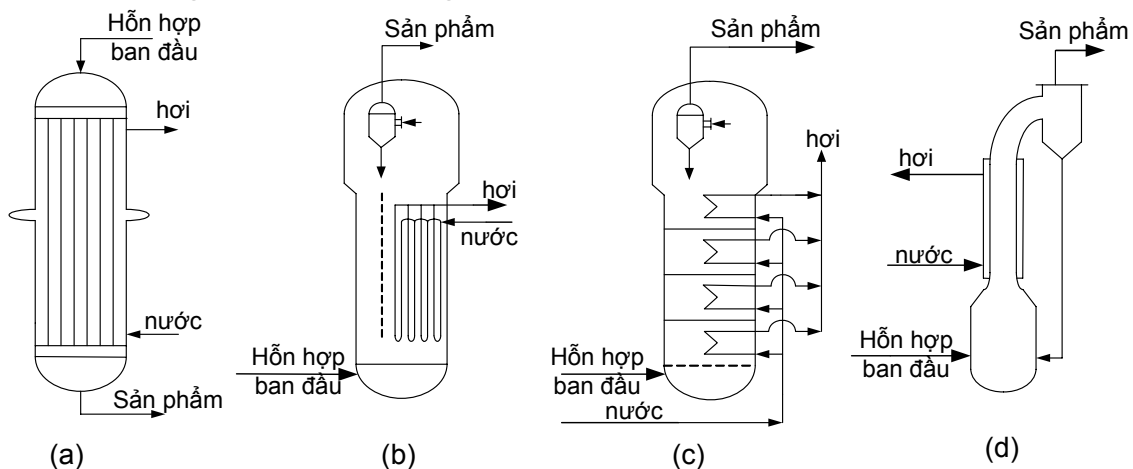
Các tác nhân có thể đưa vào dưới dạng lạnh, còn chất xúc tác được sử dụng ở dạng vi cầu đã được bền hóa.

Trong thiết bị phản ứng thường được bố trí những mạng lưới phân bố, các ống làm lạnh (trong ống hỗn hợp được tái sinh) và các cyclon để thu lại các hạt bay theo khí. Trong thiết bị này vấn đề giải nhiệt được giải quyết một cách lý tưởng là duy trì cân bằng nhiệt nhưng sẽ xảy ra quá trình phối trộn nghịch làm giảm tính lựa chọn của quá trình.

Để hạn chế nhược điểm này người ta sử dụng thiết bị có lớp phân đoạn xúc tác giả lỏng mà trong đó ngoài các mạng phân bố cơ sở còn có một vài mạng chia thể tích phản ứng thành nhiều khoang riêng biệt

(hình 2.5c). Có thể giảm quá trình phối trộn nghịch bằng cách sử dụng dòng xúc tác đi lên cùng với khí trong các thiết bị phản ứng (hình 3.1d). Ống phản ứng được làm lạnh bằng nước trong vỏ áo. Xúc tác được tách trong thiết bị tách hay xyclon và được đưa trở về theo đường ống vào phần dưới của thiết bị phản ứng. Trong thiết bị biểu diễn trên hình 2.5d thì điều kiện trao đổi nhiệt bất lợi hơn thiết bị trên hình 2.5c do diện tích trao đổi nhiệt ít hơn. Tuy nhiên thiết bị phản ứng tương tự có thể được thực hiện ở dạng các ống kết hợp và quá trình làm lạnh xảy ra ở giữa các ống.

Khi chọn vật liệu chế tạo thiết bị đối với quá trình oxy hóa pha khí cần phải quan tâm đến quá trình ăn mòn không chỉ do các axit cacboxylic mà cả do hỗn hợp CO_2 với hơi nước tạo thành trong phản ứng. Ngoài ra một vài kim loại và các oxit của chúng có thể xúc tác các phản ứng không mong muốn của quá trình oxy hóa hoàn toàn. Vì vậy tất cả thiết bị phản ứng đã cho thường được chế tạo từ thép hợp kim.



Hình 2.5. Hệ thống thiết bị phản ứng oxy hóa xúc tác dị thể

- a – Thiết bị dạng ống với lớp xúc tác cố định,
- b – Thiết bị với lớp xúc tác giả lỏng,
- c – Thiết bị với phân đoạn lớp xúc tác giả lỏng,
- d – Thiết bị dòng xúc tác đi lên

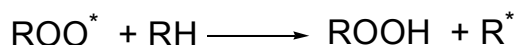
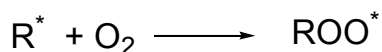
2.4.3. Oxy hóa đồng thể.

Cơ chế tạo thành các sản phẩm oxy hóa đồng thể

Khi oxy hóa hydrocacbon sẽ tạo thành hàng loạt các sản phẩm: hydroperoxyt, rượu, xeton, anđehit, axit cacboxylic, este và một vài hợp chất đa chức phức tạp hơn. Phần tử hoạt động trung gian là các gốc với hóa trị tự do trên nguyên tử C ($\text{R}\cdot$) hay trên nguyên tử oxy ($\text{ROO}\cdot$, $\text{RCOO}\cdot$)

- Hydroperoxyt:

Là sản phẩm phân tử bậc nhất của quá trình oxy hóa hydrocacbon. Chúng được tạo thành như sau:

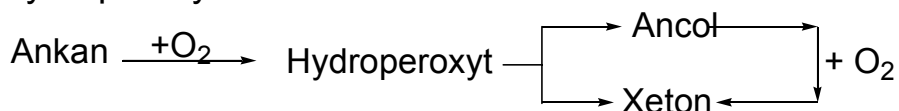


Phản ứng tương tác của gốc peroxyt với hydrocacbon (phản ứng sau sẽ xác định cấu tạo của hydroperoxyt tạo thành và các sản phẩm kế tiếp của quá trình oxy hóa. Trong các trường hợp này khả năng phản ứng của các nguyên tử hydro vẫn tuân theo các quy luật chung cho các phản ứng gốc và được xác định bởi độ bền tương đối của gốc trung gian R^* . Do đó, vị trí thuận lợi cho quá trình tấn công của các phân tử khi oxy hóa hợp chất alkylaren là vị trí C_α so với vòng thơm của mạch nhánh alkyl còn đối với olefin là vị trí allyl. Ngoài ra đối với tất cả hợp chất hydro ở vị trí nguyên tử C khác nhau là: cacbon bậc 3 > cacbon bậc 2 > cacbon bậc 1.

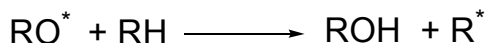
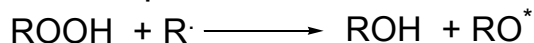
Hydroperoxyt là những hợp chất không bền, dễ dàng chuyển hóa thành sản phẩm khác khi oxy hóa. Vì vậy nồng độ của chúng trong hỗn hợp phản ứng thường thấp, nhất là trong các phản ứng oxy hóa có xúc tác hay ở nhiệt độ cao. Hydroperoxyt bậc 1 là sản phẩm kém bền nhất (RCH_2-OOH hay $ArCH_2OOH$ còn hydroperoxyt bậc 3 thì tương đối bền như: $(CH_3)_3COOH$; $C_6H_5-C(CH_3)_2OOH$ là các sản phẩm công nghiệp. Các hợp chất bậc 2 tương đối bền là hydroperoxyt của xycloankan C_8-C_{12} , olefin và hợp chất alkylaren.

- Rượu và hợp chất cacbonyl:

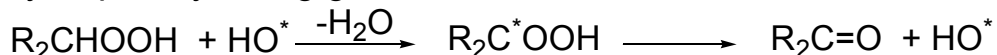
Là các sản phẩm thứ cấp của quá trình oxy hóa hydrocacbon. Rượu nhận được nhiều khi oxy hóa parafin và naphten nhưng không tạo thành được từ hợp chất alkylaren. Theo sơ đồ của San Hebek-Pritskov, các sản phẩm này sẽ tạo thành khi oxy hóa thông qua giai đoạn hydroperoxyt:



Hydroperoxyt sẽ phân hủy dưới tác dụng của nhiệt độ cao hay oxy hóa có xúc tác tạo ra rượu và hợp chất cacbonyl. Quá trình phân hủy này có thể xảy ra theo cơ chế phân tử, tuy nhiên trong quá trình oxy hóa thì các sản phẩm được tạo thành chủ yếu theo cơ chế mạch:

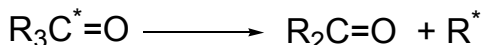
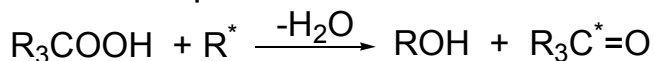


Xeton được tạo ra từ hydroperoxyt bậc 2 qua giai đoạn gốc hydroperoxyt trung gian:

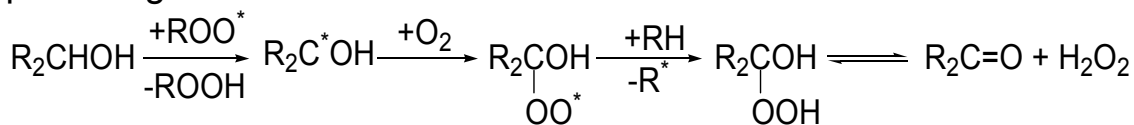


Hydroperoxyt bậc 3 trong quá trình chuyển hóa mạch sẽ tạo ra rượu và

xeton nhờ quá trình cắt liên kết cacbon-cacbon:

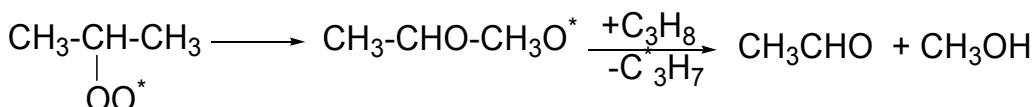
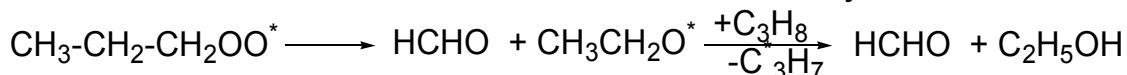


Rượu chuyển thành xeton cũng theo cơ chế mạch ở trong hỗn hợp phản ứng và diễn ra như sau:

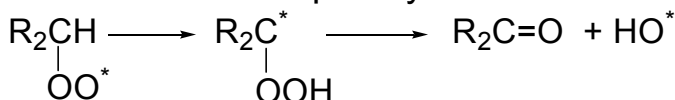


Nói

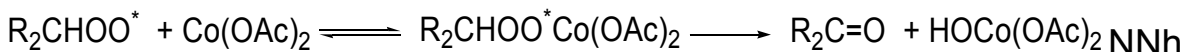
chung là cơ chế phản ứng đã xem xét chủ yếu xảy ra đối với oxy hóa không có xúc tác trong pha lỏng ở nhiệt độ bình thường. Còn khi oxy hóa ở nhiệt độ cao và pha khí thì tất cả sản phẩm sẽ tạo thành qua gốc peroxyt chứ không phải qua hydroperoxyt. Trong đó, xảy ra quá trình cắt đứt mạch mỗi liên kết C-C và tạo ra rượu aldehyd:



Hiện nay ngay cả với quá trình oxy hóa ở pha lỏng, các gốc peroxyt giữ vai trò lớn trong việc tạo thành sản phẩm. Ví dụ, các hợp chất cacbonyl có thể điều chế từ peroxyt như sau:



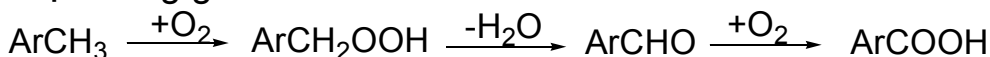
Khi xúc tác bằng muối của kim loại có tính chuyển đổi hóa trị sẽ tạo ra phức với các gốc peroxyt. Các phức này sẽ chuyển hóa trong môi trường định hướng của ion trung tâm khi oxy hóa nó thành trạng thái có hóa trị cao nhất.



Ư rượu và hợp chất cacbonyl có thể điều chế khi oxy hóa ở pha lỏng không những nối tiếp theo hydroperoxyt mà còn song song với chúng.

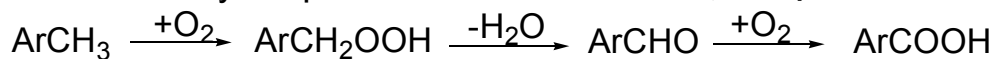
- Axit cacboxylic:

Axit cacboxylic được tạo thành khi oxy hóa hydrocacbon với quá trình bảo toàn mạch C hoặc là có đứt liên kết C-C. Khả năng đầu tiên chỉ xảy ra khi chuyển hóa hydroperoxyt bậc 1 và dĩ nhiên là chỉ đối với quá trình oxy hóa của nhóm metyl trong hợp chất alkylaren qua giai đoạn trung gian andehit:



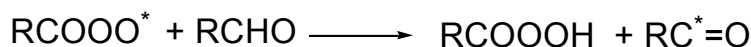
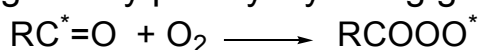
Khi oxy hóa parafin và naphten, axit cacboxylic sẽ được tạo thành cùng với quá trình cắt đứt mạch cacbon. Rất có thể xeton là các sản

phẩm được hình thành trước khi sinh ra axit. Chúng dễ bị oxy hóa hơn so với hydrocarbon tương ứng và chủ yếu ở nguyên tử C bên cạnh nhóm cacboxylic để tạo ra gốc α - xetoperoxyt và α - xetohydroperoxyt sau đó sẽ xảy ra quá trình đứt liên kết C-C, ví dụ:

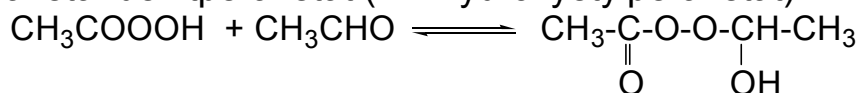


Các axit béo thấp phân tử và axit béo thơm trong các điều kiện nhẹ nhàng thường bền với quá trình oxy hóa tiếp tục.

Andehit là các hợp chất dễ bị oxy hóa. Vì vậy khi oxy hóa hydrocarbon trong pha lỏng, andehit hoặc là được tạo ra ở một lượng nhỏ, hoặc là chúng không hiện diện trong các sản phẩm của phản ứng. Đối với quá trình oxy hóa chuỗi gốc, andehit sẽ tạo ra các gốc axyl trung gian hay peroxyaxyl trung gian và peroxyaxit:



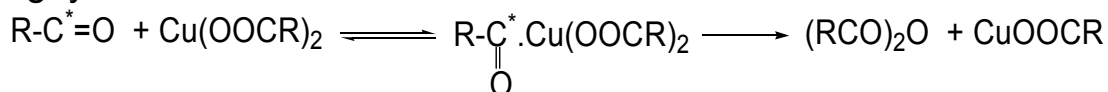
Peroxyaxit có khả năng kết hợp với các aldehyd để tạo ra hợp chất peroxit mà trong trường hợp oxy hóa axetanđehit gọi là axetanđehitperaxetat (2 - hydroxyetylperaxetat).



Cân bằng của phản ứng này ở nhiệt độ thấp sẽ dịch chuyển nhiều về phải và trong trường hợp này nếu không có hay có 1 lượng ít xúc tác thì peraxetat sẽ trở thành sản phẩm cuối cùng của quá trình oxy hóa. Khi nung nóng với muối kim loại có tính chuyển đổi hóa trị, peraxetat sẽ bị phân hủy nhanh sẽ tạo ra 2 phân tử axit cacboxylic. Trong các điều kiện trên, quá trình tạo thành peraxetat không mạnh và phản ứng oxy hóa andehit sẽ được thực hiện bởi axit peraxetic:



Ngoài peroxyaxit và axit cacboxylic thì sản phẩm khác của quá trình oxy hóa andehit là anhydric. Quá trình tạo thành các anhydric là nhờ sử dụng xúc tác hỗn hợp (muối Co hay Mn với muối Cu) và áp suất O_2 cục bộ thấp. Một trong các cơ chế có khả năng của quá trình tạo ra anhydric là quá trình chuyển hóa của gốc axyl trong môi trường định hướng của nguyên tử Cu:



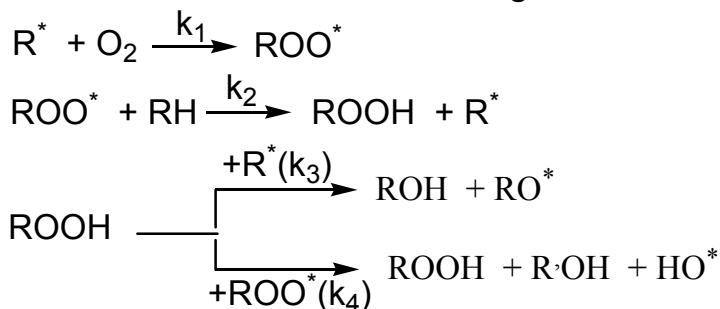
Sau khi điều chế, muối Cu hóa trị 1 sẽ lại oxy hóa peroxyaxit thành trạng thái có hóa trị cao hơn.

Tính chọn lọc của quá trình oxy hóa đồng thể

Tính chọn lọc phụ thuộc vào quá trình phát triển các phản ứng song song hay nối tiếp khi tạo thành các sản phẩm chính và phụ. Các phản

ứng song song có thể xảy ra bởi 2 yếu tố phản ứng theo các nguyên tử cacbon khác nhau trong phân tử của tác nhân ban đầu hoặc là quá trình tạo thành song song các chất với các nhóm chức khác nhau. Phản ứng đầu tiên sẽ phụ thuộc vào khả năng phản ứng tương đối của các nguyên tử hydro khác nhau trong quá trình tấn công vào chúng bởi gốc peroxy hay các gốc chứa oxy khác. Trong mỗi quan hệ này quá trình oxy hóa gốc - mạch sẽ được đặc trưng bởi tính chọn lọc tương ứng cao phụ thuộc vào độ hoạt động yếu của các gốc peroxy. Ví dụ khả năng phản ứng của nguyên tử H nằm ở vị trí cacbon bậc 3, 2, 1 sẽ theo tỉ lệ 100 : 1. Điều này cho phép khi tổng hợp tec-pentylhydroperoxyt với quá trình hiện diện trong phân tử izo-pentan cả 3 dạng nguyên tử hydro hoặc điều chế các sản phẩm chuyển hóa chủ yếu theo vị trí cacbon bậc 2 khi oxy hóa n-parafin.

Quá trình tạo thành song song các chất với nhóm chức khác nhau (ví dụ tạo thành rượu và xeton từ hydrocacbon hay axit cacboxylic và anhydric từ andehit) nhiều khi có thể điều chỉnh bằng cách lựa chọn các thông số tương ứng của quá trình. Chẳng hạn, hiệu suất tương đối của rượu và xeton sẽ xác định bằng tỉ lệ tốc độ của các giai đoạn cơ sở:



Các phản ứng này xác định tỉ lệ sau đây của các nồng độ gốc tự do và hiệu suất tạo thành rượu, xeton:

$$[R^*] / [ROO^*] = k_2 [RH] / k_1 [O_2]$$

$$D [ROH] / d [xeton] = k_3 [R^*] / k_4 [ROO^*] = k_2 k_3 [RH] / k_1 k_4 [O_2]$$

Như vậy hiệu suất của rượu có thể tăng nếu giảm áp suất riêng phần của O_2 khi oxy hóa ở pha khí. Đối với quá trình oxy hóa andehit sẽ dẫn đến quá trình tăng hiệu suất anhydric do các axit cacboxylic.

Quá trình chuyển hóa nối tiếp đóng vai trò quan trọng đối với quá trình oxy hóa gốc - mạch. Ngoài các sản phẩm đã xem xét ở trên có thể nhận được oxyxeton, dixeton, axit oxy và xetocacboxylic, este, lacton,... cuối cùng có thể sẽ gặp quá trình oxy hóa hoàn toàn cho tới CO_2 . Phương pháp chủ yếu làm giảm tác dụng của phản ứng phụ này là điều chỉnh mức độ chuyển hóa. Theo đó tất cả các quá trình oxy hóa gốc - mạch được chia thành 2 nhóm:

Các quá trình xảy ra nhằm điều chế chủ yếu các chất bền với quá trình oxy hóa tiếp tục (axit béo thấp phân tử và axit thơm). Lúc đó mức độ chuyển hóa không giữ vai trò chủ yếu trong việc tính chọn lọc mặc

dù nó có thể ảnh hưởng lên các chỉ tiêu khác (làm chậm phản ứng, làm kết tủa xúc tác). Trong trường hợp này mức độ chuyển hóa có thể là khác nhau (thường từ 95 – 99%) còn các chất trung gian có thể đưa trở lại oxy hóa cùng với tác nhân không chuyển hóa.

Các quá trình trên hướng vào chủ yếu để tổng hợp các hợp chất trung gian có khả năng phân rã hay oxy hóa tiếp tục (hydropexoyt, rượu, xeton, axit béo cao phân tử). Vì vậy mức độ chuyển hóa giữ vai trò rất quan trọng và nó được khống chế trong khoảng từ 5 – 30%. Ở đây cần phải thực hiện quá trình tái sinh và hoàn lưu tác nhân không chuyển hóa và các quá trình này cần được tối ưu hóa bằng giản đồ biểu diễn quá trình phụ thuộc của tính chọn lọc vào mức độ chuyển hóa.

Nhiệt độ là yếu tố gây ảnh hưởng lớn đến tính chọn lọc vì có quá trình khác biệt về năng lượng hoạt hóa của các giai đoạn quá trình. Năng lượng hoạt hóa phản ứng phụ thường cao, vì vậy ưu thế của nó sẽ tăng cùng với quá trình tăng nhiệt còn tính chọn lọc thì giảm. Như vậy mỗi một quá trình đều có một vùng nhiệt độ tối ưu xác định bởi tỉ lệ thích hợp giữa tốc độ oxy hóa và tính chọn lọc.

Hệ thống thiết bị phản ứng oxy hóa

Phần lớn các quá trình oxy hóa đều tiến hành trong pha lỏng bằng cách sục không khí (đôi khi là O_2 kỹ thuật) qua tác nhân hữu cơ ban đầu, ở đó sẽ từ từ tích tụ các sản phẩm của phản ứng. Nếu lựa chọn nhiệt độ dựa vào cường độ và tính chọn lọc của quá trình thì áp suất sẽ được chọn sao cho hỗn hợp phản ứng tồn tại ở trạng thái lỏng.

Đối với thiết bị công nghiệp, thường sử dụng nhất là các tháp sục khí chiều cao từ 10 – 15m và đường kính 2 – 3m, trong vài trường hợp chúng có thể được phân thành nhiều đoạn bởi các mâm chóp hay lưới nằm ngang hoặc là chúng được nối với nhau tạo thành hệ gồm nhiều giai đoạn nối tiếp nhau. Do axit cacboxylic ăn mòn được thép thường nên để chế tạo thiết bị phải sử dụng thêm Al, Titan hay một vài hợp kim của thép bền với tác dụng của axit hữu cơ.

Điều quan trọng nhất là phương pháp loại một lượng lớn nhiệt tỏa ra. Có một số hệ thống với cơ cấu trao đổi ở bên trong và do đó làm cơ cấu thiết bị thêm phức tạp. Để làm đơn giản hơn kết cấu thiết bị thường cho bộ phận trao đổi nhiệt nằm bên ngoài và chất lỏng hoàn lưu sẽ chảy qua nó. Tiện lợi hơn hết là dùng nhiệt để nung nóng hydrocacbon ban đầu hay dung dịch được ngưng từ khí thoát ra qua bình ngưng và đưa trở về thiết bị phản ứng. Tất nhiên trong 1 số cơ cấu mới làm được ở nhiệt độ cao $150^{\circ}C$ thì nhiệt phản ứng sẽ dùng để sản xuất hơi nước còn áp suất được dùng để phân chia một phần hỗn hợp hay để làm lạnh,...

Trên hình 2.6a biểu diễn thiết bị điển hình cho quá trình oxy hóa gián đoạn với bộ phận làm lạnh đặt ở bên ngoài và chất lỏng hoàn lưu qua

sinh hàn nước. Quá trình hoàn lưu có thể tiến hành theo phương pháp ngược dòng do tỉ trọng của chất lỏng khác nhau ở trong tháp và trong cơ cấu hoàn lưu. Tác nhân ban đầu sẽ cho vào thiết bị khi chấm dứt nguyên công trước đó và được nung nóng đến nhiệt độ cần thiết (trong thời gian này nước trong bộ phận làm lạnh sẽ chuyển thành hơi) sau đó bắt đầu đưa không khí vào. Các cơ cấu phân phối trong thiết bị thường ở dạng ống chùm, sàng hay mâm lưới.

Sự tiến hành liên tục của quá trình ở 1 tháp sục duy nhất sẽ có thể thực hiện khi điều chế các sản phẩm bền với quá trình oxy hóa tiếp tục (axit axetic, các axit thơm). Trong trường hợp này chất oxy hóa và không khí được đưa trực tiếp vào phần dưới thiết bị phản ứng còn sản phẩm thi thu hồi ở phía trên (hình 2.6b). Việc loại nhiệt tỏa ra sẽ được tiến hành bằng bất kì phương pháp nào đã nêu trên nhưng trên hình sẽ không biểu diễn cấu tạo trong của bộ phận làm nguội.

Nếu độ chọn lọc của phản ứng phụ thuộc mạnh vào mức độ chuyển hóa của tác nhân ban đầu thì việc sử dụng 1 tháp sục duy nhất sẽ không thuận lợi đối với quá trình liên tục do quá trình trộn lẫn mạnh của chất lỏng.

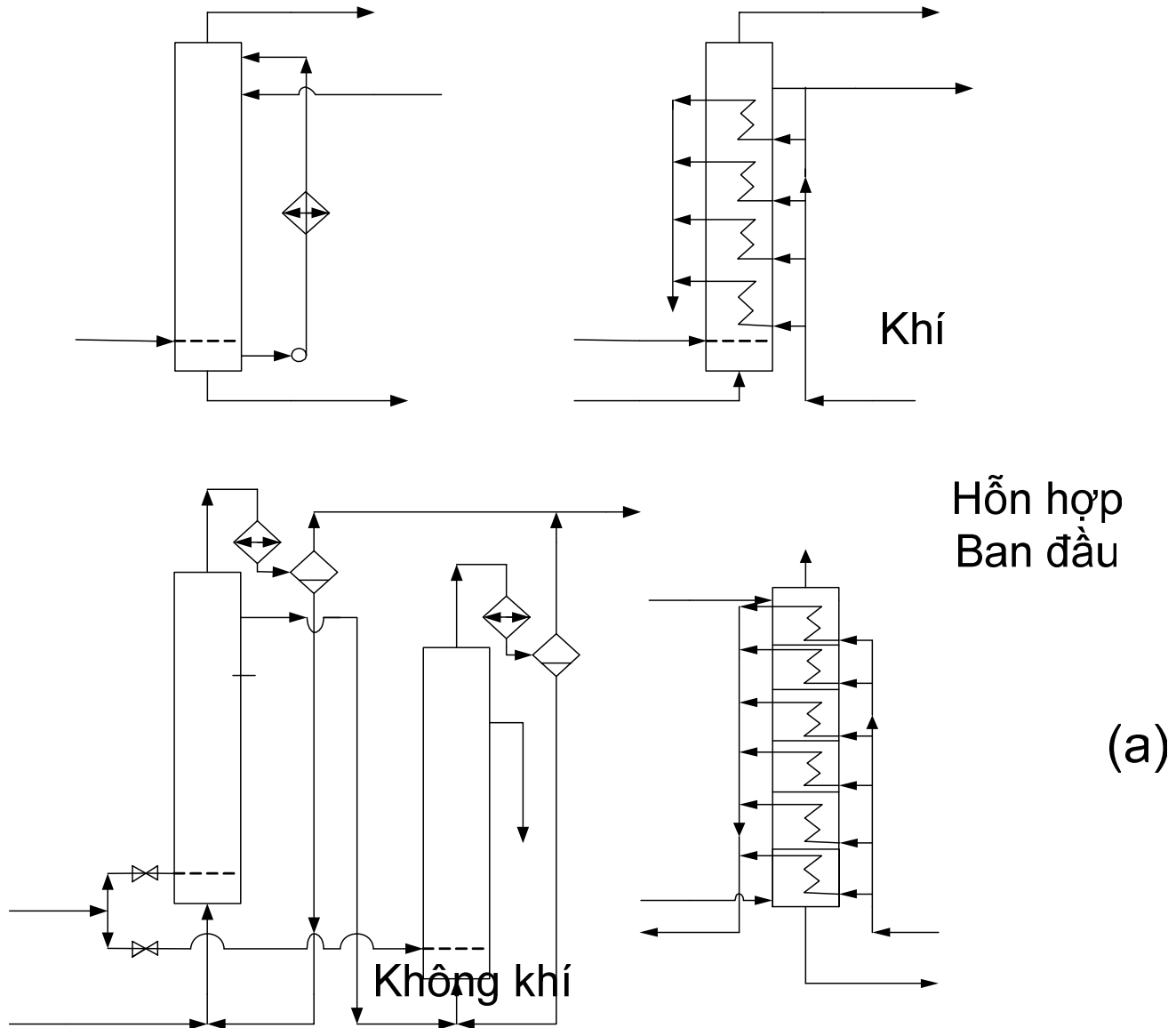
Trên hình 2.6c biểu diễn cascading của các tháp sục: hỗn hợp phản ứng lỏng sẽ lần lượt chảy từ tháp này sang tháp khác còn không khí thì được cho vào từng tháp một. Ở đây trình bày phương pháp tách nhiệt bằng cách dùng nhiệt để làm bay hơi hydrocarbon hay dung dịch. Hơi của chúng sẽ được ngưng tụ ở trong bình ngưng nằm phía dưới mỗi tháp và quá trình ngưng tụ xảy ra trong thiết bị phản ứng.

Trên hình 2.6d biểu diễn một dạng thiết bị phản ứng liên tục khác cho quá trình oxy hóa là tháp mâm. Trong đó, chất lỏng sẽ chảy từ trên xuống dưới, từ mâm một sang mâm khác còn không khí thì chuyển động ngược lại từ dưới lên trên. Đối với bộ phận làm lạnh dạng ống xoắn được bố trí ở trong lớp chất lỏng trên mỗi mâm và nước sẽ chảy bên trong ống. Ngoài ra có thể đặt bộ phận làm lạnh ở ngoài, khi đó chất lỏng trên mỗi mâm sẽ chảy qua từng bộ phận làm nguội riêng.

Trong tất cả các thiết bị phản ứng ở chế độ gián đoạn và liên tục, các quá trình oxy hóa sẽ được điều chỉnh bằng cách thay đổi tốc độ đưa vào các tác nhân oxy hóa và các tác nhân hữu cơ ban đầu. Nhiệt độ thường được đo tại một vài điểm trên chiều cao thiết bị phản ứng còn hỗn hợp phản ứng thì được lấy mang đi phân tích sau một thời nhất định.

Đối với quá trình oxy hóa pha lỏng cần phải loại trừ quá trình tạo thành hỗn hợp nổ nguy hiểm cục bộ tức là cần có quá trình pha khí thường xuyên ở trong phần trên của tháp sục và khoảng không trên mỗi tháp mâm trong thiết bị phản ứng hình 2.6d. Điều này đã đạt được nhờ mức độ chuyển hóa cao của O_2 kết hợp với áp suất đã chọn dựa vào

các cấu tử dễ bay hơi của tác nhân hữu cơ ban đầu. Đôi khi trong khoảng không trên chất lỏng người ta cho thêm vào khí N_2 . Nói chung đối với quá trình sản xuất dễ gây quá trình cháy nổ (oxy hóa parafin) thì cần phải bố trí thêm các phương tiện phòng chống quá trình cháy để tránh thiệt hại.



Hình 2.6. Hệ thống thiết bị phản ứng oxy hóa

a – Thiết bị phản ứng dạng tháp làm việc gián đoạn với bộ phận làm nguội đặt ở ngoài, b – Thiết bị phản ứng dạng tháp làm việc liên tục với bộ phận làm nguội đặt ở trong, c – Cascad của các tháp với bộ phận làm lạnh hơi, d – Tháp mâm (a)

2.5. Các quá trình thủy phân, tách nước, este hóa, amit hóa

Các quá trình thủy phân cộng hợp nước, tách nước, este hóa và amit hóa đóng vai trò rất quan trọng trong công nghiệp tổng hợp hữu cơ cơ bản và tổng hợp hóa dầu. Bằng cách thủy phân các chất béo, xenlulo và

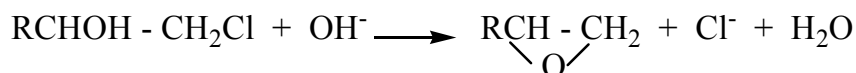
hydratcacbon đã từ lâu người ta sản xuất xà phòng, glyxerin, etanol và các sản phẩm quý giá khác. Trong lĩnh vực tổng hợp hữu cơ, các quá trình trên được sử dụng chủ yếu để tổng hợp các rượu C₂ – C₅, phenol, ete, á - oxit, các chất không no khác nhau, các axit hữu cơ và dẫn xuất của chúng (như este, anhydrit, nitril, amit) và các hợp chất khác.

2.5.1. Thủy phân

Thủy phân được gọi là các phản ứng thế hoặc trao đổi kép xảy ra dưới tác dụng của nước hoặc kiềm. Thủy phân có thể được phân chia thành các phản ứng làm đứt các liên kết C-Cl, C-O, C-N, ... Trong đó đối với các dẫn suất chứa clo, ngoài việc thủy phân với sự thế nguyên tử clo



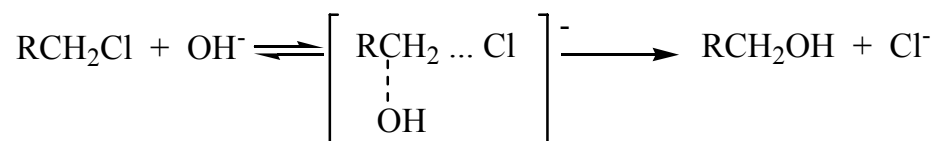
Có thể xảy ra quá trình tách loại HCl tạo thành các hợp chất không no hoặc α -oxit



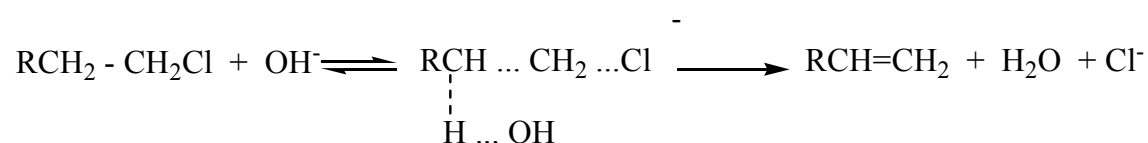
Các dẫn suất clo thường được sử dụng như các hợp chất trung gian với mục đích biến đổi chúng tiếp tục bằng cách thủy phân hay tách HCl trong môi trường kiềm. Đầu tiên người ta đưa vào hydrocacbon các nguyên tử clo có độ linh động cao và sau đó tiến hành tác dụng lên dẫn suất clo này các tác nhân thủy phân. Bằng con đường này, trong công nghiệp người ta sản xuất một số rượu, phenol, cloolefin, α -oxit

Cơ chế phản ứng

Thủy phân và tách loại HCl trong môi trường kiềm thuộc loại các phản ứng thế ái nhân và tách loại. Trong phần lớn các trường hợp chúng xảy ra theo cơ chế lưỡng phân tử. Khi thủy phân giai đoạn quyết định là sự tấn công của tác nhân thủy phân vào nguyên tử cacbon chứa nguyên tử clo và độ bền của liên kết mới được tăng lên theo mức độ đứt liên kết cũ (cơ chế S_N²)



Còn khi tách HCl, sự tấn công của ion OH⁻ nhằm vào nguyên tử hydro nối với nguyên tử cacbon nằm ở vị trí β (cơ chế E₂)

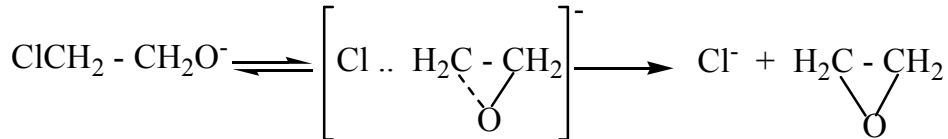


Cũng tương tự như vậy, trong phản ứng với clohydrin sẽ nhanh chóng

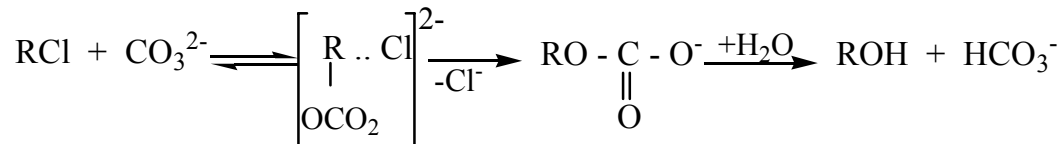
thiết lập cân bằng kiềm – axit



Và ion ancolxi mới được sinh ra sẽ biến đổi nội phân tử, trong đó liên kết cũ sẽ yếu đi và liên kết sẽ tăng lên tương ứng về độ bền



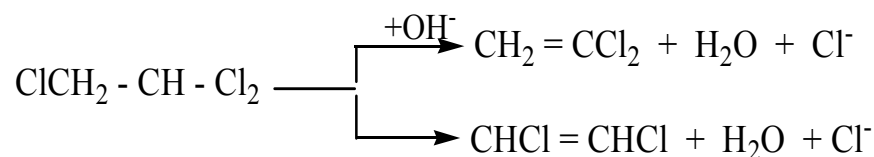
Nếu sử dụng dung dịch Na_2CO_3 để thủy phân thì quá trình được thực hiện bằng các ion hydroxy tạo ra khi thủy phân xoda, nhưng ngoài ra còn có sự tham gia của các ion CO_3^{2-} và HCO_3^- . Cơ chế thủy phân với sự tham gia các ion trên thể hiện bằng sự tạo thành các sản phẩm cacbonat trung gian sau khi phân rã sẽ cho các ancol



Tính lựa chọn của quá trình và các phương pháp điều chỉnh

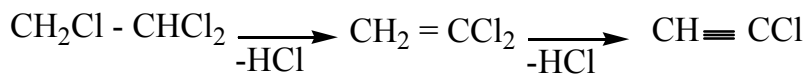
Tính lựa chọn của quá trình và các phương pháp điều chỉnh như thấy ở trên, dưới tác dụng của kiềm đến các dẫn suất clo sẽ đồng thời xảy ra hai phản ứng: thế và tách loại và trong trường hợp cụ thể người ta chỉ cần một trong hai phản ứng. Tỷ lệ hai sản phẩm thế và tách loại phụ thuộc vào nhiệt độ, tính chất của môi trường phản ứng (độ pH) và các yếu tố khác, nhưng trong thực tế phương pháp có hiệu quả nhất để thay đổi tỷ lệ trên là sự lựa chọn tác nhân thủy phân. Xem xét các phản ứng này, chúng ta thấy trong quá trình thế thì tác nhân thủy phân tấn công vào nguyên tử cacbon và nó mang tính ái nhân, còn trong phản ứng tách loại, khi liên kết với nguyên tử hydro nó lại mang tính kiềm. Như vậy khi muốn quá trình thế xảy ra chỉ nên sử dụng tác nhân là kiềm yếu và có tính ái nhân cao (ví dụ Na_2CO_3), còn để tách HCl – phải sử dụng tác nhân kiềm mạnh và tính ái nhân thấp (ví dụ NaOH hay $\text{Ca}(\text{OH})_2$).

Trong phản ứng tách HCl từ các dẫn suất clo còn có thể xảy ra quá trình phụ: hydro có thể tách ra từ cacbon khác nhau, dẫn đến sự tạo thành những đồng phân olefin khác nhau, ví dụ:

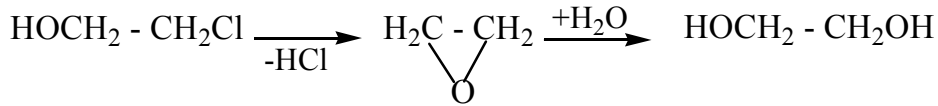


Hướng phản ứng chính được xác định theo qui tắc zaipep

Cần chú ý là trong trường hợp tách HCl, phản ứng có thể xảy ra ở mức độ sâu hơn với sự hình thành các dẫn suất acetilen

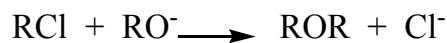
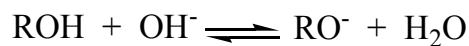
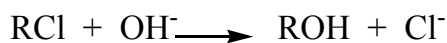


Hoặc thủy phân các α – oxit sinh ra glycol



Để giảm tối đa phản ứng phụ trên cần phải giảm nồng độ của sản phẩm chính trong hỗn hợp phản ứng bằng cách chưng cất liên tục. Điều này có thể được thực hiện trong thực tế vì nhiệt độ sôi của sản phẩm chính thường thấp hơn so với nhiệt độ sôi của các chất ban đầu tham gia phản ứng và hơn nữa nó thường tạo hỗn hợp đẳng phí với nước.

Trong trường hợp thủy phân bằng nước thì sản phẩm phụ của các quá trình biến đổi tiếp tục là ete. Sự tạo thành ete có thể giải thích như sau: sản phẩm ban đầu của phản ứng là rượu se tham gia nhanh chóng vào quá trình trao đổi axit – bazơ với kiềm để tạo thành ancololat có khả năng tác dụng với các dẫn suất clo



Như vậy tính lựa chọn sẽ giảm khi có sự tích tụ rượu trong môi trường phản ứng.

Trong trường hợp thủy phân bằng các kiềm mạnh, tính lựa chọn sẽ giảm rất nhanh vì các ion ancolat có hoạt tính cao hơn so với các ion hydroxy.

Khi thủy phân bằng xoda, nếu dựa vào cơ chế xem xét ở trên, có thể thấy phản ứng với các ion cacbonat chỉ tạo ra rượu, còn ete chỉ có thể sinh ra trong phản ứng với rượu hay với ion ancolat được hình thành từ ion hydroxy là sản phẩm của quá trình thủy phân xoda.

Có thể kết luận rằng thủy phân theo phản ứng thế nên tiến hành trong môi trường xoda, khi đó sẽ hạn chế quá trình tách HCl, đồng thời giảm tối đa sản phẩm phụ ete. Một tỷ lệ mol tối ưu giữa dẫn xuất clo và nước được lựa chọn trên cơ sở tính toán kinh tế khi so sánh tính lựa chọn với chi phí năng lượng cần thiết để tách nước (thông thường tỷ lệ tối ưu này dao động trong khoảng nồng độ dung dịch rượu trong nước từ 1 – 1.5mol/l)/ Yếu tố cuối cùng tăng tính lựa chọn là quá trình thủy phân thường được tiến hành trên những thiết bị gần với thiết bị tách lý tưởng Khác với những vấn đề trình bày ở trên, trong quá trình thủy phân các

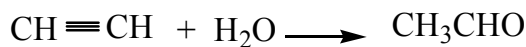
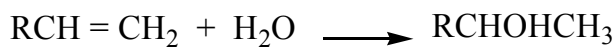
dẫn suất clo của các vòng thơm, do hoạt tính của chúng thấp và không có khả năng tách HCl, ví thể phản ứng được tiến hành trong môi trường kiềm mạnh. Trong trường hợp này, sự tạo thành sản phẩm phụ ete không đóng vai trò quan trọng vì ở nhiệt độ cao của phản ứng, các ete diaril sẽ bị nước thủy phân để quay trở lại phản ứng



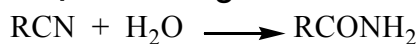
Do vậy khi thủy phân dẫn suất clo của aril cần phải dùng lượng kiềm lớn gấp hai lần vì sản phẩm cuối cùng không phải là phenol mà là phenolat.

2.5.2. Quá trình hợp nước và tách nước

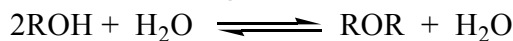
Khác với thủy phân, phản ứng cộng nước dẫn đến việc kết hợp phân tử nước vào nối đôi C=C, nối ba giữa cacbon với cacbon.



Hoặc nối ba giữa cacbon và nitơ (CN)

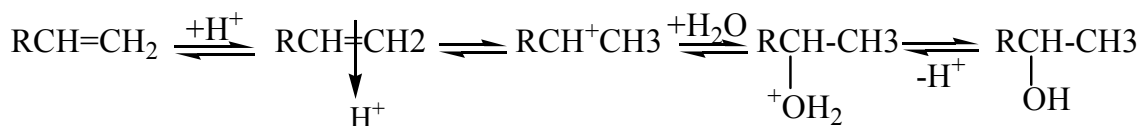


Một số phản ứng cộng nước là quá trình thuận nghịch và phản ứng theo chiều nghịch của sự cộng nước là tách nước. Sự tách nước có thể xảy ra nội hoặc ngoại phân tử

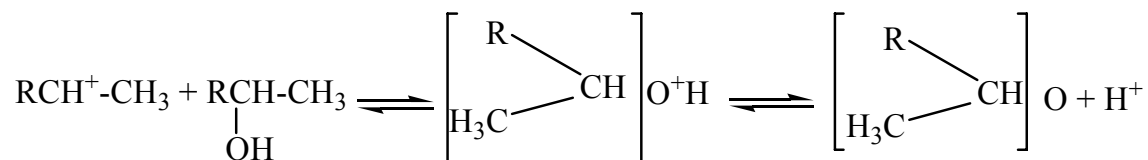


Xúc tác và cơ chế phản ứng

Các phản ứng nêu trên đều thuộc nhóm phản ứng được hoạt hóa bằng xúc tác axit. Các xúc tác điển hình của quá trình hợp nước là các axit proton tương đối mạnh: axit photphoric được hấp phụ trên chất mang axit vonframonic, cationit sunfua phenol... Còn để tách nước, người ta sử dụng axit photphoric trên chất mang oxit nhôm, axit sunfuric trên chất mang muối photphat (CaHPO_4)... Vai trò của chất xúc tác trong phản ứng hợp nước được thể hiện bằng sự proton hóa olefin qua giai đoạn tạo thành các phức Π và σ trung gian. Còn trong quá trình tách loại nước thì phản ứng xảy ra theo chiều ngược lại



Cần lưu ý là trong quá trình tách nước ngoại phân tử, ion cacboni không tách proton ra mà nó kết hợp với phân tử rượu khác



Sự hợp nước của olefin theo cơ chế ái điện tử sẽ luôn theo quy luật Maccopnhicop và khả năng phản ứng của chúng có thể sắp xếp như sau:

Iso – buten > n-buten > propylen > etylen.

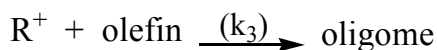
Tất nhiên tỉ lệ khả năng phản ứng của các olefin trong dãy trên sẽ thay đổi ở các điều kiện phản ứng khác nhau và xúc tác khác nhau.

Cân bằng cộng – tách nước ít phụ thuộc vào cấu tạo của olefin và rượu, vì vậy dãy khả năng phản ứng của olefin sẽ tương ứng với khả năng phản ứng của rượu khi tách nước:

Bậc 3 > bậc 2 > bậc nhất

Các phản ứng phụ và tính lựa chọn của quá trình

Khi cộng nước vào olefin thì song song với phản ứng chính còn xảy ra quá trình oligome hóa các olefin và sự tạo thành dẫn suất ete. Tất cả các quá trình đều qua giai đoạn trung gian hình thành ion cacbonic và có thể biểu diễn tổng quát như sau

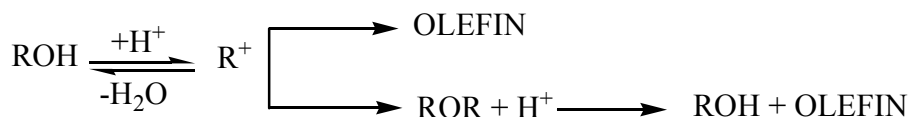


Đối với các trạng thái của hệ phản ứng nằm ở xa trạng thái cân bằng có thể viết phương trình vi phân tính lựa chọn sau:

$$\phi_{\text{ROH}} = \frac{d[\text{ROH}]}{d[\text{Olefin}]} = \frac{1 - \frac{k_2 [\text{ROH}]}{k_1 [\text{H}_2\text{O}]}}{1 + \frac{k_3 [\text{Olefin}]}{k_1 [\text{H}_2\text{O}]}}$$

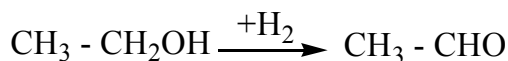
Từ phương trình trên cho thấy tính lựa chọn tăng khi có một lượng nước dư so với olefin và rượu sinh ra. Rượu có hoạt tính cao hơn so với nước ($k_2/k_1 > 1$), vì vậy cần phải tiến hành phản ứng sao cho luôn có một lượng nước dư đủ lớn so với rượu (15 : 1). Hiệu suất của oligome hóa phụ thuộc vào khả năng của olefin tham gia phản ứng trùng hợp. Sự tạo thành polyme có thể khống chế không những bằng cách thay đổi tỷ lệ nước và olefin mà còn có thể bằng cách giảm nhiệt độ, vì phản ứng trùng hợp olefin cần năng lượng hoạt hóa lớn hơn so với phản ứng cộng nước. Cần lưu ý rằng khi phản ứng gần với trạng thái cân bằng thì vận tốc quá trình cộng nước và tính lựa chọn sẽ giảm, điều này gây khó khăn khi tiến hành phản ứng đến độ chuyển hóa gần với trạng thái cân bằng. Đối với từng olefin cụ thể và từng xúc tác cụ thể có một điều kiện tối ưu (tỷ lệ các cấu tạo, mức độ chuyển hóa, nhiệt độ) để đạt được hiệu suất quá trình và tính lựa chọn cao nhất.

Đối với quá trình tách nước của ancol có thể biểu diễn theo sơ đồ phản ứng sau



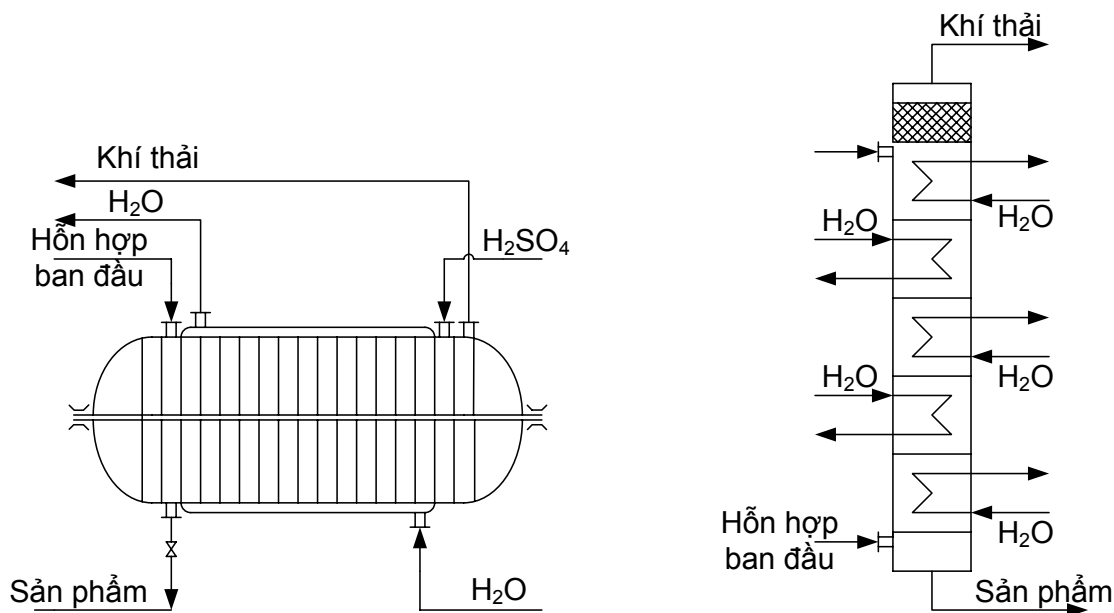
Sự tách nước nội phân tử có năng lượng hoạt hóa cao hơn so với sự tạo thành ete, do vậy sự tách nước để tạo nối đôi cần phải tiến hành ở nhiệt độ cao, áp suất thấp và nồng độ ancol thấp.

Trên đây còn chưa đề cập đến một phản ứng phụ mà trong không ít trường hợp nó có thể xảy ra, đó là sự tạo thành anđehit hoặc ceton



Phản ứng trên có thể xảy ra với sự có mặt của các chất mang xúc tác cũng như các xúc tác dạng oxit kim loại, còn xúc tác phức proton không tham gia vào phản ứng trên.

Thiết bị sử dụng cho quá trình hợp nước của etylen và propylen



Hình 2.7. Thiết bị sử dụng cho quá trình hợp nước của etylen và propylen

a – Thiết bị hấp thụ với hệ thống đĩa quay, b- thiết bị hấp thụ hoạt động liên tục

Trong trường hợp hấp phụ etylen và propylen với H₂SO₄ có thể sử dụng 2 loại thiết bị. dạng thứ nhất (hình 2.7a) là một thiết bị hấp phụ đặt nằm ngang, có bộ phận khuấy dạng đĩa gắn với một trục, khoảng 1/3 không gian thiết bị được chứa H₂SO₄ và khi các đĩa quay sẽ tạo sương H₂SO₄. Do vậy, tăng được bề mặt tiếp xúc với olefin. Nhiệt sinh ra trong phản ứng sẽ được tải ra bằng vỏ áo nước. thiết bị này làm việc gián đoạn, nhưng nếu sử dụng một chùm liên tục các thiết bị trên thì sẽ được một qui trình sản xuất liên tục.

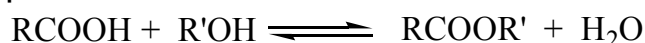
So với thiết bị hấp thụ nằm ngang, thì thiết bị hấp thụ dạng tháp đứng với khoảng 20 – 25 đĩa được chứa nước bên trên có khả năng hoạt động liên tục và là một sự cải tiến đáng kể. Trên mỗi đĩa, trong lòng chất

lồng đến có chùm ống nước lạnh đi qua để hấp thu nhiệt phản ứng. Ở đĩa trên cùng của tháp, người ta cho H_2SO_4 với nồng độ cần thiết đi vào, còn dưới đáy tháp sẽ là hỗn hợp sản phẩm sau phản ứng được tháo ra. Etylen (hoặc propylen) được đưa vào tháp từ phía dưới, đi ngược với dòng chất lỏng và ra khỏi tháp phản ứng dưới dạng khí thải ở phần đỉnh tháp.

Như vậy ở giai đoạn đầu sẽ thu được sản phẩm dưới dạng sunfat và chúng được tiếp tục thủy phân ở giai đoạn sau. Chấ lỏng sau giai đoạn đầu sẽ được làm loãng bằng nước và đốt nóng bằng hơi nước. qua giai đoạn lắng và chưng cất tiếp tục sẽ thu được etanol nồng độ 90%, còn nồng độ axit sunfurit sẽ vào khoảng 40 – 50%.

2.5.3. Quá trình este hóa

Phản ứng este hóa có thể xem như phản ứng nghịch của quá trình thủy phân các este



Cơ chế phản ứng

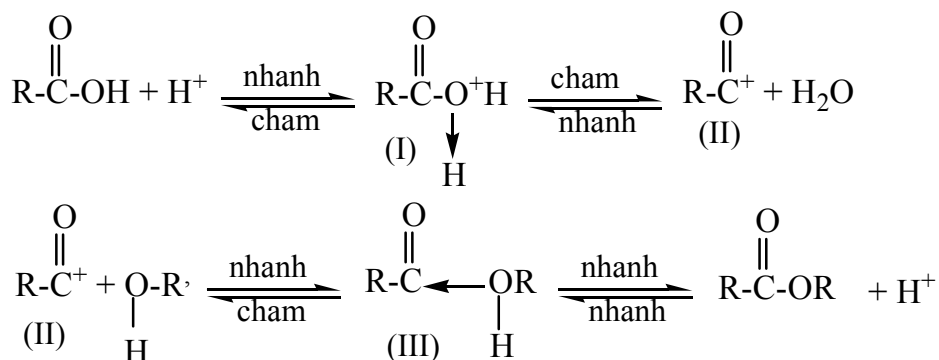
Trong số các phương pháp điều chế este thì phương pháp đơn giản nhất và thông dụng nhất là phản ứng loại nước giữa axit và ancol. Đây là một phản ứng thuận nghịch (và là phản ứng nghịch của phản ứng thủy phân este), và để phản ứng chuyển dịch về phía phải (về hướng tạo ra este) thì cần phải có axit proton (H^+) làm xúc tác.

Kết quả nhiều công trình nghiên cứu cho thấy mạch cacbon trong phân tử axit cacboxylic (R-COOH) không có ảnh hưởng gì lớn đến việc OH^- của phân tử nước loại ra lấy ở đâu, từ phân tử nào (axit hay ancol), ngược lại bậc cacbon trong phân tử ancol có tác dụng quyết định đến cơ chế phản ứng là dây nối sẽ cắt ra ở đâu, ở vị trí nào, phân tử nước loại ra theo kiểu nào, lấy OH từ axit hay ancol. Ở đây cần phân biệt 2 trường hợp.

Este hóa ancol bậc một và bậc hai với axit

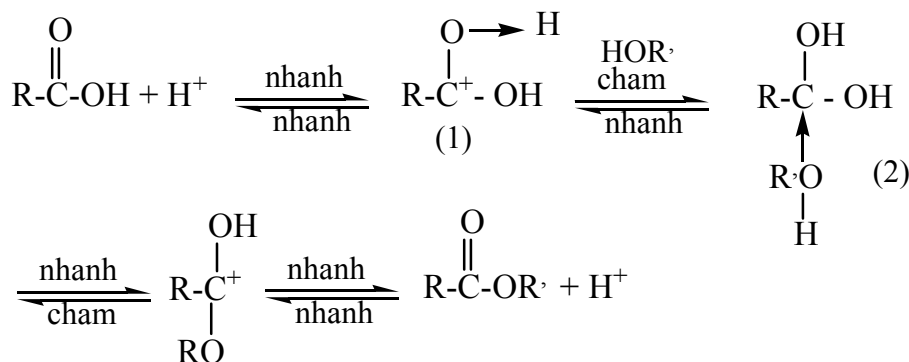
Có hai giả thuyết đưa ra để giải thích quá trình tạo thành của phản ứng này

Giả thuyết thứ nhất cho rằng dưới tác dụng của xúc tác axit, proton gắn vào nhóm OH của cacboxyl và hình thành nên ion cacboxoni (I), tiếp đó ion này loại ra một phân tử nước để tạo cation axyl (II), phân tử ancol gắn vào ion axyl tạo thành este được proton hóa (III), cuối cùng với sự tái tạo proton, este được hình thành.



Giả thuyết khác được minh họa như sau:

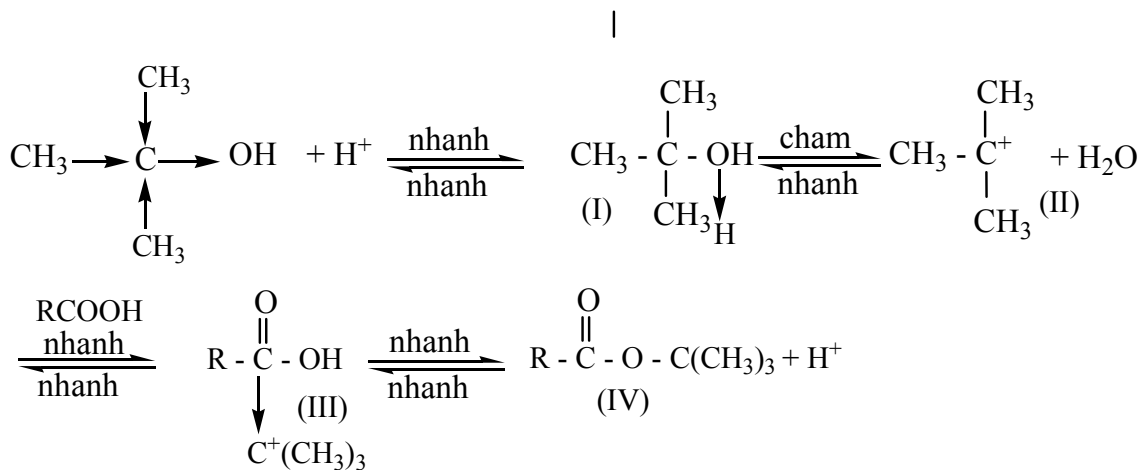
Dưới tác dụng của xúc tác axit, proton gắn vào cacbonyl của nhóm cacboxyl để tạo ra ion hydrat axyl (1), cùng lúc đó đôi điện tử oxy thuộc nhóm OH của ancol tấn công vào ion dương axyl (1) để hình thành nên ion của este đã được proton hóa (2), cuối cùng ion này loại nước và proton để sinh ra este



Tuy cả hai giả thuyết về cơ chế phản ứng kể trên có khác nhau về quá trình hình thành các ion trung gian nhưng đều có chung kết luận là hydroxy của phân tử nước loại ra lấy từ OH của axit. Bằng việc gắn đồng vị O^{17} người ta dễ dàng nhận thấy được điều này.

Este hóa ancol bậc 3 với axit

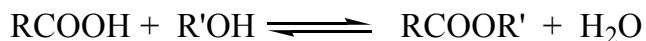
Các khảo sát cho thấy khi este hóa ancol bậc ba với axit thì phân tử nước loại ra không lấy OH của axit cacboxylic mà lấy OH của phân tử ancol. Quá trình đó được giải thích theo như sau: trong trường hợp này proton của axit xúc tác không gắn vào oxy của phân tử axit cacboxylic mà lại gắn vào oxy của cồn bậc ba để tạo ra ion oxoni(I), do tác dụng đẩy điện tử của 3 nhóm ankyl mà một phân tử nước được loại ra và tạo thành ion cacboni (II), ion này tác dụng với phân tử axit cacboxylic để sinh ra ion oxoni (III), cuối cùng bằng việc tái tạo proton sinh ra este (IV)



Các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình este hóa

Có nhiều yếu tố ảnh hưởng đến quá trình este hóa, trong đó đáng chú ý nhất là các yếu tố sau:

Este hóa là một phản ứng thuận nghịch



Mỗi phản ứng cụ thể có một hệ số cân bằng riêng. Hằng số cân bằng đó được tính bằng công thức

$$K = \frac{C_{\text{este}} \cdot C_{\text{nước}}}{C_{\text{axit}} \cdot C_{\text{ancol}}}$$

Giá trị K càng lớn thì khả năng chuyển hóa thành este càng cao. Với công thức K này ta có thể tính được nồng độ của este tạo ra trong phản ứng nếu ta sử dụng rất thừa một trong hai thành phần của chất tham gia phản ứng (ancol hoặc axit)

Ảnh hưởng của cấu trúc ancol tới vận tốc este hóa và nồng độ este tại điểm cân bằng

Việc khảo sát được tiến hành giữa axit acetic với các ancol khác nhau ở nhiệt độ 155⁰C, nồng độ tỉ lệ mol giữa các chất tham gia phản ứng là 1 : 1 mol. Số liệu được đo ở thời điểm 1 giờ (đặc trưng cho vận tốc phản ứng) và 100 ÷ 200 giờ (đặc trưng cho điểm cân bằng của phản ứng).

Kết quả khảo sát của Mensuki (1987) cho thấy, trong số các ancol khảo sát, metanol có vận tốc phản ứng lớn nhất và nồng độ este đạt được tại thời điểm cân bằng cũng cao nhất. Các ancol bậc nhất, các ancol no có vận tốc phản ứng và hệ số cân bằng cao hơn các ancol bậc hai hoặc không no tương ứng. Các ancol bậc ba có vận tốc este hóa bé nhất.

Tóm lại, ancol càng có nhiều mạch nhánh và mạch nhánh càng gần nhóm OH thì vận tốc este hóa càng giảm, nồng độ este tại điểm cân bằng càng thấp

Ảnh hưởng của cấu trúc axit tới vận tốc este hóa và nồng độ este tại điểm cân bằng

Cũng tương tự như ancol, Mensuki đã khảo sát khả năng este hóa của một số axit có cấu trúc khác nhau với ancol iso-propylic ở 150⁰C. Kết

quả cho thấy tác dụng mạch nhánh và no hóa của mạch cacbon không chi phối hoàn toàn theo quy luật như trong trường hợp mạch cacbon của ancol. Tốc độ este hóa và giá trị nồng độ este tại điểm cân bằng không tỉ lệ với nhau. Mỗi quan hệ này được mô tả ở bảng sau:

Bảng 2.3. Ảnh hưởng của cấu trúc axit tới vận tốc este hóa và nồng độ este tại điểm cân bằng

STT	Tên axit	Khối lượng este tạo thành (%mol)		K
		Sau 1giờ	Sau 100 – 200giờ	
1	Formic	61.69	64.23	3.22
2	Axetic	44.36	67.38	4.27
3	Propionic	41.18	68.70	4.82
4	n-butyric	33.25	69.52	5.20
5	i-butyric	29.03	69.51	5.20
6	Metyletylaxetic	21.50	73.73	7.88
7	Trimetylacetic	8.28	72.65	7.06
8	Dimetyletylaxetic	3.45	74.15	8.23
9	Phenylacetic	48.82	73.87	7.99
10	Phenylpropyonic	40.26	72.02	7.60
11	Cinamic	11.55	74.61	8.63
12	Benzoic	8.62	72.57	7.00
13	p-toluenic	6.64	76.52	10.62

Xúc tác

Các axit proton có tác dụng xúc tiến nhanh quá trình este hóa nhưng bản thân nó không chi phối đáng kể đến thế cân bằng của phản ứng, có nghĩa là nó không làm thay đổi giá trị nồng độ este tại thời điểm cân bằng. Các xúc tác hay sử dụng là H_2SO_4 đậm đặc và HCl khan nước.

Tác dụng của nhiệt

Cũng như nhiều phản ứng khác, nhiệt có tác dụng làm tăng tốc phản ứng este hóa (cứ nâng lên 10^0C thì tốc độ phản ứng tăng gấp đôi). Tất nhiên mức độ tăng nhiệt độ của phản ứng này chỉ cho phép đến giới hạn sôi của ancol. Ngoài ra, muốn nâng tiếp nhiệt độ thì phải dùng đến thiết bị cao áp. Thông thường hay dùng xúc tác axit để thực hiện việc nâng nhiệt độ cho phản ứng.

Các phương pháp dịch chuyển thế cân bằng của phản ứng este hóa

Có 2 phương pháp để dịch chuyển thế cân bằng làm tăng nồng độ este;

Tăng nồng độ một trong hai chất tham gia phản ứng. Vấn đề này dễ dàng thực hiện được và hay dùng ancol thừa nhiều lần so với axit.

Loại ra ngoài phản ứng một trong hai chất tạo thành (este hoặc nước). Vậy loại nước hoặc este ra bằng cách nào?

Loại nước ra khỏi phản ứng

Nếu cả thành phần axit lẫn ancol dùng trong phản ứng este hóa đều là những chất có độ sôi cao hơn nước thì việc loại nước ra đơn giản chừng cất lôi kéo, có thể dùng khí trơ sục vào để tăng cường việc loại nước.

Nếu thành phần axit có độ sôi cao và thành phần ancol lại có độ sôi thấp hơn nước thì ta dùng ancol với khối lượng thừa nhiều và kiên tục chưng cất kéo ra. Ancol ra kéo theo cả nước cùng ra vì tất cả ancol (trừ metanol) đều tạo hỗn hợp đẳng phí với nước.

Cất nước ra khỏi phản ứng nhờ việc cho thêm một dung môi trơ không hòa tan với nước để tạo hỗn hợp sôi đẳng phí 3 cấu tử (ternary azeotropic) (nước – cồn – dung môi) có nhiệt độ sôi thấp hơn nhiệt độ của nước và cất chúng ra khỏi hỗn hợp phản ứng ở nhiệt độ này. Hỗn hợp hơi tách ra được ngưng tụ và làm lạnh tách thành 2 pha, pha nước loại ra ngoài, pha hữu cơ chứa ancol dẫn ngược trở lại vào bình phản ứng este hóa. Các dung môi trơ hay được sử dụng là benzen, toluen, cloroform, dicloetan, tetraclorua cacbon...

Cất loại este ra khỏi phản ứng

Việc cất loại este ra khỏi hỗn hợp phản ứng cũng được tiến hành bằng nhiều cách nhưng cơ bản nhất vẫn là bằng hai phương pháp sau:

Trường hợp đơn giản nhất là khi este tạo thành có độ sôi thấp nhất trong số các chất có trong phản ứng và không tạo thành hỗn hợp đẳng phí với bất kỳ một chất nào có trong hỗn hợp đó, trong trường hợp này thì vừa tiến hành phản ứng vừa cất loại este ra.

Trường hợp khác đôi khi cũng xảy ra là este tạo thành cũng có độ sôi thấp nhất nhưng este này lại tạo với các thành phần khác một hỗn hợp đẳng phí 2 hay 3 cấu tử, vì vậy khi hỗn hợp hơi cất ra được ngưng tụ và làm lạnh sẽ dễ phân pha tách lấy este.

2.5.4. Quá trình amit hóa

Tương tự như vậy, phản ứng amit hóa được sử dụng để điều chế các amit, có thể xem là phản ứng nghịch của quá trình thủy phân các amit

Ngoài ra còn có các quá trình xảy ra đồng thời, ví dụ thủy phân và este hóa, tách nước và este hóa, amit hóa và tách HCl, amit hóa và este hóa.

2.6. Các quá trình sunfat hóa, sunfo hóa và nitro

Sunfat hóa được gọi là các phản ứng tạo thành este của axit sunfuric có tên là các ankylsunfat $ROSO_2OH$, còn khi sunfo hóa, người ta sẽ thu

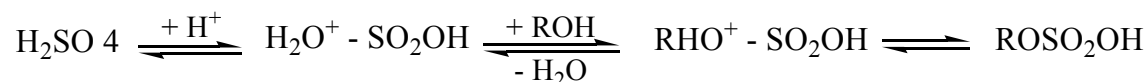
được các sunfonic axit (RSO_2OH hoặc ArSO_2OH) cũng như các dẫn xuất của các axit này, trong đó nguyên tử lưu huỳnh liên kết trực tiếp với nguyên tử cacbon. Nitro hóa là quá trình được sử dụng để tổng hợp các hợp chất nitro (RNO_2 hoặc ArNO_2) trong đó nguyên tử nitơ cũng nối trực tiếp với cacbon, khác với các nitro este dạng RONO_2 .

2.6.1. Quá trình sunfat hóa

Sunfat hóa rượu

Sự sunfat hóa rượu chủ yếu được sử dụng để điều chế các chất hoạt động bề mặt (HĐBM) dạng ankylsunfat. Sự sunfat hóa có thể thực hiện dưới tác dụng của axit sunfuric, closunfonic, amidosunfuric hoặc trioxit lưu huỳnh.

Cơ chế phản ứng sunfat hóa rượu bằng axit sunfuric nói chung giống với các phản ứng este hóa. Ở đây axit vừa đóng vai trò là tác nhân phản ứng, đồng thời là xúc tác cho quá trình. Phản ứng xảy ra nhờ sự đứt liên kết S-O, do vậy các nhóm ankyl không bị isome hóa.



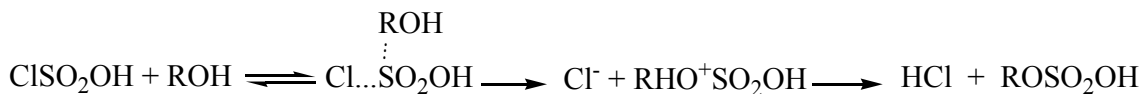
Khi sunfat hóa sẽ tạo ra hàng loạt sản phẩm phụ. Ví dụ rượu tách nước tạo thành olefin. Dưới tác dụng oxy hóa của axit sunfuric có thể sinh ra andehit hoặc xeton. Những chất này sẽ dễ bị nhựa hóa hoặc trùng ngưng (khi tổng hợp các chất HĐBM thì sản phẩm sẽ có màu tối và giảm chất lượng sản phẩm). Vì sự tạo thành olefin và các hợp chất cacbonyl sẽ gia tăng ở nhiệt độ cao, do vậy cần phải khống chế nhiệt độ phản ứng trong khoảng $20 - 40^\circ\text{C}$ để hạn chế tối đa các phản ứng phụ. Ngoài ra không nên sử dụng oleum làm tác nhân sunfat hóa.

Có khi sunfat hóa rượu nếu sử dụng các tác nhân sunfat hóa khác thì quá trình sẽ trở thành bất thuận nghịch, ví dụ dưới tác dụng của axit amidosunfonic, phản ứng xảy ra như sau:



Axit amidosunfonic có khả năng sunfat hóa tương đối kém, phản ứng của nó với rượu chỉ xảy ra ở nhiệt độ $100 - 125^\circ\text{C}$. Do axit này có giá thành cao nên người ta chỉ sử dụng nó trong những trường hợp đặc biệt, nhất là các tác nhân sunfat hóa khác tạo ra một hỗn hợp sản phẩm bao gồm nhiều cấu tử

Hiện nay axit closunfuric được sử dụng rộng rãi làm tác nhân sunfat hóa. Tương tự như các cloanhydric, nó có khả năng phản ứng cao, phản ứng xảy ra với vận tốc ngay ở nhiệt độ phòng. Cơ sở của quá trình là sự tấn công của phân tử rượu vào nguyên tử lưu huỳnh

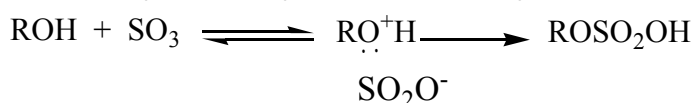


Hiệu suất phản ứng khá cao, gần 100%. Nếu tăng nhiệt độ và đặc biệt là khi sunfat hóa rượu bậc 2 thì hiệu suất tạo thành dẫn xuất clo sẽ tăng lên.



Phản ứng này có thể không chế nếu giảm nhiệt độ và tách nhanh HCl ra khỏi môi trường phản ứng

Gần đây người ta rất quan tâm đến việc sử dụng trioxit lưu huỳnh làm tác nhân sunfat hóa. Nó có tính ái điện tử rất cao do còn một orbital trống, vì vậy rất dễ kết hợp với nguyên tử oxi của rượu tạo thành phức, phức này sẽ chuyển thành ankylsunfonic axit

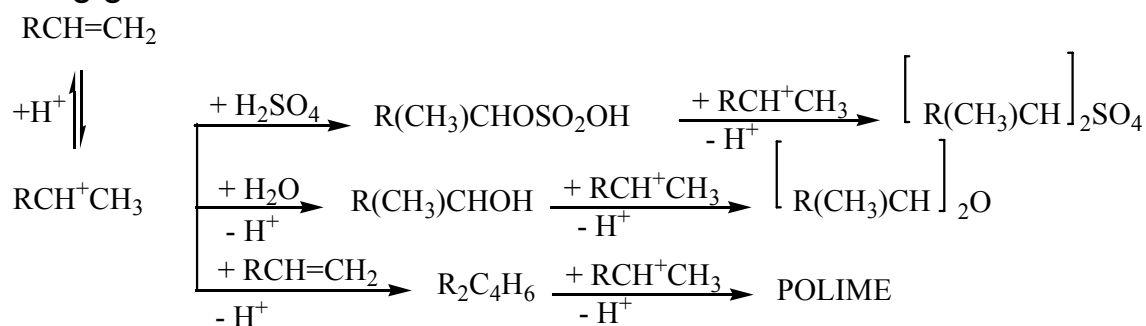


Phản ứng xảy ra với vận tốc rất lớn, gần như ngay tức khắc và chủ yếu phụ thuộc vào sự khuếch tán của khí SO_3 trong rượu. Tuy nhiên do phản ứng tỏa nhiệt mạnh nên dễ dẫn đến hiện tượng quá nhiệt cục bộ và tạo thành các sản phẩm phụ (olefin, hợp chất cacbonyl, nhựa). Để hạn chế phản ứng phụ cần có biện pháp tản nhiệt hữu hiệu và tránh các hiện tượng làm quá nhiệt cục bộ như làm loãng SO_3 bằng các khí trơ, khuấy trộn mạnh hay tiến hành phản ứng trên màng

Sunfat hóa olefin

Sự sunfat hóa đã được đề cập đến khi xem xét phương pháp tách isobuten từ phân đoạn C_4 và sự hợp nước của olefin dưới tác dụng axit sunfuric. Để thực hiện phản ứng này chỉ có thể sử dụng tác nhân sunfat hóa là axit sunfuric vì các tác nhân khác hoặc là hoạt tính kém, hoặc tạo ra những sản phẩm khác.

Olefin dưới tác dụng của axit sunfuric sẽ tạo ra các hợp chất sau đây: mono và diankylsunfat, polime olefin. Nếu trong axit có nước sẽ có thể sinh ra rượu và ete. Phản ứng đi qua giai đoạn tạo thành cacbocation trung gian:



Ngoài ra, sự tạo thành rượu và ete còn do các phản ứng thuận nghịch như thủy phân hoặc ancol phân mono và diankylsunfat. Các chất này có

khả năng ankyli hóa rất cao:



Trong hỗn hợp sản phẩm còn có mặt các sản phẩm oxi hóa và nhựa (do sự trùng ngưng). Vì sản phẩm chính là monoankylsunfat nên trong thực tế người ta luôn sử dụng tỉ lệ mol giữa olefin và axit sunfuric là 1 : 1. Để hạn chế các phản ứng trùng hợp olen, nhựa hóa và tạo thành diankylsunfat hoặc ete thì nồng độ của H₂SO₄ phải khống chế trong khoảng 92 – 93% và tiến hành phản ứng ở 0 – 40⁰C

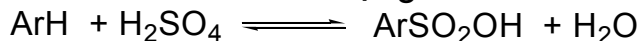
Sự kết hợp axit sunfuric và olefin xảy ra theo qui luật macopnhicop, do vậy từ n-olefin sẽ thu được ankyli sunfat bậc 2. Chúng ta biết rằng các cation có khả năng isome hóa rất nhanh chóng với sự chuyển vị ion hydro, tuy nhiên vẫn giữ nguyên khung cacbon. Vì vậy các n-olefin cao phân tử sẽ tạo ra một hỗn hợp các ankyli sunfat bậc 2 với các vị trí nhóm sunfoeste khác nhau.

2.6.2. Quá trình sunfo hóa

Hóa học và cơ sở lý thuyết

Để tiến hành sunfo hóa các hợp chất thơm, người ta sử dụng chủ yếu là axit sunfuric, oleum và SO₃.

Sunfo hóa dưới tác dụng của axit sunfuric là quá trình thuận nghịch

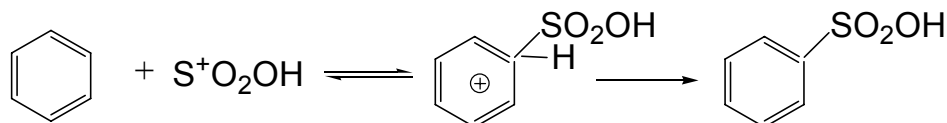
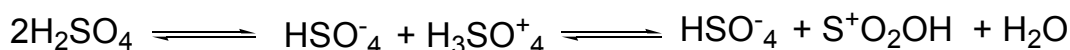


Xảy ra với sự tỏa nhiệt mạnh (một phần nhiệt này do nước sinh ra làm loãng axit sunfuric). Do vậy, hiệu ứng nhiệt của phản ứng phụ thuộc nhiều vào nồng độ ban đầu của axit và có giá trị khoảng 146 KJ/mol. Cân bằng thường dịch chuyển về phía bên phải ở điều kiện thường, nhưng nếu tăng nhiệt độ và đồng thời chưng cất hydrocacbon, đôi khi sẽ xảy ra phản ứng theo chiều ngược lại, và người ta lợi dụng điều này để tách các đồng phân ankyli benzen.

Sunfo hóa là phản ứng thế ái điện tử điển hình đối với các vòng thơm. Phản ứng bị kìm hãm do nước có trong axit ban đầu cũng như nước sinh ra trong phản ứng, và phương trình động học có thể biểu diễn như sau:

$$r = k [ArH] / [H_2O]^2$$

Người ta cho rằng, tác nhân tấn công trực tiếp vào nhân thơm là SO₂⁺OH



Sự tạo thành các sản phẩm phụ trong quá trình sunfo hóa rất ít, phụ

thuộc chủ yếu vào khả năng oxy hóa của axit sunfuric.

Ảnh hưởng của nhóm thế trong vòng thơm trong phản ứng sunfo hóa cũng tương tự như các phản ứng thế ái điện tử khác. Tính chọn lọc và định hướng nhóm sunfo trong phản ứng này có giá trị trung bình. Nhóm sunfo trong vòng thơm có tính hút điện tử cao, do vậy làm giảm khả năng sunfo hóa tiếp tục và rất khó đưa nhóm sunfo thứ hai vào vòng thơm dưới tác dụng của axit sunfuric.

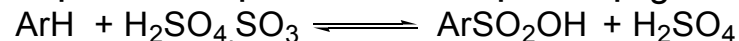
Do tính thuận nghịch của quá trình và độ giảm hoạt tính mạnh của axit bị làm loãng bởi nước sinh ra, phản ứng sunfo hóa thường kết thúc ở nồng độ nhất định của axit. Hiện tượng này được đặc trưng bằng giá trị π của phản ứng. Giá trị π được tính bằng nồng độ của SO_3 trong axit đã tác dụng cho đến khi phản ứng không còn tiếp tục được nữa (ví dụ π cho sunfo hóa benzen là 64, naphtalen là 56 và nitrobenzen là 82). Khi biết π và nồng độ SO_3 trong axit ban đầu (a) có thể tính được lượng axit cần thiết để sunfo hóa 1 mol hợp chất thơm theo công thức:

$$x = 80 (100 - \pi) / (a - \pi)$$

Trong đó 80 là khối lượng phân tử của SO_3 . Công thức này cho thấy muốn giảm lượng H_2SO_4 tiêu hao và giảm lượng axit đã sử dụng, cần tăng nồng độ axit ban đầu. Ví dụ, khi sunfo hóa benzen ($\pi = 64$) bằng axit đậm đặc a = 75 thì lượng axit tối thiểu cần dùng là 262g, còn nếu nâng nồng độ axit lên 100% (a = 81,7) thì cần dùng 162g. Trong hai trường hợp này, lượng axit đã sử dụng là 182g và 82g.

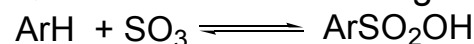
Quá trình sunfo hóa bằng axit sunfuric thường phải tiến hành ở nhiệt độ cao (80 - 100°C), do axit này có khả năng sunfo hóa không cao. Hỗn hợp phản ứng bao gồm hai pha, và phản ứng diễn ra trong pha axit, yếu tố khuấy trộn không gây ảnh hưởng lớn như các phản ứng khác.

Phản ứng này của oleum với các hợp chất thơm xảy ra qua hai giai đoạn. Giai đoạn thứ nhất là sự tác dụng của phần dư SO_3 trong oleum:

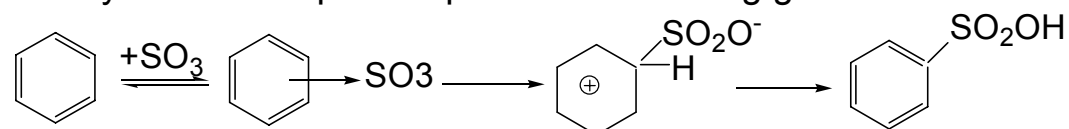


Phản ứng này là không thuận nghịch và tỏa nhiệt mạnh, hiệu ứng nhiệt phụ thuộc vào nồng độ của oleum và có giá trị 180 KJ/mol đối với oleum 20%. Giai đoạn tiếp theo là sự tham gia của axit sunfuric.

Quá trình sunfo hóa bằng SO_3 được biểu diễn như sau:

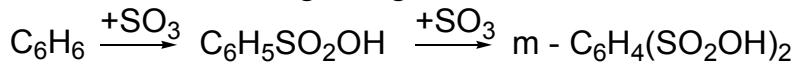


Đây cũng là phản ứng không thuận nghịch và một trong những phản ứng tỏa nhiệt mạnh nhất trong tổng hợp hữu cơ ($\Delta H_{298}^0 = -217$ KJ/mol). Cơ chế giai đoạn đầu của quá trình sunfo hóa các hydrocacbon thơm vào hydrocacbon qua các phức π - và σ trung gian:



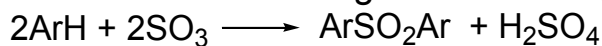
Phản ứng có bậc nhất theo ArH và SO₃ và xảy ra gần như tức thời. Do đó trong quá trình dị thể, vận tốc phụ thuộc vào các yếu tố khuấy tán và vào mức độ khuấy trộn, giải nhiệt.

Khác với quá trình sunfo hóa bằng axit sunfuric và oleum, với tác nhân SO₃ gây ra một số lớn các phản ứng phụ. Khả năng hoạt động hóa học của các hợp chất này thường dẫn đến việc tạo thành nhóm sunfo thứ hai trong vòng thơm theo sơ đồ của các quá trình nối tiếp sau:



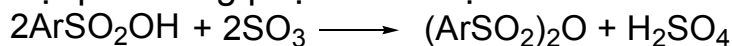
Điều này được sử dụng trong tổng hợp *m*-benzen disunfonic axit (từ đây sẽ điều chế được rezocxin). Ở đó, giai đoạn đầu thực hiện với H₂SO₄, còn giai đoạn sau dưới tác dụng của oleum.

Khi sunfo hóa bằng oleum và SO₃ sẽ sinh ra một lượng sunfon:



Phản ứng này xảy ra mạnh, đặc biệt trong trường hợp sunfo hóa benzen, còn đối với các akybenzen khác thì yếu hơn.

Một phản ứng phụ khác là tạo thành các anhydrit sunfonic axit:

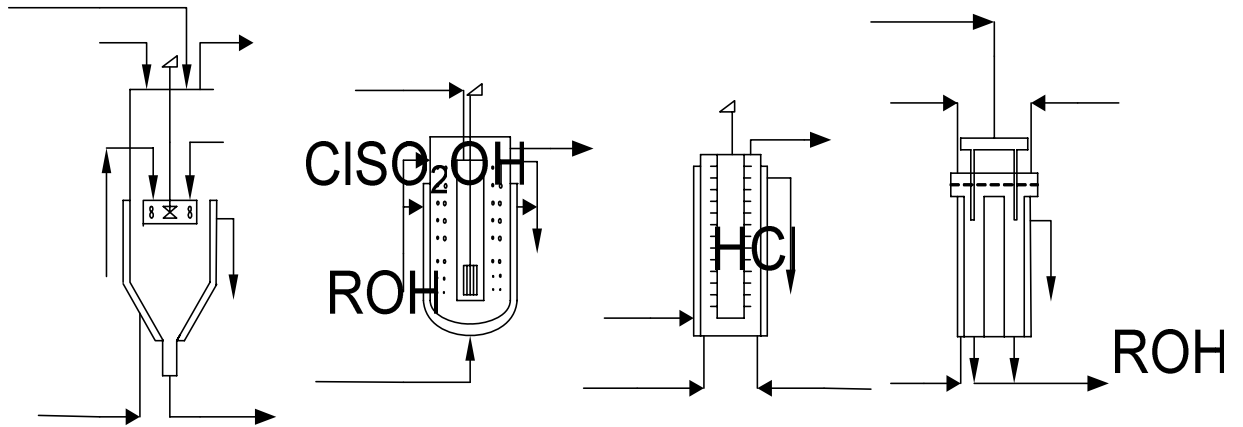


Lượng anhydrit tăng khi SO₃ dư nhiều.

Các phản ứng phụ trên đây, cũng như các quá trình oxy hóa và phân hủy các nhóm ankyl dưới tác dụng của SO₃, sẽ được hạn chế nếu chọn được tỉ lệ các cấu tử ban đầu tham gia phản ứng hợp lý, phương pháp khuấy trộn thích hợp và đặc biệt là chế độ nhiệt độ tối ưu (trong các phản ứng sunfo hóa bằng oleum và SO₃ nhiệt độ có thể thay đổi từ -10⁰ đến 40 - 60⁰C).

Hệ thống thiết bị phản ứng sunfat hóa và sunfo hóa

Các thiết bị phản ứng được trình bày trên hình 2.8 (a, b, c, d). Như trên hình 2.8b, người ta sử dụng thiết bị với cánh khuấy tuabin, làm lạnh bằng hệ thống ống xoắn và vỏ áo. Bên trong thiết bị, nhờ cánh khuấy hình trụ quay sẽ giúp cho quá trình quay trộn và giải nhiệt tốt. Hoặc trên hình 2.8c là thiết bị với ống xoay có gắn các thanh kim loại bên ngoài tạo điều kiện khuấy trộn tốt nhất. Còn ở thiết bị trên hình 2.8d, người ta tạo ra các chùm ống và phản ứng xảy ra trong khoảng không gian giữa các ống (còn gọi là thiết bị dạng màng).



Hình 2.8. Hệ thống thiết bị phản ứng sunfat hóa và sunfo hóa

a – Thiết bị dạng đĩa, b – Thiết bị cánh khuấy tuapin, c - Thiết bị ống xoay, d – Thiết bị phản ứng trên màng

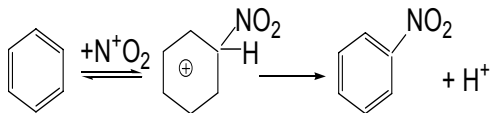
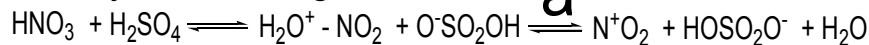
2.6.3. Nitro hóa

Nhóm nitro có thể được đưa vào các hợp chất hữu cơ bằng nhiều phương pháp khác nhau phụ thuộc vào bản chất của hydrocarbon ban đầu. Các phương pháp sau đây được ứng dụng rộng rãi trong sản xuất công nghiệp nitro hóa nhân thơm và nitro hóa hydrocarbon no.

Nitro hóa các hợp chất thơm

Cơ chế phản ứng

Quá trình nitro hóa các hợp chất thơm chủ yếu được thực hiện bằng hỗn hợp axit nitric và sunfuric. Axit thứ hai vừa đóng vai trò xúc tác, tác nhân hút nước, đồng thời tạo điều kiện sử dụng axit triet để hơn. Trong hỗn hợp nitro hóa, sẽ xảy ra tác dụng của axit dẫn đến tạo thành tác nhân nitro hóa hoạt động rất mạnh là ion nitroni N^+O_2 , ion này sẽ tấn công nhân thơm:



Ảnh hưởng của nhóm thế đến khả năng phản ứng của vòng thơm, cũng như sự định hướng vị trí của nhóm NO_2 cũng tuân theo các qui luật chung của phản ứng thế ái điện tử trong vòng thơm. Do ảnh hưởng của nhóm NO_2 trong nhân thơm rất lớn, nên vận tốc của các giai đoạn nitro hóa tiếp theo giảm đi rõ rệt so với giai đoạn trước $[(k_n/k_{n-1}) \ll 1]$. Vì vậy phản ứng có thể được thực hiện với hiệu suất rất cao đối với các sản phẩm có mức độ thế khác nhau (mono, di hoặc trinitro) nếu chọn điều kiện nhiệt độ và tác nhân nitro hóa hợp lý. Ví dụ, khi nitro hóa

toluen, đầu tiên ở điều kiện mềm (40⁰C) sẽ tạo thành mononitrotoluen (hỗn hợp 58 – 59% đồng phân orto, 4-5% meta và 36-39% para). Các đồng phân này ở điều kiện nhiệt độ cao (70 – 80⁰C) sẽ cho các dinitrotoluen (hỗn hợp đồng phân 2,4 và 2,6), cuối cùng là trinitrotoluen.

Điều kiện của phản ứng và độ chọn lọc của phản ứng

Điều kiện của phản ứng, được xác định bằng nhiệt độ và khả năng nitro hóa của hỗn hợp axit HNO₃ và H₂SO₄, và phụ thuộc vào khả năng phản ứng của hợp chất thơm. Khả năng nitro hóa của hỗn hợp axit ban đầu được quyết định bởi tỉ lệ nồng độ H₂SO₄, HNO₃ và nước. Người ta đánh giá khả năng này bằng đại lượng hoạt độ nitro hóa (ký hiệu NF):

$$NF = C_{H_2SO_4} \cdot 140 / (140 - C_{HNO_3})$$

Trong công thức này phân số đặc trưng cho mức độ tăng nồng độ của axit sunfuric, sau khi toàn bộ lượng HNO₃ đã tiêu hao và sinh ra một lượng nước tương ứng:

$$140 / (140 - C_{HNO_3}) = 100 / [100 - (C_{HNO_3} / 63)] = 100 / (100 - 0.714C_{HNO_3})$$

Trong đó 18 và 63 là khối lượng phân tử của nước và HNO₃.

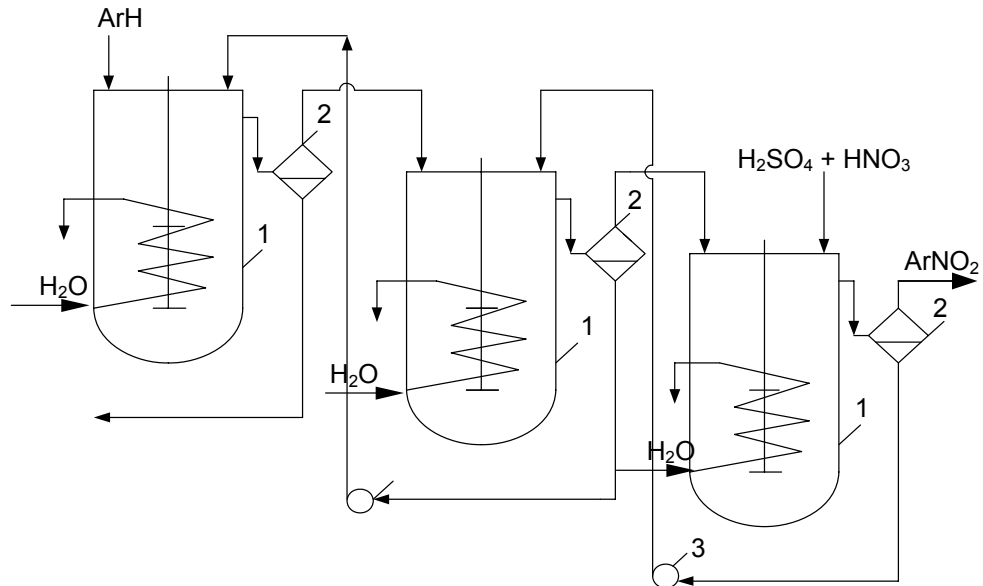
Như vậy, giá trị NF chính là nồng độ của H₂SO₄ sau phản ứng, với điều kiện đã tiêu hao hết HNO₃. Đối với mỗi loại hợp chất thơm, đều có giá trị NF tới hạn. Giá trị này sẽ càng cao nếu khả năng phản ứng của hợp chất đó càng thấp. Trong thực tế, thường người ta sử dụng một lượng ít HNO₃ dư nhằm tăng mức độ nitro hóa và tăng độ chuyển hóa của hydrocacbon. Tất nhiên, khi đó mức độ tiêu hao của HNO₃ sẽ nhỏ hơn 100%. Ví dụ, trong trường hợp nitro hóa toluen, giá trị NF ở giai đoạn đầu phải là 70, giai đoạn thứ hai là 82, còn ở các giai đoạn tương ứng là 96; 90; và 50 – 60%. Tương ứng như vậy, benzen cũng bị nitro hóa thành nitrobenzen (NF = 70; 65 – 70⁰C). Sau đó là *m*-dinitrobenzen (NF = 88; 80 – 90⁰C).

Nitro hóa các hợp chất thơm là phản ứng không thuận nghịch và tỏa nhiệt mạnh (=151KJ cho nhóm nitro). Cũng như trong trường hợp sunfo hóa, hiệu ứng nhiệt cao một phần do quá trình làm loãng hỗn hợp nitro hóa bởi nước sinh ra, và nhiệt lượng này phụ thuộc vào nồng độ của axit sunfuric.

Hệ thống thiết bị phản ứng nitro hóa hydrocacbon thơm

Khi nitro hóa hydrocacbon và các dẫn suất clo, hỗn hợp phản ứng bao gồm hai chất lỏng không trộn lẫn với nhau. Để tránh hiện tượng nhiệt cục bộ và các phản ứng phụ oxy hóa, cần phải khuấy trộn và làm lạnh tốt. Quá trình thường được tiến hành trong hệ thống các thiết bị phản ứng nối tiếp có gắn hệ thống khuấy. Sau mỗi thiết bị phản ứng là thiết bị tách để phân tách pha hydrocacbon khỏi hỗn hợp nitro hóa. Hỗn hợp nitro hóa mới (hoặc hydrocacbon), được đưa vào thiết bị phản ứng cuối cùng. Tại đây, ở điều kiện nhiệt độ cao sẽ sử dụng được toàn bộ

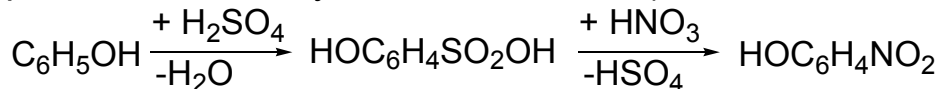
hỗn hợp nitro hóa. Lượng axit còn lại, sau thiết bị cuối này sẽ đưa trở lại các thiết bị phản ứng trước nó (hình 2.9).



Hình 2.9. Hệ thống thiết bị phản ứng nitro hóa các hợp chất thơm.
1 - Thiết bị phản ứng nitro hóa; 2 - Thiết bị lọc; 3 - Bơm.

Các dẫn suất nitro vòng thơm đóng vai trò rất quan trọng trong công nghiệp các chất nổ và là các chất trung gian để tổng hợp các amin (anilin từ nitrobenzen, toludin từ mononitrotoluen, *m*-phenylendiamin và *m*-tolulendiamin từ dinitrotoluen).

Nitrophenol thường được điều chế qua giai đoạn sunfo hóa (vì các phenol rất dễ bị oxy hóa bởi axit nitric):

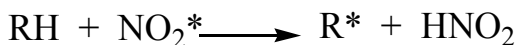


Nitro phenol được ứng dụng rộng rãi trong tổng hợp hữu cơ, trong sản xuất hàng loạt thuốc trừ sâu hoạt tính cao.

Nitro hóa parafin

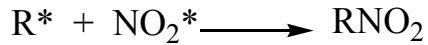
Cơ chế phản ứng

Phản ứng xảy ra theo cơ chế gốc tự do. Các gốc tự do sinh ra là sản phẩm của sự phân rã axit nitric và các gốc này tác dụng với hydrocacbon tạo ra gốc tự do thứ cấp



Dioxit nitơ sinh ra từ sự phân rã HNO_3 hoặc trực tiếp là tác nhân nitro hóa đều có khả năng phản ứng với hydrocacbon, lấy đi một nguyên tử hydro (do NO_2 có một điện tử đơn độc). Phản ứng cơ bản của sự nitro

hóa xảy ra bằng con đường tác dụng giữa các gốc tự do với NO_2



Độ chọn lọc của phản ứng

Khi nitro hóa parafin, cũng tương tự như khi clo hóa, nhóm nitro sẽ đi vào vị trí bất kì trong hydrocarbon thay thế nguyên tử hydro. Khả năng phản ứng của hydrocarbon cũng thay đổi theo dãy: Bậc 3 > bậc 2 > bậc 1. Nhóm nitro có mặt trong mạch hydrocarbon cản trở rất lớn sự thế tiếp theo.

Phản ứng phụ không mong muốn trong quá trình này là oxy hóa parafin bằng axit nitric hoặc dioxitnitơ. DO vậy hiệu suất nitro hóa tính theo axit nitric tương đối thấp, thường chỉ 50 – 80%. Các sản phẩm của sự oxy hóa có thể là anđehit, ceton, axit cacboxylic. Ngoài ra, do sự khử của tác nhân nitro hóa sẽ hình thành các oxit nitơ hóa trị thấp, thậm chí là nitơ.

Sự oxy hóa được thúc đẩy khi tăng nhiệt độ, vì vậy đối với mỗi hydrocarbon có một nhiệt độ tối ưu mà ở đó hiệu suất nitro hóa là cao nhất. Khi nitro hóa bằng NO_2 thì nhiệt độ tối ưu này thường giảm so với khi sử dụng HNO_3 .

Trong số các quá trình nitro hóa pah khí, có giá trị công nghiệp hơn cả là quá trình nitro hóa propan bằng HNO_3 40 – 70%. Nhiệt độ tối ưu 400 – 450⁰C, thời gian tiếp xúc 0.5 – 2giây, áp suất 0.5 – 1Mpa, tỉ lệ mol giữa HNO_3 và propan là 1 : 5. Hỗn hợp sản phẩm chứa 25% nitrometan...

Nitro parafin là những chất lỏng không màu, có mùi đặc trưng. Chúng được sử dụng ngày càng nhiều làm dung môi và những chất trung gian cho tổng hợp hữu cơ.

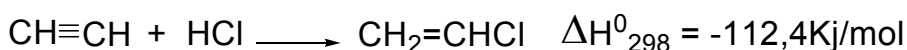
CHƯƠNG 3: SẢN PHẨM TỪ AXETYLEN

Từ nguyên liệu axetylen, bằng quá trình halogen hóa, vinyl hóa... Có thể tổng hợp ra khá nhiều chất quan trọng trong công nghiệp tổng hợp hữu cơ - hóa dầu.

3.1. Sản xuất vinylclorua (VC) và polyvinylclorua (PVC)

3.1.1. Cơ sở lý thuyết

Phản ứng cộng HCl vào hydrocarbon nhóm axetylen đặc trưng cho liên kết nối ba



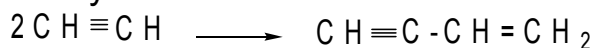
Theo độ tỏa nhiệt của mình, nó vượt trội hơn 2 lần so với phản ứng hydroclo hóa olefin. Khi giảm nhiệt độ, cân bằng của phản ứng chuyển dịch về bên phải. Hằng số cân bằng khi tạo thành vinyl clorua bằng $8 \cdot 10^4$ ở 200°C và $7 \cdot 10^2$ ở 300°C .

Cộng HCl vào axetylen xảy ra liên tiếp tạo thành vinyl clorua và 1, 1 – diclo etan



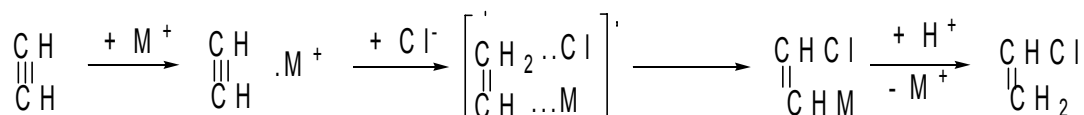
Vì vậy, khi hydroclo hóa axetylen và những đồng đẳng của nó được thực hiện khi có xúc tác chọn lọc, xúc tác làm tăng vận tốc giai đoạn đầu tiên. Xúc tác cho phản ứng này là muối Hg^{2+} và Cu^+ . Trong số những muối Hg^{2+} , người ta dùng thủy ngân clorua HgCl_2 . Ngoài những phản ứng cơ bản, nó còn tăng vận tốc của cả phản ứng hydrat hóa axetylen tạo thành axetanđehit. Do nguyên nhân này, cũng như quá trình mất hoạt tính của thủy ngân clorua trong dung dịch HCl, người ta dùng nó trong pha khí, ở nhiệt độ $150 - 200^\circ\text{C}$. Axetanđehit và 1,1 – dicloetan cũng được tạo thành, nhưng hiệu suất cuối cùng không vượt quá 1%.

Đối với hydroclo hóa pha lỏng, tốt nhất là dùng muối Cu^+ , vì nó không bị mất hoạt tính và ít làm tăng vận tốc cộng nước của axetylen. Xúc tác là Cu_2Cl_2 trong HCl. Khi có Cu_2Cl_2 , quá trình phụ dime hóa axetylen càng tăng, tạo thành vinyl axetylen



Để giảm phản ứng này, cần sử dụng HCl nồng độ cao. Khởi đầu quá trình không ngừng tăng cường axit, tức là clorua hydro vào, để bù lại lượng hao hụt của nó vào việc hydroclo hóa.

Tác động xúc tác của muối thủy ngân và đồng vào phản ứng hydroclo hóa, được giải thích bằng việc tạo thành những phức phối hợp. Trong đó, axetylen bị kích hoạt và tác dụng với anion clo và chất trung gian thu được trạng thái chuyển đổi với liên kết kim loại cacbon hoặc những chất kim loại hữu cơ, nhanh chóng bị phân hủy bởi axit



3.1.2. Công nghệ tổng hợp VC

Tổng hợp vinylclorua là quá trình xúc tác dị thể pha khí. Xúc tác được chuẩn bị là than hoạt tính, được tẩm bằng dung dịch clorua thủy ngân, sau đó sấy lại. Trong xúc tác thu được, có chứa 10% (khối lượng) HgCl_2 . Vì độ độc hại của HgCl_2 lớn và quá trình dễ nổ của axetylen, cần có yêu cầu chặt chẽ về kỹ thuật bảo hiểm và an toàn lao động.

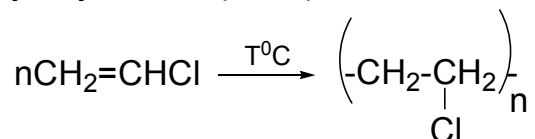
Hỗn hợp axetylen và clorua hydro cho qua vùng phản ứng có chứa đầy xúc tác rắn. Chất ban đầu phải khô, để không xảy ra quá trình tạo thành axetanđehit quá nhiều và không tạo sự ăn mòn quá mức cho thiết bị, HCl có tỉ lệ dư so với axetylen (5 – 10%) để làm tăng mức độ chuyển hóa axetylen. Nhiệt độ tối ưu khoảng $160^\circ\text{C} - 180^\circ\text{C}$. Khi đó, quá trình xảy ra đủ nhanh và đồng thời không xảy ra sự lồi cuốn HgCl_2 nhiều (HgCl_2 có độ hóa hơi cao). Khi HgCl_2 hao hụt dần và giảm hoạt tính, người ta tăng nhiệt độ đến $200^\circ\text{C} - 220^\circ\text{C}$.

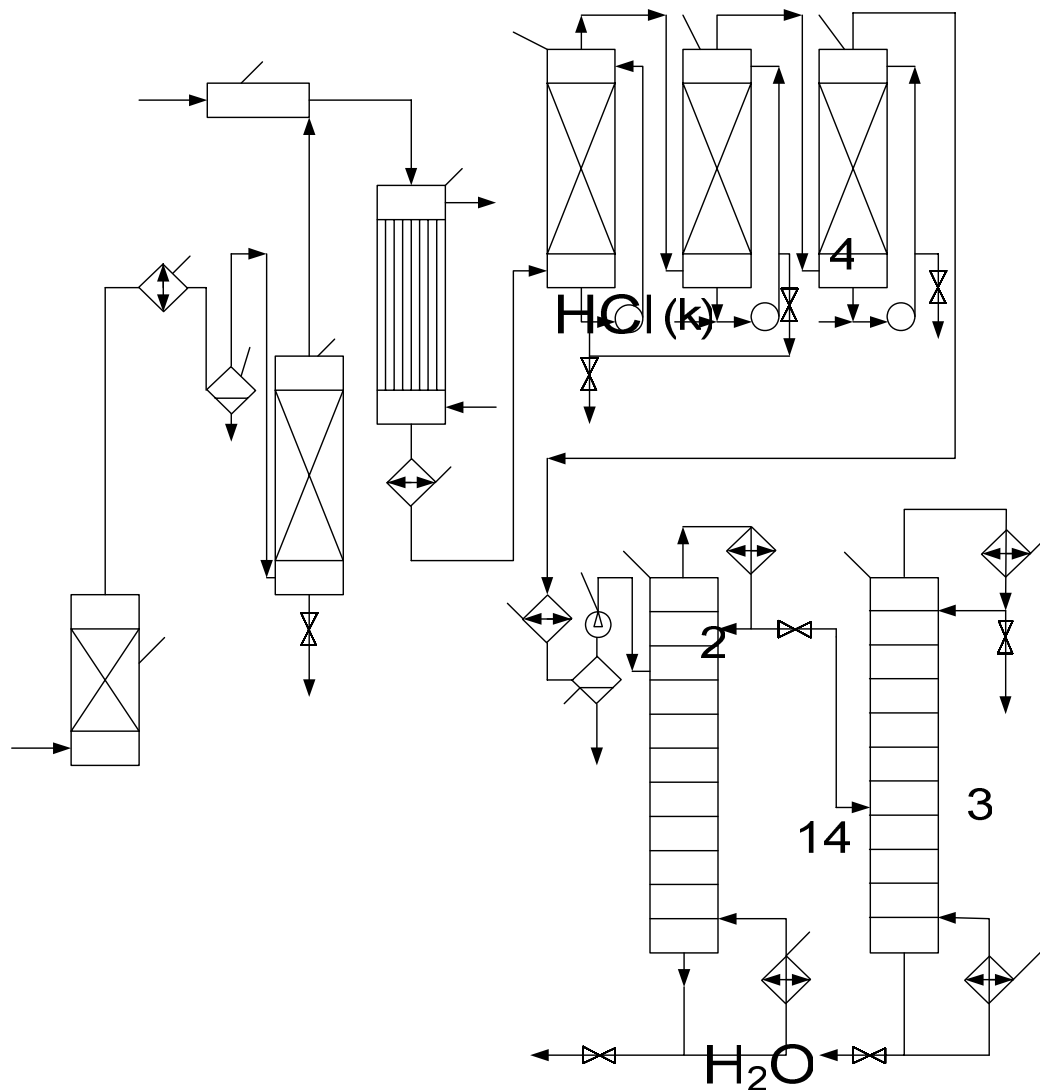
Do độ tỏa nhiệt cao, người ta thực hiện quá trình trong thiết bị hình ống có xúc tác và hỗn hợp khí chuyển động, còn trong khoảng cách giữa các ống là nước làm lạnh hoàn lưu. Chất làm lạnh là chất truyền nhiệt hữu cơ, hoặc nước.

Sơ đồ công nghệ sản xuất thể hiện trên hình 3.1.

Axetylen đã làm sạch, cho qua chắn lửa (1) và sấy nhờ quá trình ngưng tụ phần ẩm trong thiết bị làm lạnh nước muối (2) và sau đó, bằng kiểm rắn trong tháp (3). Trong bộ khuấy (4), nó được trộn với HCl khô và cho vào thiết bị phản ứng hình ống (5). Mức độ chuyển hóa của axetylen là 97 – 98%, khí đã phản ứng có 93% vinylclorua, 5% HCl, 0.5 – 1% axetylen và 3% axetanđehit và 1, 1 – diclo etan. Chúng kéo theo mình hơi HgCl_2 và HCl tiếp theo trong thiết bị lọc khí (7), (8), (9) bằng HCl 20% nước và kiểm hoàn lưu. Sau đó, sấy khí trong ống sinh hàn nước muối (10) và nén trong bộ nén khí (11) đến 0.7 – 0.8MPa. Hỗn hợp sau đó, được tách trong tháp chưng cất (12), (13), tách phần cặn rắn trước (1,1- diclo etan), còn sau đó là phần nhẹ (axetylen, axetanđehit).

Sản phẩm thu được vinylclorua (VC), khí không màu, ngưng tụ ở nhiệt độ -13.9°C . Là một monome quan trọng, dùng nhiều để tổng hợp vật liệu polyme khác nhau. Khi polyime hóa có peoxit, vinylclorua tạo ra polyvinylclorua (PVC)





Hình 3.1. Sơ đồ công nghệ điều chế vinylclorua bằng phương pháp hydroclo hóa axetylen.

1 - Thiết bị chắn lửa; 2, 6, 10 – Sinh hàn; 3 – Tháp sấy; 4 - Thiết bị trộn khuấy; 5 - Thiết bị phản ứng; 7, 9 - Thiết bị lọc khí; 11 – máy nén; 12, 13 – Tháp chưng cất phân đoạn; 14 - Thiết bị tách; 15 - Thiết bị hồi lưu; 16 - Nồi đun.

3.2. Tổng hợp vinyl axetat (VA), polyvinyl axetat (PVA)

3.2.1. Cơ sở lý thuyết của quá trình vinyl hóa

Vinyl hóa tức là đưa nhóm vinyl vào các hợp chất khác nhau, có thể được thực hiện bằng các phương pháp trực tiếp và gián tiếp. Các phương pháp trực tiếp dựa trên phản ứng của các chất với axetylen và được chia làm 2 nhóm: vinyl hóa dưới tác dụng của xúc tác là các muối kim loại chuyển tiếp như $\text{Co}_2(\text{C}_2\text{H}_2)_2$, Ni , Cu) và vinyl hóa dưới tác dụng của xúc tác kiềm.

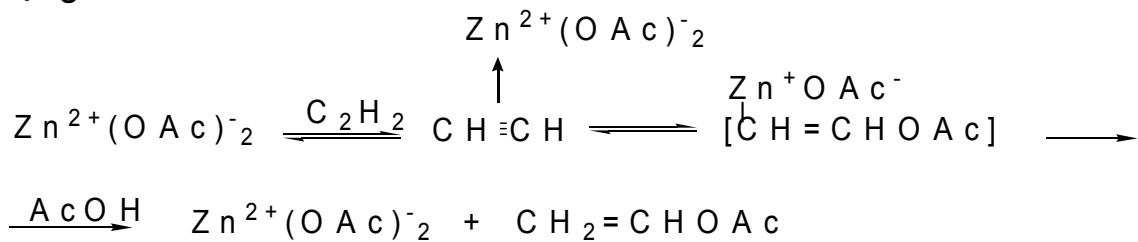
Vinyl hóa dưới tác dụng của xúc tác kim loại chuyển tiếp dùng để tổng hợp vinyl axetat. Nhóm các quá trình này tương tự như quá trình hợp nước và hydroclo hóa axetylen nhằm tổng hợp axetanđehit và vinyl

clorua. Bằng con đường này, trong công nghiệp người ta sản xuất vinyl axetat, vinyl axetylen và acrylonitril

Tuy vậy, cũng như trong tổng hợp các chất khác, đã xuất hiện những phương pháp mới, thay thế cho nguyên liệu ban đầu là axetylen tương đối đắt tiền, cụ thể đi từ olefin.

3.2.2. Công nghệ tổng hợp VA

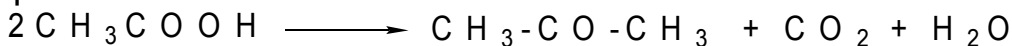
Tổng hợp vinyl axetat bằng cách cho axetylen tác dụng với axit axetic. Xúc tác cho phản ứng này là axetat kẽm trên chất mang là than hoạt tính. Quá trình này, được thực hiện trong pha khí ở nhiệt độ 170 – 220°C. Cơ chế của phản ứng bao gồm các giai đoạn hấp phụ hóa học axetylen tạo thành phức \uparrow với ion kẽm, sau đó là quá trình tấn công của phân tử axetylen đã được hoạt hóa bằng ion axetat và cuối cùng là tác dụng của axit axetic:



Vinylaxetat có khả năng kết hợp tiếp tục với axit axetic tạo thành etylendiaxetat. Do vậy, sẽ xuất hiện một hệ phản ứng song song - nối tiếp.



Giai đoạn đầu xảy ra với vận tốc lớn hơn nhiều so với giai đoạn thứ 2. Tuy nhiên, vẫn cần phải có một lượng dư axetylen so với axit axetic để hạn chế tối đa quá trình tạo thành etylendiaxetat. Một sản phẩm phụ khác của quá trình là axetanđehit, được tạo thành bởi quá trình thủy phân axetylen. Ngoài ra, còn có tạo thành một lượng axeton sinh ra do quá trình xeton hóa axit



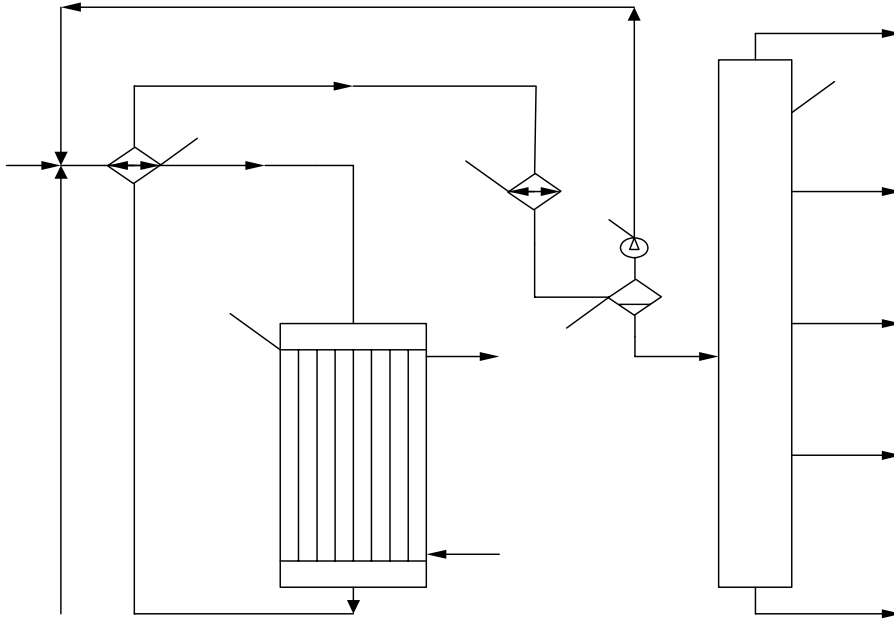
Tất nhiên, còn xảy ra quá trình trùng hợp của một số chất trong hệ phản ứng, kết quả là tạo thành các hợp chất nhựa. Để tránh quá trình phát triển mạnh của các phản ứng phụ, để tăng năng suất của thiết bị phản ứng, cần giữ độ chuyển hóa của axit axetic ở mức độ thấp khoảng 60%. Khi đó, hiệu suất vinyl axetat sẽ đạt 95 – 98% tính theo axit axetic và 92 – 95% tính theo axetylen.

Trong sản xuất công nghiệp, tỉ lệ mol giữa axetylen và axit axetic từ 3.5 : 1 đến 5:1. Xúc tác được chuẩn bị, bằng cách tẩm axetat kẽm lên than hoạt tính, sau đó sấy khô. Xúc tác điều chế bằng phương pháp này chứa 30% axetat kẽm và có hoạt tính cao ở nhiệt độ 180°C. Sau một thời gian dài hoạt động, hoạt tính của nó sẽ giảm dần, do một lượng nhựa bám trên bề mặt. Vì vậy, cần phải nâng nhiệt độ từ từ lên 210 –

220°C.

Quá trình phản ứng, được thực hiện ở áp suất khí quyển, trong thiết bị dạng ống chùm và làm lạnh bằng nước ngưng tụ. Khi đó, sẽ tái sinh được hơi nước và sử dụng hơi nước này để nâng nhiệt của phản ứng. Có một số hướng nghiên cứu mới, đề nghị sử dụng thiết bị với lớp xúc tác giả lỏng.

Sơ đồ công nghệ của quá trình được biểu thị trên hình 2.4.



Hình 3.2. Sơ đồ công nghệ tổng hợp vinylaxetat từ axetylen

1 - Thiết bị trao đổi nhiệt; 2 - Thiết bị phản ứng; 3 - Thiết bị ngưng tụ làm lạnh;
4 - Hệ thống lọc; 5 - Khối chưng cất; 6 - Thiết bị nén khí.

3

Hỗn hợp các chất ban đầu được đốt nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt (1) và sau đó được đưa đến thiết bị phản ứng (2). Hỗn hợp đi ra từ thiết bị phản ứng (2), sẽ được làm lạnh liên tục, đầu tiên là trong thiết bị trao đổi nhiệt (1), sau đó là trong hệ thống làm lạnh bằng nước (3). Tại đây, các chất lỏng sẽ ngưng tụ. Phần axetylen chưa chuyển hóa, sẽ được đưa trở lại, để chuẩn bị cho hỗn hợp phản ứng ban đầu. Còn phần lỏng thu được, sẽ chuyển qua hệ thống chưng cất (5). Tại đây, sẽ thu được phân đoạn nhẹ, vinyl axetat, axit axetic (được đưa về phản ứng) và etyldenaxetat. Các không bay hơi sẽ mang đi đốt. H₂O

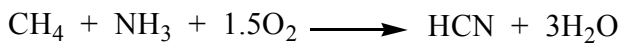
CHƯƠNG 4: TỔNG HỢP TRÊN CƠ SỞ METAN VÀ CÁC PARAFIN KHÁC.

Khí tự nhiên và khí đồng hành với cấu tử chính là metan được dùng làm nhiên liệu và nguyên liệu để tổng hợp các sản phẩm có giá trị kinh tế. Khí sau khi được chế biến và phân tách cho các sản phẩm khí riêng biệt: metan, etan, propan, butan và phân đoạn các hydrocacbon cao hơn. Phân tách khí chưa phải là mục đích cuối cùng của quá trình chế biến khí. Công đoạn có ý nghĩa nhất là bằng các quá trình công nghệ hóa học với các hệ xúc tác đặc biệt để chuyển hóa metan thành các sản phẩm có giá trị kinh tế cao.

Hiện nay, từ khí tự nhiên và khí đồng hành người ta đã tổng hợp được hàng trăm sản phẩm khác nhau có giá trị phục vụ cho đời sống và các ngành kinh tế khác. Bằng các quá trình chuyển hóa trực tiếp và gián tiếp từ metan ta thu được etan, etylen, khí tổng hợp, metanol, amoniac, axetylen là các nguyên liệu quan trọng cho công nghệ tổng hợp hóa dầu, . Etylen dùng sản xuất polyetylen (PE), propan dùng sản xuất etylen và propylen, polypropylen (PP), polyvinyl clorua (PVC)..., iso-butan dùng để điều chế iso-buten và cao su butyl không thấm khí...

4.1. Tổng hợp hydrocyanit từ metan

Axit cianit (HCN) là một chất lỏng rất độc, nhiệt độ sôi 25.7⁰C. Axit này và một số muối của nó được ứng dụng rộng rãi để điều chế các nitril, clocyan, cyanaclorua, acetonyanhydrin, hoặc sử dụng trong kỹ nghệ pin hoặc tách các kim loại quý từ quặng. Phương pháp hiện đại tổng hợp axit cianit là oxy hóa – amoni metan



Phản ứng diễn ra gần như tức thời ở 1000⁰C trên xúc tác Pt – Re. Hỗn hợp ban đầu gồm metan, amoniac và oxy không khí với tỉ lệ thể tích 1.1 : 1.0 : 1.5 được đưa vào thiết bị phản ứng có chứa các lớp xúc tác dưới dạng lưới đan từ dây hợp kim mỏng. Các sản phẩm phụ là CO và CO₂ (do sự oxy hóa metan) ; H₂ và N₂ (do sự phân hủy amoniac). Hiệu suất HCN vào khoảng 80%.

Người ta cho rằng cơ chế của phản ứng này dựa trên sự hấp phụ hóa học các gốc tự do N^{*}, N^{*}HOH, :NOH. Rất có thể các chất trung gian được hình thành là metylamin, metylenimin CH₂ = NH.

4.2. Tổng hợp amoniac

Hầu hết tất cả amoniac trên thế giới được sản xuất bằng phản ứng của nitơ và hydro có xúc tác và hầu hết hydro dùng để tổng hợp amoniac được sản xuất bằng quá trình reforming hơi nước hydrocacbon (ở dạng lỏng và sạng khí) hoặc than đá. Nguồn cung cấp nitơ chủ yếu từ quá trình hóa lỏng không khí hoặc có thể nhận được nitơ từ quá trình chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành.

4.2.1. Thành phần xúc tác cho quá trình

Thành phần xúc tác cho quá trình tổng hợp amoniac rất đa dạng. Xúc tác tốt nhất và kinh tế nhất hiện nay là xúc tác có sắt ở dạng oxit FeO, Fe₂O₃, Fe₃O₄, trong đó dạng Fe₃O₄ có hoạt tính cao nhất. Ngoài ra còn có các phụ gia tăng độ bền nhiệt và tăng độ ổn định cấu trúc như Al₂O₃, TiO₂... khi tăng hàm lượng Al₂O₃, độ bền nhiệt và độ bền cơ của xúc tác tăng, tuy nhiên lượng Al₂O₃ nhiều gây khó khăn cho vấn đề tái sinh xúc tác và cản trở sự hấp thụ NH₃ trên bề mặt xúc tác. Ngoài Al₂O₃, còn có một số oxit khác cũng có tác dụng ổn định cấu trúc của xúc tác, mức độ ổn định cấu trúc của chúng được sắp xếp theo thứ tự sau:



Các oxit kim loại kiềm có tác dụng tăng cường trao đổi điện tử hoạt hóa quá trình trung gian, do đó tăng hoạt tính xúc tác làm việc ở áp suất cao, đồng thời tạo điều kiện hấp thụ NH₃ tốt hơn và tăng khả năng chịu ngộ độc với H₂S. Ngoài ra các oxit đất hiếm như Sm₂O₃, HoO₃, Fr₂O₃ cũng góp phần tăng hoạt tính xúc tác. Trong quá trình hoạt hóa, các oxit này bị khử thành kim loại và tạo hợp kim với sắt.

4.2.2. Quá trình tổng hợp amoniac đi từ khí tự nhiên

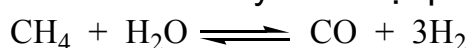
Có nhiều nguồn nguyên liệu khác nhau được sử dụng cho quá trình tổng hợp amoniac như than, dầu nặng naphta, khí tự nhiên, khí đồng hành. Với các nguyên liệu khác nhau, chi phí đầu tư cơ bản và tiêu tốn năng lượng cho một số nhà máy sản xuất amoniac 1000tấn/ngày được đưa ra trong bảng so sánh dưới đây (nếu lấy số liệu cho khí tự nhiên là đơn vị)

Bảng 4.1. So sánh sản xuất amoniac từ các nguyên liệu khác nhau

	Khí tự nhiên	Naphta	Dầu nặng	Than
Đầu tư cơ bản	1.00	1.18	1.50	2.00
Tiêu hao năng lượng	1.00	1.05	1.11	1.45

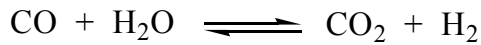
Từ số liệu so sánh trên bảng 4.1 thấy rằng, chi phí đầu tư cơ bản cũng như tiêu hao năng lượng cho nhà máy sản xuất amoniac đi từ khí tự nhiên là thấp nhất

Quá trình tổng hợp amoniac đi từ khí tự nhiên bao gồm 3 giai đoạn: chuyển hóa khí tự nhiên thành khí tổng hợp, bằng quá trình reforming hơi nước và oxy hóa một phần



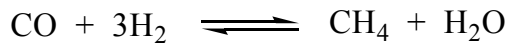
Loại bỏ CO và CO₂ vì chúng gây ngộ độc xúc tác. Người ta thực hiện việc loại bỏ CO bằng cách: đầu tiên chuyển CO thành CO₂ bằng hơi

nước theo phản ứng:

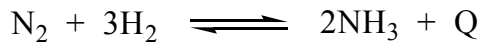


Sau đó CO_2 sẽ được loại bỏ bằng rửa nước, hấp thụ bằng dung dịch cacbonat và etanolamin

Khi hàm lượng CO còn lại đủ nhỏ, người ta tiến hành tinh chế khí nhờ quá trình metan hóa, để loại bỏ các oxit CO, CO_2 đến mức nhỏ hơn 10ppm



Giai đoạn tổng hợp amoniac



Tùy theo điều kiện áp suất người ta chia làm 3 quá trình:

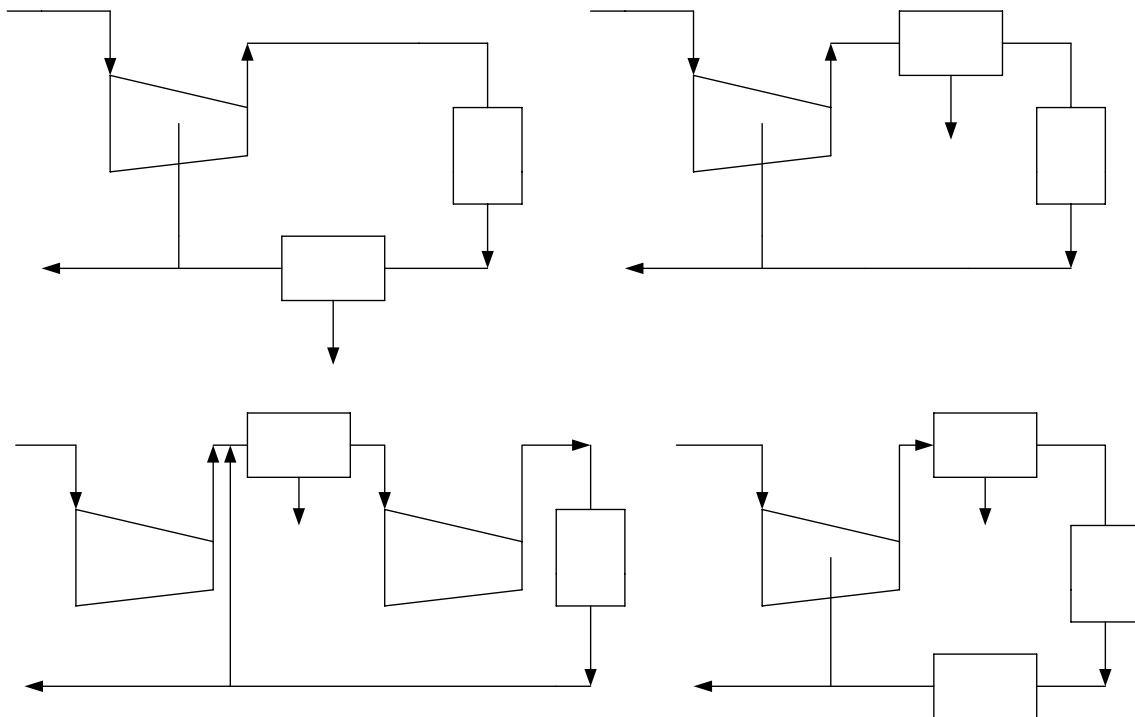
Quá trình tổng hợp áp suất thấp (10 – 15MPa)

Quá trình tổng hợp áp suất trung bình (25 – 50MPa)

Quá trình tổng hợp áp suất thấp (60 – 100MPa)

độ chuyển hóa hỗn hợp đạt 14 – 20% qua bộ phận tách nhờ làm lạnh NH_3 , còn khí chưa phản ứng đưa qua máy nén khí tuần hoàn, trở lại thiết bị tổng hợp

Một số sơ đồ tổng hợp điển hình



Hình 4.1. Các sơ đồ tổng hợp amoniac

1 – thiết bị chuyển hóa amoniac, 2 – thiết bị ngưng tụ thu hồi amoniac,

3 – thiết bị ngưng tụ amoniac tại nhiệt độ môi trường,

4 – máy nén khí nguyên liệu, 5 – máy nén khí tuần hoàn

Nếu khí mới hoàn toàn, không có các chất gây ngộ độc xúc tác như nước, CO_2 , có thể trực tiếp đưa vào thiết bị chuyển hóa (hình 4.1). Sau khi khí ra khỏi thiết bị tổng hợp, NH_3 được ngưng tụ bằng cách làm lạnh và khí tuần hoàn được đưa vào máy nén tuần hoàn. Sơ đồ này đại diện cho sự sắp xếp thích hợp nhất theo quan điểm năng lượng cực tiểu. Kết quả là NH_3 thấp nhất ở đầu vào và cao nhất cho ngưng tụ.

Khi khí nguyên liệu mới chứa nhiều nước hoặc CO_2 , thì cần phải hấp thụ hoàn toàn nhờ ngưng tụ NH_3 . Điều này yêu cầu giai đoạn ngưng tụ được đặt một phần hoặc toàn phần giữa đầu đưa khí mới vào và thiết bị chuyển hóa. Sự sắp xếp này có bất lợi là nồng độ NH_3 giảm xuống do hòa tan vào khí mới. Ngoài ra, ở nhiệt độ ngưng tụ tương ứng nồng độ NH_3 cân bằng ở đầu vào cao hơn đối với thiết bị chuyển hóa. Hình 4.1b là sơ đồ đơn giản nhất. Sơ đồ này có bất lợi là NH_3 sản xuất ra ở pha khí phải được nén cùng khí tuần hoàn trong máy nén tuần hoàn

Trong sơ đồ hình 4.1c thường sử dụng máy nén kiểu 4 kì, với sự bố trí như vậy, thực hiện nén tuần hoàn ngay sau khi ngưng tụ và tách NH_3 . Có thể sử dụng không khí hoặc nước làm lạnh khí tuần hoàn ngay trước khi trộn với khí mới (trước khi hòa tan khí tuần hoàn), vì thế giảm được tiêu hao năng lượng cho làm lạnh

Chia làm lạnh thành 2 bậc cho ngưng tụ NH_3 , sẽ có lợi khi khí tuần hoàn được nén cùng khí mới. Quá trình này được sử dụng đặc biệt là với áp suất tổng hợp lớn hơn 25Mpa. Ở áp suất này, phần lớn NH_3 tạo thành có thể được hóa lỏng nhờ làm lạnh bằng nước hoặc không khí như sơ đồ trên hình 4.1d.

Về thiết bị, tháp tổng hợp là thiết bị quan trọng nhất trong toàn bộ hệ thống tổng hợp NH_3 . Cấu tạo của tháp cần vững chắc, đảm bảo làm việc lâu dài, không nguy hiểm vì quá trình thực hiện ở áp suất rất cao. Kim loại dùng để chế tạo tháp phải có độ bền cao, nếu không hydro và amoniac chứa trong hỗn hợp khí ở nhiệt độ cao sẽ có tác dụng với kim loại làm giảm phẩm chất của nó.

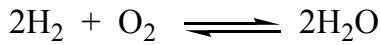
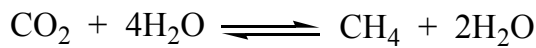
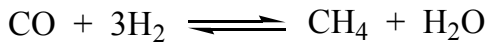
Tháp tổng hợp là tháp hình trụ bằng thép, chiều dày từ 176 – 200mm, cao từ 12 – 30m, đường kính từ 1 – 1.4m. Tháp được đặt thẳng đứng. Phần trên và dưới tháp được nối với nhau bằng ghi thép và mặt bích.

Sự khác nhau về cấu tạo của tháp chủ yếu là khác về kích thước vỏ và cấu tạo đệm bên trong. Với loại tháp làm việc ở áp suất trung bình thì phần trên đặt hộp đựng xúc tác, phần dưới là bộ phận truyền nhiệt. Vỏ tháp có lớp cách nhiệt để loại trừ khả năng xuất hiện truyền nhiệt cưỡng bức ở thành vỏ mà chỉ xuất hiện hiệu số nhiệt độ giữa bề mặt bên trong và bên ngoài tháp. Xúc tác được đặt trên ghi, để phân phối đều đặn nhiệt độ trong lớp xúc tác người ta đặt 2 ống truyền nhiệt.

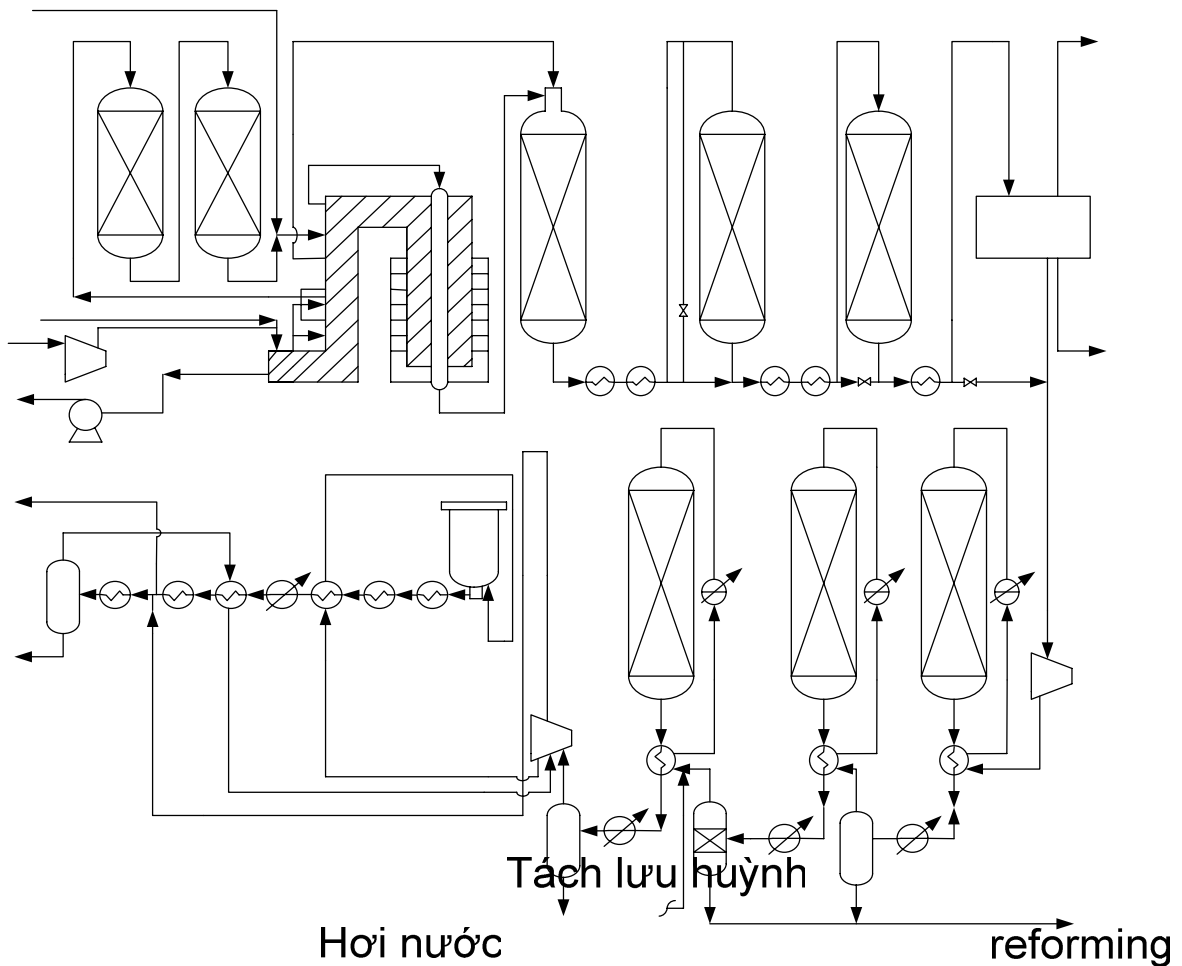
Hỗn hợp nitơ và hydro đưa vào tháp tổng hợp từ trên xuống dưới qua

không gian giữa vỏ tháp và hộp đựng xúc tác, rồi được đốt nóng trong bộ phận truyền nhiệt ở phần dưới. Sau đó hỗn hợp đi vào ống trung tâm chuyển lên phần trên của hộp đựng xúc tác qua ống truyền nhiệt 2 lớp rồi mới vào lớp xúc tác, lại qua bộ phận truyền nhiệt và đi ra khỏi tháp tổng hợp.

Thời gian sử dụng của xúc tác tùy thuộc vào độ sạch của khí, thường là 2 năm. Để tăng thời gian sử dụng của xúc tác có thể dùng thêm lớp xúc tác để tăng cường việc lọc sạch khí khỏi các tạp chất CO, CO₂, O₂. Trong tháp xúc tác bổ sung này có thể dùng loại xúc tác Ni-Cr ở nhiệt độ 300-350⁰C, tại đó sẽ xảy ra các phản ứng:



Hơi nước hình thành sẽ tách ra ở tháp ngưng tụ bằng nước



Hình 4.2. Sơ đồ công nghệ tổng hợp chuyển hóa khí thiên nhiên

Trước đây trong công nghiệp người ta có xu hướng tăng lượng sản phẩm NH_3 , giảm giá thành bằng cách giảm chi phí về xây dựng cơ bản. Trong công nghiệp, nitơ được lấy từ không khí rẻ tiền, giảm được chi phí về nguyên liệu đồng thời cải thiện điều kiện lao động trong nhà máy, và đơn giản hóa sơ đồ kỹ thuật bằng cách hoàn thiện các phương pháp làm sạch khí. Dùng biện pháp chuyển hóa CO ở nhiệt độ thấp, sau đó metan hóa CO còn lại sẽ đơn giản quá trình làm sạch khí, giảm được chi phí về giai đoạn chuẩn bị hỗn hợp nitơ hydro. Yêu cầu tỷ lệ các chất tử trong hỗn hợp phản ứng $\text{N}_2:\text{H}_2$ là 1:3. Hướng phát triển của công nghiệp hiện nay, là sử dụng những thiết bị có năng suất cao, dùng những xúc tác có hoạt tính và độ chọn lọc cao, có tính chịu nhiệt độ cao và làm việc ở nhiệt độ thấp. Đặc biệt là sử dụng xúc tác kiểu tầng sôi để tăng khả năng tiếp xúc của hỗn hợp khí phản ứng với xúc tác. Độ chuyển hóa hỗn hợp đạt 14 – 20%. Qua bộ phận tách nhờ làm lạnh NH_3 , ngưng tụ khí chưa phản ứng qua máy nén khí tuần hoàn trở lại thiết bị phản ứng

4.3. Tổng hợp metanol

4.3.1. Cơ sở lý thuyết

Hiện nay, metanol được sản xuất trong công nghiệp chủ yếu bằng phương pháp chuyển hóa từ khí tổng hợp. Dựa theo áp suất tiến hành, Người ta phân loại quá trình tổng hợp như sau :

Quá trình áp suất cao: 25 – 30Mpa

Quá trình áp suất trung bình: 10 - 25Mpa

Quá trình áp suất thấp: 5 - 10Mpa

Quá trình áp suất thấp có ưu điểm cơ bản là vốn đầu tư và giá thành sản phẩm thấp, có thể linh hoạt lựa chọn quy mô của nhà máy. Vì vậy, hiện nay trên thế giới hầu hết các nhà máy tổng hợp metanol theo công nghệ sử dụng áp suất thấp.

Phản ứng tạo thành metanol là phản ứng xúc tác dị thể điển hình, có thể được mô tả bằng cơ chế hấp phụ - nhả hấp phụ. Bản chất các trung tâm hoạt động của xúc tác Cu-ZnO- Al_2O_3 trong công nghiệp vẫn đang được nghiên cứu. Thành phần khí nguyên liệu, đặc biệt là tỷ lệ CO_2 và H_2O đóng vai trò quan trọng trong việc xác định hoạt tính và độ chọn lọc của xúc tác.

Al_2O_3 tồn tại ở dạng vô định hình. Chức năng của Al_2O_3 trong xúc tác Cu-ZnO- Al_2O_3 bao gồm : chống lại sự kết dính của hạt đồng mịn, ổn định sự phân tán cao của hệ xúc tác Cu-ZnO, tạo thành các hốc trống trên bề mặt bằng các kết hợp Al_2O_3 vào mạng lưới của Cu. Ngoài ra Al_2O_3 đóng vai trò quan trọng là chất hoạt hóa cấu trúc cho xúc tác Cu-ZnO bằng cách cải tiến độ bền cơ và độ bền lâu dài của xúc tác.

4.3.2. Xúc tác cho quá trình tổng hợp áp suất thấp

Xúc tác có chứa kim loại đồng có hoạt tính hơn kẽm oxit và crom oxit. Độ bền nhiệt tăng lên với xúc tác Cu-ZnO được bổ sung Al_2O_3 và nó được dùng cho sự chuyển hóa khí tổng hợp tinh khiết thành metanol. Vì hoạt tính của xúc tác cao nên phản ứng được thực hiện ở nhiệt độ khoảng $220^\circ\text{C} - 230^\circ\text{C}$ tại áp suất 5Mpa.

Có một số tạp chất làm ảnh hưởng đến hoạt tính và độ chọn lọc của xúc tác. Xúc tác chứa đồng rất nhạy với các tạp chất trong khí tổng hợp. Các hợp chất của lưu huỳnh, clo gây ngộ độc hệ xúc tác, dùng xúc tác chứa ZnO sẽ hạn chế được tác hại của hợp chất lưu huỳnh, vì lưu huỳnh sẽ chuyển thành hợp chất ZnS. Sau khi bị giảm hoạt tính, xúc tác vẫn có thể hấp phụ được một lượng lớn lưu huỳnh để bảo vệ lớp xúc tác sau khỏi bị ngộ độc. Các tạp chất khác trong khí tổng hợp như hợp chất silicon, niken cacbonyl hoặc sắt cacbonyl cũng làm cho xúc tác bị mất hoạt tính.

Xúc tác cũng có thể bị mất hoạt tính do bị phân hủy nhiệt nếu sử dụng thành phần khí tuần hoàn không hợp lý, điều chỉnh nhiệt độ không đúng hoặc nạp quá nhiều xúc tác ban đầu gây hiện tượng quá nhiệt cục bộ.

4.3.3. Sơ đồ tổng hợp metanol dưới áp suất thấp

Công nghệ của hãng Lurgi Oil gas Chemical GmbH (Đức)

Sơ đồ tổng hợp metanol dưới áp suất thấp của hãng Lurgi Oil gas được biểu diễn trên hình 3.2.

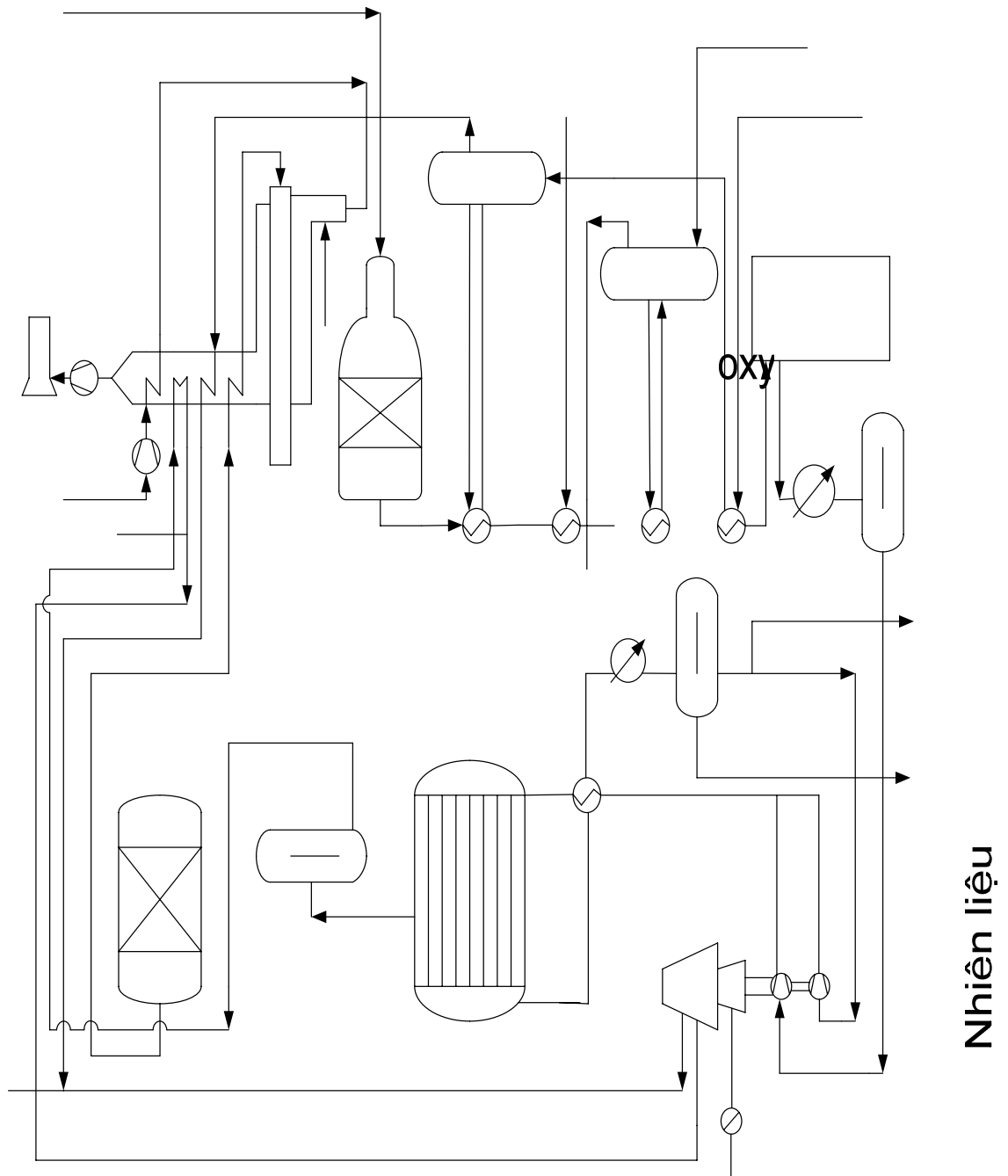
Công nghệ sản xuất metanol với quy mô lớn từ khí thiên nhiên và khí đồng hành gồm 2 giai đoạn chính :

Giai đoạn 1: quá trình reforming tổ hợp để chuyển hóa hydrocacbon thành khí tổng hợp.

Giai đoạn 2: quá trình chuyển hóa khí tổng hợp thành metanol ở áp suất thấp.

Nguyên liệu sau khi được gia nhiệt sơ bộ, tách lưu huỳnh, sau đó chia làm 2 dòng. Một dòng được bão hòa hơi nước, tiếp tục được gia nhiệt và dẫn tới thiết bị chuyển hóa sơ cấp bằng quá trình reforming hơi nước. Hỗn hợp khí sau khi đã chuyển hóa một phần trong thiết bị sơ cấp có áp suất cao được trộn với dòng nguyên liệu còn lại và đưa vào thiết bị chuyển hóa thứ cấp. Tại đây, hỗn hợp khí được chuyển hóa ở áp suất 3.5Mpa và nhiệt độ 960°C nhờ quá trình reforming tự nhiên có bổ sung dòng oxy. Nhiệt lượng của khí tổng hợp và khí thải của quá trình được sử dụng cho thiết bị phát sinh hơi nước, gia nhiệt sơ bộ cho hỗn hợp nguyên liệu ban đầu, đun nóng cho các tháp chưng cất. Sau khi làm lạnh bằng không khí hoặc nước, khí tổng hợp được nén đến áp suất 8Mpa trước khi đưa sang thiết bị tổng hợp metanol. Trong thiết bị tổng hợp metanol, xúc tác đồng được đặt trong

các ống thẳng đứng, nước sôi quá nhiệt được dẫn ở bên ngoài. Phản ứng xảy ra trong điều kiện gần như đẳng nhiệt. Nhiệt độ phản ứng được điều khiển chính xác bằng áp suất của hơi nước. Điều kiện phản ứng đẳng nhiệt và xúc tác có độ chọn lọc cao cho phép hạn chế các sản phẩm phụ tạo thành ở mức thấp nhất.



Hình 4.3 Sơ đồ công nghệ sản xuất metanol từ khí thiên nhiên và khí đồng hành

Hỗn hợp sau phản ứng, sau khi làm lạnh được đưa sang tháp tách. Khí chưa chuyển hóa được máy nén đưa trở lại thiết bị tổng hợp

Không khí
Hơi nước chạy tuabin

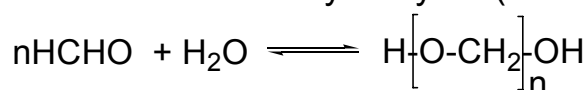
trộn với nguyên liệu mới.

Metanol tách khỏi hỗn hợp khí được đưa sang chưng cất để nhận sản phẩm metanol tinh khiết.

Quá trình này phù hợp với yêu cầu cần thiết có thể chuyển các nhà máy sản xuất amoniac thành nhà máy sản xuất metanol khi có nhu cầu tại chỗ.

4.4. Tổng hợp formandehit

Formandehit là chất khí không màu (ở trạng thái không chứa nước) và có mùi hăng cay, nhiệt độ ngưng tụ 19°C ở 0.1 MPa . Khi bảo quản dễ bị polyme hóa và ít khi xuất hiện dạng polyme rắn là paraformandehit (paraform) vì dễ bị depolyme hóa. Paraform là polyme mạch thẳng với mắt xích cơ bản là oxy metylen (số lượng chúng từ 8 – 100)



Phần lớn formandehit sản xuất ở dạng dung dịch 37% gọi là formalin. Trong đó, formandehit nằm ở dạng hydrat $\text{HCHO}\cdot\text{H}_2\text{O}$ và polyme thấp phân tử (polyoxy metylenglycol). Để kìm hãm quá trình polyme hóa sâu và kết tủa formalin, thường bổ sung thêm từ 7 – 12% khối lượng metanol làm chất ổn định

Formandehit được sản xuất với qui mô lớn và dùng để sản xuất hàng loạt các polyme (phenol, ure–melaminoformandehit, polyformandehit) và dùng làm chất trung gian để tổng hợp *izo-pren*, pentaerytrit, hexametylen tetramin (urotropin) và các chất có giá trị khác.

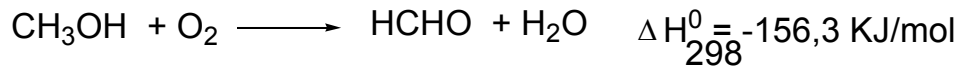
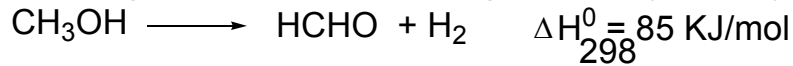
4.4.1. Oxy hóa metanol thành formandehit

Đây là phương pháp mới, phát minh cách đây không lâu và đã ứng dụng trong công nghiệp. Nó được tiến hành với lượng dư không khí ở $350 - 400^{\circ}\text{C}$ và áp suất khí quyển, bằng chất xúc tác là oxyt Fe, Mo [dạng rắn là MoO_3 trong $\text{Fe}_2(\text{MoO}_4)_3$]; làm việc theo cơ chế oxy hóa - khử với quá trình tham gia của oxy. Quá trình nổi bật, bởi độ chuyển hóa metanol (99%) và tính chọn lọc (95 – 96%), cũng như tỏa nhiệt mạnh, nên thường dùng các thiết bị phản ứng mâm, được làm nguội bởi các chất mang nhiệt thích hợp. Ở nhiều cơ cấu thiết bị khác nhau, quá trình làm lạnh sẽ tạo ra hơi áp suất đến 3MPa. Mặc dù vốn đầu tư và lượng kim loại dùng chế tạo thiết bị lớn, còn năng suất thiết bị nhỏ, nhưng quá trình oxy hóa metanol thành formandehit vẫn được ứng dụng rộng rãi do ít tiêu hao nguyên liệu, độ chuyển hóa của metanol cao và hiệu quả về sản xuất năng lượng của quá trình lớn.

4.4.2. Dehydro hóa và oxy hóa đồng thời metanol

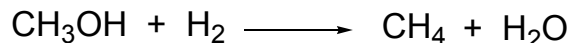
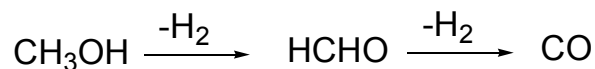
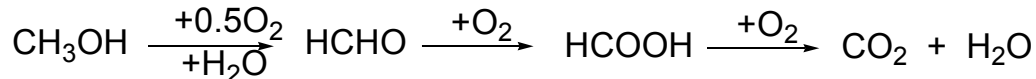
Dehydro hóa rượu bậc 1 như metanol kém thuận lợi hơn so với rượu bậc 2 theo các điều kiện của trạng thái cân bằng và tính lựa chọn của phản ứng. Do nguyên nhân này, cũng như do tính thu nhiệt của quá

trình mà người ta tiến hành đồng thời dehydro oxy hóa metanol.



Có thể lựa chọn tỉ lệ của phản ứng này, sao cho phản ứng tổng cộng là tỏa nhiệt và lúc đó có thể tránh thất thoát nhiệt ra môi trường ngoài. Người ta dùng nó để nâng hỗn hợp ban đầu lên đến nhiệt độ cần thiết. Trong thực tế, khi điều chế formandehit, thì kết quả trên sẽ nhận được khi quá trình tiến hành theo tỉ lệ phản ứng 55% là oxy hóa và 45% là dehydro hóa, và lúc đó quá trình có thể tiến hành trong thiết bị đoạn nhiệt không có bề mặt trao đổi nhiệt.

Khi tổng hợp formandehit, ngoài các phản ứng cơ bản còn xảy ra các quá trình phụ như oxy hóa sâu, dehydro hóa sâu và hydro hóa dẫn đến tạo thành oxit cacbon, axit formic, nước và metan...

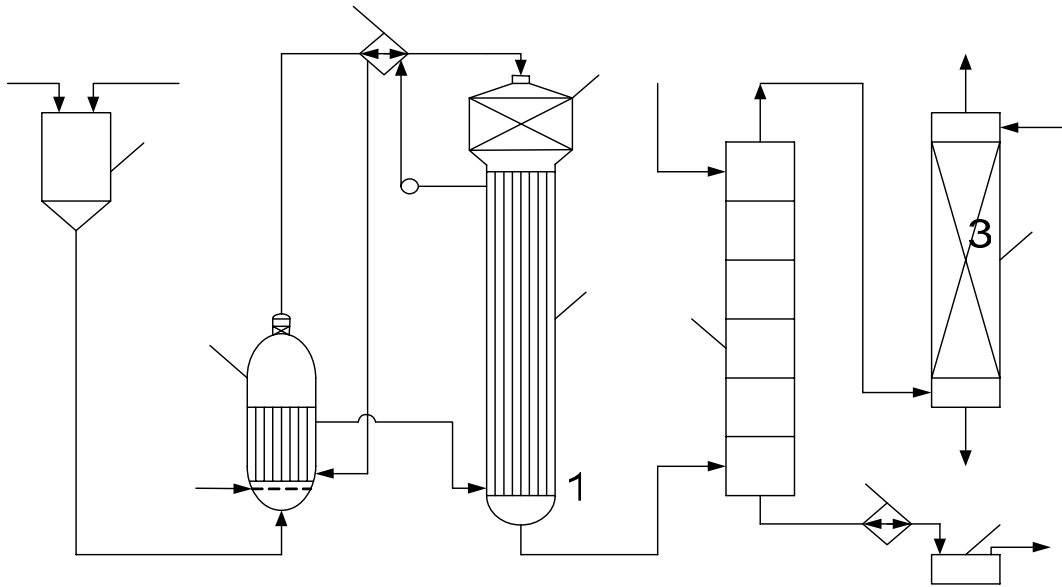


Quá trình dehydro hóa tiến hành với sự thiếu oxy. Vì vậy, phản ứng oxy hóa sâu hơn sẽ không phát triển mạnh. Cũng do đó, quá trình dehydro hóa được kích hoạt bởi oxy sẽ xảy ra nhanh hơn tất cả các phản ứng phụ nêu trên và không chậm như dehydro hóa các rượu bậc 1 khác. Điều này cho phép thực hiện các phản ứng ở nhiệt độ cao hơn (500 – 600°C), tốc độ lớn và thời gian tiếp xúc từ 0,01 ÷ 0,03s. Hiệu suất formandehit trên nguyên liệu đạt 80 – 85% khi độ chuyển hóa của metanol 85 – 90%. Chất xúc tác của quá trình tổng hợp formandehit bằng phương pháp này là Cu kim loại (ở dạng lưới hay phi) hay Ag phủ trên Al₂O₃. Chất xúc tác sau cùng sẽ cho hiệu quả cao nhất và dùng rộng rãi trong công nghiệp.

4.4.3. Sơ đồ công nghiệp sản xuất formandehit

Metanol chứa 10 – 12% nước từ thùng cao vị (1) chảy liên tục vào thiết bị đun sôi (2). Trong đó, không khí được đưa qua cơ cấu phân phối để làm sạch khói bụi và các chất bẩn khác. Không khí được sục qua lớp nước – metanol ở phía dưới thiết bị đun sôi. Trong 1 lít của hỗn hợp hơi tạo thành cần chứa ~0,5 g metanol. Việc đạt được thành phần như trên là rất quan trọng để hạn chế quá trình nổ và để quá trình xảy ra bình thường. Vì vậy, công việc của hệ thống đun sôi là hoàn toàn tự động để giữ thường xuyên hỗn hợp ở trạng thái lỏng với nhiệt độ 48 – 50°C, nhờ

vậy đảm bảo chế độ nhiệt độ cần thiết và độ chuyển hóa trong thiết bị phản ứng đoạn nhiệt.



Hình 4.4. Sơ đồ công nghệ sản xuất formalin.

- 1 – Thùng cao vị; 2 - Thiết bị đun sôi; 3 - Thiết bị trao đổi nhiệt;
4 - Thiết bị phản ứng; 5, 8 - Thiết bị làm lạnh; 6 – Tháp hấp thụ;
7 - Thiết bị lọc khí; 9 – Thùng chứa.

Hỗn hợp hơi không khí qua tấm chắn nằm phía trên thiết bị đun sôi, tiếp theo là thiết bị nhiệt (3) và qua thiết bị phản ứng (4) có chứa chất xúc tác. Các khí đã phản ứng, lập tức sẽ di chuyển vào thiết bị làm lạnh (5) (nằm kề bên dưới thiết bị phản ứng), ở đó xảy ra quá trình làm nguội nhanh hỗn hợp và cản trở quá trình phân hủy formandehit. Trong các sơ đồ khác, quá trình làm nguội thực hiện bằng nước, khi đó thiết bị lạnh giữ vai trò tái sinh hơi với áp suất thấp, trung bình và thậm chí là cao. Hơi nhận được (hay nước quá nhiệt) sẽ dùng làm quá nhiệt hỗn hợp tham gia vào thiết bị quá nhiệt (3) và dùng làm các tác nhân nhiệt của thiết bị đun sôi (2).

Các khí phản ứng đã làm nguội sẽ đi qua tháp hấp thụ (6) ở dạng tháp mâm, chất lỏng trên mâm được làm nguội bằng thiết bị lạnh đặt ở trong hay ở ngoài (trên sơ đồ không biểu diễn). Tác nhân hấp thụ là nước được tưới với số lượng được xác định, để ở đáy nhận được formalin 36 ÷ 37%. Giai đoạn hấp thụ và phân tích các sản phẩm có thể thực hiện bằng hai phương pháp khác nhau.

Một trong chúng là tại tháp hấp thụ sẽ hấp thụ formandehit cũng như metanol chưa phản ứng nằm trong sản phẩm, với số lượng đủ đạt để ổn định formandehit. Trong trường hợp này mâm trên cùng chất hấp thụ được làm lạnh bằng dung dịch nước muối, còn tháp (7) chỉ dùng để lọc khí. Còn nếu muốn nhận được formalin không có metanol (đôi khi yêu cầu cho các mục đích khác nhau) thì cần có cơ cấu để tách metanol.

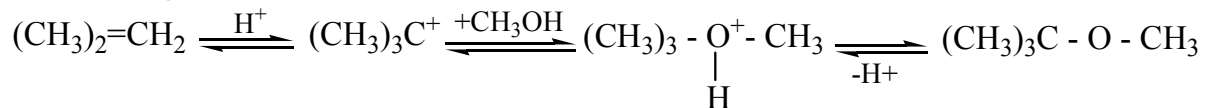
Ở phương pháp thứ hai là trong tháp hấp thụ sẽ hấp thụ chủ yếu

formandehit, khi đó tháp lọc khí (7) sẽ sử dụng để hấp thụ metanol. Metanol này, sẽ chưng cất ra khỏi nước và đưa về giai đoạn phản ứng. Trong cả hai trường hợp, formalin từ đáy thiết bị hấp thụ (6), được làm nguội trong thiết bị lạnh (8) và chứa vào thùng chứa (9).

4.5. O-ankyl hóa bằng olefin. Tổng hợp metyl tec-butyl ete (MTBE)

4.5.1. Cơ sở lý thuyết

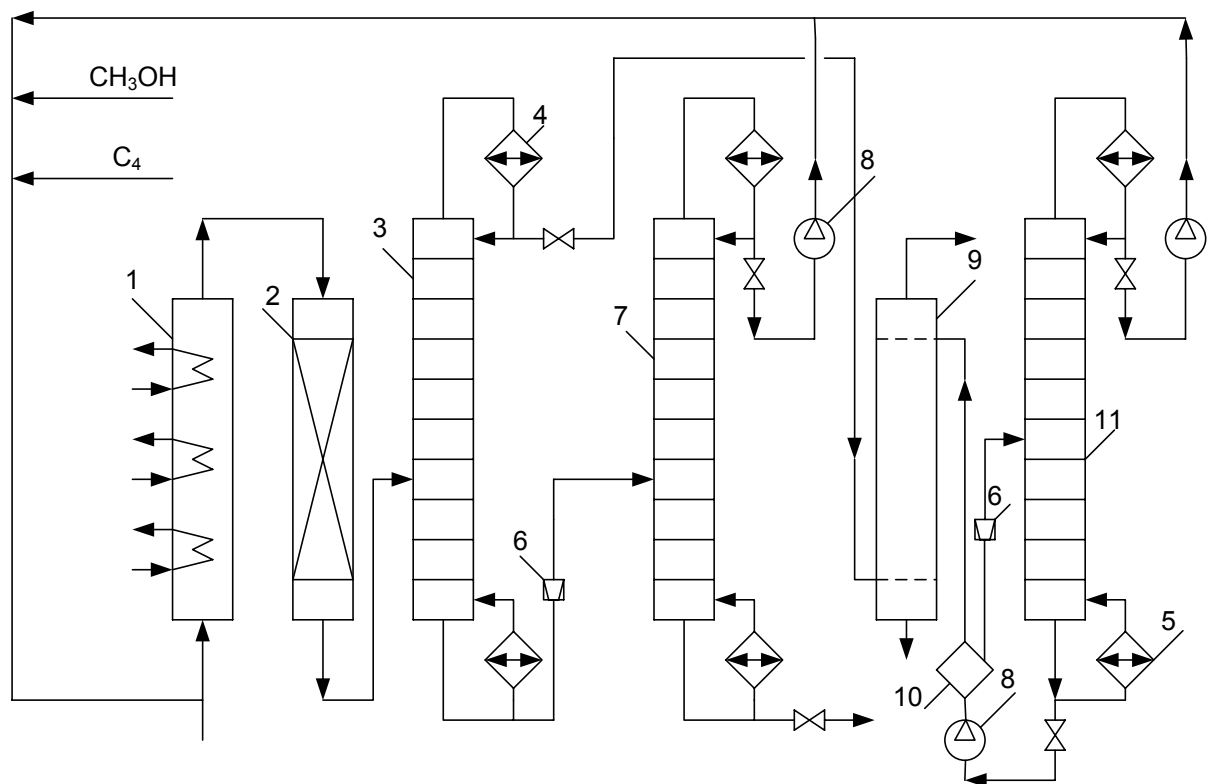
Quá trình này gần đây trở nên rất quan trọng trong tổng hợp MTBE là một thành phần có chỉ số octan cao đối với các nhiên liệu động cơ. Nó được tổng hợp từ metanol và iso-buten khi có mặt xúc tác axit



Phản ứng xảy ra với sự tỏa nhiệt và cân bằng của nó chuyển dịch về bên phải khi tăng áp suất và giảm nhiệt độ. Xúc tác hữu hiệu nhất là các nhựa trao đổi ion ở 50 – 100⁰C. Khi đó có thể sử dụng các phân đoạn buten (để tách loại butadien - 1, 3) làm nguyên liệu cho phản ứng

4.5.2. Sơ đồ công nghệ sản xuất MTBE

Sơ đồ công nghệ sản xuất MTBE được thể hiện trên hình 4.5



Hình 4.5. Sơ đồ công nghệ sản xuất MTBE

1,2 – Thiết bị phản ứng, 3 – cột tách sơ bộ, 4 – Thiết bị chưng phân đoạn, 5 – Hệ thống đun nóng, 6 – van chỉnh áp, 7, 11 – Cột chưng phân đoạn, 8 – Bơm, 9 – Cột trích ly, 10 – Hệ thống trao đổi nhiệt.

Phân đoạn buten không chứa butadien – 1, 3, metanol mới và metanol

tái sinh sau phản ứng được đưa vào hệ thiết bị phản ứng bao gồm 2 cột 1 và 2 liên tiếp nhau. Ở cột phản ứng 1 có lớp xúc tác di động và tại đây phải tiến hành làm lạnh, trong khi đó tại cột thứ 2, phản ứng xảy ra không cần làm lạnh với lớp xúc tác cationit cố định. Hỗn hợp phản ứng sau đó sẽ đi vào cột chưng tách 3 có kèm theo cột chưng phân đoạn 4 và hệ thống đun nóng 5. Tại đây sẽ tách phân đoạn nhẹ (hydrocacbon C₄ và một ít metanol) ra khỏi phân đoạn nặng (MTBE và metanol). Phân đoạn nặng tiếp tục được chưng cất ở tháp chưng 7, sản phẩm đáy của tháp này là MTBE, còn metanol đi ra từ phía trên sẽ được đưa trở lại phản ứng. Phân đoạn nhẹ thu được ở tháp 3 được rửa bằng nước trong tháp trích ly 9 để tách metanol ra khỏi hydrocacbon C₄. Trong phân đoạn C₄ này có thể có một lượng nhỏ nước và sản phẩm phụ dimetyl ete, chúng sẽ được tách ra bằng chưng cất (trên sơ đồ không biểu diễn công đoạn này). Phần trích ly chứa metanol từ phía dưới tháp 9 được đun nóng trong thiết bị trao đổi nhiệt 10, sau đó chưng tách metanol trong tháp 11. Phần nước còn lại từ phía dưới tháp 11 được làm lạnh trong thiết bị trao đổi nhiệt 10, sau đó lại được sử dụng để trích ly metanol.

Quá trình được thực hiện với một lượng dư nhỏ metanol so với iso-buten với mục đích điều chế phân đoạn C₄ có chứa butan vì n-buten với khối lượng tạp chất rất nhỏ là iso-buten.

4.6. N-ankyl hóa. Tổng hợp amin từ rượu

4.6.1. Cơ sở lý thuyết

Để ankyl hóa amoniac hoặc amin theo nguyên tử nitơ người ta thường sử dụng tác nhân ankyl hóa là các dẫn suất clo hay rượu.

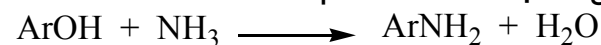
Sự tác dụng của rượu với amoniac tạo thành amin theo phương trình sau:



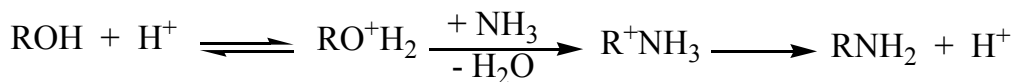
Và là quá trình tỏa nhiệt, không thuận nghịch

Ví dụ đối với phản ứng giữa metanol và amoniac, sự thay đổi năng lượng Gibbs thể hiện bằng hệ thức $\Delta G = -5600 + 0.9T$

Năng lượng này cho thấy, hằng số cân bằng của phản ứng có giá trị khá cao ở mọi nhiệt độ cho phép. Khác với metanol, phenol tác dụng với amoniac theo quá trình thuận nghịch



Các quá trình có giá trị cao trong sản xuất công nghiệp là khi sử dụng xúc tác dạng axit và tiến hành trong pha khí ở 350 – 450⁰C. Thông thường các xúc tác đó là oxit nhôm, aluminosilicat, photphat nhôm, photphat amoni. Tác dụng của xúc tác dị thể được thể hiện ở sự hoạt hóa liên kết C-O trong rượu do sự hấp phụ hóa học trên các tâm axit của chúng

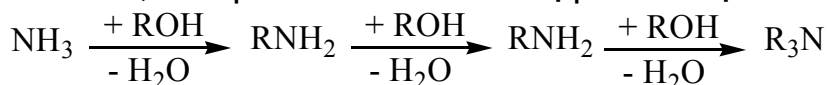


Tuy nhiên các xúc tác này cũng có khả năng thúc đẩy quá trình tách nước của rượu dẫn đến sự tạo thành ete và olefin



Ete sinh ra cũng có khả năng ankyl hóa amoniac và amin, còn sự tạo thành olefin là quá trình phụ không mong muốn. Phản ứng tạo thành olefin có thể hạn chế ở mức độ cao khi sử dụng lượng dư amoniac, lúc này tốc độ phản ứng ankyl hóa sẽ tăng nhanh và giảm tốc độ tách nước. Bằng cách này có thể tổng hợp các amin ngay khi sử dụng các rượu bậc nhất cao phân tử là những rượu thường có khuynh hướng tách nước

Phản ứng của amoniac với rượu, cũng như với các dẫn suất clo là quá trình nối tiếp song song kèm theo sự thể liên tiếp các nguyên tử hydro của nitơ, kết quả là sinh ra hỗn hợp amin bậc nhất, bậc 2 và bậc 3.



Và trong trường hợp này, tỉ lệ hằng số vận tốc của các giai đoạn nối tiếp cho thấy không thuận lợi cho việc điều chế amin bậc nhất vì amoniac là bazơ và tác nhân ái nhân yếu hơn. Tuy nhiên, dưới tác dụng của các xúc tác trên có thể xảy ra sự chuyển vị của các nhóm ankyl, giống như trong trường hợp ankyl hóa các hợp chất vòng thơm dưới tác dụng của xúc tác AlCl_3 . Ví dụ metyl amin sau khi chuyển vị sẽ là hỗn hợp bao gồm 33% NH_3 , 31% CH_3NH_2 , 32% $(\text{CH}_3)_2\text{NH}_2$ VÀ 4% $(\text{CH}_3)_3\text{N}$. Trimetyl amin sẽ tạo ra với amoniac 4 sản phẩm. Như vậy, sẽ xảy ra các phản ứng thuận nghịch ankyl hóa lại các amin, ảnh hưởng mạnh đến thành phần sản phẩm. Trong đó tỉ lệ cân bằng cao hơn nhiều so với tỉ lệ động học và có lợi trong việc tổng hợp amin bậc nhất.



Mặc dù dưới các điều kiện thực tế cân bằng không hoàn toàn đạt được, vẫn có thể sử dụng một lượng dư amoniac, điều này cho phép chi phí hoàn lưu nó. Hơn nữa, nếu sản phẩm mong muốn của quá trình, ví dụ là amin bậc 2, thì khi đưa trở lại phản ứng amin bậc nhất và bậc 3 sẽ có thể loại trừ phản ứng sinh ra chúng tức là hướng phản ứng theo chiều mong muốn. Khi đó trong hỗn hợp phản ứng sẽ thiết lập nồng độ không đổi của các sản phẩm phụ tương ứng với các điều kiện cân bằng vận tốc phản ứng.

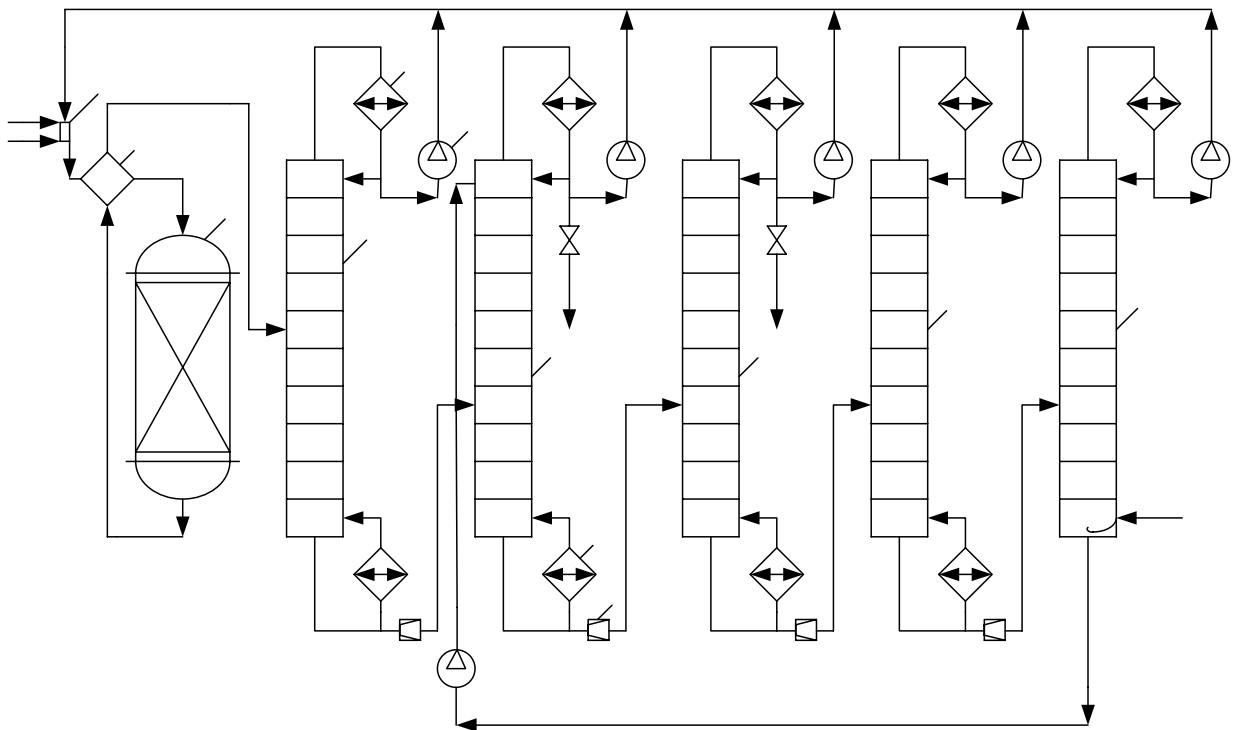
Quá trình ankyl hóa amoniac bằng rượu được sử dụng trong sản xuất công nghiệp với qui mô lớn để điều chế các amin mạch thẳng thấp phân tử.

4.6.2. Tổng hợp metyl amin

Metyl amin (CH_3NH_2), nhiệt độ ngưng tụ -6.8°C , trộn hợp với nước ở bất kì tỉ lệ nào, với không khí chúng tạo hỗn hợp dễ nổ, là chất độc. Là hợp chất trung gian trong tổng hợp hữu cơ.

Tổng hợp amin được thực hiện trong pha khí ở $380 - 450^\circ\text{C}$ và $2 - 5\text{Mpa}$. Áp suất cần sử dụng để tăng năng suất, giảm kích thước thiết bị và hạn chế quá trình phụ tách nước của rượu. Xúc tác được sử dụng là oxit nhôm hoạt hóa hay aluminosilicat, đôi khi có thêm các chất tăng hoạt. Đây là một phản ứng điển hình xúc tác dị thể, vì hiệu ứng nhiệt không lớn của phản ứng cho phép sử dụng thiết bị phản ứng đẳng áp, với lớp xúc tác liên tục cố định. Tỉ lệ mol giữa amoniac và rượu (metanol) là $4 : 1$, ngoài ra các amin bậc nhất, bậc hai, bậc ba có thể thu được ở bất kì tỉ lệ mol nào nếu chúng ta đưa về hoàn lưu phần này hay phần khác mỗi loại amin (thông thường là trimetyl amin). Phần amoniac dư, rượu chưa phản ứng và ete cũng được hoàn lưu trở lại cho phản ứng.

Sơ đồ công nghệ sản xuất metyl amin được biểu diễn trên hình 4.6



Hình 4.6. Sơ đồ công nghệ sản xuất metyl amin

1 – Thiết bị trộn, 2 – Thiết bị trao đổi nhiệt, 3 – Thiết bị phản ứng,
4, 8 – Tháp chưng cất, 9 – Bộ phận hồi lưu, 10 – Thiết bị đun nóng,
11 – Bơm, 12 – van chỉnh áp

Lượng metanol và amoniac mới cộng với lượng hoàn lưu được trộn lẫn ở áp suất 2 – 5Mpa trong thiết bị trộn 1 và đưa vào thiết bị trao đổi nhiệt 2. Tại đây, chúng được bốc hơi và đun nóng bằng hỗn hợp khí phản ứng. Trong thiết bị phản ứng 3 sẽ xảy ra các phản ứng được mô tả ở trên và tạo thành các amin ở độ chuyển hóa gần như hoàn toàn của metanol. Các khí nóng sẽ cung cấp nhiệt của mình cho hỗn hợp ban đầu trong thiết bị nhiệt 2 và sau đó mang đi xử lý tiếp tục.

Các sản phẩm thu được sẽ phân tách bằng chưng cất phân đoạn, ở mỗi giai đoạn sẽ thiết lập áp suất cao sao cho thu được đoạn hồi lưu làm lạnh bằng nước. Trước hết trong tháp chưng 4, người ta chưng tách amoniac và nó được đưa trở lại phản ứng. Sản phẩm đáy được đưa qua tháp chưng 5 và chưng cất cùng với nước (do sự có mặt của nước làm cho độ bốc hơi tương đối của trimetyl amin (TMA) rất cao so với các amin khác). Một phần nhỏ lượng TMA chưng tách ra được xem như là thành phẩm, nhưng phần chủ yếu là đưa trở lại phản ứng. Hai amin còn lại có nhiệt độ sôi khác đoạn ở tháp chưng 6 và 7. mỗi sản phẩm này lấy ra từ đỉnh tháp có thể xem như là thành phẩm hoặc đưa trở lại phản ứng tiếp tục. Ở tháp chưng cuối cùng số 8 sẽ chưng cất metanol khỏi nước, và metanol được quay trở lại phản ứng. Hiệu suất tất cả các amin là 95%

Trong tổng hợp etylamin, người ta cũng sử dụng qui trình công nghệ tương tự như trên, chỉ khác biệt là amin này có nhiệt độ sôi cách biệt hơn (16,5; 55,9; 89,5) nên có thể tách ra bằng chưng cất phân đoạn bình thường. Trong trường hợp này, sản phẩm phụ là etylen, nó có thể tách ra khi ngưng tụ hỗn hợp trước giai đoạn chưng tách amoniac.

4.7. Oxy hóa naphta nhẹ ($C_5 - C_8$)

4.7.1. Cơ sở lý thuyết

Khi oxy hóa n-parafin, sự cắt mạch xảy ra chủ yếu theo các mối liên kết giữa các nguyên tử cacbon bậc 2.

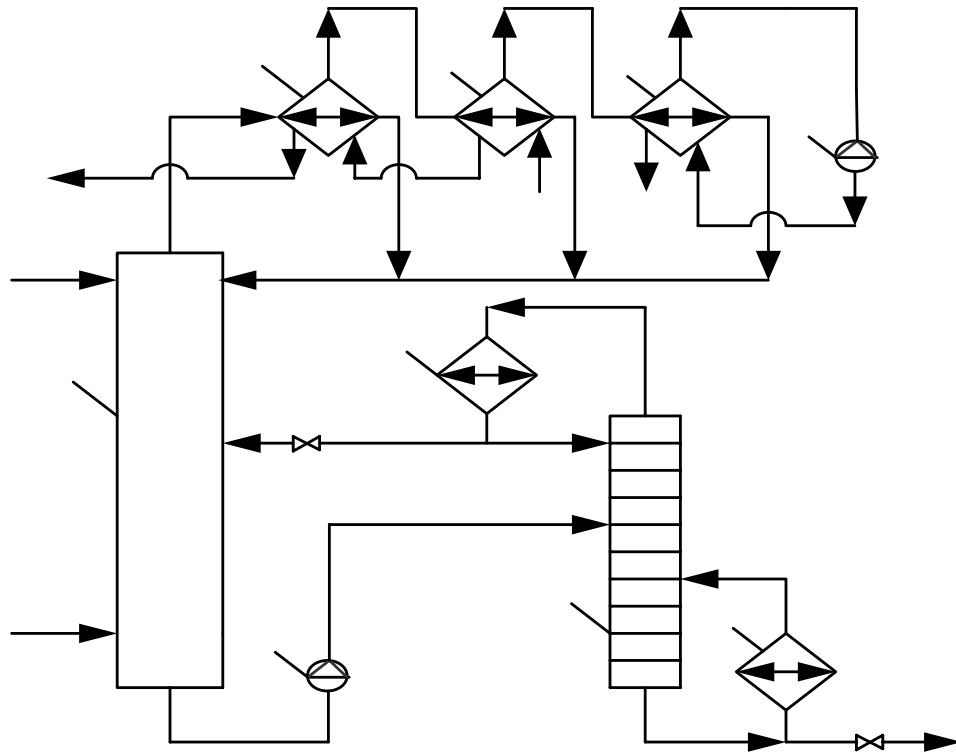
Sự oxy hóa n-butan thực hiện bởi không khí tạo ra dung dịch axit axetic ở điều kiện 160 – 190⁰C và 6Mpa không có xúc tác hay có mặt muối Co hay Mn. Quá trình này khó đưa vào sản xuất là do sự phức tạp của sự phân tách hỗn hợp đa cấu tử của các sản phẩm tạo thành. Phương pháp được sử dụng rộng là oxy hóa các phân đoạn nhẹ rẻ hơn n-butan ($C_5 - C_8$). Nó chứa hỗn hợp n-parafin và iso-parafin nên sẽ làm cho tiến trình phản ứng cũng như thành phần sản phẩm rất phức tạp. Tuy vậy các sản phẩm có thể chia thành 2 nhóm: axit (formic, axetic, propionic...) và các chất trung gian (rượu, xeton). Nhóm sau cùng thường dễ bay hơi (tạo ra hỗn hợp đẳng phí với nước) và điều này cho phép tách các chất trung gian ra khỏi axit và đưa chúng tham gia trở lại quá trình oxy hóa. Từ phân đoạn axit sẽ tách được các axit formic, acetic, propionic, succinic, hiệu suất của chúng tính trên 100kg xăng

tương ứng: 20, 70 – 75, 10 – 15, 5 – 10kg.

Sự oxy hóa xăng tiến hành không có xúc tác hay có xúc tác ở 170 – 200°C và 5 Mpa. Vì các sản phẩm chính bền với sự oxy hóa tiếp theo nên thiết bị phản ứng thường là tháp sục khí dạng đơn giản, trong đó nhiệt tỏa ra sẽ dùng để bay hơi xăng và các sản phẩm trung gian của sự oxy hóa (hình 3...) Hỗn hợp phản ứng sẽ đưa qua tháp 2 để chưng cất xăng chưa chuyển hóa và các chất trung gian đưa trở về thiết bị phản ứng. Chất lỏng ở đáy tháp này sẽ mang đi tách các axit.

Thành công của qui trình đã nêu không chỉ thể hiện ở sự đơn giản hóa giai đoạn phân tách các sản phẩm mà còn làm tăng hiệu quả sử dụng năng lượng của hệ thống. Không khí dư cùng với hơi của các chất hữu cơ phía trên thiết bị phản ứng sẽ cho qua thiết bị tái sinh hơi 3. Sau đó nhiệt của khí được sử dụng trong phần trao đổi nhiệt 4 để nung nóng nước, còn áp suất khí trong bộ phận giảm áp 6 sẽ thay đổi, nhờ thế mà ở bộ phận làm nguội 5 từ khí sẽ ngưng tụ được phần còn dư của hơi xăng. Phần ngưng tụ này sẽ đưa trở về tháp 1 để oxy hóa.

4.7.2. Sơ đồ oxy hóa phân đoạn nhẹ của xăng (C₅ – C₈)



Hình 4.7. Sơ đồ oxy hóa phân đoạn nhẹ của xăng (C₅ – C₈)

1 – Tháp phản ứng, 2 – Tháp chưng cất phân đoạn, 3 - Thiết bị tái sinh hơi, 4 – Trao đổi nhiệt, 5 – Làm nguội, 6 – Máy giảm áp, 7 – Bơm, 8 – Tách ly, 9 - Nồi đun.

4.8. Oxy hóa parafin rắn thành axit béo tổng hợp

4.8.1. Cơ sở lý thuyết

Do chiều dài mạch lớn nên sẽ nhận được hỗn hợp rất phức tạp chứa

3

nhều các sản phẩm khác nhau. Sự tấn công vào phân tử hydrocacbon có thể theo bất kỳ vị trí nguyên tử cacbon bậc 2 nào. Các sản phẩm oxy hóa không hoàn toàn như là xeton và rượu. Khi oxy hóa parafin rắn C_{30} , các axit nhận được khoảng 60% gồm các phân đoạn $C_{10} - C_{20}$ kể cả các axit $C_1 - C_4$ cũng như $C_5 - C_9$ hay là cao hơn (lớn hơn 20 nguyên tử cacbon). Đặc tính nổi bật của axit béo cao no là khả năng oxy hóa thành oxyaxit và lactonxetoaxit và axit dicacboxylic. Các tạp chất này làm giảm lượng axit chính do đó cần phải hạn chế mức độ chuyển hóa của tác chất ban đầu và nhiệt độ của quá trình.

Khi oxy hóa parafin chứa hydrocacbon với số nguyên tử cacbon trung bình khoảng 30, hiệu suất axit cacboxylic đạt 80%. Hỗn hợp tạo thành của các axit có phân tử lượng khác nhau có thành phần như sau:

Bảng 4.2. Thành phần sản phẩm của sự oxy hóa parafin C_{30}

Axit	$C_1 - C_4$	$C_5 - C_6$	$C_7 - C_9$	$C_{10} - C_{15}$	$C_{17} - C_{20}$	$>C_{20}$
Thành phần (%)	5 - 10	3 - 5	8 - 10	25 - 28	15 - 20	20 - 25

Để nấu xà phòng người ta sử dụng phân đoạn $C_{10} - C_{20}$, trong đó phân đoạn $C_{10} - C_{16}$ đối với xà phòng bột, còn $C_{16} - C_{20}$ là đối với xà phòng bánh. Các axit không tan trong nước ($C_7 - C_9$) được sử dụng để điều chế các rượu tương ứng (bằng phương pháp công hydro và cũng để sản xuất các chất hóa dẻo và dầu mỡ bôi trơn (dưới dạng este với rượu đa nguyên tử). các axit thấp hòa tan trong nước ($C_1 - C_4$) hầu như không sử dụng và loại ra cùng với nước rửa. Còn các axit cao phân tử ($>C_{20}$) thì một phần ứng dụng để chế tạo xà phòng bánh. Trong phần còn dư từ sự chưng cất, ngoài các chất kể trên còn chứa axit dicacboxylic.

Từ các sản phẩm khác tạo thành khi oxy hóa parafin, thì sản phẩm chú ý nhất là rượu. Chúng có thể tách ra (sau khi loại este và nước axit bằng dung dịch H_2O - kiềm) dưới dạng este của axit boric. Trong số các rượu này có chứa 8 - 10% các parafin nguyên liệu ban đầu. Các rượu có 8 - 26 nguyên tử cacbon trong phân tử chủ yếu là rượu bậc nhất (65 - 70%). Chúng được sử dụng thành công để tổng hợp các chất hoạt động bề mặt dạng ankylsunfat.

Sự oxy hóa parafin có thể tiến hành ở $150 - 170^{\circ}C$ không cần xúc tác nhưng lúc đó sẽ nhận được các axit có chất lượng thấp. Vì vậy quá trình có tính chọn lọc hơn khi sử dụng các chất xúc tác được đưa vào ở dạng nước - pemanganat kali, một vài muối mangan, peroxit mangan hay hỗn hợp nhận được khi tái sinh mangan từ chất oxy hóa. Các chất kể trên thường không tan trong parafin vì vậy lúc đầu (khoảng 2 giờ) cần giữ nhiệt độ ở $125 - 130^{\circ}C$ để điều chỉnh sự hình thành xúc tác

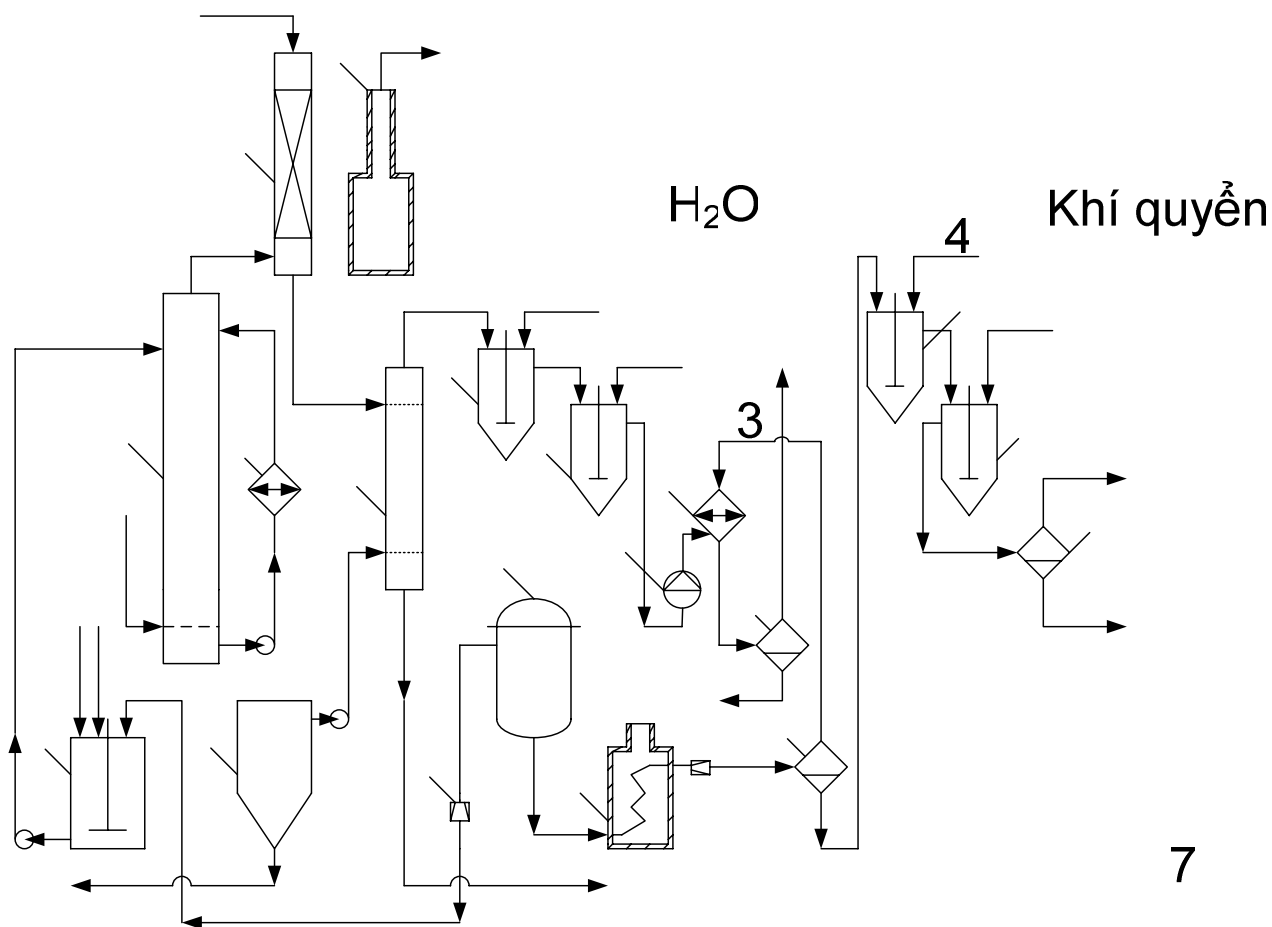
đồng thể (muối mangan của axit cacboxylic no), khi đó hoạt tính của xúc tác sẽ tăng. Hydroxit của natri hay kali hay muối của các kim loại này với axit hữu cơ cũng tăng đáng kể hoạt tính của xúc tác, đặc biệt tỉ lệ $Mn^{2+} : K^+ = 1: 1$ sẽ là tỉ lệ tối ưu.

Tốc độ oxy hóa parafin ở pha lỏng phụ thuộc vào các yếu tố như nồng độ chất xúc tác, nhiệt độ, áp suất riêng phần của O_2 , tốc độ của chất oxy hóa khí và thậm chí vào kích thước miệng lỗ mà qua đó khí sục vào hỗn hợp phản ứng. Trong công nghiệp, nồng độ chất xúc tác được giới hạn từ 0.2 – 0.3% (% khối lượng). Khi tăng nhiệt độ, tốc độ của quá trình sẽ tăng. Mức độ chuyển hóa đạt 30 – 35% ở $80^{\circ}C$ sau 110 giờ, $100^{\circ}C$ sau 38 giờ và $110^{\circ}C$ sau 24 giờ. Cùng với sự tăng nhiệt độ sẽ tạo khả năng dịch chuyển phản ứng vào vùng khuếch tán, vì thế ý nghĩa quan trọng sẽ nhận được. Các yếu tố kể trên ảnh hưởng không chỉ đến tốc độ phản ứng mà còn đến thành phần các chất tạo thành, hiệu suất và chất lượng phân đoạn chính của các axit béo cao phân tử. Như trong chế độ chuyển tiếp và khuếch tán thì hàm lượng của hợp chất oxy hóa ở mức tối đa tăng mạnh nên sẽ làm giảm chất lượng của các axit chính.

Dựa vào sự ảnh hưởng của các yếu tố này, người ta đã tìm ra qui trình oxy hóa parafin có xúc tác ở pha lỏng với các chỉ tiêu sau đây: Mức độ chuyển hóa không lớn hơn 30% - 35%, sự oxy hóa thực hiện ở áp suất khí quyển khi được không khí sục vào tháp phản ứng qua cơ cấu phân phối chứa một số lượng vừa đủ các lỗ (1 – 2mm). Việc dùng lượng thừa không khí sẽ tạo khả năng xáo trộn đủ mạnh hỗn hợp phản ứng. Trong các điều kiện này và với số lượng xúc tác mangan đã nêu trên, sự oxy hóa parafin sẽ tiến hành trong khoảng từ 15 – 20 giờ.

4.8.2. Sơ đồ qui trình công nghệ oxy hóa parafin rắn

Sơ đồ qui trình công nghệ được biểu diễn trên hình 4.8.



Hình 4.8. Sơ đồ công nghệ oxy hóa parafin rắn

1 – Bình khuấy trộn, 2 – Tháp oxy hóa, 3 – Tháp rửa, 4 – Bình nung,

5 – Bình lắng, 7, 8 - Thiết bị xà phòng hóa, 9 - Bộ phận trao đổi nhiệt,

10 - Nồi hấp, 11 – Lò nung, 12, 13, 16 - Bộ phận tách, 14, 15 - Thiết bị khuấy, 17 - Bộ phận làm nguội, 18 – Bơm, 19 – Van điều áp

Parafin nhập liệu và sản phẩm từ giai đoạn phân tách (là phần chưa xà phòng hóa I) theo tỉ lệ 1:2 cũng như chất xúc tác sẽ trộn lẫn trong thiết bị 1. Sau đó sẽ đưa qua tháp 2 tiến hành sự oxy hóa gián đoạn. Trong tháp có chứa nhôm hay than hoạt tính và các ống để nung nóng hay làm nguội, thiết bị làm nguội đặt ở ngoài để nhận nhiệt tỏa ra cũng như cơ cấu phân tán để đưa không khí vào. Khí ở trên tháp sẽ qua tháp 3 và rửa bằng nước nhằm hấp thụ các axit thấp phân tử, kể đó được làm sạch ra khỏi tạp chất nhờ sự nung nóng trong lò nung 4 và thải ra ngoài khí quyển.

Chất oxy hóa sau khi thực hiện phản ứng và làm nguội xuống 80 – 90°C sẽ đưa qua bộ phận lắng 5, ở đây sẽ tách xúc tác và tái sinh xúc tác. Trong tháp 6 nhờ nước chảy và từ tháp 3 sẽ tách được các axit thấp phân tử hòa tan trong nước. Sau đó phần còn lại sẽ xử lý bằng xoda ở thiết bị xà phòng hóa 7 để chuyển axit tự do thành muối và bằng dung dịch kiềm trong thiết bị xà phòng hóa 8, tại đây xảy ra thủy phân các este và lacton



Sự xà phòng hóa các chất khó thủy phân thực hiện dưới áp suất 2Mpa trong bộ phận trao đổi nhiệt 9 và nồi hấp 10 ở 180⁰C. Trong nồi hấp sẽ tách được dung dịch nước muối của axit cacboxylic ra khỏi phần chứa xà phòng hóa I, phần này được đưa trở về chuẩn bị hỗn hợp ban đầu. Tất nhiên phần còn lại trong nồi hấp 10 vẫn còn chứa một ít chất chưa xà phòng hóa và chúng sẽ được chưng tách ở nhiệt độ cao để làm tăng chất lượng của axit. Để thực hiện quá trình này, cần nung nóng trong lò nung xoắn 11 lên đến 320 – 340⁰C và tiết lưu hỗn hợp khi tách các chất dễ bay hơi trong bộ tách 12. Sau đó hơi sẽ được ngưng tụ trong thiết bị trao đổi nhiệt và được phân tách thành 2 pha trong thiết bị tách 13: pha nước và pha hữu cơ. Pha hữu cơ này gọi là phần chưa xà phòng hóa II và chúng được đưa trở lại sự oxy hóa hay tách rượu. Xà phòng từ thiết bị 12 sẽ hòa tan vào trong nước ở thiết bị trộn 14 và được xử lí bằng H₂SO₄ trong thiết bị 15 hay mang tách dung dịch trong thiết bị tách 16 ra khỏi axit tự do. Các axit tự do này sẽ được chưng trong các tháp chưng phân đoạn (trên sơ đồ không biểu diễn) ở 1.33Pa gồm nhiều phân đoạn axit C₅ – C₆, C₇ – C₉, C₁₀ – C₁₆, C₁₇ – C₂₀. phần còn lại chính là axit >C₂₀ và axit dicacboxylic. Quá trình vừa khảo sát để oxy hóa parafin rắn thành các axit béo cao phân tử nói chung vẫn còn các nhược điểm cơ bản như: sản lượng thấp, quá trình gián đoạn, tạo ra nhiều sản phẩm phụ. Sự khắc phục các nhược điểm này nhờ vào các biện pháp như đưa ra sơ đồ liên tục và tạo khả năng sử dụng tối đa các phế phẩm (các axit cacboxylic thấp phân tử, axit dicacboxylic, ...).

CHƯƠNG 5: TỔNG HỢP TRÊN CƠ SỞ ETYLEN

5.1. Oxy hóa etylen, tổng hợp oxit etylen

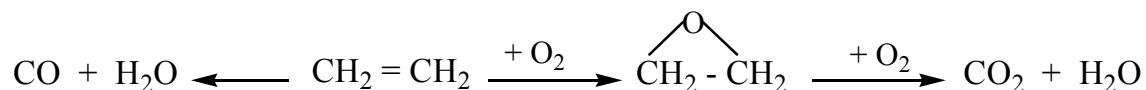
5.1.1. Cơ sở lý thuyết

Etylen oxit là chất lỏng ($t_s^0 = 10,7^{\circ}\text{C}$), trộn lẫn hoàn toàn với nước, tạo với không khí hỗn hợp nổ nguy hiểm trong giới hạn 3 – 80% (thể tích) và có độc tính cao. Etylen oxit là một trong những sản phẩm trung gian rất quan trọng. Nó được sản xuất với qui mô lớn và ứng dụng trong hàng loạt quá trình tổng hợp hữu cơ như tổng hợp etylen glycol, etanol amin, ...

Phương án đầu tiên tổng hợp etylen oxit là clo hóa etylen qua giai đoạn trung gian etylen clohydrin

Tuy nhiên do sự tiêu hao clo và kiềm nhiều, đồng thời tạo ra một lượng lớn muối nên phương pháp này đã bị loại bỏ. Phương pháp sản xuất etylen oxit hiện nay là oxy hóa etylen.

Mặc dù trong phân tử etylen không có nguyên tử cacbon no, sự oxy hóa của nó phụ thuộc vào các thông số quá trình và xúc tác có thể xảy ra theo nhiều hướng. Bào toán chọn xúc tác để nâng cao tính chọn lọc theo hướng tạo thành oxit etylen đã được giải quyết từ những năm 30. Xúc tác này chính là bạc kim loại trên các chất mang khác nhau, làm việc ở nhiệt độ vừa phải khoảng $200 - 300^{\circ}\text{C}$, ở nhiệt độ cao hơn xúc tác sẽ thúc đẩy phản ứng oxy hóa hoàn toàn etylen, còn ở nhiệt độ thấp hơn thì hoạt tính kém. Trên cơ sở xúc tác bạc, trong số tất cả các phản ứng có khả năng xảy ra thì hướng chủ đạo của quá trình vẫn là tạo thành oxit etylen và oxy hóa hoàn toàn etylen, còn sự tạo thành acetandehit do sự đồng phân hóa oxit rất không đáng kể. Người ta đã chứng minh được rằng, CO_2 có thể được sinh ra từ etylen hoặc etylen oxit, trong đó vận tốc quá trình oxy hóa α -oxit tương đối lớn và điều này làm cho tính lựa chọn giảm khi tăng độ chuyển hóa của etylen



Có hàng loạt đề nghị biến tính xúc tác bạc để oxy hóa etylen. Có thể sử dụng nhiều loại chất mang khác nhau như silicagen, oxit nhôm, hỗn hợp silicagen và oxit nhôm, cacbua silic, ... Các phụ gia và chất tăng hoạt xúc tác là antimor, bismut, perixit bari. Trong thực tế người ta thêm vào khoảng 0.01 – 0.02 (phần trăm khối lượng) dicloetan (chất giảm hoạt tính xúc tác) để tăng tính lựa chọn lên 5%.

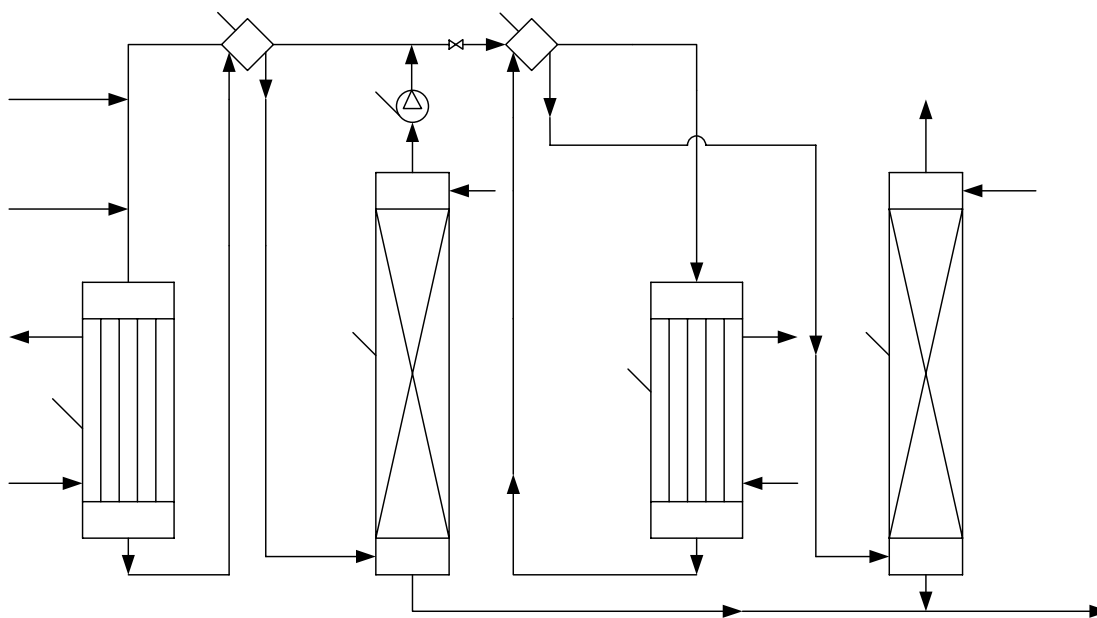
Nhiệt độ ảnh hưởng mạnh đến độ lựa chọn, sự oxy hóa hoàn toàn có năng lượng hoạt hóa cao hơn vì vậy với độ chuyển hóa của etylen là không đổi thì tính lựa chọn sẽ giảm khi tăng nhiệt độ. Người ta khảo sát và nhận thấy nhiệt độ tối ưu là trong khoảng $220 - 280^{\circ}\text{C}$ và việc giảm nhiệt độ tuy có lợi cho sự tăng tính lựa chọn nhưng lại giảm năng suất

của xúc tác. Mâu thuẫn này có thể giải quyết bằng cách sử dụng áp suất 1 – 3Mpa vì áp suất không ảnh hưởng đến tính lựa chọn nhưng lại giúp cho sự hấp thụ etylen oxit từ hỗn hợp khí phản ứng dễ dàng hơn. Do sự ảnh hưởng khá lớn của độ chuyển hóa etylen đến tính lựa chọn nên thiết bị phản ứng thích hợp nhất là dạng ống được làm lạnh bằng hơi nước ngưng tụ dưới áp suất hoặc bằng chất tải nhiệt trung gian. Việc sử dụng các thiết bị phản ứng với tầng xúc tác giả lỏng không thu được kết quả cao nên hướng này đã bị loại bỏ.

5.1.2. Oxy hóa etylen bằng không khí. Tổng hợp etylen oxit

Đây là phương án công nghệ đầu tiên để tổng hợp etylen oxit và đến nay vẫn còn giá trị thực tế cao. Sơ đồ công nghệ của phương pháp này được trình bày trên hình 5.1.

Sự oxy hóa được thực hiện liên tiếp trong 2 thiết bị phản ứng dạng ống 2 và 5. Với một giai đoạn trung gian hấp phụ etylen oxit từ hỗn hợp phản ứng sau bước oxy hóa đầu tiên. Điều này cho phép giảm sự oxy hóa tiếp tục α – oxit khi tăng độ chuyển hóa của etylen, nghĩa là tăng độ chọn lọc của quá trình. Ngoài ra, điều này còn cho phép thực hiện sự tuần hoàn khí ở giai đoạn đầu oxy hóa và do đó sử dụng triệt để hơn etylen, oxy và giảm khả năng nổ của hỗn hợp nhờ sự làm loãng bằng nitơ và dioxit cacbon.



Hình 5.1. Sơ đồ công nghệ oxy hóa etylen bằng không khí

1, 4 – Bộ phận trao đổi nhiệt, 2, 5 – Thiết bị phản ứng, 3, 6 – Thiết bị hấp phụ, 7 – máy nén

Không khí sạch và etylen trước khi đưa vào giai đoạn đầu được trộn với khí hoàn lưu của giai đoạn này. Khí từ phía trên thiết bị hấp phụ 3 được đốt nóng sơ bộ trong bộ phận trao đổi nhiệt 1 bằng khí từ thiết bị phản ứng 2. Hỗn hợp đi vào thiết bị 2 có chứa 4 – 6% (thể tích)

etylen, 6 – 8% (thể tích) oxi, 8 – 10% (thể tích) dioxit cacbon, còn lại là nitơ và các thành phần trơ trong etylen. Thời gian tiếp xúc trong thiết bị 2 là 1 – 4s và độ chuyển hóa của etylen đạt 30 – 40%. Khí ra khỏi thiết bị có chứa 1,5% (thể tích) oxit etylen. Nhiệt của khí được tận dụng trong thiết bị trao đổi nhiệt 1 và sau khi làm lạnh sơ bộ được chuyển qua thiết bị hấp phụ 3, tại đây etylen oxit được nước hấp phụ. Khí đi ra từ thiết bị 3 được chia làm 2 dòng, phần chính được đưa trở lại thiết bị oxy hóa, phần còn lại được đưa qua oxy hóa tiếp qua bộ trao đổi nhiệt 4 và vào thiết bị phản ứng 5.

Vì khí sau giai đoạn 2 được thải vào khí quyển nên trong thiết bị phản ứng 5 phải chọn chế độ sao cho thu được lượng tối đa etylen oxit, tức là ở mức độ chuyển hóa etylen cực đại và tất nhiên tính lựa chọn có giảm đi. Khí của giai đoạn 2 cũng giống như giai đoạn 1, được đưa qua bộ phận trao đổi nhiệt 4, sau đó là thiết bị hấp thụ 6 để thu etylen oxit. Dung dịch etylen oxit và CO₂ từ hai thiết bị 3 và 6 được kết hợp lại và xử lý tiếp tục để thu sản phẩm. Hiệu suất etylen oxit là 60% tính theo etylen, độ lựa chọn khoảng 65% và độ chuyển hóa tổng cộng của etylen khoảng 90%.

Trong các dây chuyền công nghệ mới, người ta tiến hành tuần hoàn mới hỗn hợp khí ở giai đoạn 2 và nếu công suất lớn thì tiến hành quá trình 3 giai đoạn oxy hóa. Khi đó có thể nâng hiệu suất etylen oxit lên 65%.

5.2. Công nghệ tổng hợp trên cơ sở α – oxit. Tổng hợp etylen glycol (EG) từ oxit etylen

5.2.1. Thiết bị phản ứng

Xét về đặc tính công nghệ, các quá trình sản xuất trên cơ sở etylen và propylen oxit có thể chia thành 3 loại:

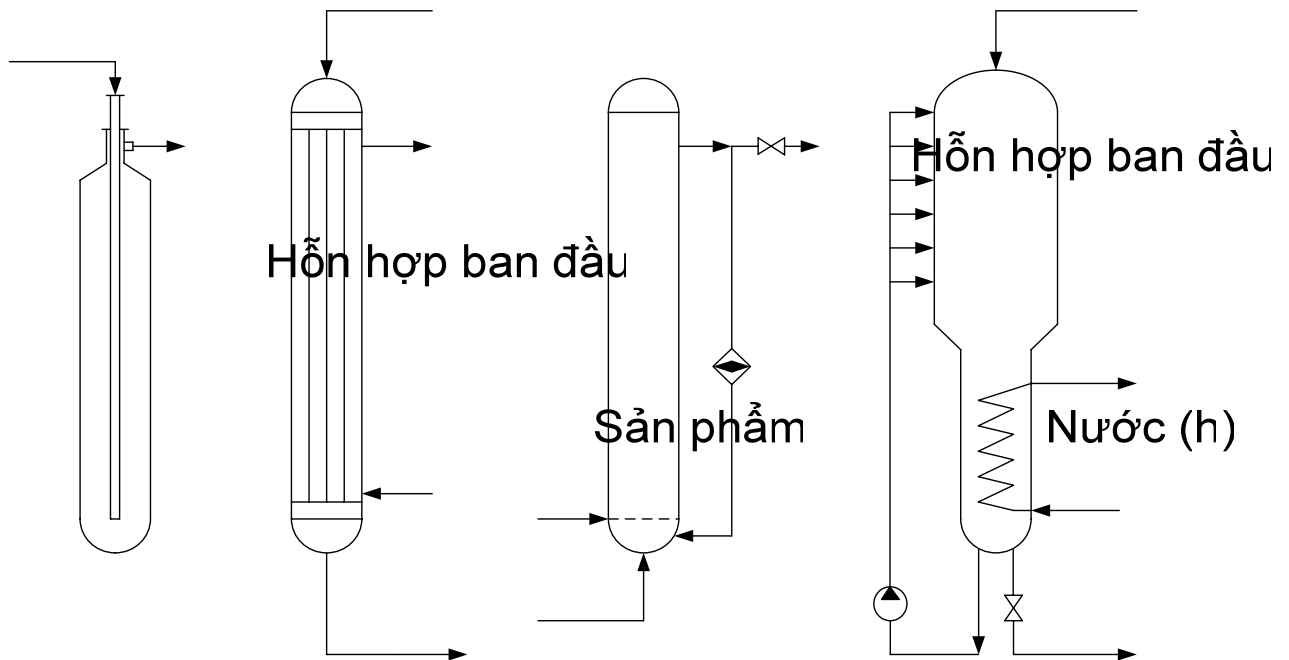
1. Phản ứng được thực hiện khi cấu tử thứ 2 dư rất nhiều (tức là thiếu α – oxit), như sản xuất etylen và propylen glycol, dietylenglycol, xenlulozol. Nhiệt sinh của phản ứng được lượng dư hấp thụ, do vậy nhiệt độ của phản ứng thực hiện chỉ tăng khoảng 40 – 50⁰C. Điều này cho phép thực hiện quá trình ở điều kiện đẳng áp và đồng thể, tức là có thể chuẩn bị trước dung dịch α – oxit trong nước hoặc trong rượu. Để giữ cho hỗn hợp phản ứng trong trạng thái lỏng ở nhiệt độ 150 – 200⁰C cần áp suất 2MPa.

Đối với quá trình này người ta sử dụng thiết bị dạng ống hoạt động liên tục (hình 5.2a) và không có bề mặt truyền nhiệt. Thời gian tiếp xúc trong tổng hợp glycol là 20 – 30phút, tuy nhiên tính lựa chọn tương đối thấp.

Để tăng năng suất và hiệu suất của quá trình người ta sử dụng xúc tác axit photphoric và tiến hành phản ứng trong thiết bị dạng ống chùm (hình 5.2b). Ở loại này, tính lựa chọn tăng đáng kể

2. Các phản ứng trong đó tỉ lệ mol giữa α – oxit với tác nhân khác từ 1 : (4 – 5) đến (2 – 3) : 1 như oxyetyl hóa amin, tioglycol và tioete, ankylen cacbonat... sẽ tỏa nhiệt mạnh. Do vậy cần có bộ phận tải nhiệt để tránh hiện tượng nhiệt cục bộ. Dạng thiết bị điển hình cho các quá trình này là ống chùm (hình 5.2b) hoặc làm lạnh phía bên ngoài bằng sinh hàn (hình 5.2c). Thiết bị hình 5.2b cần làm việc dưới áp suất cao để hỗn hợp phản ứng trong trạng thái lỏng. Còn trong thiết bị hình c cần phải có sự đối lưu tốt. Thiết bị này chỉ sử dụng trong những trường hợp khi các sự chuyển hóa liên tiếp không đóng vai trò quan trọng. Ở đây sản phẩm của phản ứng sẽ đóng vai trò môi trường và người ta sục vào nó các khí như etylenglycol, CO_2 , H_2S . Nước sẽ được sử dụng để tải nhiệt cho phản ứng.

3. Các phản ứng trong đó tỉ lệ mol giữa α – oxit với cấu tử thứ 2 lớn hơn 3 : 1 (tổng hợp polyglycol và các chất hoạt động bề mặt không ion). Trong trường hợp này, nhiệt của phản ứng mạnh đến mức mà vấn đề giải nhiệt trở nên quan trọng nhất, do sự tăng nhiệt độ sẽ làm giảm chất lượng sản phẩm. Một thời gian dài người ta sử dụng các loại thiết bị phản ứng gián đoạn, trong đó người ta sục khí α – oxit qua hỗn hợp phản ứng lỏng (loại hình 5.2c) hoặc trong thiết bị có bộ phận khuấy và làm lạnh bên trong. Do có sự đặc quánh hỗn hợp phản ứng khi số nhóm ankylenoxit đưa vào phân tử tăng lên, vì vậy hiệu quả sục khí rất yếu và thời gian phản ứng phải kéo dài từ 8 – 15giờ. Gần đây có một phương án khác cho thiết bị gián đoạn (hình 5.2d) là tiến hành phân tán hỗn hợp lỏng trong khí α – oxit, nhờ vậy tăng đáng kể bề mặt tiếp xúc của các pha và giảm thời gian phản ứng còn 1.5 – 3giờ. Các chất lỏng dưới đáy được nén và phun vào khoảng không có chứa α – oxit qua các đầu phun



Hình 5.2. Các loại thiết bị phản ứng của quá trình oxyankyl hóa
a – Thiết bị đẳng áp, b - ống chùm, c – với bộ phận đối lưu chất lỏng thông qua sinh hàn, d – hoạt động gián đoạn với hệ thống phun chất lỏng

5.2.2. Tổng hợp EG

etylenglycol là một chất lỏng không màu ($t_s^0 = 197^0C$), có độ nhớt tương đối cao, hòa tan tốt trong nước. Trong công nghiệp một lượng lớn etylenglycol dùng để sản xuất các chất bôi trơn dưới dạng hỗn hợp với nước không bị đông cứng ở nhiệt độ thấp và để làm lạnh các động cơ trong những mùa đông giá lạnh. Etylen glycol còn được sử dụng để tổng hợp các polyme và các vật liệu cao phân tử, như polyetylenterephtalat (PET), nhựa polyeste không no, polyuretan, các loại nhựa ankyt... Từ EG có thể tổng hợp ra etylenglycoldinitrat để sản xuất các chất nổ và thuốc súng cũng như mono và diacetat etylenglycol là những dung môi rất hữu hiệu.

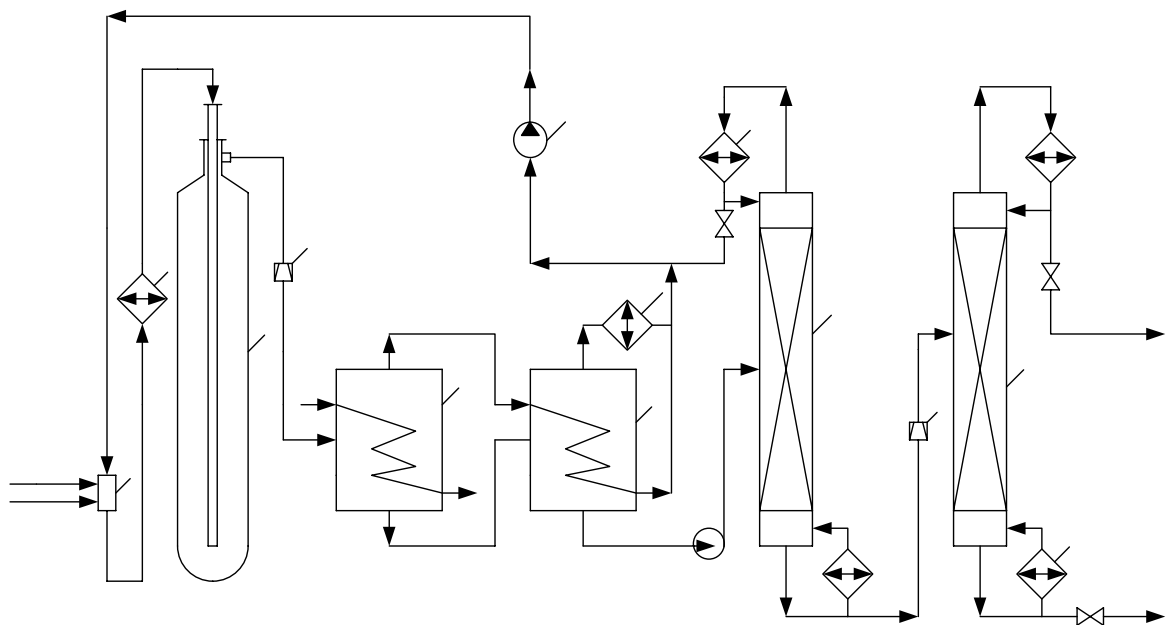
phương pháp quan trọng nhất trong công nghiệp để sản xuất EG là thủy phân etylenoxit ở $170 - 200^0C$, không có xúc tác với lượng nước dư 15 lần. Một số tác giả đề nghị thực hiện quá trình này ở những điều kiện nhẹ hơn với xúc tác là axit photphoric.

Trên hình biểu 5.3 biểu diễn sơ đồ công nghệ tổng hợp EG (sơ đồ này cũng áp dụng được cho tổng hợp propylenglycol)

Quá trình tiến hành không có xúc tác ở nhiệt độ $160 - 200^0C$ với áp suất đủ giữ cho hỗn hợp phản ứng trong trạng thái lỏng. Hỗn hợp ban đầu được chuẩn bị bằng cách trộn nước nóng và nước ngưng tụ cùng với etylen oxit, nồng độ khoảng $12 - 14\%$ tức là tương tự với tỉ lệ nước /

etylen oxit là 15. Hỗn hợp này được trộn lẫn trong thiết bị 1, sau đó đun nóng bằng hơi nước trong thiết bị 2 đến nhiệt độ 130 – 150⁰C và đưa vào thiết bị phản ứng 3. Hỗn hợp đi qua ống dẫn ở giữa thiết bị xuống dưới và trong quá trình này được đun nóng nhờ nhiệt của hỗn hợp phản ứng có sẵn trong thiết bị. Khi đó sẽ xảy ra phản ứng và tạo thành sản phẩm. Ngoài etylenglycol, di và trietylenglycol, các sản phẩm phụ là acetandehit (do sự đồng phân hóa của etylen oxit) và các sản phẩm khác. Khi ra khỏi thiết bị phản ứng, chất lỏng có nhiệt độ 200⁰C, giảm áp suất đến áp suất khí quyển. Khi đó một phần nước sẽ bốc hơi, còn chất lỏng được làm lạnh xuống 105 – 110⁰C

Hỗn hợp sau đó đi vào thiết bị 4, tại đây giai đoạn đầu tiên của quá trình cô đặc nhiều giai đoạn, trong đó giai đoạn sau làm việc ở chân không cao hơn so với giai đoạn trước (đến 133Pa) và được đun nóng nhờ hơi nước tạo ra của giai đoạn trước (trên sơ đồ chỉ thể hiện 2 giai đoạn cô đặc ở thiết bị 4 và 5). Sản phẩm đáy của 5 là chất lỏng tiếp tục chưng tách nước trong chân không trong thiết bị chưng cất phân đoạn 7. toàn bộ các phần nước ngưng tụ được kết hợp lại và đưa trở lại để chuẩn bị hỗn hợp ban đầu cho phản ứng. Hỗn hợp các glycol từ thiết bị 7 được đưa vào cột chưng cất chân không 8, trong đó sẽ thu được EG tương đối tinh khiết, sản phẩm đáy còn lại bao gồm di và trietylenglycol.



Hình 5.3. Sơ đồ công nghệ tổng hợp etylenglycol (EG)

1 – Thiết bị trộn, 2 – Thiết bị đun nóng bằng hơi nước, 3 – Thiết bị phản ứng, 4, 5 – Thiết bị cô đặc, 6 – Thiết bị ngưng tụ, 7, 8 – Cột chưng cất phân đoạn, 9 – Van chỉnh áp, 10 – Bộ hồi lưu, 11 – Thiết bị đun nóng, 12 - Bơm

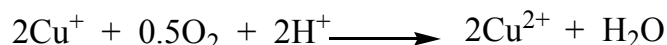
5.3. Oxy hóa etylen. Tổng hợp acetandehit, vinyl acetat, axit axetic

5.3.1. Cơ sở lý thuyết

Tổng hợp các hợp chất cacbonyl từ olefin dựa trên cơ sở một phản ứng đã được biết đến từ lâu, đó là sự tác dụng của Icorua paladi với olefin, trong đó paladi bị khử đến mức thấp nhất

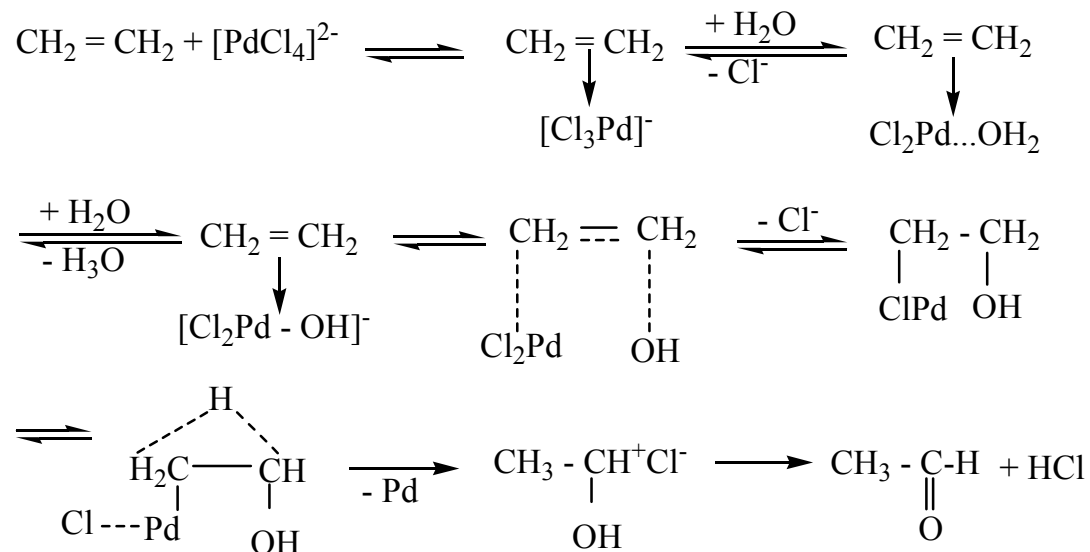


Nếu đưa vào hỗn hợp phản ứng thêm một lượng oxy sẽ xảy ra sự oxy hóa paladi, nhưng rất chậm. Công lao của các tác giả qui trình này ở chỗ họ đã thiết lập hệ oxy hóa - khử, trong đó paladi rất nhanh chóng bị oxy hóa, tức là paladi được tái sinh trở về dạng hoạt động. Các tác giả nhận thấy, nếu thêm vào hệ phản ứng một lượng muối đồng II, nó sẽ oxy hóa paladi trở về đồng I, đồng I rất dễ bị oxy hóa bằng oxy thành đồng II, nói cách khác muối đồng đóng vai trò chất mang oxy cho paladi



Cả hai phản ứng này xảy ra tương đối mãnh liệt trong môi trường axit, trong đó clorua paladi nằm ở dạng H_2PdCl_4

Cơ chế của phản ứng bao gồm các giai đoạn tạo thành phức trung gian từ clorua paladi, olefin và nước và sự chuyển hóa nội phân tử của phức này. Sơ đồ cơ chế phản ứng như sau:



Khả năng phản ứng của olefin trong quá trình này thay đổi theo dãy đặc trưng cho trường hợp sử dụng xúc tác phức kim loại

Bảng 5.1. Khả năng phản ứng của một số olefin

olefin	$\text{CH}_2 = \text{CH}_2$	$\text{CH}_3 - \text{CH} = \text{CH}_2$	$\text{CH}_3 - \text{CH}_2 - \text{CH} = \text{CH}_2$
Khả năng phản ứng	1.00	0.33	0.25

Sự oxy hóa xảy ra trên nguyên tử cacbon ít hydro nhất, do vậy acetandehit chỉ tạo thành từ etylen, còn từ các olefin khác sẽ tạo thành ceton. Ngoài các đồng đẳng của etylen, các cyclo olefin, các ankyt vòng thơm có chứa nối đôi ở mạch nhánh cũng có thể tham gia phản ứng oxy hóa này.

Các sản phẩm phụ có thể là andehit, ví dụ từ propylen sẽ thu được andehit propionic do sự tấn công vào nguyên tử cacbon β . Ngoài ra do tác dụng clo hóa của clorua đồng có thể tạo thành clocton (hàm lượng sản phẩm phụ này tăng khi hàm lượng các muối đồng và độ axit của dung dịch tăng lên). Hiệu suất clocton có thể đạt đến 10 – 30% trong oxy hóa n-buten. Do vậy cần phải có các biện pháp giảm sản phẩm này hoặc có hướng tách và sử dụng nó

Điều chế acetandehit bằng oxy hóa etylen trên hệ xúc tác $\text{PdCl}_2 \cdot \text{CuCl}_2$ đạt hiệu suất đến 95%, cao hơn hẳn các phương pháp khác, lại đi từ nguồn nguyên liệu rẻ tiền hơn so với axetylen và chỉ có một giai đoạn.

Bảng 5.2. So sánh các chỉ tiêu kinh tế của 3 phương pháp điều chế acetandehit

Phương pháp	Giá thành (%)	Chi phí đầu tư (%)
Cộng hợp nước với acetylen	100	100
Từ etylen qua etanol	85 – 95	60 - 70
Oxy hóa etylen	55 - 60	45 - 55

Như vậy có thể thấy phương pháp oxy hóa etylen gần như chiếm ưu thế tuyệt đối so với các phương pháp khác và hiện nay nó đã loại bỏ các phương pháp này trong công nghiệp sản xuất acetandehit

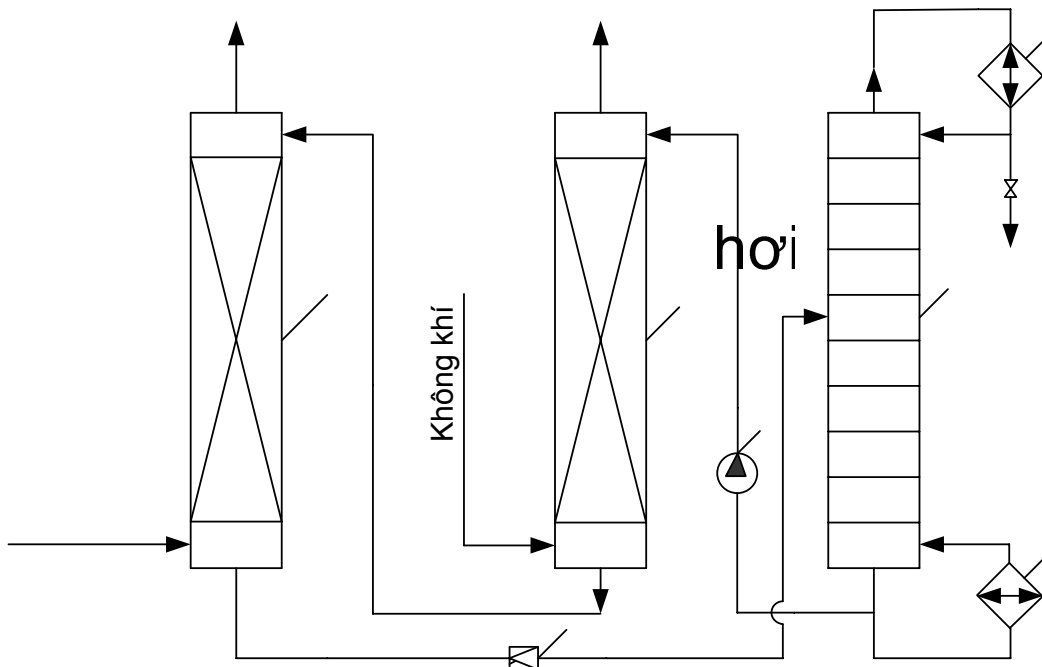
5.3.2. Tổng hợp acetandehit bằng con đường oxy hóa etylen

Trong quá trình này, điều quan trọng là đạt được sự tương ứng giữa các vận tốc oxy hóa etylen trên PdCl_2 , oxy hóa paladi dạng khử bằng CuCl_2 và oxy hóa Cu_2Cl_2 bằng oxy. Giai đoạn chậm nhất là oxy hóa Cu_2Cl_2 , do vậy dung dịch xúc tác cần phải chứa lượng dư muối đồng. Ví dụ các kết quả khả quan đạt được với các dung dịch axit yếu chứa 0.3 – 0.5% PdCl_2 và 10 – 25% CuCl_2 có thêm một lượng khoảng 2 – 3% acetat đồng để điều chỉnh pH. Với dung dịch này, các phản ứng đều xảy ra tương đối mãnh liệt ở 100 – 130⁰C và áp suất 0.3 – 1Mpa.

Thiết bị phản ứng là dạng tháp sục khí làm bằng thép titan hoặc các vật liệu chịu axit khác. Thiết bị không có bộ phận trao đổi nhiệt và nhiệt sinh ra trong phản ứng được sử dụng trực tiếp để đun nóng tác chất mới hoặc làm bốc hơi. Có 2 phương án công nghệ là một giai đoạn và 2 giai đoạn.

Trong phương án hai giai đoạn, sự oxy hóa etylen bằng dung dịch xúc

tác và tái sinh xúc tác bằng không khí được thực hiện trong 2 thiết bị khác nhau (hình 5.4)



Hình 5.4. Sơ đồ công nghệ tổng hợp acetandehit hai giai đoạn
1 – Thiết bị phản ứng, 2 – Thiết bị tái sinh xúc tác, 3 – Tháp bốc hơi,
4 – Bơm, 5 – Van chỉnh áp

Người ta đưa vào thiết bị phản ứng 1 etylen và dung dịch xúc tác tái sinh và phản ứng diễn ra với độ chuyển hóa gần như hoàn toàn của etylen ở điều kiện nhiệt độ $100 - 115^{\circ}\text{C}$ và $0.8 - 0.9 \text{ Mpa}$. Dung dịch acetandehit thu được sẽ đưa qua thiết bị chỉnh áp và vào bộ phận bốc hơi 3. Tại đây sẽ chưng tách acetandehit và các khí tan. Dung dịch còn lại ở tháp bốc hơi, bằng bơm được nén đến 1 Mpa và đưa qua thiết bị tái sinh 2. Người ta thổi không khí vào thiết bị tái sinh 2 để oxy hóa kim loại, sau đó dung dịch đã tái sinh được hồi lưu lại thiết bị 1. Ưu điểm của phương án công nghệ này là rất an toàn (vì không có sự trộn lẫn etylen với không khí) và sử dụng không khí làm tác nhân oxy hóa.

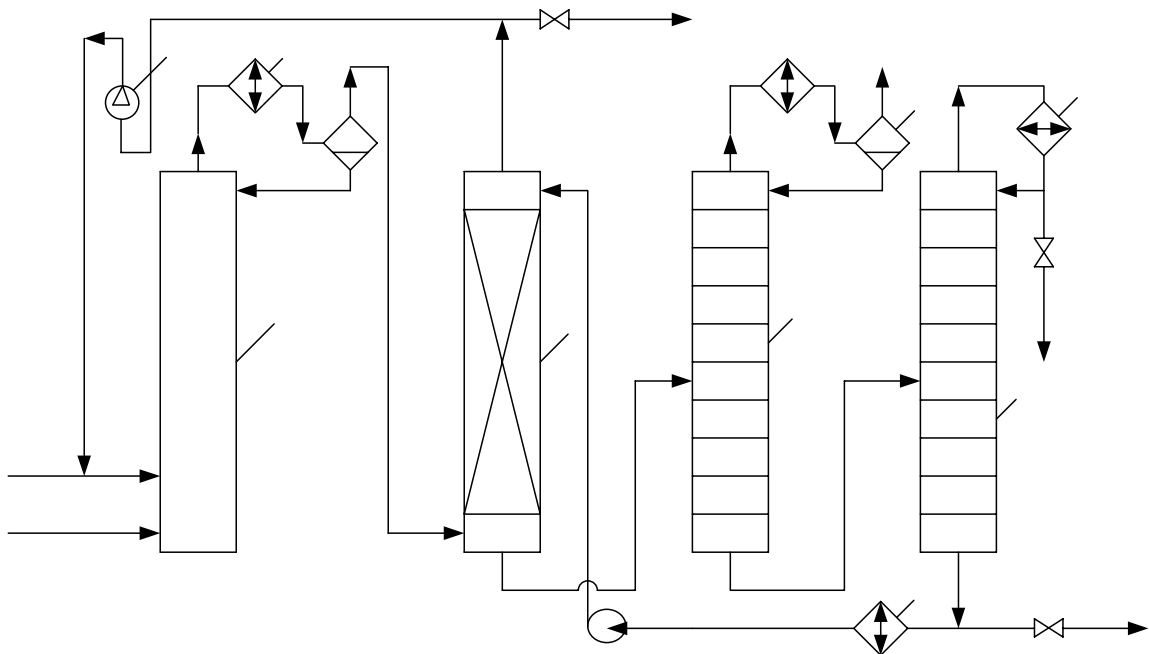
Phương án một giai đoạn kết hợp 2 quá trình oxy hóa etylen và tái sinh xúc tác trong một thiết bị phản ứng. Nhằm tránh tạo thành hỗn hợp nổ, quá trình được thực hiện với lượng dư etylen và sau đó đưa lượng này về phản ứng tiếp tục. Điều này bắt buộc phải sử dụng tác nhân oxy hóa là oxy kỹ thuật và oxy được chuyển hóa hoàn toàn trong thiết bị phản ứng. (hình 5.5)

Người ta đưa vào thiết bị phản ứng dạng tháp sục rỗng có chứa dung dịch xúc tác oxy hóa etylen (etylen hoàn lưu và etylen bổ sung). Tháp phản ứng làm việc ở mức độ chất lỏng cố định, điều kiện áp suất $P = 0.3 \text{ MPa}$ và 130°C . Lượng etylen dư sẽ thổi acetandehit mới sinh ra khỏi dung dịch và như vậy sẽ tránh được các phản ứng phụ. Cùng với

acetandehit sẽ bốc hơi một lượng nước, nước này sẽ ngưng tụ trong sinh hàn 3 và sau đó đưa trở lại thiết bị phản ứng

Hỗn hợp khí hơi nước được đưa vào thiết bị hấp phụ 4, tại đây acetandehit sẽ được nước hấp thu. Phần khí còn lại bao gồm etylen, lượng nhỏ oxy và các tạp chất trơ khác được đưa trở lại phản ứng thông qua thiết bị nén khí 2. Dung dịch acetandehit trong nước từ đáy thiết bị 4 được đưa qua thiết bị bốc hơi 5, tại đây sẽ tách các khí hòa tan và các tạp chất bay hơi. Sau đó trong cột 6 dưới dạng ngưng tụ sẽ thu được acetandehit, còn phần lớn sản phẩm lỏng đáy có chứa các sản phẩm phụ khó bay hơi (andehit crotonic...) được đưa trở lại bộ phận hấp phụ sau khi làm lạnh

So với phương án 2 giai đoạn, phương án 1 giai đoạn đòi hỏi chi phí đầu tư thấp hơn, ít tiêu hao năng lượng hơn, tuy nhiên lại sử dụng oxy đắt tiền hơn không khí. Vì vậy các chỉ tiêu kinh tế của 2 phương pháp này tương đương với nhau và trong thực tế đều được áp dụng.



Hình 5.5. sơ đồ công nghệ tổng hợp acetandehit một giai đoạn

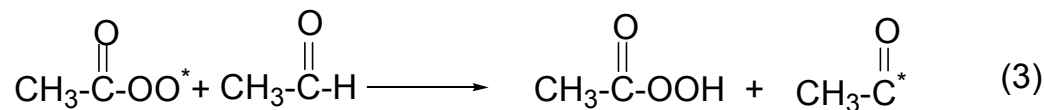
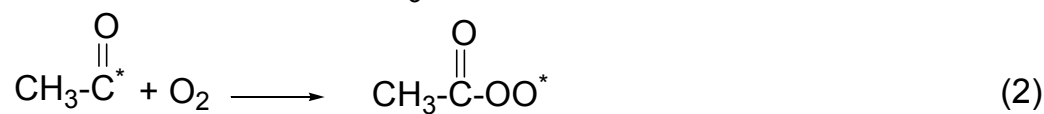
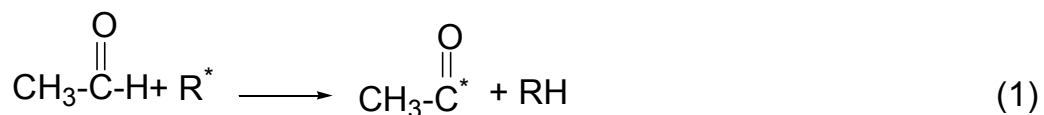
- 1 – Thiết bị phản ứng, 2 – máy nén tuần hoàn, 3, 7 – Sinh hàn,
4 – Tháp hấp thụ, 5 – Tháp bốc hơi, 6 – Cột chưng cất, 8 – Thiết bị tách,
9 – Thiết bị ngưng tụ.

5.3.3. Tổng hợp axit axetic

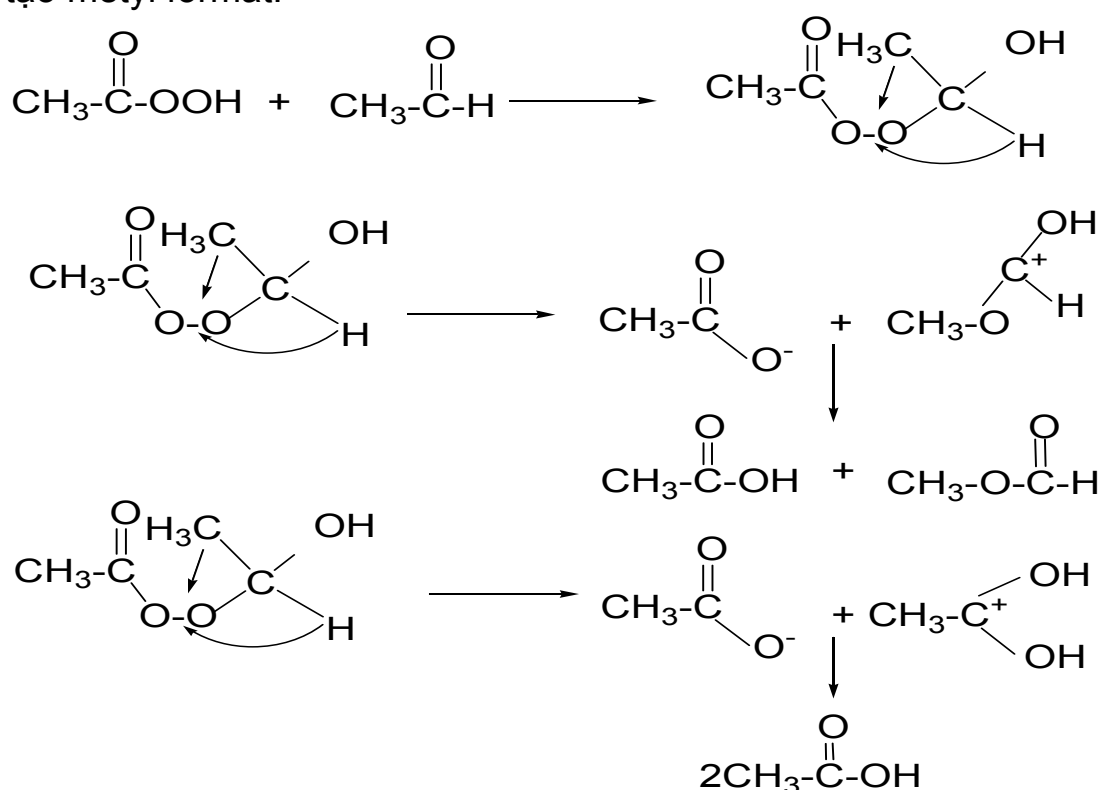
Cơ chế phản ứng

2 3

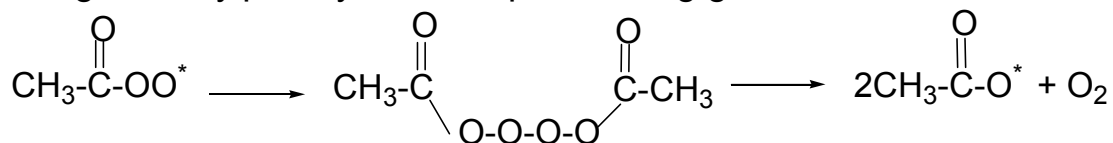
Quá trình oxy hóa axetandehit để tạo thành axit axetic, xảy ra theo cơ chế tạo gốc tự do. Trong đó, sinh ra sản phẩm trung gian là axit peaxetic (phương trình 3).

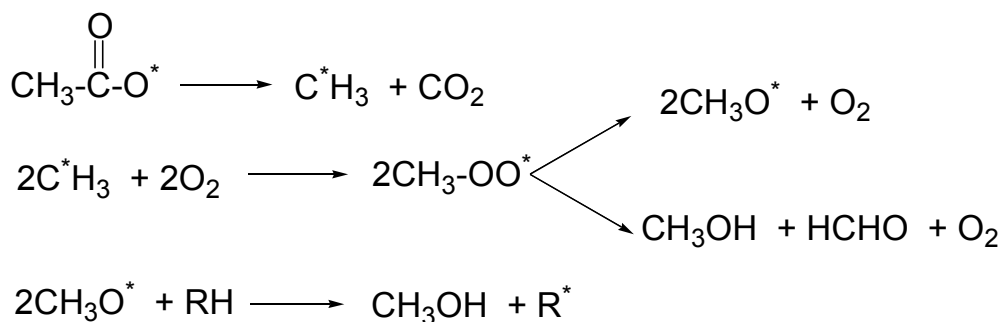


Axit peaxetic sau đó có thể phản ứng với axetanđehit để tạo thành axetanđehit monoaxetat (AMP). AMP phân hủy nhanh chóng tạo thành axit axetic, nhờ quá trình chuyển vị của gốc hidrit trong phản ứng Baeyer-Villiger. Ngoài ra, còn xảy ra quá trình chuyển dịch gốc metyl để tạo metyl format:



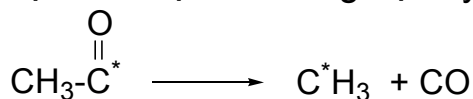
Quá trình chuyển dịch của nhóm ankyl trở nên dễ dàng hơn nhiều, đối với các anđehit cao hơn, đặc biệt là nếu có nhánh ở vị trí α . Giai đoạn ngắt mạch, trước tiên xảy ra theo hướng phản ứng lưỡng tử, của các gốc axetylperoxy, tạo sản phẩm trung gian là tetraoxit:





Phản ứng trên, là nguồn gốc sinh ra hầu hết các sản phẩm phụ của quá trình oxy hóa axetanđehit như: CO, CH₃OH, HCHO và HCOOH. Sự oxy hóa không có xúc tác, có thể làm giảm hiệu ứng cung cấp cho quá trình chuyển hóa axetanđehit, dẫn đến làm giảm tối thiểu nồng độ CH₃CHO cần duy trì trong môi trường phản ứng. Nó cũng giữ cho nồng độ các gốc axetyl peroxyt ổn định ở mức thấp, bằng cách thúc đẩy phản ứng (3). Trong phản ứng không có xúc tác, cần đặc biệt chú ý ngăn chặn nồng độ của AMP đạt tới giới hạn nổ.

Các phản ứng phân hủy gốc tự do, có thể trở nên quan trọng ở nhiệt độ cao hoặc khi nồng độ oxy thấp:



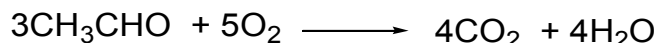
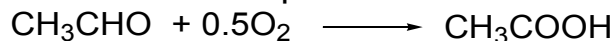
Tốc độ của phản ứng decacbonyl hóa tăng khi tăng nhiệt độ, tuy nhiên nó chỉ trở nên quan trọng, khi oxy không đủ để lọc sạch các gốc axetyl (phương trình 2).

Các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình

- Ảnh hưởng của nguyên liệu axetanđehit

Do CH₃CHO dễ bị biến đổi thành parađehit. Vì vậy, mà làm cho sản phẩm của quá trình không tinh khiết, có lẫn nhiều tạp chất, gây khó khăn cho việc tinh chế và làm sạch sản phẩm, hiệu quả không cao.

Cùng một điều kiện oxy hóa và xúc tác, axetanđehit có thể bị biến đổi thành nhiều sản phẩm khác nhau:



Để khắc phục các hiện tượng này, ta phải khống chế nghiêm ngặt chế độ oxy hóa, dùng xúc tác thích hợp và sử dụng axetanđehit > 99%, không quá 1% parađehit và anđehit crotonic.

Mặt khác, hàm lượng của axetanđehit có ảnh hưởng đến quá trình tạo thành axit peraxetic, nếu hàm lượng axetanđehit trong thiết bị oxy hóa tăng lên quá mức, thì lượng peraxit tạo thành giảm xuống, còn nếu giảm hàm lượng CH_3CHO , thì làm tăng lượng peraxit trong vùng phản ứng, vì giai đoạn 1 tạo peraxit nhanh hơn giai đoạn 2. Điều này, dẫn đến sự tích tụ axit peraxetic, sẽ không có lợi cho quá trình và dễ gây nổ. Vì vậy, cần phải khống chế hàm lượng axetanđehit thích hợp khi cho vào.

- Oxy

Vận tốc oxy hóa không phụ thuộc vào nồng độ oxy mà chỉ phụ thuộc vào tốc độ hòa tan khí O_2 vào khối lỏng (yếu tố khuếch tán khi chuyển oxy từ pha khí và pha lỏng).

- Ảnh hưởng của xúc tác

Xúc tác sử dụng cho quá trình oxy hóa CH_3CHO , có tác dụng làm tăng tốc độ phản ứng và hướng phản ứng theo chiều tạo sản phẩm chính và đảm bảo quá trình chảy qua tất cả giai đoạn với vận tốc như nhau.

Các xúc tác như axetat của sắt, đồng, coban đều làm tăng nhanh quá trình oxy hóa axetanđehit thành axit peraxetic, nhưng làm chậm tốc độ của giai đoạn tạo thành anhyđrit. Do đó, một khối lượng axit peraxetic tích tụ lại trong thiết bị phản ứng dẫn đến tiếng nổ.

Mặt khác, khi sử dụng hỗn hợp axetat của (đồng, coban) làm xúc tác và tiến hành trong môi trường dung môi là etyl axetat, thì có thể nhận được axit axetic cùng với anhyđrit axetic, và hiệu suất anhyđrit axetic lớn hơn, do etyl axetat có khả năng tạo hỗn hợp đẳng phí với nước, làm tách nước ra khỏi quá trình. Điều này chứng tỏ, hiệu suất sản phẩm chính, phụ thuộc vào bản chất của xúc tác.

Hiện nay, xúc tác tốt nhất cho quá trình là axetat mangan và xúc tác hỗn hợp của axetat (mangan – coban), cho hiệu suất sản phẩm chính cao, khắc phục được nhược điểm của các xúc tác đã kể trên, có khả năng tái sinh axit peraxetic. Đặc biệt là hỗn hợp xúc tác của axetat (mangan – coban) có hoạt độ và độ chọn lọc cao, do có sự tổ hợp tương trợ lẫn nhau. Hàm lượng xúc tác có mặt trong khối phản ứng, có ảnh hưởng đến vận tốc oxy hóa. Khi tăng nồng độ xúc tác thì tốc độ phản ứng không tăng hoặc tăng rất chậm. Giới hạn đã định là 0,05 đến 0,1% trọng lượng.

- Ảnh hưởng của nhiệt độ

Nhiệt độ là yếu tố quan trọng, ảnh hưởng đến quá trình oxy hóa axetanđehit. Nhiệt độ ảnh hưởng đến nồng độ axit peraxetic, tức là ảnh hưởng đến vận tốc oxy hóa. Khi tăng nhiệt độ sẽ thúc đẩy được các giai đoạn phản ứng, đặc biệt là phản ứng phân hủy axit peraxetic. Quá trình oxy hóa pha lỏng axetanđehit thường được tiến hành trong khoảng

hiệt độ $60 \div 80^{\circ}\text{C}$. Nếu nhiệt độ thấp hơn sẽ dẫn tới quá trình tích tụ hợp chất axit peaxetic trong phản ứng và phát sinh hiện tượng nổ. Nếu nhiệt độ tăng cao quá, tuy làm tăng tốc độ phản ứng chính, song cũng thúc đẩy các phản ứng phụ, đặc biệt là phản ứng oxy hóa hoàn toàn axetanđehit, do chúng dễ bay hơi, đồng thời gây nguy hiểm, vì hơi axetanđehit bay lên tạo với oxy hỗn hợp nổ trong giới hạn rộng. Do đó, việc tăng nhiệt độ lại phải đi kèm với việc tăng áp suất. Để duy trì nhiệt độ trong thiết bị trong khoảng như vậy, người ta phải giải nhiệt phản ứng bằng cách tiến hành oxy hóa trong thiết bị dạng tháp, trong tháp có đặt các ống xoắn làm lạnh.

- Ảnh hưởng của áp suất

Nói chung, áp suất ít ảnh hưởng đến quá trình. Tuy nhiên, do axetanđehit là chất lỏng rất dễ bay hơi, mà điều kiện làm việc đòi hỏi phải tiến hành trong pha lỏng, nên trên thực tế người ta thường thực hiện quá trình ở áp suất $3 \div 4$ at, để giữ cho axetanđehit ở trạng thái lỏng tại nhiệt độ phản ứng ($60 \div 75^{\circ}\text{C}$). Nếu sử dụng áp suất cao quá, sẽ gây tốn kém cho việc chế tạo thiết bị.

- Ảnh hưởng của lượng nước

Lượng nước trong thiết bị phản ứng có ảnh hưởng tới hiệu suất thu sản phẩm. Khi lượng nước giảm, dẫn đến tăng quá trình tạo thành của sản phẩm phụ anhydrit axetic, đồng thời hiệu suất của sản phẩm chính giảm, do vận tốc của phản ứng thủy phân anhydrit axetic giảm. Khi lượng nước tăng, thì hàm lượng axit peraxetic tăng và hiệu suất sản phẩm chính tăng, tuy nhiên nếu lượng nước tăng quá, sẽ làm pha loãng sản phẩm, gây khó khăn cho quá trình tinh chế sau này.

Dây chuyền công nghệ tổng hợp axit axetic

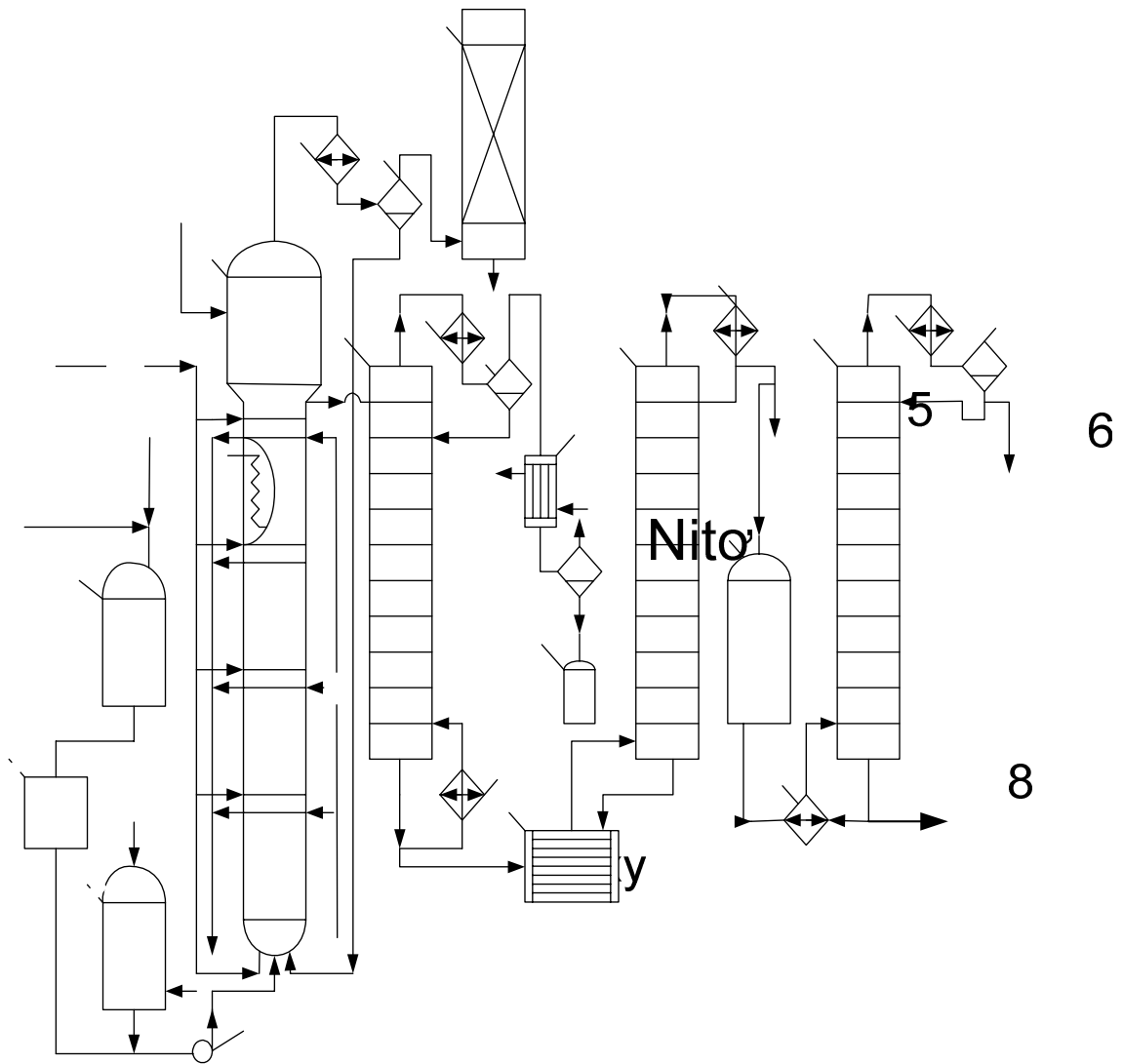
Dung dịch xúc tác được chuẩn bị trong thiết bị (1), bằng cách hòa tan axetat mangan trong axit axetic. Dung dịch này, cho qua thùng chứa trung gian (2) cùng với axetanđehit đã được làm lạnh bằng nước muối từ bể chứa axetanđehit (3), nhờ bơm (20) nạp ở áp suất 4t vào phía đáy tháp oxy hóa (4). Tháp này, bên trong được chế tạo bằng nhôm hoặc thép hợp kim không gỉ (Cr – Ni – Mo). Oxy kỹ thuật được đưa vào (4) đến (5) dọc theo chiều cao của cột tháp, qua ống phân phối đặc biệt. Cột tháp được nạp đầy chất lỏng đến gần phần mở rộng. Chất lỏng chuyển động càng lên cao, nồng độ axit axetic càng tăng, nồng độ axetanđehit càng giảm. Trong quá trình oxy hóa, đáy cột tháp được duy trì ở nhiệt độ 60°C và áp suất $3,8 \div 4$ at, còn trên đỉnh cột tháp, giữ ở nhiệt độ và áp suất tương ứng là 75°C và $2,8 \div 3$ at. Việc khống chế nghiêm ngặt chế độ nhiệt độ, có ý nghĩa hết sức quan trọng, bởi vì nếu nhiệt độ thấp hơn khoảng $60 - 70^{\circ}\text{C}$, thì sẽ dẫn tới quá trình tích tụ peaxit axetic, còn nếu nhiệt độ cao hơn, sẽ thúc đẩy phản ứng phụ, đặc biệt là phản ứng oxy hóa hoàn toàn axetanđehit. Để pha loãng hỗn hợp

hơi gây nổ, (tức tránh quá trình tích tụ peaxit axetic và quá trình tương hợp của hỗn hợp hơi axetanđehit và oxy gây nổ) người ta cho nitơ liên tục vào phần trên cùng của cột tháp.

Hỗn hợp hơi và khí đi ra từ cột oxy hóa (4), được đưa sang thiết bị ngưng tụ làm lạnh (5), tại đây có nhiệt độ $20 \div 30^{\circ}\text{C}$ nên hơi axit axetic, axetanđehit và hơi nước được ngưng tụ. Phần dung dịch ngưng tụ trong đó hòa tan phần lớn axetanđehit chưa phản ứng, sau đó được tách riêng khỏi hơi trong thiết bị phân ly (6) và được đưa trở lại đáy cột tháp oxy hóa. Hơi tách ra, được rửa trong tháp rửa (7) bằng nước để tách hết phần axetanđehit dư và axit axetic, rồi thải ra ngoài trời.

Axit axetic thô, lấy liên tục từ phần nở rộng của cột tháp oxy hóa (4), qua máng cạnh sườn, đưa sang tháp tinh chế (8), tại đây các hợp chất có nhiệt độ sôi thấp (tức là các sản phẩm dễ bay hơi) bị đuổi ra. Hơi của chúng được ngưng tụ trong thiết bị hồi lưu (10), một phần ngưng tụ được hồi lưu về (8), phần còn lại qua thiết bị ngưng tụ làm lạnh (11), rồi vào bộ phận thu gom (12) và đưa đi xử lý tiếp. Axit axetic đã tách khỏi các tạp chất có nhiệt độ sôi thấp, (phần lớn ở đáy cột (8)) được đưa liên tục vào thiết bị đun sôi (13), rồi vào tháp (14) để chưng cất lần 2, tại đây ở nhiệt độ 125°C , axit axetic bay hơi tách khỏi xúc tác, paraanđehit, axit crotonic và các sản phẩm đã bị hóa nhựa khác. Hơi axit axetic, được ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ hồi lưu (15), một phần axit axetic tách ra đưa trở lại tưới trong tháp (14), một lượng nào đó lấy cho vào (1) để chuẩn bị dung dịch xúc tác, còn phần lớn đưa đi để làm sạch khỏi tạp chất trong thiết bị phản ứng (16). Ở đây, axit axetic được làm sạch bằng KMnO_4 để oxy hóa các tạp chất chứa trong nó.

Để tách axetat mangan tạo thành, người ta cho bay hơi axit axetic một lần nữa trong bộ phận đun bốc hơi (17) ở nhiệt độ $120 \div 125^{\circ}\text{C}$, hơi đi ra được đưa vào tháp đệm (18) để lọc sạch hơi axit axetic một lần nữa, rồi qua ngưng tụ ở thiết bị ngưng tụ (19), đưa tiếp sang thiết bị phân ly (6). Axit axetic sạch (sản phẩm tinh khiết) được gọi là axit axetic thương phẩm, một phần nhỏ lượng axit này đưa trở lại tháp (18). Trong phương pháp này, để thu được 1 tấn axit axetic cần $0,78 \div 0,8$ tấn CH_3CHO , 240m^3 oxy kỹ thuật và 9kg KMnO_4 .

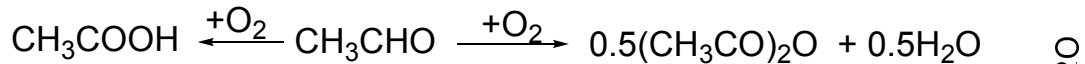


Hình 5.6. Sơ đồ công nghệ tổng hợp axit axetic bằng phương pháp oxy hóa axetanđehit trong pha lỏng.

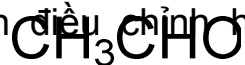
1 - Thiết bị chuẩn bị xúc tác lỏng; 2 - Thùng chứa trung gian; 3 - Bể chứa axetanđehit; 4 - Tháp oxy hóa; 5, 11 - Thiết bị ngưng tụ làm lạnh; 6 - Thiết bị phân ly; 7 - Bộ lọc khí; 8, 14 - Tháp thu hồi; 9, 13 - Thiết bị đun sôi; 10, 15, 19 - Thiết bị ngưng tụ hồi lưu; 12 - Bộ phận thu gom axit; 16 - Thiết bị phản ứng; 17 - Bộ phận bốc hơi; 18 - Tháp đệm; 20 - Bơm.

Tổng hợp đồng thời axit axetic và anhydrit axetic

Phần trước đã nói rằng trong các điều kiện xác định khi oxy hóa anđehit thì song song với axit cacboxylic cũng nhận được anhydrit.



Do khi tạo thành anhydrit, không tìm hãm được quá trình tách nước, nên gây ra khả năng thủy phân nó thành axit. Một trong các điều kiện để tổng hợp đồng thời anhydrit và axit là tách loại nhanh nước. Để làm được điều này, người ta sử dụng các chất phụ đẳng phí (etylaxetat, diizopropyl ete), nhưng về sau người ta đã xác định là có thể không cần chúng. Lúc đó, các yếu tố chính điều chỉnh hiệu suất giữa axit và



anhydrit sẽ được tạo ra bởi:

Thành phần của chất xúc tác đồng thể, có thể là hỗn hợp muối Co hay Mn với các muối Cu (Co + Cu; Mn + Cu) theo tỷ lệ tương ứng 1 : (1 ÷ 3) hay thậm chí là dùng nồng độ của nó lớn trong dung dịch phản ứng này. Sử dụng chất oxy hóa là không khí loãng (7 – 9%) phần thể tích O₂, và tiến hành quá trình oxy hóa trong vùng khuếch tán (sẽ làm giảm nồng độ của axit trong pha lỏng và làm tăng nồng độ các gốc tự do CH₃-C* = O mà thông qua nó tạo ra anhydrit).

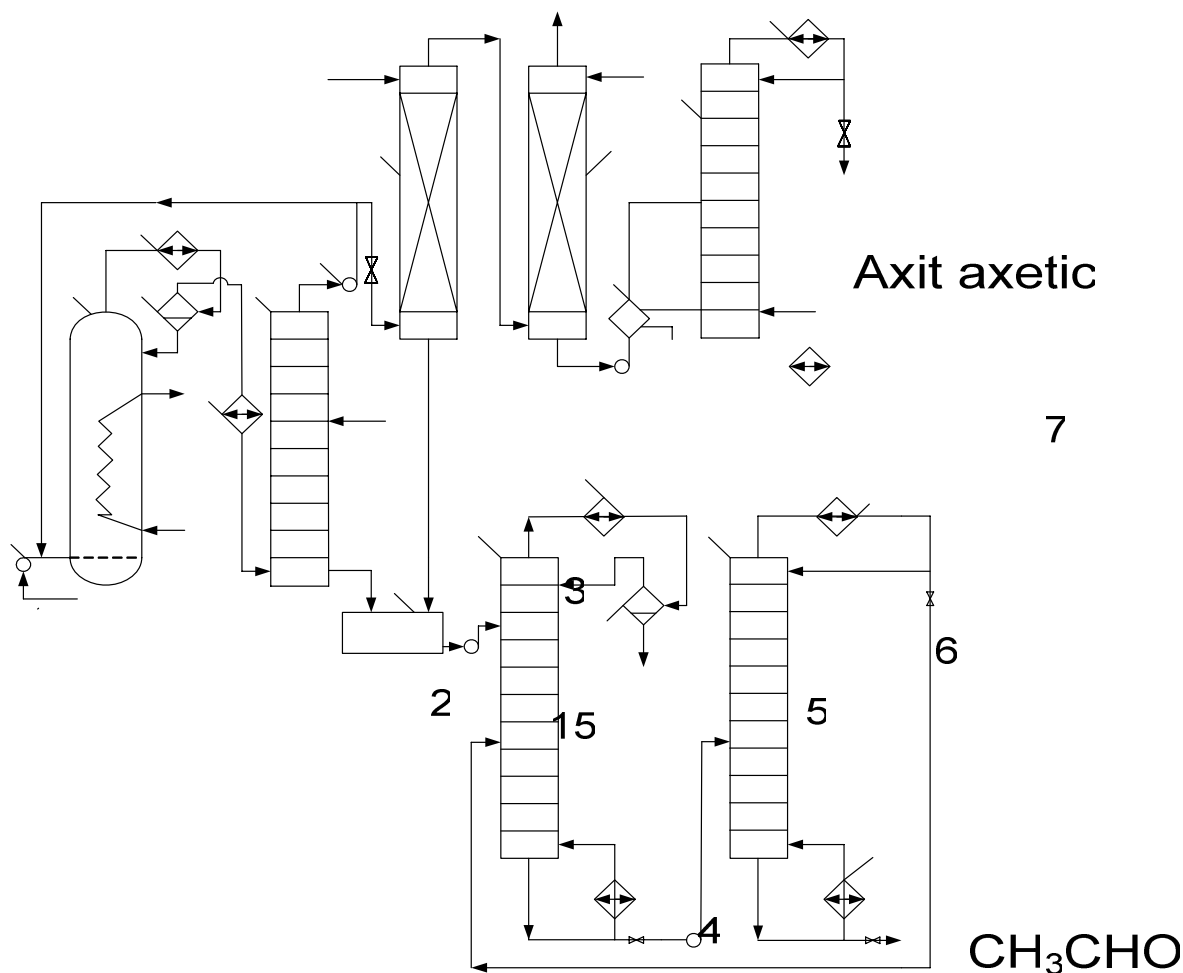
Trong các điều kiện này, tỉ lệ giữa axit và anhydrit tạo thành có thể thay đổi đến (3 ÷ 5) : (7 ÷ 5).

Phương pháp oxy hóa trực tiếp axetanđehit, thành hỗn hợp anhydrit axetic và axit axetic kinh tế hơn, trong đó nhận được 2 sản phẩm có giá trị.

Để tổng hợp đồng thời, người ta sử dụng 2 phương pháp. Trong trường hợp đầu, quá trình được tiến hành trong tháp sục khí với môi trường là etylaxetat, ở 50 – 70⁰C và P = 0,4Mpa. Sự oxy hóa được gây ra bởi không khí (không phải bởi oxy) với xúc tác tạo ra từ axetat của Cu, Co theo tỉ lệ 10:1 hay 2:1, dung môi, axetanđehit. Dung dịch xúc tác được đưa liên tục vào tháp oxy hóa, còn không khí thì sục qua hỗn hợp phản ứng. Hơi thoát ra cùng với không khí, được ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ hoàn lưu, nước sẽ tách ra, còn etylaxetat thì đưa trở về tháp, Axetanđehit dễ bay hơi, sẽ được hấp thụ bằng nước từ khí, sau đó tái sinh nó ở bộ phận chưng kế tiếp. Hỗn hợp phản ứng thu từ tháp oxy hóa, được mang đi phân tách để tách hỗn hợp dung môi với nước và axetanđehit chưa chuyển hóa. Sau đó, ở trong các tháp khác sẽ tiếp tục chưng tách lần lượt axit axetic, anhydrit axetic, còn dung dịch chất xúc tác thì đưa trở lại giai đoạn oxy hóa.

Đối với phương pháp 2, quá trình oxy hóa thực hiện ở 55 – 60⁰C không có dùng dung môi để hòa tan các chất xúc tác, với tác nhân oxy hóa là không khí nghèo oxy (7 – 9% thể tích oxy). Trong thiết bị phản ứng dạng tháp có chứa các ống xoắn làm lạnh, người ta đưa vào hỗn hợp không khí cùng với dòng khí tuần hoàn chứa hơi axetanđehit. Hỗn hợp phản ứng gồm chủ yếu là axit axetic, anhydrit axetic cùng với chất xúc tác hòa tan trong nó. Đặc điểm nổi bật của phương pháp này là đưa vào thiết bị phản ứng một lượng lớn khí, qua cơ cấu phân phối khí đặc biệt, nhằm tạo ra khả năng xáo trộn mạnh chất lỏng. Các sản phẩm được tách ra (ở dạng hơi) cùng với khí bay lên, còn dung dịch chất xúc tác nằm lại trong thiết bị phản ứng và làm việc tiếp trong chu kì sau, và hầu như nó không bị mất hoạt tính xúc tác.

Sơ đồ công nghệ tổng hợp đồng thời axit axetic và anhydrit axetic biểu diễn trên hình 5.6



Hình 5.7. Sơ đồ công nghệ tổng hợp đồng thời axit axetic và anhydric axetic.

- 1 - Máy nén không khí; 2 - Thiết bị phản ứng; 3, 4 - Thiết bị ngưng tụ;
 5 - Thiết bị bảo hòa; 6 - Máy nén khí; 7 - Thiết bị lọc khí; 8 - Thiết bị hấp thụ;
 9 - Thiết bị trao đổi nhiệt; 10, 16 - Tháp chưng cất phân đoạn;
 11, 14, 17 - Thiết bị ngưng tụ hồi lưu; 12 - Bồn chứa; 13 - Tháp sấy;
 15 - Thiết bị phân ly; 18 - Nồi đun.



Không khí tinh khiết ban đầu, được nén trong máy nén không khí (1), dưới áp suất lớn hơn áp suất khí quyển không nhiều và được trộn với khí hồi lưu, có chứa hơi axetanđehit. Hỗn hợp vừa thu nhận (7 – 9% (v) O_2 , 25 – 30% (v) axetanđehit, còn lại là N_2), sẽ cho vào thiết bị phản ứng (2) qua mạng lưới phân phối và sục qua dung dịch chất xúc tác, sau đó nó lồi theo hơi của các sản phẩm. Hỗn hợp khí hơi được làm lạnh tức thời bằng nước, trong thiết bị ngưng tụ (3) và hồi lưu phần ngưng tụ về thiết bị phản ứng, để trong thiết bị các chất được duy trì thường xuyên ở dạng lỏng. Sau đó, tiến hành làm nguội tiếp tục trong thiết bị ngưng tụ (4) và thiết bị bão hòa (5), tại 5 nhờ axetanđehit được cho vào và do đó axetanđehit được đun sôi, còn các sản phẩm thì được ngưng tụ từ khí.

Hỗn hợp hơi – khí phía trên thiết bị bão hòa (5) qua máy nén khí, được đưa trở về phối với không khí nhập liệu, và sau đó đưa vào thiết bị phản ứng. Tất nhiên, phần khí dư có thể loại bỏ khỏi hệ thống để

13

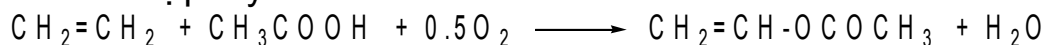
không làm loãng quá mức hỗn hợp phản ứng. Khí tách ra này chứa phần lớn axetanđehit được rửa trong thiết bị lọc khí (7), bằng lượng nhỏ axit axetic (để hấp thụ hơi anhyđrit axetic), và sau đó rửa trong tháp hấp thụ (8) bằng nước để thu hơi toàn bộ axetanđehit. Từ dung dịch nhận được trong tháp chưng phân đoạn (10) cùng với thiết bị ngưng tụ hồi lưu nước muối (11), sẽ tái sinh được axetanđehit, và sau đó đưa trở về thiết bị bão hòa (5) và thiết bị thực hiện phản ứng. Không khí sau khi làm việc, sẽ đưa về khí quyển qua tháp hấp thụ (8).

Phần ngưng tụ sau thiết bị bão hòa (5) và thiết bị lọc khí (7), sẽ chảy vào bồn chứa (12). Sản phẩm thô này chứa 58 – 60% (phần khối lượng) anhyđrit axetic, 28 - 30% (phần khối lượng) axit axetic, 9 – 10% (phần khối lượng) nước, 1– 2% (phần khối lượng) etyliden axetat và một lượng nhỏ axetanđehit, formanđehit. Do khả năng thủy phân cao của anhyđrit axetic (đặc biệt ở nhiệt độ cao) trong phương pháp 1, nên người ta tiến hành chưng cất nước cùng với etylaxetat trong tháp (13), với thiết bị ngưng tụ hồi lưu (14) và thiết bị phân ly (15), sau đó, từ hỗn hợp sản phẩm ở tháp (16), sẽ tách được etylaxetat và đưa trở về tháp (13). Axit axetic và anhyđrit axetic nhận được ở dạng tinh khiết, sau khi chưng phân đoạn tiếp tục (trên sơ đồ không biểu diễn). Hiệu suất sản phẩm đạt 95% theo lý thuyết.

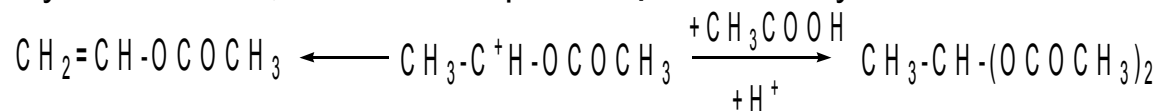
5.3.4. Tổng hợp vinylaxetat từ etylen (phương pháp axetoxy hoá)

Đặc điểm của quá trình

Các tính chất, ứng dụng và điều chế vinylaxetat (VA) từ axetylen đã được xem xét ở phần trước. Do việc sử dụng nguyên liệu axetylen đắt tiền, nên phương pháp này, đã được thay thế bằng phương pháp oxy hóa kết hợp etylen với axit axetic:



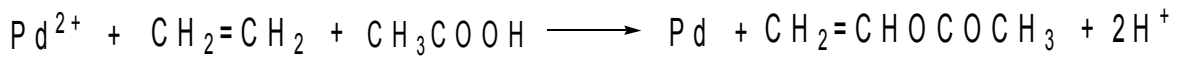
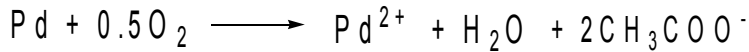
Phản ứng xảy ra trên xúc tác paladi. Nếu quá trình tác dụng xảy ra không phải trong môi trường nước, mà trong môi trường axit axetic thì cacbuacation trung gian sẽ có cấu tạo $\text{CH}_3-\text{C}^+\text{H}-\text{OCO}-\text{CH}_3$ và có thể kết hợp không những với phân tử axit axetic thứ hai để tạo ra etylidendiaxetat, mà còn tách proton tạo thành vinylaxetat



Quá trình pha lỏng này, được thực hiện với xúc tác $\text{PdCl}_2 \cdot \text{CuCl}_2$ trong môi trường axit axetic có thêm axetat-natri hoặc clorua liti. Ngoài etylidendiaxetat, các sản phẩm phụ có thể là n-buten (do quá trình dime hóa của etylen) và axetanđehit. Do trong phản ứng có sinh ra nước, nên quá trình tích tụ của nước, sẽ tạo điều kiện thuận lợi cho sự hình thành axetanđehit. Nếu giữ một tỷ lệ nào đó cố định giữa axit axetic và nước thì có thể kết hợp tổng hợp vinylaxetat và axetanđehit. Do hiệu suất sản

phẩm thấp và mức độ ăn mòn cao, nên quá trình pha lỏng được thay thế bằng quá trình pha khí và hiện đang được ứng dụng rộng rãi.

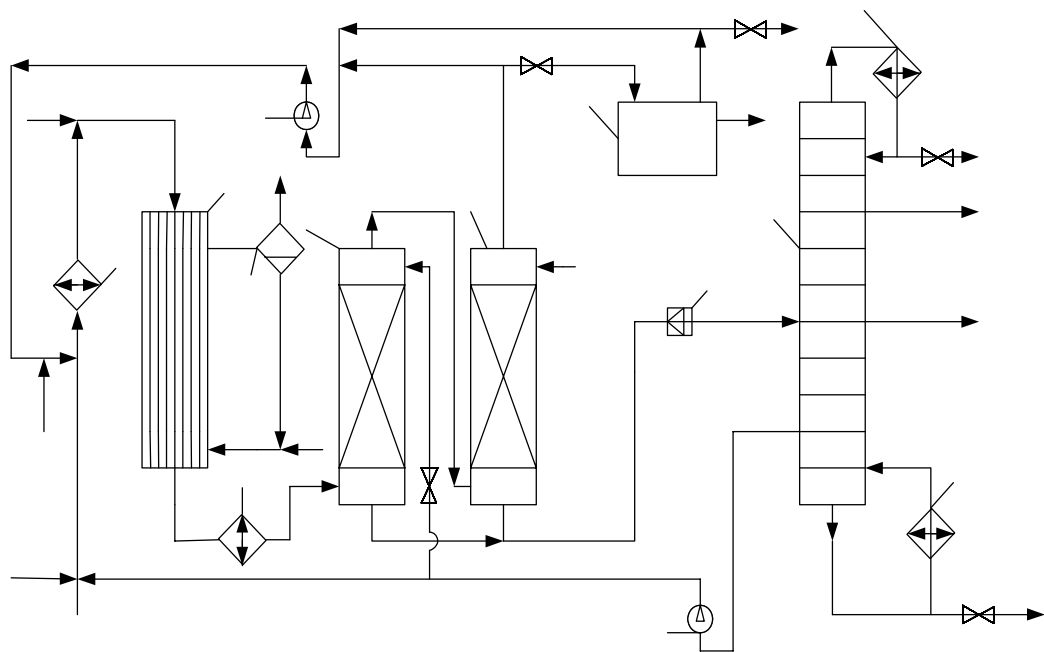
Tổng hợp VA trong pha khí được thực hiện với xúc tác dị thể (Pd trên SiO_2 , Al_2O_3 hoặc aluminosilicat với phụ gia axetat natri) có chứa một lượng muối đồng thực hiện chức năng chất mang thúc đẩy quá trình oxy hóa Pd thành hóa trị 2:



Quá trình tiến hành ở nhiệt độ $170 - 180^\circ\text{C}$ và áp suất $0,5 - 1\text{MPa}$ bằng cách cho hỗn hợp tác nhân qua lớp xúc tác dị thể. Tác nhân oxy hóa sử dụng là oxy. Hỗn hợp ban đầu bao gồm etylen, hơi axit axetic và oxy với tỉ lệ thể tích $\sim 8 : 4 : 1$, và độ chuyển hóa của chúng sau khi qua một thiết bị phản ứng lần lượt là 10, 20 và 60 – 70%. Độ lựa chọn theo vinylaxetat đạt 91 – 92%, sản phẩm phụ chủ yếu là CO_2 và lượng các hợp chất còn lại chiếm khoảng 1%.

Sơ đồ công nghệ tổng hợp vinylaxetat từ etylen

Sơ đồ công nghệ tổng hợp vinylaxetat từ etylen trong pha khí được biểu diễn trên hình 5.7.



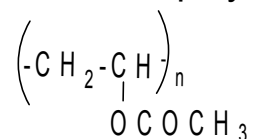
Hình 5.8. Sơ đồ công nghệ tổng hợp vinylaxetat từ etylen trong pha khí

1 – Thiết bị đốt nóng hơi, 2 – phản ứng, 3 – Bộ thải khí, 4 – Sinh hàn, 5, 6 – Tháp tưới, 7 – Máy nén, 8 – Bộ phận tách CO_2 , 9 – Hệ thống chưng cất phân đoạn, 10 – Thiết bị ngưng tụ, 11 – Bộ cấp nhiệt, 12 – Bơm, 13 – van chỉnh áp.

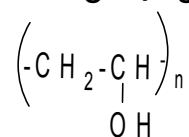
Hỗn hợp etylen mới bổ sung và etylen hồi lưu, cùng với axit axetic được đun nóng trong thiết bị phản ứng dạng ống (2), với lớp xúc tác cố định. Hỗn hợp phản ứng, sau đó được làm lạnh trong sinh hàn (4) và

rửa khí trong các tháp tưới (5), (6) bằng axetic và nước để thu hồi vinylaxetat và axit axetic. Phần lớn khí sau khi rửa, được đưa trở lại phản ứng thông qua máy nén (7), còn một phần nhỏ đi vào bộ phận tách CO₂. Sản phẩm đáy của (5) và (6) sẽ đưa vào công đoạn chưng tách ở cột chưng phân đoạn (9).

Vinyl axetat là chất lỏng, nhiệt độ sôi 72⁰C, tạo với không khí hỗn hợp nổ. Đây là một trong những monome quan trọng, khi trùng hợp sẽ tạo thành polyvinylaxetat:



Polyme này có tính bám dính cao và được ứng dụng trong sản xuất keo dán và vecni. Khi thủy phân polyvinylaxetat, sẽ thu được một polyme rất thông dụng khác, đó là polyvinylancol



polyvinylancol được sử dụng làm chất nhũ hóa và chất tăng độ nhớt cho các dung dịch nước. Thủy phân một phần polyvinylaxetat sẽ thu được polyme dễ tạo màng và có thể dùng làm vải giả da. Ngoài ra, các copolyme của vinylaxetat với vinylclorua và các monome khác cũng được ứng dụng rộng rãi trong kỹ thuật.

5.4. Hydrat hóa etylen. Tổng hợp etanol

5.4.1. Cơ sở lý thuyết

Để khắc phục nhược điểm cơ bản của phương pháp công nước với xúc tác H₂SO₄ qua giai đoạn tạo thành ankylsunfat, người ta đã tìm ra phương pháp cộng nước vào olefin một giai đoạn: kết hợp phân tử nước trực tiếp vào nối đôi với sự có mặt của các xúc tác axit khác. Ngoài ra phương pháp thủy phân trực tiếp còn có ưu điểm về mặt công nghệ (quá trình chỉ tiến hành qua một giai đoạn, không cần thiết bị tái sinh H₂SO₄), hiệu suất tạo thành ancól cao hơn (=95%) và sự ăn mòn thiết bị ít hơn.

Xúc tác thông dụng nhất để thủy phân trực tiếp olefin là axit photphoric tẩm trên chất mang (silicagen xốp, aluminosilicat). Sự lựa chọn các thông số kỹ thuật dựa vào những chỉ tiêu kinh tế, nhất là giảm tiêu hao năng lượng trong quá trình tạo hơi và sử dụng lại lượng các chất chưa tham gia vào phản ứng. Nhiệt độ cao ở đây gây các ảnh hưởng trái ngược nhau đến cân bằng phản ứng và tốc độ của nó. Ngoài ra nâng nhiệt độ còn thúc đẩy sự polime hóa olefin và làm cho H₃PO₄ dễ tách ra khỏi chất mang. Vì vậy sự cộng nước vào etylen nên tiến hành ở nhiệt độ 260 – 300⁰C và để giữ nồng độ cần thiết của axit photphoric trên

chất mang phải cần áp suất hơi nước khoảng 2.5 – 3Mpa. Để tăng độ chuyển hóa của hơi nước, tăng nồng độ của rượu, nói cách khác để giảm chi phí về năng lượng người ta dùng một lượng dư etylen (1.4 - 1.6 : 1). Khi sử dụng etylen với lượng dư này cần áp suất 7 – 8Mpa, khi đó độ chuyển hóa của etylen ở trạng thái cân bằng là 8 – 10%. Tuy vậy trong thực tế, độ chuyển hóa chỉ đạt khoảng 4% và điều này cho phép qui trình làm việc ở vận tốc thể tích cao (200/h) và hiệu suất của xúc tác tính theo rượu (180 – 220kg/m³.h), etanol thu được có nồng độ 15%.

Sự làm loãng olefin bằng hỗn hợp trơ sẽ không có lợi cho cân bằng và vận tốc phản ứng. Vì vậy khác với quá trình cộng nước bằng xúc tác H₂SO₄, ở đây đòi hỏi olefin đưa vào phản ứng phải có nồng độ cao (97 – 99%). Tất nhiên sau nhiều vòng tuần hoàn hỗn hợp các khí trơ được tích tụ nhiều, nhưng phải bổ sung thêm một lượng olefin sao cho nồng độ tối thiểu của nó phải đạt 85%.

Phản ứng được tiến hành trong thiết bị hoạt động liên tục có cấu tạo như một ống thép đường kính 1.5m, chiều cao 10m, bên trong ống được phủ một lớp đồng đỏ để tránh sự ăn mòn của axit photphoric. Xúc tác được đưa vào ống và chứa trên các ống nhỏ hình nón. Hỗn hợp olefin và hơi nước sau khi đun nóng đến nhiệt độ thích hợp sẽ đi vào từ phía trên tháp, chạy qua các lớp xúc tác và đi ra tháp từ phía dưới. Do độ chuyển hóa của olefin khá thấp và nhiệt phản ứng không lớn nên không cần thiết bị làm lạnh trong tháp.

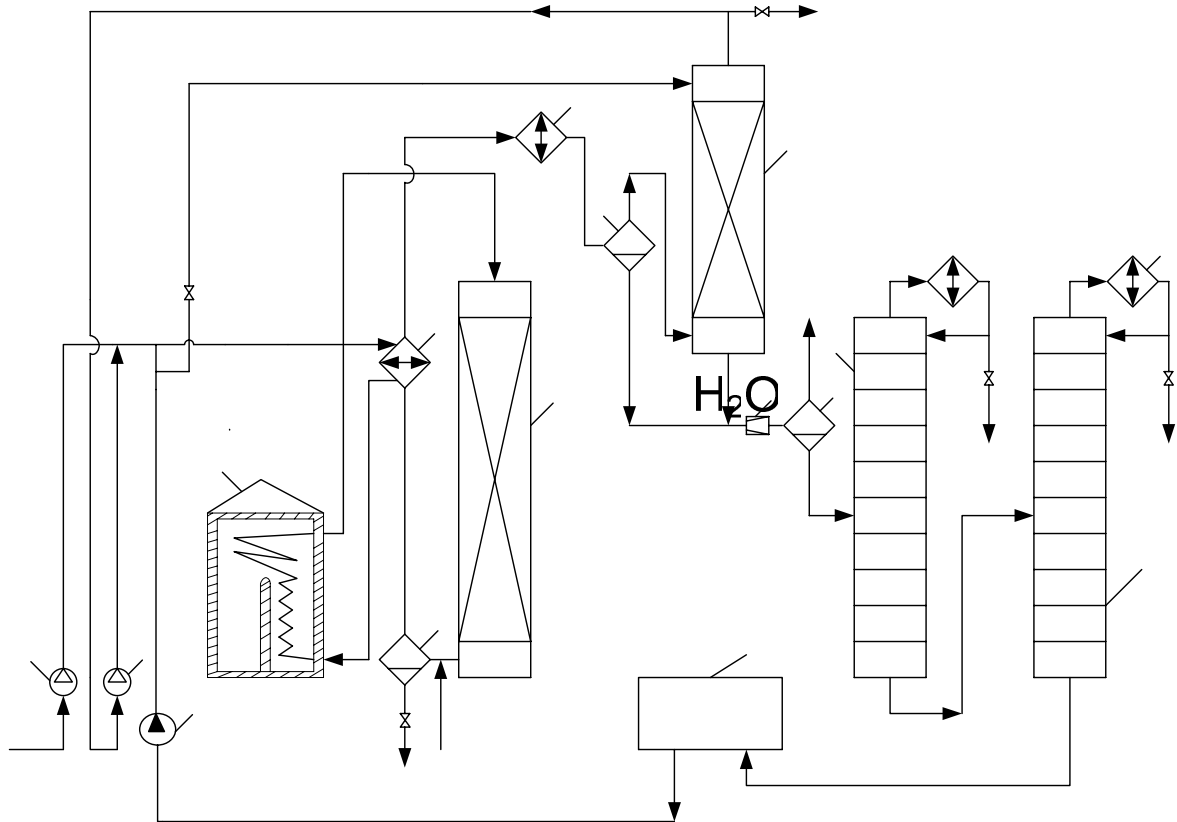
Trong quá trình làm việc, axit photphoric từ từ ra khỏi chất mang, do vậy sau khoảng 400 – 500h hoạt động, xúc tác sẽ mất hoạt tính, để tái sinh xúc tác có thể tiếp tục tắm lên bề mặt nó một lượng axit photphoric mới, tuy nhiên sau một thời gian dài hoạt động trên bề mặt chất mang sẽ có những vùng bị nhựa hóa, và bản thân zeolit cũng trở nên quá giòn. Xúc tác mới có thể chuẩn bị bằng cách tắm lên chất mang axit photphoric nồng độ 60 – 65%, sau đó sấy ở nhiệt độ 100⁰C. Xúc tác sẽ chứa khoảng 35% axit photphoric tự do.

Sơ đồ công nghệ tổng hợp etanol

Do độ chuyển hóa của các cấu tử thấp, nhiệt độ và áp suất cao, nên trong quá trình cộng nước vấn đề tuần hoàn các tác chất và tiết kiệm năng lượng có ý nghĩa đặc biệt quan trọng. Cho đến nay các sơ đồ công nghệ đang hoạt động rất khác biệt nhau, chủ yếu ở nguồn gốc của hơi nước cho phản ứng và mức độ tinh khiết của sản phẩm.

Hơi nước với các thông số cần thiết được tạo thành từ nguồn năng lượng khác hoặc được sinh ra ngay trong thiết bị hấp thụ và được tuần hoàn nhiều lần.

5.4.2. Sơ đồ công nghệ quá trình tổng hợp etanol



Hình 5.9. Sơ đồ công nghệ tổng hợp etanol

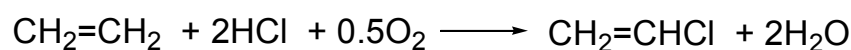
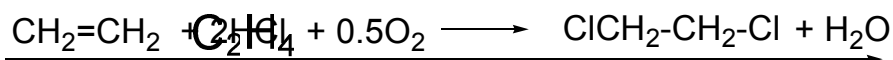
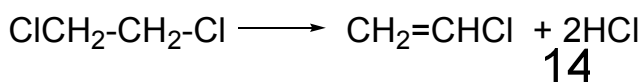
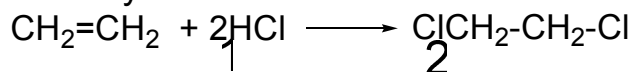
1, 2 – Máy nén, 3 – Lò đốt dạng ống, 4 – Thiết bị trao đổi nhiệt, 5 – Thiết bị phản ứng, 6 – Thiết bị tách muối, 7 – Thiết bị lạnh, 8, 10 – Thiết bị phân tách, 9 – Thiết bị hấp thụ, 11 – Cột tách phân đoạn nhẹ, 12 – Cột tách etanol, 13 – Thiết bị lọc nước tuần hoàn bằng phương pháp trao đổi ion, 14 – Máy bơm, 15 – Van tiết lưu, 16 – Thiết bị ngưng tụ.

5.5. Halogen hóa etylen. Tổng hợp vinyl clorua

5.5.1. Đặc điểm của quá trình

Phương pháp cân bằng theo clo để sản xuất vinyl clorua từ etylen là phương pháp quan trọng trong các quá trình clooxy hoá. Nó là sự kết hợp của ba quá trình:

- Cộng hợp trực tiếp clo vào etylen tạo thành 1,2 – dicloetan.
- Dehydroclo hóa nhiệt 1,2 – dicloetan thành clorua vinyl.
- Clooxy hóa etylen thành 1,2 – dicloetan với quá trình tham gia của HCl tạo ra khi dehydroclo hóa.



NaOH

Quá trình tổng hợp từ etylen, clo và oxy, sẽ nhận được clorua vinyl. Trong đó, clo được sử dụng hoàn toàn và không tạo thành HCl. Phương pháp này, không cần sử dụng axetylen đắt tiền, giá thành monome nhận được giảm từ 25 – 30% so với phương pháp hydroclo hóa axetylen. Vì vậy, hiện nay nó là phương pháp kinh tế nhất để tổng hợp vinyl clorua.

5.5.2. Sơ đồ công nghệ tổng V.C theo phương pháp tổ hợp

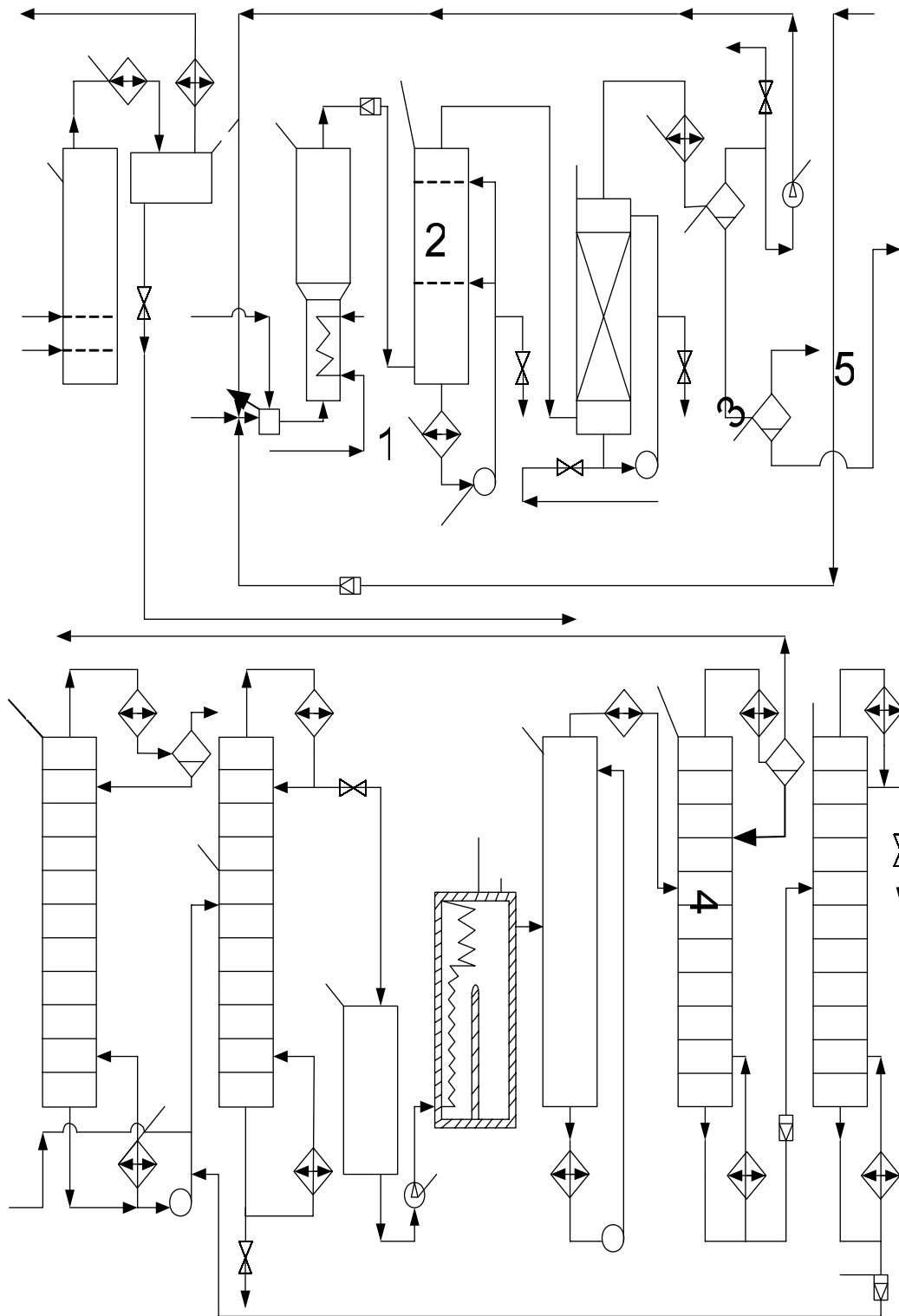
Sơ đồ công nghệ tổng V.C theo phương pháp tổ hợp được biểu diễn trên hình 5.9.

Phản ứng cộng hợp clo trực tiếp vào etylen thành 1,2 – dicloetan thực hiện trong tháp clo hóa (1). Ở đây, clo và etylen được cho vào qua các lưới sục khí tương ứng. Trong tháp, mực chất lỏng luôn thay đổi, xúc tác (FeCl_3) hòa tan trong chất lỏng này. Nhiệt phản ứng làm bay hơi 1,2 – dicloetan, hơi của nó thoát lên phía trên và ngưng tụ trong thiết bị làm lạnh ngưng tụ (2). Phần ngưng chảy xuống bồn chứa (3). Từ đây, một phần của nó cho hồi lưu trở về tháp (để giữ chế độ nhiệt bình thường cho phản ứng và mực chất lỏng không đổi), còn phần còn lại thì mang đi chưng cất phân đoạn. Trong bồn chứa (3), từ phần ngưng sẽ tách được các khí còn lại, các khí này, có thể được làm lạnh bổ sung bằng dung dịch muối trong thiết bị làm lạnh (2), để hạn chế quá trình mất mát 1,2 – dicloetan. Khí thoát ra từ thiết bị làm lạnh này, được mang đi làm sạch và sau đó thải vào khí quyển.

Giai đoạn oxyclo hóa tiến hành trong thiết bị phản ứng (5) với lớp xúc tác giả lỏng, dưới áp suất 0,5MPa ở nhiệt độ 260 – 280⁰C. Khí etylen hồi lưu và clorua hydro, được trộn sơ bộ trong ống, sau đó là trong thiết bị trộn (4), oxy kỹ thuật sẽ bổ sung vào thiết bị này. Cần phải khuấy trộn để đảm bảo đạt được thành phần hỗn hợp cần thiết, tránh gây nổ cho quá trình làm việc. Trong thiết bị phản ứng (5), nhiệt tỏa ra được làm bay hơi nước ngưng, và sẽ thu hồi được hơi nước quá nhiệt. Hơi này lại được sử dụng cho hệ thống thiết bị này.

Các khí phản ứng bao gồm etylen chưa chuyển hóa, oxy và clorua hydro cũng như hơi 1,2 – dicloetan và tạp chất khí trơ sẽ được làm lạnh trong thiết bị làm lạnh (6) bằng hỗn hợp nước và 1,2 – dicloetan hồi lưu từ thiết bị làm lạnh (7). Một phần hỗn hợp hơi, khí đã làm lạnh được tinh chế ra khỏi HCl và CO_2 trong thiết bị lọc khí đốt cháy bằng kiềm (9) và sẽ được làm lạnh lần cuối trong thiết bị phân ly (11), sau đó hồi lưu khí tuần hoàn (hỗn hợp etylen, oxy và các chất trơ) về quá trình oxyclo hóa nhờ máy nén (13).

Phần ngưng từ thiết bị phân ly (11), chuyển sang thiết bị phân ly (12). Ở đây, sẽ tách được phần nặng hơn là 1,2 – dicloetan ra khỏi nước. Nó được sử dụng để pha loãng chất kiềm dùng làm sạch khí trong thiết bị lọc khí (9).



6

7

Hình 5.10. Sơ đồ công nghệ tổng hợp vinylclorua theo phương pháp tổ hợp.

1 - Thiết bị clo hóa; 2, 7, 10 - Thiết bị làm lạnh; 3 - Bồn chứa; 4 - Thiết bị trộn;

5 - Thiết bị phản ứng; 6, 20 - Thiết bị làm lạnh, khuấy trộn trực tiếp;

8 - Bơm hoàn lưu; 9 - Thiết bị lọc khí; 11, 12 - Thiết bị phân ly; 13 - Máy nén;

16, 21, 22 - Tháp chưng cất; 17 - Thiết bị định lượng; 18 - Bơm; 9 - Buồng đốt; 13 - Van tiết lưu.

1,2 – dicloetan thu nhận khi oxyclo hóa được bảo hòa bằng nước, nên nó cần phải xử lý tiếp theo trong tháp sấy (14) với quá trình hỗ trợ của nồi đun (15), thiết bị làm lạnh ngưng tụ (2) và thiết bị phân ly (12). Sau khi cả hai dòng 1,2 – dicloetan từ các giai đoạn clo hóa trực tiếp và oxyclo hóa không bị chuyển hóa khi nhiệt phân, sẽ được phối trộn với nhau. Trong tháp chưng cất phân đoạn (16), sẽ chưng tách được 1,2 – dicloetan ra khỏi các clorua bậc cao và nó sẽ được thu hồi trong thiết bị định lượng (17) với độ tinh khiết cao. Quá trình nhiệt phân 1,2 – dicloetan thành clorua vinyl và HCl tiến hành trong buồng đốt ống (19) ở áp suất 1,5 – 2 MPa và nhiệt độ 500⁰C. Các khí phản ứng, được làm lạnh trong thiết bị làm lạnh (20) bởi 1,2 – dicloetan tuần hoàn và sau đó là trong thiết bị làm lạnh ngưng tụ (20) bởi nước. Tiếp theo, hỗn hợp sẽ tham gia vào tháp chưng cất phân đoạn (21) với quá trình hỗ trợ của nồi đun, thiết bị làm lạnh ngưng tụ và thiết bị phân ly (11). Áp suất trong tháp cho phép ngưng tụ HCl dưới dạng dung dịch và tiến hành tinh chế sản phẩm tinh khiết ra khỏi HCl. Khí HCl này, được chuyển sang quá trình oxyclo hóa. Chất lỏng ở đáy tháp (21) gồm clorua vinyl và 1,2 – dicloetan chưa chuyển hóa được đưa qua tháp (22), làm việc dưới áp suất để bảo đảm ngưng tụ clorua vinyl và chưng tách nó ra khỏi 1,2 – dicloetan chưa chuyển hóa. 1,2 – dicloetan này, được hồi lưu trở về quá trình chưng cất phân đoạn.

Clorua vinyl nhận được có hàm lượng tinh khiết 99,9% và đây là một điều thuận lợi cho quá trình polyme hóa tiếp theo.

CHƯƠNG 6: TỔNG HỢP TRÊN CƠ SỞ PROPYLEN

6.1. Oxy hóa propylen. Tổng hợp acrolein, axit acrylic (oxy hóa theo nguyên tử cacbon no)

Người ta điều chế acrolein và axit acrylic bằng phương pháp này



Acrolein là chất lỏng có mùi khó chịu (nhiệt độ sôi 52.5°C). Nó tan tốt trong nước và tạo thành hỗn hợp đẳng phí. Khi bảo quản lâu và nung nóng acrolein dễ dàng bị trùng ngưng thành polyme vòng hay thẳng. Vì vậy khi xử lý người ta phải thêm vào các chất ức chế và các phụ gia. Acrolein được sử dụng để điều chế axit acrylic và este của nó với rượu alinlic, glycerin tổng hợp và các sản phẩm khác, trong số đó có metionyn $\text{CH}_3\text{SCH}_2\text{CH}_2\text{CH}(\text{NH}_2)\text{COOH}$ là chất quan trọng trong thành phần thức ăn của các loài lông vũ.

Đối với axit acrylic và este của nó, người ta điều chế chúng từ acetandehit và axit cyanhydric (HCN), sau đó từ acrylonitril nhưng do nguyên liệu đắt tiền, và tạo thành axit sunfuric và amonisunfat nên người ta đã thay bằng phương pháp oxy hóa trực tiếp propylen.

6.1.1. Đặc điểm quá trình oxy hóa propylen điều chế acrolein

Quá trình này kèm theo sự tạo thành các sản phẩm phụ: acetandehit, aceton, axit acetic và acrylic, CO và CO₂. Cũng như các quá trình oxy hóa xúc tác dị thể, oxit cacbon thường được tạo thành không chỉ từ acrolein mà cả phản ứng oxy hóa song song trực tiếp propylen.

Để tiến hành chọn lọc quá trình, điều quan trọng là cần phải có các xúc tác định hướng phản ứng oxy hóa tạo thành acrolein. Một trong các xúc tác là oxit đồng (I) phủ trên các chất mang (0.1 – 1.5% Cu₂O trong đá bọt, cacbuasilic hay Al₂O₃) hay thậm chí thiết bị ống đồng. Sau này người ta đã tìm ra các xúc tác từ molipdat bismut (Bi₂O₃ . MoO₃) và photpho molipdat bismut (Bi₂O₃.MoO₃.P₂O₅) có chứa các chất tăng hoạt (oxit và đồng). Khi thời gian tiếp xúc ngắn và nhiệt độ thấp, bằng các chất xúc tác này độ chọn lọc cao cần thiết sẽ đạt được. Như bằng oxit đồng (I) thời gian tiếp xúc là 0.5h ở 370 – 400°C hay 2h ở 320 – 350°C. Nếu sử dụng molipdat thì nhiệt độ cao hơn (400 – 500C) trong thời gian tiếp xúc 1 – 2h. Các thông số này sẽ phụ thuộc vào áp suất sử dụng ở mức độ nào và thay đổi từ 0.1 – 1Mpa. Thành phần hỗn hợp ban đầu không được vượt quá giới hạn nồng độ gây nổ nguy hiểm. Vì vậy trong thiết bị phản ứng người ta thường đưa vào hỗn hợp một lượng hơi nước (25 – 50% thể tích), hơi nước cũng góp phần làm tăng độ lựa chọn do nó giúp cho quá trình giải hấp phụ acrolein.

Người ta sử dụng oxy kỹ thuật hay không khí để làm tác nhân oxy hóa. Không khí rẻ hơn oxy kỹ thuật nhưng nó làm loãng hỗn hợp khí và gây

khó khăn cho sự tách loại và hoàn lưu các chất. Tỷ lệ propylen và oxy (không khí) trong hỗn hợp ban đầu có thể khác nhau: có những thiết bị làm việc với lượng dư propylen (42 – 44% thể tích C_3H_6 , 8 – 10% thể tích oxy, 46 – 50% thể tích nước), ngược lại cũng có một số thiết bị làm việc với lượng dư oxy hay không khí (7 – 8% thể tích C_3H_6 , 67% thể tích oxy, 25% thể tích nước). Rõ ràng trong trường hợp đầu cần phải có sự đổi lưu propylen không chuyển hóa, điều này giải thích tại sao người ta không sử dụng không khí mà phải sử dụng oxy. Mức độ chuyển hóa theo tác chất thay đổi từ 60 – 100% còn độ lựa chọn 70 – 90%.

Phản ứng được tiến hành trong các thiết bị khác nhau nhưng thường sử dụng thiết bị vỏ ống với lớp xúc tác cố định được làm lạnh bằng muối nóng chảy. Hỗn hợp nóng chảy được tuần hoàn qua nồi xupde – tận dụng phế liệu đồng thời tái sinh hơi áp suất cao. Các khí phản ứng sau đó di chuyển qua thiết bị hấp phụ, ở đây các sản phẩm của sự oxy hóa được hấp thụ bằng nước và nhận được dung dịch acrolein nồng độ 1.5 – 2%, trong dung dịch này có chứa acetandehit và aceton và một lượng nhỏ andehit propionic. Acetandehit dễ dàng tách ra bằng chưng cất phân đoạn còn để tách acrolein ra khỏi andehit propionic có nhiệt độ sôi gần với nó ($49^{\circ}C$) người ta sử dụng quá trình trích ly bằng nước. Acrolein thu được chứa 99% chất chính với tạp chất là nước và andehit propionic.

6.1.2. Oxy hóa acrolein. Tổng hợp axit acrylic

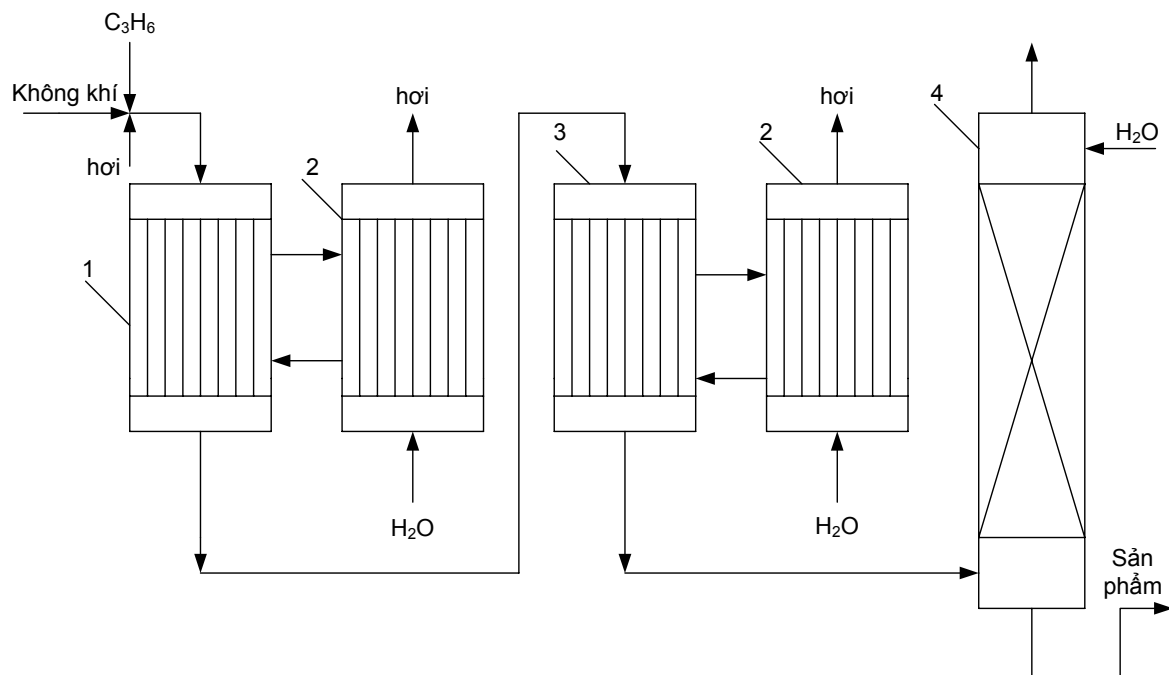
Để oxy hóa acrolein thành axit acrylic người ta cũng sử dụng các chất xúc tác là oxit bismut molipden với các chất phụ trợ khác (Te, Co, P...) nhưng điều kiện phản ứng dịu dàng hơn: nhiệt độ $200 - 300^{\circ}C$ với thời gian tiếp xúc 0.5 – 2h. Khi độ lựa chọn của quá trình lớn hơn 90% sẽ tạo ra các sản phẩm phụ là CO_2 , axit axetic.

Để tiến hành trong công nghiệp thuận tiện, người ta thường kết hợp sự oxy hóa propylen thành acrolein và oxy hóa acrolein thành axit acrylic. Lúc đầu người ta tiến hành quá trình một giai đoạn để oxy hóa trực tiếp propylen thành axit acrylic trong cùng một thiết bị phản ứng để giảm vốn đầu tư. Hiệu suất của axit acrylic khi đó đạt không cao (<70%). Vì vậy sự phối hợp giữa 2 giai đoạn với các điều kiện tối ưu khác nhau không thể làm tăng độ lựa chọn cho cả quá trình

Hiện nay quá trình 2 giai đoạn thường được sử dụng nhiều nhất (hình...) Trong thiết bị phản ứng 1 của giai đoạn đầu tiên người ta đưa vào hỗn hợp 4 – 7% thể tích propylen, 50 – 70% thể tích không khí và 25 – 40% thể tích hỗn hợp nước. Trong đó xảy ra chủ yếu quá trình oxy hóa propylen thành acrolein ở $300 - 400^{\circ}C$. các khí phản ứng không được phân tách mà chuyển sang thiết bị phản ứng 3 của giai đoạn 2, ở đây nhiệt độ là $250 - 300^{\circ}C$ và xảy ra sự oxy hóa acrolein thành axit acrylic. Cả 2 thiết bị phản ứng đều là thiết bị dạng ống với lớp xúc tác

ổn định và được làm lạnh nhờ quá trình làm nóng chảy muối. Nhiệt của muối nóng chảy này được dùng để tạo ra hơi nước trong thiết bị 2. Các khí phản ứng sau thiết bị 3 được xử lý bằng nước trong thiết bị hấp thu 4, ở đây sẽ hấp thu axit acrylic còn khí thì thải ra ngoài.

Dung dịch nước nhận được chứa 20 -30% khối lượng axit acrylic và một ít axit acetic. Để tách sản phẩm chính người ta sử dụng quá trình trích (trên sơ đồ không biểu diễn) bằng một lượng dung môi hữu cơ có nhiệt độ sôi thấp vừa đủ. Dung môi này sẽ được chưng ra khỏi hỗn hợp trích và đưa trở về quá trình trích, còn khi chưng cất phân đoạn còn lại sẽ nhận được axit acrylic và acetic. Hiệu suất axit acrylic đạt 80 – 85% theo propylen.



Hình 6.1. Sơ đồ hai giai đoạn oxy hóa propylen thành axit acrylic

1 – Thiết bị phản ứng giai đoạn 1, 2 – Thiết bị tận dụng phế liệu, 3 – Thiết bị phản ứng giai đoạn 2, 4 – Thiết bị hấp thụ.

6.1.3. Oxy hóa – amoni propylen. Tổng hợp acrylonitril

Acrylonitril là một chất lỏng (nhiệt độ sôi 77.3°C), tan hạn chế trong nước (7.3% tại 20°C) và tạo với nước một hỗn hợp đẳng phí bao gồm 12.5% nước và sôi ở 70.7°C . Acrylonitril tạo với không khí một hỗn hợp nổ trong giới hạn 3.0 – 17.0% (thể tích). Hợp chất này được sử dụng chủ yếu dưới dạng monome trong sản xuất sợi tổng hợp polyacrylonitril (nitron), copolyme với metacrylat (acrylon). Với vinyl clorua (Vinom N), sản xuất chất dẻo copolyme với styren và cao su tổng hợp ABS. Ngoài ra acrylonitril còn là sản phẩm trung gian trong tổng hợp các acrylat và acrylamit...

Phương pháp sản xuất công nghiệp đầu tiên của acrylonitril là đi từ etylen oxit và HCN, sau này người ta chuyển qua nguyên liệu acetylen

và HCN

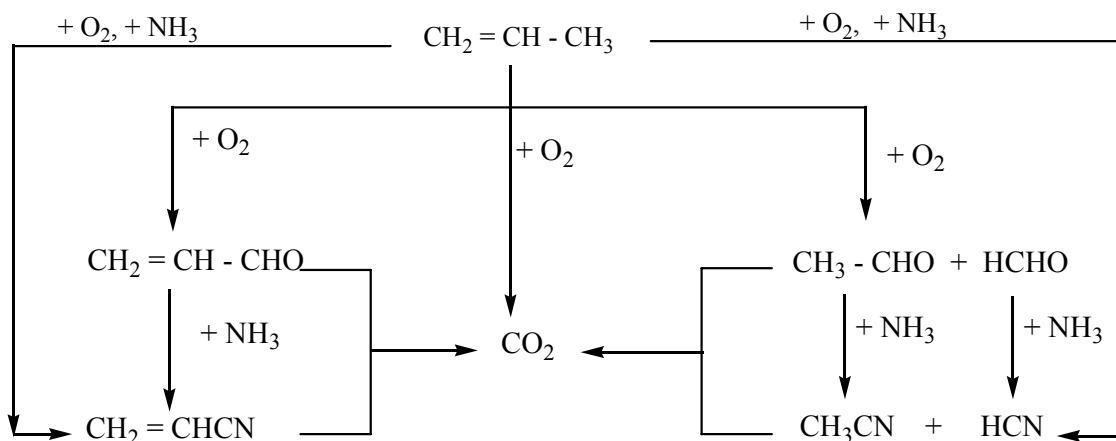
Cả hai phương pháp trên đều đã trở nên lạc hậu do xuất hiện phương pháp oxy hóa amoni dựa trên nguyên liệu rẻ tiền propylen

Oxy hóa amoni propylen

Trước đây xúc tác cho quá trình molipdat bismut ($\text{Bi}_2\text{O}_3 : \text{MoO}_3 = 1 : 2$). Sau đó người ta thêm chất hoạt hóa xúc tác là P_2O_5 . Hiện nay có nhiều loại xúc tác khác nhau với nhiều thành phần rất đa dạng như vanadimolipdat bismut, uran – antimon...trên các chất mang như SiO_2 , Al_2O_3 ...

Các xúc tác này đều làm việc theo cơ chế oxy hóa - khử và vận tốc phản ứng chỉ phụ thuộc vào áp suất riêng của propylen ($r = k.p\text{C}_3\text{H}_6$), chứng tỏ giai đoạn chậm nhất của quá trình là sự tác dụng của propylen với tâm hoạt động của xúc tác.

Các sản phẩm phụ của quá trình oxy hóa amoni là HCN, CH_3CN và một lượng nhỏ HCHO và CH_3CHO (tạo thành do oxy hóa phân hủy propylen) cũng như CO_2 . Trước đây người ta cho rằng nitril được hình thành qua giai đoạn trung gian andehit, hiện nay đã chứng minh được rằng chúng được tạo thành song song với nhau. Sơ đồ phản ứng chuyển hóa propylen trong quá trình oxy hóa amoni có thể biểu diễn như sau:



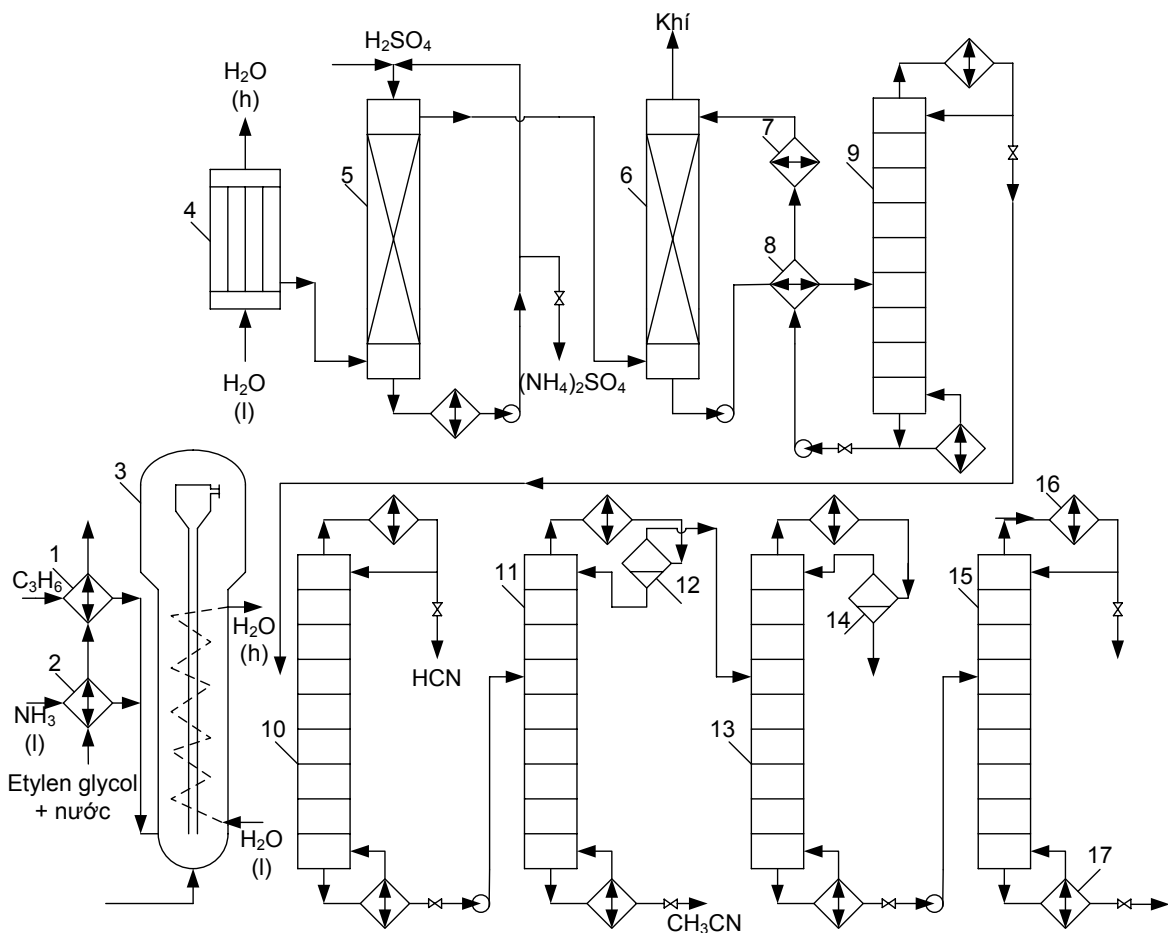
Như vậy dioxit cacbon được tạo thành bởi sự oxy hóa tất cả các cấu tử có trong hỗn hợp và chủ yếu từ propylen. Khác với propylen và andehit, oxy hóa hoàn toàn nitril xảy ra với vận tốc nhỏ, vì vậy tính lựa chọn sẽ ít phụ thuộc vào mức độ chuyển hóa.

Quá trình oxy hóa amoni propylen trước đây được thực hiện trong thiết bị phản ứng dạng ống với tầng xúc tác cố định, sau đó người ta chuyển qua thiết bị với tầng xúc tác giả lỏng. Điều này cho phép điều chỉnh nhiệt độ tốt hơn, loại bỏ được vấn đề nổ của hỗn hợp và không phải pha loãng bằng hơi nước. Sự oxy hóa xảy ra dưới tác dụng của không khí với tỉ lệ (thể tích) $\text{C}_3\text{H}_6 : \text{NH}_3 : \text{O}_2 = 1 : (0.9 - 1.1) : (1.8 - 2.4)$. Điều quan trọng là phải đảm bảo trong hỗn hợp đi ra từ thiết bị phản ứng có mặt

một lượng NH_3 chưa chuyển hóa vì trong trường hợp ngược lại hiệu suất tạo thành andehit và CO_2 sẽ tăng lên. Ngoài cùng cần dùng một lượng dư oxy vì cùng với propylen và amoniac, nó đảm bảo tính chất oxy hóa khử của môi trường phản ứng, tạo điều kiện tăng tính lựa chọn của xúc tác.

Quá trình oxy hóa amoni propylen thường được thực hiện ở nhiệt độ $370 - 500^\circ\text{C}$, $0.2 - 1.4\text{Mpa}$, điều kiện tối ưu có thể là $420 - 470^\circ\text{C}$ và 0.2Mpa , thời gian tiếp xúc khoảng 6s, độ chuyển hóa đạt 80%. Trong phân đoạn propylen có thể chứa 5 – 40% propan, do vậy làm giảm giá thành của nó. Độ lựa chọn theo acrylonitril ở các điều kiện trên là 80 – 85%, ngoài ra nếu có tạo thành axit cianic và acetonnitril thì chúng cũng được xuất xưởng dưới dạng thương phẩm. Do vậy giá thành của sản phẩm chính acrylonitril cũng sẽ giảm. Ở những công nghệ khác nhau, lượng HCN và acetonnitril là 50 – 200 và 25 – 100kg/1tấn acrylonitril.

Một trong những sơ đồ công nghệ sản xuất acrylonitril được biểu diễn trên hình 6.2.



Hình 6.2. Sơ đồ công nghệ sản xuất acrylonitril

1, 2 – Thiết bị bốc hơi, 3 – Thiết bị phản ứng, 4 – Nồi hơi, 5, 6 – Thiết bị hấp thụ, 7 – Sinh hàn, 8 – Thiết bị trao đổi nhiệt, 9 – Cột bay hơi, 10, 15 – Cột chưng cất phân đoạn, 11 – Cột trích ly, 12, 14 – Thiết bị tách, 13 – Cột sấy đẳng phí, 16 - Thiết bị trao đổi nhiệt ngưng tụ,

Amoniac lỏng và phân đoạn propylen được bốc hơi trong thiết bị 1 và 2 với sự có mặt của etylenglycol (EG) và nước; hỗn hợp nước được làm lạnh xuống nhiệt độ thấp và hơi lạnh được tái sử dụng. Amoniac khí, phân đoạn propylen và không khí với tỉ lệ thích hợp được đưa vào thiết bị phản ứng 3 với lớp xúc tác giả lỏng. Thiết bị này được làm nguội bởi hơi nước ngưng tụ. Nhờ nhiệt của phản ứng sẽ tái sinh hơi áp suất cao sử dụng ngay trong quá trình chưng tách sản phẩm. Khí nóng đi ra từ thiết bị phản ứng được qua nồi hơi 4 để tái sinh hơi áp suất trung bình.

Khí phản ứng đã làm lạnh một phần trước tiên được làm sạch khỏi NH_3 trong thiết bị 5, tại đây dung dịch sunfat amoni trong axit sunfuric được tuần hoàn liên tục. Sau một thời gian sử dụng, dung dịch này được tái sinh và kết tinh, sẽ thu lại được khoảng 400kg $(\text{NH}_4)_2\text{SO}_4$ /1 tấn acrylonitril. Tiếp tục từ trong khí trong thiết bị hấp thu 6, nước sẽ hấp thu acrylonitril, axit cianit và acetonnitril. Còn khí thải từ thiết bị phụ thuộc vào thành phần mà có thể đốt cháy để điều chế hơi nước hoặc thải ra khí quyển.

Phần dung dịch nước từ dưới đáy thiết bị 6 được đưa qua đun nóng tại thiết bị trao đổi nhiệt 8, sau đó cho bốc hơi tại thiết bị 9, tại đây người ta chưng tách các sản phẩm khỏi nước. Nước chưng tách được sẽ đưa về trở lại thiết bị 6, còn hỗn hợp sản phẩm tiếp tục xử lý.

Thông thường từ hỗn hợp sản phẩm người ta tách HCN có nhiệt độ sôi thấp nhất trước tiên trong cột chưng cất phân đoạn 10 trong chân không. Sau đó từ sản phẩm đáy của tháp 11, người ta chưng tách hỗn hợp đẳng phí của acrylonitril với nước, còn lại là dung dịch nước của acetonnitril và các tạp chất như cyanohydrin formandehit được tạo thành do HCN tác dụng với andehit. Dung dịch này được tách thành 2 lớp nước và lớp hữu cơ trong thiết bị 12, lớp nước sẽ được đưa trở lại tháp 11.

Dung dịch acrylonitril với nước được sấy trong tháp 13 có gắn bộ phận tách 14 để tách nước và acrylonitril. Nước sẽ đưa hồi lưu về tháp 11 (vì còn chứa một lượng acrylonitril). Acrylonitril khô sẽ tiếp tục được làm sạch tới độ tinh khiết cần thiết trong các tháp 13 và 15. Tại một số đoạn tách sản phẩm, để tránh sự trùng hợp của sản phẩm, người ta thêm vào một lượng chất ức chế.

6.2. Halogen hóa propylen. Tổng hợp allyl clorua.

Allyl clorua $\text{CH}_2=\text{CHCH}_2\text{Cl}$ và metalyl clorua $\text{CH}_2=\text{C}(\text{CH}_3)\text{CH}_2\text{Cl}$ là chất lỏng sôi ở 45°C và $72,2^\circ\text{C}$. Chất đầu được dùng để đưa nhóm allyl vào những chất khác nhau (tổng hợp ete có nhóm allyl, allylamino, allylsacaro và đặc biệt để sản xuất epiclohydrin $\text{CH}_2\text{ClCH}-\text{CHO}$, là nguyên liệu chính trong tổng hợp nhựa epoxy và glixerin.

6.2.1. Điều kiện của quá trình và các loại thiết bị phản ứng

Bất chấp sự vắng mặt hoặc quá trình tác động ức chế yếu của oxi, trong clo hóa pha lỏng, tất cả phải dùng clo thu được khi hóa hơi clo lỏng. Vì vậy, khi hồi lưu phần hydrocacbon chưa phản ứng, tạp chất trơ của khí clo phân ly, tạo điều kiện nhanh chóng tích tụ chúng lại đến giới hạn không cho phép.

Điều quan trọng là phải chọn nhiệt độ và tỉ lệ chất phản ứng. Khi tổng hợp allyl và metylchlorua, là sản phẩm chính có chứa một nguyên tử clo, do đó quá trình thực hiện với dư hydrocacbon, nhưng không quá lớn, bởi vì diclorua cũng có thể dùng được. Nếu tỉ lệ mol hydrocacbon với clo là 5:1 khi tổng hợp allylchlorua và 2:1 khi điều chế metylchlorua, hiệu suất những dẫn xuất clo này đạt tới 80%, khi đó lượng hydrocacbon được tách ra và cho quay ra trở lại phản ứng. Khi sản xuất allylchlorua, việc chọn nhiệt độ được quy định bằng độ chọn lọc cao của quá trình thay thế so với phản ứng cộng và phản ứng xảy ra không nhiều, quá trình thực hiện ở 150 – 200°C. Cuối cùng, tổng hợp diclobuten thực hiện ở nhiệt độ gần 300°C và dư butadien -1,3.

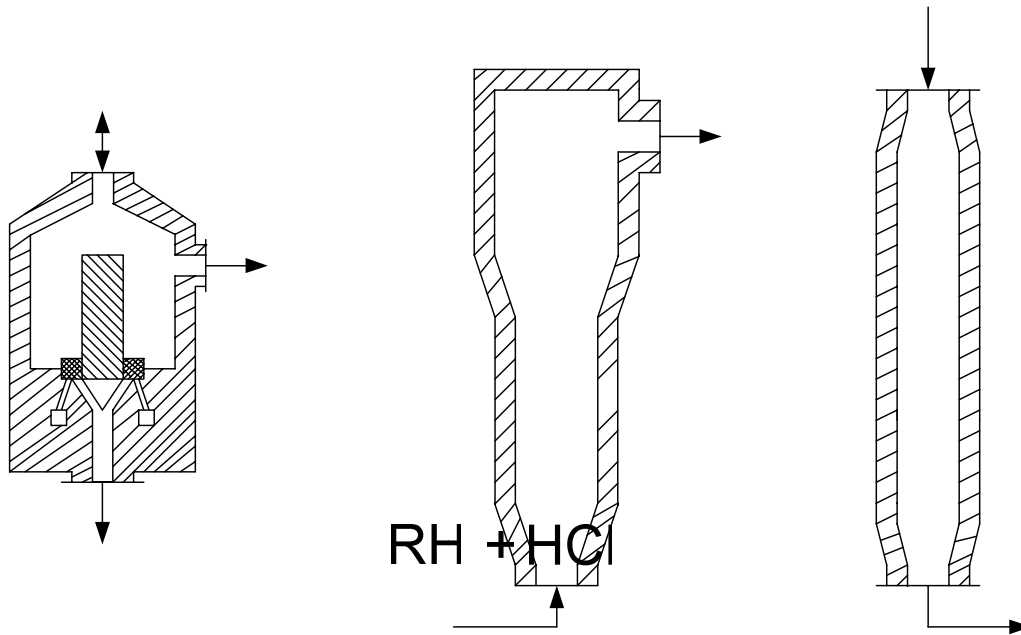
Khi clo hóa metan thì sản phẩm chính thường là metanclorua, cloruaform, tetraclometan hoặc hỗn hợp của chúng. Khi metylchlorua là sản phẩm chính, tỉ lệ mol của metan với clo là ~ 4:1. Clo hóa nhiệt metan thực hiện ở 500 – 550°C, còn bằng nhiệt cùng với sự có mặt xúc tác thì ở 350 – 400°C.

Clo hóa trong pha khí luôn được thực hiện ở áp suất không khí và liên tục cho hỗn hợp chất phản ứng qua thiết bị clo hóa. Công đoạn quan trọng là trộn những chất ban đầu, phải đảm bảo có được hỗn hợp đồng nhất ngay tức khắc. Do đó, phải có thiết bị trộn đặc biệt ví dụ như loại tiếp tuyến, nó có dòng xoáy mạnh và khuấy đều hỗn hợp.

Các thiết bị phản ứng cho clo hóa ở pha khí có 3 loại chính (hình 4.4). Đặc điểm chung của chúng là lớp bảo vệ vỏ thép, (khỏi tác dụng của nhiệt độ cao và ăn mòn) bằng lớp lót lò bằng sứ. Tác dụng cuối cùng của nó là dùng nhiệt của phản ứng để đốt nóng hỗn hợp đến nhiệt độ cần thiết và tỏa nhiệt vào môi trường xung quanh. Khi đó, tùy vào cân bằng nhiệt của quá trình mà cho lượng chất phản ứng làm lạnh vào thiết bị clo hóa, (khi tổng hợp polychlorua metan, hiệu ứng nhiệt của phản ứng rất lớn) hoặc gia nhiệt sơ bộ (để thu được allylchlorua).

Trong trường hợp đầu của clo hóa nhiệt, người ta dùng thiết bị clo hóa loại 4.4a, trong đó chất phản ứng lạnh được gia nhiệt nhanh nhờ vòi phun nóng đóng vai trò bình trữ nhiệt. Khi clo hóa nhiệt xúc tác cũng tiến hành như vậy nhờ những cấu tử nung nóng của lớp xúc tác giả lỏng hoặc nhờ chất truyền nhiệt (4.4b). Khi đó, để tổng hợp các quá trình tỏa nhiệt mạnh như polichlorua metan, quá trình điều chỉnh nhiệt độ có thể nhờ sự phun CCl₄ lỏng. Trong tất cả các trường hợp đều có sự

khuấy trộn hỗn hợp theo chiều dọc rất mạnh. Tổng hợp allylclorua, phản ứng có thể bắt đầu xảy ra khi khuấy trộn, và người ta dùng thiết bị clo hóa dạng ống rỗng với chiều cao so với đường kính rất lớn (4.4c). Thời gian lưu trong những quá trình clo hóa khác nhau thay đổi trong khoảng 0,1 – 2 giây.



Hình 6.3. Thiết bị phản ứng clo hóa trong pha khí.
 a - Thiết bị phản ứng với tác nhân nhiệt rắn
 b - Thiết bị phản ứng với lớp tải nhiệt giả lỏng
 c - Thiết bị phản ứng với sự đun nóng sơ bộ hỗn hợp.

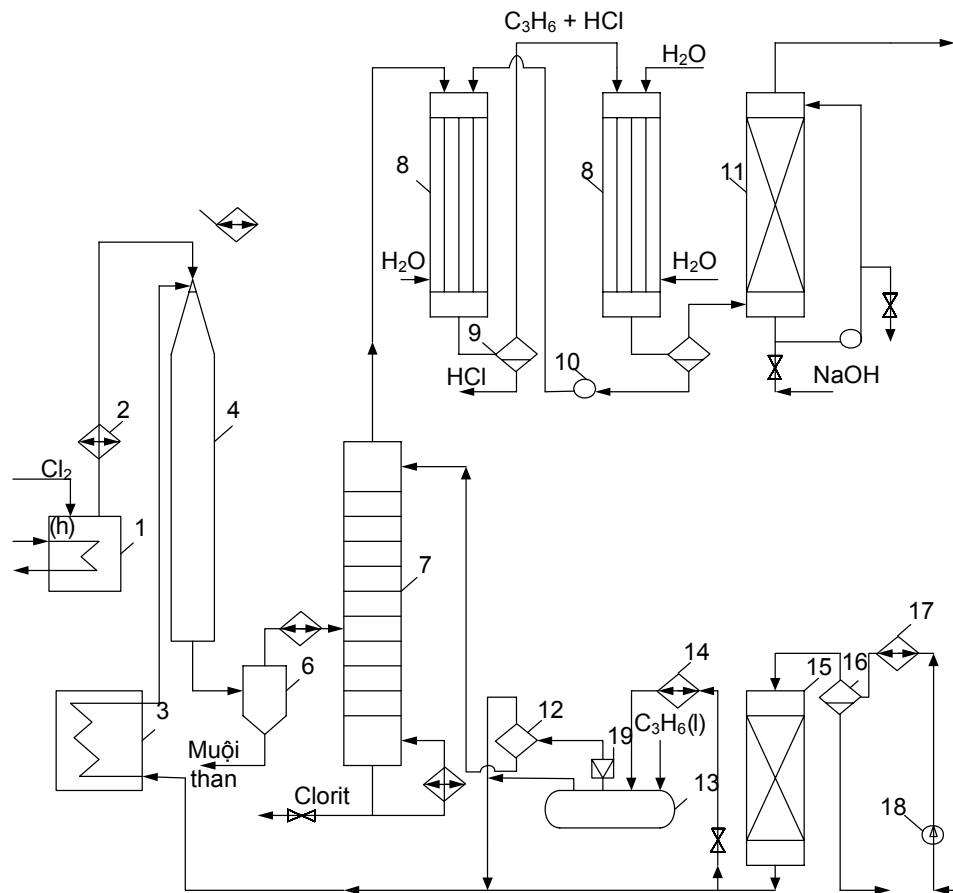
6.2.2. Sơ đồ công nghệ của quá trình

Sơ đồ công nghệ clo hóa ở pha khí gồm những giai đoạn như ở clo hóa pha lỏng. Chuẩn bị chất phản ứng gồm hóa hơi clo lỏng, đốt nóng sơ bộ clo dạng khí, sấy chất phản ứng với nhau và với lượng hoàn lưu. Trong trường hợp allylclorua và metalyclorua, người ta hóa hơi và đốt nóng hydrocarbon ban đầu đến nhiệt độ cần thiết.

Sau phản ứng, làm sạch hỗn hợp khỏi HCl, tách những chất hồi lưu và sản phẩm chính. Để thực hiện nguyên công đoạn này, người ta dùng 2 sơ đồ cơ bản.

1. Khi khó ngưng tụ sản phẩm (như khi tổng hợp metylenclorua trong lượng dư CH_4 lớn). Đầu tiên, người ta làm sạch tất cả hỗn hợp khỏi HCl và thu được HCl – 30%, sau đó nén lại, sấy, tách phần khí hồi lưu và chưng cất sản phẩm lỏng.

2. Khi có khả năng dễ dàng ngưng tụ sản phẩm, Đầu tiên, người ta tách chúng khỏi phần hồi lưu và HCl, sau đó chưng cất. Hỗn hợp khí được làm sạch khỏi HCl, còn phần hồi lưu cho sấy và cho quay lại phản ứng.



Hình 6.4. Sơ đồ công nghệ sản xuất allylclorua.

- 1 - Thiết bị hóa hơi; 2 - Thiết bị gia nhiệt; 3 - Lò ống; 4 - Thiết bị clo hóa;
 5 - cyclon; 6, 17 - Sinh hàn làm lạnh; 7 - Tháp tách hơi ngưng tụ;
 8, 9, 12, 16 - Thiết bị tách; 14 - Thiết bị ngưng tụ; 15 - Thiết bị sấy hấp phụ;
 18 - Máy nén khí; 19 - Van tiết lưu.

Sơ đồ công nghệ sản xuất allylclorua được mô tả trên hình 6.4.

Clor lỏng hóa hơi trong thiết bị (1) và được gia nhiệt sơ bộ trong thiết bị gia nhiệt (2), sau đó chúng qua lưu lượng kế và vào thiết bị clo hóa (4). Đốt nóng propylen đến 350°C trong lò ống (3) và nó đi đến phía trên của thiết bị clo hóa, để đóng vai trò tác nhân trộn. Hỗn hợp phản ứng nóng cho qua xyclon (5) để tách cốc và muội than, qua thiết bị làm lạnh (6) để có thể thu hồi năng lượng, sau đó vào tháp tách hơi ngưng tụ (7). Với propylen lỏng, nhờ quá trình hóa hơi của nó, mà khí được làm lạnh và tất cả dẫn xuất clo được ngưng tụ hoàn toàn.

Propylen và HCl từ phía trên tháp (7), chuyển đến hấp thụ clorua hydro để thu được HCl đậm đặc. Theo hình vẽ, có sơ đồ hấp thụ dạng màng trong thiết bị vỏ ống grafit (8), trong đó nhiệt hấp thụ được lấy nhờ nước và như thế thu được HCl có nồng độ cao nhất. Trong mỗi ngăn của thiết bị hấp thụ (8), khí và nước (hoặc HCl) chuyển động thẳng từ trên xuống, nhưng đồng thời nó có dòng ngược – do quá trình cho nước vào thiết bị hấp thụ cuối (theo đường khí) và cho axit loãng vào thiết bị đầu. Sau khi qua thiết bị phân ly thứ 2, người ta làm lạnh thêm để tách

khỏi HCl trong thiết bị lọc khí kiềm (11), còn propylen chưa phản ứng được nén trong thiết bị nén khí (18) đến áp suất 1,5 – 2,0MPa.

Làm lạnh propylen trong ống sinh hàn (17) và tách nước ngưng tụ trong bộ phân ly (16). Sau đó, khí cho qua sấy và vào bộ hấp phụ (15) chứa Al_2O_3 (hiệu lực của chất sấy là $2 \div 3$ chu kỳ làm việc, trong đó thực hiện liên tục quá trình hấp phụ, thổi, giải hấp phụ bằng khí nóng và lại thổi). Phần propylen khô trong trạng thái khí được tiết lưu, nó đến lò ống (3) và từ đây đi đến phản ứng. Khối lượng còn lại được ngưng tụ trong thiết bị (14) và được thu hồi trong bể (13). Sự tiết lưu propylen lỏng xảy ra, trong đó nó được làm lạnh và một phần được hóa hơi. Những hơi này cùng khí từ bể (13), hợp với propylen đi đến phản ứng, và propylen lỏng tưới cho tháp (7).

Phân đoạn propylen sạch, tùy thuộc vào áp suất của nó, trạng thái kết tụ và mức độ sấy, có thể cho vào những điểm khác nhau của sơ đồ công nghệ. Cho phân đoạn lỏng khô vào bể (13) dưới áp suất. Khi hoàn lưu, trong khí tích tụ những tạp chất trơ và để tránh quá trình hòa loãng nhiều lần, người ta cho thoát ra một lượng khí vào ống khí nhiên liệu. Hỗn hợp dẫn xuất clo từ dưới tháp (7) chuyển đến chưng cất (trong sơ đồ không có). Khi đó allylclorua được tách khỏi clopropylen và diclorua có nhiệt độ sôi cao hơn, chúng thu được ở dạng sản phẩm kỹ thuật tinh khiết.

6.3. Hydrat hóa propylen. Tổng hợp iso-propyl ancol

6.3.1. Cơ sở lý thuyết

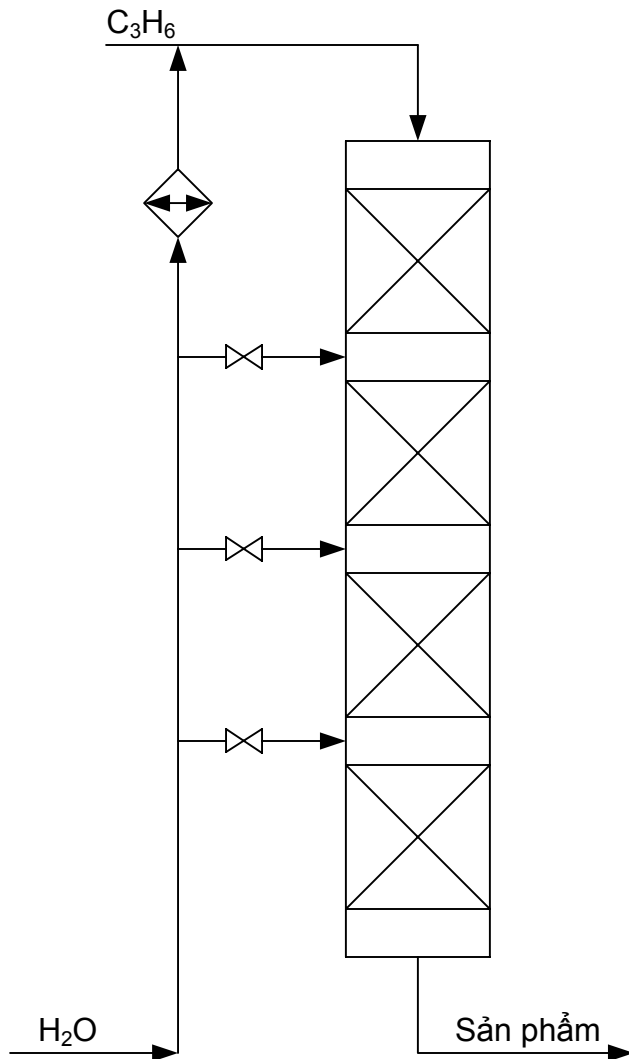
Các phương pháp cộng nước trực tiếp vào propylen tương đối đa dạng hơn so với trường hợp etylen, trong đó có thể kể đến phương pháp cộng hợp pha khí với xúc tác axit photphoric (cũng tương tự như etylen). Vì khả năng phản ứng của propylen cao hơn nên nhiệt độ phản ứng chỉ cần khoảng $200^{\circ}C$ và áp suất có thể giảm xuống còn 2 – 3Mpa. Để tránh việc sinh ra một lượng diisopropyl ete cần phải khống chế độ chuyển hóa của hơi nước khoảng 4 – 5%, như vậy sau khi phản ứng sẽ thu được dung dịch rượu 15 – 20%. Ngược lại, độ chuyển hóa của propylen có thể cao hơn nhiều bằng cách điều chỉnh thành phần hỗn hợp phản ứng ban đầu: trong sản xuất isopropyl ancol, khác với trường hợp cộng nước vào etylen, người ta sử dụng một lượng dư hơi nước và đưa độ chuyển hóa của propylen đến 10 – 12%. Do vậy các chỉ tiêu kinh tế - kỹ thuật trong sản xuất ở đây sẽ cao hơn so với trường hợp etylen và nhất là so với phương pháp xúc tác H_2SO_4 .

Ngoài ra còn có phương pháp cộng hợp propylen ở pha lỏng với xúc tác là các sunfuacationit (là sản phẩm đồng trùng hợp giữa styren với divinyl benzen được sunfua hóa, kích thước cationit 0.2 – 0.9mm). Xúc tác này đã bắt đầu hoạt hóa sự cộng nước của propylen ở nhiệt độ $t = 130 - 150^{\circ}C$. Ở áp suất 6 – 10Mpa, tỉ lệ mol $H_2O : C_3H_6 = (12.5 - 15) :$

1, độ chuyển hóa của propylen đạt 75 – 80%, thời gian làm việc của xúc tác là 8 tháng.

6.3.2. Hệ thống thiết bị phản ứng

Phản ứng được tiến hành tại một tháp với 4 lớp xúc tác (hình 6.5), trong đó khí propylen, nước được đi trực tiếp từ trên xuống qua các lớp cationit. Để điều khiển nhiệt độ phản ứng ở giữa các lớp xúc tác, người ta tiến hành cho thêm một lượng nước

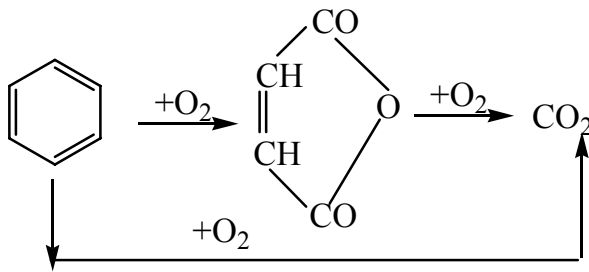


Hình 6.5. Tháp phản ứng để cộng hợp nước với propylen với xúc tác axit sunfuacationit

Một phương pháp pha lỏng khác dựa trên cơ sở xúc tác axit polywonframic, nhiệt độ 240 – 270⁰C, áp suất 15 – 20Mpa, độ chuyển hóa propylen đạt 60 – 70%, tính lựa chọn theo isopropyl ancol là 98%.

6.4. Oxy hóa n – buten. Tổng hợp anhydric maleic (AM).

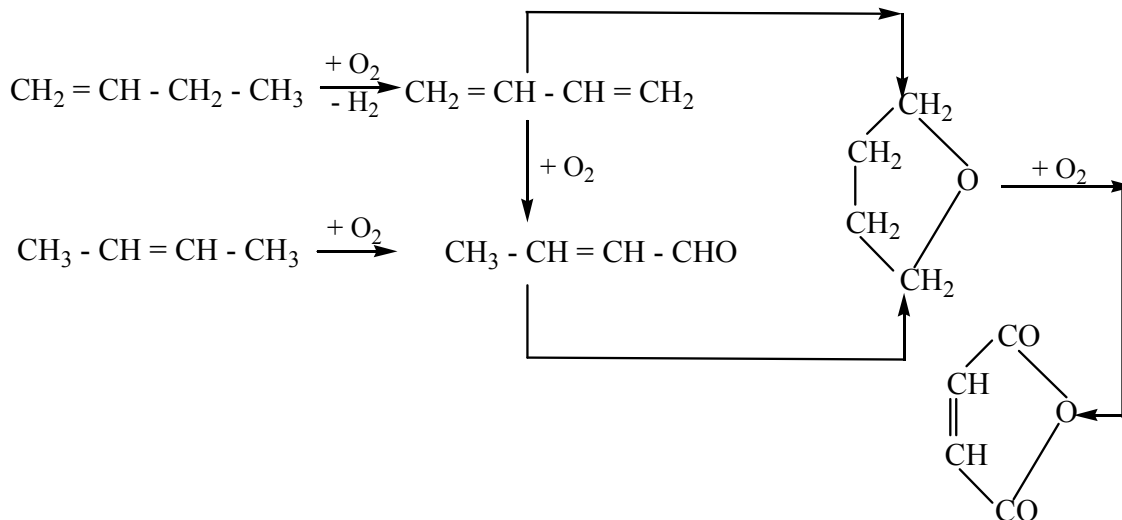
AM trước đây chủ yếu được sản xuất theo phương pháp oxy hóa xúc tác dị thể benzen, trong đó quá trình phụ duy nhất là tạo thành CO₂..



Sự oxy hóa tiếp AM xảy ra tương đối chậm, do vậy quá trình tiến hành đến độ chuyển hóa gần như hoàn toàn của benzen.

Xúc tác hữu hiệu nhất cho sự oxy hóa benzen là hỗn hợp oxit vanadi và molipden trên chất mang Al_2O_3 . Xúc tác thường được biến tính với các oxit photpho, titan, bo. Vùng nhiệt độ tối ưu là $350 - 400^\circ\text{C}$, hiệu suất AM 70 – 75%. Công nghệ sản xuất AM chỉ khác công nghệ sản xuất AP (chương 7) ở giai đoạn tách sản phẩm. Sau khi làm lạnh, khoảng 50% AM được ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ hoặc trong các cyclon. Lượng AM còn lại sẽ được nước hấp thu tạo thành dung dịch 40% của axit maleic. Dung dịch này mang đi cô đặc và tách nước bằng chưng cất đẳng phí. AM thu được sau đó mang đi chưng cất phân đoạn nhằm điều chế AM tinh khiết.

Sơ đồ chuyển hóa như sau:



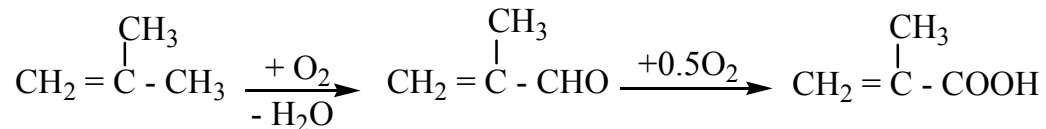
Ngoài ra, còn tạo metylvinyl ceton, các sản phẩm phân hủy – oxy hóa (acetđehit, formandehit, axitformic, acrolein) và CO_2 . Tính lựa chọn của quá trình này không cao, chỉ khoảng 50%. Xúc tác tốt nhất là V_2O_5 với phụ gia photphat. Nhiệt độ phản ứng: $440 - 500^\circ\text{C}$.

Ngoài nguyên liệu n-buten, người ta còn đề nghị sử dụng các chất sau đây làm nguyên liệu: hỗn hợp buten và butan, iso-buten hoặc butadien, các hydrocacbon C_5 và fufurol.

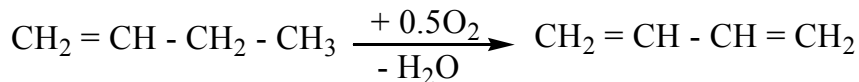
6.5. Oxy hóa iso-buten. Tổng hợp metacrolein và axit metacrilic

Metacroliein có ứng dụng giới hạn, vì vậy quá trình có thể sử dụng

chủ yếu để tổng hợp axit metacrilic. Nó cũng bao gồm 2 giai đoạn.



Giai đoạn đầu tương tự như điều chế acrolein (chương 5), cũng tạo ra các sản phẩm phụ tương tự nhưng xảy ra với độ lựa chọn nhỏ hơn. Để tiến hành phản ứng người ta sử dụng chất xúc tác chứa nhiều cấu tử trên cơ sở molipden có bổ sung các oxit Bi, Co, Ni, Te, V, Sb, Fe, P... sự oxy hóa thực hiện ở 350 – 450⁰C và áp suất khí quyển khi pha loãng hỗn hợp iso-buten và không khí bằng hơi nước. Mức độ chuyển hóa của iso-buten có thể đạt đến 70 – 90%. Kết quả còn tốt hơn khi oxy hóa hỗn hợp iso và n-buten, khi đó iso-buten đều oxy hóa thành metacrolein còn n-buten vừa oxy hóa vừa dehydro hóa thành butadien – 1,3.



ở 390⁰C và thời gian tiếp xúc là 4h sẽ đạt được mức độ chuyển hóa của olefin là 96 – 98%, khi độ lựa chọn theo metacrolein là 80 – 90% và theo butadien – 1,3 là 90%.

Giai đoạn thứ hai là oxy hóa metacrolein thành axit metacrilic, giai đoạn này khó thực hiện hơn với phản ứng oxy hóa acrolein. Trong cả hai trường hợp đều không sử dụng sự oxy hóa gốc mạch do sự trùng hợp anđehit không no. Người ta sử dụng xúc tác đồng và bạc trong quá trình tiến hành ở pha lỏng, sự oxy hóa bằng các peroxit axit và các phương pháp khác. Nhưng thường hay sử dụng nhất trong sản xuất là quá trình oxy hóa ở pha khí bằng xúc tác dị thể để đạt độ chọn lọc cao. Một trong số đó là xúc tác oxit photphat molipden với phụ gia là các oxit Te và Sb, các ion NH₄⁺, kim loại kiềm và kiềm thổ. Ở 250 – 350⁰C, áp suất khí quyển và mức độ chuyển hóa của metacrolein là 80 – 90% sẽ đạt được độ chọn lọc theo axit metacrilic là 70 – 80%.

Phương pháp vừa trình bày để điều chế axit metacrilic hiện nay được sử dụng nhiều trong công nghiệp. Nó rất triển vọng trong kinh tế kỹ thuật, vì vậy cần phải thay dần các phương pháp khác để sản xuất axit metacrylic và este của nó bằng phương pháp này.

Chương 7: TỔNG HỢP TRÊN CƠ SỞ BENZEN, TOLUEN, XYLEN (BTX)

7.1. Ankyli hóa benzen thành etyl và iso – propyl benzen.

Ankyli hóa các hợp chất thơm

7.1.1. Đặc điểm của quá trình

Khi ankyli hóa các hợp chất thơm với sự có mặt của xúc tác bất kì sẽ xảy ra sự thế nối tiếp các nguyên tử hydro và tạo thành hỗn hợp sản phẩm với mức ankyli hóa khác nhau.

Ngoài phản ứng chính trên, có thể xảy ra phản ứng phụ như phản ứng phân hủy, nhựa hóa nhóm ankyli và polyme hóa olefin, sự nhựa hóa sẽ tăng mạnh ở nhiệt độ cao và sự phân hủy những nhóm ankyli tạo thành những sản phẩm phụ có mạch ankyli ngắn hơn ở những điều kiện khắc nghiệt.

Quá trình công nghệ ankyli hóa benzen gồm 2 giai đoạn cơ bản: Giai đoạn khuếch tán olefin qua lớp xúc tác và giai đoạn ankyli hóa

Ở giai đoạn 1, vận tốc quá trình phụ thuộc chủ yếu vào áp suất, vào sự khuấy trộn giữa olefin và xúc tác và vào hoạt tính của olefin, còn yếu tố nhiệt độ không ảnh hưởng nhiều vì năng lượng hoạt hóa của quá trình nhỏ. Giai đoạn này là giai đoạn chậm nhất quyết định vận tốc của toàn bộ quá trình tổng. Còn sự ankyli hóa lại phụ thuộc chủ yếu vào nhiệt độ vì năng lượng hoạt hóa vào khoảng 63 KJ/mol.

Trong quá trình, xúc tác dần bị giảm hoạt tính do có xảy ra một số phản ứng phụ, tích tụ sản phẩm phụ có khả năng liên kết bền vững với xúc tác (AlCl_3) hoặc tạo ra những phức σ khó cho proton.

Những chất này thường là polyankylbenzen (nhiệt độ thấp) và các vòng đa nhân, nhựa (nhiệt độ cao), vì vậy phải chọn nhiệt độ phản ứng để đạt được hiệu suất tối đa và sự tiêu hao xúc tác ít nhất (tổng hợp ete và iso-propylbenzen, chọn $T=100^\circ\text{C}$, khi tổng hợp dãy ankyli dài hơn, chọn nhiệt độ để hạn chế sự phân hủy hay sự đa tụ vòng và nhựa hóa

(30 - 50°C)

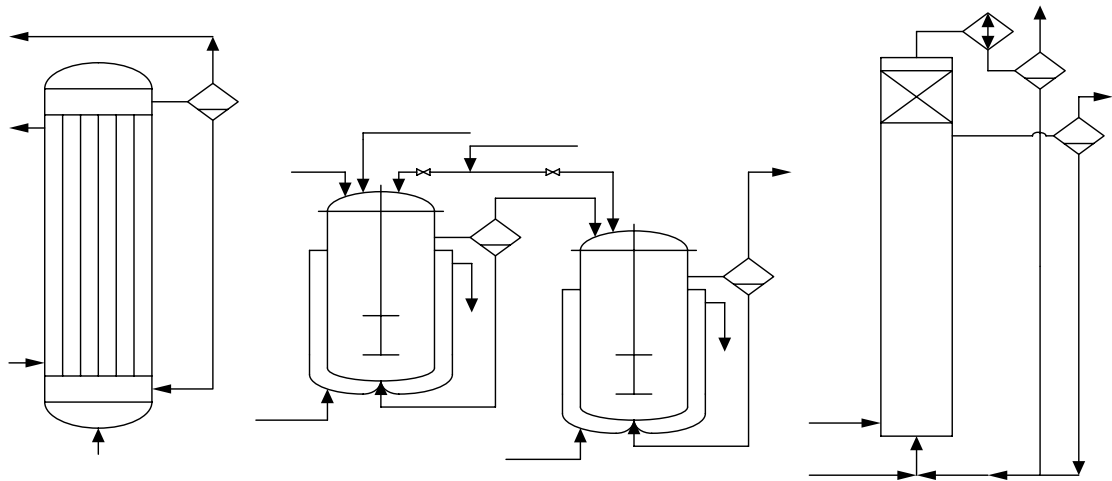
Cả hai phản ứng ankylation và ankylation hóa lại đều giảm dần khi hoạt tính xúc tác giảm, mức độ giảm của phản ứng ankylation lại lớn hơn nên trong phản ứng sẽ có một lượng polyankylbenzen chưa kịp tham gia phản ứng thuận nghịch, vì vậy ta phải giảm nhập liệu.

Bên cạnh các yếu tố trên thì nguyên liệu phải sấy khô loại nước còn tác nhân olefin có thể chấp nhận được về hàm ẩm

Xúc tác clorua nhôm đưa vào phản ứng dưới dạng phức xúc tác lỏng. Phức này được chuẩn bị trong thiết bị có khuấy và đun nóng nhẹ theo phương trình phản ứng sau:



7.1.2. Thiết bị ankylation hóa và sơ đồ công nghệ



Hình 7.1. Các loại thiết bị phản ứng ankylation hóa hydrocarbon thơm

a – Thiết bị ống chùm, b – Hệ nồi thiết bị nối tiếp, c – Thiết bị dạng ống

Thiết bị dạng ống:

Tác chất với xúc tác được đưa vào từ bên dưới, khuấy tạo nhũ tương trôi lên trên và được làm lạnh bằng nước, sau phản ứng hỗn hợp được đưa qua thiết bị tách lớp (phức xúc tác và ankyllat), phải đảm bảo thời gian lưu để kết thúc phản ứng.

Hệ nối tiếp gồm 2-4 thiết bị phản ứng:

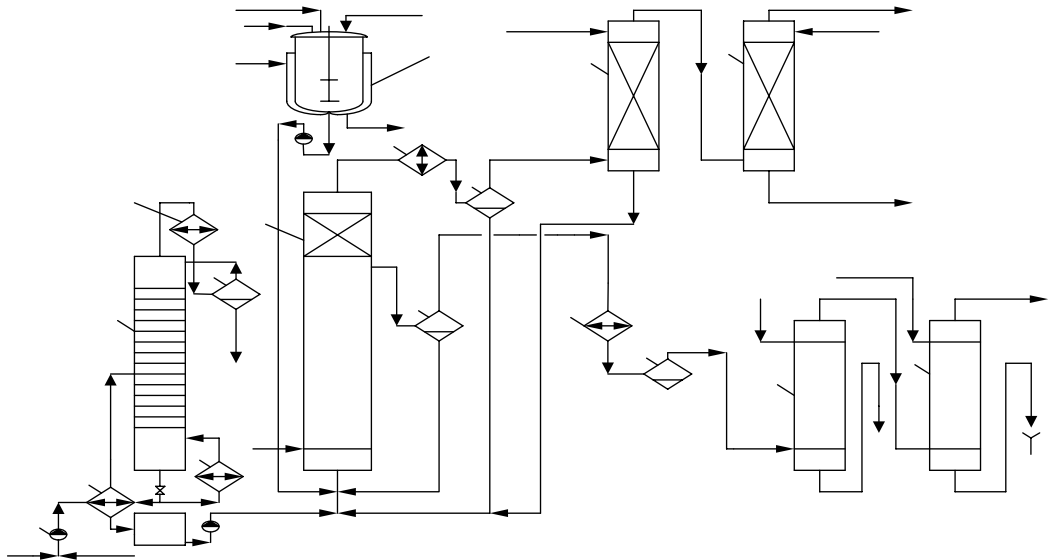
Các chất ban đầu được đưa vào thiết bị phản ứng đầu tiên, sau đó hỗn hợp phản ứng sẽ được chuyển đến thiết bị kế tiếp từ bên hông, giữa 2 thiết bị có bộ phận tách sơ bộ, $T=40-60^{\circ}\text{C}$, thời gian lưu phụ thuộc vào các điều kiện giải nhiệt và yêu cầu cần đạt đến cân bằng để sản phẩm ankyllat là cao nhất.

Thiết bị dạng ống phía trong có các tấm chống ăn mòn chịu axit:

Hỗn hợp tác chất đưa vào tới mức van trào bên hông, sau phản ứng hỗn hợp phản ứng sẽ đi qua van trào đi vào bộ phận tách (lắng theo phương pháp trọng lực). Nhiệt của phản ứng làm nóng tác nhân và làm bốc hơi benzen. Hơi benzen còn lẫn trong sản phẩm khí được cho quay trở lại qua thiết bị sinh hàn

Trong quá trình chế độ nhiệt độ được thiết lập tự động và nhiệt độ phụ thuộc vào áp suất và nồng độ phân đoạn olefin

Dây chuyền công nghệ sản xuất etyl và iso – propyl benzen.



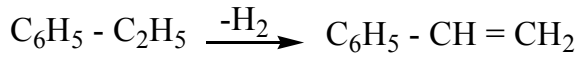
Hình 7.2. Sơ đồ công nghệ sản xuất etyl – và iso-propyl benzen

1 – Bơm; 2 – Bộ phận trao đổi nhiệt; 3 – Cột sấy benzen; 4, 10 – Thiết bị ngưng tụ; 5 – Bộ phận tách; 6 – Thiết bị điều chế phức xúc tác; 7 – Thiết bị đun nóng; 8 – Bồn chứa; 9 – Thiết bị ankyll hóa; 11 – Bộ phận tách khí; 12, 16 – Thiết bị tách; 13 – Thiết bị hấp phụ; 14 –

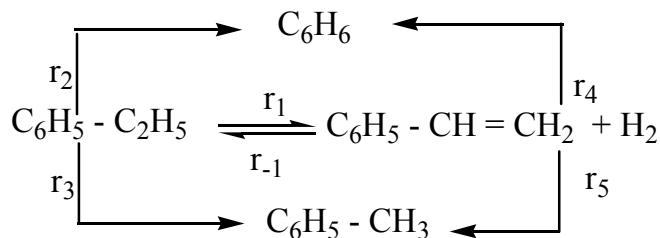
Thiết bị tưới nước; 15 – Sinh hàn; 17, 18 – Cột rửa

7.2. Dehydro hoá các hợp chất ankyl thơm để sản xuất styren và đồng đẳng.

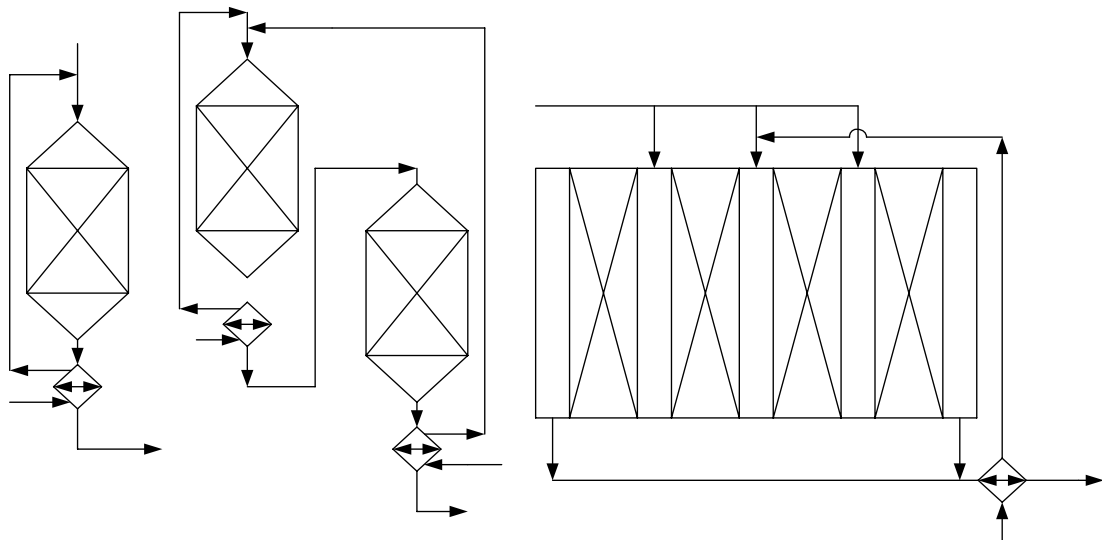
7.2.1. Phản ứng



Khi dehydro hóa các ankylbenzen trên chất xúc tác này thường xảy ra hàng loạt các phản ứng phụ. Như từ etylbenzen tạo thành benzen và toluen, còn khi dehydro hóa iso-propyl benzen thì tạo ra các chất phụ là etylbenzen, styren, toluen và benzen. Tương tự dehydro hóa diethylbenzen sẽ tạo ra etylbenzenstyren, etyltoluen, metylstyren...Do nguyên nhân này nên trong khi nhận được ngoài H₂ còn chứa metan, etan, etylen và oxit cacbon.



7.2.2. Hệ thống thiết bị phản ứng và sơ đồ công nghệ

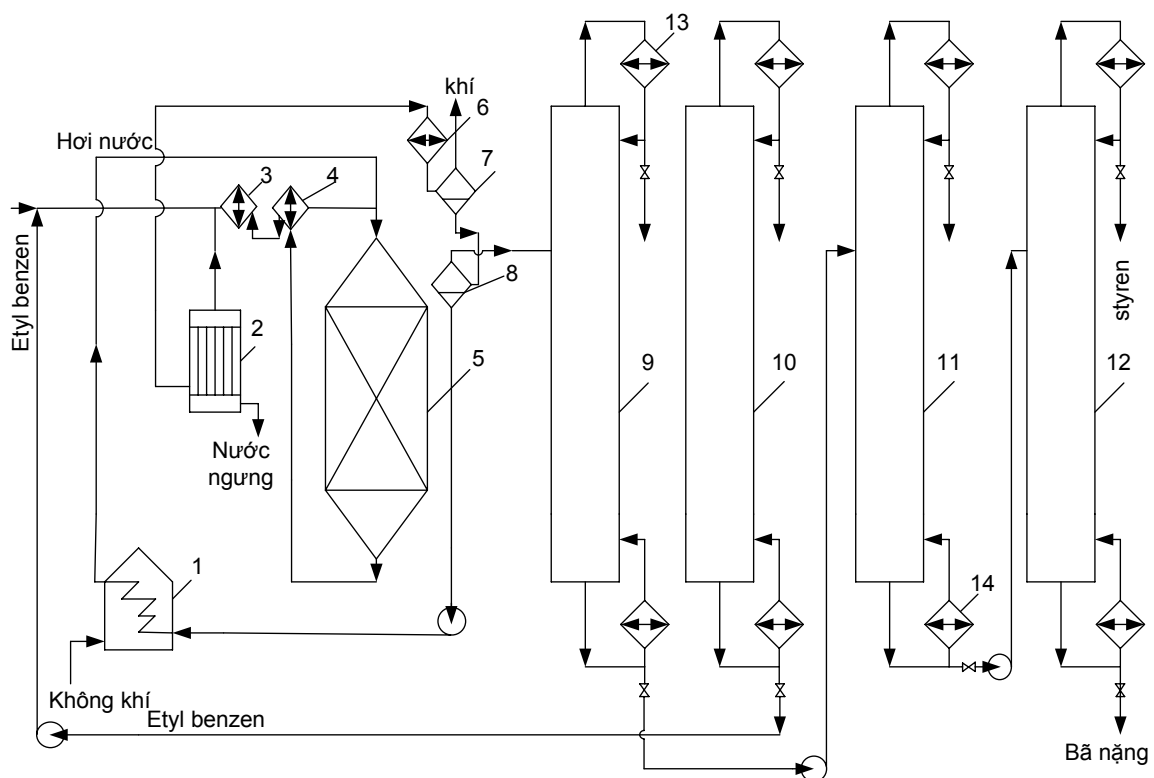


Hình 7.3. Hệ thống thiết bị phản ứng dehydro hóa etylbenzen

a – Thiết bị phản ứng đơn dạng đoạn nhiệt, b – Hệ 2 thiết bị phản ứng với quá trình đốt nóng trung gian hỗn hợp, c – Thiết bị phản ứng với các lớp xúc tác và hơi nóng cho vào từng giai

đoạn.

Sơ đồ công nghệ sản xuất styren

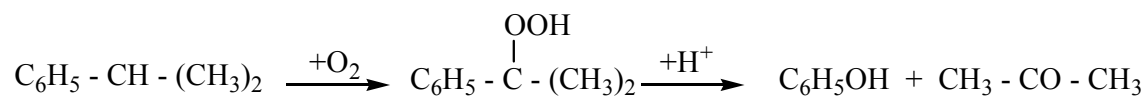


Hình 7.4. Sơ đồ công nghệ sản xuất styren

1 – Lò ống; 2 – Nồi hơi; 3, 4 – Thiết bị trao đổi nhiệt; 5 – Thiết bị phản ứng; 6 – Sinh hàn; 7, 8 – Thiết bị tách; 9, 12 – Cột chưng; 13 – Thiết bị hồi lưu; 14 – Thiết bị đun nóng.

7.3. Oxy hóa ankybenzen thành hydroperoxit. Tổng hợp phenol và acetone

Quá trình sản xuất hydroperoxit đầu tiên mang tính chất công nghiệp đã được tiến hành vào năm 1949 ở Liên Xô để tổng hợp phenol và acetone. Phương pháp này được Xergêev, Crugialov và Udris phát minh theo phương pháp tổng hợp Cumol



Một vài hydroperoxit được sử dụng như là các chất kích thích sự trùng hợp và trong một thời gian gần đây, giá trị của chúng càng tăng lên nhờ

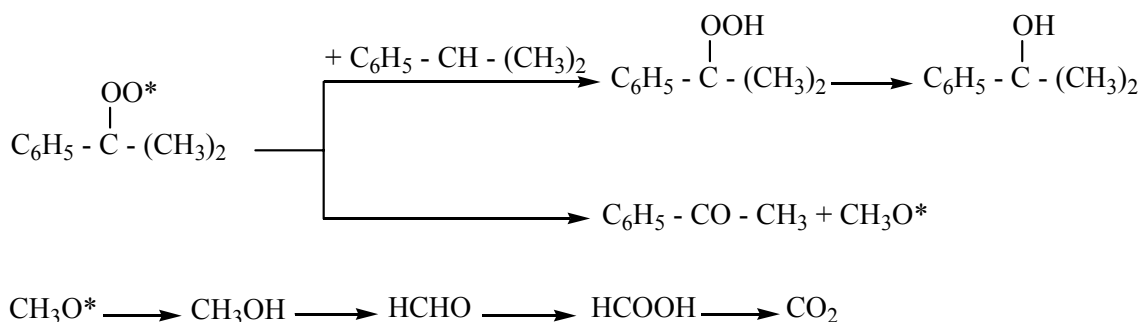
sự phát minh của quá trình mới để epoxi hóa olefin.

7.3.1. Điều chế các hydroperoxit

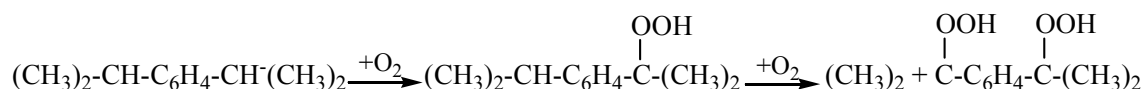
Trong công nghiệp hydroperoxit iso-propylbenzen (cumol) được điều chế với sản lượng lớn nhất

Khi oxy hóa hydrocacbon, các peroxit sẽ được tạo thành theo cơ chế gốc mạch (đã trình bày ở chương 2). Các chất ức chế (phenol, olefin, các chất chứa lưu huỳnh) sẽ kìm hãm mạnh đến quá trình, gây ra hiện tượng gián đoạn cảm ứng. Vì vậy hydrocacbon ban đầu cần thiết phải làm sạch kỹ để loại các tạp chất không mong muốn.

Khi điều chế hydroperoxit thường tạo thành các sản phẩm phụ, chủ yếu là rượu và một ít xeton. Như khi oxy hóa ios-propyl toluen sẽ nhận được dimetylfenylcabinol và aceton phenol, trong đó rượu là sản phẩm kế tiếp của sự chuyển hóa hydroperoxit còn ceton thì sẽ tạo thành song song với nó từ gốc peroxit



Tương tự như vậy khi oxy hóa etylbenzen sẽ nhận được metylfenyl cabinol $\text{C}_6\text{H}_5\text{HCOHCH}_3$ và acetonfenon, từ iso-butan sẽ điều chế được tec-butanol, aceton và metanol. Khi oxy hóa m - và p-isopropyl toluen thì ngoài sản phẩm chính là hydroperoxit $(\text{CH}_3)_2\text{CH}-\text{C}_6\text{H}_4-\text{CH}_2\text{OOH}$ và các sản phẩm của sự phân hủy nó tức là làm giảm tính chọn lọc. Đối với sự oxy hóa m - hay p-diisopropyl benzen sẽ nhận được một cách nối tiếp mono – và di – hydroperoxit



Khi đó sẽ tạo thành một lượng lớn các sản phẩm phụ: rượu, ceton và diceton và cetonhydroperoxit...

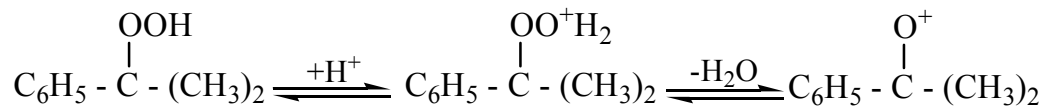
Sự tăng cường tính chọn lọc theo hydroperoxit sẽ có khả năng nếu giảm nhiệt độ và mức độ chuyển hóa, các thông số này sẽ được chọn theo phương pháp tối ưu tùy thuộc vào yếu tố kinh tế của quá trình. Như khi oxy hóa các hydrocacbon thơm (có nhánh anky) thì chọn nhiệt độ từ 100 – 120°C, còn khi oxy hóa iso-butan từ 120 – 150°C. Cần phải giảm nhiệt độ theo mức độ tích tụ hydroperoxit để làm chậm tốc độ phân hủy nó. Để hạn chế sự chuyển hóa tiếp tục của hydroperoxit thì phải giới hạn mức độ chuyển hóa từ 10 – 30% (đối với etylbenzen), còn đối với quá trình điều chế dihydroperoxit của di – isopropylbenzen dễ xảy ra sự tăng mức độ chuyển hóa lên 50 – 60%

Để điều chế hydroperoxit của ankyren, phần lớn sử dụng các thiết bị phản ứng dạng tháp mâm hay cascad của các tháp oxy hóa. Sự oxy hóa được tiến hành bởi không khí ở áp suất từ 0.3 – 0.5MPa đối với isopropylbenzen và từ 5 – 8MPa đối với isobutan (ở trường hợp sau áp suất dùng để giữ hỗn hợp ở trạng thái lỏng và làm giảm sự lôi cuốn các chất cùng với khí thoát ra). Dung dịch hydroperoxit và các sản phẩm phụ nhận được trong hydrocacbon ban đầu thường tách hay ngưng tụ bằng cách chưng cất hydrocacbon. Khi điều chế hydroperoxit của ankyren, để làm giảm điều này, người ta sử dụng vừa đủ độ chân không sâu. Để làm giảm thời gian lưu lại của axit ở nhiệt độ cao và làm giảm sự phân hủy của nó thì thường tiến hành chưng cất hydrocacbon trong các thiết bị dạng màng mỏng.

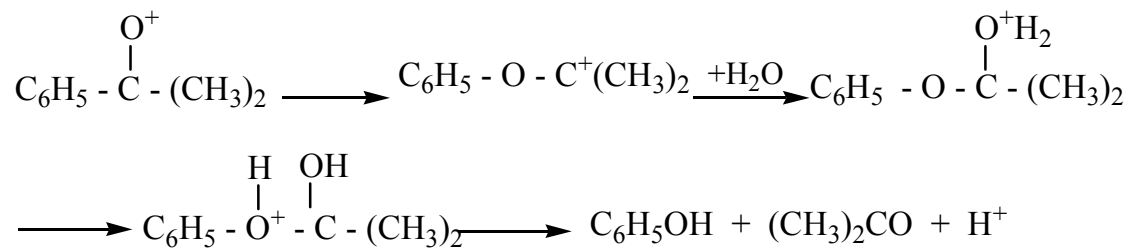
7.3.2. Sự phân hủy hydroperoxit

Ngoài cơ chế gốc tự do, sự phân hủy hydroperoxit của ankyren còn có khả năng xảy ra dưới ảnh hưởng của xúc tác axit hay kiềm. Khi có mặt một lượng nhỏ axit mạnh (0.1% H₂SO₄), các hydroperoxit sẽ bị phân

hủy thành phenol và các hợp chất cacbonyl. Phản ứng diễn ra theo cơ chế phức tạp dạng ion với chất trung gian là các cation.

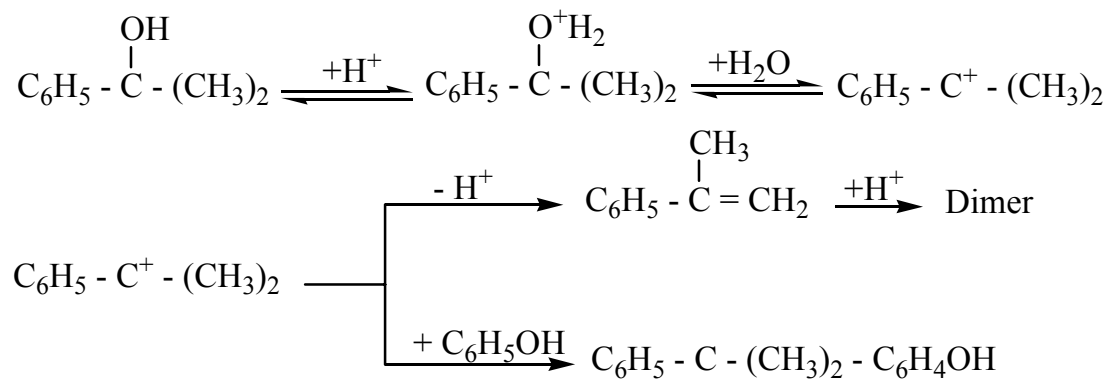


Cation tạo thành sẽ chuyển vị cùng với sự dịch chuyển của nhóm phenyl đến nguyên tử oxi và sự chuyển hóa tiếp tục. Kết quả của quá trình này sẽ nhận được phenol và acetone



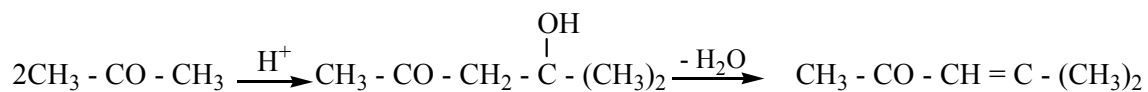
Đối với cấu tạo khác của nhóm ankyl bậc hai sẽ tạo thành đồng đẳng của acetone (metyetyl ceton) còn từ hydroperoxit của n-ankylbenzen thì tạo ra acetandehit và đồng đẳng của nó.

Các sản phẩm phụ của sự oxy hóa được xem như là tạp chất đối với hydroperoxit (đặc biệt là ankylphenylcacbinol) cũng rất nhạy với xúc tác axit. Ví dụ khi phân hủy hydroperoxit etylbenzen thì dimetylphenyl cacbinol sẽ bị tách nước tạo thành α - metyl styren và ankyl hóa để tạo thành 2-hydroxy phenyl, 2 - phenylpropan (cumylphenol). Ngoài ra một phần α - metyl styren sẽ bị dime hóa

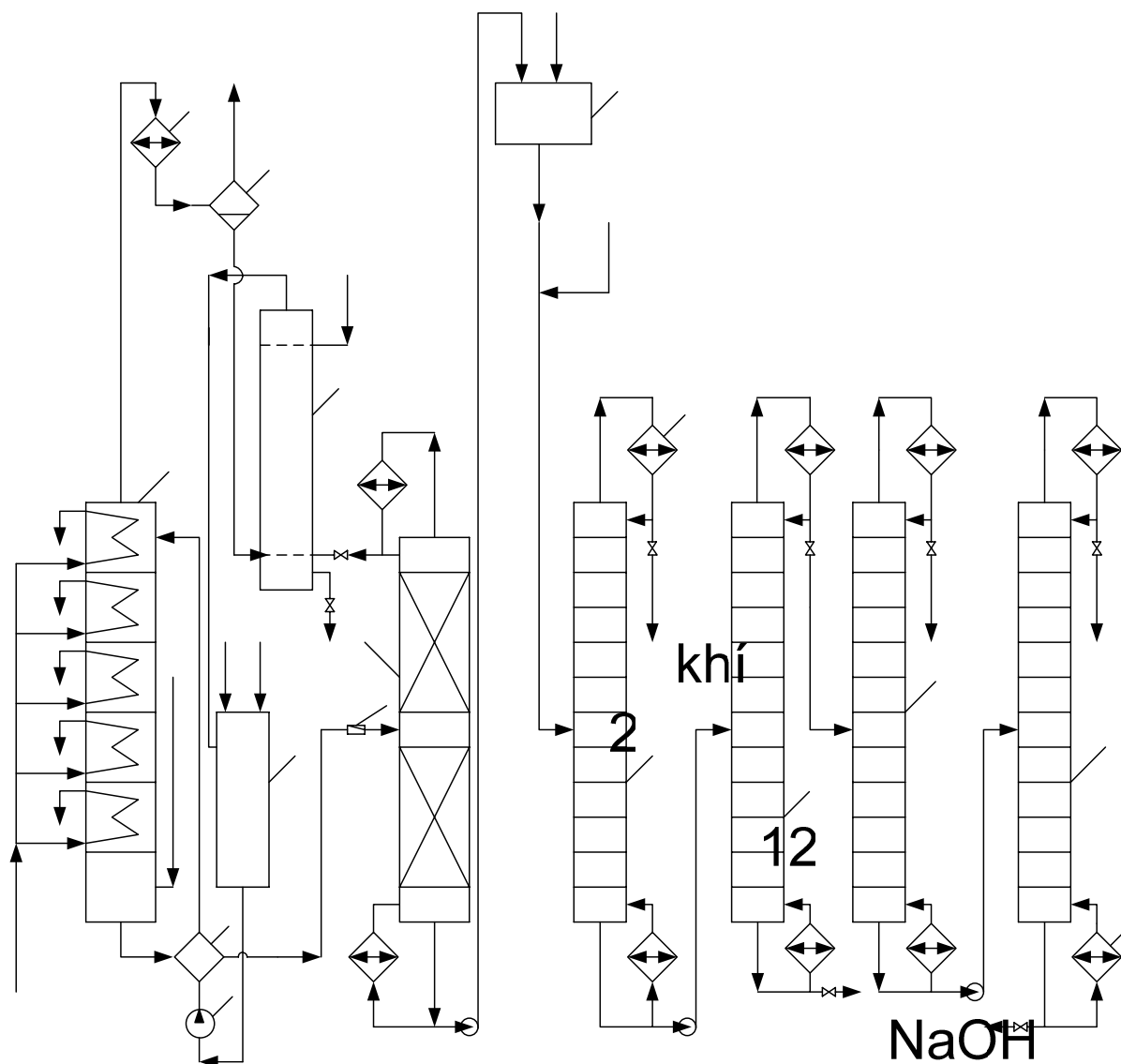


Và cũng sẽ nhận được một lượng nhỏ nhựa có cấu trúc phức tạp hơn.

Khi nồng độ axit và nhiệt độ cao sẽ tạo ra khả năng chuyển hóa acetophenol và aceton bởi xúc tác axit. Ví dụ như theo phản ứng ngưng tụ andol với sự tách loại nước sau đó.



Sơ đồ công nghệ tổng hợp phenol và aceton theo phương pháp Cumol



Hình 7.5. Sơ đồ công nghệ tổng hợp phenol và aceton theo phương pháp Cumol

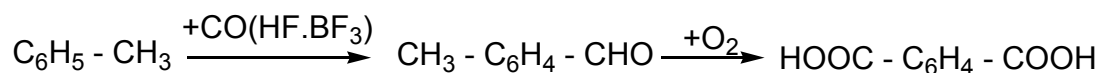
1 – Tháp phản ứng, 2 – Thiết bị làm lạnh, 3 – Tháp rửa, 4 – hệ thống trao đổi nhiệt, 5 – Thùng chứa, 6, 8, 11 – Tháp chưng cất phân đoạn, 7 – Hệ thống phân hủy hydroperoxit bằng axit, 12 – Phân ly, 13 – Bộ phận tách,

14 – Bộ phận đun sôi, 15 – van tiết lưu, 16 – Bơm.

7.4. Oxy hóa *p*-xylen. Tổng hợp axit terephthalic

7.4.1. Phản ứng và các yếu tố ảnh hưởng đến độ chọn lọc của phản ứng

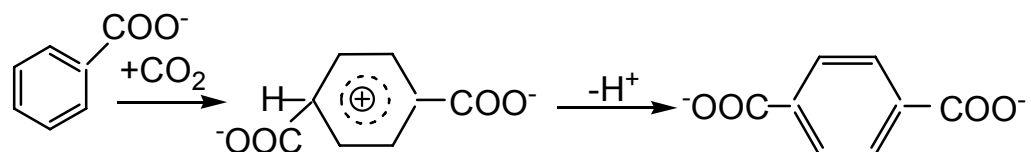
Axit terephthalic có công thức phân tử: $C_6H_4(COOH)_2$, là tinh thể, nhiệt độ thăng hoa $300^{\circ}C$. So với các axit dicarboxylic của quá trình isome hóa và của benzen, nó hòa tan kém hơn trong nước và các chất lỏng hữu cơ. Axit terephthalic và ete dimetyl của nó (dimethylterephthalat) giữ vai trò quan trọng trong sản xuất sợi tổng hợp labxan (tecilen), là sản phẩm trùng ngưng của nó với etylenglycol. Để điều chế axit terephthalic, người ta sử dụng nguyên liệu là *p*-xylen. Do *p*-xylen có giá thành tương đối cao, nên người ta đã thay nó bằng hàng loạt phương pháp tổng hợp axit terephthalic từ toluen. Một phương pháp bao gồm: điều chế *n*-toluylaldehyd và oxy hóa nó thành axit.



Trong phương pháp khác, người ta thực hiện phản ứng chuyển không cân đối muối của axit thơm ở $400 - 450^{\circ}C$ với xúc tác là cacbonat, oxit hay muối hữu cơ cadimi:



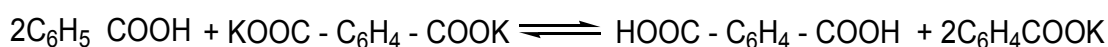
Các phương pháp nghiên cứu trong khí quyển, đã xác định rằng các quá trình này xảy ra theo cơ chế phân tách CO_2 và cacboxyl hóa kế tiếp nhân thơm, nhờ khả năng gây ra hiệu ứng cảm ứng âm của ion cacboxylat.



Vì vậy, quá trình sẽ tiến hành thuận lợi hơn dưới áp suất CO_2 ($0.3 - 1MPa$).

Bằng phương pháp này, từ toluen qua axit benzoic và muối của nó, có

thể điều chế axit terephthalic. Tuy nhiên, ở phương án đầu phương pháp không được sử dụng do 2 khuyết điểm: hỗn hợp nằm ở trạng thái rắn, nên không thuận lợi cho việc vận chuyển cũng như các công việc khác và cần dùng một lượng kiềm lớn (để tạo muối) và axit sunfuric (để tách axit terephthalic tự do), mà ở dạng phế phẩm khó sử dụng là sunfat kali. Trong thời gian gần đây, đã đưa ra các thông tin về sự khắc phục các nhược điểm này: quá trình thực hiện dưới dạng huyền phù (muối được huyền phù hóa trong dimethylterephthalat), như vậy dễ vận chuyển. Còn để điều chế benzoat kali và tách axit terephthalic tự do, sẽ sử dụng phản ứng trao đổi muối

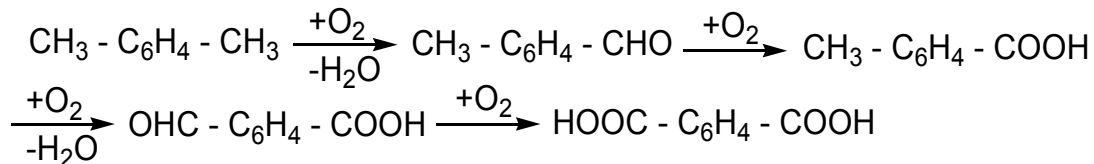


Do các khuyết điểm của phương pháp oxy hóa nhiều giai đoạn di – và polimetyl của hợp chất thơm, thành các axit di hay policacboxylic vừa xem trên, nên cần tiến hành nghiên cứu phương pháp một giai đoạn. Kết quả đã tìm ra một vài phương án tổng hợp với đặc điểm chung là sử dụng axit axetic làm dung môi

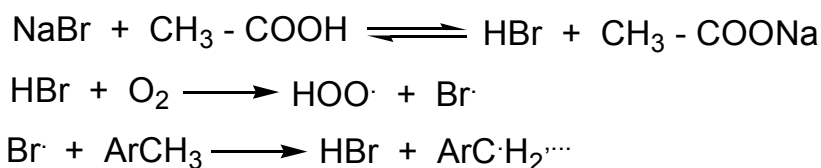
Trong nhóm đầu của phương pháp, người ta sử dụng các chất kích thích cho quá trình oxy hóa (axetanđehit, metyletylxeton, paraanđehit) và axetat coban để làm xúc tác. Các chất kích thích sẽ được oxy hóa cùng với hydrocacbon thơm tạo axit axetic. Vai trò của chúng càng thể hiện mạnh nếu giữ coban ở hóa trị 3 nhờ vào sự oxy hóa Co^{2+} bởi các axit peroxit trung gian tạo thành. Các phương án khác của quá trình một giai đoạn với xúc tác là Co hay Co – Mn và được kích thích bằng chất phụ là các bromua đặc biệt là NaBr cũng được sử dụng rất rộng rãi.

Quá trình nghiên cứu oxy hóa xylen khi có sự tham gia của chất xúc tác bromua kim loại đã cho thấy rằng, quá trình có thể xảy ra theo 2 giai đoạn khác nhau. Lúc đầu chỉ oxy hóa được 1 nhóm metyl và chỉ sau khi sử dụng hết xylen tự do thì mới bắt đầu chuyển hóa axit cacboxylic,

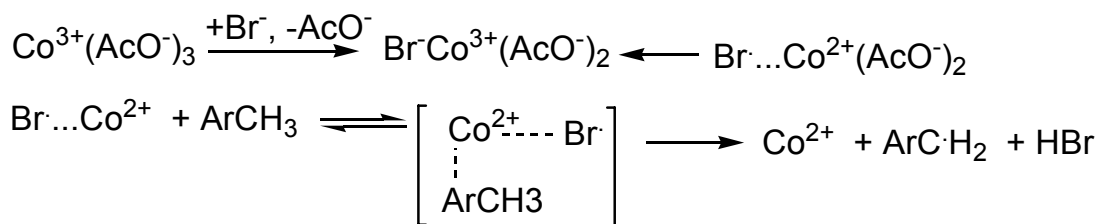
trong đó giai đoạn 2 chậm hơn giai đoạn 1. Do đó quá trình diễn ra theo cơ chế tương ứng sau:



Cơ chế tác dụng của các chất xúc tác bromua kim loại vẫn thường chưa rõ ràng. Người ta cho rằng, khi oxy hóa các chất khác nhau với sự có mặt của chúng thì trật tự của các phản ứng theo các tác nhân ban đầu và các cấu tử của chất xúc tác rất khác nhau. Ban đầu, từ các bromua sẽ tạo ra bromua hydro, được oxy hóa thành brom tự do và tham gia vào giai đoạn sinh mạch:



Theo nhận xét của nhiều ý kiến khác nhau đều đồng ý rằng, chất xúc tác chỉ thể hiện chức năng ở dạng muối chuyển vị có Co ở hóa trị 3, lúc đó brom sẽ mang tính chất của gốc tự do còn hydrocarbon sẽ tham gia phản ứng dựa vào sự chuyển vị của electron qua ion bromua;

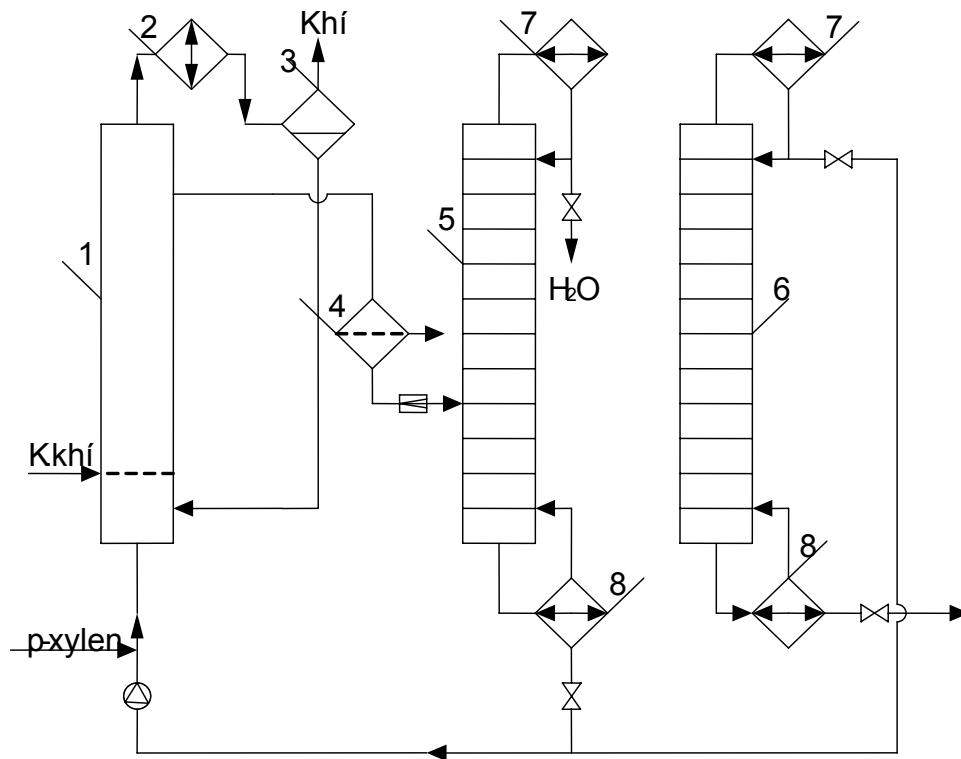


Vì vậy, ảnh hưởng làm mất hoạt tính của các nhóm cacboxylic không xảy ra ở mức độ mạnh, như đối với xúc tác thường không có mặt các chất kích thích bromua.

Phương pháp một giai đoạn, oxy hóa xilen thành axit dicacboxilic được dùng rộng trong công nghiệp và thậm chí còn loại trừ các quá trình tổng hợp nhiều giai đoạn axit terephthalic. Quá trình oxy hóa các xilen thực

hiện bằng không khí trong dung dịch axit axetic ở 125 – 275⁰C và áp suất đến 4MPa. Thiết bị phản ứng sử dụng là loại tháp sục khí hay các thiết bị có cánh khuấy; nhiệt tỏa ra được dùng để đun sôi hydrocacbon, nước và axit axetic. Axit axetic và chất xúc tác sau khi tách ra khỏi các sản phẩm lại đưa trở về tiến hành quá trình oxy hóa. Do nước tạo ra sẽ làm giảm tốc độ phản ứng nên cần phải loại ra khỏi axit axetic tái sinh.

7.4.2. Sơ đồ công nghệ tổng hợp axit terephthalic



Hình 7.6. Sơ đồ công nghệ tổng hợp axit terephthalic 1 giai đoạn

- 1- Thiết bị phản ứng; 2 - Thiết bị ngưng tụ; 3 - Thiết bị tách; 4 - Thiết bị ly tâm;
 5 – Tháp chưng cất phân đoạn; 6 - Nồi tái sinh axit axetic; 7 - Thiết bị phân ly;
 8 - Nồi đun; 9 – Bơm.

Trên hình 7.6 biểu diễn sơ đồ công nghệ điều chế axit terephthalic 1 giai đoạn bằng quá trình oxy hóa *p*-xylen. Trong thiết bị phản ứng (1), người ta đưa vào *p*-xylen, không khí, axit axetic tái sinh và chất xúc tác

(để tránh làm thất thoát 2 cấu tử sau cùng, người ta cho dung dịch nhập liệu của chất xúc tác vào axit axetic –trên sơ đồ không biểu diễn). Nhiệt phản ứng dùng đun sôi axit axetic và nước, còn hơi thì được ngưng tụ trong thiết bị ngưng tụ (2). Phần ngưng được tách ra khỏi không khí trong thiết bị tách (3) và hồi lưu về thiết bị phản ứng.

Hỗn hợp phản ứng là dung dịch huyền phù của axit terephthalic trong dung môi. Dịch huyền phù này được lọc trong thiết bị li tâm (4), trong đó axit terephthalic được rửa bằng axit axetic nhập liệu và mang đi tinh chế lại. Từ dịch lọc, người ta chưng tách nước trong tháp chưng phân đoạn (5), còn ở đáy tháp sẽ thu được axit axetic cùng với chất xúc tác hòa tan trong nó và đưa trở về thiết bị phản ứng (1). Trong dịch axit, khi hồi lưu nhiều lần các tạp chất nhựa được tích lũy, vì vậy phần axit cần đưa vào tháp (6) để tái sinh. Axit axetic chưng tách ra khỏi phần nặng và hồi lưu trở về thiết bị phản ứng (1). Còn phần nặng có thể bỏ hay tái sinh lại coban trong nó.

Đối với axit terephthalic điều chế bằng phương pháp 1 giai đoạn, thì cần đưa đi tinh chế đặc biệt để tách ra khỏi *p*-cacboxylbenzandehit. Để thực hiện điều này, người ta sử dụng phương pháp hydro hóa dung dịch nước huyền phù ở nhiệt độ và áp suất cao, Khi đó, các tạp chất sẽ trở thành các hợp chất hòa tan mạnh (cac oxyaxit) và chuyển vào trong pha nước.

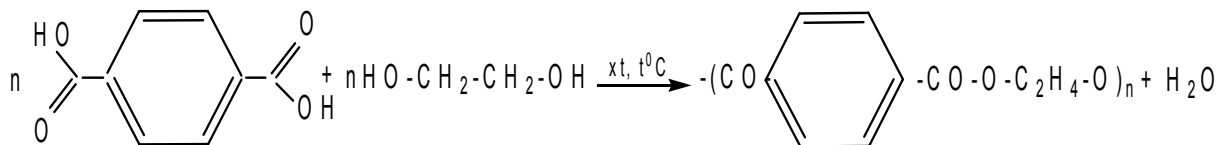
Tốt hơn là nên tinh chế axit terephthalic bằng cách este hóa nó thành dimethylterephtalat và kết tinh lại chất này.

7.4.3. Phản ứng este hóa axit terephthalic

Sợi polyeste được hình thành trên cơ sở của phản ứng este hóa axit 2 chức và rượu 2 chức. Axit 2 chức thường dùng phổ biến để tổng hợp sợi polyeste là axit terephthalic.

Sợi polyeste có rất nhiều ứng dụng. Một trong những ứng dụng quan trọng đi từ monome ban đầu axit terephthalic là điều chế tơ lapxan.

Tơ lapxan là loại tơ trông gần giống như sợi len nhưng bền hơn len rất nhiều. Vải dệt từ tơ lapxan bền với nhiệt độ, ánh sáng, axit, kiềm, chất oxy hóa. Điều chế tơ lapxan bằng phản ứng trùng ngưng giữa axit terephtalic và etylenglycol



7.5. Oxy hóa metylbenzen trong môi trường của các tác chất ban đầu. Tổng hợp dimetyl terephtalat

Phương pháp truyền thống để oxy hóa trong pha lỏng của các chất ban đầu cũng được sử dụng đối với các hợp chất thơm. Các chất xúc tác có hiệu quả với nó là các muối coban tan. Sự oxy hóa thực hiện bởi không khí dưới áp suất cần để giữ hỗn hợp ở trạng thái lỏng. Các axit thơm thì bền với sự oxy hóa tiếp tục. Vì vậy thiết bị phản ứng để oxy hóa liên tục có thể dùng là tháp sục khí đơn giản có bố trí thêm cơ cấu giải nhiệt phản ứng.

Nếu toluen được oxy hóa thành axit benzoic tương đối đơn giản và trong các điều kiện mềm (nhiệt độ 100^oC – 150^oC và áp suất không cao) thì sự oxy hóa các xilen hay tổng quát là các polymetylbenzen bằng oxy phân tử với xúc tác là muối thường xảy ra chỉ tạo thành các axit monocacboxylic. Như từ p-xilen điều chế p-toluic axit, từ m-xilen điều chế m-tolulic axit...

Điều này được giải thích là do nhóm cacbonyl của axit tolulic làm giảm mạnh hoạt tính của nhóm metyl gây cản trở sự oxy hóa của nó. Trong các điều kiện mạnh hơn (260 – 280^oC và áp suất =7Mpa) có thể oxy hóa nhóm metyl thứ hai nhưng hiệu suất của axit dicacboxylic chỉ nằm trong khoảng 40 – 60%.

Tuy nhiên người ta nhận thấy rằng, nếu chuyển nhóm cacboxylic thành este sẽ giảm tác dụng khử hoạt tính của nhóm cacboxylic. Trên cơ sở này đã tìm ra quá trình 4 giai đoạn để điều chế dimetyl terephtalat bao gồm: oxy hóa p-xilen thành p-toluic axit, este hóa axit này bằng metanol, oxy hóa este của axit tolulic thành monoeste của axit terephtalic và este hóa thành dimetyl terephtalat.

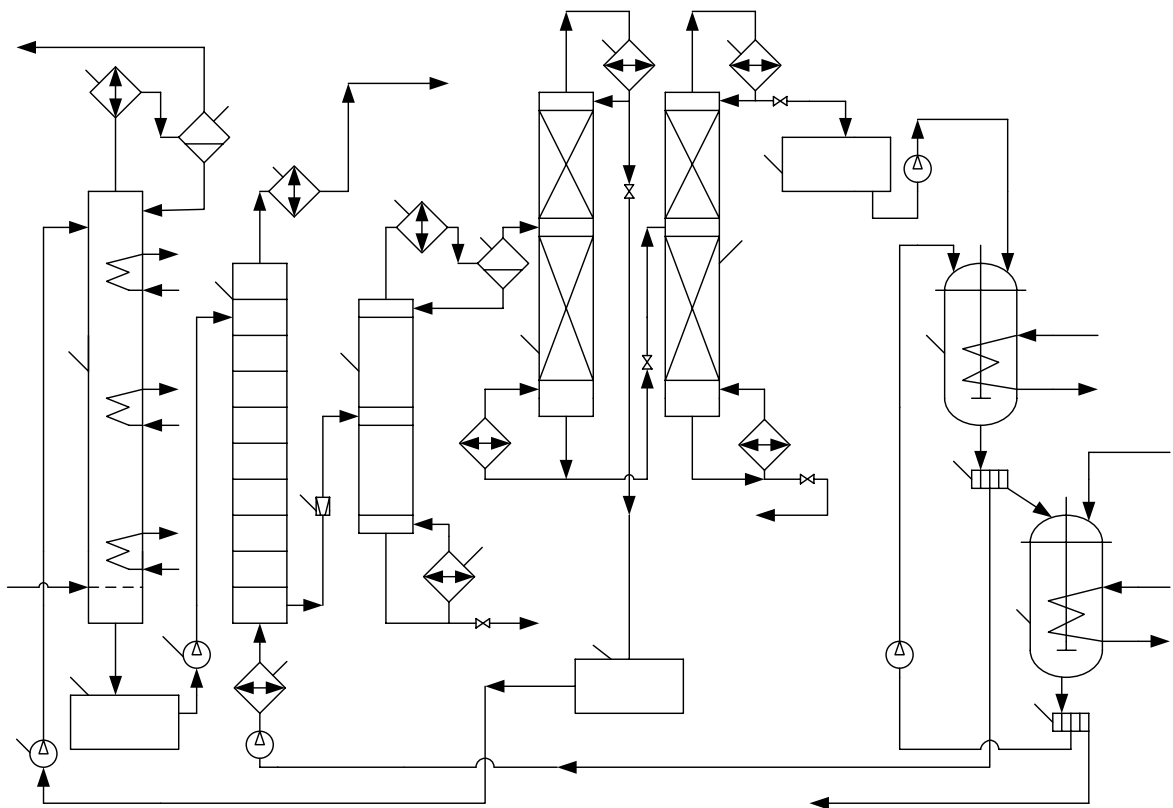
Khi điều chế các axit polycacboxylic thì số lượng các giai đoạn sẽ tăng, đồng thời việc phân tách sản phẩm sẽ cũng càng phức tạp. Vì vậy người ta đã tiến hành sự oxy hóa ban đầu bằng không khí và sau đó là dưới tác dụng của axit nitric.

Chất xúc tác ở dạng hòa tan trong hydrocarbon của muối kim loại

(rezinat, naphtenat coban hay muối coban và các axit tạo ra trong quá trình oxy hóa) được sử dụng với hàm lượng 0.05 – 0.2%. Nhiệt độ cần thiết để oxy hóa xảy ra với vận tốc cao thông thường nằm trong giới hạn từ 120 – 200⁰C, đôi khi nhiệt độ được chọn dựa vào tính tan của axit trong hỗn hợp sản phẩm. Ở trường hợp oxy hóa bằng không khí, với nhiệt độ 120 – 200⁰C, thì để giữ hỗn hợp phản ứng ở dạng lỏng cần có áp suất cao (thông thường khoảng 0.2 đến 1 – 2MPa). Lúc đó phần nhiệt tỏa ra dùng để làm sôi nước tạo thành và hydrocacbon.

Hiệu suất của axit thơm thường gần bằng 90%. Các sản phẩm phụ do sự oxy hóa sâu hơn nhóm metyl của hợp chất thơm là axit formic và CO₂. Ngoài ra còn tạo các sản phẩm phụ do sự oxy hóa không hoàn toàn, như khi oxy hóa p-xilen sẽ cho p-cacboxyl benzandehit tạo cho polyme có màu.

Đối với phương pháp 4 giai đoạn đã trình bày ở phần trước để điều chế dimethylterephthalat từ p-xilen có thể trong một thiết bị phản ứng thực hiện các giai đoạn oxy hóa p-xilen và metyl p-toluiat. Trong một thiết bị este hóa sẽ tiến hành cả hai phản ứng este hóa p-toluilic axit và monomethylterephthalat. Điều này cho phép tăng độ hòa tan của axit trong hỗn hợp phản ứng và giảm số lượng giai đoạn và số lượng các thiết bị và tiến hành sự phân chia các sản phẩm chỉ sau giai đoạn este hóa.



Hình 7.7. Sơ đồ công nghệ sản xuất dimethylterephthalat

1 – Tháp oxy hóa, 2 – Bình ngưng, 3, 13, 15 – Thùng chứa, 4 – Bơm, 5 – Van tiết lưu, 6 – Bộ phận đun sôi, 7 – Thiết bị este hóa, 8 – Tháp rửa, 9 – Ngưng tụ, 10, 12 – Tháp chưng phân đoạn, 11, 14 – Bình ngưng tách, 16, 18 – Bình phản ứng khuấy, 17, 19 – Máy li tâm, 20 – Bộ phận tách, 21 – Nồi đun.

Sự oxy hóa hỗn hợp p-xilen và metyl p- toluilat (tỉ lệ 1 : 2) tiến hành trong tháp sục khí 1 với các ống xoắn làm lạnh ở $140 - 180^{\circ}\text{C}$ và $0.6 - 1\text{MPa}$. Không khí sau khi làm sạch khỏi các tạp chất và nén đến áp suất làm việc, sẽ đưa vào phía dưới tháp qua ống phân phối. Khi sục qua hỗn hợp phản ứng, không khí sẽ lồi theo hơi xilen, kể đó ngưng tụ ở thiết bị làm lạnh 2 và đưa trở về thiết bị phản ứng ban đầu. Xilen còn lại từ không khí bay ra sẽ được thu hồi nhờ than hoạt tính (trên sơ đồ không biểu diễn). Đối với quá trình gián đoạn, sự oxy hóa sẽ kết thúc khi nồng độ thừa của p-xilen trong hỗn hợp phản ứng là 1% và mức độ chuyển hóa của metylp-toluilat khoảng 50%. Chất oxy hóa chứa 20 – 25% axit toluic, 30% este của nó với metanol, 11 – 15% axit terephthalic, 20 – 25% monoeste của nó cũng như một lượng nhỏ dimethylterephthalat và các tạp chất nhựa. Do sự có mặt trong p-xilen ban đầu các tạp chất của sự isome hóa nó và etylbezen trong chất oxy hóa sẽ tạo ra axit phtalic, iso-phtalic và benzoic cả este của chúng.

Hỗn hợp phản ứng chảy vào thùng chứa trung gian 3, kể đó nhờ bơm áp lực 4 sẽ chuyển liên tục vào tháp este hóa 7 ở phía trên. Tháp este có chứa nhiều mâm chóp xuyên lỗ và chất lỏng sẽ chảy xuống phía dưới tháp. Còn dòng hơi của rượu metylic tạo ra nhờ nung nóng rượu ở thiết bị đun sôi 6 thì chuyển động theo chiều ngược lại. Nhờ vào nhiệt cấp từ dòng hơi, phản ứng este hóa xảy ra ở nhiệt độ 250°C và áp suất 2.5MPa . Hơi rượu đưa vào với lượng dư sẽ lồi cuốn nước sinh ra trong phản ứng làm chuyển dịch cân bằng về phía tạo thành sản phẩm este hóa. Hỗn hợp metanol và nước thoát ra từ thiết bị 7 được ngưng tụ hoàn toàn trong bình ngưng tụ 9 và từ đây metanol được tái sinh bằng chưng cất.

Hỗn hợp este nhận từ đáy tháp 7 được tiết lưu và đưa vào tháp chưng cất chân không với áp suất dư 133gPa . Ban đầu trong thiết bị bốc hơi 8, người ta tách được hỗn hợp este khỏi các tạp chất nhựa kém bay hơi và đưa qua tháp chưng phân đoạn 10. Ở đây phần chưng nhẹ nhận được chính là metylp-toluilat được đưa trở về tháp, còn phần còn lại được cho chảy về bồn chứa 13 và từ đây mang đi thực hiện quá trình oxy hóa. Các este của axit dicacboxylic từ đáy tháp 10 tiếp tục được chưng cất phân đoạn chân không ở tháp đệm số 12, tại đây cấu tử dimethylterephthalat dễ bay hơi nhất được tách ra khỏi hỗn hợp các este dimetyl của các axit dicacboxylic đồng phân khác (isophtalic). Kể đó trong thiết bị ngưng tụ phân tách 14, este sẽ ngưng tụ và hoàn lưu một phần về tháp còn sản phẩm dư thì chảy vào bồn chứa 15. Phần chất còn lại ở đáy tháp 12 vẫn chứa một lượng tương đối lớn

dimethylterephthalat nên được mang đi kết tinh nhờ dung dịch metanol, các iso-phthalic thì hòa tan tốt trong metanol nhưng dimethylterephthalat thì không và được tách ra khỏi chúng ở dạng tinh thể (trên sơ đồ không biểu diễn)

Để làm sạch lần cuối ra khỏi các sản phẩm phụ và nhận được dimethylterephthalat có độ tinh khiết cao (99,9%), sản phẩm thô từ bồn chứa 15 sẽ được kết tinh 2 – 3 lần nhờ dung dịch metanol. Dimethylterephthalat hòa tan vào metanol ở 100⁰C trong nồi hấp 16, 18, sau đó được rửa, ly tâm, lọc trong các thiết bị li tâm 17, 19. Khi đó dung dịch qua lọc nhận được từ giai đoạn sau cùng sẽ được sử dụng như là chất hòa tan đối với giai đoạn trước, còn dung dịch lọc từ giai đoạn 1 thì cho vào thiết bị nung nóng, đun sôi 6 và sau đó thực hiện phản ứng este hóa. Hiệu suất tổng cộng của dimethylterephthalat kể cả lượng mất mát đạt khoảng 85 – 90%.

CHƯƠNG 8: TỔNG HỢP CHẤT TẨY RỬA

Giới thiệu

Từ lâu, con người đã biết dùng một số dung dịch tẩy rửa tự tạo lấy, như dùng nước tro để ngâm tẩy dầu mỡ, dùng nước bồ kết để gội đầu và giặt tẩy. Ngày nay, do nhu cầu về chất tẩy rửa rất lớn, mà chất tẩy rửa như xà phòng lại được chế tạo từ xút và các loại dầu thực vật như dầu dừa, dầu mè... Các loại dầu này nên dùng làm thực phẩm cho con người. Do đó, phải tìm các chất tẩy rửa thay thế rẻ tiền hơn, tốt hơn.

Dựa trên cơ sở phân tích trên, người ta thấy rằng có thể dùng những chất hoặc hỗn hợp các chất có tính tẩy và tính hấp phụ để tẩy rửa. Do đó, họ đã dùng các chất hữu cơ có tính hấp phụ và chất tạo bọt, mang đi kiềm hóa thành muối kiềm. Khi phân tán trong nước nó vừa có tính tẩy, vừa có tính hấp phụ, đồng thời cho thêm chất phụ gia để hỗ trợ 2 tính chất trên. Các ankylsunfat, ankansunfonat và arensunfonat là những chất hoạt động bề mặt thông dụng, chúng được tổng hợp từ các quá trình sunfat hóa, sunfo hóa, sunfoclo hóa và sunfooxy hóa.

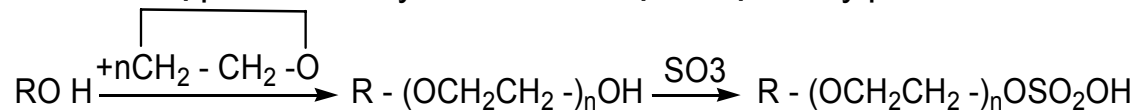
8.1. Tổng hợp chất hoạt động bề mặt dạng ankylsunfat

Các chất HĐBM dạng ankylsunfat có thể chia thành 3 nhóm chính:

Các ankylsunfat bậc nhất được tổng hợp từ rượu bậc nhất mạch thẳng. Những rượu này, có thể là các sản phẩm của quá trình thủy phân axit béo thiên nhiên, (ví dụ rượu laurilic $C_{12}H_{23}OH$, miristilic $C_{14}H_{29}OH$) hoặc được tổng hợp bằng cách hydro hóa các axit béo cao phân tử, thu được trong quá trình oxy hóa parafin hoặc tổng hợp oxo.

Các ankylsunfat bậc hai (còn gọi là typol) được tổng hợp từ H_2SO_4 và olefin mạch thẳng (α – olefin thu được trong quá trình crachking nhiệt parafin hoặc tổng hợp cơ nhôm), hoặc từ rượu bậc hai thu được bằng phương pháp oxy hóa trực tiếp parafin mềm. Các nhóm sunfoeste trong phân tử typol nằm ở nguyên tử cacbon bậc hai bất kỳ, do vậy nguyên liệu để tổng hợp chúng ngoài α – olefin còn có n – olefin với nối đôi nằm giữa mạch thu được bằng cách dehydro hóa parafin mềm.

Este sunfat được tổng hợp bằng sunfat hóa các sản phẩm của quá trình kết hợp 2-3 mol etylenoxit với rượu hoặc ankylphenol:



Các tính chất HĐBM của ankylsunfat phụ thuộc vào cấu tạo và chiều dài nhóm ankyl cũng như vị trí của nhóm sunfat. Các tính chất này sẽ giảm mạnh nếu có quá trình phân nhánh của mạch cacbon. Do vậy, trong tổng hợp các chất HĐBM người ta thường sử dụng các rượu và olefin mạch thẳng. Ngoài ra, còn một nguyên nhân nữa là quá trình phân nhánh mạch cacbon sẽ làm giảm khả năng phân hủy sinh hóa của các chất HĐBM.

Khả năng tẩy rửa mạnh nhất quan sát được ở những ankylsunfat với nhóm sunfoeste cuối mạch (tức là ở cacbon bậc nhất), và tính tẩy rửa sẽ giảm theo sự di chuyển của nhóm này giữa mạch. Ví dụ với penta-dexylsunfat $C_{15}H_{31}OSO_2O_{Na}$, sự ảnh hưởng vị trí sunfoeste đến khả năng tẩy rửa như sau:

Bảng 8.1. Ảnh hưởng vị trí sunfoeste đến khả năng tẩy rửa

Số nguyên tử C với nhóm OSO_2ONa	1	2	4	6	8
Khả năng tẩy rửa (%)	120	100	80	50	30

Khả năng tẩy rửa cao nhất cho những ankylsunfat bậc nhất đạt được khi mạch hydrocacbon chứa 12-16 nguyên tử cacbon, còn đối với ankylsunfat bậc hai giá trị này là 15-18. Trong trường hợp 1-ankylsunfat khả năng tẩy rửa thay đổi như sau:

Bảng 8.2. Khả năng thay đổi tính tẩy rửa của 1-ankylsunfat

Số lượng bộ nguyên tử cacbon	11	13	15	17	19
Khả năng tẩy rửa (%)	20	40	120	140	130

Có thể thấy rằng để tổng hợp các chất tẩy rửa dạng ankylsunfat nên sử dụng các rượu bậc nhất là α – olefin $C_{12} - C_{18}$ mạch thẳng.

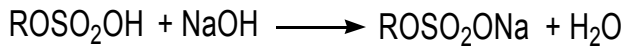
Xét theo các tính năng tẩy rửa thì các ankylsunfat bậc nhất được xem là các chất HĐBM tốt nhất, sau đó là các ankylsunfat bậc hai. Trong công nghiệp các chất tẩy rửa, ankylsunfat được sản xuất dưới dạng hỗn hợp lỏng (hàm lượng chất HĐBM là 20 – 40%) hay dạng bột. Chúng được sử dụng làm bột giặt quần áo, vải, len ...

8.1.1. Sunfat hóa bằng axit sunfuric

Quá trình sunfat hóa rượu và olefin bằng H_2SO_4 , để tổng hợp chất tẩy rửa có nhiều điểm giống nhau. Cả hai phản ứng được tiến hành ở nhiệt độ thấp ($0 \div 40^{\circ}C$), có khuấy trộn mạnh và giải nhiệt nhanh. Khi thực hiện quy trình gián đoạn, người ta sử dụng thiết bị phản ứng có cánh khuấy và cho từ từ axit vào rượu hoặc olefin. Khi phản ứng xảy ra, hỗn hợp sẽ trở nên sệt, do đó cản trở quá trình khuấy và làm lạnh. Còn nếu thực hiện quy trình sản xuất liên tục thì sử dụng các thiết bị nối tiếp có cánh khuấy.

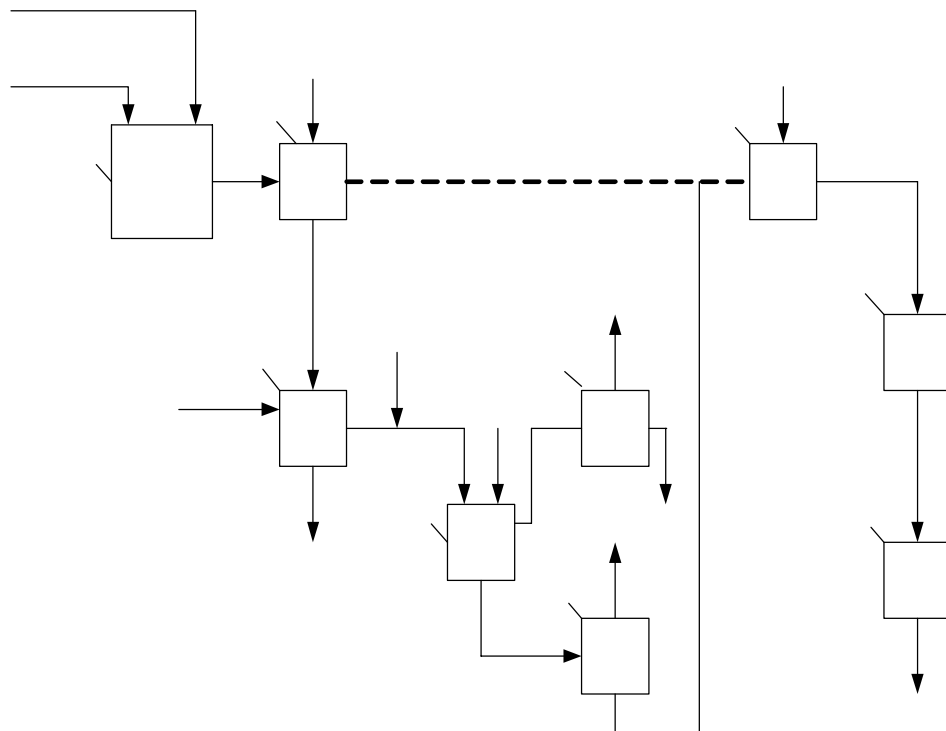
Trong quá trình sunfat hóa rượu, hỗn hợp thu được chủ yếu chứa ankylsunfuric axit, ngoài ra còn có axit và rượu chưa tham gia phản ứng. Còn trong sunfat hóa olefin, ngoài sản phẩm chính còn có olefin chưa tham gia phản ứng, một lượng diankylsunfuric axit, ete và polime. Sơ đồ khối xử lý hỗn hợp này được trình bày trên hình 8.1.

Hỗn hợp được trung hòa bằng kiềm đậm đặc ở khối thứ hai, tại đây nhiệt độ không được phép quá $60^{\circ}C$, và xảy ra các phản ứng sau:



Ngoài ra, lượng axit dư sẽ trở thành sunfatnatri. Người ta phân tách hỗn hợp này ở khối 3 bằng cách dùng rượu (etanol hoặc isopropanol) để trích ly các chất hữu cơ, còn lại là sunfatnatri (nó được tách ra như là chất thải). Sau đó, dung dịch rượu chứa các chất hữu cơ được làm loãng bằng nước và tại khối (4) được trích ly bằng xăng để tách các chất hữu cơ ban đầu chưa tham gia phản ứng, và tách các sản phẩm phụ. Hỗn hợp trích ly sẽ được xử lý trong khối (5) bằng cách chưng cất xăng, phần còn lại sẽ được đưa trở về quá trình sunfat hóa. Còn dung dịch các ankylsunfat trong nước - rượu từ khối (4) được chuyển qua khối (6) để chưng cất rượu, phần dung dịch nước còn lại sẽ đi vào khối (7), tại đây ankylsunfat được trộn hợp với các cấu tử khác nhau như phosphat, soda, cacboxylmetyl xenlulo, chất tẩy... để tạo thành chất tẩy rửa. Sau đó hỗn hợp này sẽ được sấy trong khối (8) và nghiền, đóng gói trong khối (9).

Nếu sản xuất các chất tẩy rửa chất lượng thấp, theo qui trình đơn giản thì có thể không cần các khối 3, 4, 5 và 6. Hỗn hợp sau khi trung hòa, sẽ trực tiếp đi vào công đoạn trộn, hay trước đó có thể tiến hành chưng cất các chất hữu cơ bằng hơi nước. Chất tẩy rửa sản xuất theo qui trình này sẽ chứa nhiều muối sunfatnatri.



Hình 8.1. Sơ đồ các quá trình chính sản xuất CHĐBM dạng ankylsunfat
 1 - Sunfat hóa; 2 -Trung hòa; 3 - Tách sunfatnatri; 4 - Trích ly; 5 - Tái sinh xăng và tách các cấu tử chưa phản ứng; 6 - Tái sinh rượu; 7 - Trộn hợp; 8 - sấy; 9 - nghiền và đóng gói.

Những nhược điểm của qui trình trên có thể kể đến là: tận dụng không hết nguyên liệu ban đầu, thải ra nhiều sunfatnatri, công nghệ tương đối phức tạp khi phải sản xuất chất tẩy rửa chất lượng cao. Do vậy, hiện nay phương pháp này đã được thay thế bằng các công nghệ tiên tiến hơn.

8.1.1. Sunfat hóa rượu bằng axit closunfuric

Tính ưu việt của phương pháp này, là quá trình phản ứng bất thuận nghịch, vận tốc phản ứng cao, cho phép tỷ lệ sử dụng đương lượng của các cấu tử ban đầu và hiệu suất chuyển hóa thành ankylsunfat gần như đạt giá trị lý thuyết. Ngoài ra, gần như không có sản phẩm phụ, duy nhất chỉ có khí HCl sinh ra, nhưng rất dễ thu được lại dưới dạng dung dịch 20 – 30%. Sản phẩm duy nhất của phản ứng này là ankylsunfuric axit, điều này cho phép đơn giản hóa tối đa giai đoạn xử lý sản phẩm, đồng thời có thể tổng hợp chất tẩy rửa thành phẩm có chất lượng cao, không lẫn muối vô cơ. Với những ưu thế trên đây, hiện nay phương pháp sunfat hóa này đang được ứng dụng rộng rãi.

Một trong những đặc điểm của phương pháp sunfat hóa rượu bằng closunfuric axit là quá trình tạo thành khí HCl, đôi khi khó loại hết do hỗn hợp trở nên sệt. Người ta đề nghị nhiều biện pháp loại bỏ HCl như sử dụng dung môi, chân không..., nhưng biện pháp hữu hiệu nhất là tiến hành phản ứng trong thiết bị tạo cho chất lỏng có bề mặt riêng lớn.

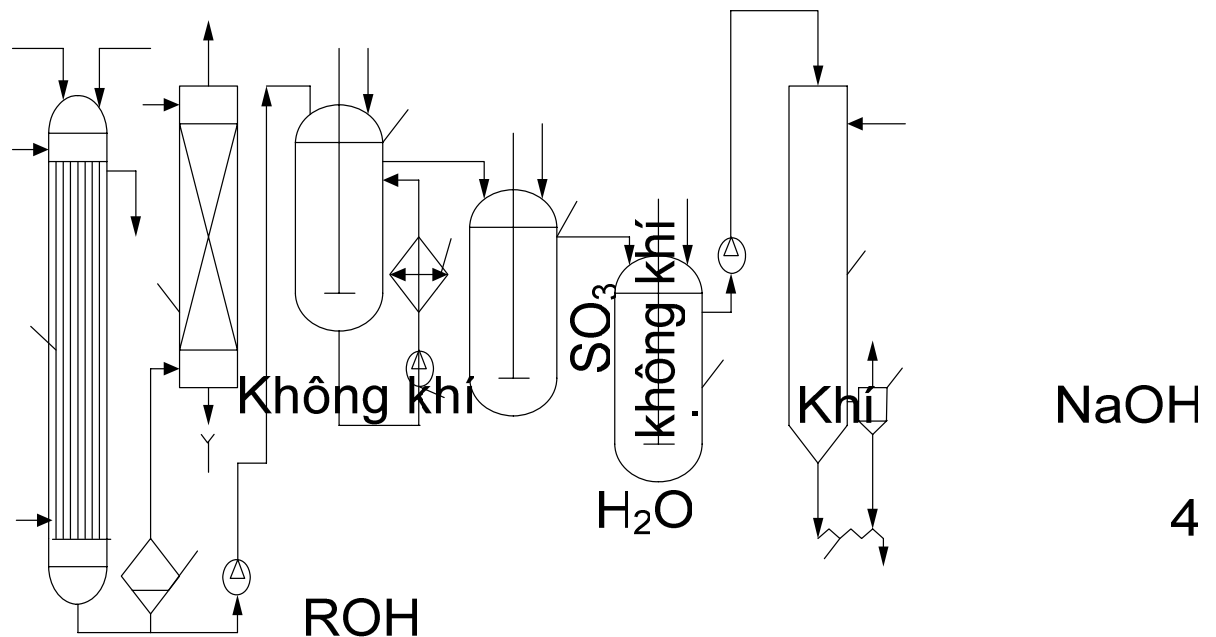
Sơ đồ một loại thiết bị này được trình bày trên hình 5.2.a. Trong thiết bị dạng đĩa này, có lắp hệ thống ống xoắn giải nhiệt và cánh khuấy. Tại tâm đĩa, người ta cho closunfuric axit và rượu vào, tại đây một phần các cấu tử sẽ tác dụng với nhau. Sau đó, người ta cho hỗn hợp chảy qua kẽ hở giữa đĩa với thành nồi phản ứng (thành nồi phản ứng được làm lạnh bằng vỏ áo nước). Như vậy, trên thành nồi phản ứng, quá trình sẽ tiếp tục và kết thúc, đồng thời khí HCl được thoát ra dễ dàng hơn. Hỗn hợp thu được sẽ đi vào bộ phận trung hòa. Như vậy theo phương pháp này chỉ cần sử dụng các khối 1, 2, 7, 8 và 9 trên hình 5.1, đồng thời thêm một khối thu hồi HCl.

8.1.2. Sunfat hóa rượu bằng SO₃

Phương pháp này cũng có nhiều ưu điểm tương tự khi sử dụng closunfuric axit. Ngoài ra, giá thành của SO₃ rẻ hơn so với closunfuric axit, đồng thời không sinh ra khí HCl. Do vậy, có thể nói đây là phương pháp tiên tiến nhất và hiện nay chúng đang thay thế các phương pháp khác trong sản xuất công nghệ.

Các khó khăn chủ yếu khi thực hiện phương pháp sunfat hóa rượu bằng SO₃ là vận tốc phản ứng rất lớn, độ tỏa nhiệt mạnh, dễ dẫn tới hiện tượng nhiệt cục bộ, thúc đẩy các phản ứng phụ và sản phẩm có màu tối. Để hạn chế các khó khăn trên, người ta khắc phục bằng cách làm loãng khí SO₃ bằng không khí đến nồng độ thể tích 4 – 7%. Tại

những nhà máy sản xuất theo phương pháp này với công suất lớn, người ta kết hợp thêm thiết bị oxy hóa SO_2 (khí SO_2 thu được từ các nhà máy luyện kim màu).



Hình 8.2. Sơ đồ công nghệ sản xuất chất tẩy rửa trên cơ sở ankylsunfat.

1 - Thiết bị phản ứng; 2 - Thiết bị lọc; 3 - Thiết bị hấp thụ; 4, 6 - Thiết bị trung hòa; 5 - Thiết bị làm lạnh; 7 - Thiết bị trộn; 8 - Thiết bị sấy phun; 9 - cyclon; 10 - Băng tải; 11 - Bơm.

Sơ đồ công nghệ sản xuất chất tẩy rửa trên cơ sở ankylsunfat được thể hiện trên hình 8.2.

Rượu, không khí và khí SO_3 được đưa liên tục vào thiết bị dạng màng (1). Khí thoát ra từ thiết bị này được tách bởi thiết bị tách (2), sau đó hấp thụ tại thiết bị (3) để làm sạch khỏi khí SO_3 . Ankylsunfuric axit được đưa qua trung hòa tại thiết bị (4), có kèm theo bộ phận làm lạnh (5), tại đây nhiệt độ không để vượt quá 60°C . Tiếp theo tại thiết bị (6), người ta tiến hành trung hòa chính xác, tức là hỗn hợp qua thiết bị này sẽ có $\text{pH} = 7$ (được kiểm tra bằng pH kế). Hỗn hợp sau khi trung hòa sẽ được đưa vào thiết bị trộn (7), ở đây người ta thêm các chất phụ gia như phosphat, soda, chất tẩy, cacboxymetyl xenlulo để tạo thành chất tẩy rửa. Hỗn hợp thu được sẽ bơm vào thiết bị sấy phun (8). Các hạt rắn sẽ thu hồi ở cyclon (9). Bột giặt thành phẩm từ thiết bị (8), (9) được truyền qua công đoạn đóng gói theo băng.

8.2. Tổng hợp chất hoạt động bề mặt dạng ankylarensunfonat

Các chất hoạt động bề mặt này có nhóm ankyl nối với nhân thơm (phần kỵ nước) và phần ưa nước là nhóm sunfonat SO_2ONa . Chúng được chia thành hai loại: Sunfonat dầu mỡ và Sunfonat tổng hợp

8.2.1. Sunfonat dầu mỡ

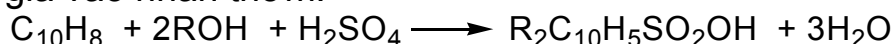
Được tổng hợp bằng sunfo hóa các phân đoạn dầu mỡ có chứa hydrocacbon ankylaromatic.

Các ankylarensunfonat dầu mỡ được điều chế khi xử lý các phân đoạn dầu mỡ khác nhau bằng oelum. Đôi khi chúng được tạo thành ngẫu nhiên khi dearomatic hóa các mỡ bôi trơn bằng oleum. Các hydrocacbon ankylaromatic có trong dầu mỡ rất khác biệt về cấu tạo (chiều dài và số nhóm ankyl, số nhân thơm), do vậy các sunfonat thu nhận từ chúng là một hỗn hợp tương đối phức tạp, phụ thuộc vào khối lượng phân tử trung bình của mỡ ban đầu mà các sunfo axit thu được có thể tan trong nước hoặc trong dầu.

Các sunfonat dầu mỡ có tính hoạt động bề mặt thấp hơn so với các loại tổng hợp nhưng chúng có giá thành rẻ hơn. Chúng có mùi (do các tạp chất trong mỡ) và có màu (đôi khi có màu đen), do vậy chúng được sử dụng một cách hạn chế để làm chất tẩy rửa. Ứng dụng chủ yếu của các sunfonat này là dùng làm các chất tăng độ nhớt cho dầu mỡ, chất nhũ hóa hoặc đông tụ trong công nghiệp dầu mỡ, các tác nhân tạo bọt...

8.2.2. Sunfonat tổng hợp

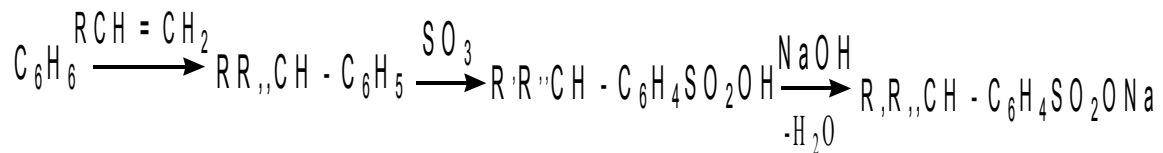
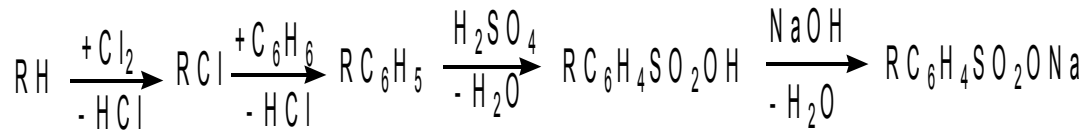
Các ankylarensunfonat tổng hợp (còn gọi là sunfonol) là các chất tẩy rửa chủ yếu (chiếm gần 50% tổng sản lượng các chất tẩy rửa các loại). Sản phẩm nổi tiếng đầu tiên của dạng này là Nekal, được tổng hợp từ naphtalen, xử lý bằng isopropanol (hoặc isobutanol) và axit sunfuric. Axit sunfuric đồng thời thực hiện hai chức năng là xúc tác cho quá trình ankyl hóa và tác nhân sunfo hoá, trong đó sẽ có hai nhóm ankyl tham gia vào nhân thơm:



Do hoạt tính bề mặt của các sản phẩm dạng Nekal tương đối thấp, người ta đã nghiên cứu khả năng tổng hợp các chất HĐBM từ benzen bằng cách ankyl hóa và sunfo hóa nó. Các kết quả cho thấy, các tính chất HĐBM của ankylarensunfonat phụ thuộc rất nhiều vào cấu tạo của nhóm ankyl. Ví dụ, nếu nhóm phenylsunfonat ở vị trí 1 và nhóm ankyl có cấu tạo mạch thẳng thì các tính chất tẩy rửa cực đại đạt được khi nhóm ankyl chứa 11-14 nguyên tử cacbon. Vị trí của nhóm phenylsunfonat với mạch hydrocacbon thẳng của nhóm ankyl thì các đồng phân 2 và 3 có tính chất tẩy rửa tốt nhất, còn khi nhóm thế chuyển về giữa mạch thì tính tẩy rửa cũng bị giảm.

Từ các số liệu trên nhận thấy, để tổng hợp ankylarensunfonat nên sử dụng ankylbenzen với nhóm ankyl C_{10} - C_{16} , tốt nhất là C_{11} - C_{14} . Do vấn đề phân hủy sinh hóa, các nhóm ankyl càng ít phân nhánh càng tốt, còn việc sử dụng dodexyl benzensunfonat (DBSA) tổng hợp từ tetrame của propylen, đã bị hủy bỏ ở nhiều nước. Hiện nay, nguồn nhóm ankyl chủ yếu được khai thác từ các phân đoạn dầu hôi của dầu parafin hoặc các

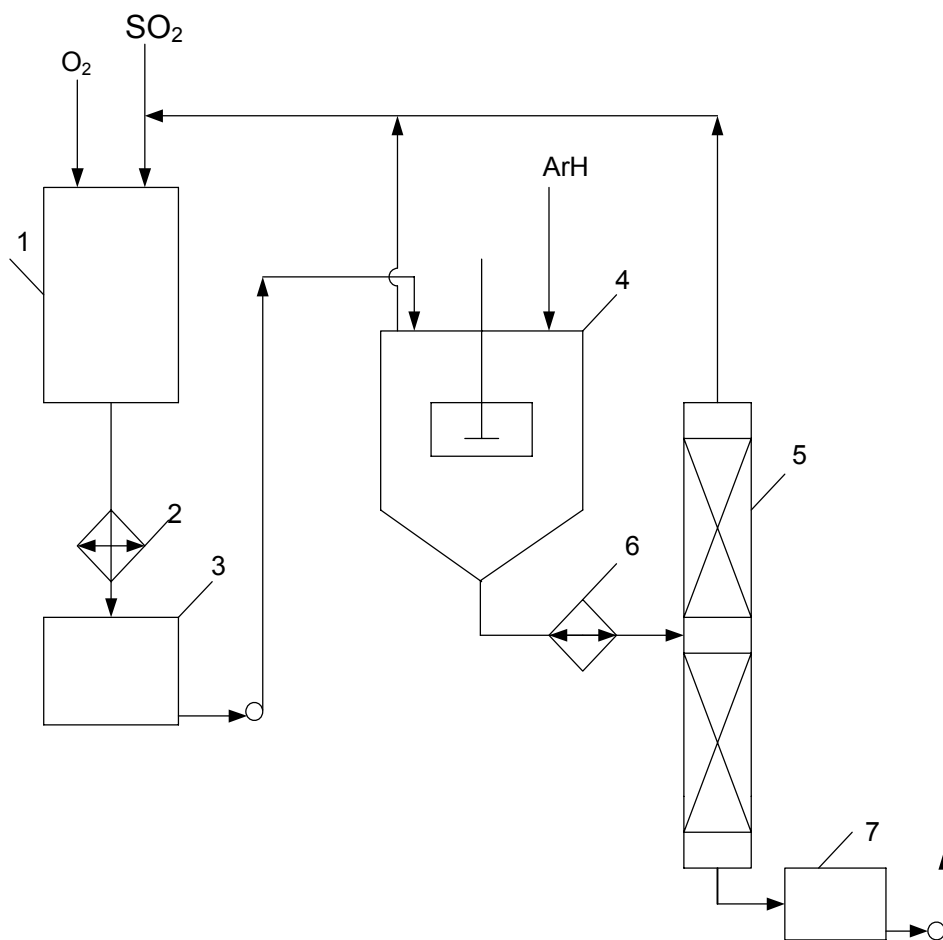
parafin mềm tách ra từ các phân đoạn thu được từ ure hay zeolit; ngoài ra có thể sử dụng *n*-olefin với nối đôi cuối mạch hoặc giữa mạch thu được trong quá trình cracking parafin cứng hay dehydro hóa parafin mềm. Khi sử dụng parafin, toàn bộ quá trình bao gồm: clo hóa, anky hóa benzen, bằng ankyclorua, sunfo hóa và trung hòa. Nếu sử dụng olefin làm nguyên liệu thì quá trình sẽ là anky hóa, sunfo hóa và trung hòa



Sản phẩm thu được là một hỗn hợp các sunfonat chứa các nhóm anky có độ dài khác nhau. Ngoài ra, do quá trình isome hóa dưới ảnh hưởng của $AlCl_3$ sẽ tạo ra các chất trong đó nhóm phenylsunfonat gắn với các nguyên tử cacbon bậc 2 của nhóm anky.

Ankyarensunfonat là những chất tinh thể rắn. Khi nhóm anky có độ phân nhánh thì các chất này tan tốt trong nước. Khi chiều dài nhóm anky tăng, độ phân nhánh ít, sẽ làm giảm khả năng hòa tan trong nước và rượu. Các chất này hầu như không màu không mùi. Chúng được sử dụng để tổng hợp các bột giặt quần áo, vải, len, ...

Sơ đồ công nghệ của phương pháp này không khác biệt nhiều so với quá trình sunfat hóa rượu. Qui trình công nghệ đã đơn giản hóa được thể hiện trên hình 8.3. Tại khối (1), người ta thực hiện quá trình oxy hóa SO_2 thành SO_3 bằng oxy không khí. Sản phẩm thu được sau khi làm lạnh và ngưng tụ ở sinh hàn (2), được chứa trong thùng chứa (3) là dung dịch của SO_3 nồng độ 10 – 15% trong SO_2 lỏng. Dung dịch này cùng với dung dịch hydrocacbon trong SO_2 được đưa vào thiết bị phản ứng (4). Hỗn hợp chất lỏng đi ra khỏi thiết bị (4) còn chứa khoảng 5 – 7% SO_2 . Để tách lượng SO_2 này, người ta tiến hành đun nóng và sau đó cho bốc hơi ở thiết bị bốc hơi (5). Chất lỏng còn lại đi vào thùng chứa (7) và sau đó đưa đi xử lí tiếp tục (trung hòa, trộn, sấy, đóng gói). Phần SO_2 bốc hơi ở thiết bị (5) được đưa trở lại khối (1).



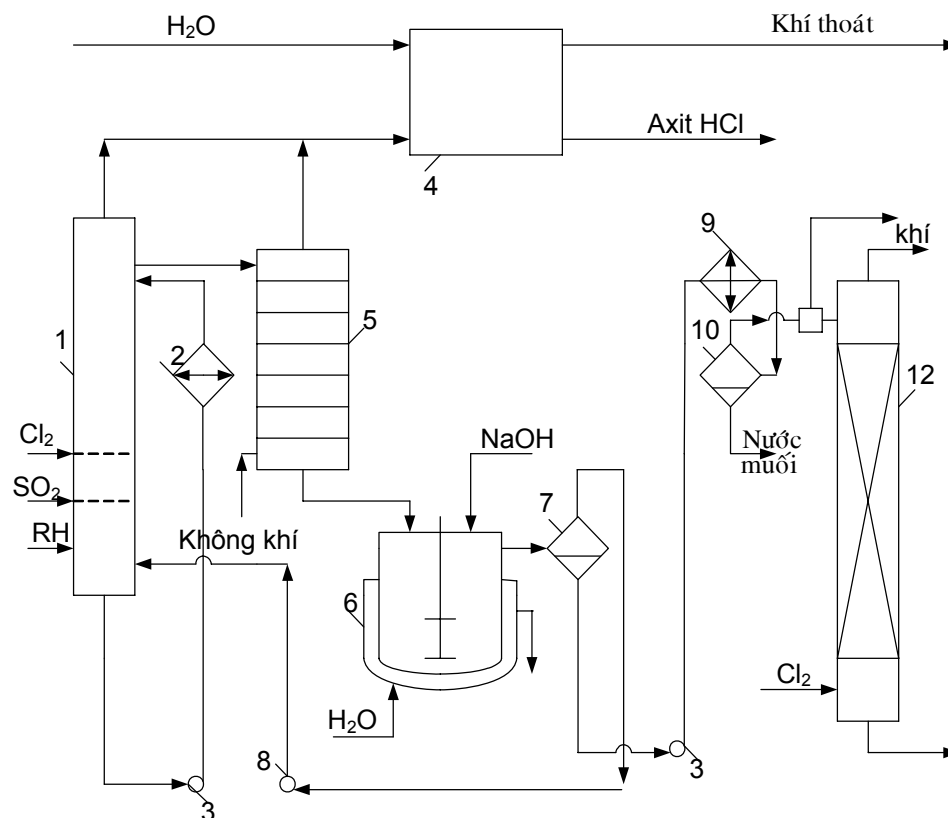
Hình 8.3..Sơ đồ công nghệ của quá trình sunfo hóa
 1 - Khối oxy hóa SO_2 thành SO_3 ; 2 – Sinh hàn; 3, 7 – Thùng chứa;
 4 - Thiết bị phản ứng; 5 - Thiết bị bốc hơi; 6 - Hệ thống gia nhiệt.

Hình 8.4 là sơ đồ công nghệ xuất CHĐBM dạng ankansunfonat bằng phương pháp sunfoclo hóa – quang hóa. Hoạt động của dây chuyền như sau :

Cl₂ nhận được bằng phương pháp bốc hơi clo lỏng, được trộn với SO_2 (lượng SO_2 lấy dư khoảng 5% so với clo) và đưa vào phía dưới của thiết bị phản ứng (1), các chất khí này sẽ sục vào lớp chất lỏng chứa trong thiết bị này. Người ta cũng đưa vào tháp phản ứng (1), lượng parafin mới cùng với parafin thu hồi sau phản ứng. Nhiệt của phản ứng được giải phóng bằng sinh hàn (2), hỗn hợp phản ứng đi qua sinh hàn này bằng hệ thống bơm (3). Khí thải đi ra từ thiết bị (1) bao gồm HCl và SO_2 chưa phản ứng. Các khí này được đưa vào làm sạch ở khối (4).

Hỗn hợp ở thiết bị (1) sẽ chảy từ bên hông qua thiết bị thổi không khí (5). Tại đây, lượng HCl và SO_2 tan trong hỗn hợp sẽ được loại bỏ bởi luồng không khí. Tiếp theo hỗn hợp được trung hòa bằng dung dịch kiềm ở 100°C trong thiết bị (6), để lắng trong thiết bị (7). Lớp ở trên là phần hydrocacbon chưa chuyển hóa và một lượng nhỏ ankylclorua, phần này được đưa hồi lưu lại phản ứng bằng bơm (8). Lớp ở dưới

được làm lạnh trong thiết bị (9) đến 5 – 10⁰C và tách trong thiết bị (10). Phần sản phẩm được tiếp tục xử lí, bằng cách pha loãng với nước đến 20% trong thiết bị trộn (11) và tẩy trắng trong tháp (12). Giai đoạn cuối cùng là cô chân không để thu nhận ankansunfonat dưới dạng dung dịch trong nước với nồng độ 60%.



Hình 8.4. Sơ đồ công nghệ sản xuất CHĐBM dạng ankansunfonat bằng phương pháp sunfoclo hóa – quang hóa.

1 - Tháp phản ứng ; 2, 9 - Sinh hàn ; 3, 8 - Bơm ; 4 - Khối thu khí HCl và làm sạch khí thải ; 5 - Thiết bị thổi không khí ; 6 - Thiết bị trung hòa ; 7, 10 - Thiết bị tách ; 11 - Thiết bị trộn ; 12 - Tháp tẩy trắng.

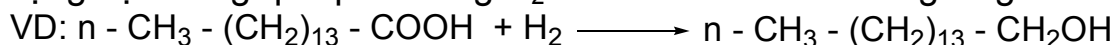
8.3. Phân loại chất hoạt động bề mặt (HĐBM)

8.3.1. Chất hoạt động bề mặt nonionic (NI)

Có khả năng HĐBM không cao. Êm dịu với da, lấy dầu ít. Làm bền bọt, tạo nhũ tốt. Có khả năng phân giải sinh học. Ít chịu ảnh hưởng của nước cứng và pH của môi trường, tuy nhiên có khả năng tạo phức với một số ion kim loại nặng trong nước....

Hiện nay để tổng hợp chúng, phương pháp được dùng phổ biến nhất là quá trình etoxy hóa từ rượu béo với oxyt etylen: Công thức chung: R-O-(CH₂-CH₂-O-)_nH.

Các rượu béo này có nguồn gốc thiên nhiên như dầu thực vật, mỡ động vật thông qua phản ứng H₂ hóa các axit béo tương ứng:



Hoặc bằng con đường từ rượu tổng hợp: bằng cách cho olefin-1

MIC tạo thành cùng với sự nhỏ giọt của DMS ở cùng thời điểm được nạp vào cột nhồi (MIC packing column). Hầu hết dung môi bị bay hơi cùng với MIC được ngưng tụ ở khu vực ngưng tụ dưới áp suất thấp của cột nhồi và hoàn lưu về bồn phản ứng. MIC có độ tinh khiết thấp chứa một phần dung môi được tinh khiết hóa bởi sự cân bằng pha khí đi ngang qua phần trên của cột nhồi.

Khi sự nhỏ giọt của DMS hoàn tất, một lượng nhỏ nguyên liệu thô (DMS, SDC) và MIC hoàn lưu vẫn còn nằm lại trong các bồn phản ứng và cột nhồi.

Trong suốt phản ứng MIC, nhiệt độ đỉnh của cột nhồi được kiểm soát một cách không đổi bởi hệ thống kiểm soát tự động. Sau khi xong giai đoạn nhỏ giọt DMS, giai đoạn tái gia nhiệt được tiến hành bởi sự gia tăng nhiệt độ của bồn phản ứng để tạo phản ứng cho số nguyên liệu chưa phản ứng hết và thu hồi MIC tồn đọng. Điều kiện vận hành sự tái nhiệt tương tự như giai đoạn nhỏ giọt DMS.

Sau 3 giờ và khi không còn MIC chảy vào bồn tiếp nhận MIC, phản ứng hoàn tất.

Sự thu hồi dung môi

Sau khi phản ứng MIC hoàn tất, dung môi chứa sản phẩm phụ và chất xúc tác vẫn còn đọng lại trong bồn phản ứng MIC. Dung môi tồn đọng được thu hồi bởi sự chưng cất áp suất chân không và được sử dụng lại cho mẻ kế tiếp. Để thu hồi dung môi, bồn phản ứng nâng nhiệt độ ở áp suất 200mmHg/chân không tuyệt đối. Dung môi được làm bay hơi, ngưng tụ và chảy vào bồn tiếp nhận dung môi

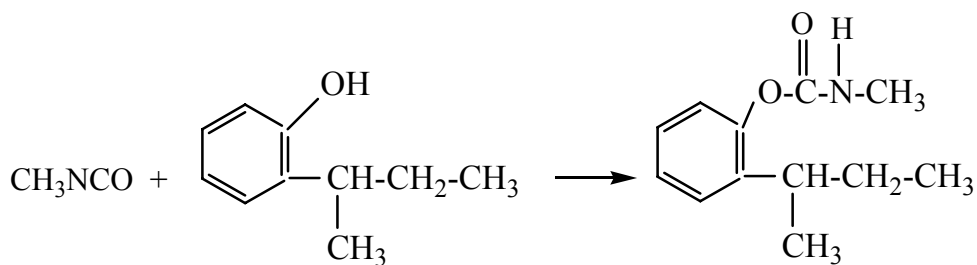
Sau khi thu hồi dung môi, DMS, những sản phẩm phụ và một phần dung môi vẫn còn đọng lại trong bồn phản ứng để hòa tan các chất vô cơ, sau đó dung dịch nước thải được chuyển đến bồn rửa dung môi có cánh khuấy tròn. Nạp thêm nước vào bồn rửa dung môi và khuấy trộn đủ thời gian để chất vô cơ hòa tan một cách hoàn toàn.

Sau khi kết thúc sự khuấy trộn, nước thải được cung ứng đến bồn tách ly dung môi và ở đây phần lớn dung môi được tách khỏi nước thải do sự khác biệt trọng lượng riêng. Dung môi tách ra được chuyển đến bồn chứa dung môi thu hồi, còn nước thải được chuyển đến thiết bị xử lý nước thải.

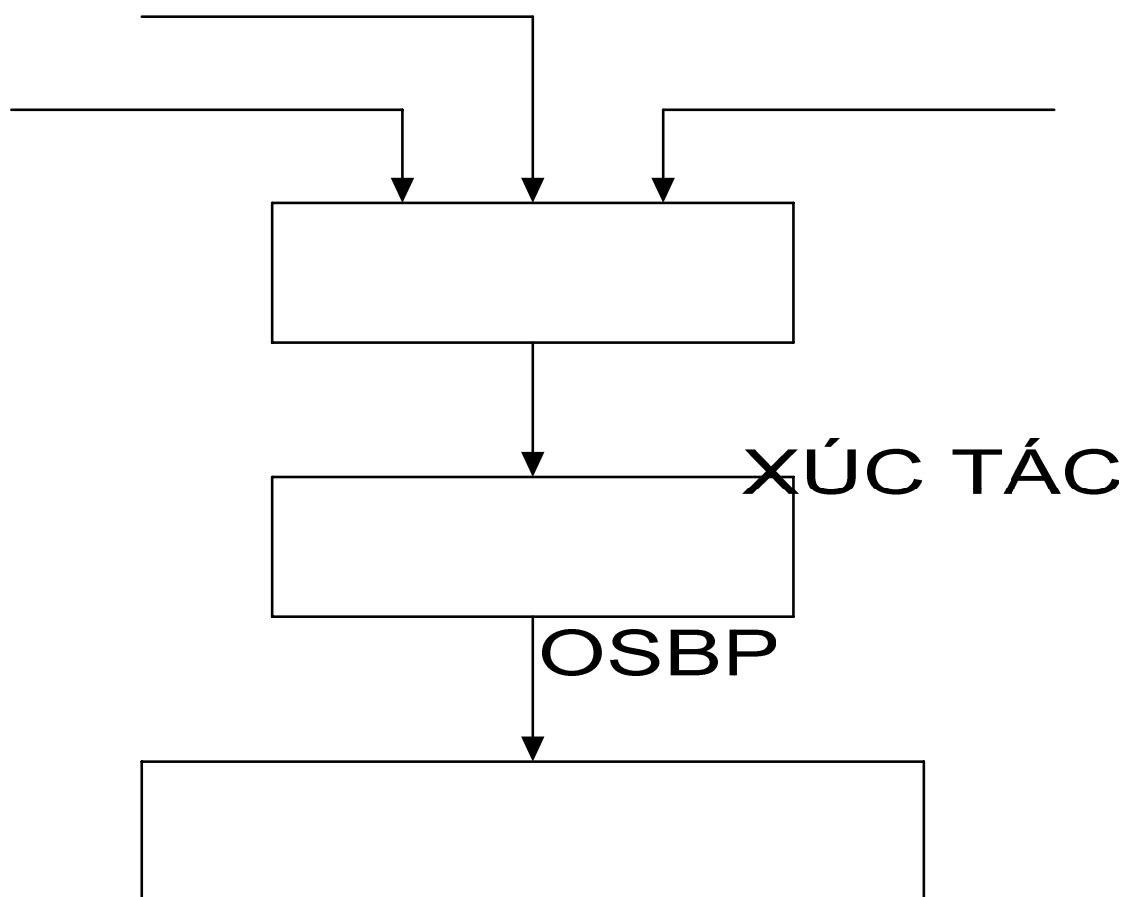
9.2.3. Tổng hợp thuốc trừ sâu butyl phenol metylcyanat (BPMC)

BPMC là một loại thuốc trừ sâu gốc cacbamat, được sử dụng để ngăn chặn sâu đục thân và sâu đục lá. BPMC được tổng hợp từ phản ứng giữa MIC với orto-sec-butyl phenol (OSBP). Tốc độ phản ứng rất nhạy với nhiệt độ.

Phản ứng được mô tả như sau:



Sơ đồ khởi sản xuất BPMC



Mô tả qui trình tổng hợp BPMC

OSBP và chất xúc tác được nạp vào bồn phản ứng cacbamat. Phản ứng khởi đầu bằng sự thêm vào từng giọt MIC. Nhiệt độ phản ứng phải được không chế cẩn thận bằng cách kiểm soát liên tục lượng MIC cho vào. Phát ứng sinh nhiệt vì vậy việc làm lạnh nhờ dòng hồi lưu trong hệ thống ống xoắn và lớp vỏ áo bên ngoài để loại trừ nhiệt phản ứng.

Sau khi kết thúc sự nhỏ giọt MIC, điều kiện phản ứng phải được duy trì không đổi kèm theo sự khuấy trộn liên tục suốt 2 giờ để một số OSBP còn lại phản ứng với MIC ở mức độ tối đa. Khi phản ứng được hoàn tất (dựa trên kết quả phân tích mẫu), hỗn hợp sản phẩm được cung cấp đến thiết bị tinh chế BPMC (BPMC stripper).

Tinh luyện BPMC

Sản phẩm chứa một lượng nhỏ MIC chưa phản ứng và chất xúc tác được đưa đến bộ phận xử lí và MIC cùng chất xúc tác được khử hoàn toàn để BPMC có độ tinh khiết cao.

Không khí nóng và khô (ở 60⁰C) được phun qua thiết bị tinh chế BPMC để loại đi chất chưa phản ứng, BPMC được bơm đưa vào thiết bị tinh chế và tiếp xúc với không khí bốc lên qua cột nhồi của phần trên thiết bị stripper. Không khí và MIC chưa phản ứng tách ra được chuyển qua bộ phận ngưng sương (demister) lắp đặt trong bộ phận tách (separator) của thiết bị stripper.

Khí phế thải chứa không khí và MIC được cung cấp đến tháp lọc khí (gas scrubber) và MIC bị phân hủy do tiếp xúc với dung dịch sodium natrihydroxit (NaOH) có trong tháp lọc và khí được chuyển đến thân ống khói nồi hơi.

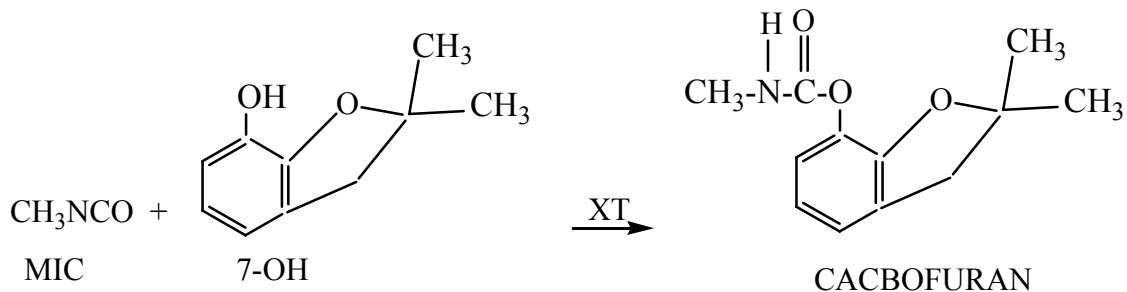
Khi sự phân tích mẫu từ BPMC stripper đạt yêu cầu về những đặc tính sản phẩm, BPMC được đóng kiện thành phẩm.

9.2.4. Tổng hợp thuốc trừ sâu cacbofuran

Cacbofuran là loại thuốc phổ biến sử dụng trừ sâu, mọt, diệt tuyến trùng trong cây cỏ, trong đất. Nó cũng có thể áp dụng cho đất trồng trọt và họ cây có lá. Cacbofuran cho thấy rõ hoạt tính phần còn thừa lại vẫn tốt và phân tán nhanh chóng trong đất. Nó thật lý tưởng để sử dụng thích hợp cho những vụ mùa như lúa, ngô, củ cải, lạc, thuốc lá, bông vải và các loại rau...

Cacbofuran được tổng hợp bằng phản ứng giữa MIC và 7-OH (2,3-dihydro-2,2-dimetyl-7-hydroxy benzofuran).

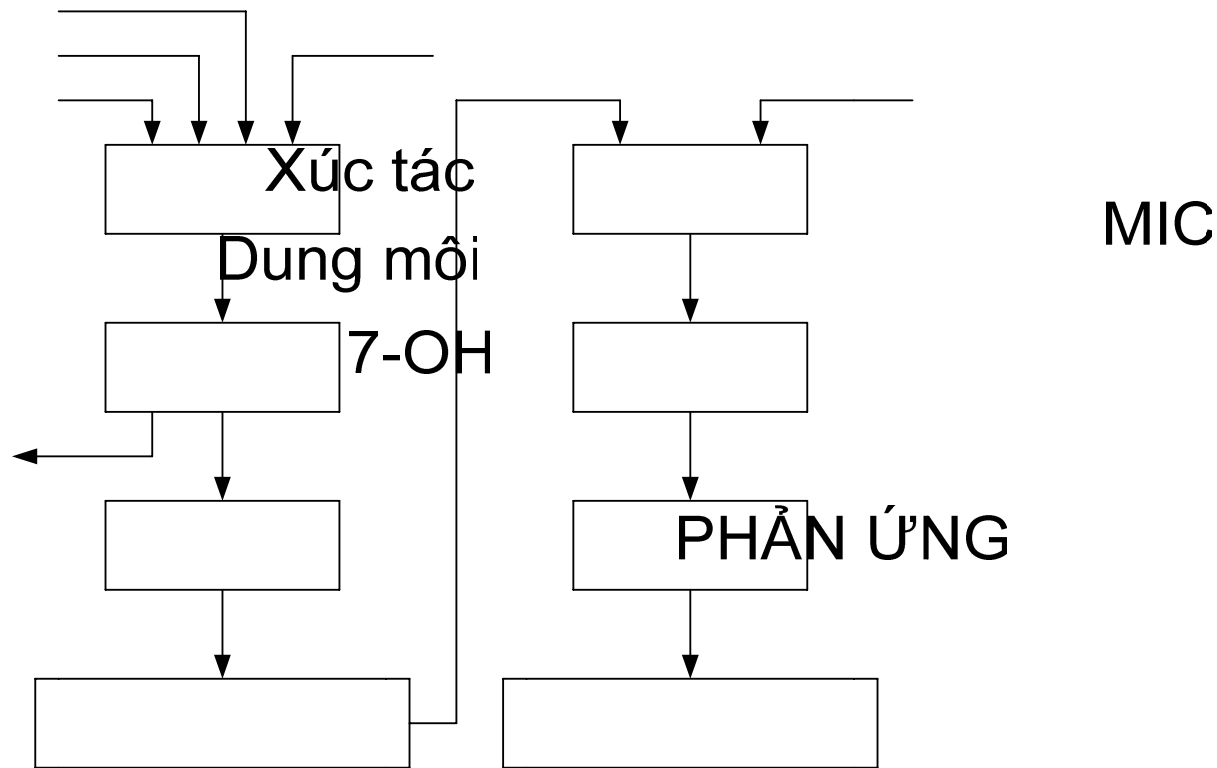
Phản ứng diễn ra như sau:



Sau khi phản ứng tổng hợp cacbofuran hoàn tất, chất phản ứng, hỗn hợp cacbofuran và dung môi được tách ly bởi máy ly tâm.

Bột đã được lọc, được sấy khô trong máy sấy và đóng thùng đạt 97% cacbofuran. Cacbofuran (97%) được trộn với phụ gia và chất độn theo công thức pha chế thích hợp và được nghiền thành bột mịn bằng máy nghiền đạt kích thước <325 mesh.

Sơ đồ khối quá trình tổng hợp cacbofuran



Mô tả tóm tắt qui trình tổng hợp cacbofuran

7-OH, dung môi và chất xúc tác được nạp vào bồn **TÁCH** và nhỏ giọt MIC để bắt đầu phản ứng. Vì tốc độ phản ứng rất nhạy với sự thay đổi nhiệt độ nên tốc độ nhỏ giọt MIC được kiểm soát chặt chẽ và tự động. Nhiệt độ phản ứng được **DUNG MÔI** sự làm lạnh tuần hoàn của hệ thống ống xoắn và lớp vỏ bọc ngoài.

Sau khi hoàn tất việc nhỏ giọt MIC, phải duy trì điều kiện phản ứng không đổi với sự khuấy trộn trong 2 giờ. Khi phản ứng hoàn tất (qua việc phân tích mẫu), sản phẩm phản ứng được bơm vào bồn ổn định và được làm lạnh bằng phương pháp tuần hoàn với ethylene glycol để kết tinh cacbofuran trong dung môi.

Sự ly tâm và thu hồi dung môi

Huyền phù cacbofuran trong bồn kết tinh được cung cấp vào máy ly tâm theo nguyên tắc trọng lượng một cách định kỳ. Hoạt động ly tâm được thực hiện dưới sự kiểm soát tuần hoàn từng mẻ một.

Sau khi lọc, váng lọc cacbofuran được cào bằng dao trong máy ly tâm và được xả xuống máy sấy. Phần dung môi lọc đi ngay qua vải lọc và được dẫn vào bồn chứa dung môi thu hồi và được đưa vào chu trình kế tiếp. Sau vài chu kỳ nó được tinh chế phân tách chất **SẤY** phản ứng cacbamat bằng cách gia nhiệt đến nhiệt độ thích ứng **ĐỒNG GỒI SẢN PHẨM** 97%.

Dung môi đã tinh chế được chuyển vào bồn chứa dung môi mới và phần còn lại dưới đáy bồn chưng cất dung môi được đưa vào thùng

chứa để xử lý dưới dạng phế thải.

Quá trình sấy

Bột cacbofuran được lọc bởi máy ly tâm chứa một lượng nhỏ dung môi. Trong khi cánh khuấy của máy sấy quay đều, một lượng nhỏ dung môi bị bay hơi và được ngưng tụ lại bởi bộ gom tụ dung môi (solvent trap), còn váng cacbofuran được trộn đồng nhất.

Sau 2 giờ sấy khô, cacbofuran có độ tinh khiết cao (97%) được đóng thùng để sản xuất cacbonfuran 75%.

Sự định dạng cacbofuran

Căn cứ vào sự phân tích độ tinh khiết của cacbofuran công nghiệp, cacbonfuran được cân chính xác theo công thức pha chế thích hợp và trộn với một lượng đúng của chất phụ gia và chất độn. Cacbofuran đã cân đúng và chất phụ gia được đưa vào ngăn cấp liệu và hỗn hợp được trộn đều trong máy trộn thứ nhất (sơ cấp)

Hỗn hợp đồng nhất được cung cấp đến máy nghiền từ bộ phận cấp liệu kiểu vít xoắn, bột được nghiền mịn bởi áp lực khí nén cao. Trong quá trình nghiền, hỗn hợp được truyền tải đi và tập trung ở trong cyclon và thiết bị lọc kiểu túi (bag filter). Bột sản phẩm mịn được chuyển đến và trộn lại trong máy trộn thứ 2 (thứ cấp).

Sản phẩm hoàn tất được đóng vào thùng

Cacbofuran có tính độc hại cao, vì thế những công cụ sản xuất cacbofuran phải đảm bảo không thoát bụi ra ngoài.

9.3. Ứng dụng của thuốc trừ sâu

Thuốc trừ sâu (insecticide) dùng để trừ côn trùng gây hại. Một số loại thuốc trừ sâu còn có hiệu lực trừ nhện hại cây trồng. Tác động của thuốc trừ sâu đối với côn trùng gần giống như đối với nhện hại.

9.3.1. Tác động của thuốc trừ sâu

Xâm nhập của thuốc trừ sâu vào cơ thể côn trùng

Thuốc trừ sâu có đặc tính thẩm thấu qua vỏ cơ thể côn trùng gọi là thuốc trừ sâu tiếp xúc (contactinsecticide). Các loại thuốc trừ sâu tiếp xúc có khả năng hòa tan trong lipid và lipoprotein, và độ hòa tan này càng cao hiệu lực tiếp xúc của thuốc càng mạnh. Lớp biểu bì trên vỏ của cơ thể côn trùng (epicuticula) chứa lipid và những chất giống colestecin, là những chất hòa tan được nhiều hợp chất thuốc trừ sâu hữu cơ. Song thuốc không qua được lớp biểu bì ngoài, (exocuticula) do vỏ cứng (protein đã thuộc da) và cũng rất khó qua lớp biểu bì trong (endocuticula) mà thành phần chủ yếu là kitin. Song hai lớp biểu bì này không bao giờ phủ toàn bộ cơ thể côn trùng, mà có chỗ là những đoạn da mềm như các đoạn khớp đầu, ngực, bàn chân, chân lông, râu, cơ quan cảm giác. Thuốc xâm nhập qua chỗ da mềm này và qua các tuyến tiết dịch vào lớp hạ bì và màng đáy (hypodermis), rồi từ đó vào tế bào

thần kinh, tế bào máu và được truyền đi khắp cơ thể thông qua hệ tuần hoàn. Các chế phẩm chứa dung môi hữu cơ thấm thấu qua lớp biểu bì mạnh hơn các dạng chế phẩm không chứa dung môi hữu cơ. Dung môi hữu cơ trong chế phẩm có khả năng hòa tan chất béo, thấm ướt nhanh qua lớp biểu bì trên, hoạt chất trong chế phẩm lại ở dạng hòa tan nên dễ thấm thấu qua vật cản hơn. Do vậy, thuốc trừ sâu tiếp xúc ở dạng sữa hoặc dung dịch hiệu lực trừ sâu mạnh hơn ở dạng khác.

Thuốc xâm nhập qua đường tiêu hóa

Loại thuốc trừ sâu tác động qua đường tiêu hóa gọi là thuốc vị độc (stomach insecticide). Qua miệng vào đường ruột cùng với thức ăn, thuốc được hấp thụ chủ yếu ở đoạn ruột giữa qua bao ruột peritrophit, rồi khuếch tán qua lớp biểu bì ruột vào tế bào thần kinh, máu và được truyền đi khắp cơ thể. Một lượng nhỏ thuốc cũng có thể thấm thấu qua thành ruột trước vào thành ruột sau và được giữ lại ở đó, nhất là ở vùng tế bào tuyến rectum của ruột sau. Quá trình đồng hóa và bài tiết thức ăn tiến triển càng chậm, chất độc lưu lại trong ruột lâu, lượng chất độc xâm nhập vào cơ thể càng lớn. Tuy nhiên một phần chất độc bị phân giải do tác động của men tiêu hóa và độ pH của dịch ruột.

Thuốc xâm nhập qua đường hô hấp

Những loại thuốc ngoài tác động qua đường tiếp xúc, vị độc còn gây hiệu lực qua đường hô hấp, do một phần thuốc biến thành thể khí gọi là thuốc có tác dụng xông hơi (fumigant action). Chất độc xâm nhập qua lỗ thở cơ thể côn trùng và từ đó qua hệ thống khí quản và vi khí quản vào tổ chức tế bào, thông qua quá trình thông hơi (chủ yếu ở khí quản) và khuếch tán (ở vi khí quản). Thuốc xâm nhập qua đường hô hấp gây độc nhanh và mạnh hơn so với xâm nhập qua đường ruột và qua vỏ cơ thể côn trùng, bởi thuốc tác động ngay tới tế bào thần kinh. Cường độ hô hấp côn trùng càng mạnh thuốc càng xâm nhập nhanh.

9.3.2. Quá trình gây độc của thuốc trừ sâu

Hoạt động sống của côn trùng rất tinh vi, phức tạp và được tạo nên bởi quá trình trao đổi chất và năng lượng với sự điều khiển của hệ thần kinh. Hệ thần kinh điều hòa mọi hoạt động của cơ thể, là cầu nối cơ quan cảm giác với cơ quan khác trong cơ thể, cấu thành nên quá trình hoạt động nhịp nhàng trong hệ thống sống. Một trong chuỗi hoạt động sống này bị tác động bởi chất độc, thể cân bằng trong hệ bị phá vỡ, hoạt động sống bị ngừng trệ và cơ thể côn trùng bị tử vong.

Quá trình gây độc của thuốc lân hữu cơ và cacbamat

Các chất độc lân hữu cơ và cacbamat ức chế hoạt tính men colinettecazo (CHE) làm cho quá trình dẫn truyền kích thích thần kinh bị tê liệt. Sự ức chế này của lân hữu cơ gọi là photphoril hóa và của cacbamat gọi là cacbamil hóa men CHE. Quá trình dẫn truyền kích thích thần kinh, liên quan chặt chẽ tới việc giải phóng ra đầu mút dây thần

kinh chất dẫn truyền kích thích thần kinh là axetylcolin (còn gọi là chất môi giới hoặc chất trung gian). Axetylcolin làm nhiệm vụ dẫn truyền xung qua khe xinap của tế bào thần kinh, rồi lại được thủy phân thành colin và axetat. Axetylcolin là este của axit axetic và colin, sinh tổng hợp nhờ men colinettecazo. Trong tế bào não, Axetylcolin được thủy phân nhờ men colinettecazo đặc hiệu gọi là Axetylcolinettecazo. Men này rất nhạy cảm đối với sự ức chế của thuốc lân hữu cơ và cacbamat. Các ettecazo khác trong tế bào não cũng thủy phân axetylcolin nhưng chậm hơn và gọi là pseudocolinettecazo. Tương quan cân bằng sinh tổng hợp axetylcolin (và quá trình giải phóng ra nó từ các liên kết protit) với quá trình thủy phân axetylcolin bằng men colinettecazo, có ý nghĩa lớn đối với sự dẫn kích thích thần kinh. Khi men CHE bị ức chế, thể cân bằng dẫn truyền kích thích thần kinh bị phá vỡ và bị tê liệt hoàn toàn. Mặt khác axetylcolin không được thủy phân nên tích lũy lại với lượng lớn, gây hiện tượng quá kích thích thần kinh làm cho dây thần kinh tổn thương và đứt đoạn. Song photphoril hóa và cacbamat hóa men CHE là quá trình thuận nghịch. Men CHE không bị phá hủy và thay đổi hoạt tính sinh học khi được giải phóng ra khỏi chất ức chế lân hữu cơ và cacbamat. Côn trùng trúng độc lân hữu cơ, ngoài biểu hiện tê liệt thần kinh còn bị rối loạn trao đổi nước như ứ đọng dịch trong xoang phù tạng và xuất huyết qua miệng. Qua đó trọng lượng cơ thể bị giảm tới 1/3. thuốc lân hữu cơ có các kiểu cấu trúc photphat (1), photpho-amidat (2), photphonat(3), photphorothionat(4), photphorothiolat(5), hotphorothiolothionat (6), photphonothionat (7), photphonothiolothionat (8).

Kiểu cấu trúc P=S có ái lực liên kết men CHE yếu hơn P=O. Trong cơ thể côn trùng và động vật nóng cấu trúc P=S được chuyển thành cấu trúc P=O dưới tác dụng của men oxy hóa khử (men hệ xitocrom và men nhóm -SH)

Do vậy thuốc lân hữu cơ có cấu trúc photphat (TEPP, DDVP, phosphamidon, EPN, dibrom. Phosdrin,...) hiệu lực khởi điểm cao hơn kiểu cấu trúc thiono và thiolo (malathion, dimethoat, gusathion, diazinon,...)

2.2.1 Quá trình gây độc của thuốc dimetylaminopropandithiol (DAPD):

Các hợp chất dimetyl amino propan dithiol như cartap, bensultap là những hợp chất đồng đẳng (analogue) hoặc tiền chất trừ dịch hại (propesticide) của hợp chất độc nereistoxin tự nhiên. DAPD không ức chế men CHE nhưng lại ức chế hoạt tính của thụ quan (receptor) màng sau xinap tế bào thần kinh trung ương, làm tê liệt quá trình dẫn truyền kích thích thần kinh, cơ chế tác động này giống cơ chế gây độc Nicotin.

Quá trình gây độc của thuốc clo hữu cơ, pyrethroit và

oxihydrocacbon (như trebon)

Là những chất độc đối với tế bào thần kinh. Tế bào thần kinh chỉ huy hoạt động sống của cơ thể, thông qua phản xạ và được dẫn truyền dưới hình thức xung điện qua quá trình phát sinh liên tục điện thế hoạt động, trong đó điện thế trước là nguyên nhân cho điện thế sau và điện thế đầu sinh ra do tác nhân kích thích. Người ta cho rằng, quá trình chuyển vận ion K^+ và Na^+ qua màng là nguyên nhân của sự phát sinh điện thế hoạt động để dẫn truyền hoạt động xung. Thuốc trebon (ethofenprox), DDT, DMDT, perthane, dicofol, TDE, chloropropylat,... làm tê liệt dẫn truyền xung trên sợi trục tế bào thần kinh (axon), chủ yếu là ở hệ thần kinh ngoại biên, thông qua phản ứng liên kết với màng sợi trục mà những chất tham gia phản ứng là thành phần protein, lipid và men của màng. Sự liên kết phức tạp phát triển nhanh ở nhiệt độ thấp (dưới $25^{\circ}C$). Ở nhiệt độ cao, (trên $25^{\circ}C$) quá trình này xảy ra chậm hoặc không xảy ra. Theo narahashi (1971) hậu quả của phản ứng liên kết thuốc với thành phần chất của màng đã cản trở việc vận chuyển ion và ức chế hấp thụ ion Na^+ , K^+ của màng, gây nên hiện tượng mất phân cực kéo dài và không hình thành được điện thế hoạt động của màng sợi trục. DDT và các hợp chất clo hữu cơ còn ức chế hoạt tính men đặc hiệu atpazo và một số men khác nhưng không ức chế men CHE. Côn trùng trúng độc trebon, DDT và các hợp chất tương tự DDT, thể hiện trạng thái nhiễm độc thần kinh vận động và cảm giác như run rẩy, co giật, tê liệt các chi và tử vong. Thuốc HCH gây độc tế bào thần kinh và tế bào hầu hết cơ quan nội quan, qua ức chế phân chia nhân tế bào ở trung kì, dẫn đến hiện tượng đa bội thể, tức là xuất hiện tế bào nhiều nhân không đồng nhất. Côn trùng bị nhiễm độc HCH lúc đầu bị kích động vận động, về sau co giật, liệt chi, cánh bị duỗi thẳng ngang. Các hợp chất pyrethroit có thể gây hiện tượng mất cực và qua đó ức chế hình thành điện thế hoạt động của tế bào thần kinh hoặc ức chế hấp thụ ion Na^+ và K^+ của màng tế bào, ức chế truyền xung từ thần kinh ngoại biên tới thần kinh trung ương.

Các hợp chất ức chế trao đổi chất và trao đổi năng lượng

Trao đổi chất và trao đổi chuyển hóa năng lượng trong cơ thể sống có liên quan với nhau. Không có trao đổi chuyển hóa năng lượng thì không có trao đổi chất, vì hoạt động sống của hệ thống sống đòi hỏi có quá trình tiêu hao năng lượng, và được lấy từ các hợp chất hữu cơ dưới dạng thức ăn thông qua chuỗi hô hấp mô. Đó là quá trình oxy hóa sinh học diễn ra dưới nhiều bước với sự tham gia của các men. Các hợp chất asen, rotenon và xianua (HCN), gây tác động đến sự hô hấp mô qua ức chế hoạt tính men hô hấp như: men hydrogenazo (xúc tác tách và vận chuyển nguyên tử hydro từ cơ chất đến ubiquinon), men xitocrom b, c_1 , c và men oxidaza (xúc tác vận chuyển điện tử đến oxy,

hoạt hóa oxy phân tử). Asen ức chế hoạt tính men piruvat dehydrogenazo và men α -xetoglutarat dehydrogenazo, làm tích lũy axit xetonic, do đó ngăn cản quá trình oxi hóa khử piruvat để hình thành axetyl-CoA là nguyên liệu của chu trình Krebs.

Các hợp chất ức chế sinh trưởng và phát triển côn trùng (IGR):

Cơ thể côn trùng có hai nhóm hooc môn ecdizon (hooc môn lột xác) và juvenil (hooc môn trẻ) điều hòa sinh trưởng, phát dục và biến thái của côn trùng. Ecdizon được tổng hợp ở các tuyến nội tiết, dưới tác động của hoocmôn não và có ở tất cả các pha phát triển, và trước khi côn trùng lột xác hàm lượng ecdizon trong huyết tương tăng, nhưng lại giảm khi lớp vỏ xuất hiện dấu hiệu lột xác. Juvenil chỉ xuất hiện ở giai đoạn ấu trùng và biến mất ở giai đoạn nhộng và trưởng thành. Juvenil bị ức chế hoạt tính hoặc ngay cả nồng độ juvenil quá cao trong huyết tương, đều làm cho trứng phát triển không bình thường (không nở được hoặc ấu trùng bị chết sau khi nở), ấu trùng không hóa nhộng,.... một số các hợp chất ức chế sinh trưởng và phát triển côn trùng là những hooc môn ecdizon và juvenil nhân tạo, khi được sâu hấp thụ vào cơ thể sẽ làm tăng hàm lượng trong huyết tương gây mất cân bằng sinh I do đó phá vỡ quá trình biến thái của côn trùng.

Một số hợp chất khác ức chế trực tiếp tổng hợp kitin, do đó phá vỡ quá trình lột xác của côn trùng.

Côn trùng có vỏ rất chắc và thể tích lại không thay đổi sau khi đã hình thành nên chúng, phải thay vỏ mới qua mỗi lần phát triển gọi là lột xác. Vì hợp chất kitin (poli-axetyl-glicoamin) là thành phần quan trọng của vỏ cơ thể nên quá trình tổng hợp kitin quyết định tới việc lột xác của côn trùng. Không có quá trình tổng hợp kitin thì sự lột xác không thể xảy ra, và do đó quá trình phát triển cơ thể ấu trùng bị ngừng trệ. Xúc tác cho sự tổng hợp kitin là men kitin-UDPN-axetyl gluco aminyl transferazo (kitin-UDPN-axetyl):UDPN-axetyl-glicoamikitin.

Hợp chất ức chế sinh trưởng và phát triển côn trùng nêu trên, ức chế sinh tổng hợp kitin bằng cách liên kết với men kitin-UDPN-axetyl, làm mất hoạt tính của men này; kích thích hoạt động men phenoloxidazo và kitinazo, đưa đến sự ngăn cản hình thành lớp cuticula mới; ức chế hoạt tính men chuyển hóa chất ecdizon, gây tích tụ chất ecdizon, có tác dụng kích thích quá trình hoạt động men kitinazo, làm cho kitin không tích tụ được. Người ta còn cho rằng, hợp chất điều khiển sinh trưởng côn trùng, ức chế sinh tổng hợp ADN trong tế bào mô non của lớp biểu bì mô ở phần bụng, cũng làm cho ấu trùng không lột xác được.

9.4. Phân loại thuốc trừ sâu

9.4.1. Thuốc trừ sâu chứa clo

Đa số hầu hết hợp chất trừ sâu clo hữu cơ bền vững trong môi trường sống nên đã bị cấm sử dụng ở nhiều nơi trên thế giới.

Camphechlor

(toxaphen, Clotecpen, polychlorcamphen) là hỗn hợp camphen clo hóa chứa 67 – 69% clo, tác dụng qua đường ruột, trừ được nhiều loại sâu miệng nhai hại thực vật, thuộc nhóm độc I, LD₅₀ per os: 80 – 90mg/kg, LD₅₀ dermal: 780 – 1.075mg/kg, rất độc đối với cá.

DDT (gesarol, neocid)

Diclodiphenyl tricloetan, tác dụng tiếp xúc và vị độc, thuộc nhóm độc II, LD₅₀ per os: 113 – 118mg/kg, LD₅₀ dermal: 2.510mg/kg.

3.1.1. Lindan (gama-BHC, gama-HCH, gama-666)

Gama – 1,2,3,4,5,6 – hexacocyclohexan, tác dụng vị độc, xông hơi, tiếp xúc, trừ được nhiều loại sâu hại thực vật, thuộc nhóm độc II, LD₅₀ per os: 88 – 125mg/kg, LD₅₀ dermal: 1000mg/kg; ADI 24 giờ: 0,01 mg/kg; MRK: 0,01 – 10 mg/kg (táo, nho, rau lá củ, dầu mỡ thực vật 0,5mg/kg, sữa và sản phẩm chế biến từ sữa 0,01 mg/kg; khoai tây 0,05, thịt 0,1, ngũ cốc 0,2, các nông sản khác 1,0 – 10 mg/kg); PHI: 7 – 15 ngày (châu Âu), 21 – 30 ngày (Mỹ, Úc), thuốc độc với ong và cá.

Methoxychlor (metox, DMDT)

1,1,1-triclo-2,2-bis (4-methoxiphenyl) etan, tác dụng tiếp xúc, vị độc, trừ nhiều loại sâu hại thực vật và côn trùng y tế, thú y, ít bền vững hơn trong môi trường sống, thuộc nhóm độc IV, LD₅₀ per os: 6.000mg/kg.

Perthane

1,1 – diclo – 2,2 – bis (4 - etyl – phenyl) etan, tác dụng tiếp xúc, trừ nhiều loại sâu miệng nhai và chích hút. Thuộc nhóm độc IV, LD₅₀ per os: 8170 mg/kg.

Hợp chất nhóm cloxiclođien

Clodane (chlordan): thuốc tác động qua đường ruột, tiếp xúc và xông hơi: rất bền vững trong môi trường sống, dùng chủ yếu trừ mối, LD₅₀ per os: 457 - 590 mg/kg, LD₅₀ dermal: 200 - 2000 mg/kg, ADI: 0,001 mg/kg, thuốc có kích thích tế bào ung thư.

Heptaclo (heptachlor): thuốc có tác dụng vị độc, tiếp xúc và xông hơi, dùng trừ kiến, mối, mọt. Ngày nay, ít được dùng cho cây trồng. LD₅₀ per os: 147 - 220 mg/kg, LD₅₀ dermal: 2000 mg/kg, ADI: 0,0005 mg/kg.

Aldrin tác dụng qua đường ruột, tiếp xúc và xông hơi, ngày nay chủ yếu dùng để trừ mối. Trong môi trường sống, aldrin chuyển hóa thành dieldrin. LD₅₀ per os: 38 - 67 mg/kg (ruột), 50-80mg/kg (thỏ), LD₅₀ dermal: 98 mg/kg, ADI: 0,0001 mg/kg. (aldrin + dieldrin).

Endrin tác dụng tiếp xúc, vị độc hiệu lực kéo dài, LD₅₀ per os: 10 - 12 mg/kg, LD₅₀ dermal: 60 - 120 mg/kg.

9.4.2. Thuốc lân hữu cơ

Thuộc nhóm thuốc trừ sâu lân hữu cơ có nhiều hợp chất, trong đó có hợp chất rất độc. Xét trong thực tế ở nước ta, ít có khả năng áp dụng nên chúng tôi không đề cập tới những hợp chất lân hữu cơ có độ độc

cấp tính quá cao (thuộc nhóm độc I) và những hợp chất đã bị cấm sử dụng ở Việt Nam.

Chlorpyrifos

Tên gọi khác: lorsban, dursban, *sanpyriphos*...

Tên hóa học: *O,O-diethyl-O - 3,5,6 - triclo - 2 - pyridyphotphorothioat*.

Công thức hóa học: $C_9H_{11}Cl_3NO_3PS$

Phân tử lượng: 350.62

Đặc tính: dạng tinh thể không màu, tan rất ít trong nước, tan tốt trong benzen, axeton, xilen, thuộc nhóm độc II, LD₅₀ per os: 135 - 163 mg/kg, LD₅₀ dermal: 2000 mg/kg. ADI: 0,01mg/kg, MRT: cam, chanh 0.3 mg/kg, hoa quả khác 0,2 mg/kg, rau 0,05 mg/kg, PHI: 14 – 21 ngày, thuốc độc đối với cá và ong mật.

Sử dụng: chlorpyrifos có tác dụng tiếp xúc, vị độc và xông hơi. Thuốc trừ được nhiều loại sâu miệng nhai và chích hút hại lúa, rau, màu cây công nghiệp, cây ăn quả, hoa và cây cảnh, trừ côn trùng y tế và thú y, liều sử dụng từ 500 -1000g a.i/ha. Chlorpyrifos được gia công thành các dạng sữa (20 – 48%), bột thấm nước (25%). Chlorpyrifos còn được chế biến hỗn hợp (hoặc dùng hỗn hợp) với cypermethrin, dimethoat, diflubenzuron,....

Chlorpyrifos – methyl

Tên gọi khác: reldan, pyriban – M...

Tên hóa học: *O,O-Dimetyl-O -3,5,6 - triclo - 2- pyridylphotphorothioat*.

Công thức hóa học: $C_7H_7Cl_3NO_3PS$

Phân tử lượng: 322,5.

Đặc tính: thuốc dạng tinh thể, tan ít trong nước, tan tốt trong axeton, metylic, hexan: thuộc nhóm độc III. LD₅₀ per os: >3000 mg/kg, LD₅₀ dermal: 2000 - 3700 mg/kg. ADI: 0,01mg/kg, MRL: ngũ cốc 5,0mg/kg, hoa, quả, cà chua 0.5mg/kg, chè, gạo và các nông sản khác 0,1 mg/kg, PHI: (xem chlorpyrifos). Thuốc rất độc đối với cá và ong mật.

Sử dụng: chlorpyrifos – methyl tác dụng vị độc, tiếp xúc và xông hơi. Thuốc được dùng trừ nhiều loại sâu hại lúa, rau, màu, cây ăn quả, cây công nghiệp, hoa, cây cảnh, côn trùng y tế, thú y, phun xử lý sâu, mọt, nhện hại. Thuốc được gia công thành dạng sữa 50%, dạng ohun bột 2%, dạng phun mù, liều sử dụng từ 500 – 1000g a.i/ha. Chlorpyrifos – methyl thường được dùng hỗn hợp với cypermethrin, fenobucarb, permethrin.

Diazinon

Tên gọi khác: basudin, kayazinon, dianon, diazol...

Tên hóa học: *O,O-dietyl-O,2-iso-propyl-6-metyl-pyrimidin-4-yl-photphorothioat*.

Công thức hóa học: $C_{12}H_{21}N_2O_3PS$

Phân tử lượng: 304,3

Đặc tính: Dạng dung dịch, không màu, tan trong axeton, benzen, xyclohexan, toluen, xylen, tan ít trong nước, không ăn mòn kim loại; thuộc nhóm độc II và III (dạng chế phẩm), LD_{50} per os: 300-400mg/kg, LD_{50} dermal: 2.150mg/kg. ADI: 0,002mg/kg, MRL: ngũ cốc 0,1, rau quả 0,5–0,7, thịt 0,7mg/kg (FAO). Một số nước quy định MRL 0,3 đối với rau, quả và 0,05 mg/kg đối với các sản phẩm khác; PHI: cây ăn quả, rau 14 – 20 ngày, củ cải 42 ngày, cà rốt 60 ngày. Thuốc độc đối với cá và ong mật.

Sử dụng: Diazinon có tác dụng tiếp xúc, vị độc, xông hơi và thấm sâu, diazinon trừ được nhiều loại sâu miệng nhai và chích hút hại rau, màu, cây ăn quả, cây công nghiệp; lượng dùng từ 500-1000g a.i/ha. Diazinon được gia công thành các dạng hạt chứa 5 và 10% diazinon dùng 10-20kg/ha trừ sâu đục thân lúa, hại thân đậu đỗ, hành, trừ sâu ăn lúa. Có các chế phẩm dạng sữa 40%, 50%, 60%. Loại sữa 50% dùng 1-2 lít/ha, trừ sâu ăn lá, sâu chích hút lá lúa, rau, đậu đỗ dùng 1 lít/ha, trừ sâu đục thân lúa 1,5lít/ha. Ở nồng độ 0,1-0,2% diazinon sữa 50% dùng để phun cho cây ăn quả, chè, bông, mía trừ rệp, nhện đỏ, rầy xanh. Diazinon sữa và bột còn được dùng trừ bọ chét, rệp, mạt và một số loài côn trùng y tế và thú y.

Dimethoate

Tên gọi khác: Bi 58, Rogor, Roxion, Bitox...

Tên hóa học: 0,0-dimetyl-S-metyl-cacbomoyl-metylphosphorodithioat.

Công thức hóa học: $C_5H_{12}NO_3PS_2$

Phân tử lượng: 229,2

Đặc tính: thuốc kỹ thuật (96-98%) dạng tinh thể màu trắng ngà, tan ít trong nước (25g/lít), tan trong rượu (300g/kg), benzen, Clorofom, toluen; tương đối bền ở độ pH từ 2-7, thủy phân nhanh trong môi trường kiềm, ăn mòn sắt; thuộc nhóm độc II. LD_{50} per os: 250-680mg/kg, LD_{50} dermal: 600-1.200mg/kg; ADI: 0,002mg/kg, MRL: rau ăn quả, ăn củ 0,5–10, rau ăn lá 0,1. ngũ cốc 0,05, cà chua, dâu tây 1,0, sản phẩm khác 0,004mg/kg; PHI: rau 7-10 ngày, ngũ cốc 21 ngày, ngô, lúa, cây ăn quả, khoai tây 14 ngày. Thuốc độc đối với cá và ong mật.

Sử dụng: là loại thuốc trừ sâu nội hấp có tác dụng tiếp xúc, vị độc, dùng trừ côn trùng và nhện đỏ hại cây trồng, lượng sử dụng 300-700g a.i/ha. Có nhiều dạng chế phẩm như sữa 20, 40, 50, 60%, bột thấm nước 20%, dạng hạt 5%, dạng hỗn hợp dimethoate + permethrin; dimethoate + fenvalerat; dimethoate + cypermethrin; dimethoate sữa 40-50% dùng pha nước 0,05 – 0,15% trừ rệp muội (aphis), nhện đỏ, rệp sáp, rầy xanh, bọ xít, bọ trĩ, muỗi hại rau, đậu đỗ, bông, mía, chè, thuốc lá và cây ăn quả.

Ethoprophos

Tên gọi khác: ethoprop, mocap, prophos...

Tên hóa học: O-etyl-S,S-dipropylphosphoro-dithioat.

Công thức hóa học: $C_8H_{19}O_2PS_2$

Phân tử lượng: 242,3

Đặc tính: thuốc kỹ thuật thể lỏng, vàng nhạt, tan ít trong nước (750mg/lít), tan trong hầu hết các loại dung môi hữu cơ, bền trong môi trường nước trung tính và axit nhẹ, thủy phân nhanh trong môi trường kiềm ($pH > 9$); thuộc nhóm độc I (dạng sữa 15 và 20%) và II (dạng hạt 10%); LD_{50} per os: 62mg/kg, LD_{50} dermal: 2.4mg/kg (chuột), 26mg/kg (thỏ); MRL: dưa, lạc, ngô, khoai tây, khoai lang, bắp cải, đậu đỗ 0,2mg/kg. Thuốc độc đối với cá và ong mật.

Sử dụng: ethoprophos có tác dụng tiếp xúc nhanh, mạnh nhưng không có hiệu lực xông hơi và nội thấp, dùng để trừ sâu (1,6-6,6kg a.i/ha) và trừ tuyến trùng hại rễ cây trồng (6-10 kg a.i/ha). Ethoprophos được gia công thành dạng hạt 5% (Mocap 5G), 10% (Mocap 10G), 15 và 20% (Mocap 15G, 20G). dạng sữa 6EC (Mocap 6EC=6 pounds/gallon=720g a.i/lít), sữa 4EC (Mocap 4EC= 4 pounds/gallon=480g a.i/lít) và sữa 2EC (Mocap 4EC=2 pounds/gallon=240g a.i/lít). Trừ tuyến trùng hại chuối dùng 25-40g Mocap 10G/gốc chuối, trừ sâu hại chuối (*Cosmopolites* sp) dùng 30g/gốc. Trừ tuyến trùng hại thuốc lá dùng 0.5-1g a.i/m² đất vườn ươm, trừ tuyến trùng hại dưa dùng 60-100kh Mocap 10G/ha (xử lý toàn bộ diện tích), trừ bọ hung nâu hại chè bón 10g Mocap 6EC/ha, trừ tuyến trùng hồ tiêu bón 30g Mocap 10G/gốc.

Fenamifos

Tên gọi khác: nemacur

Tên hóa học: etyl-4-metylthio-*m*-polyisop-ropyl-phosphamidat.

Công thức hóa học: $C_{13}H_{22}NO_3PS$

Phân tử lượng: 303,4

Đặc tính: thuốc kỹ thuật ở dạng tinh thể không màu, bền trong môi trường trung tính, tan trong hầu hết trong môi trường trung tính, tan trong hầu hết các dung môi hữu cơ (trừ ete dầu hỏa và ligroin), tan ít trong nước (700mg/lít), không ăn mòn kim loại; thuộc nhóm độc I: LD_{50} per os: 15.3-19.4mg/kg (có tài liệu ghi 5mg/kg), LD_{50} dermal: 500mg/kg, ADI: 0,003mg/kg; MRL: khoai tây, cà chua 0,2, chuối, nho, cà phê hạt 0,1, sản phẩm khác 0,05mg/kg. Thuốc độc đối với cá.

Sử dụng: là loại thuốc nội nhập có hiệu lực cao đối với tuyến trùng, sâu hại rễ và sâu sinh sống dưới đất. Thuốc trừ được các loại tuyến trùng nội và ngoại ký sinh, tuyến trùng sống tự do, tuyến trùng nang, tuyến trùng nốt sần. liều dùng 5-20kg a.i/ha; xử lý theo vạt (rộng 30-45cm) 7-40g a.i/100m², xử lý nhúng cây con vào trong dung dịch thuốc

100 – 400mg/lit trong 5 – 30 phút. Có thể dùng trừ sâu và tuyến trùng cho chuối, lúa mì, lúa nước, cafe, cam, chanh...

Loại chế phẩm Nermacur sữa 40% pha với nước 0.1% phun hoặc tưới, loại hạt 5 – 10% dùng rắc vào gốc cây hoặc vào đất để trừ tuyến trùng, bọ hung nâu, mối hại chè, chuối hồ tiêu,... liều lượng 20 – 40g nermacur 10g/gốc, bón đều vào đất trong phạm vi mọc rễ.

9.4.3. Thuốc cacbamat

Bendiocarb

Tên gọi khác: Seedox, Garvox...

Tên hóa học: 2,2-dimetyl-1,3-benzodioxol-4-metyl cacbamat.

Công thức hóa học: $C_{11}H_{13}NO_4$

Phân tử lượng: 223,2

Đặc tính: dạng tinh thể, tan ít trong nước, tan trong axeton, cloroform, dioxan, bền vững trong nhiệt độ và ánh sáng, trong dung dịch chua nhẹ, trong môi trường kiềm thủy phân mạnh hơn trong môi trường axit, không ăn mòn kim loại, thuộc nhóm độc II; LD₅₀ per os: 40 – 45mg/kg. Thuốc độc đối với ong và mật.

Sử dụng: Bendiocarb có tác dụng tiếp xúc, vị độc hiệu lực nội hấp yếu hơn. Dùng trừ côn trùng y tế, sâu mọt hại kho (vì thuốc ít gây mùi khó chịu và không ăn mòn vật liệu bằng kim loại), trừ côn trùng sinh sống dưới đất, phun trừ sâu hại rau màu và cây ăn quả. Thuốc được chế biến ở nhiều dạng khác nhau, trong đó có các dạng hỗn hợp với Thiram, captan, Fosetyl – aluminium (Aliette) dùng để tẩm hạt giống, hỗn hợp với PBO và Pyrethrin trừ côn trùng y tế.

Cacbaryl

Tên gọi khác: Sevin, cacbamec...

Tên hóa học: 1 – naphtylmetylcacbamat.

Công thức hóa học: $C_{12}H_{11}NO_2$

Phân tử lượng: 201,2

Đặc tính: thuốc kỹ thuật (>99%) dạng bột, tan ít trong nước (0.1%), tan trong dimetylformamit (30 – 40%), dimetylsunfonit, axeton (20 – 30%), Clohexan (20 – 30%), bền vững trong nhiệt độ và trong môi trường trung tính và axit nhẹ, không ăn mòn kim loại. Cacbaryl 80SP thuộc nhóm độc II, chế phẩm có nồng độ cao hơn thuộc nhóm độc I, chế phẩm có nồng độ thấp hơn thuộc nhóm độc III, : LD₅₀ per os: 246 – 850 mg/kg: rau quả 1.0 – 1.5mg/kg, cam, chuối 0.5mg/kg...

Sử dụng: cacbaryl tác dụng tiếp xúc, vị độc và thấm sâu vào mô tế bào, thuốc có thời gian tác dụng kéo dài, dùng trừ côn trùng và nhện hại rau màu, cây công nghiệp. Thuốc được gia công thành những dạng bột thấm nước%, 80%, 85%, dạng bột 5 – 10%, dạng hỗn hợp với Rotenon, Diazinon, với thuốc trừ nấm Maneb...Loại bột thấm nước 85% dùng một kg chế phẩm/ha trừ bọ xít hôi, rầy xanh, 1.5 – 1.8 kg chế phẩm/ha trừ

sâu xanh hại rau, nhện hại cam, 0.5kg/ha trừ rệp hại rau, ngô.

Methomyl

Tên gọi khác: Lannate, Nudrin, sathomyl...

Tên hóa học: S – metyl N –[(metyl cacbamoy) oxil] thioaxetimidat.

Công thức hóa học: $C_5H_{10}N_2O_2S$

Phân tử lượng: 162,21.

Đặc tính: thuốc kĩ thuật ở dạng tinh thể, màu trắng tan trong nước 57g/lit, tan trong etanol 42g/100g và metanol 100g/100g, thuộc nhóm độc I qua đường tiếp xúc và nhóm độc IV qua đường tiếp xúc, LD per os: 17 – 24 mg/kg, LD₅₀ derman: 5880 mg/kg, ADI: 0.03 mg/kg, PHI: 7 – 15 ngày, MRL: 2mg/kg đối với xà lách, 1mg/kg nho và các loại quả khác, 0.2 – 0.5 mg/kg các sản phẩm động thực vật khác.

Sử dụng: methoxy là loại thuốc trừ sâu nội hấp, tiếp xúc và vị độc, có hiệu lực với nhện đỏ, dùng trừ nhiều loại sâu hại rau, đậu, cây ăn quả như sâu tơ, sâu xanh, sâu xám, sâu đục quả, rệp các loại. Methomyl được chế biến thành các loại bột thấm nước 90% dùng 250g – 1000g/ha, dạng dung dịch 24 – 29% dùng 0.3l – 1.0l/ha.

9.4.4. Thuốc pyrethroit.

Từ xa xưa, con người đã dùng bột hai loài hoa cúc để trừ côn trùng và nhện hại hoa màu. Đó là hoa cúc chrysanthemum cinerariaefolium và C.roseum có chứa 6 este của axit cyclopropan cacboxylic rất độc đối với côn trùng và nhện hại là pyrethrin I, cinerin I, jasmolin I có tên chung là cysanthematvà pyrethrin II, cinerin II, jasmolin II và gọi chung là pyrethrat. Trong hoa cúc trừ sâu (khô) các este pyrethrin chiếm 73% và được chế biến thành dạng bột 45 – 55% hoặc 25% có trộn lẫn với chất tăng hiệu PBO dùng trừ côn trùng y tế và thú y, trừ sâu mọt hại kho và phun cho cây trồng. Dưới tác động của ánh sáng, các este pyrethrin phân giải và mất hiệu lực rất nhanh chóng, pyrethrin thuộc nhóm độc III, LD₅₀ per os: 273 – 2370 mg/kg, LD₅₀ derman: 1500mg/kg, ADI: 0.04mg/kg, PHI: không qui định. thuốc rất độc đối với cá, độc nhưng có tác dụng xua đuổi đối với ong mật.

Nghiên cứu đặc điểm của các este ciClopropan cacboxilat tự nhiên, đặc biệt là cấu trúc hóa học của pyrethrin có ưu điểm hơn các este pyrethrin tự nhiên. Những dẫn xuất đó gọi là pyrethroit. Hiện nay có trên 30 hợp chất pyrethroit dùng để trừ côn trùng và nhện hại thực vật, nhiều nhất là Acrinathrin, Alphamethrin, Cyfluthrin, Cyhalothrin, Cypermethrin, Deltamethrin, Fenvalerat, fenpropathrin, Flucythrinat, Permethrin...Nhóm thuốc pyrethroit có những đặc điểm sau:

Lượng hoạt chất sử dụng trên đơn vị diện tích thấp, có khi chỉ 8 – 10g/ha nên làm giảm đáng kể lượng chất độc rải trên môi trường sinh thái.

Có tác dụng chọn lọc cao, ít độc hại hơn đối với thiên địch có ích, trừ

được chung sâu chống thuốc lân, clo và cacbamat, tuy nhiên hiện tượng sâu chống pyrethroit, lân, clo hữu cơ và cacbamat cũng xảy ra.

Pyrethroit hòa tan nhanh trong lipit và lipoprotein nên tác dụng tiếp xúc mạnh, nhưng cho đến nay chưa có loại thuốc pyrethroit nội hấp và gây tác dụng xông hơi mạnh. Thuốc gây hiện tượng choáng độc nhanh (knock – down – effect), kích thích cây phát triển và có tác dụng xua đuổi một số loài côn trùng.

Độ độc cấp tính đối với người và động vật máu nóng thấp hơn so với nhiều hợp chất lân hữu cơ, chóng phân hủy trong cơ thể sống và trong môi trường, nhưng thuốc rất độc đối với cá và các loại động vật thủy sinh và hiệu lực thấp đối với sâu đục thân lúa.

Các hợp chất pyrethroit có cấu trúc hóa học lập thể rất phức tạp, có nhiều cấu hình khác nhau, tạo nhiều đồng phân lập thể và hiệu lực trừ sâu của mỗi đồng phân lập thể có thể khác nhau (xem bảng 6.1). Căn cứ vào hiệu lực trừ sâu và quá trình tác động phối hợp giữa các đồng phân lập thể mà người ta có thể sử dụng đơn hoặc hỗn hợp các đồng phân.

Các hợp chất cyfluthrin

- **Cyfluthrin**

Tên gọi khác: baythroit, solfac...

Tên hóa học: (RS)- α -cyano-4-flo-3-phenoxibenzyl (1RS, 3RS: 1RS, 3SR)-3-(2,2- diclovinyl)-2,2-dimetyl cyclopropan cacboxylat

Công thức hóa học: $C_{22}H_{18}Cl_2FNO_3$

Phân tử lượng: 434,3

Đặc tính: thuốc kỹ thuật dạng nhão, màu vàng tan rất ít trong nước, tan trong nhiều dung môi hữu cơ, chứa 4 cặp đồng phân với tỷ lệ: 23-27% I (R)- α -cyano-4-flo-3-phenoxibenzyl (1R)-cis-3-(2,2-diClovinyl) – 2,2- dimetylxiClopropancacboxylat

+ (S) – α , (1S)-cis, 32-36% III(R) – α (1R) – trans -(S), (1S)-trans và 21 – 25% cặp đồng phân IV (S) – α , (1R) – trans -(R) – α (1S) – trans. Thuộc nhóm độc II, LD₅₀ per os: 600mg/kg, LD₅₀ dermat: 5000mg/kg; ADI: 0,02mg/kg. Thuốc độc đối với ong mật.

Sử dụng: thuốc tác dụng tiếp xúc và vị độc, hiệu lực khởi điểm nhanh và kéo dài, trừ được nhiều loại sâu hại rau, quả, bông, đay, mía, sâu mọt hại kho và nông sản bảo quản, côn trùng y tế và thú y. Thuốc được chế biến thành dạng dung dịch 2,5% và 5%, dạng bột thấm nước ULV, dạng hạt,... dùng 25-30g a.i/ha trừ sâu tơ, sâu khoang, rệp, sâu xám hại rau, màu, 40-60g a.i/ha trừ sâu xanh, sâu hồng, rệp hại bông, sâu đo hại đay, lạc,... cyfluthrin có thể hỗn hợp được với hầu hết các loại thuốc trừ sâu và trừ bệnh (trừ thuốc trừ nhện azocyclotin).

- **Beta – cyfluthrin**

Tên gọi khác: bulldock

Tên hóa học: (RS)- α -cyano-4-flo-3-phenoxibenzyl (1RS, 3RS: 1RS, 3SR)-3-(2,2-dicloviny)-2,2-dimetyl cyclopropan cacboxylat.

Công thức hóa học: $C_{22}H_{18}Cl_2FNO_3$

Phân tử lượng: 434,3

Đặc tính: thuốc kĩ thuật dạng tinh thể không mùi, màu nhẹ, tan ít trong nước, tan trong nhiều dung môi hữu cơ, là hỗn hợp của 4 cặp đồng phân: 2% cặp đồng phân I, 30-40%II, 3%III và 53-67%IV, thuộc nhóm độc II, LD₅₀ per os: 500mg/kg, LD₅₀ dermat: >5000mg/kg; ADI: 0,02mg/kg. Độc đối với ong mật.

Sử dụng: dùng trừ nhiều loại sâu hại côn trùng, nông sản bảo quản, côn trùng y tế, thú y, đặc biệt thuốc có hiệu lực cao đối với châu chấu, liều sử dụng 25-30g a.i/ha.

Các hợp chất cyhalothrin

- **Cyhalothrin**

Tên gọi khác: cyhalon, grenada....

Tên hóa học: (RS)- α -cyano-3-phenoxibenzyl (z)-(1RS, 3RS)-(2-clo-3,3,3-triflopropenyl)-2,2-dimetyl cyclopropan cacboxylat

Công thức hóa học: $C_{22}H_{19}ClF_3NO_3$

Phân tử lượng: 449,9

Đặc tính: thuốc nguyên chất kĩ thuật có độ tinh khiết $\geq 90\%$ (trong đó $\geq 95\%$ là đồng phân C:S), thể dầu màu vàng nâu, không tan trong nước, tan trong hầu hết các dung môi hữu cơ. Thuộc nhóm độc II. LD₅₀ per os: 114-166mg/kg, LD₅₀ dermat: 1000-2500mg/kg; ADI: 0,02mg/kg.

Sử dụng: tác dụng tiếp xúc và vị độc, hiệu lực khởi điểm nhanh, kéo dài, dùng trừ sâu cho hoa, cây cảnh, trừ côn trùng y tế và thú y, đặc biệt thuốc có hiệu quả cao đối với các loài chấy rận, ve, bét.

9.4.5. Thuốc dimethyl amino propan dithiol (DAPD)

Bensultap

Tên gọi khác: bancol, victenon...

Tên hóa học: S,S'-2-dimetylaminotrimetylen-di (benzenthiosunfonat)

Công thức hóa học: : $C_{17}H_{21}NO_3S_4$

Phân tử lượng: 431,6

Đặc tính: thuốc kĩ thuật dạng tinh thể màu vàng nhạt, tan rất ít trong nước, tan nhiều trong dung môi hữu cơ như axeton, clorofoc, bền trong môi trường axit nhẹ (pH<5), nhưng thủy phân trong môi trường trung tính và kiềm, thuộc nhóm độc III, LD₅₀ per os: 484 (chuột nhắt) - 1120mg/kg (chuột cống), LD₅₀ dermat: >2000mg/kg, ít độc đối với ong và cá.

Sử dụng: là hợp chất đồng đẳng (tiền chất thuốc trừ dịch hại) của chất độc tự nhiên nereistoxin, tác dụng tiếp xúc và vị độc, có phổ tác động rất rộng, đặc biệt có hiệu lực cao đối với sâu bọ cánh cứng và cánh phần hại lúa (đục thân, cuốn lá) rau, màu, cây ăn quả, cây công

nghiệp, trừ được sâu tơ chống thuốc lân, cacbamat và pyrethroit. thuốc chế biến thành dạng bột thấm nước, hạt... lượng dùng 0,25-1,5 kg a.i/ha.

Cartap và cartaphydrochloride

Tên gọi khác: padan (cartaphidroClorua)

Tên hóa học:

+ cartap: S,S' (2-dimetylaminotrimetylen)-bis (thiocacbamat)

+ cartaphydrochloride: cartapmonohidroClorua.

Công thức hóa học:

+cartap: $C_7H_{15}N_3O_2S_2$

+cartaphydrochloride: $C_7H_{16}ClN_3O_2S_2$

Phân tử lượng:

+cartap: 237.3

+cartaphydrochloride: 273.8

Đặc tính: cartaphydrochloride kĩ thuật (>97%) dạng tinh thể không màu, tan trong nước (200g/l ở 25⁰C), cồn etylic và metylic, không hòa tan trong benzen, axeton, hexan, bền trong môi trường axit, thủy phân trong môi trường trung tính và kiềm, hút ẩm mạnh, không ăn mòn kim loại. Thuộc nhóm độc II. LD₅₀ per os: 325-345mg/kg, LD₅₀ dermat: 1000mg/kg; ADI: 0,1mg/kg, MRL: chè đen 20, hoa bia 5, cải ba91p 0,2, gạo, ngũ cốc, khoai tây 0,1, sản phẩm khác 0,05mg/kg, PHI: 14 ngày, độc với cá, độc trung bình đối với ong mật.

Sử dụng: cartaphydrochloride tác dụng nội hấp, vị độc và tiếp xúc, hiệu lực xông hơi yếu; thuốc không giết chết sâu ngay nhưng gây tác động chán ăn, làm sâu ngừng ăn ngay và chết bởi tác động của thuốc và đói. Thuốc có phổ tác động rất rộng, trừ được nhiều loại sâu hại lúa, rau, màu, cây ăn quả, cây công nghiệp, cây lâm nghiệp. Cartaphydrochloride có nguồn gốc sinh học, độc tính môi trường thấp nên phạm vi sử dụng rất rộng rãi. Thuốc được gia công thành dạng bột tan trong nước (SP) 255, 50%, 95%, 98%, dạng hạt (G) 4%,10%. để trừ sâu đục thân lúa dùng 0,6 – 1,5 kg a.i/ha, rầy xanh đuôi đen 0,4 - 0,5 kg a.i/ha, sâu cuốn lá 0,5-0,6, bọ trĩ 0,4-0,5, bọ xít hôi, bọ xít gai, sâu tơ, sâu khoang, sâu xanh 0,5-0,8, sâu ba ba, rệp hại rau 0,4-0,5, bọ xít muỗi, rầy xanh 0,5-0,8, bọ cánh tơ, sâu xếp lá chè 0,4-0,8 kg, sâu vẽ bùa hại cam, chanh 0,4-1,0kh a.i/ha,... thuốc có thể hỗn hợp với nhiều loại thuốc trừ bệnh và trừ sâu khác để sử dụng.

9.4.6. Thuốc ức chế sinh trưởng và phát triển côn trùng (IGR)

Các loại thuốc có cơ chế ức chế quá trình sinh trưởng và phát triển côn trùng còn được gọi là thuốc điều hòa sinh trưởng côn trùng (insect growth regulator, viết tắt là IGR) được sử dụng từ những năm 80 để trừ sâu chống thuốc lân, clo hữu cơ, cacbamat và pyrethroit. Tuy nhiên, hiện tượng sâu chống thuốc IGR cũng phát triển nhanh. Nhóm thuốc

IGR có đặc điểm:

IGR gây hiệu lực chậm nhưng kéo dài, nhiều hợp chất chỉ có tác dụng đối với pha ấu trùng hoặc ấu trùng, nhộng, trứng mà không có hiệu lực trực tiếp đối với pha trưởng thành.

IGR tác dụng chọn lọc cao, ít gây hại ký sinh có ích, ít độc đối với người, động vật máu nóng và môi sinh.

Thuốc tác động qua tiếp xúc, đường tiêu hóa và nội hấp.

Buproferin

Tên gọi khác: applaud

Tên hóa học: 2-*tec*-butylimino-3-*iso*-propyl-5-phenyl-3,4,5,6-tetrahydro-2H-1,3,5-triazin-4-ure.

Công thức hóa học: C₁₆H₂₃N₃OS

Phân tử lượng: 305,4

Đặc tính: thuốc nguyên chất 98%, ở dạng tinh thể, không màu hoặc vàng nhạt, tan rất ít trong nước, tan trong nhiều dung môi hữu cơ, bền vững trong dung dịch axit, kiềm nhiệt độ cao và ánh sáng. thuộc nhóm độc III. LD₅₀ per os: 2198-2355mg/kg, LD₅₀ dermat: >5000mg/kg. PHI: lúa mì, dưa chuột, cà chua, cá 1 ngày, lúa, chè, (thuốc sữa) 7 ngày cam, chanh, bưởi 14 ngày, lúa (thuốc hạt) 21 ngày. Thuốc độc đối với cá, không độc đối với ong mật.

Sử dụng: buproferin ức chế tổng hợp kitin, phá vỡ thể cân bằng sinh học hoặc môn ecdizon, diệt trừ ấu trùng và gây tác động trưởng thành đẻ trứng ung. Thuốc được sử dụng trừ nhiều loại sâu hại như rầy nâu hại lúa (0,05-0,25 kg a.i/ha, rầy lưng trắng hại lúa (0,125-0,5kg a.i/ha), rầy xanh hại chè, đậu đỗ (0,25-0,5kg a.i/ha), ruồi hại rau (0,125-0,25kg a.i/ha), các loại rệp hại cây ăn quả (0,5-1,0kg a.i/ha), bọ xít hại lúa (0,01kg a.i/ha), bọ xít hại cây ăn quả (1,0kg a.i/ha). Buprofezin được gia công thành dạng bột thấm nước 25%, dạng dung dịch huyền phù đậm đặc 40%, dạng hạt 2% buprofezin được dùng 30-40kg chế phẩm/ha để trừ rầy nâu hại lúa. Khi rải thuốc cần giữ nước trong ruộng liên tục trong 3 ngày với mực nước khoảng 3 cm. Loại chế phẩm 25WP chứa 25% buprofezin được dùng pha với nước ở nồng độ 0,1% để trừ rầy xanh hại chè, sâu và rệp hại dâu (thuốc rất ít độc đối với tằm), trừ ruồi và nhện hại cà. thuốc được pha với nước ở nồng độ 0,05-0,1% để trừ rệp và ruồi hại dưa chuột, cà chua, rầy xanh đuôi đen hại lúa. Loại thuốc hỗn hợp chứa 5% buprofezin và 20% isoprocarb được dùng với lượng 250-500g a.i/ha để trừ rầy nâu và bọ xít hại lúa, rầy xanh hại lạc, rầy xanh và bọ xít muỗi hại chè, rầy bông trắng hại cà phê. Thuốc buprofezin tác động đến sâu hại chậm. Thuốc không diệt được rầy trưởng thành (nếu không hỗn hợp với isoprocarb), và sau 3-7 ngày tác dụng diệt rầy non của thuốc mới thể hiện rõ và hiệu lực của thuốc kéo dài từ 21-25 ngày.

Chlorfluazuron

Tên gọi khác: atabron...

Tên hóa học: 1- [3,5-dico-4-(3-clo-5-triflometyl-2-pyridyloxi)-phenyl]-3-(2,6-diflobenzoyl) ure.

Công thức hóa học: $C_{20}H_9Cl_3F_5N_3O_3$

Phân tử lượng :540,66

Đặc tính: thuốc nguyên chất kĩ thuật $\geq 94\%$ ở dạng tinh thể, không tan trong nước, tan ít trong một số dung môi hữu cơ như axeton (55g/l), Clorofom (30g/l), xiClohexanon (110g/l), bền vững dưới tác động của nhiệt độ ánh sáng và trong dung dịch thủy phân. Thuộc nhóm độc III, LD₅₀ per os: >8500mg/kg, LD₅₀ dermat: 1000mg/kg. Thuốc rất ít độc đối với cá và ong mật.

Sử dụng: Chlorfluazuron ức chế tổng hợp kitin, ấu trùng, nhộng bị tử vong do không xảy ra quá trình lột xác. Thuốc tác động qua đường ruột và tiếp xúc, dùng để trừ ấu trùng, còn đối với sâu trưởng thành thuốc có khả năng làm cho trứng đẻ ra bị ung. Thuốc được gia công thành dạng sữa 50g a.i/ha, dạng hỗn hợp với profenofos, Ethiofencarb. Để trừ sâu xanh, sâu khoang, sâu hồng hại bông dùng 50-250g a.i/ha; để trừ bọ đầu dài hại bông (anthonomus) dùng 50-150g a.i/ha; để trừ sâu đục thân ngô dùng 15-100g a.i/ha; để trừ sâu khoang hại rau pha chế phẩm 5% (5EC) với nước ở nồng độ 0,05-0,1% rồi phun ướt đều lên lá rau.

9.4.7. Các nhóm thuốc trừ sâu hóa học khác.

Diafenthiuron

Tên gọi khác: pegasus, polo...

Tên hóa học: 1-*tec*-butyl-3-(2,6-diisopropyl-4-phenoxiphenyl) thioure.

Công thức hóa học: $C_{23}H_{32}N_2OS$

Phân tử lượng: 384,6

Đặc tính: thuốc kĩ thuật bột không màu, tan rất ít trong nước, tan trong nhiều dung môi hữu cơ như axeton, toluen, bền vững trong môi trường nước, không khí và ánh sáng. Thuộc nhóm độc III, LD₅₀ per os: 2068mg/kg, LD₅₀ dermat: > 2000mg/kg, ADI:0.003mg/kg, thuốc độc đối với ong mật, ít độc hơn đối với cá.

Sử dụng: Diafenthiuron ức chế hô hấp của tế bào côn trùng và nhện, thuốc tác dụng qua tiếp xúc và vị độc, diệt trừ trưởng thành ấu trùng và có tác dụng đối với pha trứng. Diafenthiuron được dùng trừ côn trùng và nhện hại cây ăn quả, rau, chè, bông, hoa và cây cảnh. Thuốc rất ít độc đối với các loài kí sinh có ích. Diafenthiuron được chế biến thành dạng dung dịch huyền phù đặc, dạng bột thấm nước (250SC, 500SC, 50WP) hoặc dạng hỗn hợp với fenoxycarb (dicare 37,5 WG).

Ethofenprox

Tên gọi khác: trebon, etofenprox...

Tên hóa học: 2-(4-ethoxyphenyl)-2-metylpropyl-3-phenoxibenzyl ete

Công thức hóa học: $C_{25}H_{28}O_3$

Phân tử lượng: 376,49

Đặc tính: thuốc nguyên chất ở thể rắn ($23^{\circ}C$) hoặc thể lỏng ($40,1^{\circ}C$), tan rất ít trong nước, tan trong nhiều dung môi hữu cơ, bền trong dung dịch axit và kiềm, rất ít độc đối với người, động vật máu nóng và kí sinh có ích. Ethofenprox thuộc nhóm độc IV. LD_{50} per os: 21.440-42.880mg/kg, LD_{50} dermat: 2140mg/kg. ADI: 0,03mg/kg, PHI: dưa chuột 1 ngày, bắp cải 3 ngày, đỗ tương 7 ngày, lúa, cây ăn quả 14 ngày. Thuốc độc đối với cá và rất ít độc đối với ong mật.

Sử dụng: Ethofenprox gây độc qua đường tiếp xúc và đường ruột, trừ được nhiều loại sâu hại, kể cả những chủng sâu chống thuốc clo, lân hữu cơ và cacbamat; nhưng không có hiệu lực trừ nhện đỏ. Ethofenprox được gia công thành dạng sữa, bột thấm nước. Các chế phẩm trebon 10EC, 20EC, 30EC chứa 10%, 20% và 30% Ethofenprox. thuốc được dùng với lượng 50-100g a.i/ha để trừ rầy nâu, rầy xanh, sâu cốm lá hại lúa, rầy xanh, bọ cánh tơ hại chè, sâu hại thông. Ở liều lượng 100-200g a.i/ha thuốc trừ được sâu xanh, sâu hồng, rệp và bọ đầu dài hại bông, rệp và sâu cắn lá ngô, rệp và sâu xanh hại thuốc lá. Thuốc pha với nước ở nồng độ 10-20g a.i/100 lít nước để trừ rệp, sâu vẽ bùa, bọ xít, sâu ăn lá hại cây ăn quả. Chế phẩm Ethofenprox hỗn hợp với pyridaphenthion (20% pyridaphenthion + 10% Ethofenprox) và chế phẩm hỗn hợp Ethofenprox (5%) + dimethoat (15%) có tên difentox được dùng từ 150-300g a.i/ha trừ các loại rầy hại lúa, chè, bọ xít hôi, bọ xít xanh hại lúa, màu, cây ăn quả...

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. Đinh Thị Ngọc
Hóa học dầu mỏ.
Nhà xuất bản khoa học kỹ thuật, Hà Nội 2000.
2. Hoàng Trọng Yên
Hóa học hữu cơ, I, II, III, IV.
Nhà xuất bản khoa học kỹ thuật, Hà Nội 2000.
3. Kosvida Agrochemical Co, Ltd
Tài liệu vận hành sản xuất thuốc bảo vệ thực vật
Thành phố Hồ Chí Minh năm 2000.
4. Lê Thị Thanh Hương (chủ biên)
Giáo trình thực hành hóa hữu cơ
Trường Cao đẳng công nghiệp IV, 2004.
5. Lê Văn Hiếu
Công nghệ chế biến dầu
Nhà Xuất Bản Khoa Học Kỹ Thuật. Hà Nội, 2002.
6. Louis Hồ Tấn Tài
Các sản phẩm tẩy rửa và chăm sóc cá nhân
Nhà xuất bản Dunod, 1999.
7. Ngô Thị Thuận (chủ biên)
Thực tập hóa học hữu cơ
Nhà xuất bản Đại học quốc gia Hà Nội, 1999.
8. Nguyễn Xuân Hiền
Công nghệ học cao su
Trung tâm dạy nghề quận 3, thành phố Hồ Chí Minh, 1987.
9. Nguyễn Thị Minh Hiền
Công nghệ chế biến khí tự nhiên và khí đồng hành
Nhà Xuất Bản Khoa Học Kỹ Thuật. Hà Nội, 2002.
10. Phan Minh Tân.
Tổng hợp hữu cơ – hóa dầu I, II
Nhà xuất bản Đại học quốc gia thành phố Hồ Chí Minh, 2002.
11. Trần Hữu Hải, Nguyễn Quang Khuyến
Giáo trình thực hành hóa hữu cơ chuyên ngành
Trường Cao đẳng công nghiệp IV, 2001.
12. Trần Văn Thạnh, Trần Thị Việt Hoa, Phạm Thành Quân.
Kỹ Thuật thực hành tổng hợp hữu cơ.
Nhà xuất bản Đại học quốc gia thành phố Hồ Chí Minh, 2002.
13. Trần Quang Hùng
Thuốc bảo vệ thực vật
Nhà xuất bản Nông nghiệp, Hà Nội 1999.
14. Andre Loupy, Trần Kim Quy, Lê Ngọc Thạch
Phương pháp học mới về tổng hợp hữu cơ

Đại học tổng hợp thành phố Hồ Chí Minh, 1995.

15. Nguyễn Thị Minh Hiền

Công nghệ chế biến khí, Nhà xuất bản khoa học kỹ thuật. 2004.

16. Lê Văn Hiếu

Công nghệ chế biến dầu, nhà xuất bản khoa học kỹ thuật. 2004.

17. Goldstein RF - The petroleum chemicals industry. 2000

18. John Wiley - Gas processing handbook. 1994

19. Lewis Hatch, - Chemistry of petrochemical processes - Gulf Publishing Company - United State of America. 2000.

BỘ LAO ĐỘNG–THƯƠNG BINH VÀ XÃ HỘI
TỔNG CỤC DẠY NGHỀ
Dự án giáo dục kỹ thuật và dạy nghề (VTEP)

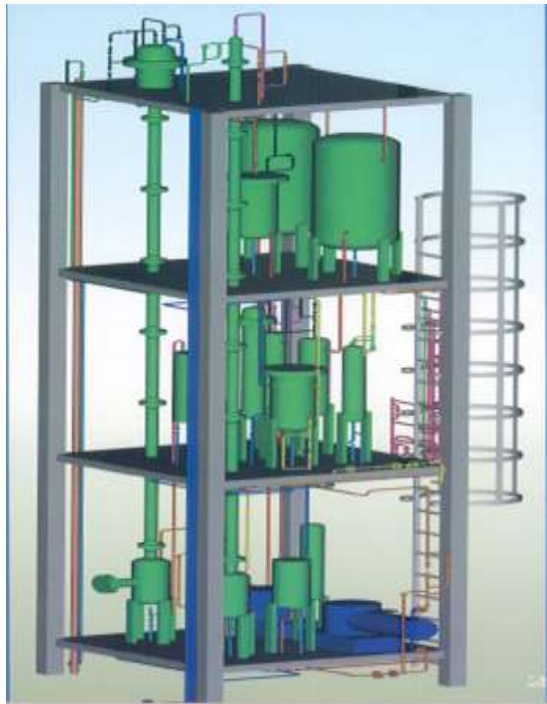
Logo

Sách hướng dẫn giáo viên

Mô đun: THÍ NGHIỆM CHUYÊN NGÀNH
Mã số: HD H

Nghề: SẢN XUẤT CÁC SẢN PHẨM LỌC DẦU

Trình độ: lành nghề



Hà Nội–2004

Tuyên bố bản quyền:

Tài liệu này thuộc loại sách giáo trình
Cho nên các nguồn thông tin có thể
được phép dùng nguyên bản hoặc trích
dùng cho các mục đích về đào tạo và
tham khảo.

Mọi mục đích khác có ý đồ lệch lạc hoặc
sử dụng với mục đích kinh doanh thiếu
lành mạnh sẽ bị nghiêm cấm.

Tổng cục Dạy nghề sẽ làm mọi cách để
bảo vệ bản quyền của mình.

Tổng cục Dạy Nghề cảm ơn và hoan
ngênh các thông tin giúp cho việc tu sửa
và hoàn thiện tốt hơn tài liệu này.

Địa chỉ liên hệ:

Dự án giáo dục kỹ thuật và nghề nghiệp
Tiểu ban Phát triển Chương trình Học
liệu

.....

.....

Mã tài liệu:.....

Mã quốc tế ISBN:.....

Lời tựa

(Vài nét giới thiệu xuất xứ của chương trình và tài liệu)

Tài liệu này là một trong các kết quả của Dự án GDKT-DN

(Tóm tắt nội dung của Dự án)

(Vài nét giới thiệu quá trình hình thành tài liệu và các thành phần tham gia)

(Lời cảm ơn các cơ quan liên quan, các đơn vị và cá nhân đã tham gia ...)

(Giới thiệu tài liệu và thực trạng)

Sách hướng dẫn giáo viên là tài liệu hướng dẫn giảng dạy cho từng mô đun.môn học trong hệ thống mô đun và môn học đào tạo cho

nghềở cấp độ

Các thông tin trong tài liệu có giá trị hướng dẫn giáo viên thiết kế và tổ chức các bài dạy cho mô đun.môn học một cách hợp lý. Giáo viên vẫn có thể thay đổi hoặc điều chỉnh cho phù hợp với điều kiện và bối cảnh thực tế trong quá trình đào tạo.

Đây là tài liệu thử nghiệm sẽ được hoàn chỉnh để trở thành Sách hướng dẫn giáo viên chính thức trong hệ thống dạy nghề.

Hà nội, ngày tháng..... năm....

Giám đốc Dự án quốc gia

MỤC LỤC

Đề mục	Trang
Lời tựa	3
MỤC LỤC	4
CÁC HOẠT ĐỘNG HỌC TẬP CHÍNH TRONG MÔ ĐUN	7
YÊU CẦU VỀ ĐÁNH GIÁ HOÀN THÀNH MÔ ĐUN	8
LIỆT KÊ CÁC NGUỒN LỰC CẦN THIẾT	9
BÀI 1. LÝ THUYẾT CHƯNG CẮT DẦU THÔ	10
BÀI 2. THÍ NGHIỆM CRACKING DẦU NẶNG.....	22
BÀI 3. PHA CHẾ SẢN PHẨM DẦU NHỜN THƯƠNG PHẨM.....	27
BÀI 4. ISOME HÓA N-HEXAN	33
BÀI 5. ALKYL HÓA ISOBUTAN.....	39
BÀI 6. LÀM SẠCH LƯU HUỖNH TỪ DẦU DIESEL.....	42
BÀI 7. THÍ NGHIỆM TỔNG HỢP REFORMING	46
ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU.....	50
ĐÁP ÁN CÁC CÂU HỎI VÀ BÀI TẬP	60
NHỮNG GỢI Ý VỀ TÀI LIỆU PHÁT TAY	78
KẾ HOẠCH VÀ CÁCH THỨC ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP MÔĐUN.....	79

GIỚI THIỆU VỀ MÔ ĐUN

Vị trí, ý nghĩa, vai trò mô đun

Các phòng thí nghiệm luôn có một vai trò quan trọng trong nghiên cứu và sản xuất thuộc các ngành kinh tế quốc dân. Với tính chất phổ biến và yêu cầu về khoa học cũng như mức độ an toàn, đặc biệt trong lĩnh vực hoá chất, cho nên những kiến thức và kỹ năng trong phòng thí nghiệm rất cần thiết không những cho những ai hoạt động trong ngành Hoá dầu mà còn cần cho bất kỳ nhân viên thí nghiệm nào để đảm bảo kết quả đặt khi thí nghiệm và an toàn lao động.

Mục tiêu của mô đun

Mô đun nhằm đào tạo cho học viên có đủ kiến thức, kỹ năng và phong cách thực hành các thí nghiệm chuyên ngành của nghề sản xuất dầu mỏ để:

1. Hiểu được tất cả các thí nghiệm chuyên ngành của nghề sản xuất các sản phẩm dầu mỏ.
2. Thực hiện được các thí nghiệm chuyên ngành theo tiêu chuẩn ASTM hoặc TCVN.
3. Áp dụng được kiến thức trong nhà trường để thực hành trong công nghiệp nhằm thực hiện được các thí nghiệm như chưng cất dầu thô, chế biến dầu thô, làm sạch các sản phẩm dầu, kiểm tra chất lượng của các sản phẩm dầu mỏ.

Mục tiêu thực hiện của mô đun

Khi hoàn thành mô đun này, học sinh có khả năng:

1. Chưng cất dầu thô ở áp suất thường và chân không.
2. Thực hiện được quá trình cracking xúc tác, reforming xúc tác và các quá trình khác trong điều kiện công nghiệp.
3. Làm sạch dầu thô và các sản phẩm dầu.
4. Thực hiện thí nghiệm tổng hợp.
5. Kiểm tra chất lượng các sản phẩm dầu mỏ.
6. Thực hiện các thí nghiệm làm trong PTN hóa dầu.

Nội dung chính các bài của mô đun

Bài 1: Thí nghiệm chưng cất dầu thô ở áp suất thường và chân không.

Bài 2: Thí nghiệm cracking xúc tác phân đoạn dầu nặng.

Bài 3: Pha chế sản phẩm dầu nhờn thương phẩm.

Bài 4: Thí nghiệm isome hóa n-hexan.

Bài 5: Thí nghiệm alkyl hóa isobutan bằng isobutylene.

Bài 6: Thí nghiệm làm sạch lưu huỳnh từ dầu diesel.

Bài 7: Thí nghiệm tổng hợp reforming.

CÁC HOẠT ĐỘNG HỌC TẬP CHÍNH TRONG MÔ ĐUN

Hoạt động 1:

Học trên lớp về:

- Thành phần của dầu thô, phương pháp chưng cất dầu thô và phương pháp xác định tính chất của sản phẩm đã chưng cất, cách pha chế dầu nhờn thương phẩm.
- Bản chất hóa học và cơ chế phản ứng, cách điều chế xúc tác, phương pháp phân tích sản phẩm của các quá trình: cracking xúc tác, isome hóa, alkyl hóa isobutan, khử lưu huỳnh trong dầu diesel, reforming tổng hợp.

Hoạt động 2:

Tự nghiên cứu tài liệu liên quan đến các sơ đồ và quy trình điều chế xúc tác và thí nghiệm do giáo viên hướng dẫn.

Hoạt động 3:

Xem trình diễn và thực hành trên các sơ đồ thí nghiệm.

Hoạt động 4:

Thực hành tự sơ cứu. sơ cứu với trường hợp nhiễm độc và bỏng hoá thông thường.

Hoạt động 5:

Tham quan về trang bị, cách bố trí và các chuẩn mực về hành vi trong quá trình thí nghiệm trong một phòng thí nghiệm chuyên ngành Lọc Hóa Dầu hay phòng thí nghiệm ở một Nhà máy Chế biến Dầu khí.

YÊU CẦU VỀ ĐÁNH GIÁ HOÀN THÀNH MÔ ĐUN

Về kiến thức

- Hiểu được cơ sở lý thuyết và xúc tác (nếu có) của các quá trình thí nghiệm.
- Thao tác đúng và đầy đủ theo các quy trình thí nghiệm.
- Mô tả chính xác các sơ đồ thí nghiệm.
- Giải thích đúng các nguyên nhân gây tai nạn trong phòng thí nghiệm.

Về kỹ năng

- Phân tích chính xác các sản phẩm của các sơ đồ thí nghiệm.
- Sử dụng thành thạo và đúng kỹ thuật các dụng cụ và thiết bị cho các sơ đồ thí nghiệm.
- Bảo quản và bảo dưỡng các sơ đồ thí nghiệm.
- Sử dụng hóa chất an toàn.
- Tính toán dự trữ vật tư, nguyên liệu cho các sơ đồ thí nghiệm.

Về thái độ

- Nghiêm túc trong việc sử dụng và bảo dưỡng các sơ đồ thí nghiệm.
- Luôn chủ động kiểm tra và đảm bảo về an toàn phòng thí nghiệm.
- Chủ động xem xét tình trạng dụng cụ, thiết bị và hóa chất trong phòng thí nghiệm.
- Nhắc nhở đồng nghiệp đảm bảo về an toàn phòng thí nghiệm.

LIỆT KÊ CÁC NGUỒN LỰC CẦN THIẾT

1. Trang bị, dụng cụ

- 1 cân phân tích điện tử(độ chính xác 0.001g), 1 tủ sấy, 1 bình hút ẩm
- Bình thủy tinh 20ml(chứa sản phẩm lỏng)
- Máy nén khí,
- Bộ chưng cất kiểu D-86
- Thiết bị Microactivity test
- Sơ đồ alkyl hóa
- Sơ đồ quá trình đồng phân hóa.
- Máy phân tích sắc ký khí GC, kim lấy sản phẩm khí
- Máy sắc ký chưng cất mô phỏng DGC
- Thiết bị sinh khí hydro

2. Vật tư, hóa chất

- Khí Argon, chất lượng 99,999
- Khí Nitơ chất lượng 99,999
- Khí He chất lượng 99,999
- Dung dịch NaCl bão hòa
- Aceton tráng rửa hệ thống
- Nguyên liệu: 100 ml phân đoạn xăng $T_{sd}-80^{\circ}\text{C}$ (isomer). VGO(cracking). phân đoạn xăng $80-180^{\circ}\text{C}$ (reforming).
- Bình khí Iso butan công nghiệp. Bình khí butylen công nghiệp. Axít Sunfuric. Oxit nhôm. NaOH(alkyl hóa).
- Hạt thạch anh hoặc silion carbide. Bông thạch anh
- Xúc tác: 4 g xúc tác Pt. Al_2O_3 (isomer). Xúc tác FCC. xúc tác reforming

GỢI Ý CÁC NỘI DUNG CHO TỪNG BÀI

BÀI 1. LÝ THUYẾT CHƯNG CẮT DẦU THÔ

Mã bài: HD H1

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG VỀ CÁC KIẾN THỨC CƠ BẢN CỦA DẦU THÔ

- Thành phần của dầu thô
- Ảnh hưởng của bản chất dầu thô đến quá trình chưng cất

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

1. Giúp học viên nắm vững những kiến thức cơ bản về thành phần của dầu thô:

Thành phần của dầu thô tuy rất phức tạp nhưng chúng chứa chủ yếu 2 nguyên tố chính là C và H, ngoài ra còn chứa các nguyên tố S, O, N, kim loại. Các nguyên tố này thuộc về hai nhóm hydrocacbon và phi hydrocacbon.

Hợp chất hydrocacbon trong dầu thô gồm có: parafin (n-parafin và iso-parafin), napthen, aromat. Lưu ý dầu thô không chứa olefin.

Hợp chất phi hydrocacbon trong dầu thô: các hợp chất của lưu huỳnh, nitơ, oxy, các phức cơ kim của vanadi, niken, hợp chất nhựa và asphalten.

2. Giảng cho học viên hiểu đặc điểm của từng thành phần trong dầu thô

Cần lưu ý một số vấn đề sau:

Phân loại dầu thô theo thành phần hydrocacbon.

Thành phần của các họ hydrocacbon trong những loại dầu thô khác nhau là khác nhau nhưng thành phần các nguyên tố C, H là gần như giống nhau.

“Dầu ngọt” là dầu thô có hàm lượng lưu huỳnh nhỏ hơn 0,5% khối lượng có giá trị kinh tế cao.

Các hợp chất phi hydrocacbon ảnh hưởng xấu đến chất lượng của dầu vì tốn thêm chi phí xử lý do gây ngộ độc xúc tác trong các quá trình chế biến thứ cấp và ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm.

3. Giảng cho học viên nắm vững được ảnh hưởng của bản chất dầu thô đến quá trình chưng cất

Việc lựa chọn công nghệ cho nhà máy lọc dầu nói chung và phân xưởng chưng cất nói riêng phụ thuộc vào hai yếu tố kinh tế kỹ thuật như vốn đầu tư, chi phí vận hành, bảo dưỡng, bản chất nguyên liệu dầu thô, cơ cấu sản phẩm và công suất chế biến... là những thông số đầu vào quan trọng.

Bản chất dầu thô và định hướng sản phẩm của nhà máy có ảnh hưởng quyết định đến việc thiết kế một phân xưởng chưng cất, ví dụ như có hay không có cụm chưng cất chân không.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên bằng những câu hỏi cụ thể, ví dụ:

Theo cách phân loại dựa vào thành phần hydrocacbon thì có bao nhiêu loại dầu thô?

Dầu thô có chứa olefin không?

Dầu thô Việt Nam thuộc loại dầu gì? Giải thích.

Hợp chất phi hydrocacbon có trong dầu thô có tác hại như thế nào?

Bản chất dầu thô ảnh hưởng như thế nào đến quá trình chưng cất?

Đánh giá học viên qua thái độ khi nghe giảng, phát biểu xây dựng bài, trả lời câu hỏi, tham gia thảo luận và đưa ra ý kiến nhận xét khi xem 2 phụ lục.

HOẠT ĐỘNG II: GIẢNG VỀ NHỮNG KIẾN THỨC CƠ BẢN TRONG CHƯNG CẤT DẦU THÔ

- Cơ sở của quá trình chưng cất
- Nguyên lý hoạt động của tháp chưng cất
- Các loại tháp chưng cất

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Học viên phải nắm vững những nội dung sau:

- Cơ sở của quá trình chưng cất dầu thô.
- Nguyên lý làm việc của tháp chưng cất
- Tháp chưng cất: các loại tháp chưng cất và ưu nhược điểm của từng loại
- Việc chọn tháp chưng cất là quá trình tính toán tối ưu hai yếu tố kinh tế kỹ thuật như: vốn đầu tư thiết bị, chi phí vận hành, bảo trì, công suất chế biến...

Cách thức kiểm tra đánh giá

Trong khi giảng bài, giáo viên có thể đặt câu hỏi để đánh giá sự hiểu biết của học viên.

- Đường kính và chiều cao của tháp ảnh hưởng như thế nào đến quá trình chưng cất ?
- Sự thay đổi nhiệt độ trong tháp chưng cất?
- Chỉ số hồi lưu: Cách xác định, ý nghĩa của chỉ số hồi lưu?

HOẠT ĐỘNG III: GIẢNG VỀ CHƯNG CẤT KHÍ QUYỀN

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Giúp học viên nắm vững những kiến thức cơ bản về chưng cất khí quyển:

- Mục đích của quá trình chưng cất khí quyển.
- Các yếu tố ảnh hưởng đến quá trình chưng cất khí quyển và ảnh hưởng của chúng đến hiệu suất, chất lượng của các phân đoạn sản phẩm (hình vẽ trong giáo trình học viên là sơ đồ minh họa một phân xưởng chưng cất khí quyển).
- Trao đổi nhiệt trong phân xưởng chưng cất.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá học viên qua việc trả lời các câu hỏi mà giáo viên đặt ra trong khi giảng bài, mức độ hiểu biết của học viên về sơ đồ chưng cất như trong giáo trình và giải pháp tận dụng nhiệt cho sơ đồ đó.

Một số câu hỏi:

- Các phân đoạn sản phẩm của quá trình chưng cất khí quyển?
- Các chỉ tiêu kiểm soát chất lượng các phân đoạn sản phẩm?
- Mục đích của việc sử dụng thiết bị stripper và vai trò của hơi nước trong thiết bị đó?

HOẠT ĐỘNG IV: GIẢNG VỀ CHƯNG CẤT CHÂN KHÔNG

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Giúp học viên nắm vững những kiến thức cơ bản về chưng cất chân không:

- Mục đích, ý nghĩa của quá trình chưng cất chân không. Lưu ý đặc tính đa dạng sản phẩm của quá trình chưng cất chân không: làm nguyên liệu cho cracking xúc tác, hydrocracking hay thu các phân đoạn dầu nhờn.
- Các chỉ tiêu kiểm soát chất lượng của các phân đoạn sản phẩm.
- Quá trình chưng cất chân không.
- Các công nghệ chưng cất chân không. Lưu ý vai trò của hơi nước trong chưng cất chân không ướt.
- Đặc điểm của quá trình chưng cất chân không.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá học viên qua việc trả lời các câu hỏi mà giáo viên đặt ra trong khi giảng bài, mức độ hiểu biết của học viên về sơ đồ chưng cất chân không của phụ lục 2 và 3.

Một số câu hỏi:

- Tại sao phải dùng quá trình chưng cất chân không trong nhà máy lọc dầu?
- Các phân đoạn sản phẩm của quá trình chưng cất chân không?
- Các chỉ tiêu kiểm soát chất lượng các phân đoạn sản phẩm?
- Vai trò của hơi nước trong quá trình chưng cất chân không?

HOẠT ĐỘNG V: GIẢNG VỀ SẢN PHẨM CỦA QUÁ TRÌNH CHƯNG CẤT

- Các phân đoạn sản phẩm từ quá trình chưng cất
- Ứng dụng của các phân đoạn sản phẩm.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Giúp học viên nắm vững các phân đoạn sản phẩm của quá trình chưng cất khí quyển và chưng cất chân không: khoảng nhiệt độ sôi, thành phần, ứng dụng.
- Giúp học viên hiểu được khoảng nhiệt độ sôi (điểm cất giữa các phân đoạn), thành phần của một phân đoạn có thể thay đổi phụ thuộc vào bản chất dầu thô, yêu cầu chất lượng của sản phẩm...
- Sản phẩm của quá trình chưng cất có thể khác nhau phụ thuộc vào bản chất dầu thô và công nghệ chế biến.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá học viên qua việc trả lời các câu hỏi mà giáo viên đặt ra trong khi giảng bài, mức độ hiểu biết của học viên về các phân đoạn sản phẩm của quá trình chưng cất phụ thuộc vào bản chất dầu thô và công nghệ chế biến.

Một số câu hỏi:

- Năng lượng cung cấp cho nhà máy lọc dầu được lấy từ đâu?
- “Bất kỳ một nhà máy lọc dầu nào cũng có cặn chưng cất chân không”: phát biểu đó đúng hay sai?
- Phân biệt khái niệm naphta và xăng?

HOẠT ĐỘNG VI: GIẢNG VỀ CÁC THIẾT BỊ ĐI KÈM TRONG CHƯNG CẤT DẦU THÔ

- Thiết bị chưng cất tiêu chuẩn
- Lò nung
- Thiết bị làm lạnh, thiết bị trao đổi nhiệt
- Bơm
- Máy nén
- Máy sắc ký khí

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Giúp học viên nắm vững những kiến thức cơ bản của thiết bị:

- + Cấu tạo
- + Nguyên lý hoạt động
- + Ứng dụng của thiết bị trong công nghiệp dầu khí
- Học viên phải phân biệt được các loại bơm dùng trong công nghiệp dầu khí.
- Giúp học viên hiểu: hai bộ phận quan trọng nhất của máy sắc ký là cột và đầu dò. Trong công nghiệp dầu khí thường sử dụng sắc ký khí cột mao quản, đầu dò ion hoá ngọn lửa (FID).

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá học viên qua việc trả lời các câu hỏi mà giáo viên đặt ra trong khi giảng bà Một số câu hỏi:

- Cấu tạo và nguyên lý hoạt động của bơm ly tâm, máy nén pittong?
- Phân biệt bơm ly tâm và bơm thể tích?
- Đặc điểm của phương pháp sắc ký?
- Nguyên lý hoạt động của hệ thống sắc ký khí?
- Ứng dụng của phương pháp sắc ký khí?

HOẠT ĐỘNG VII: GIẢNG VỀ MỘT SỐ THUẬT NGỮ CƠ BẢN DÙNG TRONG CHƯNG CÁT DẦU THÔ

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Giúp học viên nắm vững một số thuật ngữ cơ bản dùng trong thí nghiệm chưng cất dầu thô.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên qua việc chuẩn bị bài, trả lời các câu hỏi Cần lưu ý rằng một số thuật ngữ trong bài mà các học viên đã học trong bài giảng lý thuyết chưng cất.

HOẠT ĐỘNG VIII: THÍ NGHIỆM CHƯNG CÁT DẦU MỎ THEO TIÊU CHUẨN ASTM D2892

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải nhắc nhở học viên thực hiện nội qui an toàn lao động trong phòng thí nghiệm.
- Học viên phải nắm vững những kiến thức tổng quan của phương pháp
 - + Phạm vi áp dụng: phương pháp này được dùng để chưng cất dầu mỏ và các sản phẩm dầu mỏ (trừ khí hoá lỏng, naptha cực nhẹ và các phân đoạn có nhiệt độ sôi đầu lớn hơn 400⁰C) tới nhiệt độ 400⁰C, sử dụng cột chưng cất phân đoạn 14-18 đĩa lý thuyết, tỷ số hồi lưu 5:1.

- + Tóm tắt phương pháp.
 - + Ý nghĩa và ứng dụng.
 - Học viên phải nắm vững qui trình thí nghiệm trước khi tiến hành thí nghiệm
 - + Chuẩn bị mẫu: mẫu dầu thô phải được đựng trong bình kín và giữ ở nhiệt độ thấp để tránh bay hơi, sau đó đun nóng đến nhiệt độ lớn hơn điểm chảy 5°C và lắc đều. Mẫu phải được loại nước trước (hàm lượng nước không quá 0,3% thể tích)
 - + Chuẩn bị thiết bị:
 - + Các dụng cụ phải đầy đủ, sạch, khô.
 - + Kiểm tra tất cả các thiết bị, đảm bảo vận hành an toàn, ổn định, hệ thống chưng cất phải đảm bảo kín.
 - + Tiến hành chưng cất: gồm các bước chính sau:
 - + Nạp nguyên liệu: lưu ý việc xác định lượng nguyên liệu cần nạp dựa vào thể tích bình cất và cột chưng cất được sử dụng.
 - + Tách loại khí: thu phân đoạn khí hoà tan trong dầu thô, lượng khí hoà tan coi như đã tách hết ra khi nhiệt độ hơi ổn định ở 15°C trong một thời gian sau đó tăng lên. Các bể chứa khí hoà tan được làm lạnh bằng CO_2 rắn. Dùng bình chứa sau khi đã lau khô, hút chân không để chứa khí hoà tan (ở dạng khí hóa lỏng), bình chứa cũng được làm lạnh bằng CO_2 rắn. Dem bình chứa khí hóa lỏng đi phân tích thành phần bằng sắc ký.
 - + Chưng cất ở áp suất khí quyển: tiến hành chưng cất dầu thô đến nhiệt độ 310°C (tương đương với nhiệt độ hơi ở đỉnh là 210°C)
 - + Chưng cất ở áp suất 13,3 kPa: tiến hành chưng cất dầu thô đến nhiệt độ 310°C ở áp suất 13,3 Kpa.
 - + Chưng cất ở áp suất thấp hơn: tiến hành chưng cất dầu thô ở áp suất thấp để đạt điểm cắt cuối
- Học viên phải biết điều chỉnh nhiệt cung cấp để đảm bảo thiết lập được trạng thái làm việc của tháp như mong muốn.
- Học viên phải biết cách xác định thể tích của mẫu thông qua đo tỷ trọng, cân mẫu chính xác.
- Học viên ghi lại các thông số trong quá trình thí nghiệm
 - + Thông số quá trình: áp suất, độ giảm áp, nhiệt độ..
 - + Thông số của phân đoạn: khoảng nhiệt độ, khối lượng...

Học viên biết cách chuyển nhiệt độ ở áp suất thấp về nhiệt độ ở áp suất khí quyển (xem Phụ lục 1, 2).

Học viên biết cách tính toán và báo cáo kết quả theo yêu cầu trong giáo trình.

1.1 Chưng cất khí quyển

1.1.1 Bình chưng cất

Phải có kích cỡ lớn hơn thể tích mẫu ít nhất 50%, có cổ nhánh que thăm nhiệt. Khi dùng bình thủy tinh để dễ quan sát, để đảm bảo an toàn, thể tích bình không lớn hơn 10L.

Cổ nhánh que thăm phải được sử dụng như một ống thăm nhiệt, cách đáy bình khoảng 5mm để đảm bảo rằng vào cuối quá trình chưng cất nó vẫn được nhúng trong mẫu. Nếu có thêm cổ nhánh thứ hai, nó có thể được dùng để đo độ giảm áp bằng dòng nitơ hay dùng cho thanh khuấy cơ học hoặc cả hai.

Nếu dùng một bình cầu có khuấy từ, đáy bình phải hơi phẳng hay có hình lõng chảo để khuấy từ có thể quay tự do mà không mài mòn thủy tinh. Khi đó, que thăm nhiệt phải cách xa thanh khuấy từ 40 ± 5 mm.

1.1.2 Hệ thống cấp nhiệt

Phải duy trì được sự sôi hoàn toàn với tốc độ ổn định ở tất cả các mức áp suất khác nhau.

Một lớp vỏ cấp nhiệt điện bao phủ phần nửa dưới của bình. Mật độ toả nhiệt vào khoảng $0,5 - 0,6 \text{ W.cm}^2$ là đủ. Cần sử dụng vải thạch anh có gia cố sợi niken để bảo đảm tuổi thọ hợp lý.

Nửa trên của bình được phủ bằng một áo bảo ôn để tránh thất thoát nhiệt và được cấp nhiệt vào khoảng $0,25 \text{ W.cm}^2$.

1.1.3 Cột chưng cất phân đoạn

Có thể là cột nhồi hay cột tầng đĩa thực, có đặc điểm như trong Bảng 1.1 giáo trình học viên, thỏa mãn các đặc điểm sau:

Đường kính của cột nằm trong khoảng 25 – 70mm.

Hiệu lực tách phải nằm trong khoảng 14 – 18 đĩa lý thuyết khi hồi lưu hoàn toàn.

Cột chưng cất gồm một cột thủy tinh và thiết bị hồi lưu, được phủ toàn bộ trong một vỏ chân không tráng thủy có độ chân không vĩnh cửu nhỏ hơn $0,1 \text{ mPa}$ (10^{-6} mmHg).

Cột phải được gắn một lớp vỏ bảo ôn cách nhiệt, có khả năng duy trì nhiệt độ thành ngoài lớp vỏ thủy tinh chân không cân bằng với nhiệt độ hơi bên trong.

Thiết bị chia dòng hồi lưu được định vị theo đường kính của cột nằm trên phần được nhồi hay tầng đĩa trên cùng, có khả năng phân dòng ngưng tụ chính xác.

1.1.4 Sinh hàn

Phải có công suất vừa đủ để ngưng tụ toàn bộ lượng hơi $C_4 - C_5$ trong dầu thoát ra bằng tác nhân làm lạnh có nhiệt độ khoảng -20°C .

1.1.5 Các bể lạnh

Hai bể lạnh có tác nhân lạnh là đá khô và hỗn hợp cần được nối liên tiếp với nhau để ngưng tụ các cấu tử nhẹ thoát ra (nếu có) như khi bắt đầu quá trình chưng cất. Khi chưng cất chân không, dùng một bể kiểu Dewar được làm lạnh bằng đá khô để bảo vệ thiết bị đo chân không khỏi các hơi bay lên.

1.1.6 Bộ thu khí

Được nối với đầu ra của bể lạnh sau khi qua thiết bị hút ẩm bằng CaCl_2 khan, nhằm thu các khí không ngưng tụ được.

1.1.7 Bộ thu phân đoạn

Cho phép thu phần cất mà không có gián đoạn trong lúc thu hồi sản phẩm từ ống thu ở áp suất khí quyển hay ở áp suất thấp hơn.

1.1.8 Các bình chứa sản phẩm

Phải có kích cỡ thích hợp với lượng dầu thô đem chưng cất, khoảng 100 – 500ml.

1.2 CHƯNG CẤT Ở ÁP SUẤT THẤP

Ngoài các thiết bị trong chưng cất khí quyển phải còn bao gồm:

1.2.1 Bơm chân không

Phải có khả năng duy trì áp suất ổn định trên toàn bộ áp suất làm việc, phải có công suất đủ lớn để giảm áp suất trong ống thu từ áp suất khí quyển xuống 0,25 kPa (2mmHg) ít 30 giây mà không làm xáo trộn hệ thống trong quá trình hút hết các ống thu ở áp suất chân không.

1.2.2 Thiết bị đo chân không

Toàn bộ hệ thống đo áp suất phải được bảo vệ bằng bể đá lạnh và duy trì nhiệt độ bằng đá khô CO_2 để tránh hơi ngưng tụ, đặc biệt là hơi nước.

1.2.3 Bộ điều khiển áp suất

Phải có khả năng duy trì áp suất của hệ thống ổn định ở tất cả các áp suất làm việc. Sự điều khiển tự động có thể làm việc nhờ một dụng cụ điều hoà nguồn chân không. Thiết bị thích hợp là một van solenoid điều tiết (solenoid valve) được gắn giữa bơm chân không và một thùng dự trữ có dung tích ít nhất 10l.

1.3 Thiết bị đo và ghi dữ liệu.

1.4 Thiết bị đi kèm

Giáo viên có thể dùng Excel tính trước nhiệt độ qui đổi ở 3 mức áp suất 100 mmHg, 10 mmHg và 2 mmHg, sau đó in thành các bảng cho học viên.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên qua việc chuẩn bị bài, trả lời các câu hỏi, thao tác thí nghiệm, báo cáo kết quả thí nghiệm.

HOẠT ĐỘNG IX: TIẾN HÀNH THÍ NGHIỆM CHƯNG CẤT HYDROCACBON NẶNG THEO TIÊU CHUẨN ASTM D2892

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải nhắc nhở học viên thực hiện nội qui an toàn lao động trong phòng thí nghiệm.

Học viên phải nắm vững những kiến thức tổng quan của phương pháp

- + Phạm vi áp dụng:
- + Chưng cất hỗn hợp hydrocacbon nặng có nhiệt độ sôi đầu lớn hơn 150⁰C, sử dụng cột chưng cất chân không có độ chênh áp nhỏ, sản phẩm được lấy ra hoàn toàn (không có hồi lưu).
- + Nhiệt độ làm việc tối đa là 565⁰C (nhiệt độ qui đổi về áp suất khí quyển).
- + Thông thường, phương pháp này dùng để chưng cất cặn dầu thô từ chưng cất ASTM D2892 (có nhiệt độ làm việc tối đa qui đổi về áp suất khí quyển không quá 400⁰C). Tuy nhiên đường cong chưng cất và tính chất của các phân đoạn thu được từ hai phân đoạn này là không giống nhau.
- + Tóm tắt phương pháp.
 - + Ý nghĩa và ứng dụng.
- Học viên phải thuộc qui trình làm thí nghiệm trước khi tiến hành thí nghiệm:
 - + Chuẩn bị mẫu: mẫu phải được đựng trong bình kín không có dấu hiệu rò rỉ, cần làm nóng vừa đủ để mẫu chảy lỏng trước khi sử dụng khi quan sát thấy mẫu có nhiều sáp hoặc đông đặc.

- + Chuẩn bị thiết bị:
- + Các dụng cụ phải đầy đủ, sạch, khô.
- + Kiểm tra tất cả các thiết bị, đảm bảo vận hành an toàn, ổn định.
- + Kiểm tra độ kín của hệ thống chưng cất.
- + Tiến hành thử nghiệm
- Học viên phải biết cách đo tỷ trọng, cân mẫu, đo thể tích chính xác.
- khi lấy các ống thu sản phẩm phải đảm bảo áp suất hệ thống không đổi
- - Học viên biết cách chuyển nhiệt độ ở áp suất chân không về nhiệt độ ở áp suất khí quyển (xem phụ lục 1, 2).
- Học viên biết cách tính toán và báo cáo kết quả theo yêu cầu trong giáo trình.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên qua việc chuẩn bị bài, trả lời các câu hỏi, thao tác thí nghiệm, báo cáo kết quả thí nghiệm.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

- Học viên trả lời các câu hỏi về lý thuyết thực hành.
- Điểm từ phần thực hành.

Cần chú ý đến trong số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Bản chất dầu thô ảnh hưởng thế nào đến quá trình chưng cất?

Câu 2 (2 đ). Đường kính và chiều cao của tháp ảnh hưởng thế nào đến quá trình chưng cất?

Câu 3 (2 đ). Sự thay đổi nhiệt độ trong tháp chưng cất? Các phân đoạn sản phẩm trong quá trình chưng cất khí quyển?

Câu 4 (4 đ) Chuyển đổi các nhiệt độ sau đây ở áp suất 13,3 kPa (100 mmHg) về nhiệt độ ở áp suất thường, 1atm (760 mmHg): 50⁰C, 52⁰C, 54⁰C, 56⁰C.

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Bản chất dầu thô ảnh hưởng thế nào đến quá trình chưng cất?

Đáp án:Bản chất dầu thô ảnh hưởng nhiều đến công nghệ chế biến, chất lượng sản phẩm, vốn đầu tư. Ví dụ như dầu thô Việt Nam, dầu nhẹ, sạch, ít lưu huỳnh, hàm lượng kim loại thấp nên trong thiết kế công nghệ không có cụm xử lý lưu huỳnh trong nguyên liệu, không có cụm chưng cất chân không, hiệu suất sản phẩm trắng cao.

Câu 2 (2 đ). Đường kính và chiều cao của tháp ảnh hưởng thế nào đến quá trình chưng cất?

Đáp án:Đường kính và chiều cao của tháp chưng cất ảnh hưởng đến công suất chế biến, chất lượng sản phẩm và vốn đầu tư. Tháp có đường kính lớn sẽ cho công suất chế biến lớn, tháp có chiều cao lớn sẽ tách tốt hơn. Tuy nhiên vốn đầu tư lại lớn và ngược lại Vì vậy trong thực tế, khi thiết kế, phải tối ưu hóa chỉ tiêu kinh tế kỹ thuật với mục đích đạt hiệu quả cao.

Câu 3 (2 đ). Sự thay đổi nhiệt độ trong tháp chưng cất? Các phân đoạn sản phẩm trong quá trình chưng cất áp suất khí quyển?

Đáp án: Nhiệt độ trong tháp sẽ giảm dần từ đáy tháp đến đỉnh tháp. Đáy tháp có nhiệt độ cao nhất và đỉnh có nhiệt độ thấp nhất. Tuy nhiên nhiệt độ của đáy tháp không được vượt quá nhiệt độ phân huỷ của dầu thô.

Quá trình chưng cất khí quyển thu được các phân đoạn sau: Phân đoạn khí (C₁-C₄), phân đoạn naphtha (T_{sôi cuối} < 180⁰C, C₅-C₁₁), phân đoạn kerosen (180 – 250, C₁₁ – C₁₆), phân đoạn diesel (250 – 350, C₁₆ C₂₁) và cặn khí quyển (> 360⁰C, từ C₂₂ trở đi).

Câu 4 (4 đ). Chuyển đổi các nhiệt độ sau đây ở áp suất 13,3 kPa (100 mmHg) về nhiệt độ ở áp suất thường, 1atm (760 mmHg): 50⁰C, 52⁰C, 54⁰C, 56⁰C.

Đáp án:Dựa vào Phụ lục 1 hoặc công thức (1) và (2) của Phụ lục 2 thu được các kết quả tương ứng: $108,5^{\circ}\text{C}$, $110,8^{\circ}\text{C}$, $113,1^{\circ}\text{C}$ và $115,4^{\circ}\text{C}$

BÀI 2. THÍ NGHIỆM CRACKING DẦU NẶNG

Mã bài: HD H2

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG VỀ Ý NGHĨA CỦA VIỆC CRACKING DẦU NẶNG, THIẾT BỊ, PHƯƠNG PHÁP, THIẾT BỊ ĐÁNH GIÁ NGUYÊN LIỆU & SẢN PHẨM.

- Cơ sở hóa học của quá trình cracking xúc tác
- Động, nhiệt động học quá trình, các thông số ảnh hưởng đến quá trình cracking xúc tác.
- Cơ chế phản ứng
- Nguyên liệu cho quá trình cracking, xúc tác cho quá trình
- Công nghệ cracking dầu cặn trong nhà máy lọc dầu, thiết bị MAT trong phòng thí nghiệm.
- Sản phẩm của quá trình, phương pháp phân tích và đánh giá.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm vững vai trò, tầm quan trọng của quá trình cracking trong công nghiệp lọc dầu. bản chất hóa học cũng như cơ chế phản ứng.
- Phải làm cho học viên nắm công nghệ chế biến, Thiết bị thí nghiệm cracking dầu nặng, xúc tác của quá trình.
- Phải làm cho học viên nắm vững phương pháp đánh giá nguyên liệu và sản phẩm sau khi xử lý.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên đối với bài thí nghiệm bằng các ví dụ, câu hỏi cụ thể như:

- Mục đích, ý nghĩa quá trình cracking dầu nặng ?
- Cơ sở hóa học, các phản ứng xảy ra trong quá trình cracking?
- Tại sao trước khi tiến hành thí nghiệm, phải kiểm tra độ kín của thiết bị MAT?
- Tại sao sử dụng nước muối bão hòa thay cho nước cất trong cột thu gom khí cracking của thiết bị MAT?

HOẠT ĐỘNG 2: GIỚI THIỆU THIẾT BỊ DÙNG ĐỂ CRACKING DẦU NẶNG TRONG PHÒNG THÍ NGHIỆM (THIẾT BỊ MAT)

- Tổ chức thảo luận về sơ đồ công nghệ của thiết bị xử lý và nguyên tắc hoạt động từng bộ phận cũng như tổng thể.

- Hướng dẫn học viên quan sát trên sơ đồ thực tế và nhận biết được các bộ phận của thiết bị.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải làm cho học viên nắm vững về công nghệ cracking trong công nghiệp cũng như thiết bị MAT trong phòng thí nghiệm.

Các học viên phải phân biệt được các bộ phận và nắm được tính năng của mỗi loại cũng như tổng thể của sơ đồ.

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Cho học viên nhận xét về từng bộ phận.
- Cho học viên xác định tính năng, mô tả hoạt động của các bộ phận trên sơ đồ xử lý cũng như vận hành tổng thể.

HOẠT ĐỘNG 3: THẢO LUẬN ĐẶC ĐIỂM VÀ CÁCH SỬ DỤNG THIẾT BỊ MAT, GC, DGC.

- Tổ chức thảo luận về đặc điểm của từng bộ phận của thiết bị như MAT, GC, DGC
- Hướng dẫn học viên cách sử dụng, điều khiển hoạt động các bộ phận, vận hành các thiết bị.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm vững đặc điểm chính, nguyên tắc hoạt động của thiết bị MAT (cracking dầu nặng trong phòng thí nghiệm) cũng như GC, DGC.
- Phải làm cho học viên nắm vững các yếu tố ảnh hưởng đến kết quả thực hành, phân tích sản phẩm cracking thu được.
- Các học viên phải hiểu, biết cách vận hành sơ đồ MAT, GC, DGC.

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Cho học viên đọc xác định các số đo thể hiện trên bảng điều khiển như nhiệt độ, lưu lượng khí, áp suất...
- Cho học viên phân biệt mức giới hạn của mỗi bộ phận cũng như của sơ đồ
- Cho từng nhóm lên trình bày vấn đề vừa thảo luận, các nhóm khác hỏi lại và cho điểm., Dựa vào kết quả trung bình để tính điểm cho từng cá nhân.

HOẠT ĐỘNG 4: THỰC HÀNH CRACKING DẦU NẶNG VÀ PHÂN TÍCH, ĐÁNH GIÁ SẢN PHẨM CRACKING

- Tổ chức thành nhóm 5 – 10 sinh viên và cho thực hành thí nghiệm cracking dầu nặng theo hướng dẫn trong giáo trình giành cho sinh viên.

- Hướng dẫn học viên ghi nhận kết quả đúng và chính xác trong nhật kí khi vận hành thiết bị MAT.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm vững các yếu tố ảnh hưởng đến kết quả cracking dầu nặng (Các thông số vận hành).
- Phải làm cho học viên nắm vững các yếu tố ảnh hưởng đến kết quả phân tích sản phẩm khí (GC), sản phẩm lỏng (DGC).
- Học viên phải biết cách thao tác chính xác các thiết bị, vật dụng trong suốt quá trình xử lý.
- Các học viên phải nhận biết được ý nghĩa của mỗi số đo thể hiện trên các bộ phận của thiết bị MAT, GC, DGC. Nhận biết được các yếu tố ảnh hưởng đến số đo này.
- Các học viên phải nhận biết được ý nghĩa của việc ghi chép nhật kí vận hành trong suốt quá trình thí nghiệm

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Cho học viên đọc và nhận xét về các thông số của thiết bị
- Cho học viên đọc và ghi chép các thông số vào nhật kí vận hành
- Cho học viên tính toán kết quả và cho điểm.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP CỦA TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

- Học viên làm ví dụ, làm bài tập tính toán kết quả.
- Bài thảo luận nhóm

Cần chú ý đến trọng số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

Đối với những bài có kết quả cụ thể thì lưu kết quả điểm. Còn những bài khác yêu cầu học viên hoàn thiện theo yêu cầu nhưng không lấy điểm.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Mục đích, ý nghĩa quá trình cracking dầu nặng ?

Câu 2 (2 đ). Cơ sở hóa học, các phản ứng xảy ra trong quá trình cracking?

Câu 3 (2 đ). Vì sao phải thải bỏ nguyên liệu trong 20 giây đầu tiên của quá trình thí nghiệm?

Câu 4 (4 đ). Nêu cách xác định đường chuẩn của bơm nguyên liệu cho thiết bị MAT. Ví dụ minh họa.

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Mục đích, ý nghĩa quá trình cracking dầu nặng ?

Đáp án: Quá trình cracking dầu nặng luôn có vai trò quan trọng trong nhà máy lọc dầu, chính những quá trình này biến những sản phẩm có giá trị thấp (dầu nặng) thành những sản phẩm có giá trị cao hơn (Xăng, LCO, HCO) đem lại lợi ích rất lớn trong ngành lọc dầu. Trong các nhà máy lọc dầu, cracking dầu nặng đóng vai trò quan trọng nhất trong việc sản xuất xăng có chất lượng, suất lượng cao phục vụ cho nhu cầu sử dụng

Câu 2 (2 đ). Cơ sở hóa học, các phản ứng xảy ra trong quá trình cracking?

Đáp án: Quá trình cracking xúc tác được tiến hành ở điều kiện:

- Nhiệt độ: 470-550°C,
- Áp suất: 2-3 Mpa
- Tốc độ không gian thể tích: từ 1-120 m³.m³.h (tùy theo dây chuyền công nghệ).

Nhiều phản ứng hóa học sẽ xảy ra trong quá trình và các phản ứng này sẽ quyết định chất lượng và hiệu suất của quá trình, đó là:

- Phản ứng phân hủy cắt mạch (bẻ gãy), phản ứng cracking
- Phản ứng đồng phân hóa,
- Phản ứng chuyển vị trí của Hydro, phản ứng ngưng tụ, polyme hóa và phản ứng tạo cốc.

Các phản ứng phân hủy là phản ứng thu nhiệt mạnh, phản ứng đồng phân hóa, chuyển vị hydro, polyme hóa và phản ứng ngưng tụ là các phản ứng tỏa nhiệt yếu.

Câu 3 (2 đ). Vì sao phải thải bỏ nguyên liệu trong 20 giây đầu tiên của quá trình thí nghiệm?

Đáp án: Trong thí nghiệm này cần đảm bảo chắc chắn là các thời gian bắt đầu phản ứng thì nguyên liệu phải vào lò phản ứng, có như vậy mới đảm bảo kết quả tính toán hiệu suất chính xác, vì vậy 20 giây đầu tiên dùng để lấp đầy đường ống dẫn vào lò phản ứng và loại bỏ những bọt khí trong ống Xylanh nếu có trong quá trình nạp liệu và dần chúng ra theo đường xả

Câu 4 (4 đ). Nêu cách xác định đường chuẩn của bơm nguyên liệu. Ví dụ minh họa.

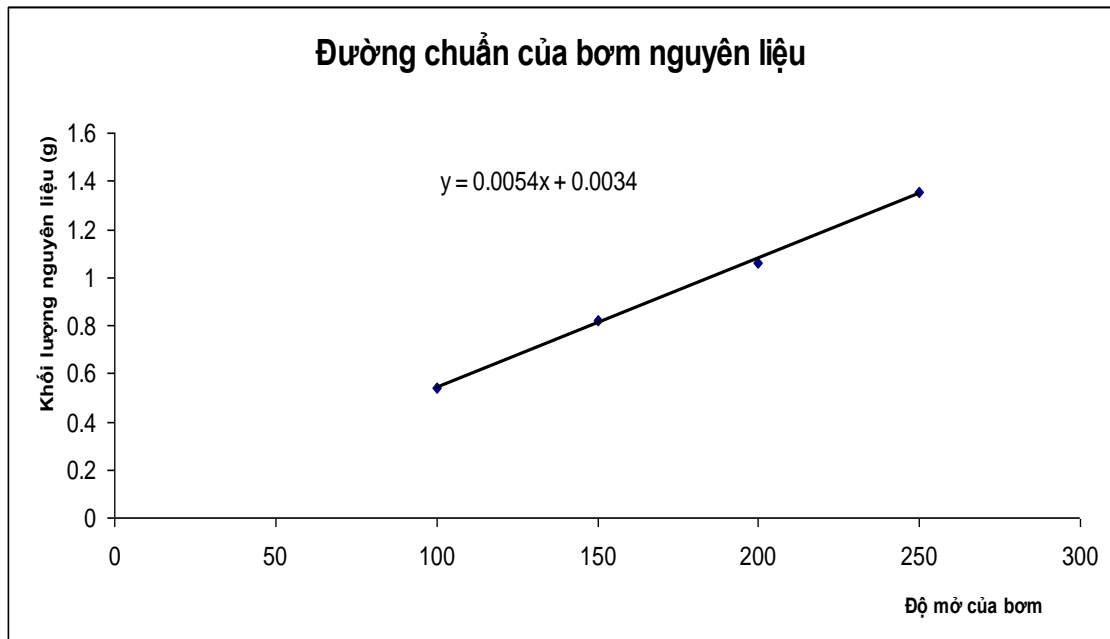
Đáp án: Bơm nguyên liệu hoạt động như một pittong – Xylanh. Lượng nguyên liệu vào ống phản ứng nhiều hay ít phụ thuộc vào tốc độ di chuyển của pittong và tốc độ này được cài đặt theo độ mở của bơm, vì vậy đường chuẩn được xây dựng dựa vào độ mở và lượng nguyên liệu thu được.

Tương ứng với một loại nguyên liệu, chúng ta nên xây dựng đường chuẩn riêng trong quá trình sử dụng. Tháo đường dẫn nguyên liệu vào ống

phản ứng và đưa ra ngoài hững trong một cái cốc. Cài đặt độ mở 100, 150, 200, 250 bơm nguyên liệu trong 75 giây và lần lượt cân khối lượng nguyên liệu thu được trong cốc. Từ bảng số liệu đó dùng phương pháp bình phương cực tiểu xác định được phương trình của đường chuẩn.

Ví dụ:

Độ mở của bơm	100	150	200	250
Khối lượng nguyên liệu thu được (g)	0.537	0.823	1.0613	1.353



Trong đó: y: khối lượng nguyên liệu thu được. x: độ mở của bơm

BÀI 3. PHA CHẾ SẢN PHẨM DẦU NHỜN THƯƠNG PHẨM

Mã bài: HD H3

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG VỀ PHA CHẾ SẢN PHẨM DẦU NHỜN THƯƠNG PHẨM

Các kiến thức cơ bản về dầu nhờn.

Tổ chức thảo luận về các hợp phần của dầu nhờn: dầu gốc, phụ gia.

Giúp học viên hiểu được qui trình pha chế dầu nhờn trong nhà máy và qui trình pha chế mẫu thử nghiệm trong phòng thí nghiệm nhà máy.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Học viên phải nắm vững kiến thức sau:

1. Dầu nhờn

Khái niệm, công dụng của dầu nhờn.

Các cách phân loại dầu nhờn

Cách phân loại dầu nhờn động cơ.

2. Thành phần của dầu nhờn

a. Dầu gốc:

Nguồn gốc của dầu gốc.

Khái niệm dầu gốc khoáng và dầu gốc tổng hợp

Phân loại dầu gốc khoáng và dầu gốc tổng hợp.

b. Phụ gia trong dầu nhờn:

Khái niệm.

Hàm lượng phụ gia trong dầu nhờn.

Mục đích.

Chức năng.

Những tính chất chung.

3. Qui trình pha chế dầu nhờn thương phẩm

Những công việc chính trong quá trình pha chế.

Các thông số của quá trình pha chế.

Những yêu cầu đặt ra đối với việc thiết kế, chế tạo dây chuyền pha chế.

Qui trình pha chế mẫu dầu nhờn trong phòng hoá nghiệm.

Qui trình pha chế dầu nhờn trong nhà máy.

Cách thức kiểm tra, đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên bằng những câu hỏi cụ thể, ví dụ:

Công dụng của dầu nhờn là gì?

Hãy kể tên một số loại dầu nhờn tiêu biểu?

Giải thích ý nghĩa các thông tin ghi trên bao bì sản phẩm sau: dầu động cơ ô tô API CD.SF, SAE 50?

Những ưu điểm và hạn chế của dầu nhớt tổng hợp so với dầu gốc khoáng?

Hàm lượng phụ gia trong dầu nhớt là bao nhiêu?

Phụ gia đóng gói là gì?

Vai trò của KCS trong qui trình pha chế dầu nhớt thương phẩm?

Kể tên các cụm thiết bị chính trong nhà máy pha chế?

Đánh giá học viên qua thái độ khi nghe giảng, phát biểu xây dựng bài, trả lời câu hỏi

HOẠT ĐỘNG 2: THỰC HÀNH PHA CHẾ DẦU NHỚT TRONG PHÒNG THÍ NGHIỆM

Xác lập đơn pha chế mẫu dầu máy nén lạnh.

Pha chế mẫu.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

1. Phải nhắc nhở học viên thực hiện nội qui an toàn lao động trong phòng thí nghiệm.

2. Chọn mẫu dầu nhớt cần pha chế là dầu máy nén lạnh vì loại dầu này số chỉ tiêu chính cần phân tích đánh giá chất lượng không nhiều (cụ thể: độ nhớt, nhiệt độ đông đặc).

3. Xác lập đơn pha chế.

a. Pha chế dầu gốc:

Trong thực tế để pha chế một loại dầu gốc có một độ nhớt xác định người ta thường trộn nhiều loại dầu gốc có độ nhớt khác nhau (trong giáo trình thực nghiệm này gồm 2 loại).

Tỷ lệ phối trộn của các loại dầu gốc được xác định dựa vào biểu đồ xác định độ nhớt hỗn hợp 2 loại dầu gốc.

Cách làm: Kẻ đường thẳng (a) nối hai điểm trên hai trục đứng chỉ độ nhớt của 2 loại dầu gốc thành phần. Trên một trục đứng tìm đúng điểm độ nhớt yêu cầu của hỗn hợp, từ đó kẻ đường thẳng song song với trục nằm ngang.

Đường thẳng này sẽ cắt đường thẳng (a) tại một giao điểm. Từ giao điểm này kẻ một đường thẳng song song với trục đứng cắt trục nằm ngang tại một điểm, từ điểm đó ta sẽ tìm ra tỷ lệ phần trăm khối lượng của hai dầu gốc thành phần cần pha trộn.

b. Pha chế phụ gia:

Lượng phụ gia cần pha trộn được tính theo phương pháp nội suy dựa vào bảng đặc tính phụ gia Ethyl HiTEC 623 như trong giáo trình học viên.

4. Thực hành pha chế:

Hướng dẫn học viên cân lượng dầu gốc và phụ gia đảm bảo chính xác.

Khi phối trộn dầu gốc cũng như phụ gia phải chú ý các thông số pha chế: nhiệt độ, tốc độ gia nhiệt, tốc độ khuấy, thời gian khuấy để đảm bảo phối trộn mẫu dầu được đồng nhất.

Cách thức kiểm tra, đánh giá

Kiểm tra đánh giá học viên qua:

Giải thích được cách lập công thức pha chế.

Kỹ năng làm thí nghiệm: an toàn, đúng, chính xác...

Thái độ nghiêm túc, ham hiểu biết khi làm thí nghiệm.

Cách trình bày, bảo vệ kết quả thu được.

HOẠT ĐỘNG 3: XÁC ĐỊNH CHẤT LƯỢNG SẢN PHẨM PHA CHẾ ĐƯỢC

Đo độ nhớt động học ở 40⁰C.

Đo độ đông đặc.

Đánh giá nhận xét mẫu dầu nhờn pha chế được.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

1. Đo độ nhớt động học ở 40⁰C

Nguyên tắc: đo thời gian chảy của dầu. Độ nhớt động học của dầu được xác định dựa vào thời gian chảy đo được và hằng số nhớt kế.

Qui trình: chú ý

+ Chuẩn bị đầy đủ dụng cụ thí nghiệm.

+ Chọn nhớt kế phù hợp, nhớt kế phải sạch.

+ Khi đã cho nhớt kế chứa mẫu vào bể ổn định nhiệt thì không được thêm hoặc rút bớt nhớt kế để tránh thay đổi nhiệt độ.

+ Đo thời gian chảy của dầu từ vạch thứ nhất đến vạch thứ hai bằng đồng hồ bấm giây.

Đánh giá: so sánh kết quả đo được với yêu cầu đặt ra.

2. Đo điểm đông đặc

Nguyên tắc: mẫu dầu được đun nóng, sau đó được làm lạnh theo một tốc độ qui định, cứ sau một khoảng nhiệt độ là 3⁰C lại kiểm tra tính linh động của mẫu một lần. Nhiệt độ đông đặc của dầu là nhiệt độ mà tại đó dầu không chảy nữa khi ta nghiêng bình đựng nó.

Qui trình: xem giáo trình học viên. Chú ý:

+ Thời gian lấy mẫu ra quan sát không được quá 3s

+ Khi để ống nghiệm nằm ngang mà mẫu vẫn chảy thì phải tiến hành thí nghiệm lại từ đầu.

Đánh giá: so sánh kết quả đo được với yêu cầu đặt ra.

Cách thức kiểm tra, đánh giá

Kiểm tra đánh giá học viên qua:

Giải thích được cách chọn các chỉ tiêu của một loại dầu nhờn xác định để đo.

Biết cách đánh giá chất lượng dầu nhờn.

Kỹ năng làm thí nghiệm: an toàn, đúng, chính xác...

Thái độ nghiêm túc, ham hiểu biết khi làm thí nghiệm.

Cách trình bày, bảo vệ kết quả thu được.

HOẠT ĐỘNG 4: ĐÁNH GIÁ CHẤT LƯỢNG DẦU NHỜN THƯƠNG PHẨM

Những qui định về chất lượng dầu nhờn.

Những chỉ tiêu cần kiểm tra theo qui định của:

- + Dầu gốc.
- + Phụ gia.
- + Thành phẩm trong bể pha chế.
- + Sản phẩm xuất xưởng.

Cho học viên xem các thông tư, các nghị định hướng dẫn của Bộ khoa học công nghệ, Bộ thương mại và thảo luận.

Giúp học viên hiểu rõ: không như các sản phẩm nhiên liệu như xăng, diesel... hiện nay ở nước ta chưa có TCVN qui định chất lượng dầu nhờn.

Giải thích các tiêu chuẩn Việt Nam và tiêu chuẩn ASTM đã dùng trong giáo trình.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP CỦA TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

Học viên làm ví dụ, làm bài tập được giao.

Bài thảo luận nhóm

Cần chú ý đến trọng số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

Đối với những bài có kết quả cụ thể thì lưu kết quả điểm. Còn những bài khác yêu cầu học viên hoàn thiện theo yêu cầu nhưng không lấy điểm.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (3 đ). Nêu quy trình pha chế dầu nhờn và các yêu cầu kỹ thuật?

Câu 2 (3 đ). Các chỉ tiêu đánh giá chất lượng đối với dầu gốc và đối với phụ gia?

Câu 3 (4 đ). Lập công thức pha chế sản phẩm dầu nhờn có các đặc trưng kỹ thuật sau:

- + Độ nhớt động học ở 40⁰C: 68 mm.s² (cSt)
- + Nhiệt độ đông đặc : 30⁰C

Hướng dẫn:

- + Sử dụng hai loại dầu gốc SPN 150 và SPN 500.
- + Phụ lục 1: Biểu đồ để tính độ nhớt của hỗn hợp phối trộn hai loại dầu nhờn.
- + Phụ lục 2: Đặc tính kỹ thuật của phụ gia HiTEC 623.

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (3 đ). Nêu quy trình pha chế dầu nhờn và các yêu cầu kỹ thuật?

Đáp án: Hiện nay, do dầu gốc có nhiều loại với cấp độ nhớt khác nhau cũng như các loại phụ gia đều được đóng gói chuyên dùng. Nên tùy vào yêu cầu của từng chủng loại dầu, việc pha chế dầu bôi trơn chỉ bao gồm:

- Lựa chọn dầu gốc thích hợp, thông thường là 2-3 loại có độ nhớt khác nhau cho một đơn pha chế.
- Lựa chọn phụ gia đóng gói và một số phụ gia rời cần thiết theo đơn pha chế của các hãng phụ gia hướng dẫn để đạt được một loại dầu có các tính chất và cấp phẩm chất yêu cầu.
- Việc pha chế chỉ là quá trình khuấy trộn, làm phân tán đồng nhất các loại phụ gia và dầu gốc với nhau.

Để đạt được sự phân tán đồng nhất, quan trọng nhất là chọn được các thông số của quá trình pha chế: nhiệt độ pha chế, thời gian khuấy trộn, tốc độ khuấy.

Tất cả các dây chuyền pha chế hiện nay đều được thiết kế và chế tạo để đảm bảo:

- Cân đong nguyên liệu (dầu gốc và phụ gia) chính xác để đảm bảo dầu thành phẩm có độ nhớt và tỷ lệ phụ gia nằm trong một khoảng sai số cho phép.
- Tăng cường hiệu quả khuấy trộn để thời gian trộn ngắn nhất, gia nhiệt ít nhất (giảm chi phí).
- Hệ thống pha chế phải đảm bảo riêng biệt, không được lẫn khi pha các loại dầu có các phụ gia không tương thích.

- Các thông số của chế độ pha chế được thiết kế và kiểm định trước khi sản xuất hàng loạt cho một loại dầu để đạt được dầu thành phẩm đồng nhất hoàn toàn.
- Khi sản xuất một loại dầu nhờn nào đó phải pha chế thử và kiểm tra trước trong phòng thí nghiệm.
- Các mẻ pha chế đều được kiểm tra những thông số cần thiết để đảm bảo độ đồng nhất.
- Đóng gói thành phẩm vào bao bì, đảm bảo đủ khối lượng hoặc thể tích.
- Đảm bảo an toàn vệ sinh môi trường.

Câu 2 (3 đ). Các chỉ tiêu đánh giá chất lượng đối với dầu gốc và đối với phụ gia?

Đáp án: a. Đối với dầu gốc

Việc kiểm tra tiến hành theo lô sản phẩm, phải kiểm tra được các chỉ tiêu:

- + Độ nhớt.
- + Chỉ số độ nhớt.
- + Nhiệt độ chớp cháy cốc hở.
- + Chỉ số axít.

b. Đối với phụ gia

Việc kiểm tra tiến hành theo lô hàng nhập, phải kiểm tra các chỉ tiêu theo chào hàng của hãng sản xuất để khẳng định lại tỷ lệ pha chế của công thức đã chọn:

- + Độ nhớt.
- + Nhiệt độ chớp cháy.
- + Hàm lượng nguyên tố kim loại

Câu 3 (4 đ). Lập công thức pha chế sản phẩm dầu nhờn có các đặc trưng kỹ thuật sau:

- + Độ nhớt động học ở 40⁰C: 68 mm.s² (cSt)
- + Nhiệt độ đông đặc : 30⁰C

Hướng dẫn:

- + Sử dụng hai loại dầu gốc SPN 150 và SPN 500.
- + Phụ lục 1: Biểu đồ để tính độ nhớt của hỗn hợp phối trộn hai loại dầu nhờn.

- + Phụ lục 2: Đặc tính kỹ thuật của phụ gia HiTEC 623.

Đáp án: Đơn pha chế: Dầu gốc 150 SPN: 28,8% kl. Dầu gốc 500 SPN: 71,2% kl. Phụ gia HiTEC 623: 0,12% kl (Vì lượng phụ gia qua nhỏ nên ta xem như sai số).

BÀI 4. ISOME HÓA N-HEXAN

Mã bài: HD H5

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG GIẢI MỤC ĐÍCH Ý NGHĨA VÀ CƠ SỞ LÝ THUYẾT CỦA QUÁ TRÌNH ĐỒNG PHÂN HÓA

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Dạy về mục đích của quá trình đồng phân hóa trong công nghiệp lọc hóa dầu, vị trí của tổ hợp này trong nhà máy.

Trình bày cơ sở lý thuyết: cơ chế phản ứng, những chuyển hóa của từng nhóm hydrocacbon trong điều kiện phản ứng.

Trình bày các thể hệ xúc tác cho quá trình đồng phân hóa

Trình bày phương pháp điều chế một loại xúc tác

Giới thiệu một số công nghệ đồng phân hóa

Cách chọn nguyên liệu phù hợp cho quá trình đồng phân hóa và những yêu cầu về thành phần hydrocacbon, các tạp chất...

Ảnh hưởng các thông số vận hành (nhiệt độ, áp suất, tuần hoàn khí hydro, vận tốc thể tích) đến chất lượng sản phẩm thu được.

Chất lượng xăng đồng phân hóa

Giới thiệu sơ lược về quy trình điều chế xúc tác đồng phân

Cách thức kiểm tra đánh giá:

Đánh giá kiến thức của học viên qua:

Việc trả lời câu hỏi trên bài giảng, trong lúc thảo luận nhóm.

Kết quả bài báo cáo tổng kết.

Kết quả giải bài tập và trả lời câu hỏi trong giáo trình.

Có thể hỏi các câu hỏi cụ thể như sau:

HOẠT ĐỘNG 2: GIỚI THIỆU SƠ ĐỒ THÍ NGHIỆM ĐỒNG PHÂN HÓA

Hỏi kiểm tra kiến thức cơ bản của sinh viên về quá trình thí nghiệm

Hướng dẫn học viên quan sát trên sơ đồ khối và so sánh trên sơ đồ thực nghiệm. Nhận biết được các bộ phận của thiết bị trên hình vẽ và trên sơ đồ.

Giảng về chức năng và nguyên lý hoạt động của các bộ phận trong sơ đồ.

Giảng giải cách điều khiển các thông số vận hành trên từng thiết bị cụ thể.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải cho học viên nắm vững nguyên lý hoạt động và sử dụng thành thạo các thiết bị.

Học viên phải đọc được giá trị thang đo và điều chỉnh đúng theo yêu cầu.

- Các học viên phải phân biệt được các bộ phận và nắm được tính năng

của mỗi loại cũng như tổng thể của sơ đồ.

Học viên biết kiểm tra và xử lý những sự cố trong quá trình vận hành sơ đồ.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá hiểu biết của học viên qua:

Thái độ tiếp thu bài giảng.

Thao tác sử dụng các thiết bị. sử dụng thiết bị an toàn.

Trong suốt thời gian giảng giải, yêu cầu học viên trả lời những vấn đề liên quan.

HOẠT ĐỘNG 3: GIỚI THIỆU NGUYÊN LIỆU, XÚC TÁC VÀ CÁC THÔNG SỐ VẬN HÀNH

Giải thích cách lựa chọn nguyên liệu phù hợp với mục đích của quá trình đồng phân hóa trong thí nghiệm này.

Giới thiệu loại xúc tác được sử dụng cho sơ đồ, nêu một vài đặc trưng cơ bản của xúc tác.

Nêu các thông số vận hành.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải cho học viên hiểu cơ sở để lựa chọn nguyên liệu.

Các học viên được quan sát hình dạng ngoài và biết những đặc tính cơ bản của loại xúc tác dùng trong thí nghiệm.

Cho học viên biết các thông số vận hành trong thí nghiệm.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Yêu cầu học viên giải thích sự lựa chọn nguyên liệu cho thí nghiệm.

Cho học viên trả lời những câu hỏi về loại xúc tác sử dụng và các thông số vận hành của sơ đồ.

HOẠT ĐỘNG 4: TRÌNH BÀY CÁC BƯỚC CHUẨN BỊ TRƯỚC KHI VẬN HÀNH SƠ ĐỒ

Hướng dẫn học viên:

Phương pháp nạp xúc tác vào lò phản ứng.

Kiểm tra và khởi động các nguồn cấp khí.

Cách nạp liệu nhờ bơm vi lượng

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải cho học viên biết được phương pháp nạp xúc tác vào lò phản ứng, ý nghĩa của các thao tác.

Các học viên phải biết cách đóng mở bình nén khí an toàn, biết khởi động máy sinh khí hydro.

Học viên phải biết gắn nạp nguyên liệu vào bơm vi lượng và điều chỉnh chính xác vận tốc nạp liệu trên thang đo của máy.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Cho học viên thao tác, giáo viên quan sát và đánh giá.

Hỏi học viên ý nghĩa của một vài thao tác nào đó.

Yêu cầu học viên đọc giá trị trên thang đo của thiết bị.

HOẠT ĐỘNG 5: TIẾN HÀNH PHẢN ỨNG ĐỒNG PHÂN HÓA TRONG ĐIỀU KIỆN PHÒNG THÍ NGHIỆM

Hướng dẫn học viên trình tự các bước khởi động hệ thống.

Tiến hành phản ứng theo các thông số vận hành đã chọn.

Hướng dẫn học viên cách đóng mở các van và chọn đường dẫn theo đúng các bước trong quy trình thí nghiệm.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ:

Phải làm cho từng học viên nắm vững thứ tự các bước khởi động sơ đồ đúng quy trình.

Phải cho học viên thuần thục cách đóng mở các van và kiểm tra đường ống dẫn đúng kỹ thuật.

Học viên biết tiến hành phản ứng đúng theo những thông số đã chọn.

Học viên cần hiểu rõ đường đi của các dòng khí và cách vận hành của các dòng khí ở các chế độ vận hành khác nhau (phản ứng, đốt cốc, hoàn nguyên)

Học viên biết xử lý những sự cố trong quá trình phản ứng, điều chỉnh các thiết bị trong giới hạn an toàn.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá kiến thức của học viên qua:

Thao tác khởi động sơ đồ.

Điều chỉnh thông số vận hành đúng.

Thao tác đóng mở các van, thứ tự mở các đường ống dẫn đúng trình tự đảm bảo an toàn.

Trả lời câu hỏi của giáo viên trong suốt quá trình thí nghiệm.

HOẠT ĐỘNG 6: KẾT THÚC PHẢN ỨNG. THU SẢN PHẨM CỦA QUÁ TRÌNH ĐỒNG PHÂN HÓA

Hướng dẫn học viên trình tự các thao tác khi thời gian phản ứng kết thúc.

Phương pháp thu sản phẩm lỏng và sản phẩm khí.

Đọc chính xác giá trị trên các thiết bị đo (đồng hồ đo lưu lượng khí sản phẩm, ...).

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải làm cho học viên nắm vững và thao tác thuần thục các công đoạn khi thời gian phản ứng kết thúc.

Học viên biết cách thu sản phẩm lỏng, sản phẩm khí đúng kỹ thuật, đảm bảo không thất thoát.

Học viên phải đọc được giá trị trên các thiết bị đo đầu ra.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá kiến thức học viên qua:

Trình tự thao tác, Đọc chính xác kết quả của thiết bị đo.

Trả lời câu hỏi của giáo viên:

- 1.Mục đích của quá trình đồng phân hoá?
- 2.Các thể hệ xúc tác cho quá trình đồng phân hóa ?
- 3.Nguyên liệu của quá trình đồng phân hoá?

HOẠT ĐỘNG 7: TÁI SINH XÚC TÁC

Giảng cho học viên cơ chế tạo cốc trong quá trình đồng phân hóa và ảnh hưởng của cốc đến hoạt tính xúc tác.

Hướng dẫn học viên các bước tiến hành tái sinh xúc tác.

Gợi ý khía cạnh và mức độ

Dạy về cơ chế tạo cốc trên bề mặt xúc tác trong quá trình phản ứng và ảnh hưởng của cốc đến hoạt tính xúc tác.

Học viên phải biết phương pháp tái sinh dùng trong thí nghiệm này và trình tự các bước thực hiện.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá kiến thức học viên qua:

Thao tác thực hành trên sơ đồ.

Trả lời câu hỏi của giáo viên.

HOẠT ĐỘNG 8: PHÂN TÍCH SẢN PHẨM BẰNG MÁY SẮC KÝ KHÍ.

ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ THU ĐƯỢC.

- Phải làm cho học viên nắm vững nguyên tắc sắc ký khí.
- Học viên cần nắm được thông số vận hành thiết bị sắc ký khí HP 6890 Plus
- Học viên cần nắm được các bước tiến hành khi sử dụng máy sắc ký khí.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Dạy nguyên tắc phân tích bằng máy sắc ký khí.
- Học viên cần nắm các thông số vận hành thiết bị sắc ký khí.

- Học viên hiểu và biết sử dụng phần mềm xử lý kết quả
- Học viên biết đọc và ứng dụng kết quả phân tích. Đánh giá kết quả thu được.

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Hỏi học viên về nguyên lý hoạt động máy sắc ký khí.
- Cho học viên thao tác bơm mẫu và phân tích kết quả trên máy.
- Từng học viên ghi nhận kết quả phân tích theo bảng ở Bảng 4.1 (Giáo trình học viên). Nhận xét kết quả thu được.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP CỦA TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

- Học viên làm ví dụ, làm bài tập được giao.
- Bài thảo luận nhóm

Cần chú ý đến trọng số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

Đối với những bài có kết quả cụ thể thì lưu kết quả điểm. Còn những bài khác yêu cầu học viên hoàn thiện theo yêu cầu nhưng không lấy điểm.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Mục đích của quá trình đồng phân hóa?

Câu 2 (4 đ). Ảnh hưởng của sự tạo cốc? Vì sao phải đốt cốc sau thí nghiệm? Giải thích ý nghĩa các bước trong quá trình đốt cốc?

Câu 3 (4 đ). Tính thể tích nguyên liệu (phân đoạn C₅-C₆) cần cho thí nghiệm đồng phân hóa nếu các thông số vận hành của sơ đồ thí nghiệm như sau: khối lượng xúc tác Pt.Al₂O₃ là 2 g, tốc độ nạp liệu 1,2 h⁻¹, tỷ trọng khối của xúc tác (compacted bulk density) là 600 kg.m³. Thí nghiệm được tiến hành trong thời gian 2h.

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Mục đích của quá trình đồng phân hóa?

Đáp án: Công nghệ đồng phân hoá nhằm chuyển hoá các parafin mạch thẳng của phân đoạn xăng nhẹ thành các parafin mạch nhánh (các *iso*-parafin) để nâng cao trị số octan của xăng, đồng thời cũng cho phép thu các *iso*-parafin riêng biệt như isopentan làm nguyên liệu cho quá trình tổng hợp cao su isopren là nguyên liệu tốt cho quá trình alkyl hoá hoặc tổng hợp MTBE.

Câu 2 (4 đ). Ảnh hưởng của sự tạo cốc? Vì sao phải đốt cốc sau thí nghiệm? Giải thích ý nghĩa các bước trong quá trình đốt cốc?

Đáp án: Cốc tạo ra trong quá trình phản ứng sẽ phủ lên bề mặt xúc tác, che mất các tâm hoạt động, kết quả là hoạt tính của xúc tác sẽ giảm. Vì thế sau thí

thí nghiệm phải đốt cốc, hoàn nguyên xúc tác bằng khí Hydro để trả lại hoạt tính gần như ban đầu cho xúc tác.

Ý nghĩa các bước trong quá trình đốt cốc:

- Cài đặt nhiệt độ 400°C: cốc tạo ra trên bề mặt xúc tác chỉ bị đốt cháy hoàn toàn ở nhiệt độ cao. Ở nhiệt độ phản ứng (280°C), phản ứng đốt cốc xảy ra chậm và chỉ một phần lượng cốc bị đốt cháy, vì thế phải nâng nhiệt độ lên 400°C.

- Thổi khí Nitơ trong vòng 5 phút: nhằm đuổi hết khí Hydro trong hệ thống sau khi phản ứng kết thúc tránh hiện tượng cháy nổ khi dùng dòng không khí để đốt cốc.

- Ngưng cấp khí trơ, cấp không khí: thực hiện đốt cốc nhờ oxy trong không khí.

- Tiến hành đốt cốc trong thời gian 1h: Với nguyên liệu và loại xúc tác cụ thể trong thí nghiệm này đây là thời gian tối ưu, đảm bảo lượng cốc được đốt cháy hoàn toàn, sau quá trình hoàn nguyên thì hoạt tính xúc tác sẽ trở lại gần như ban đầu.

Câu 3 (4 đ). Tính thể tích nguyên liệu (phân đoạn C₅-C₆) cần cho thí nghiệm đồng phân hóa nếu các thông số vận hành của sơ đồ thí nghiệm như sau: khối lượng xúc tác Pt.Al₂O₃ là 2 g, tốc độ nạp liệu 1,2 h⁻¹, tỷ trọng khối của xúc tác (compacted bulk density) là 600 kg.m³. Thí nghiệm được tiến hành trong thời gian 2h.

Đáp án: Tốc độ nạp liệu là tỷ lệ của thể tích nguyên liệu trên một 1 m³ xúc tác trong một đơn vị thời gian.

$$VVH = \frac{V_{nl}}{V_{xt} \cdot t} \Rightarrow V_{nl} = VVH \cdot V_{xt} \cdot t$$

Trong đó, VVH – vận tốc nạp liệu (h⁻¹). V_{nl} – thể tích nguyên liệu (m³). V_{xt} – thể tích lớp xúc tác (m³). t – thời gian phản ứng (h).

Thể tích lớp xúc tác:

$$V_{xt} = \frac{m}{\rho} = \frac{0,002}{600} = 3,3 \cdot 10^{-6} \text{ (m}^3\text{)}$$

Thể tích nguyên liệu cần cho phản ứng là: V_{nl} = 2.3.3.10⁻⁶.2 = 7,9.10⁻⁶ = 8 (m³) hoặc 8 ml.

BÀI 5. ALKYL HÓA ISOBUTAN

Mã bài: HD H5

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG VỀ MỤC ĐÍCH, Ý NGHĨA, VAI TRÒ QUÁ TRÌNH, BẢN CHẤT HÓA HỌC & CƠ CHẾ PHẢN ỨNG, THIẾT BỊ, PHƯƠNG PHÁP ĐÁNH GIÁ SẢN PHẨM THU ĐƯỢC

Sơ đồ phản ứng, cách lắp đặt sơ đồ thí nghiệm

Kiểm tra bình khí butane và butylen

Chọn và điều chế xúc tác

Bản chất hóa học và cơ chế phản ứng

Phương pháp kiểm tra chất lượng sản phẩm sau khi làm sạch

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

■ Giảng về mục đích, ý nghĩa của quá trình alkyl hóa trong công nghiệp lọc dầu, vị trí của tổ hợp này trong nhà máy lọc dầu.

■ Bản chất hóa học và cơ chế phản ứng

■ Các thể hệ xúc tác của quá trình, ưu nhược điểm của từng loại

■ Công nghệ alkyl hóa trong công nghiệp, thiết bị alkyl hóa trong phòng thí nghiệm lọc-hóa dầu, Các thông số vận hành

■ Chất lượng sản phẩm xăng alkylat, phương pháp phân tích, đánh giá chất lượng sản phẩm trong phòng thí nghiệm.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên bằng các câu hỏi cụ thể như:

■ Trình bày chỉ số octane (RON & MON) của các cấu tử chính trong xăng alkylat ?

■ Các thông số vận hành của quá trình ?

■ Tại sao phải kiểm tra bình khí butan, butylen trước khi tiến hành thí nghiệm?

HOẠT ĐỘNG 2: GIỚI THIỆU THIẾT BỊ ALKYL HÓA ISO BUTANE, ĐẶC ĐIỂM VÀ CÁCH SỬ DỤNG THIẾT BỊ ALKYL HÓA TRONG PHÒNG THÍ NGHIỆM

■ Giới thiệu, sau đó tổ chức thảo luận về sơ đồ công nghệ alkyl hóa trong công nghiệp, sơ đồ thí nghiệm.

■ Hướng dẫn học viên quan sát trên sơ đồ thực tế và nhận biết được các bộ phận của thiết bị, giúp các học viên mô tả hoạt động của quá trình.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm vững về công nghệ alkyl hóa trong công nghiệp cũng như trong phòng thí nghiệm.
- Các học viên phải biết cách thao tác lắp ráp sơ đồ, kiểm tra an toàn các bình khí, cách thức tiến hành thí nghiệm trên sơ đồ.
- Các học viên phải biết phương pháp phân tích, đánh giá sản phẩm alkylat thu được.

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Cho học viên nhận xét về từng bộ phận.
- Cho học viên mô tả cách thức tiến hành thí nghiệm trên sơ đồ.

HOẠT ĐỘNG 3: THỰC HÀNH ALKYL HÓA ISOBUTAN, PHÂN TÍCH CÁC SẢN PHẨM THU ĐƯỢC.

Tổ chức thành nhóm 5 sinh viên và cho thực hành alkyl hóa iso butan theo hướng dẫn trong giáo trình giành cho học viên cũng như phân tích các sản phẩm thu được.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm vững các yếu tố ảnh hưởng đến kết quả thí nghiệm.
- Học viên phải biết cách thao tác chính xác các thiết bị, vật dụng trong suốt quá trình xử lý.

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Cho điểm học viên cách thức lắp ráp sơ đồ thí nghiệm
- Cho điểm học viên cách thức kiểm tra các bình khí trước khi tiến hành thí nghiệm.
- Cho điểm học viên dựa trên kết quả thí nghiệm thu được.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP CỦA TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

- Học viên trả lời các câu hỏi về lý thuyết thực hành.
- Điểm từ phần thực hành.

Cần chú ý đến trong số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (1 đ). Mục đích của quá trình ankylation trong nhà máy lọc dầu?

Câu 2 (3 đ). Thông số vận hành của quá trình đối với hai loại xúc tác phổ biến H_2SO_4 và HF?

Câu 3 (2 đ) Tại sao lượng isobutan phải dùng nhiều hơn gấp nhiều lần lượng butylen trong phản ứng ankyl hóa?

Câu 4 (4 đ). Xác định khối lượng isobutan hòa tan trong 2,5 lít axit sunfuric (đậm đặc 99,5%) ở điều kiện khuấy trộn lý tưởng. 0°C. Tỷ trọng axit là 1,84 kg.l

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (1 đ). Mục đích của quá trình ankyl hóa trong nhà máy lọc dầu?

Đáp án: Nhằm sản xuất ankylate cấu tử pha xăng có chỉ số RON cao, ngoài ra còn thu nguyên liệu cho công nghiệp tổng hợp hữu cơ và hóa dầu

Câu 2 (3 đ). Thông số vận hành của quá trình đối với hai loại xúc tác phổ biến H₂SO₄ và HF?

Đáp án: Các thông số vận hành:

+ Xúc tác axit sunfuric:

Nhiệt độ: 0-10⁰C

Áp suất: 1 -3 atm

Tỷ lệ axit. Hydrocacbon: 1-1,5

Tỷ lệ isobutan.butylen: 5.1 8.1

Thời gian lưu: 10-60 phút

+ Xúc tác axit HF:

Nhiệt độ: < 45⁰C

Áp suất: 10-14 atm

Tỷ lệ axit. Hydrocacbon: 1-4

Tỷ lệ isobutan.butylen: 10.1 15.1

Thời gian lưu: 20 -40 giây

Câu 3 (2 đ) Tại sao lượng isobutan phải dùng nhiều hơn gấp nhiều lần lượng butylen trong phản ứng ankyl hóa?

Đáp án: Nhằm hạn chế phản ứng polyme hóa butylen không mong muốn.

Câu 4 (4 đ). Xác định khối lượng isobutan hòa tan trong 2,5 lít axit sunfuric (đậm đặc 99,5%) ở điều kiện khuấy trộn lý tưởng. 0°C. Tỷ trọng axit là 1,84 kg.l

Đáp án: Lượng iso butan hòa tan trong axit H₂SO₄ ở điều kiện trên là: 0,1 % khối lượng.

Khối lượng axit sử dụng:

$$m = V \times d$$

d: tỷ trọng axit = 1,84

do vậy: m = 2,5 x 1,84 = 4,6 kg

Lượng iso butan hòa tan trong axit H₂SO₄: m_{iC₄} = (0,1x 4,6 x 1000). 100 = 4,6

BÀI 6. LÀM SẠCH LƯU HUỖNH TỪ DẦU DIESEL

Mã bài: HD H6

Việc thực hành xử lý lưu huỳnh cho dầu diesel được thực hiện trên sơ đồ hydroprocessing theo qui trình hết sức nghiêm ngặt về mặt an toàn. Đòi hỏi các kĩ thuật viên phải thao tác chính xác, tuân thủ nghiêm ngặt các qui định về an toàn, phòng chống cháy nổ. Các thông số vận hành phải được ghi chép cẩn thận để phục vụ cho quá trình kiểm soát hoạt động, tính toán, xử lý kết quả sau này

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG VỀ Ý NGHĨA CỦA VIỆC XỬ LÝ LƯU HUỖNH TRONG DẦU DIESEL, THIẾT BỊ XỬ LÝ VÀ ĐÁNH GIÁ SẢN PHẨM.

- Lựa chọn dầu diesel cần làm sạch
- Chọn thiết bị làm sạch
- Phương pháp điều chế xúc tác xử lý lưu huỳnh
- Kiểm tra các nguồn khí, cách thức kiểm tra độ kín của pilot
- Phương pháp vận hành theo sơ đồ pilot
- Kiểm tra chất lượng sản phẩm sau khi làm sạch

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm vững ý nghĩa của việc xử lý lưu huỳnh trong dầu diesel, bản chất hóa học cũng như cơ chế phản ứng.
- Phải làm cho học viên nắm công nghệ, xúc tác xử lý
- Phải làm cho học viên nắm vững phương pháp đánh giá nguyên liệu và sản phẩm sau khi xử lý.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá sự hiểu biết của học viên bằng các câu hỏi, cụ thể như:

- Giới hạn cho phép của hàm lượng lưu huỳnh trong dầu diesel hiện nay và sắp đến ở Việt nam và trên thế giới là bao nhiêu?
- Tại sao phải ghi chép cẩn thận nhật ký thí nghiệm trong suốt quá trình vận hành thiết bị?
- Tại sao phải kiểm tra bình khí hydro, độ kín, độ an toàn của thiết bị trước khi vận hành?

HOẠT ĐỘNG 2: GIỚI THIỆU THIẾT BỊ DÙNG ĐỂ XỬ LÝ LƯU HUỖNH TRONG DẦU DIESEL

■ Tổ chức thảo luận về sơ đồ công nghệ của thiết bị xử lý cũng như nguyên tắc hoạt động từng bộ phận cũng như tổng thể.

■ Hướng dẫn học viên quan sát trên sơ đồ thực tế và nhận biết được các bộ phận của thiết bị.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

■ Phải làm cho học viên nắm vững về công nghệ xử lý lưu huỳnh trong dầu diesel trong công nghiệp cũng như trong phòng thí nghiệm.

■ Các học viên phải phân biệt được các bộ phận và nắm được tính năng của mỗi loại cũng như tổng thể của sơ đồ.

Cách thức kiểm tra đánh giá

■ Cho học viên nhận xét về từng bộ phận.

■ Cho học viên xác định tính năng của các bộ phận trên sơ đồ xử lý.

HOẠT ĐỘNG 3: THẢO LUẬN ĐẶC ĐIỂM VÀ CÁCH SỬ DỤNG THIẾT BỊ XỬ LÝ LƯU HUỖNH BẰNG HYDRO.

■ Tổ chức thảo luận về đặc điểm của từng bộ phận của thiết bị.

■ Hướng dẫn học viên cách sử dụng, điều khiển hoạt động các bộ phận.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

■ Phải làm cho học viên nắm vững đặc điểm chính của thiết bị xử lý

■ Phải làm cho học viên nắm vững các yếu tố ảnh hưởng đến kết quả thực hành.

■ Các học viên phải biết cách vận hành sơ đồ pilot.

Cách thức kiểm tra đánh giá

■ Cho học viên đọc xác định các số đo thể hiện trên các thiết bị đo lường.

■ Cho học viên phân biệt mức giới hạn của mỗi bộ phận cũng như của sơ đồ

■ Cho từng nhóm lên trình bày vấn đề vừa thảo luận, các nhóm khác hỏi lại và cho điểm., Dựa vào kết quả trung bình để tính điểm cho từng cá nhân.

HOẠT ĐỘNG 4: THỰC HÀNH XỬ LÝ LƯU HUỖNH TRONG DẦU DIESEL

■ Tổ chức thành nhóm 5 – 10 sinh viên và cho thực hành xử lý lưu huỳnh trong dầu diesel theo hướng dẫn trong giáo trình giành cho sinh viên.

■ Hướng dẫn học viên ghi nhận kết quả đúng và chính xác trong nhật kí thí vận hành thiết bị pilot

Gợi ý các khía cạnh và mức độ:

- Phải làm cho học viên nắm vững các yếu tố ảnh hưởng đến kết quả xử lý lưu huỳnh trong dầu diesel.
- Học viên phải biết cách thao tác chính xác các thiết bị, vật dụng trong suốt quá trình xử lý.
- Các học viên phải nhận biết được ý nghĩa của mỗi số đo thể hiện trên các bộ phận của thiết bị xử lý lưu huỳnh. Nhận biết được các yếu tố ảnh hưởng đến số đo này.
- Các học viên phải nhận biết được ý nghĩa của việc ghi chép nhật kí vận hành trong suốt quá trình thí nghiệm

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Cho học viên đọc và nhận xét về các thông số của thiết bị
- Cho học viên đọc và ghi chép các thông số vào nhật kí vận hành
- Cho học viên tính toán kết quả và cho điểm.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP CỦA TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

- Học viên trả lời các câu hỏi về lý thuyết thực hành.
- Điểm từ phần thực hành.

Cần chú ý đến trong số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Nêu các nguyên liệu dùng cho quá trình xử lý lưu huỳnh bằng hydro?

Câu 2 (2 đ). Mục đích các công đoạn sản xuất xúc tác cho quá trình xử lý lưu huỳnh?

Câu 3 (2 đ). Tại sao phải kiểm tra bình khí hydro, độ kín, độ an toàn của thiết bị trước khi vận hành?

Câu 4 (4 đ). Xác định lượng khí hydro còn dư sau phản ứng khử lưu huỳnh. Thời gian phản ứng 8 giờ, hàm lượng hydro trong khí sau phản ứng là 87,29 % mol và lượng khí đo được sau phản ứng 14,53 ft³.

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (2 đ). Nêu các nguyên liệu dùng cho quá trình xử lý lưu huỳnh bằng hydro?

Đáp án: Nguyên liệu cho quá trình xử lý lưu huỳnh cũng như các hợp chất nitơ... trong công nghiệp thường là:

- + Phân đoạn dầu DO từ chưng cất khí quyển
- + LCO (Light Cycle Oil) từ quá trình cracking xúc tác
- + Phân đoạn DO từ quá trình cracking nhiệt...

Câu 2 (2 đ). Mục đích các công đoạn sản xuất xúc tác cho quá trình xử lý lưu huỳnh?

Đáp án: Mục đích của các công đoạn của quá trình sản xuất xúc tác như sau:

- + Nghiền: Ảnh hưởng đến cấu trúc lỗ xốp, diện tích bề mặt xúc tác ...
- + Tạo hình: Ảnh hưởng đến việc tiếp xúc, độ giảm áp của lớp xúc tác..
- + Sấy sơ bộ: Tránh hiện tượng kết dính các hạt xúc tác sau khi tạo hình
- + Nung: Loại nước trong xúc tác, tạo hoạt tính cho chất mang
- + Tẩm: Tẩm muối các kim loại cần thiết lên chất mang
- + Sấy: Loại nước trong xúc tác
- + Nung: Loại hoàn nước, tạo ổn định cho xúc tác.

Câu 3 (2 đ). Tại sao phải kiểm tra bình khí hydro, độ kín, độ an toàn của thiết bị trước khi vận hành?

Đáp án: Thiết bị dùng để làm sạch lưu huỳnh trong dầu diesel còn có tên gọi là thiết bị hydroprocessing. Đặc điểm chính của thiết bị này là phải có tính an toàn cao khi thao tác ở áp suất, nhiệt độ cao và khí hydro rất dễ rò rỉ, gây cháy nổ.

Câu 4 (4 đ). Xác định lượng khí hydro còn dư sau phản ứng khử lưu huỳnh. Thời gian phản ứng 8 giờ, hàm lượng hydro trong khí sau phản ứng là 87,29 % mol và lượng khí đo được sau phản ứng 14,53 ft³.

Đáp án: Thể tích hydro dư sau phản ứng

$$V_i = \frac{N_i \cdot V_t}{100}$$

trong đó:

V_i = thể tích chất i trong sản phẩm khí (ml)

N_i = phần trăm mol của các chất trong sản phẩm khí (%mol)

Do đó:

$$V_{\text{hydro}} = (87,29 \times 14,53 \times 28,317) \cdot 100 = 359,151 \text{ lít}$$

BÀI 7. THÍ NGHIỆM TỔNG HỢP REFORMING

Mã bài: HD H7

HOẠT ĐỘNG 1: GIẢNG GIẢI NHỮNG HIỂU BIẾT CƠ BẢN VỀ QUÁ TRÌNH REFORMING XÚC TÁC.

- Giảng về mục đích của quá trình reforming trong công nghiệp Lọc hóa dầu, vị trí của tổ hợp này trong nhà máy.
- Trình bày cơ sở lý thuyết: cơ chế phản ứng, những chuyển hóa của từng nhóm hydrocacbon trong điều kiện reforming.
- Cách chọn nguyên liệu phù hợp mục đích của quá trình và những yêu cầu về thành phần hydrocacbon, các tạp chất...
- Nêu các thể hệ xúc tác đã và đang được áp dụng cho Công nghệ reforming.
- Phương pháp điều chế loại xúc tác lưỡng chức Pt.Al₂O₃.
- Ảnh hưởng các thông số vận hành (nhiệt độ, áp suất, tuần hoàn khí hydro, vận tốc thể tích) đến chất lượng sản phẩm thu được.
- Chất lượng xăng reforming (reformat).

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải làm cho học viên nắm được những kiến thức cơ bản nhất về quá trình reforming.
- Học viên phải hiểu và phân tích đúng ảnh hưởng các thông số vận hành đến chất lượng sản phẩm.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá kiến thức của học viên qua:

- Việc trả lời câu hỏi trên bài giảng, trong lúc thảo luận nhóm.
- Kết quả bài báo cáo tổng kết.
- Kết quả giải bài tập và trả lời câu hỏi trong giáo trình.

HOẠT ĐỘNG 2: GIỚI THIỆU SƠ ĐỒ THÍ NGHIỆM REFORMING XÚC TÁC

- Giảng cho học viên cách thiết lập mô hình thí nghiệm reforming trên cơ sở lý thuyết của quá trình.
- Giảng về chức năng và nguyên lý hoạt động của các bộ phận trong sơ đồ.
- Giảng giải cách điều khiển các thông số vận hành trên từng thiết bị cụ thể.

Gợi ý các khía cạnh và mức đ:

- Phải cho học viên nắm vững nguyên lý hoạt động và sử dụng thành thạo các thiết bị.
- Học viên phải đọc được giá trị thang đo và điều chỉnh đúng theo yêu cầu.
- Học viên biết kiểm tra và xử lý những sự cố trong quá trình vận hành sơ đồ.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá hiểu biết của học viên qua:

- Thái độ tiếp thu bài giảng.
- Thao tác sử dụng các thiết bị.
- Trả lời các câu hỏi

HOẠT ĐỘNG 3: GIỚI THIỆU VỀ NGUYÊN LIỆU, XÚC TÁC VÀ CÁC THÔNG SỐ VẬN HÀNH

- Giải thích cách lựa chọn nguyên liệu phù hợp với mục đích của quá trình reforming xúc tác trong thí nghiệm này.
- Giới thiệu loại xúc tác được sử dụng cho sơ đồ, nêu một vài đặc trưng cơ bản của xúc tác.
- Nêu các thông số vận hành.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

- Phải cho học viên hiểu cơ sở để lựa chọn nguyên liệu.
- Các học viên được quan sát hình dạng ngoài và biết những đặc tính cơ bản của loại xúc tác dùng trong thí nghiệm.
- Cho học viên biết các thông số vận hành trong thí nghiệm.

Cách thức kiểm tra đánh giá

- Yêu cầu học viên giải thích sự lựa chọn nguyên liệu cho thí nghiệm.
- Cho học viên trả lời những câu hỏi về loại xúc tác sử dụng và các thông số vận hành của sơ đồ reforming.

HOẠT ĐỘNG 4: CÁC BƯỚC CHUẨN BỊ TRƯỚC KHI VẬN HÀNH SƠ ĐỒ

Hướng dẫn học viên:

- Phương pháp nạp xúc tác vào lò phản ứng.
- Kiểm tra và khởi động các nguồn cấp khí.
- Cách nạp liệu nhờ bơm cao áp.
- Kiểm tra độ kín của hệ.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải cho học viên biết được phương pháp nạp xúc tác vào lò phản ứng, ý nghĩa của các thao tác.

Các học viên phải biết cách đóng mở bình nén khí an toàn, biết khởi động máy sinh khí hydro.

Học viên phải biết gắn bình chứa nguyên liệu vào bơm cao áp và điều chỉnh chính xác vận tốc nạp liệu trên thang đo của máy.

Học viên hiểu nguyên tắc kiểm tra độ kín của hệ và tự thao tác đúng kỹ thuật.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Cho học viên thao tác, giáo viên quan sát và đánh giá.

Hỏi học viên ý nghĩa của một vài thao tác nào đó.

Yêu cầu học viên đọc giá trị trên thang đo của thiết bị.

HOẠT ĐỘNG 5: TIẾN HÀNH PHẢN ỨNG REFORMING TRONG ĐIỀU KIỆN PHÒNG THÍ NGHIỆM

Hướng dẫn học viên trình tự các bước khởi động hệ thống.

Tiến hành phản ứng theo các thông số vận hành đã chọn.

Hướng dẫn học viên cách đóng mở các van và chọn đường dẫn theo đúng các bước trong quy trình thí nghiệm.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải làm cho từng học viên nắm vững thứ tự các bước khởi động sơ đồ đúng quy trình.

Phải cho học viên thuần thục cách đóng mở các van và kiểm tra đường ống dẫn đúng kỹ thuật.

Học viên biết tiến hành phản ứng đúng theo những thông số đã chọn.

Học viên biết điều chỉnh các thiết bị trong giới hạn an toàn.

Cách thức kiểm tra đánh giá

Đánh giá kiến thức của học viên qua:

Thao tác khởi động sơ đồ.

Điều chỉnh thông số vận hành đúng.

Thao tác đóng mở các van, kiểm tra đường ống dẫn đúng kỹ thuật.

Trả lời câu hỏi của giáo viên trong suốt quá trình thí nghiệm.

HOẠT ĐỘNG 6: KẾT THÚC PHẢN ỨNG. THU SẢN PHẨM CỦA QUÁ TRÌNH REFORMING.

Hướng dẫn học viên trình tự các thao tác khi thời gian phản ứng kết thúc.

Phương pháp thu sản phẩm lỏng và sản phẩm khí.

Đọc chính xác giá trị trên các thiết bị đo (áp suất của các xyclon, đồng hồ đo lưu lượng khí sản phẩm, dung tích chứa reformat).

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải làm cho học viên nắm vững và thao tác thuần thục các công đoạn khi thời gian phản ứng kết thúc.

Học viên biết cách thu sản phẩm lỏng, sản phẩm khí đúng kỹ thuật, đảm bảo không thất thoát.

Học viên phải đọc được giá trị trên các thiết bị đo đầu ra.

Cách thức kiểm tra đánh giá:

Đánh giá kiến thức học viên qua:

Trình tự thao tác.

Đọc chính xác kết quả của thiết bị đo.

Trả lời câu hỏi của giáo viên.

HOẠT ĐỘNG 7: TÁI SINH XÚC TÁC

Giảng cho học viên cơ chế tạo cốc trong quá trình reforming và ảnh hưởng của cốc đến hoạt tính xúc tác.

Hướng dẫn học viên các bước tiến hành tái sinh xúc tác.

Gợi ý khía cạnh và mức độ

Phải cho học viên hiểu cơ chế tạo cốc trên bề mặt xúc tác trong quá trình reforming và ảnh hưởng của nó đến hoạt tính xúc tác.

Học viên phải biết phương pháp tái sinh dùng trong thí nghiệm này và trình tự các bước thực hiện.

Cách thức kiểm tra đánh giá:

Đánh giá kiến thức học viên qua:

Thao tác thực hành trên sơ đồ.

Trả lời câu hỏi của giáo viên:

1. Sự cần thiết của quá trình reforming xúc tác trong sản xuất xăng ?
2. Nguyên lý quá trình reforming xúc tác ?
3. Đặc trưng xúc tác reforming ?

HOẠT ĐỘNG 8: PHÂN TÍCH SẢN PHẨM BẰNG MÁY SẮC KÝ KHÍ.

ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ THU ĐƯỢC.

Phải làm cho học viên nắm vững nguyên tắc sắc ký khí.

Học viên cần nắm được thông số vận hành thiết bị sắc ký khí HP 6890

Plus

Học viên cần nắm được các bước tiến hành khi sử dụng máy sắc ký khí.

Gợi ý các khía cạnh và mức độ

Phải làm cho học viên nắm được phương pháp phân tích bằng máy sắc ký khí.

Học viên phải nắm các thông số vận hành thiết bị sắc ký khí HP 6890 Plus

Học viên phải thuần sử dụng thuần thực phần mềm tính toán kết quả

Học viên phải đọc chính xác và biết đánh giá kết quả thu được.

Cách thức kiểm tra đánh giá:

Hỏi học viên về nguyên lý hoạt động máy sắc ký khí.

Cho học viên thao tác trên máy.

Từng học viên lên ghi và đánh giá kết quả phân tích.

HOẠT ĐỘNG ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP CỦA TOÀN BÀI:

Trong quá trình đào tạo đã có các dạng bài tập, kiểm tra đánh giá sau:

Học viên làm ví dụ, làm bài tập được giao.

Bài thảo luận nhóm

Cần chú ý đến trọng số điểm của mỗi thể loại và nhận biết được sự cố gắng riêng biệt của mỗi học viên để từ đó cho điểm được chính xác.

Đối với những bài có kết quả cụ thể thì lưu kết quả điểm. Còn những bài khác yêu cầu học viên hoàn thiện theo yêu cầu nhưng không lấy điểm.

BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (3 đ) Sự cần thiết của quá trình reforming xúc tác trong sản xuất xăng ?

Câu 2 (2 đ) Đặc trưng xúc tác reforming ?

Câu 3 (1 đ) Có thể thay thế dòng khí Nitơ bằng khí Hydro hay Oxy trong quá trình kiểm tra độ kín của hệ được không? Giải thích.

Câu 4 (4 đ). Sau 1 h tiến hành thí nghiệm reforming xúc tác, người sử dụng 12 ml phân đoạn 80-180⁰C. Lò phản ứng là một ống thép hình trụ có đường kính ngoài 20mm và dày 2mm. Lớp xúc tác chứa Pt-Re.Al₂O₃ (ρ=750 kg.m³) cao 30 cm. Tính vận tốc nạp liệu của thí nghiệm trên và nhận xét kết quả thu được.

ĐÁP ÁN BÀI KIỂM TRA MẪU

Câu 1 (3 đ) Sự cần thiết của quá trình reforming xúc tác trong sản xuất xăng ?

Đáp án: Định nghĩa: Reforming xúc tác là quá trình lọc dầu nhằm chuyển hóa phân đoạn naphta nặng được chưng cất trực tiếp từ dầu thô hoặc từ một số quá trình chế biến thứ cấp khác như FCC, hidrocracking, visbreaking, có chỉ số octan thấp (RON =30-50) thành hợp phần cơ sở của xăng thương phẩm có chỉ số octan cao (RON =95-104).

Bản chất hóa học: quá trình chuyển hóa các n-parafin và naphten có mặt trong phân đoạn thành các hydrocacbon thơm. Chính các hydrocacbon thơm với chỉ số octan rất cao đã làm cho xăng reforming có chỉ số octan cao đứng hàng đầu trong số các xăng thành phần.

Thành phần xăng thông dụng hiện nay trên thế giới:

Xăng cracking xúc tác (mà chủ yếu là xăng FCC):	35% t.t
Xăng reforming xúc tác	: 30% t.t
Xăng alkyl hóa	: 20% t.t
Xăng isomer hóa	: 15% t.t

Câu 2 (2 đ) Đặc trưng xúc tác reforming ?

Đáp án:

- Xúc tác reforming: xúc tác lưỡng chức năng

Chức năng hydro – dehydro hóa được thực hiện bởi các kim loại ở dạng phân tán.

Chức năng axit nhằm sắp xếp lại các mạch cacbon (đồng phân hóa, đóng vòng..) được thực hiện bởi oxyt nhôm có bề mặt riêng lớn và được Clo hóa để điều chỉnh lực axit thích hợp.

- Chức năng kim loại đóng vai trò chính, giúp hình thành các hợp chất hydrocacbon không no và hydro hoá các naphten.

Câu 3 (1 đ) Có thể thay thế dòng khí Nitơ bằng khí Hydro hay Oxy trong quá trình kiểm tra độ kín của hệ được không? Giải thích.

Đáp án:

- Không thể thay thế được
- Do nếu thay dòng khí bằng khí hydro hay oxy trong quá trình kiểm tra độ kín của hệ thì không an toàn: do hệ chưa biết có kín hay không. Trong trường hợp nếu hệ đó hở thì hydro hay oxy có thể gây ra cháy nổ khi bị rò rỉ.

Câu 4 (4 đ). Sau 1 h tiến hành thí nghiệm reforming xúc tác, người sử dụng 12 ml phân đoạn 80-180°C. Lò phản ứng là một ống thép hình trụ có đường kính ngoài 20mm và dày 2mm. Lớp xúc tác chứa Pt-Re.Al₂O₃ (ρ=750 kg.m³) cao 30 cm. Tính vận tốc nạp liệu của thí nghiệm trên và nhận xét kết quả thu được.

Đáp án: Tốc độ nạp liệu (tốc độ thể tích) được xác định bằng tỷ số giữa thể tích nguyên liệu và thể tích xúc tác sử dụng trong thiết bị phản ứng trong một đơn vị thời gian.

$$VVH = \frac{V_{nl}}{V_{xt} \cdot t} \quad (1)$$

Trong đó, VVH – vận tốc nạp liệu (h^{-1}).

V_{nl} – thể tích nguyên liệu (m^3).

V_{xt} – thể tích lớp xúc tác (m^3).

t – thời gian phản ứng (h).

Thể tích lớp xúc tác trong lò phản ứng:

$$V_{xt} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot h + \frac{\pi d^2}{4} \cdot h$$

Ở đây, D – đường kính ngoài của lò phản ứng (m).

d – đường kính trong của lò phản ứng (m).

σ – độ dày của thành lò phản ứng (m).

h – chiều cao lớp xúc tác (m).

Theo điều kiện bài toán, thể tích lớp xúc tác là:

$$V_{xt} = \frac{\pi D^2}{4} \cdot h + \frac{\pi d^2}{4} \cdot h = 3,14 \cdot \frac{(0,02)^2}{4} \cdot 0,03 + 7,6 \cdot 10^{-4} \cdot h \quad (m^3)$$

Từ (1), tốc độ nạp liệu đã tiến hành trong thí nghiệm là:

$$VVH = \frac{V_{nl}}{V_{xt} \cdot t} = \frac{12 \cdot 10^{-3}}{7,6 \cdot 10^{-4} \cdot 1} = 1,58 \quad h^{-1}$$

Theo lý thuyết vận tốc nạp liệu tối ưu cho phép thu sản phẩm lỏng cao nhất với chỉ số octane mong muốn nằm trong khoảng $1,5 \text{ h}^{-1}$. Giảm tốc độ thể tích sẽ dẫn đến giảm hiệu suất xăng, tăng lượng sản phẩm khí và tăng tốc độ tạo cốc. Khi hoạt động không được phép giảm tốc độ thể tích thấp hơn $\frac{1}{2}$ so với thiết kế hay nhỏ hơn $0,75 \text{ h}^{-1}$. Thí nghiệm trên đã tiến hành với $VVH = 1,58 \text{ h}^{-1} > 0,75 \text{ h}^{-1}$, như vậy đảm bảo yêu cầu.

CÁC TÀI LIỆU ĐI KÈM CHO BÀI THỰC HÀNH

1. Sơ đồ quan hệ theo trình tự học nghề

Bảng 1.1: Tính chất cơ bản của dầu thô Bạch Hổ và Đại Hùng

Tính chất cơ bản của dầu thô	Dầu Bạch Hổ	Dầu Đại Hùng
Tỷ trọng, °API	40,20	30,25
Khối lượng riêng ở 15°C, g.ml	0,8236	0,8742
Điểm chảy, °C	+36	+22
Hằng số đặc trưng K_{UOP}	12,39	12,01
Độ nhớt ở		
50°C, cSt	5,29	6,89
70°C, cSt	3,43	4,51
Phân tử lượng, đvC	240	259
Hàm lượng parafin rắn, % kl	27	15
Hàm lượng lưu huỳnh, % kl	0,04	0,09
Hàm lượng nitơ, % kl	0,03	0,05
Hàm lượng cacbon, % kl	86,19	86,90
Hàm lượng hydro, % kl	13,73	12,80
Chỉ số axit, mg KOH.g	0,037	0,62
Chỉ số COK Conradson, %kl	0,82	3,83
Hàm lượng nhựa, % kl	1,88	7,4
Hàm lượng asphalten, % kl	0,50	2,56
Hàm lượng niken, ppm	1	5
Hàm lượng vanadi, ppm	<1	<1
Thành phần chưng cất ASTM D2892 đến:		
200°C, % kl	20,11	14,58
350°C, % kl	49,19	45,32
500°C, % kl	78,25	74,42

Nguồn: Hội nghị Khoa học Công nghệ 2000 “Ngành dầu khí trước thềm thế kỷ 21”

Bảng 1.2: Bảng ghi kết quả chưng cất mẫu

Khối lượng dầu thô: $M = \dots\dots\dots$ g

Tỷ trọng dầu thô: $d_4^{15} = \dots\dots\dots$

Thể tích dầu thô: $V = \dots\dots\dots$ ml

STT	Nhiệt độ °C	Khối lượng, g	%Khối lượng	%Khối lượng Cộng dồn	Tỷ trọng ở 15°C	%Thể tích	%T. tích cộng dồn
1	C ₁ – C ₄						
2	C ₅ – 70						
3	80						
4	90						
...	...						
...	...						
...	>360						
	Thu hồi						
	Dính						
	ướt						
	Mất mát						

Bảng 4.1: KẾT QUẢ ĐỒNG PHẦN HÓA

Nguyên liệu:		Ngày:	
Xúc tác		Nhóm thí nghiệm:	
1. Thông số thí nghiệm:			
Nhiệt độ phản ứng(°C)			
Vận tốc nạp liệu(h ⁻¹):			
Tỷ lệ mol H ₂ .NL:			

2. Các đại lượng theo thời gian phản ứng:

	Sau 30 ph	Sau 60 ph
Thể tích nguyên liệu(ml):		
Tổng lưu lượng khí		

3. Kết quả thí nghiệm:

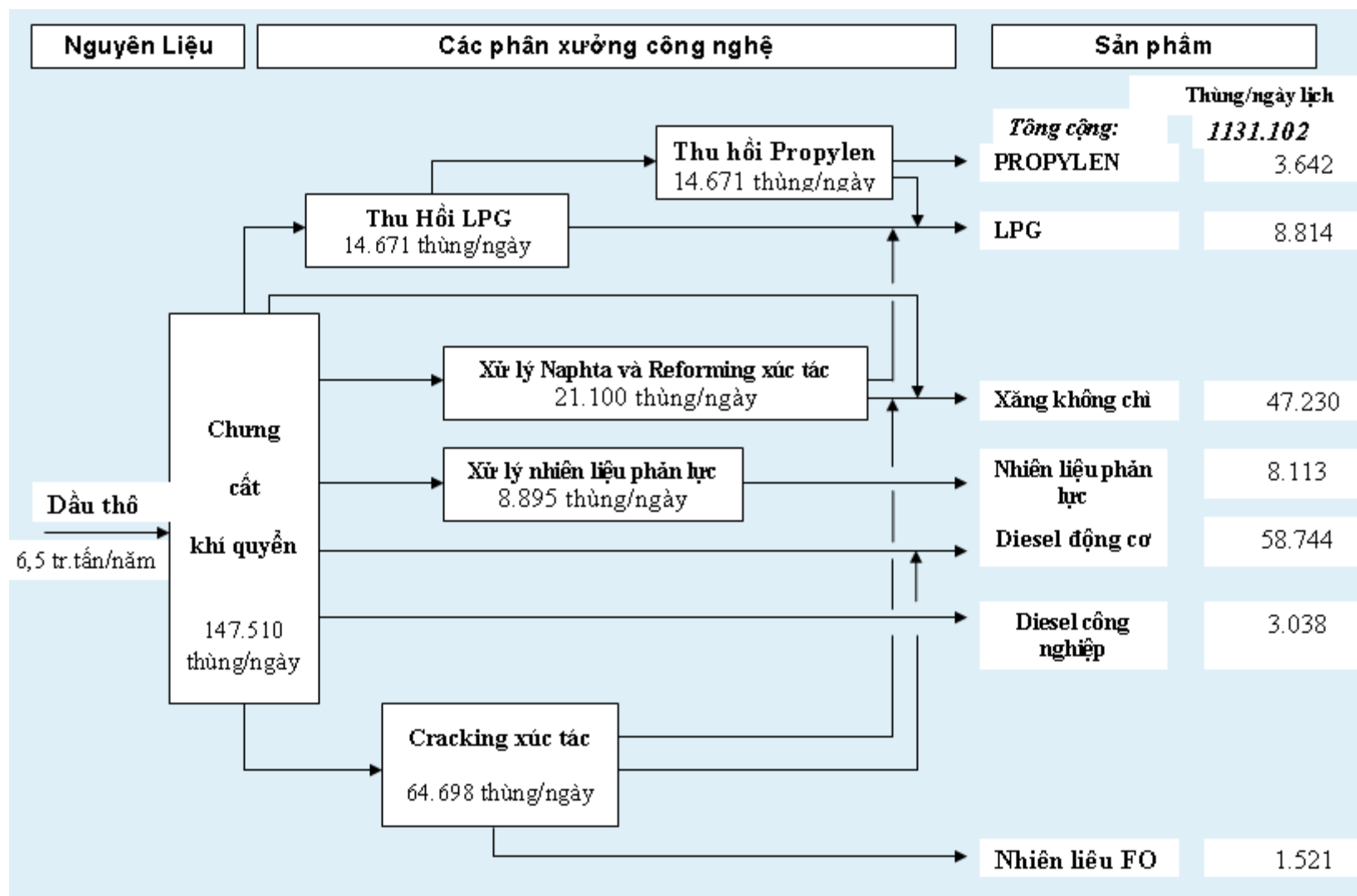
Thành phần,% tl	Nguyên liệu	Sản phẩm 30ph	Sản phẩm 60ph
C1			
C2			
C3			
iC4			
nC4			
iC5			
nC5			
22DMC4			
CyC5			
23DMC4			
nC6			
22DMC5			
Benzen			
iC4.(nC4+iC4)			
iC5. (nC5+iC5)			
iC6. (nC6+iC6)			
22DMC4. (nC6+iC6)			
23DMC4. (nC6+iC6)			
RON			
d15			

Bảng 7.1: THÀNH PHẦN VÀ TÍNH CHẤT NGUYÊN LIỆU
REFORMING

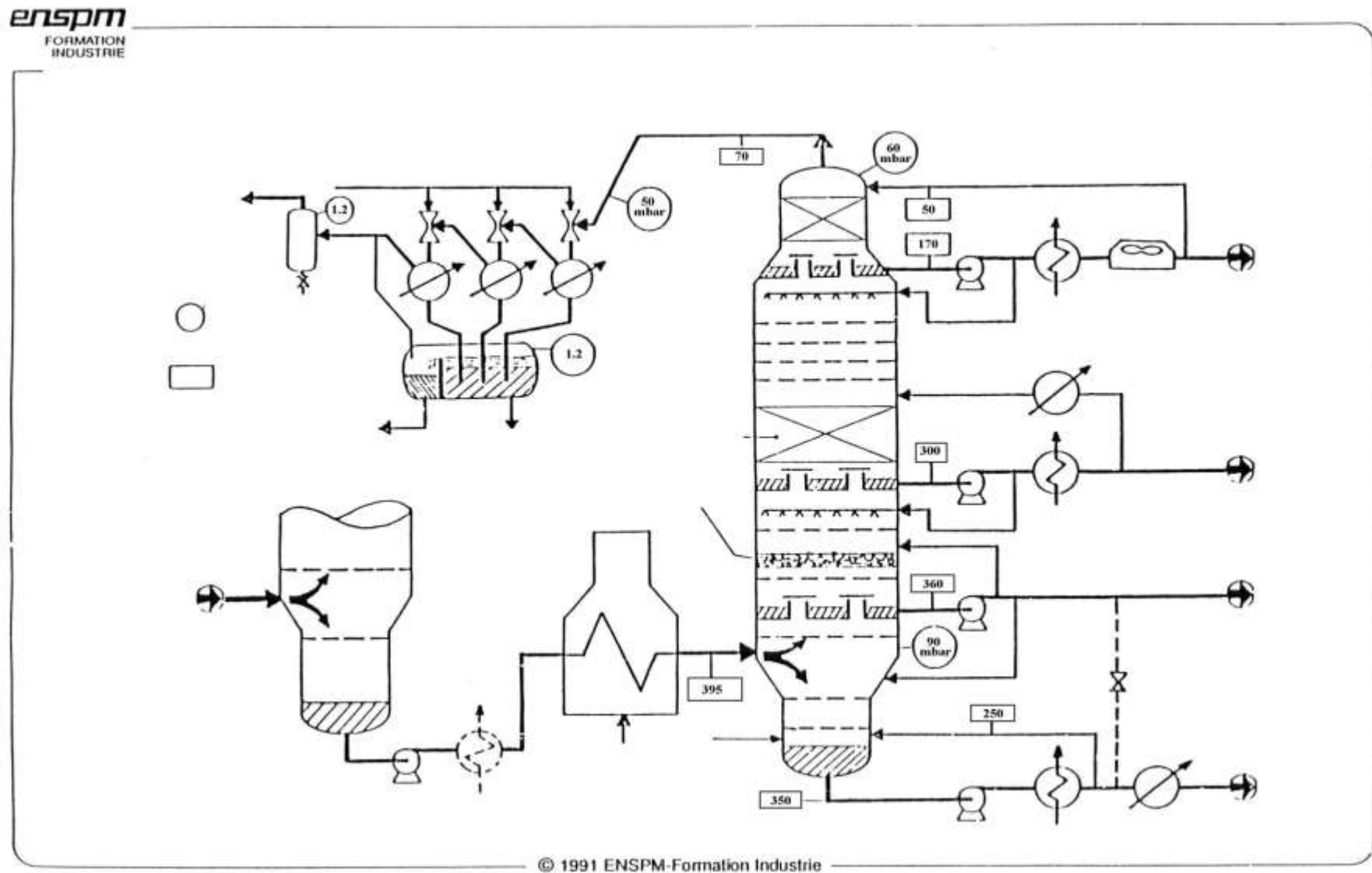
Thành phần và tính chất nguyên liệu					
Thành phần .Tính chất	n-paraffin	Iso-paraffin	Naphthene	Aromatic	Tổng
C ₆					
C ₇					
C ₈					
C ₉					
C ₁₀					

C_{11+}					
<i>Tổng, % tl</i>					
N + 2A					
Tỉ trọng					
KLPT _{trung bình}					
RON					

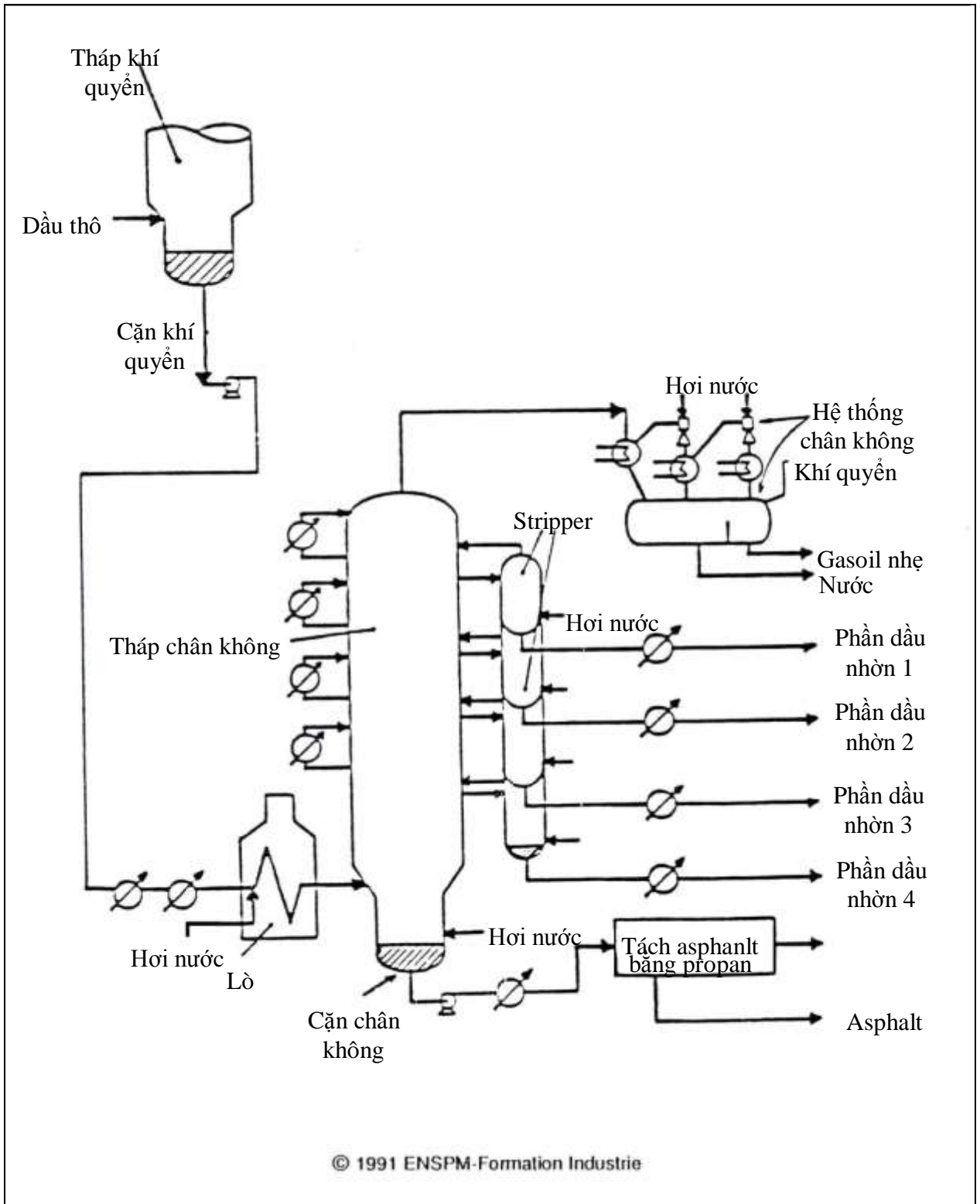
Hình 1.1: Sơ đồ công nghệ nhà máy lọc dầu số 1



Hình 1.2: Chưng cất chân không để nhận nguyên liệu cho cracking xúc tác



Hình 1.3: Chưng cất chân không để nhận dầu nhờn



ĐÁP ÁN CÁC CÂU HỎI VÀ BÀI TẬP

ĐÁP ÁN CÂU HỎI LÝ THUYẾT

Chưng cất dầu thô

Câu 1. Dầu thô có những thành phần nào? Trong dầu thô có chứa olefin không? Tại sao?

Đáp án:

+ Thành phần của dầu thô bao gồm thành phần hydrocacbon và thành phần phi hydrocacbon. Trong đó thành phần hydrocacbon chiếm chủ yếu, Cacbon: 84-87%, hydro: 11-14%

+ Dầu thô không chứa olefin vì trong điều kiện áp suất cao, các quá trình bẻ gãy mạch không thể xảy ra.

Câu 2. Ảnh hưởng của thành phần phi hydrocacbon trong dầu thô đến quá trình chế biến dầu khí?

Đáp án: Thành phần phi hydrocacbon trong dầu thô có những tác hại sau:

- + Gây ăn mòn thiết bị
- + Ảnh hưởng đến chất lượng sản phẩm
- + Tốn kém cho xử lý nguyên liệu

Câu 3. Vì sao phải dùng quá trình chưng cất chân không trong nhà máy lọc dầu? Các phân đoạn sản phẩm của quá trình này?

Đáp án: Mục đích của quá trình chưng cất chân không là để tách tiếp các phân đoạn có nhiệt độ sôi cao mà không làm phân huỷ.

- Các phân đoạn sản phẩm của quá trình chưng cất chân không:
 - + Phân đoạn vacuum gasoil làm nhiên liệu diesel
 - + Phân đoạn distillate làm nguyên liệu cho quá trình cracking xúc tác
 - + Phân đoạn distillate làm dầu gốc

+ Cặn làm bitum:

Cracking dầu nặng:

Câu 4. Mục đích, ý nghĩa quá trình cracking dầu nặng ?

Đáp án: Quá trình cracking dầu nặng luôn có vai trò quan trọng trong nhà máy lọc dầu, chính những quá trình này biến những sản phẩm có giá trị thấp (dầu nặng) thành những sản phẩm có giá trị cao hơn (Xăng, LCO, HCO) đem lại lợi ích rất lớn trong ngành lọc dầu. Trong các nhà máy lọc dầu, cracking dầu nặng đóng vai trò quan trọng nhất trong việc sản xuất xăng có chất lượng, suất lượng cao phục vụ cho nhu cầu sử dụng

Câu 5. Tại sao trước khi tiến hành thí nghiệm, phải kiểm tra độ kín của thiết bị MAT?

Đáp án: Trước khi tiến hành thí nghiệm, phải kiểm tra độ kín của thiết bị MAT, bởi vì nếu thiết bị bị hở:

+ Sản phẩm cracking sẽ thoát ra ngoài không khí, sản phẩm khí, lỏng thu được sau phản ứng không đặc trưng, thí nghiệm không chính xác.

+ Sản phẩm cracking sẽ thoát ra ngoài không khí sẽ rất nguy hiểm, vì nó chất cháy, rất dễ gây ra cháy nổ, ngoài ra trong sản phẩm cracking còn có các yếu tố ảnh hưởng đến sức khỏe khác như H_2S , Mercaptane, các hợp chất thơm...

Câu 6. Vì sao sau 15 phút phải thay bể làm lạnh sâu bằng nước thường?

Đáp án: Trong quá trình thí nghiệm, dùng bể làm lạnh sâu để ngưng hoàn toàn các cấu tử C_5^+ , nhưng đồng thời quá trình này cũng dễ dàng ngưng tụ một ít C_4^+ , vì vậy thay đổi bể làm lạnh sâu bằng nước thường khoảng $15^\circ C$, với nhiệt độ này lượng khí C_4^+ hòa tan trong sản phẩm lỏng tiếp tục bay hơi, lúc đó thành phần sản phẩm khí chính xác hơn.

Pha chế dầu nhờn thương phẩm

Câu 7. Nêu những công dụng chính của dầu nhờn?

Đáp án: Công dụng chủ yếu của dầu nhờn:

Bôi trơn các bề mặt.

Giảm mài mòn.

Chống ăn mòn kim loại

Làm mát máy.

Làm kín máy.

Làm sạch máy.

Ngoài ra, tùy thuộc mục đích sử dụng mà còn có nhiều sản phẩm dầu nhờn khác có công dụng riêng: hoạt động bề mặt, cách điện, môi trường truyền năng lượng....

Câu 8. Các thành phần pha chế dầu nhờn thương phẩm? Chức năng của phụ gia?

Đáp án: Thành phần pha chế dầu nhờn thương phẩm gồm có dầu nhờn gốc và phụ gia.

+ Dầu gốc

Dầu gốc được sử dụng nhiều nhất là các phân đoạn dầu khoáng gốc dầu mỏ, được chế biến theo công nghệ truyền thống. Ngoài ra còn có thể dùng một số loại dầu gốc tổng hợp hay dầu gốc động thực vật.

+ Phụ gia

Phụ gia là những hợp chất hữu cơ, cơ kim, vô cơ, thậm chí là các nguyên tố hóa học được pha vào các chất bôi trơn như dầu mỡ nhờn, chất lỏng chuyên dụng với nồng độ thông thường từ 0,01 – 5% khối lượng, trong một số trường hợp có thể vài phần triệu tới trên 10% khối lượng, để nâng cao các tính chất riêng biệt cho sản phẩm cuối cùng.

Phụ gia được đưa vào dầu bôi trơn nhằm mục đích: Giảm những đặc tính không tốt, tăng những đặc tính tốt của dầu gốc, thêm những đặc tính tốt theo yêu cầu của thiết bị, phương tiện đòi hỏi mà dầu gốc không có.

Chức năng của phụ gia:

- Làm tăng độ bền ô xy hóa (chất ức chế ô xy hóa hoặc phụ gia chống ô xy hóa).
- Ngăn chặn hiệu ứng xúc tác của kim loại trong quá trình ô xy hóa và ăn mòn (chất khử hoạt tính kim loại).
- Chống ăn mòn (chất ức chế ăn mòn).
- Chống sự tạo cặn bám và cặn bùn (phụ gia tẩy rửa).
- Chống gỉ (chất ức chế gỉ).
- Giữ các tạp bẩn ở dạng huyền phù (phụ gia phân tán).
- Tăng chỉ số độ nhớt (phụ gia tăng chỉ số độ nhớt).
- Giảm nhiệt độ đông đặc (phụ gia làm giảm nhiệt độ đông đặc).
- Làm dầu có thể trộn lẫn với nước (phụ gia tạo nhũ).
- Chống tạo bọt (phụ gia chống tạo bọt).
- Ngăn chặn sự phát triển của vi sinh vật (phụ gia diệt khuẩn).
- Làm cho dầu có khả năng bám dính tốt (phụ gia tăng độ bám dính).
- Tăng khả năng làm kín (phụ gia làm kín).
- Giảm ma sát (phụ gia giảm ma sát).
- Chống sự kẹt xước các bề mặt kim loại (phụ gia chịu cực áp).
- Làm giảm và ngăn chặn sự mài mòn (phụ gia chống mài mòn).

Câu 9. Tại sao phải xác định điểm đông đặc của dầu nhờn?

Đáp án: Nhằm đánh giá khả năng bảo quản, vận chuyển, sử dụng dầu nhờn trong điều kiện nhiệt độ thấp.

Đồng phân hóa

Câu 10. Mục đích của quá trình Đồng phân hóa?

Đáp án: Công nghệ đồng phân hoá nhằm chuyển hoá các parafin mạch thẳng của phân đoạn xăng nhẹ thành các parafin mạch nhánh (các *iso*-parafin) để nâng cao trị số octan của xăng, đồng thời cũng cho phép thu các *iso*-parafin riêng biệt như isopentan làm nguyên liệu cho quá trình tổng hợp cao su isopren là nguyên liệu tốt cho quá trình alkyl hoá hoặc tổng hợp MTBE.

Câu 11. Các thế hệ xúc tác cho quá trình đồng phân hóa?

Đáp án: Song song với cải tiến công nghệ các chất xúc tác cũng được cải tiến nhiều để đáp ứng các yêu cầu công nghệ. Cho đến nay đã có 4 thế hệ xúc tác đồng phân hóa ra đời:

Xúc tác kiểu Friedel Kraft, chủ yếu là $AlCl_3$. Đây là xúc tác pha lỏng, có ưu điểm làm việc ở nhiệt độ thấp ($80-100^\circ C$). Xúc tác là axit mạnh nên dễ ăn mòn thiết bị và dễ bị đầu độc bởi các tạp chất có trong nguyên liệu như S, N và hơi nước. Do đó đòi hỏi phải làm sạch nguyên liệu trước khi đưa vào đồng phân hóa. Ngày nay loại xúc tác này được dùng chủ yếu để sản xuất isobutan do n-butan dễ làm sạch.

Xúc tác đa chức năng Pt .oxyt nhôm (hoặc Pt (Pd).Al-SiO₂). Hệ xúc tác này ít bị đầu độc bởi các tạp chất trong nguyên liệu và không gây ăn mòn thiết bị. Tuy nhiên phải làm việc ở nhiệt độ cao ($350-500^\circ C$), không thuận lợi về nhiệt động học nên hiệu suất sản phẩm đồng phân không cao.

Xúc tác thế hệ 3 được gọi chung là hệ xúc tác “ Pt.Alumine được Clo hóa ”, nhằm khắc phục nhược điểm làm việc ở nhiệt độ cao của hệ xúc tác trên bằng cách đưa các tác nhân chứa Cl (giống như xúc tác Friedel Kraft) vào hệ. Kết quả thu được hệ xúc tác làm việc ở nhiệt độ thấp hơn (khoảng $150^\circ C$). hiệu suất sản phẩm đạt cao hơn, RON cao hơn. Tuy nhiên chế độ vận hành khắc nghiệt hơn do phải làm sạch nguyên liệu, và việc đưa Cl vào hệ không đơn giản. Ngoài ra đây là loại xúc tác không tái sinh, vấn đề chất thải xúc tác cần lưu ý

Xúc tác đa chức năng chứa zeolit (chủ yếu loại mordenit). Xúc tác được đặc trưng bởi chức năng axit của chất mang zeolit và chức năng hydro-dehydro hóa của Pt (hoặc Pd) được phân tán trên bề mặt zeolit. Cho phép làm việc ở nhiệt độ không quá cao ($250^\circ C$), ít nhạy với các chất đầu độc có trong nguyên liệu, điều kiện vận hành dễ hơn hệ trên, xúc tác được tái sinh để làm việc lại nên không gặp khó khăn vấn đề chất thải Nhược điểm là giá thành xúc tác cao hơn và nhiệt độ làm việc vẫn còn khá cao nên chất lượng sản phẩm (chỉ số RON) thấp hơn.

Hiện nay chủ yếu thế giới sử dụng các xúc tác của 2 thế hệ cuối Trên các bảng dưới đây nêu ví dụ về chất lượng sản phẩm đồng phân hóa thu được từ 2 loại xúc tác trên.

Câu 12. Vai trò của khí Nitơ trong thí nghiệm? Có thể thay thế dòng không khí trong quá trình đốt cốc bằng khí Nitơ được không? Giải thích.

Đáp án: Vai trò của khí Nitơ trong thí nghiệm:

- Làm sạch hệ thống trước khi tiến hành phản ứng.
- Đuổi khí Hydro ra khỏi lò phản ứng trước khi tiến hành đốt cốc bằng không khí.

Không thể thay thế được vì:

Đốt cốc là quá trình oxy hóa các hợp chất cao phân tử (cốc) ở nhiệt độ cao nhờ oxy trong dòng không khí. Khí Nitơ không thể đốt cốc được.

Ankyl hóa:

Câu 13. Các loại xúc tác dùng trong công nghệ ankyl hóa? Đặc điểm của thế hệ xúc tác mới (axit rắn)?

Đáp án: Xúc tác cho quá trình alkyl hóa isobutan phổ biến hiện nay trên thế giới là H₂SO₄, HF, hiện nay người ta đang nghiên cứu thế hệ xúc tác axit rắn nhằm khắc phục những điểm yếu khi dùng axit dạng lỏng nhưng vẫn còn một số hạn chế so với hệ xúc tác axit lỏng. Về mặt công nghệ thì chỉ có Haldor Topsoe tạo ra công nghệ sử dụng xúc tác rắn, nhưng mức độ sử dụng công nghệ mới chưa được các nhà lọc dầu quan tâm. Trên bảng sau trình bày công nghệ alkyl hóa isobutan với xúc tác HF và H₂SO₄ hiện nay trên thế giới đang sử dụng.

Các loại xúc tác rắn đang được nghiên cứu hiện nay trên thế giới như: Zeolit (MCM-22, HY), nhựa Nafion (Nhựa perfluorinat), Nhựa Styrene-divinylbenzene + BF₃, HF-SbF₅.Al₂O₃, SiO₂-BF₃, Kẽm sunfat...

Các loại axit rắn này có đặc điểm chung thuận lợi khi phản ứng ở nhiệt độ thấp, RON cao, nhưng độ ổn định của xúc tác kém, khó tái sinh.

Câu 14. Vì sao phải lấy tỷ lệ isobutan.butylen rất cao trong quá trình quá trình này?

Đáp án: Nhằm giảm thiểu phản ứng polyme hóa butylen.

Câu 15. Mục đích việc kiểm tra bình khí butan và butylen trước khi tiến hành thí nghiệm?

Đáp án: Phải kiểm tra các bình khí butan, butylen trước khi tiến hành thí nghiệm để đảm bảo các công tác an toàn phòng chống cháy nổ và đủ lượng nguyên liệu cần thiết cho phản ứng (tỷ lệ isobutan.butylen).

Làm sạch lưu huỳnh từ dầu diesel

Câu 16. Vì sao phải loại bỏ lưu huỳnh ra khỏi dầu diesel?

Đáp án: Trong thành phần diesel luôn luôn tồn tại lưu huỳnh, chủ yếu dưới dạng mercaptane. Nó cần được phải xử lý để:

- + Giảm thiểu ô nhiễm môi trường
- + Giảm thiểu quá trình ăn mòn thiết bị
- + Nâng cao chất lượng sản phẩm

Câu 17. Hàm lượng lưu huỳnh tối đa cho phép trong dầu diesel hiện nay trên thế giới là bao nhiêu?

Đáp án:Giới hạn cho phép của hàm lượng lưu huỳnh trong dầu diesel hiện nay và sắp đến trên thế giới là bao nhiêu?

Năm	trước 6.1997	Sau 6.1997	2005	2008
Giới hạn tối đa cho phép (ppm)	2000	500	50	5

Câu 18. Tại sao phải ghi chép cẩn thận nhật ký thí nghiệm trong suốt quá trình vận hành thiết bị?

Việc thực hành xử lý lưu huỳnh cho dầu diesel được thực hiện trên sơ đồ hydroprocessing theo qui trình hết sức nghiêm ngặt về mặt an toàn. Đòi hỏi các kĩ thuật viên phải thao tác chính xác, tuân thủ nghiêm ngặt các qui định về an toàn, phòng chống cháy nổ. Các thông số vận hành phải được ghi chép cẩn thận để phục vụ cho qua trình kiểm soát hoạt động, tính toán, xử lý kết quả sau này cũng như việc đánh giá năng lực của người vận hành.

Reforming tổng hợp:

Câu 19. Mục đích của quá trình reforming xúc tác?

Đáp án: Reforming xúc tác là một trong các quá trình quan trọng của công nghiệp lọc và hoá dầu hiện đại, được sử dụng để nâng cao chất lượng xăng và thu nguyên liệu cho tổng hợp hoá dầu. Ngoài ra quá trình này còn cho phép nhận được khí hydro kĩ thuật cho các phân xưởng làm sạch nguyên liệu và xử lý hydro các sản phẩm dầu mỏ.

Câu 20. Nêu các phản ứng chính (có lợi) trong quá trình reforming xúc tác?

Đáp án: Để đạt được những mục đích chính của quá trình reforming xúc tác thì trên xúc tác reforming phải xảy ra các phản ứng sau:

- phản ứng khử hydro(dehydro hoá) naphten thành hydrocacbon thơm.
- phản ứng dehydro vòng hoá n-parafin.
- phản ứng izome hoá n-parafin.
- phản ứng dehydroizome hoá các alkyl xyclopentan.

Câu 21. Tác dụng của việc sử dụng khí Hydro trong thí nghiệm? Ảnh hưởng của khí Hydro đến chất lượng và hiệu suất thu sản phẩm chính của quá trình?

Đáp án:

+ Tác dụng:

- Giảm hiện tượng tạo cốc
- Giúp hoàn nguyên xúc tác

+ Ảnh hưởng: khi các điều kiện khác không đổi, tăng áp suất riêng phần của hydro sẽ làm giảm hiệu suất và chất lượng xăng (giảm RON).

ĐÁP ÁN CÁC BÀI TẬP

Bài 1. Chuyển đổi các nhiệt độ sau đây ở áp suất 13,3 kPa (100 mmHg) về nhiệt độ ở áp suất thường, 1atm (760 mmHg): 50⁰C, 52⁰C, 54⁰C, 56⁰C.

Gợi ý: Dựa vào Phụ lục 1 hoặc công thức (1) và (2) của Phụ lục 2

Đáp án: 108,5⁰C, 110,8⁰C, 113,1⁰C và 115,4⁰C

Bài 2. Dựa vào đồ thị Hình 3, với áp suất làm việc là 10 kPa, nếu sử dụng cột Propack có đường kính là 25 mm và 50 mm thì tốc độ lấy sản phẩm mong muốn là bao nhiêu?

Gợi ý: Đồ thị thiết lập mối quan hệ giữa tốc độ lấy sản phẩm và áp suất làm việc của cột chưng cất cho một dải áp suất làm việc khác nhau và với các cột có đường kính khác nhau.

Đáp án: 50 ml.giờ và 200 300 ml.giờ

Bài 3. Tiến hành một thí nghiệm trên thiết bị MAT, nguyên liệu tham gia quá trình phản ứng là 0.8286gam. Sản phẩm lỏng thu được là 0.4792 gam. Phân tích sắc ký chưng cất mô phỏng sản phẩm lỏng thu được ta có kết quả sau:

Thành phần lỏng thu được

Số thứ tự	phân đoạn	(%)
1	Gasoline (C5~216 ⁰ C) (q)	80
2	LCO (216~360 ⁰ C) (r)	16
3	HCO (360 ⁰ C+) (s)	4

Coi như thí nghiệm có độ thu hồi 100% (không có sự mất mát trong quá trình thí nghiệm) và lượng C₅⁺ trong sản phẩm khí bằng 0

Tính toán:

1. Tính hiệu suất xăng
2. Tính hiệu suất LCO
3. Tính hiệu suất HCO
4. Độ chuyển hóa

Bài giải

1. Hiệu suất xăng

$$Y_g = \frac{(X_g - V_L) \cdot 100\%}{W_F} = \frac{(0.8 - 0.4792) \cdot 100\%}{0.8286} = 46.26\%$$

2. Hiệu suất LCO

$$Y_l = \frac{X_l \cdot 100\%}{W_F} = \frac{0.16 \cdot 100\%}{0.8286} = 9.253\%$$

3. Hiệu suất HCO

$$Y_h = \frac{X_h \cdot 100\%}{W_F} = \frac{0.04 \cdot 100\%}{0.8286} = 2.313\%$$

4. Độ chuyển hóa

$$\begin{aligned} \text{Độ chuyển hóa thô (\% khối lượng)} &= 100\% (Y_l + Y_h) \\ &= 100 - (9.253 + 2.313) = 88.434\% \end{aligned}$$

Bài 4. Giải thích ý nghĩa của các thông số ghi trên vỏ bao bì dầu nhớt động cơ xe gắn máy: API SG. SAE 20W50?

Hướng dẫn:

“API SG” là thông số chỉ đặc tính chất lượng của dầu nhớt của Viện Dầu mỏ Hoa Kỳ (API): dầu nhớt dùng cho động cơ chạy bằng xăng, có cấp chất lượng SG.

“SAE 20W50” là thông số chỉ đặc tính độ nhớt của dầu nhớt của Hiệp hội Kỹ sư Ô tô Hoa Kỳ (SAE): dầu này khi sử dụng ở môi trường nhiệt độ thấp thì có độ nhớt tương đương với dầu SAE 20W nhưng ở môi trường nhiệt độ cao thì có độ nhớt tương đương với dầu SAE 50.

Bài 5. Xác định độ nhớt động học ở 40⁰C của dầu nhớt hỗn hợp phối trộn từ 2 loại dầu gốc SPN 150 và SPN 500 với tỷ lệ tương ứng là 60%kl và 40%kl.

Hướng dẫn: sử dụng biểu đồ tính độ nhớt của hỗn hợp phối trộn từ hai loại dầu nhớt.

Kết quả: độ nhớt động học ở 40⁰C của dầu nhớt hỗn hợp: 47,4 cSt.

Bài 6. Tính thể tích nguyên liệu (phân đoạn C₅-C₆) cần cho thí nghiệm đồng phân hóa nếu các thông số vận hành của sơ đồ thí nghiệm như sau: khối lượng xúc tác Pt.Al₂O₃ là 2,5 g, tốc độ nạp liệu 1,5 h⁻¹, tỷ trọng khối của xúc tác

(compacted bulk density) là 650 kg.m^3 . Thí nghiệm được tiến hành trong thời gian 1h.

Bài giải: Tốc độ nạp liệu là tỷ lệ của thể tích nguyên liệu trên một 1 m^3 xúc tác trong một đơn vị thời gian.

$$VVH = \frac{V_{nl}}{V_{xt} \cdot t} = VVH \cdot V_{xt} \cdot t$$

Trong đó, VVH – vận tốc nạp liệu (h^{-1}).

V_{nl} – thể tích nguyên liệu (m^3).

V_{xt} – thể tích lớp xúc tác (m^3).

t – thời gian phản ứng (h).

Thể tích lớp xúc tác:

$$V_{xt} = \frac{m}{\rho} = \frac{0,0025}{650} \cdot 3,8 \cdot 10^3 \text{ (m}^3\text{)}$$

Thể tích nguyên liệu cần cho phản ứng là:

$$V_{nl} = 5,3,8 \cdot 10^{-1} \cdot 5,7 \cdot 10^{-1} \text{ (m}^3\text{) hoặc } 5,7 \text{ ml.}$$

Đáp số: 5,7 ml.

Bài 7. Tính tỷ lệ isobutan.butylen. tỷ lệ axit.hydrocacbon của thí nghiệm alkyl hóa iso butan.

- Tỷ lệ isobutan.butylen = $4,0,5 = 8,1$
- Tỷ lệ axit.hydrocacbon = $2 \cdot (2 + 0,25) = 0,89$

Bài 8. Xác định tốc độ thể tích khối (PPH) trong bài thí nghiệm làm sạch dầu DO

$$PPH = (\text{khối lượng nguyên liệu} \cdot \text{khối lượng xúc tác}) \cdot 1 \text{ giờ}$$

Khối lượng xúc tác: 10,0 gam

Khối lượng nguyên liệu: 23,0 gam

$$\text{Do vậy: } PPH = 23 \cdot 10 = 2,3 \text{ h}^{-1}$$

Bài 9. Sau 1,5 h tiến hành thí nghiệm reforming xúc tác, người sử dụng 8 ml phân đoạn $80-180^\circ\text{C}$. Lò phản ứng là một ống thép hình trụ có đường kính ngoài 20mm và dày 2mm. Lớp xúc tác chứa Pt-Re. Al_2O_3 ($\rho=750 \text{ kg.m}^3$) cao 30 cm. Tính vận tốc nạp liệu của thí nghiệm trên và nhận xét kết quả thu được.

Bài giải: Tốc độ nạp liệu (tốc độ thể tích) được xác định bằng tỷ số giữa thể tích nguyên liệu và thể tích xúc tác sử dụng trong thiết bị phản ứng trong một đơn vị thời gian.

$$VVH = \frac{V_{nl}}{V_{xt}.t} \quad (1)$$

Trong đó, VVH – vận tốc nạp liệu (h^{-1}).

V_{nl} – thể tích nguyên liệu (m^3).

V_{xt} – thể tích lớp xúc tác (m^3).

t – thời gian phản ứng (h).

Thể tích lớp xúc tác trong lò phản ứng:

$$V_{xt} = \frac{\pi D^2}{4} . h + \frac{\pi (D - 2\sigma)^2}{4} . h$$

Ở đây, D – đường kính ngoài của lò phản ứng (m).

d – đường kính trong của lò phản ứng (m).

σ – độ dày của thành lò phản ứng (m).

h – chiều cao lớp xúc tác (m).

Theo điều kiện bài toán, thể tích lớp xúc tác là:

$$V_{xt} = \frac{\pi (0,2)^2}{4} . h + \frac{\pi (0,02)^2}{4} . h = 3,14 . (0,02)^2 . 0,03 = 7,6 . 10^{-6} \quad (m^3)$$

Từ (1), tốc độ nạp liệu đã tiến hành trong thí nghiệm là:

$$VVH = \frac{V_{nl}}{V_{xt}.t} = \frac{8.10^{-6}}{7,6.10^{-6} . 1,5} = 0,7 \quad h^{-1}$$

Theo lý thuyết vận tốc nạp liệu tối ưu cho phép thu sản phẩm lỏng cao nhất với chỉ số octane mong muốn nằm trong khoảng $1,5 \text{ h}^{-1}$. Giảm tốc độ thể tích sẽ dẫn đến giảm hiệu suất xăng, tăng lượng sản phẩm khí và tăng tốc độ tạo cốc. Khi hoạt động không được phép giảm tốc độ thể tích thấp hơn $\frac{1}{2}$ so với thiết kế hay nhỏ hơn $0,75 \text{ h}^{-1}$. Thí nghiệm trên đã tiến hành với $VVH=0,7h^{-1} < 0,75h^{-1}$, như vậy không đảm bảo yêu cầu.

B10. Dựa vào số liệu sau:

Khối lượng dầu thô: $M= 3236 \text{ g}$

Tỷ trọng: $D_4^{15} = 0,8397$

Số liệu chưng cất:

TT	Nhiệt độ $^{\circ}\text{C}$	Khối lượng, g	% trọng lượng	% trọng lượng cộng dồn	Tỷ trọng ở 15°C	% thể tích	% thể tích cộng dồn
1	$T_{sđ} 70$	64.8			0.6655		
2	70-80	22.5			0.6928		

3	80-90	27.1			0.7090		
4	90-100	31.6			0.7163		
5	100-110	28.4			0.7241		
6	110-120	25.8			0.7286		
7	120-130	25.8			0.7314		
8	130-140	27.7			0.7359		
9	140-150	32.3			0.7405		
10	150-160	36.5			0.7454		
11	160-170	42.7			0.7496		
12	170-180	46.9			0.7512		
13	180-190	48.6			0.7522		
14	190-200	47.6			0.7523		
15	200-210	46.3			0.7537		
16	210-220	48.2			0.7556		
17	220-230	51.5			0.7624		
18	230-240	56.1			0.7702		
19	240-250	61.0			0.7769		
20	250-260	67.2			0.7823		
21	260-270	72.7			0.7869		
22	270-280	75.6			0.7909		
23	280-290	74.0			0.7949		
24	290-300	67.2			0.7991		
25	300-310	59.3			0.8028		
26	310-320	56.1			0.8060		
27	320-330	58.7			0.8093		
28	330-340	64.5			0.8128		
29	340-350	67.8			0.8170		
30	350-360	59.0			0.8289		
31	> 360	1752			0.9789		
	Thu hồi	12.0			--		
	Dính ước	2.0			--		
	Mất mát				--		

Yêu cầu tính toán:

1. Tính thể tích dầu thô

Thể tích dầu thô được tính theo công thức: $V = M.D$

(i) Gợi ý

Trong đó: M là khối lượng dầu thô

D là tỷ trọng của dầu thô

Đáp án: $V=3882$ ml

2. Tính % trọng lượng, % trọng lượng cộng dồn, % thể tích, % thể tích cộng dồn.

(ii) Gợi ý

% trọng lượng = $m.M$

Trong đó:

m là khối lượng của phân đoạn, ví dụ phân đoạn $T_{sđ} - 70$ có $m= 64,8$ gam

M là khối lượng của dầu thô đem chưng cất

% trọng lượng cộng dồn= \sum % trọng lượng các phân đoạn, ví dụ: % trọng lượng phân đoạn $T_{sđ} - 80 =$ % trọng lượng phân đoạn $T_{sđ} - 70 +$ % trọng lượng phân đoạn $70 - 80$.

% thể tích = $v.V$

Trong đó: V là thể tích của mẫu dầu thô

v là thể tích của phân đoạn, v được tính theo công thức sau

$v=m.d$ (m: khối lượng phân đoạn, d là tỷ trọng của phân đoạn)

% thể tích cộng dồn = \sum % thể tích các phân đoạn

(Ví dụ: % trọng lượng phân đoạn $T_{sđ} - 80 =$ % thể tích phân đoạn $T_{sđ} - 70 +$ % thể tích phân đoạn $70 - 80$)

Đáp án:

Sau đây là đáp án tính cho một số phân đoạn, học viên tự tính tiếp các phân đoạn còn lại từ 90°C trở đi

TT	Nhiệt độ $^{\circ}\text{C}$	Khối lượng, g	% trọng lượng	% trọng lượng cộng dồn	Tỷ trọng ở 15°C	% thể tích	% thể tích cộng dồn
1	$T_{sđ} 70$	64,8	1,99	1,99	0,6655	2,54	2,54
2	70-80	22,5	0,69	2,68	0,6928	0,84	3,38
3	80-90	27,1	0,83	3,15	0,7090	0,98	4,36

3. Vẽ đồng thời 2 đường cong chưng cất điểm sôi thực mô tả mối quan hệ giữa nhiệt độ sôi % trọng lượng và nhiệt độ sôi % thể tích.

Gợi ý: Trục tung (trục thẳng đứng) chỉ giá trị nhiệt độ sôi

Trục hoành (trục nằm ngang) chỉ giá trị % khối lượng hoặc thể tích

Bài 11. Tiến hành một thí nghiệm trên thiết bị MAT, nguyên liệu tham gia quá trình phản ứng là 0,8286gam, sau thí nghiệm thu được 770 ml khí ở nhiệt độ 27°C và áp suất bằng 765.2 mmHg.

Với thành phần khí thu được từ sắc ký khí như sau:

Số thứ tự	Tên sản phẩm khí	% Mole từ sắc ký đồ
1	N ₂ (b)	80,571
2	H ₂ (a)	1,713
3	CH ₄ (c)	1,573
4	C ₂ H ₆ (d)	0,588
5	C ₂ H ₄ (e)	1,143
6	C ₃ H ₈ (f)	3,482
7	C ₃ H ₆ (g)	2,104
8	I-C ₄ H ₁₀ (h)	4,980
9	n-C ₄ H ₁₀ (i)	1,327
10	1-C ₄ H ₈ (j)	0,171
11	i-C ₄ H ₈ (k)	0,137
12	t-2-C ₄ H ₈ (l)	0,182
13	c-2-C ₄ H ₈ (m)	0,138
14	1,3-C ₄ H ₆ (n)	1,891
15	C ₅ +	0,000

Coi như thí nghiệm có độ thu hồi 100% (không có sự mất mát trong quá trình thí nghiệm)

Tính toán:

1. Khối lượng sản phẩm khí thu được
2. Tính hiệu suất khí

Bài giải

Thành phần khí thu được bao gồm khí sản phẩm và cả khí Nitơ thổi sản phẩm và làm sạch. Vì vậy phải loại khí Nitơ trong quá trình tính toán.

Bảng phân tích sản phẩm khí quy đổi lại thành phần khí (không có Nitơ)

Thể tích sản phẩm khí

$$V_t^o \frac{100}{100} V_{N_2} V_t = \frac{100}{100} \cdot 80,571 \cdot 70 = 137,54 \text{ ml}$$

N_{N_2} : phần mol khí Nitơ trong khí thu được

V_t : thể tích tổng khí thu được trong thí nghiệm (bao gồm cả Nitơ)

Từ bảng phân tích sắc ký khí thu được ta quy đổi thành phần các khí sản phẩm (không có Nitơ)

Số thứ tự	Tên sản phẩm khí	% Mole
2	H ₂ (a)	8,815
3	CH ₄ (c)	8,098
4	C ₂ H ₆ (d)	3,027
5	C ₂ H ₄ (e)	5,880
6	C ₃ H ₈ (f)	17,91
7	C ₃ H ₆ (g)	10,82
8	i-C ₄ H ₁₀ (h)	25,63
9	n-C ₄ H ₁₀ (i)	6,831
10	1-C ₄ H ₈ (j)	0,880
11	i-C ₄ H ₈ (k)	0,706
12	t-2-C ₄ H ₈ (l)	0,934
13	c-2-C ₄ H ₈ (m)	0,711
14	1,3-C ₄ H ₆ (n)	9,734
15	C ₅ +	0

1. Khối lượng khí sản phẩm

Thể tích từng khí sản phẩm được tính theo công thức sau:

$$V_i = \frac{N_i \cdot \gamma_i^o}{100}$$

Khối lượng từng khí sản phẩm được tính theo công thức

$$W_i = \frac{Y_i \cdot M_i}{22412} \text{ g}$$

Số thứ tự	Tên	% Mole	Phân lượng (g.mol)	tử V _i	W _i
1	H ₂ (a)	8,815	2	12,0	0,001071
2	CH ₄ (c)	8,098	16	11,0	0,007874
3	C ₂ H ₆ (d)	3,027	30	4,12	0,005519
4	C ₂ H ₄ (e)	5,880	28	8,00	0,010006
5	C ₃ H ₈ (f)	17,91	44	24,4	0,047913

6	C3H6 (g)	10,82	42	14,7	0,027632
7	i-C4H10 (h)	25,63	58	34,9	0,09034
8	n-C4H10 (i)	6,831	58	9,30	0,024079
9	1-C4H8 (j)	0,880	56	1,19	0,002996
10	i-C4H8 (k)	0,706	56	0,96	0,002404
11	t-2-C4H8 (l)	0,934	56	1,27	0,003181
12	c-2-C4H8 (m)	0,711	56	0,96	0,002423
13	1,3-C4H6 (n)	9,734	54	13,2	0,031942
14	C5+	0	75	0	0

Tổng khối lượng khí:

$$W_g \sum z_i = 0,2574$$

2. Hiệu suất khí

$$Y_k = \frac{W_g \sum z_i}{W_F} = \frac{0,2574}{0,8286} = 31,1\%$$

Bài 12. Lập công thức pha chế sản phẩm dầu nhờn có các đặc trưng kỹ thuật sau:

- + Độ nhớt động học ở 40°C: 68 mm.s² (cSt)
- + Nhiệt độ đông đặc: 30°C

Hướng dẫn:

- + Sử dụng hai loại dầu gốc SPN 150 và SPN 500.
- + Phụ lục 1: Biểu đồ để tính độ nhớt của hỗn hợp phối trộn từ hai loại dầu nhờn.
- + Phụ lục 2: Đặc tính kỹ thuật của phụ gia HiTEC 623.

Kết quả:

Đơn pha chế:

- Dầu gốc 150 SPN: 28,8% kl
- Dầu gốc 500 SPN: 71,2% kl
- Phụ gia HiTEC 623: 0,12% kl

(Vì lượng phụ gia quá nhỏ nên ta xem như sai số)

Bài 13. Trong công nghiệp, quá trình đồng phân hóa n-hexan được thực hiện trong lò phản ứng chứa nhiều ống nhỏ nạp xúc tác Pt.Al₂O₃. Kích thước của mỗi ống như sau: đường kính trong 50 mm, chiều dài 6m. Tính số ống cần thiết cho lò phản ứng theo điều kiện vận hành dưới đây: công suất của tổ hợp

tính theo nguyên liệu lỏng $V_{nl} = 150 \text{ m}^3 \cdot \text{ngày}$, tốc độ nạp liệu $VVH = 2 \text{ h}^{-1}$, hiệu suất chuyển hóa của nguyên liệu trong một vòng tuần hoàn là $X = 60\%$.

Gợi ý: 1) hệ số tải trọng của lò phản ứng được tính theo công thức:

$$K_{tt} = \frac{1}{1 - X}$$

Trong đó X phần nguyên liệu chưa được phản ứng.

2) thể tích vùng phản ứng (m^3):

$$V_{pu} = \frac{V_{nl}}{VVH} K_{tt}$$

Bài giải:

Trước hết tính hệ số tải trọng của lò phản ứng:

$$K_{tt} = \frac{1}{1 - X} = \frac{1}{1 - 0,4} = 1,67$$

ở đây 0,4 – phần nguyên liệu chưa được phản ứng (1-0,6).

Thể tích vùng phản ứng:

$$V_{pu} = \frac{V_{nl}}{VVH} K_{tt} = \frac{150}{24 \cdot 2} \cdot 1,67 = 5,22 \text{ (m}^3\text{)}$$

Thể tích của một ống đựng xúc tác:

$$V_{oxt} = \frac{\pi d^2}{4} \cdot l = \frac{3,14 \cdot (0,05)^2}{4} \cdot 6 = 0,012 \text{ (m}^3\text{)}$$

Tổng số ống cần thiết cho lò phản ứng là:

$$N = \frac{V_{pu}}{V_{oxt}} = \frac{5,22}{0,012} = 435 \text{ (ống)}$$

Đáp số: 435 ống.

Bài 14. Xác định khối lượng iso butan hòa tan trong 2 lít axit sunfuric (đậm đặc 99,5%) ở điều kiện khuấy trộn lý tưởng. 0°C . Tỷ trọng của axit là 1,84 kg.l

Lượng iso butan hòa tan trong axit H_2SO_4 ở điều kiện trên là: 0,1 % khối lượng.

Khối lượng axit sử dụng:

$$m = V \times d$$

d : tỷ trọng axit = 1,84

do vậy: $m = 2 \times 1,84 = 3,68 \text{ kg}$

Lượng iso butan hòa tan trong axit H_2SO_4 :

$$m_{iC4} = (0,1 \times 3,68 \times 1000) \cdot 100 = 3,68 \text{ g}$$

Bài 15. Xác định lượng khí hydro còn dư sau phản ứng. Thời gian phản ứng 8 giờ, hàm lượng hydro trong khí sau phản ứng là 89.136 % mol và lượng khí đo được sau phản ứng 15,17 ft³.

Thể tích hydro thu được sau phản ứng

$$V_i = \frac{N_i \cdot V_t^0}{100}$$

trong đó:

V_i = thể tích chất i trong sản phẩm khí (ml)

N_i = phần trăm mol của các chất trong sản phẩm khí (%mol)

Do đó:

$$V_{\text{hydro}} = (89,136 \times 15,17 \times 28,317) \cdot 100 = 382,900 \text{ lít}$$

Bài 16. Tính đường kính lò phản ứng của tổ hợp reforming xúc tác công suất 850 tấn.ngày, biết rằng: nguyên liệu là phân đoạn 80-180⁰C ($d_4^{20} = 0,725$, M=109), nhiệt độ và áp suất trong lò phản ứng là 500⁰C và 3,5MPa, tốc độ thể tích nạp liệu VVH=1,5h⁻¹, bội số tuần hoàn hydro là w=1000 m³.m³ nguyên liệu. Hệ số nén của hơi nguyên liệu và của hydro lần lượt là 0,8 và 1. Vận tốc chuyển động của hỗn hợp hơi trong lò phản ứng là v=0,45 m.s.

Gợi ý:

Thể tích hơi nguyên liệu tại nhiệt độ T và áp suất P được xác định bằng công thức:

$$V_{nl}^T = \frac{G_{nl}}{M \cdot 24} \cdot 22,4 \cdot \frac{(T + 273) \cdot 0,101}{273 \cdot P \cdot 3600} \cdot Z_{nl}$$

Trong đó, V_{nl}^T thể tích hơi nguyên liệu tại điều kiện phản ứng, (m³.s).

G_{nl} – công suất của tổ hợp, (tấn.ngày).

M – khối lượng phân tử trung bình của nguyên liệu (kg.kmol).

Z_{nl} – hệ số nén đối với hơi nguyên liệu.

Thể tích của hydro tuần hoàn:

$$V_{th}^T = \frac{G_{nl}}{24 \cdot d_4^{20}} \cdot \frac{(T + 273)}{273} \cdot \frac{1}{3600} \cdot \frac{0,101}{P} \cdot Z_{hydro}$$

Trong đó, w bội số tuần hoàn hydro, (m³.m³).

Bài giải:

Thể tích hơi nguyên liệu tại điều kiện phản ứng (T=500⁰C, P=3,5MPa):

$$V_{nl}^{500} = \frac{G_{nl}}{24 \cdot M} \cdot 22,4 \cdot \frac{(T - 273) \cdot 0,101}{273 \cdot P \cdot 3600} \cdot Z \cdot \frac{850000}{24 \cdot 109} \cdot 22,4 \cdot \frac{(500 - 273) \cdot 0,101}{273 \cdot 3,5 \cdot 3600} \cdot 0,8 \cdot 0,132 \quad (\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

Thể tích khí hydro tuần hoàn:

$$V_{th}^T = \frac{G_{nl}}{24 \cdot d_4^{20}} \cdot \frac{(T - 273)}{273} \cdot \frac{1}{3600} \cdot \frac{0,101}{P} \cdot Z_{hydro}$$

$$= \frac{850000}{24 \cdot 725} \cdot 1000 \cdot \frac{(500 - 273)}{273} \cdot \frac{1}{3600} \cdot \frac{0,101}{3,5} \cdot 1 \cdot 1,11 \quad (\text{m}^3 \cdot \text{s})$$

Thể tích xúc tác trong các lò phản ứng:

$$V_{xt} = \frac{V_{nl}}{V_{VH}} = \frac{850}{24 \cdot 0,725 \cdot 1,5} = 82,57 \quad (\text{m}^3)$$

Tiết diện của lò phản ứng:

$$F = \frac{V_{nl}^{500}}{v} = \frac{V_{th}^{500}}{0,45} = \frac{0,132 \cdot 1,11}{0,45} = 2,76 \quad (\text{m}^2)$$

Đường kính của lò phản ứng:

$$D = \sqrt{\frac{4 \cdot F}{\pi}} = \sqrt{\frac{4 \cdot 2,76}{3,14}} = 1,9 \quad (\text{m})$$

Đáp số: 1,9 m

NHỮNG GỢI Ý VỀ TÀI LIỆU PHÁT TAY

1. Các bài kiểm tra, tính toán kết quả (giáo viên tự chuẩn bị)
2. Các bài tập về tính hiệu suất, tốc độ thể tích, khối lượng, công thức pha chế (dựa vào bài mẫu giáo viên soạn thêm cho học viên)
2. Các hướng dẫn sử dụng thiết bị hỗ trợ trong thực hành như cân, các dụng cụ thể tích. (giáo viên tự chuẩn bị).
3. Tài liệu giới thiệu về các dạng thiết bị, dụng cụ của các nhà cung cấp khác nhau (giáo viên liên hệ với các nhà cung cấp để có tài liệu, hoặc tra trên mạng internet để cập nhật các tài liệu mới).
4. Các bảng nội quy phòng thí nghiệm (giáo viên liên hệ với các phòng thí nghiệm để có mẫu tham khảo).
5. Sơ đồ bố trí phòng thí nghiệm (giáo viên tự chuẩn bị).
6. Sơ đồ thiết kế phòng thí nghiệm: bàn, hệ thống thoát nước, hệ thống điện,... (giáo viên tự chuẩn bị)
7. Sơ đồ phòng cháy, chữa cháy cho phòng thí nghiệm (giáo viên tự chuẩn bị)

KẾ HOẠCH VÀ CÁCH THỨC ĐÁNH GIÁ KẾT QUẢ HỌC TẬP MÔĐUN

Trong khi chấm điểm các hoạt động trong bài thực hành, giáo viên cần dành ra một tỷ lệ phần trăm điểm nhất định cho việc đánh giá về hành vi, ứng xử, thao tác, sự tuân thủ nội quy, qui chế trong phòng thí nghiệm.

Đánh giá, cho điểm:

Đối với mỗi bài học: *tổng số điểm là 10*

- Kiểm tra cá nhân trước lớp về kiến thức bài thực hành (3 điểm)
- Qua bài thực hành. (5 điểm)
- Qua ý thức chấp hành nội quy phòng thí nghiệm. (2 điểm)

Đối với toàn bộ mô-đun: tổng điểm 100 (trong đó 70 điểm tối đa cho 7 bài học và 30 điểm tối đa cho một bài kiểm tra tổng hợp cuối kỳ)

Tổng điểm	Kết quả
50-100	Đạt
40-49	Thi lại lần hai
<40	Không đạt, học lại

Việc đánh giá kết quả cuối cùng theo đúng quy chế.

TÀI LIỆU THAM KHẢO

1. ASTM D 2892 99a: Standard test method for distillation of crude petroleum (15 Theoretical plate column)
2. ASTM D 5236 99a: Standard test method for distillation of heavy hydrocarbon mixture (vacuum potstill method).
3. P.Vaxcixenxk, Kỹ thuật phòng thí nghiệm I, II, III. Nhà xuất bản đại học và trung học chuyên nghiệp, Hà Nội, 1979.
4. Giáo trình thí nghiệm hóa đại cương. Trường đại học kỹ thuật tp HCM, 1994
5. A.P.Kreskov (người dịch: Từ Vọng Nghi, Trần Tứ Hiếu). Cơ sở hóa học phân tích, tập I, II, Nhà xuất bản đại học và trung học chuyên nghiệp, Hà Nội, 1990
6. Douglas A. Skoog. Analytical Chemistry, USA, 1963
7. Nguyễn Quang Huỳnh, Doãn Học Phòng, Sổ tay công nhân thí nghiệm hóa chất. Nhà xuất bản công nhân kỹ thuật, Hà nội, 1985
8. F.Elizabeth Prichard, Quality in the analytical chemistry laboratory, Published on behalf of ACOL, USA, 1995
9. Nguyễn Dương, Hướng dẫn công tác phòng cháy, chữa cháy ở nhà máy xí nghiệp. Nhà xuất bản công an nhân dân, Hà nội, 1983
10. Laboratory design, USA, 1982



THIẾT BỊ PHẢN ỨNG **trong công nghiệp hoá dầu.**

Người soạn : PGS,TS Trần Công Khanh.
Trường Đại học Bách khoa Hà Nội.

I-GIỚI THIỆU VỀ TBPU' :

I.1-Giới thiệu:

- -TBPU'- hệ thống thiết bị thực hiện các phản ứng hoá học tạo ra sản phẩm của một quá trình sản xuất, do đó quyết định **năng suất (do vận tốc phản ứng r)** và **hiệu quả (độ chuyển hoá X và độ chọn lọc S)** của sản xuất.
- **-Vận tốc phản ứng chuyển hoá chất i:**

$$R_i = \pm dN_i / Vdt . \quad (1 . 1)$$

Trong đó: N_i -Số mol của chất i, dấu cộng là tạo thành (sản phẩm phản ứng), dấu trừ là tiêu hao (chất phản ứng).

V -Thể tích của hệ thống

Khi thể tích không đổi ta có $C_i = N_i / V$, do đó pt (1.1) thành:

$$R_i = \pm dC_i / dt . \quad (1 . 2)$$

- -Độ chuyển hoá của chất i:

$$X_i = (C_0 - C_1) / C_0 = 1 - C_1/C_0 \quad (1.3)$$

- Trong đó : C_0 - nồng độ **chất phản ứng i đi vào** (hay nồng độ ban đầu)
 C_1 - nồng độ **chất phản ứng i đi ra** (hay nồng độ cuối)

- -Độ chọn lọc đối với sản phẩm i:

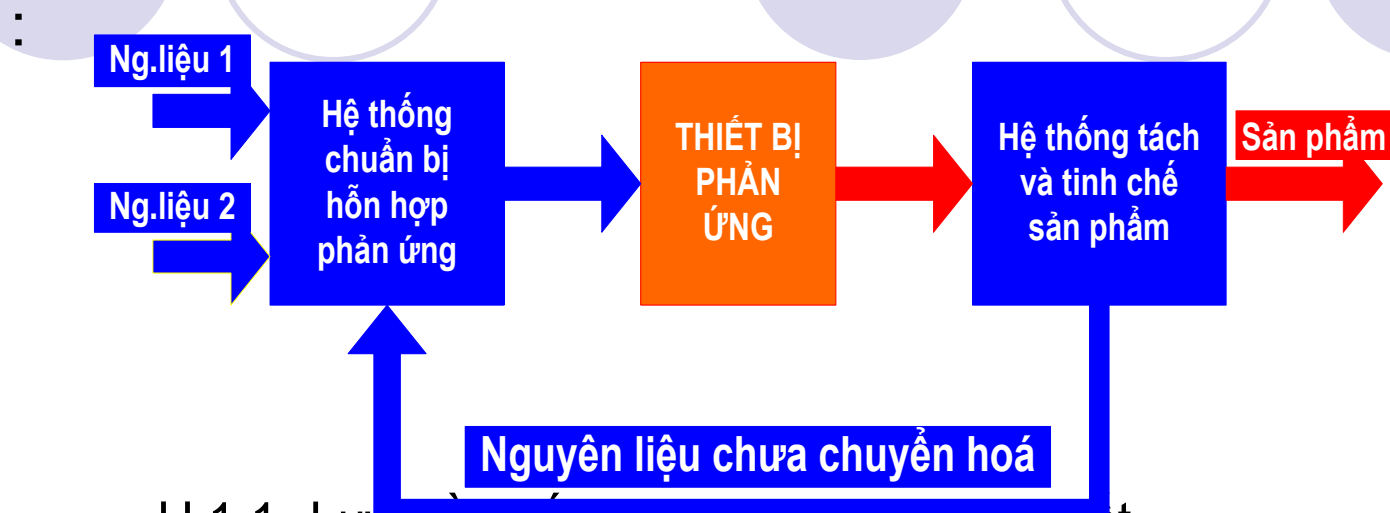
$$S_i = C_i / \sum C_j \quad j = 1, n \quad (1.4)$$

- Trong đó: C_i -nồng độ của **sản phẩm i** trong hỗn hợp phản ứng

$\sum C_j$ -**tổng nồng độ các sản phẩm** trong hỗn hợp phản ứng

VỊ TRÍ HỆ THỐNG TBPU' TRONG SƠ ĐỒ CÔNG NGHỆ

Trong sơ đồ công nghệ TBPU' nằm ở vị trí như sau



H.1.1- Lưu đồ khối của công nghệ sản xuất .

Trong đó hệ thống thiết bị ***chuẩn bị hỗn hợp phản ứng, tách và tinh chế sản phẩm*** có thể gồm một số lượng lớn các thiết bị thực hiện các quá trình chuyển khối và truyền nhiệt như chưng luyện, hấp thụ, hấp phụ, trích ly, đun nóng, làm lạnh, ngưng tụ ...mà sinh viên đã làm quen trong môn học "Quá trình và thiết bị hoá học".

I.2-Đặc điểm :

- - Đa dạng

- Do điều kiện phản ứng rất khác nhau:

***Nhiệt độ** phản ứng có thể từ nhiệt độ phòng đến $800-900^{\circ}\text{C}$, cá biệt có thể đến $1300-1500^{\circ}\text{C}$. Đồng thời phải có những giải pháp hợp lý cấp hay giải nhiệt phản ứng.

***Áp suất** có thể từ áp suất khí quyển ($0,1 \text{ MPa}$) đến 70 MPa .

Trong nhiều phản ứng pha khí thường dùng áp suất khoảng $2-3 \text{ MPa}$ để giảm thể tích TBPU', tăng cường vận tốc phản ứng và hệ số trao đổi nhiệt với thành thiết bị.

Với mỗi áp suất cần có dạng hình học của thiết bị phù hợp : hình ống, hình cầu chịu áp suất tốt hơn hình hộp, mặt phẳng.



● Phản ứng trong thiết bị có thể tiến hành ở các ***trạng thái pha khác nhau***:

*Đồng thể: khí, lỏng

*Các hệ dị thể khí-rắn, khí-lỏng, lỏng-rắn, lỏng-lỏng

*Các hệ ba pha khí-lỏng-rắn, lỏng-lỏng-rắn, khí-lỏng-lỏng ...

● Tính đa dạng của TBPU' còn do ***từng hãng***, trên thế giới có những hãng có công nghệ, xúc tác và hệ thống TBPU' riêng của mình

ĐẶC ĐIỂM TBPU'...

- -Phức tạp
- Do trong TBPU' ***các quá trình hoá học (phản ứng) và vật lý (chuyển khối: dòng chảy , khuếch tán, và các quá trình nhiệt: truyền nhiệt, toả và thu nhiệt) xảy ra đan xen và ảnh hưởng lẫn nhau***
- Trong đó, các ***quá trình vật lý thường tuyến tính với nhiệt độ***, còn các ***phản ứng hoá học phụ thuộc vào nhiệt độ ở dạng hàm mũ*** theo phương trình Arrhenius (***phi tuyến***).

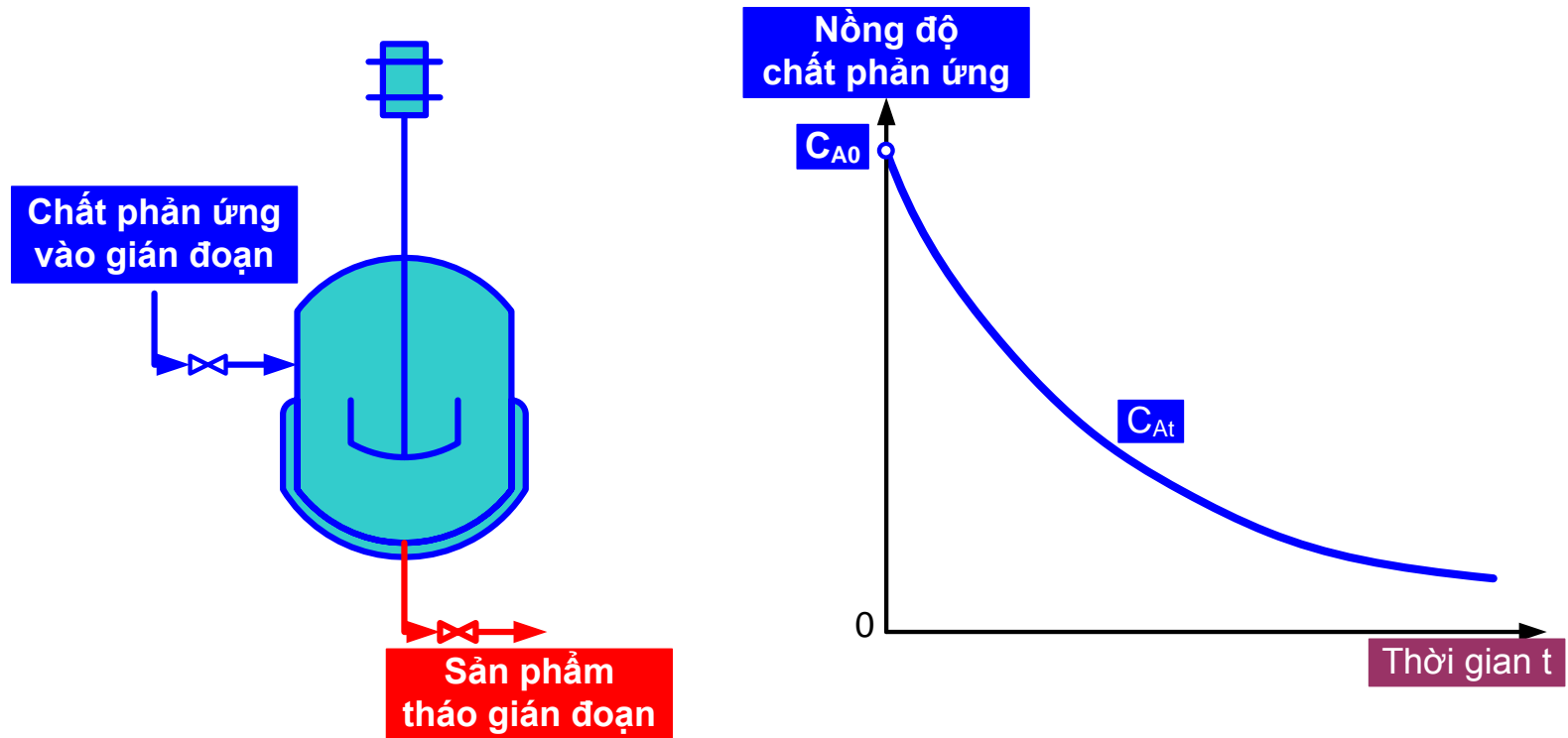
I.3- Phân loại TBPU' :

1/Theo chế độ làm việc :

a/Thiết bị làm việc gián đoạn

- *Chỉ dùng cho pha lỏng .
- *Các bước của quá trình: nạp liệu, đun nóng, tiến hành phản ứng, làm nguội và tháo sản phẩm, được thực hiện trong một thiết bị.
- Do đó *các thông số* như nồng độ, nhiệt độ, áp suất ...**thay đổi theo thời gian.**
- Ví dụ: tiến hành phản ứng trong thiết bị loại thùng có khuấy nồng độ chất phản ứng thay đổi theo thời gian như hình 1.2.

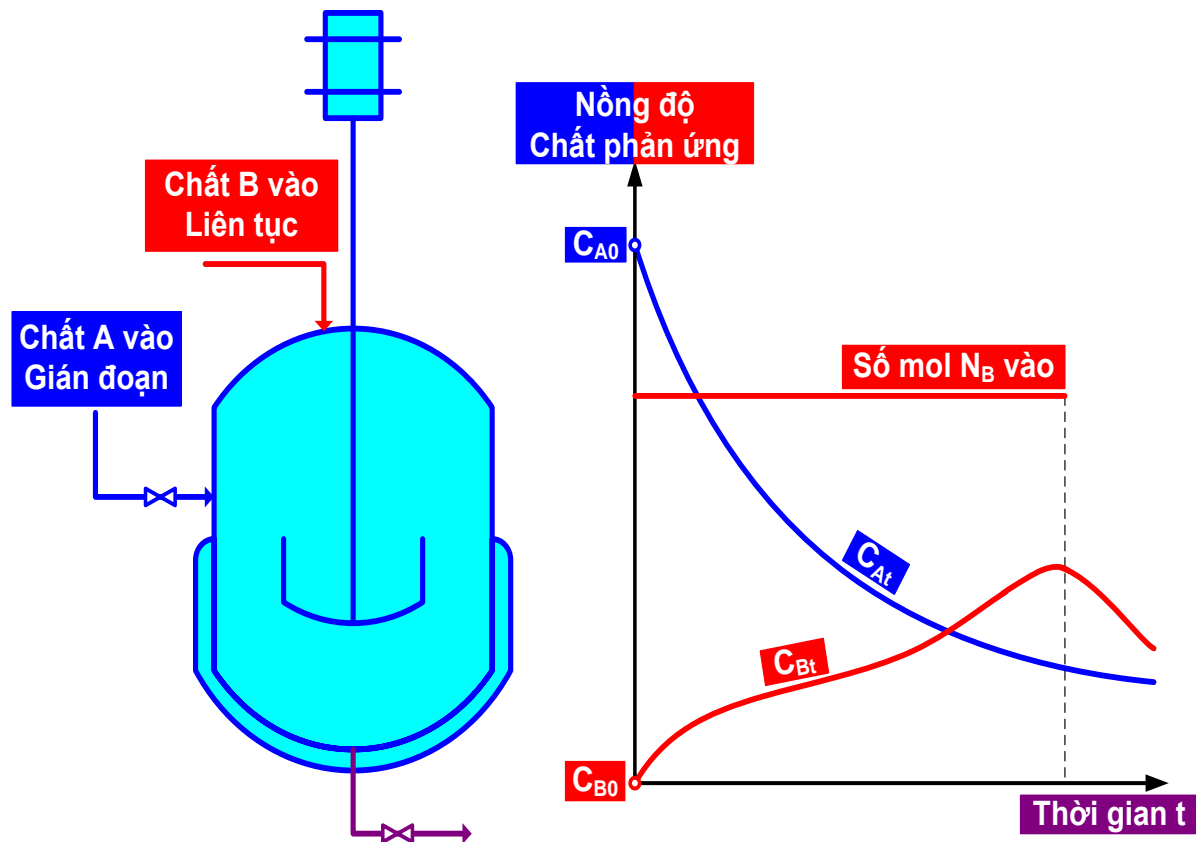
H.1.2-Mô hình TBPƯ' làm việc gián đoạn và thay đổi nồng độ theo thời gian



b/Thiết bị làm việc nửa gián đoạn:

- *Chất phản ứng: một chất cho gián đoạn, một chất cho liên tục.
- Chất cho gián đoạn thường là chất lỏng, ví dụ chất A.
- Chất cho liên tục thường là chất khí hay có thể là chất lỏng, ví dụ chất B. Phản ứng: $A + B \rightarrow C$
- Với mục đích luôn nghèo chất B trong hỗn hợp phản ứng tránh phản ứng phụ: $B + C \rightarrow D$
- Hay để vận tốc tỏa nhiệt của phản ứng phù hợp với khả năng giải nhiệt của thiết bị .

*Nồng độ A và B thay đổi theo thời gian phản ứng như ở hình 1.3



H.1.3-Mô hình TBPƯ làm việc nửa gián đoạn và thay đổi nồng độ chất phản ứng trong thiết bị.

c/Thiết bị làm việc liên tục

- *Đây là loại thiết bị thường gặp trong công nghiệp với qui mô sản xuất lớn.
- ***Trạng thái dừng (steady state)**: là trạng thái đạt được của TBPU' sau khi mở máy một thời gian, ở trạng thái này **các thông số của quá trình không thay đổi theo thời gian t** , lúc đó sản phẩm thu được có chất lượng ổn định. Từ khi mở máy đến trạng thái dừng ta có **giai đoạn quá độ**, thời gian quá độ phụ thuộc vào chế độ dòng chảy trong thiết bị và độ phức tạp của hệ thống TBPU'.

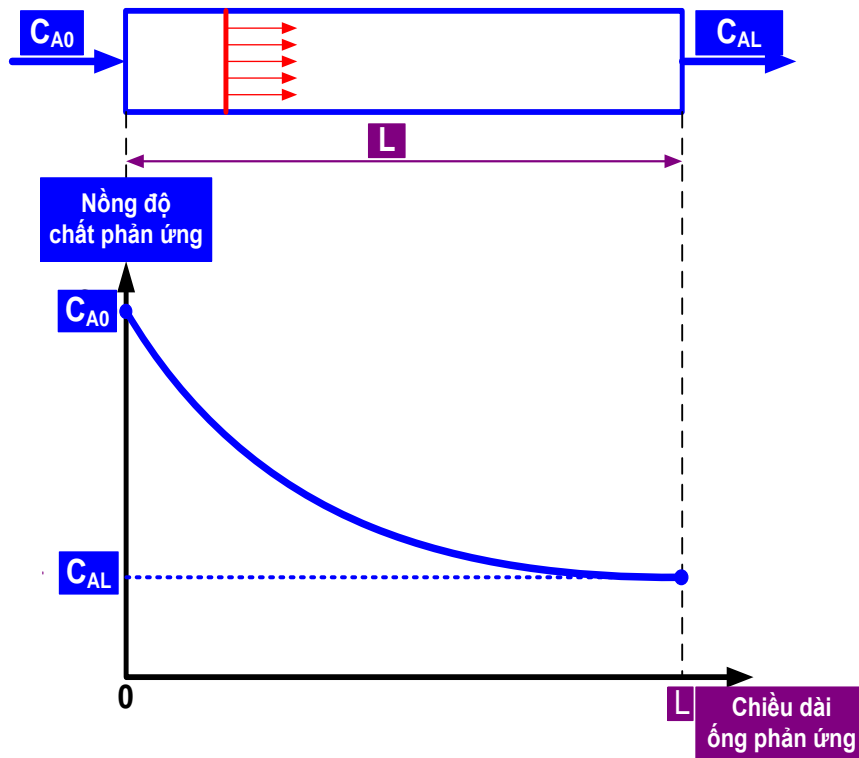
● Thời gian lưu trung bình:

- Thời gian lưu thực của chất phản ứng trong thiết bị khác nhau, phụ thuộc vào chế độ dòng chảy. Ta có **thời gian lưu trung bình** theo định nghĩa sau:

$$t_{TB} = V_R / F_V$$

Trong đó: t_{TB} -Thời gian lưu trung bình. [h].
 V_R -Thể tích TBPU'. [m³].
 F_V -Lưu lượng của dòng . [m³ / h].

2/Theo chế độ dòng chảy :



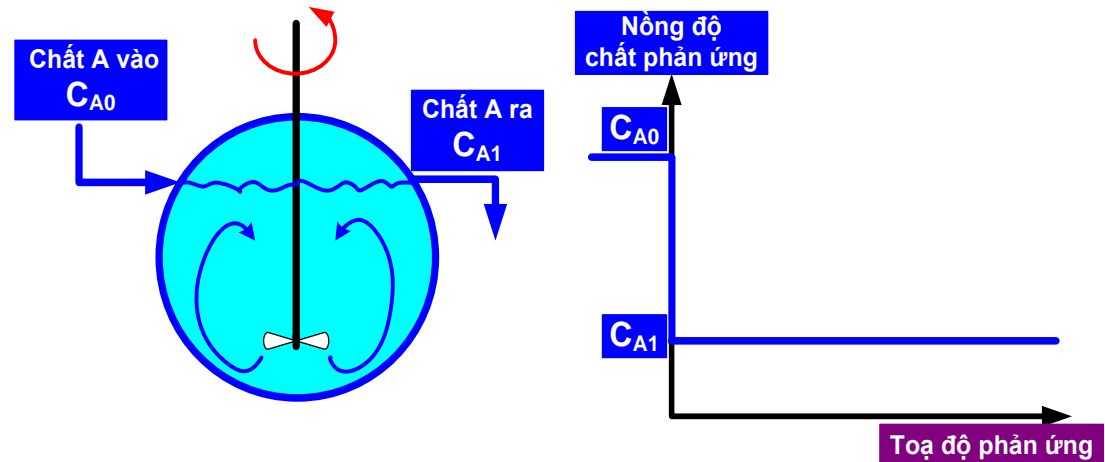
H.1.4-Mô hình ĐLT và thay đổi nồng độ chất phản ứng trong thiết bị.

*Mô hình đẩy lý tưởng :

- -Là mô hình dòng chảy trong thiết bị chuyển động tịnh tiến theo thứ tự trước sau như chuyển động của pit-tông trong xi lanh
- Và do đó nồng độ chất phản ứng thay đổi từ từ, bắt đầu ở đầu vào là C_{A0} đến đầu ra là C_{AL} như ở hình 1.4

***Mô hình khuấy lý tưởng :**

-Là mô hình dòng chảy trong thiết bị được khuấy trộn mạnh, chất phản ứng đi vào được trộn lẫn đồng đều ngay tức khắc trong thiết bị, do đó nồng độ chất phản ứng thay đổi đột ngột ở tại đầu vào của thiết bị như ở hình 1.5

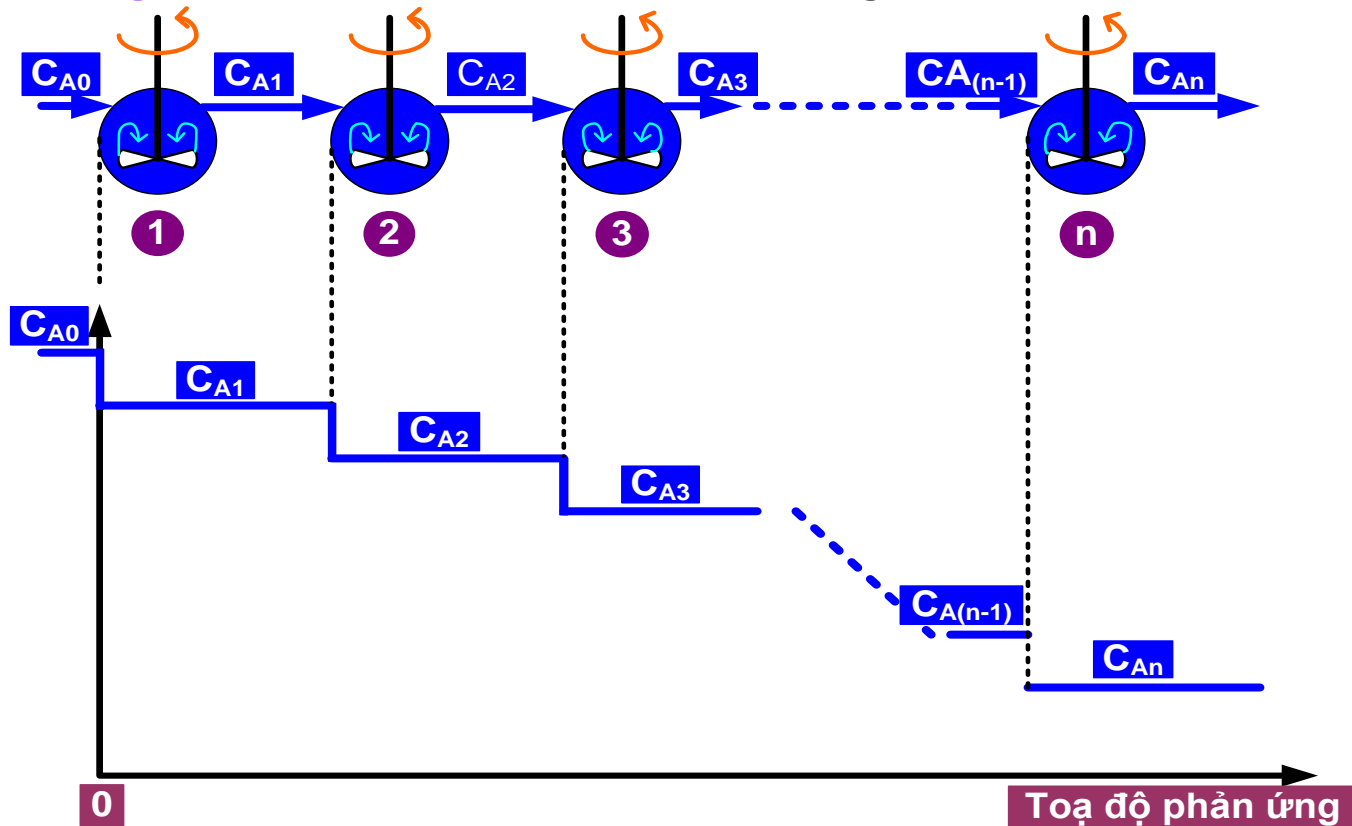


H.1.5-Mô hình KLT và thay đổi nồng độ trong thiết bị

Mô hình khuấy lý tưởng...

- *Cũng do khuấy trộn **nồng độ chất phản ứng trong khắp thiết bị đồng đều và bằng nhau là C1.**
- *Do nồng độ chất phản ứng trong thiết bị thấp (nhất là khi độ chuyển hoá X yêu cầu cao) nên vận tốc phản ứng thấp và do đó **năng suất TBPU' theo mô hình khuấy lý tưởng thấp hơn đầy lý tưởng.**
- Nói một cách khác, để đảm bảo độ chuyển hoá X như nhau thiết bị theo mô hình khuấy lý tưởng cần có thể tích V_R lớn hơn nhiều so với mô hình đầy lý tưởng, đặc biệt khi X yêu cầu cao.

*Để đảm bảo năng suất thiết bị cao với mô hình khuấy lý tưởng **hệ thống nhiều thiết bị khuấy nối tiếp** được sử dụng như hình 1.6.



H.1.6-Mô hình hệ thống n thiết bị KLT nối tiếp và thay đổi nồng độ chất phản ứng theo từng thiết bị

- *Ở hình 1.6 nồng độ chất phản ứng thay đổi từng bậc từ đầu vào đến đầu ra của hệ thống, khi n đủ lớn (giới hạn khi $n \rightarrow \infty$) sự thay đổi nồng độ chất phản ứng giống như ở trường hợp đẩy lý tưởng (hình 1.4).
- Trong thực tiễn công nghiệp số thiết bị n trong hệ thống thường từ 4 đến 10 để ngoài việc đảm bảo năng suất của hệ thống thiết bị còn để phân bố thời gian lưu đồng đều hơn, nhiệt độ có thể điều chỉnh khác nhau ở từng thiết bị và chất phản ứng thứ hai có thể cho vào từ từ theo từng thiết bị theo yêu cầu

3/Theo trạng thái pha:

- ***Hệ đồng thể**: Cần được khuấy trộn để đồng đều về nồng độ các cấu tử và nhiệt độ trong thiết bị phản ứng.
- ***Hệ dị thể**: Đối với hệ này cần chú ý tạo bề mặt tiếp xúc pha lớn để tăng cường vận tốc phản ứng.
 - Hệ dị thể lỏng - lỏng: Cần được **khuấy trộn tốt**, tạo nhũ tương có bề mặt tiếp xúc lớn.
 - Hệ dị thể khí - lỏng: Để đảm bảo bề mặt tiếp xúc pha của hệ này cần **khuấy trộn hoặc sử dụng bình bọt hoặc dùng đệm rắn** có bề mặt riêng lớn.
 - Hệ dị thể khí - rắn và lỏng - rắn: Bề mặt tiếp xúc pha là **bề mặt của chất rắn**, do vậy chất rắn (là xúc tác) thường là vật liệu xốp có bề mặt riêng lớn hoặc có độ phân tán cao.
- Trong công nghiệp cũng hay gặp hệ nhiều pha: khí - lỏng - rắn, lỏng - lỏng - rắn

4/Theo chế độ nhiệt:

- ***Đoạn nhiệt:**
 - -Không có bộ phận trao đổi nhiệt .
 - Hay sử dụng vì đơn giản, cho các phản ứng có hiệu ứng nhiệt thấp hay ít nhạy với sự thay đổi nhiệt độ.
- ***Đẳng nhiệt:**
 - -Thường gặp ở các thiết bị có khuấy trộn tốt.
 - Trong tài liệu đôi khi gọi thiết bị phản ứng xúc tác khí - rắn dạng ống chùm có bề mặt trao đổi nhiệt lớn là thiết bị **tựa đẳng nhiệt**, tuy vậy ở thiết bị loại này vẫn tồn tại gradien nhiệt độ theo đường kính và hướng trục ống xúc tác .



- ***Tự nhiệt:**

- -Hay dùng khi có thể vì đơn giản và kinh tế .

- Phản ứng tỏa nhiệt đủ lớn và có khả năng trao đổi nhiệt phản ứng với nguyên liệu vào để đạt nhiệt độ mà phản ứng có thể tiến hành .

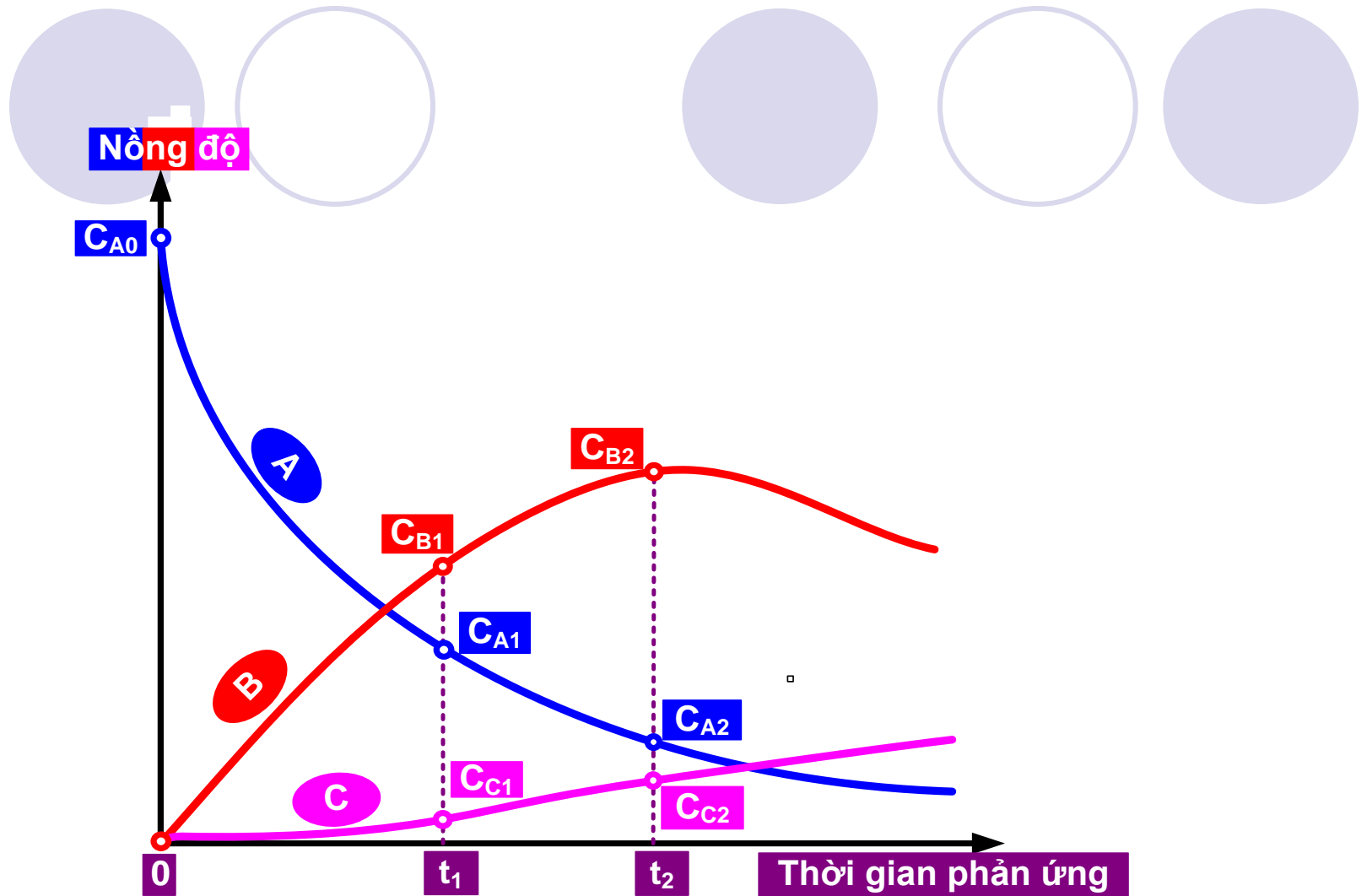
- ***Chế độ nhiệt theo qui hoạch:**

- Thường dùng để đạt chế độ nhiệt tối ưu cho quá trình phản ứng .

- Gặp ở thiết bị loại ống , thiết bị có nhiều ngăn đoạn nhiệt và hệ thống nhiều thiết bị khuấy nối tiếp .

III/ THỜI GIAN LƯU

- - *Thời gian lưu của chất phản ứng trong thiết bị là thời gian tiến hành phản ứng*, vì vậy nó ảnh hưởng quan trọng đến độ chuyển hoá X và độ chọn lọc S.
- Ví dụ: ta có phản ứng nối tiếp $A \rightarrow B \rightarrow C$, trong đó B là sản phẩm chính và C là sản phẩm phụ, nồng độ của A, B và C phụ thuộc vào thời gian phản ứng như ở hình 2.1



**H.2.1-Sự thay đổi nồng độ các chất của phản ứng nối tiếp
 $A \rightarrow B \rightarrow C$ theo thời gian phản ứng**

- Giả sử tại thời điểm t_1 nồng độ các chất A, B, C là C_{A1} , C_{B1} và C_{C1} ta có:
 - Độ chuyển hoá: $X_1=1- C_{A1}/C_{A0}$.
 - Độ chọn lọc: $S_1=C_{B1}/ (C_{B1} + C_{C1})$.
 - -Phụ thuộc vào chế độ dòng chảy, thời gian lưu của các phần tử của dòng vào có thể rất khác nhau. Do vậy cần nghiên cứu phân bố thời gian lưu của chúng trong thiết bị.

II.1-THỜI GIAN LƯU TRONG CÁC MÔ HÌNH LÝ TƯỞNG

1/Hàm phân bố TGL:

- **-Hàm $E(t)$:**

- Định nghĩa: *Phần của dòng vào có thời gian lưu trong thiết bị từ t đến $t+dt$ là $E(t).dt$.* Từ định nghĩa trên ta có:

- $$\int_0^{\infty} E(t).dt = 1 \quad (2.1)$$

- $$\int_0^{\infty} E(t).t.dt = t_{TB} \quad (2.2)$$

- -Hàm $F(t)$:

- Định nghĩa: $F(t)$ là phần của dòng có thời gian lưu trong thiết bị nhỏ hơn t .

- *Từ định nghĩa này $F(t)$ là phần của dòng đi vào thiết bị ở thời điểm $t = 0$ và đến thời điểm t đã ra khỏi thiết bị.

- *Phần của dòng đi vào thiết bị ở thời điểm $t = 0$ đến thời điểm t vẫn còn trong thiết bị là $[1-F(t)]$. Từ định nghĩa về $F(t)$ ta có:

- Khi $t = 0$ thì $F(t) = 0$

Khi $t = \infty$ thì $F(t) = 1$ (2.3)

- $F(t) = \int_0^t E(t') \cdot dt'$ hay $E(t) = dF(t)/dt$ (2.4)

II.2-Giá trị của hàm phân bố TGL trong các mô hình lý tưởng:

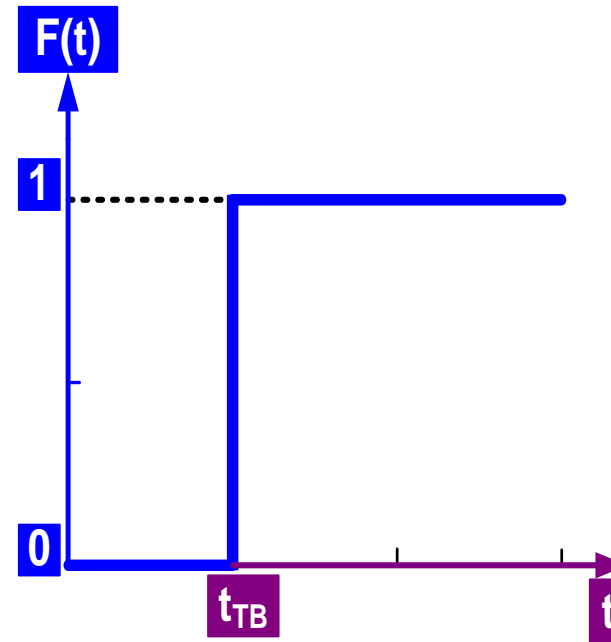
- -Mô hình ĐLT - Từ định nghĩa của mô hình này và định nghĩa của hàm phân bố $F(t)$ ta có giá trị của hàm phân bố TGL như sau:

- Khi $0 < t < t_{TB}$ thì $F(t) = 0$

- Khi $t > t_{TB}$ thì $F(t) = 1$

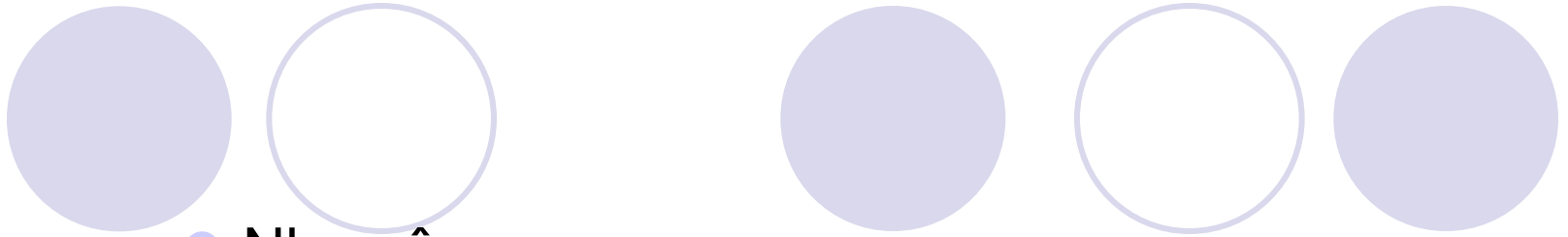
(2.5)

- Ta có đường biểu diễn $F(t)$ theo t như ở hình 2.2



H.2.2-Sự phụ thuộc của $F(t)$ mô hình ĐLT vào thời gian t

- -Mô hình KLT -Từ định nghĩa của mô hình này và của $F(t)$ ta thấy rằng do khuấy trộn mạnh trong thiết bị các phần tử của dòng vừa vào được trộn đều khắp trong thể tích của thiết bị.
- Do vậy khả năng đi ra của các phần tử hiện có trong thiết bị là như nhau, không phân biệt phần tử vào trước hay vào sau. Nói cách khác, xác suất xuất hiện ở cửa ra của những phần tử hiện có trong thiết bị là như nhau không phân biệt lịch sử của chúng.



- Như vậy:
- Có thể có phần tử vừa mới vào đã có mặt ở cửa ra và ra khỏi thiết bị nên TGL bằng 0
- Và có thể có phần tử đã vào thiết bị từ lâu mới ra khỏi thiết bị nên TGL của những phần tử này bằng ∞ .
- Nghĩa là ***TGL của chất phản ứng trong mô hình KLT không đồng đều và phân bố từ 0 đến ∞ .***



- Theo lý thuyết xác suất ta có mệnh đề sau: xác suất của những phân tử có TGL trong thiết bị là $t+dt$ gồm xác suất của những phân tử có TGL trong thiết bị là t và xác suất của những phân tử có TGL là dt , như vậy có thể viết:
- $[1 - F(t+dt)] = [1 - F(t)]. [1 - F(dt)]$
(2.6)

- $[1 - F(t+dt)] = [1 - F(t)] \cdot [1 - F(dt)]$ (2.6)

- $F(t+dt) = F(t) + dF(t)$

Vì khả năng ra khỏi thiết bị của những phần tử là như nhau, ta có:

- $F(dt) = F_V \cdot dt / V_R = dt / t_{TB}$

Thay vào phương trình (2.6):

- $1 - F(t) - dF(t) = [1 - F(t)] \cdot [1 - dt / t_{TB}]$

- $- dF(t) = - dt / t_{TB} + F(t) \cdot dt / t_{TB}$
 $= - dt / t_{TB} \cdot [1 - F(t)]$

- $dF(t) / [1 - F(t)] = dt / t_{TB}$ (2.7)



Giải phương trình vi phân (2.7):

- Giải phương trình vi phân (2.7), ta có:

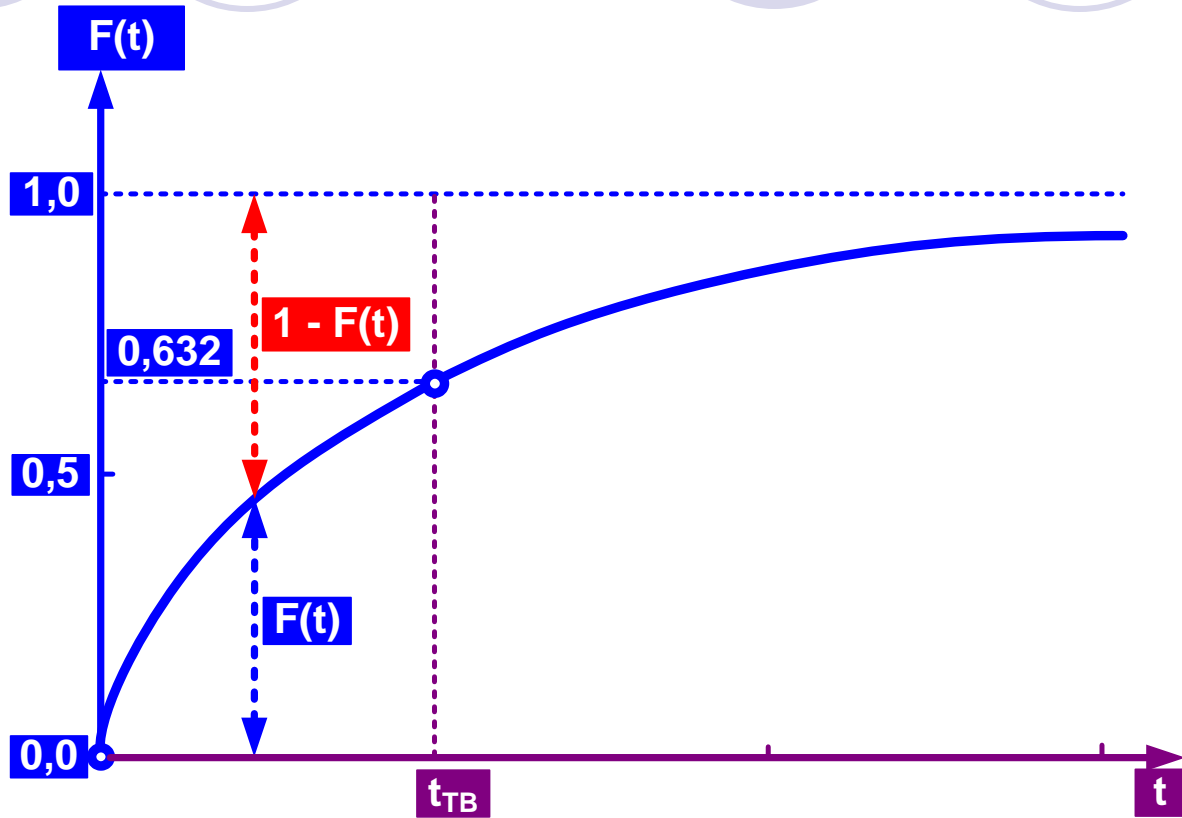
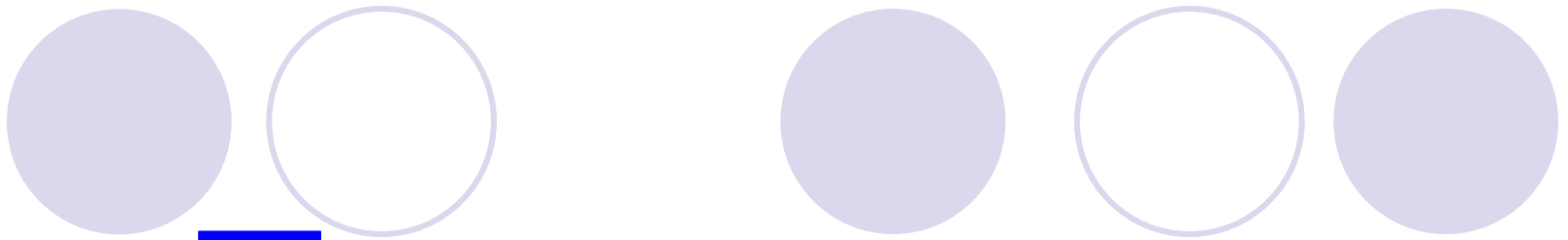
$$\ln [1 - F(t)] = - t/ t_{TB} + C.$$

Từ điều kiện ban đầu $t=0$ thì $F(t)=0$ được $C = 0$

$$1 - F(t) = e^{-t/tTB}$$

do đó $F(t) = 1 - e^{-t/tTB} . \quad (2.8)$

- Đường biểu diễn hàm $F(t)$ của mô hình KLT theo phương trình (2.8) được trình bày ở hình 2.3



H.2.3-Sự phụ thuộc của $F(t)$ mô hình KLT vào thời gian t

- Như vậy, do khuấy *TGL của các phần tử dòng vào rất khác nhau, phân bố từ 0 đến ∞ .*
- Làm *giảm độ chuyển hoá X (và do đó giảm năng suất thiết bị) và độ chọn lọc S (đối với các quá trình phản ứng nối tiếp).*
- Để đạt độ chuyển hoá như nhau so với mô hình ĐLT ở thiết bị loại này cần có thể tích lớn hơn, sự chênh lệch đó phụ thuộc vào độ chuyển hoá X yêu cầu.

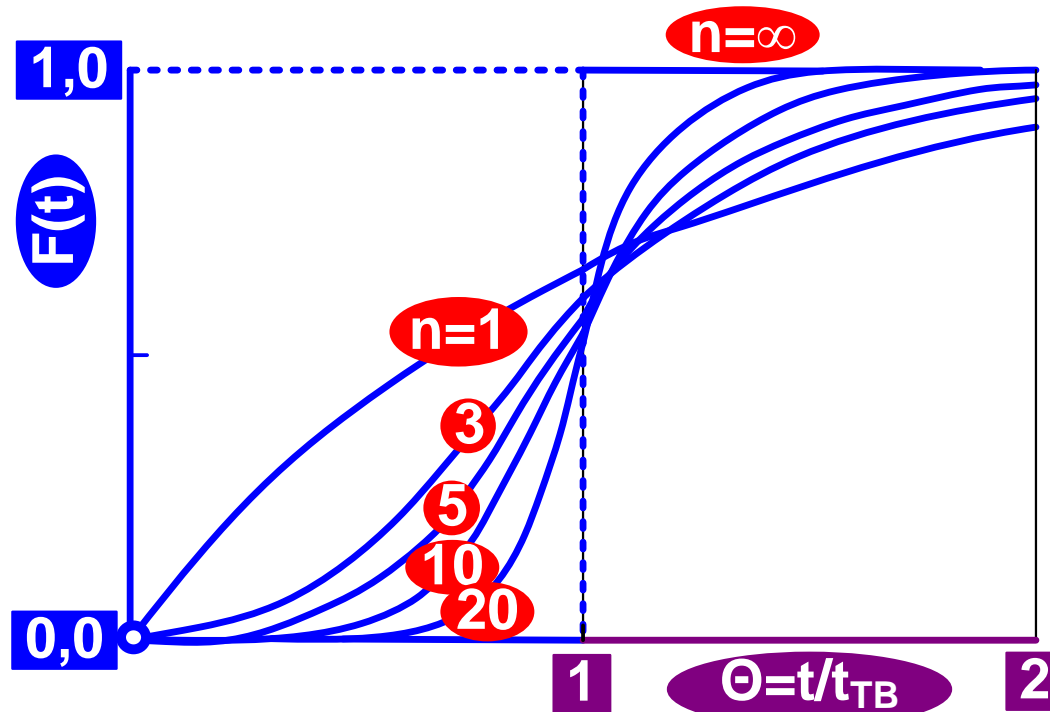
Hệ thống nhiều thiết bị khuấy nối tiếp liên tục:

- Mô hình hệ thống nhiều thiết bị khuấy nối tiếp khắc phục được nhược điểm trên với số thiết bị n đủ lớn (về lý thuyết khi $n \rightarrow \infty$ và trong thực tế n có thể từ 5 đến 10).
- Giá trị hàm $F(t)$ trong hệ thống n thiết bị khuấy nối tiếp liên tục có thể được xác định bằng phép tính cân bằng vật chất, được:


$$F(t) = 1 - e^{-nt/t_{TB}} \left[1 + (nt/t_{TB}) + (nt/t_{TB})^2/2 + \dots + (nt/t_{TB})^{n-1}/(n-1)! \right] .$$

(2.19)

Hình 2.5 biểu diễn giá trị hàm phân bố $F(t)$ của hệ thống thiết bị KLT nối tiếp làm việc liên tục phụ thuộc vào t (trục hoành có đơn vị là $\theta=t/t_{TB}$).



H.2.5-Hàm $F(t)$ phụ thuộc vào số thiết bị n trong hệ thống KLT liên tục, nối tiếp.

- 
- Từ hình 2.5 thấy rõ ở hệ thống thiết bị KLT nối tiếp khi **số thiết bị n tăng khoảng phân bố TGL của các phần tử của dòng vào hẹp lại** (quanh vùng $t/t_{TB}=1$).
 - Và khi $n \rightarrow \infty$ **ta có đường biểu diễn $F(t)$ của hệ thống tương tự như ở mô hình ĐLT: TGL của các phần tử của dòng đồng đều và bằng t_{TB} .**

II.3- THỜI GIAN LƯU TRONG THIẾT BỊ THỰC

- **-Thiết bị thực loại thùng có khuấy :**
- ***Nếu có khuấy trộn mạnh và độ nhớt môi trường phản ứng không quá lớn có thể coi như mô hình ĐLT .**
Trong thực tiễn sản xuất công nghiệp để thực hiện điều này, như ở thiết bị nitro hoá hydrocacbon thơm, nồng độ các cấu tử được trộn lẫn hoàn toàn sau 8 giây trong khi TGL trung bình thường trên 10 phút.





- *Khi môi trường có độ nhớt quá cao ta có trạng thái trung gian giữa hai mô hình ĐLT và KLT.
- *Ở hệ thống nhiều thiết bị khuấy nối tiếp, nếu trong mỗi thiết bị sự khuấy trộn không được hoàn toàn thì ảnh hưởng của nó có thể bỏ qua được, coi như ĐLT.



- **-Thiết bị thực loại ống:**

- *Đường biểu diễn $F(t)$ có dạng chữ S do trộn lẫn theo hướng trục ống bởi các nguyên nhân sau:
 - 1/ Khuấy trộn đối lưu do các dòng chuyển động xoáy gây nên.
 - 2/ Do gradien vận tốc dòng theo tiết diện ngang của ống.
 - 3/ Khuấy trộn do khuếch tán phân tử, thường ảnh hưởng này không lớn.

*Để nghiên cứu hiện tượng trộn lẫn của dòng chảy trong ống gây ảnh hưởng đến TGL trong thiết bị và độ chuyển hoá, chia véctor trộn lẫn thành hai thành phần:

Hướng trục ống với hệ số trộn dọc D_l


Hướng đường kính ống với hệ số trộn ngang D_r

D_l và D_r được xác định bằng **chuẩn số Peclet** (kí hiệu Pe) như sau:

$$Pe_l = v \cdot L / D_l \quad \text{và} \quad Pe_r = v \cdot D / D_r$$

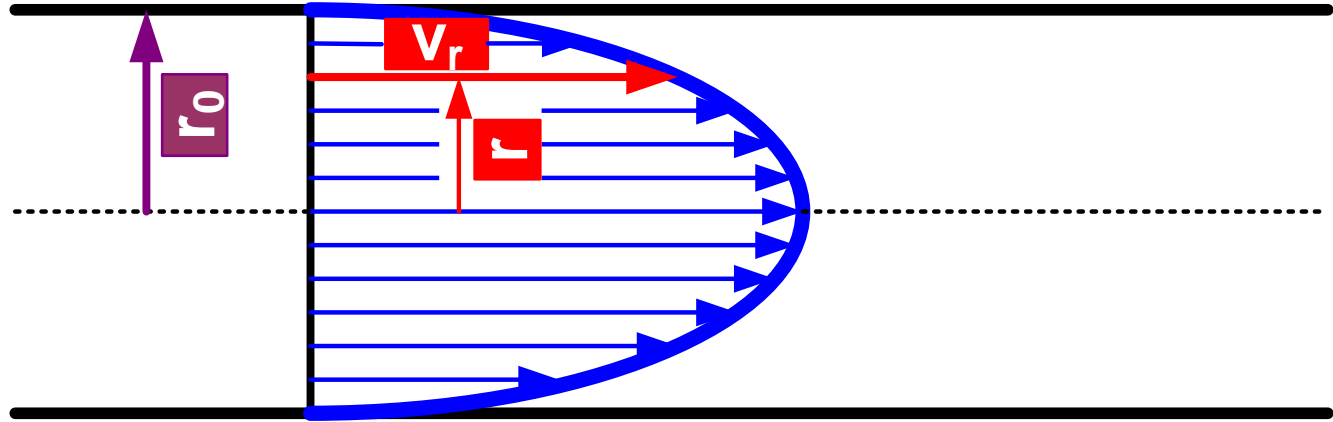
(2.20)

- Trong đó: v - Vận tốc dài của dòng chảy.
 L - Chiều dài của ống phản ứng.
 D - Đường kính ống hay đường kính của hạt trong ống.



a/Ống rỗng, chảy dòng:

- -**Gradient vận tốc dòng theo tiết diện ngang là nguyên nhân chủ yếu** gây nên sự sai khác TGL trong ống rỗng chảy dòng, khuếch tán đối lưu và khuếch tán phân tử bé, có thể bỏ qua.
- -Tính $F(t)$: Vận tốc dòng phân bố trên tiết diện ống theo mặt parabol, phụ thuộc vào khoảng cách r đến tâm ống là v_r (hình 2.6)



H.2.6-Mô hình gradient vận tốc dòng theo hướng đường kính của ống rỗng, chảy dòng

-Tính $F(t)$ của ống rỗng, chảy dòng...

$$v_r = \left(\frac{2F_V}{\pi \cdot r_0^2} \right) \left[1 - \left(\frac{r}{r_0} \right)^2 \right] \quad (2.21)$$

Trong đó r_0 là bán kính của ống.

- Do đó , TGL của phần của dòng cách trục ống một khoảng r là

$$t_r = L/v_r = \pi \cdot r_0^2 (L / 2F_V) \cdot \left[1 - (r/r_0)^2 \right] = V_R/2F_V \left[1 - (r/r_0)^2 \right]$$

$$t_r = \left(t_{TB} / 2 \right) \left[1 - (r/r_0)^2 \right] \quad (2.22)$$

- Thay $r = 0$ có TGL của dòng tại trục ống là

$$t_{\text{tâm}(r=0)} = t_{TB} / 2$$

- Thay $r = r_0$ có TGL của dòng tại thành ống là

$$t_{\text{thành}(r=r_0)} = \infty$$

-Tính $F(t)$ của ống rỗng , chảy dòng...

- Có thể xem phần của dòng chảy nằm cách tâm là $r+dr$ (hình vành khăn $2\pi r.dr$) có vận tốc như nhau là v_r , từ định nghĩa của hàm $F(t)$ ta có:

$$dF(r) = v_r . 2\pi r.dr / F_v \quad (2.23)$$

- Thay v_r từ phương trình (2.21) và rút gọn, được :

$$dF(r) = 4 [1 - (r/r_0)^2] r.dr / r_0$$

- Để chuyển $dF(r)$ thành $dF(t)$ phải dùng phương trình (2.22) .

- Từ (2.22) ta có $[1 - (r/r_0)^2] = t_{TB} / 2t$, lấy vi phân pt (2.22) ta rút ra:

$$rdr = r_0^2 \cdot t_{TB} \cdot dt / 4 t^2$$

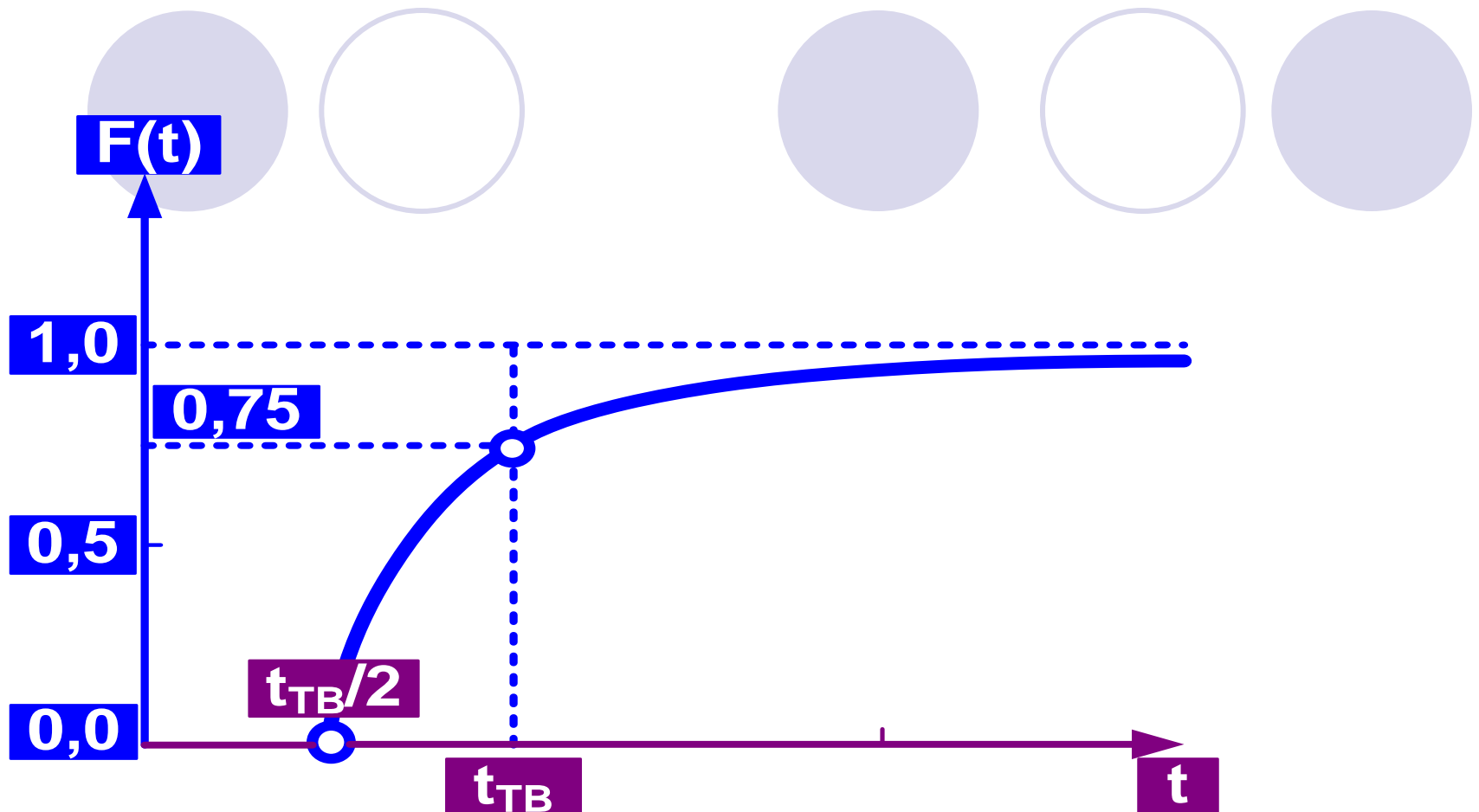
- Thay vào pt (2.23) , được:

$$dF(t) = t_{TB}^2 \cdot dt / 2 \cdot t^3 \quad (2.24)$$

Từ đó xác định F(t) cho trường hợp ống rỗng chảy dòng như sau:

- $F(t) = t_{TB}^2 / 2 \cdot \int dt / t^3 \quad t = t_{TB} / 2, \infty .$

- $F(t) = 1 - (t_{TB}/t)^2 / 4 \quad (2.25)$

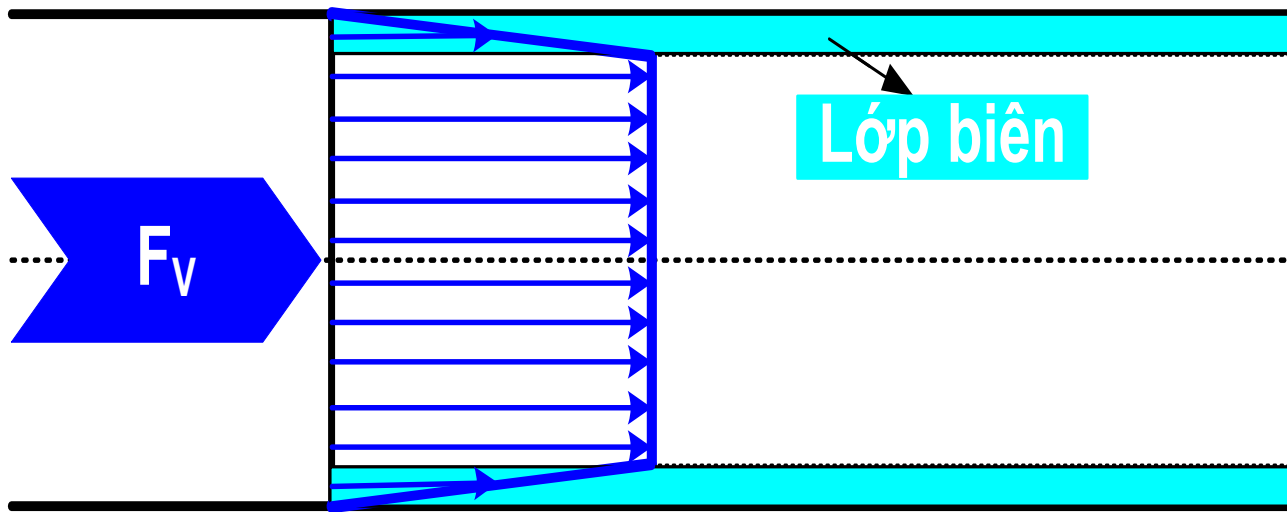
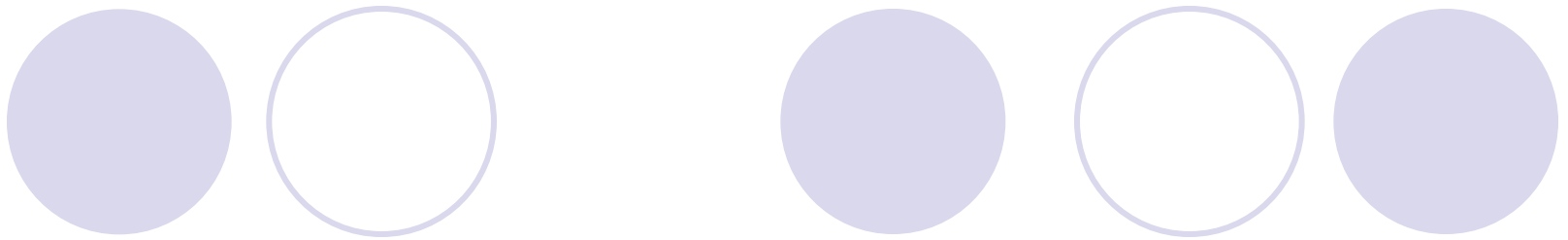


H.2.7-Đường biểu diễn của $F(t)$ trong ống rỗng, chảy dòng

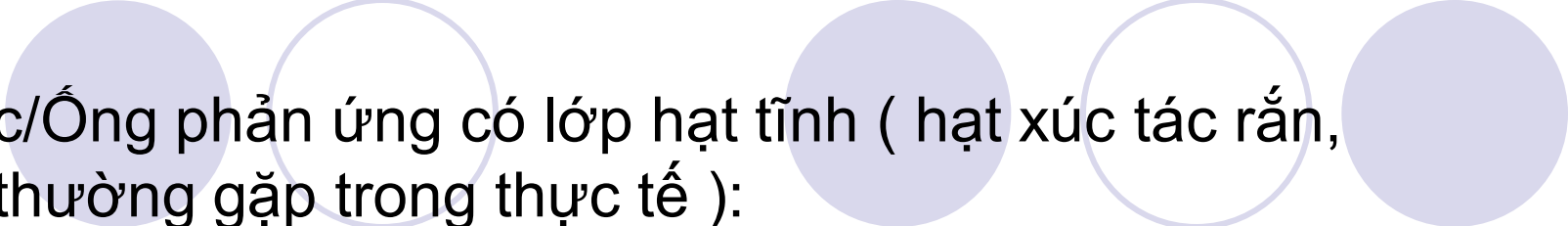
TBPU' thực...

b/ Ống rỗng, chảy rối :

- *Ở chế độ này **khuếch tán đối lưu do dòng chảy xoáy là chính** .
- *Vận tốc dòng phân bố theo tiết diện ống có dạng **hình thang** (hình 2.8), nghĩa là trừ lớp biên sát thành ống, vận tốc dòng coi như đồng đều .
- * Khi giá trị Re càng lớn (lớn hơn 10^4) chiều dày lớp biên càng mỏng và thể tích lớp biên so với F_v rất nhỏ, có thể bỏ qua, ta có chế độ **dòng chảy tựa mô hình ĐLT** .

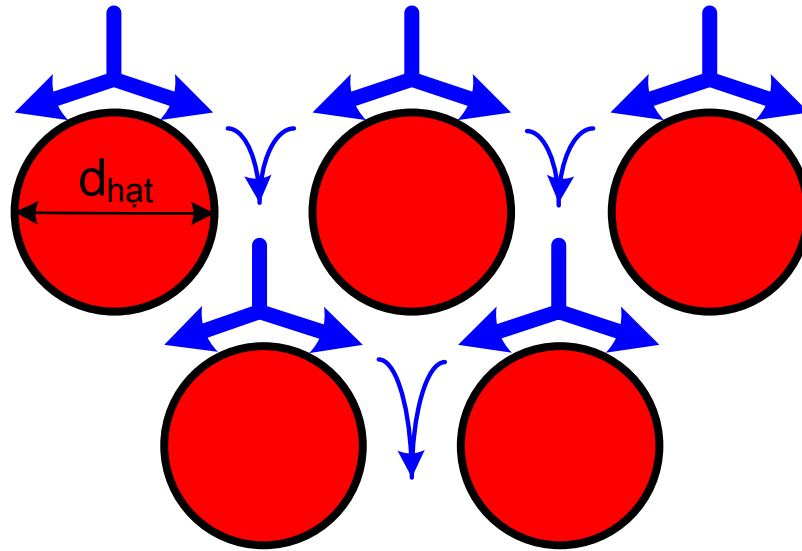


H.2.8-Mô hình phân bố vận tốc dòng chảy theo tiết diện ống ở chế độ chảy rối



c/Ống phản ứng có lớp hạt tĩnh (hạt xúc tác rắn, thường gặp trong thực tế):

- *Lớp hạt tăng cường hiện tượng khuếch tán trong thiết bị theo cả hai hướng trục ống và đường kính ống
- Đặc biệt theo hướng đường kính theo mô hình như hình 2.9.



H.2.9-Mô hình lệch ngang khi chảy qua lớp hạt tĩnh



- Theo mô hình này khi dòng chảy qua một lớp hạt bị lệch ngang $\pm d_{\text{hạt}}/2$ và qua n lớp hạt sẽ lệch ngang $\pm nd_{\text{hạt}}/2$. Và như vậy, lệch ngang làm cho vận tốc dòng và TGL đồng đều hơn.
- *Như vậy, khi $D_{\text{ống}}/d_{\text{hạt}} \geq 10$ và $L_{\text{lớp hạt}}/d_{\text{hạt}} \geq 10$ chế độ dòng chảy **được coi như ĐLT.**

II.4-ẢNH HƯỞNG CỦA KHUẾCH TÁN DỌC ĐẾN ĐỘ CHUYỂN HOÁ X CỦA PHẢN ỨNG

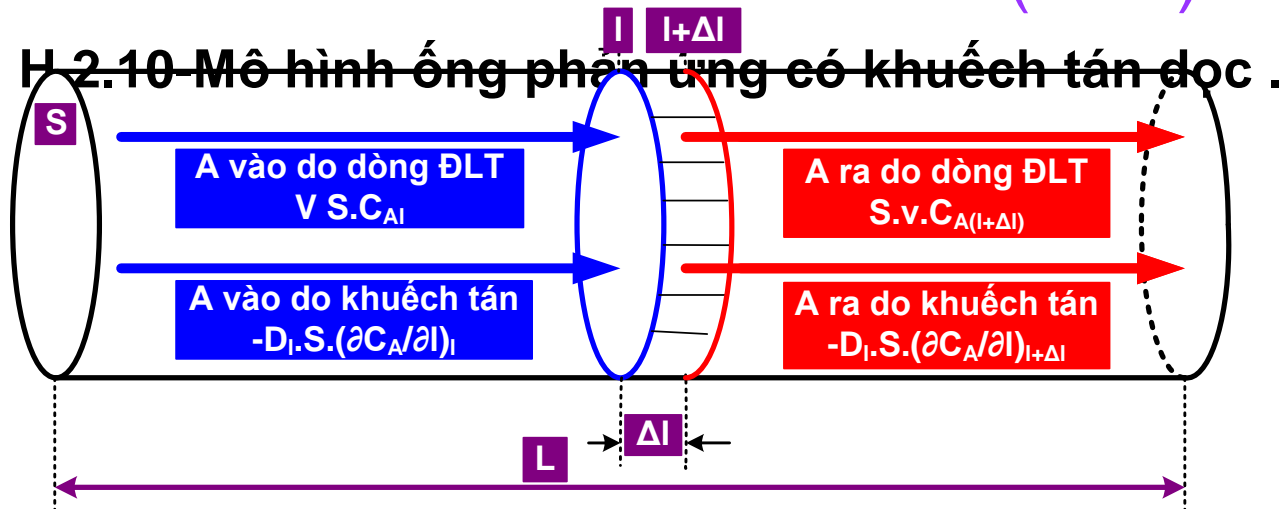
- *Trộn dọc trục ống phản ứng làm cho TGL không đồng đều và do đó ảnh hưởng đến độ chuyển hoá X .
- *Dòng thực trong thiết bị có thể chia thành hai phần:
 - Dòng ĐLT với vận tốc dài là v .
 - Dòng khuếch tán dọc với hệ số khuếch tán theo hướng trục là D_1 và chuẩn số Peclet với kí hiệu Pe_1 :...

$$Pe_1 = v \cdot L / D_1$$

L-là chiều dài của ống phản ứng .

- * Giả sử: - Ống phản ứng có tiết diện là S (hình 2.10).
- Tiến hành phản ứng chuyển hoá chất $A \rightarrow$ s.phẩm
- * Thực hiện phép tính cân bằng vật chất cho $\Delta V_R = S \cdot \Delta l$:

$$A \text{ vào} = A \text{ ra} + A \text{ phản ứng} + A \text{ tích tụ.} \quad (2.26)$$



- A tích tụ = $V_R \cdot dC/dt$, ở trạng thái dừng A tích tụ bằng 0.

- Ta có:

$$(A \text{ ra} - A \text{ vào})_{\text{dòng}} - D_{LT} + (A \text{ ra} - A \text{ vào})_{\text{khuếch tán}} + A_{\text{phản ứng}} = 0.$$

- Thay các giá trị của A vào, ta có:

$$v \cdot S (C_{A(l+\Delta l)} - C_{Al}) + (-D_l \cdot S) [(\partial C_A / \partial l)_{l+\Delta l} - (\partial C_A / \partial l)_l] + S \cdot \Delta l (-\partial C_A / \partial t) = 0$$

Chia cho $S \cdot \Delta l$, được:

$$v \cdot (C_{A(l+\Delta l)} - C_{Al}) / \Delta l - D_l [(\partial C_A / \partial l)_{l+\Delta l} - (\partial C_A / \partial l)_l] / \Delta l + (-\partial C_A / \partial t) = 0$$

- Thay $(-\partial C_A / \partial t) = R_A = k \cdot C_A^n$ và cho $\Delta l \rightarrow 0$, được:

$$v (\partial C_A / \partial l) - D_l (\partial^2 C_A / \partial l^2) + k \cdot C_A^n = 0 \quad (2.27)$$

- Đây là mô hình toán một thứ nguyên miêu tả quá trình trong ống phản ứng chỉ ảnh hưởng bởi khuếch tán theo hướng dọc trục.

$$v (\partial C_A / \partial l) - D_l (\partial^2 C_A / \partial l^2) + k \cdot C_A^n = 0 \quad (2.27)$$

*Chuyển (2.27) thành dạng không có thứ nguyên:

- Đặt đại lượng chiều dài là $z = l/L$, ta có:

$$\partial z = \partial l / L, \text{ do đó } \partial z / \partial l = 1/L$$

$$\partial C_A / \partial l = (\partial C_A / \partial z) \cdot \partial z / \partial l = (1/L) \cdot \partial C_A / \partial z$$

$$\partial^2 C_A / \partial l^2 = [1/L \cdot \partial(\partial C_A / \partial z) / \partial z] \cdot \partial z / \partial l = (1/L^2) \cdot \partial^2 C_A / \partial z^2$$

• Từ đó pt (2.27) thành:

$$(v/L) \cdot \partial C_A / \partial z - (D_l / L^2) \cdot \partial^2 C_A / \partial z^2 + k C_A^n = 0. \quad (2.28)$$

• Chia hai vế pt (2.28) cho $-L/v = -t_{TB}$:

$$(D_l / L \cdot v) \cdot \partial^2 C_A / \partial z^2 - \partial C_A / \partial z - k \cdot t_{TB} \cdot C_A^n = 0. \quad (2.29)$$

$$(D_1/L.v) \cdot \partial^2 C_A / \partial z^2 - \partial C_A / \partial z - k \cdot t_{TB} \cdot C_A^n = 0. \quad (2.29)$$

- * Giải pt (2.29) với điều kiện bờ :- tại đầu vào $z = 0$, $C_A = C_{A0}$
 - tại đầu ra $z = 1$, $C_A = C_{AL}$

- Được C_{AL} và từ đó tính độ chuyển hoá X_A, \dots
- X_A phụ thuộc vào 3 thông số k , t_{TB} và $Pe_1 = L.v/D_1$.
- Với phản ứng bậc 1 ($n = 1$) đã giải được :

$$C_{AL}/C_{A0} = 1 - X_A$$

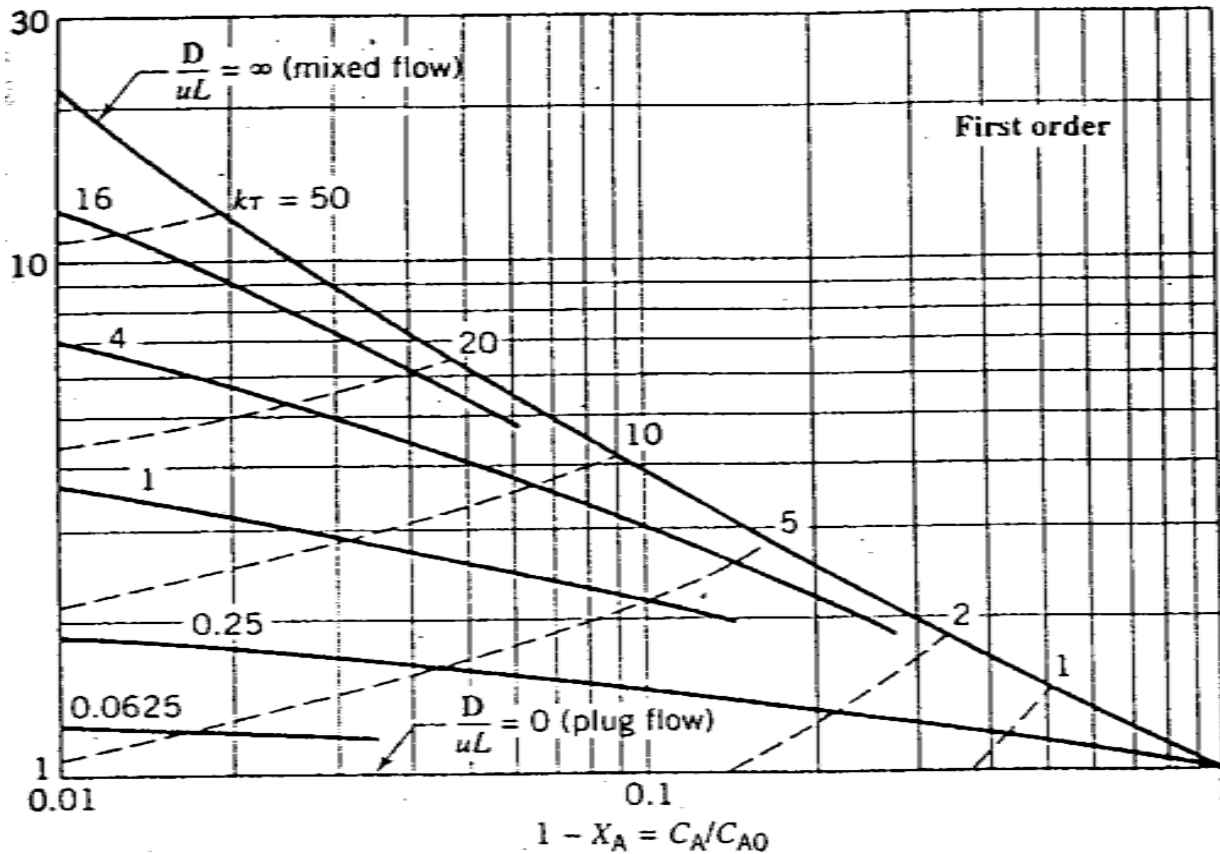
$$= 4a \cdot \exp(Pe_1/2) / [(1+a)^2 \exp(a \cdot Pe_1/2) - (1-a)^2 \exp(a \cdot Pe_1/2)]$$

(2 . 30)

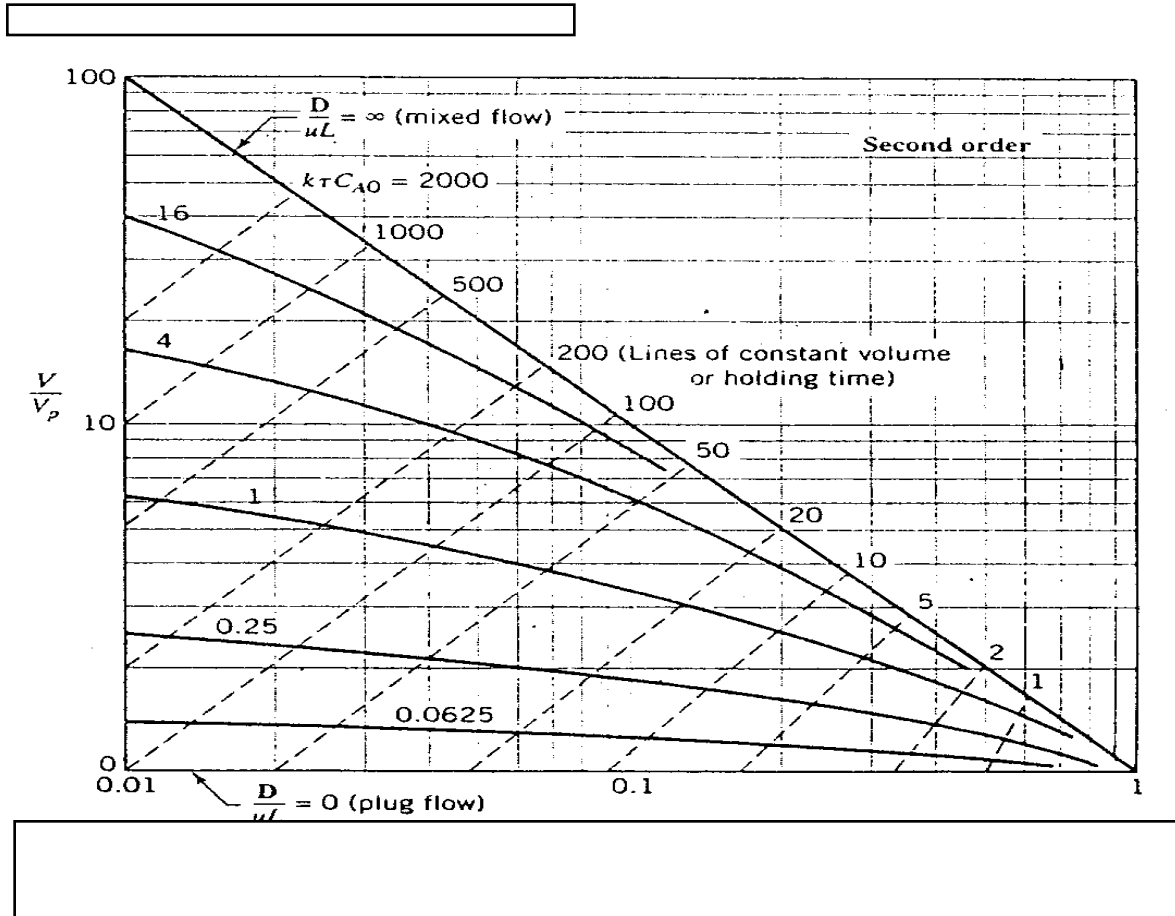
- Với $a = \sqrt{1 + 4kt_{TB}/Pe_1}$

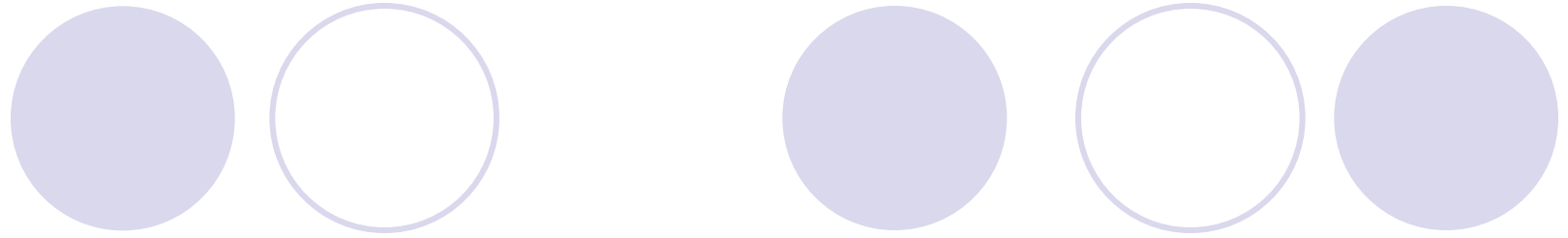
H.2.11-Biểu diễn $V_{Rthực}/V_{RĐLT}$ phụ thuộc vào Pe_l , $k.t_{TB}$ và X của phản ứng bậc 1.

13 The Dispersion model



H.2.12-Biểu diễn $V_{Rthực}/V_{RDLT}$ vào Pe_l , $k.t_{TB}.C_0$ và X của phản ứng bậc 2





- Thực nghiệm cho thấy rằng chuẩn số khuếch tán dọc Pe_l chủ yếu phụ thuộc vào chuẩn số $Re = v \cdot d_{\text{ống}} \cdot \rho / \mu$.
- Hình sau là kết quả thực nghiệm của một số tác giả về sự phụ thuộc của $D_l / v \cdot d_{\text{ống}} = (D_l / v \cdot L) \cdot L / d_{\text{ống}}$ vào Re
- Từ đó có thể rút ra tương quan sau:
$$D_l / v \cdot d_{\text{ống}} = 3 \cdot 10^7 / (Re)^{2,1} + 1,35 / (Re)^{0,125}.$$

H.2.13-Số liệu thực nghiệm sự phụ thuộc $D_A/v.d_{ống}$ vào Re của một số tác giả.

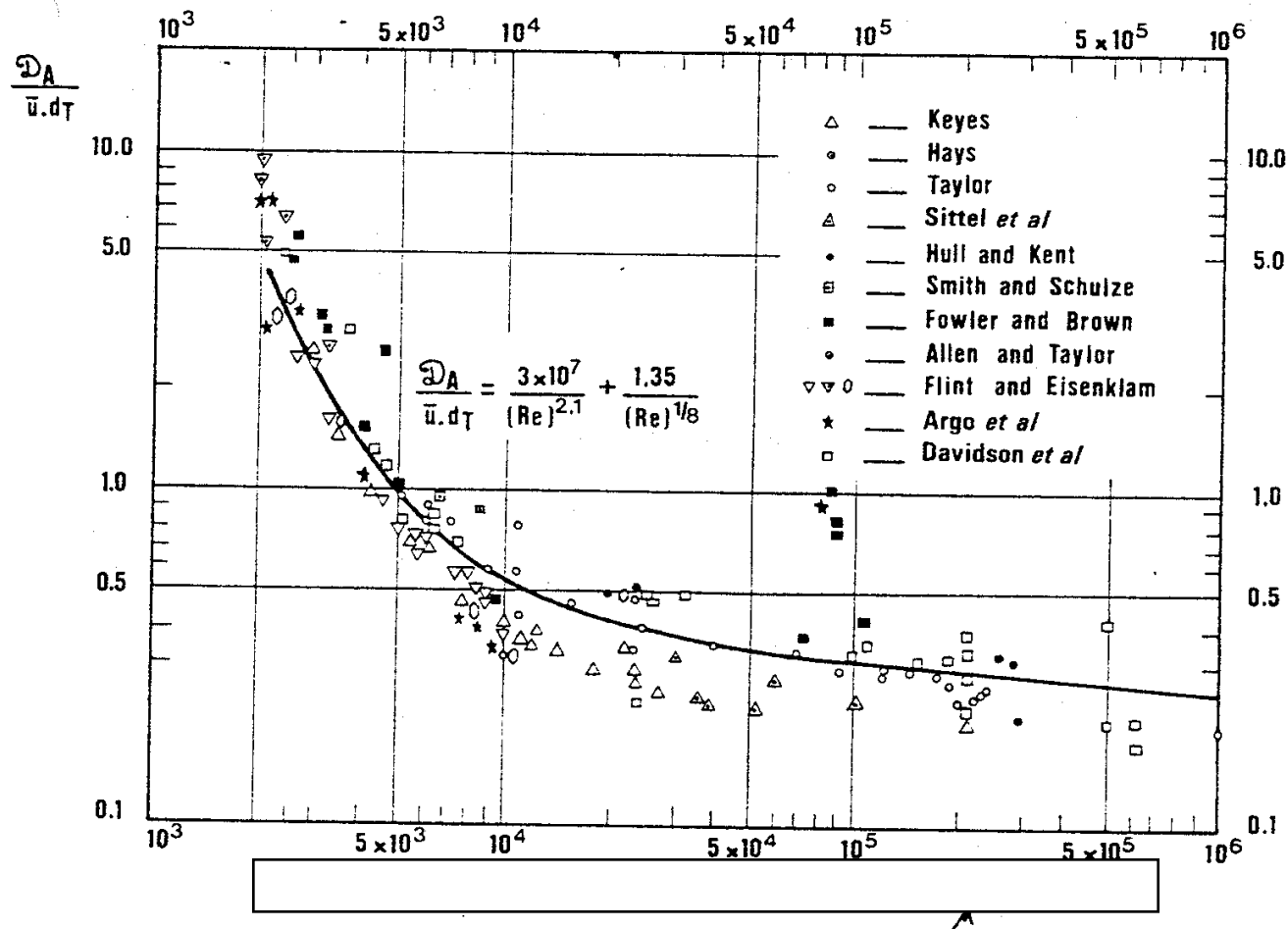


Fig. 4.4. Dependence of $D_A/\bar{u}d_T$ characterizing the axial dispersion, on the Reynolds number.

II.4 THỰC NGHIỆM XÁC ĐỊNH GIÁ TRỊ HÀM PHÂN BỐ TGL Ở THIẾT BỊ THỰC.

1/ Thực nghiệm xác định hàm phân bố TGL $E(t)$ và $F(t)$:

***Nguyên tắc:**

- - Tại $t = 0$ bắt đầu cho chất chỉ thị vào.
- - Xác định nồng độ chất chỉ thị ở đầu ra theo thời gian t .
- - Xử lý tín hiệu nồng độ ra, xác lập $F(t)$.
- Thường cho chỉ thị vào theo 3 dạng tín hiệu: dạng bậc cấp, dạng xung và dạng hình sin.

a/Tín hiệu vào dạng bậc cấp, xác định hàm $F(t)$:

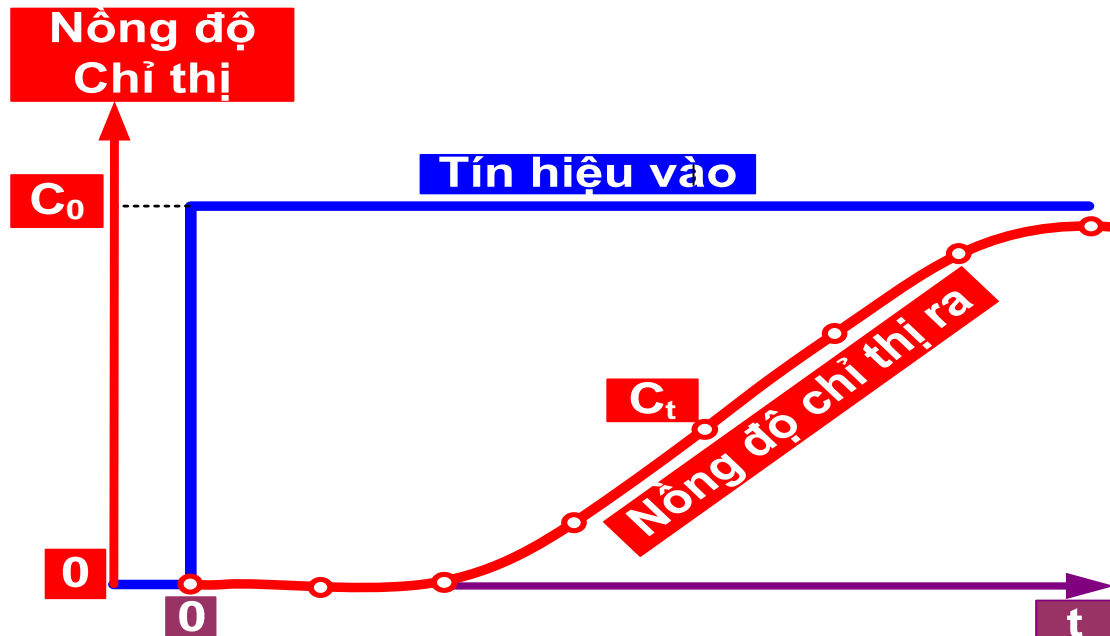
- -Tín hiệu cho chỉ thị vào dạng bậc cấp:
 $= 0$ khi $t \leq 0$

$$C_{\text{chỉ thị}(z=0)} \begin{cases} = 0 & \text{khi } t \leq 0 \\ = C_0 & \text{khi } t > 0 \end{cases} \quad (2)$$

- -Miêu tả: Tại $t = 0$ bắt đầu cho chỉ thị đi vào thiết bị và duy trì trong suốt thời gian sau đó (hình 2.11). Như vậy khi $t > 0$, lượng chỉ thị vào thiết bị không đổi, bằng $F_V \cdot C_0$.

Xác lập hàm $F(t)$: Giả sử nồng độ chỉ thị ra ở thời điểm t là C_t , phần của chỉ thị ra tại thời điểm này là $F_V \cdot C_t$. Từ định nghĩa của hàm $F(t)$ ta có:

$$F(t) = F_V \cdot C_t / F_V \cdot C_0 = C_t / C_0. \quad (2.32)$$



H.2.11-Tín hiệu vào dạng bậc cấp và nồng độ chỉ thị đi ra theo thời gian t

b/ Tín hiệu vào dạng xung vuông, xác định hàm $E(t)$:

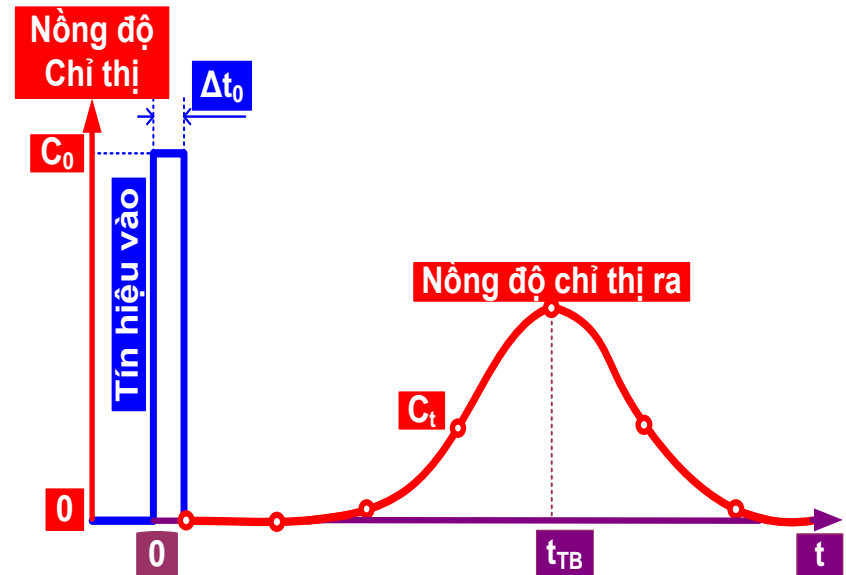
- Tín hiệu cho chỉ thị vào dạng xung:

$$= 0 \quad \text{khi } t \leq 0 .$$

$$C_{\text{chỉ thị}}(z=0) = C_0 \quad \text{khi } 0 < t < \Delta t_0$$

$$= 0 \quad \text{khi } t > \Delta t_0 .$$

- Miêu tả: Tại $t = 0$ bắt đầu cho chỉ thị đi vào thiết bị trong thời gian ngắn Δt_0 (yêu cầu $\Delta t_0 \ll t_{TB}$) và sau đó dừng cho chỉ thị.



H.2.12-Tín hiệu vào dạng xung và nồng độ chỉ thị ra theo thời gian t

Xác lập hàm $E(t)$:

- Giả sử toàn bộ lượng chỉ thị cho vào thiết bị ở dạng xung vuông là q_0 , tại thời điểm t nồng độ chỉ thị ở dòng ra là C_t , trong khoảng khắc dt thể tích dòng ra là $F_V \cdot dt$ và lượng chỉ thị đi ra là $C_t \cdot F_V \cdot dt$, đó chính là lượng chỉ thị có trong thiết bị từ t đến $t+dt$. Từ định nghĩa về $E(t)$ lượng chỉ thị đó bằng $q_0 \cdot E(t) \cdot dt$, ta có:

- $$q_0 \cdot E(t) \cdot dt = F_V \cdot C_t \cdot dt. \quad (2.34)$$

- Từ đó :
$$E(t) = F_V \cdot C_t / q_0 \quad (2.35)$$

• ta Để xác định hàm $E(t)$ cần biết q_0 , để làm việc này lấy tích phân phương trình (2.34):

$$\int_0^{\infty} q_0 \cdot E(t) \cdot dt = \int_0^{\infty} F_V \cdot C_t \cdot dt, \text{ theo (2.1): } \int_0^{\infty} E(t) \cdot dt = 1$$

Ta có:

$$q_0 = F_V \cdot \int_0^{\infty} C_t \cdot dt = F_V \cdot \sum_0^{\infty} C_t \cdot \Delta t$$

• Từ đó:

$$\int_0^{\infty} C_t \cdot dt = C_t / \sum_0^{\infty} C_t \cdot \Delta t \quad (2.36)$$

• $E(t) = C_t / \sum_0^{\infty} C_t \cdot \Delta t$

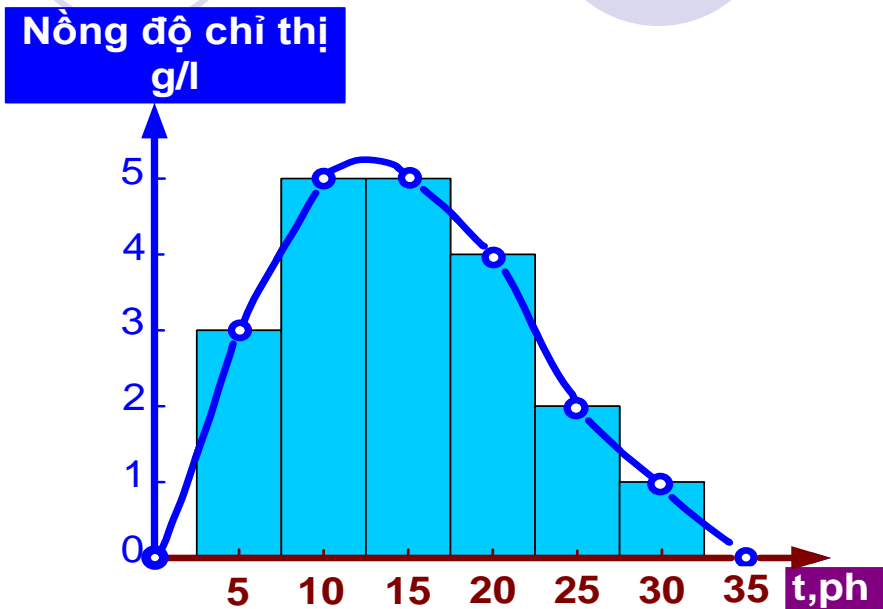
- Bài tập 2.4 - Cho tín hiệu vào dạng xung, nồng độ chỉ thị ra đo được như ở bảng sau , xác định hàm $E(t)$.

t , ph :	0	5	10	15	20	25	30	35
C , g/l :	0	3	5	5	4	2	1	0

- Lời giải:
- -Hàm $E(t)$ được tính theo pt (2.36) :
- -Trước tiên tính $\sum C_t \cdot \Delta t = 5(3+5+5+4+2+1) = 100$.
- -Vậy $E(t) = C_t / 100$, kết quả như ở bảng sau:

t , ph :	0	5	10	15	20	25	30	35
$E(t) \cdot 10^2$:	0	3	5	5	4	2	1	0

-Đường biểu diễn nồng độ chỉ thị ra theo t như ở hình 2.13.



H.2.13-Đường biểu diễn nồng độ chỉ thị ra theo thời gian.

- -Diện tích giới hạn bởi đường biểu diễn và trục hoành là giá trị của tích phân, còn diện tích các chữ nhật là giá trị của tổng.

2/ Xác định độ chuyển hoá X qua giá trị hàm phân bố TGL:

- Như đã nghiên cứu ở trên, dòng đi ra khỏi thiết bị làm việc liên tục **không phải là dòng đồng nhất về TGL** và như vậy, nồng độ của chất phản ứng ở dòng ra (từ đó tính độ chuyển hoá $X = 1 - C_{ra}/C_0$) là nồng độ trung bình của các phần tử của dòng với TGL trong thiết bị khác nhau . Do đó có thể viết:
- $$C_{ra} = \int_0^{\infty} C_{ng.tó} \cdot E(t) \cdot dt = \sum C_{ng.tó} \cdot E(t) \cdot \Delta t \quad (2.37)$$

● Trong đó:

$C_{\text{nguyên tố}}$ có thể tính được từ phương trình động học của phản ứng.

- $E(t).dt$ - Phần của dòng có TGL từ t đến $t+dt$ [từ định nghĩa của $E(t)$].
- Từ đó tính được độ chuyển hoá X :

- $$X = 1 - C_{\text{ra}}/C_0 = 1 - \left(\sum_0^{\infty} C_{\text{nguyento}} \cdot E(t) \cdot \Delta t \right) / C_0 \quad (2.38)$$

- Bài tập 2.5- Phản ứng bậc 1 chuyển hoá chất A, hằng số vận tốc $k = 0,307 \text{ ph}^{-1}$, được tiến hành trong TBPU' có hàm phân bố TGL $E(t)$ như ở bài tập 2.4. Xác định độ chuyển hoá X.

- Lời giải:

- - Phương trình vận tốc của phản ứng bậc 1:
 $-dC_A / dt = kC$, giải với điều kiện khi $t = 0$ thì $C_A = C_{A0}$, được $C_A = C_{A0} \cdot e^{-kt}$, thay vào pt(2.37):

$$C_{A \text{ ra}} = C_{A0} \cdot \int_0^{\infty} e^{-kt} \cdot E(t) \cdot \Delta t \quad (2.39)$$

Lập bảng tính phương trình (2.39):

t , ph	E(t)	k.t	e^{-kt}	$e^{-kt} \cdot E(t)$
Δt	5	0,03	1,53	0,2154
0,0323	10	0,05	3,07	0,0464
0,0116	15	0,05	4,60	
0,0100	0,0025	20	0,04	
6,14	0,0021	0,0004	25	
0,02	7,68	0,0005	0,00005	
30	0,01	9,21	0,0001	≈ 0

$$C_{Ara} - C_{A0} = \sum e^{-kt} \cdot E(t) \cdot \Delta t = 0,047$$

$$X_A = 1 - C_{Ara}/C_{A0} = 1 - 0,047 = 0,953.$$

Bài tập 2 Tiến hành phản ứng bậc 1 như bài tập 2.5 trong thiết bị phản ứng có TGL trung bình như ở bài tập 2.4 nhưng dòng chảy theo chế độ ĐLT.

Lời giải:

- -Thời gian lưu trung bình của thiết bị ở bài tập 2.4 được xác định theo công thức (2.2).

$$t_{TB} = \int_0^{\infty} E(t).t.dt = \sum_0^{\infty} E(t).t.\Delta t$$

$$= 5(0,03.5 + 0,05.10 + 0,05.15 + 0,04.20 + 0,02.25 + 0,01.30) = 15 \text{ ph.}$$

- -Thiết bị theo mô hình ĐLT có TGL đồng đều và bằng t_{TB} . Với phản ứng bậc 1 từ pt $-dC_A/dt = kC_A$, có:
- $C_A / C_{A0} = e^{-kt_{TB}} = e^{-0,3.15} = 0,01$.
- $X_A = 1 - C_A/C_{A0} = 1 - 0,01 = 0,99$.

III/ THIẾT BỊ PHẢN ỨNG LOẠI THƯỜNG CÓ KHUẤY

- - Thường dùng cho **pha lỏng**, đặc biệt ở các quá trình dị thể **lỏng - lỏng, lỏng - rắn, lỏng - khí và lỏng - rắn - khí** để tăng cường tiếp xúc các pha.
- - Do khuấy nên **nồng độ, nhiệt độ đồng đều** trong khắp thiết bị, nhưng như đã nói ở trên, TGL ở thiết bị làm việc liên tục phân bố từ 0 đến ∞ .
- - Khuấy tăng cường hệ số trao đổi nhiệt giữa môi trường phản ứng với thành thiết bị.
- - Mô hình là **KLT**.

III.1- Thiết bị làm việc gián đoạn:

- - Chỉ dùng cho pha lỏng, qui mô sản xuất nhỏ.

- - Tính thể tích thiết bị VR:

$$V_R = V_{\text{ngày đêm}} \cdot (1 + z) \cdot \Delta t_{\text{mẻ}} / 24 \varphi . \quad (3.1)$$

- - Nếu thể tích thiết bị VR đã chọn, ta tính số thiết bị n:

$$n = V_{\text{ngày đêm}} \cdot (1 + z) \cdot \Delta t_{\text{mẻ}} / 24 \cdot V_R \cdot \varphi . \quad (3.2)$$

- Trong đó:

- $V_{\text{ngày đêm}}$ - Thể tích sản phẩm đi ra trong 24 giờ
- z - Hệ số dự trữ để phòng các sự cố bất thường. Thường z có giá trị từ 0,10 đến 0,15, khi thiết bị phức tạp hay làm việc ở nhiệt độ và áp suất cao có thể lấy từ 0,15 đến 0,20.

Thiết bị làm việc gián đoạn...

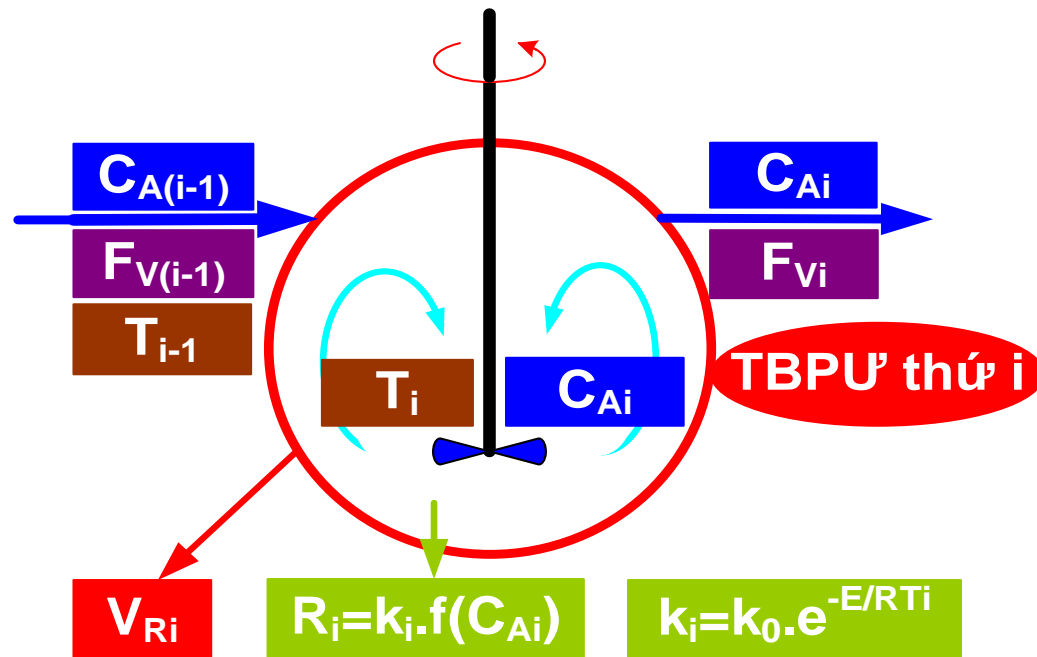
- φ - Hệ số đầy . Thường φ với thiết bị phản ứng có khuấy lấy giá trị từ 0,75 đến 0,80 ; trường hợp môi trường phản ứng tạo bọt có thể lấy đến 0,40.
- $\Delta t_{mẻ}$ - Thời gian tiến hành một mẻ, gồm thời gian chuẩn bị và thời gian tiến hành phản ứng.
- Trong đó:
- - t chuẩn bị = t nạp liệu + t đun nóng nguyên liệu từ nhiệt độ đầu đến nhiệt độ phản ứng + t làm nguội sản phẩm + t tháo sản phẩm + t làm sạch thiết bị cho mẻ sau ...
- - t phản ứng được xác định từ các thông tin sau:
 - * Tính theo phương trình vận tốc với X xác định.
 - * Theo số liệu thực nghiệm đã có, ví dụ đồ thị t-X thực nghiệm.

III.2-Thiết bị làm việc liên tục:

- *Tính toán theo mô hình KLT.
- *Dùng phương pháp đại số và phương pháp dựng hình.
- a/Phương pháp đại số:
- -Lập phương trình cân bằng chất cho thiết bị thứ i (hình 3.1):

$$C_{i-1} \cdot F_{V(i-1)} = C_i \cdot F_{V_i} + R_i \cdot V_{R_i} + dC_i \cdot V_{R_i} / dt. \quad (3 . 3)$$

Thiết bị làm việc liên tục...



H.3.1-Các thông số của thiết bị thứ i loại thùng có khuấy

$$3) \quad C_{i-1} \cdot F_{V(i-1)} = C_i \cdot F_{V_i} + R_i \cdot V_{R_i} + dC_i \cdot V_{R_i} / dt. \quad (3)$$

Trong đó:

- ♣ C_{i-1} : Nồng độ chất phản ứng đi vào thiết bị thứ i.
- ♣ C_i : Nồng độ chất phản ứng trong thiết bị i và là nồng độ đi ra.
- ♣ $F_{V(i-1)}$ và F_{V_i} : Lưu lượng của dòng vào và ra.
- ♣ V_{R_i} : Thể tích thiết bị thứ i.
- ♣ $dC_i \cdot V_{R_i} / dt$: Lượng chất phản ứng tích tụ trong thiết bị i.
- ♣ $R_i = k_i \cdot f(C_i)$: Vận tốc phản ứng ở thiết bị thứ i.

- Ở trạng thái dừng không có tích tụ, ta có:

$$C_{i-1} \cdot F_{V(i-1)} = C_i \cdot F_{V_i} + R_i \cdot V_{Ri}$$

hay

$$C_{i-1} = C_i \cdot F_{V_i} / F_{V(i-1)} + R_i \cdot V_{Ri} / F_{V(i-1)} .$$

- Ở pha lỏng coi như hỗn hợp phản ứng không thay đổi thể tích, nghĩa là lưu lượng dòng không đổi: $F_{V(i-1)} = F_{V_i} = F_V$, được:

$$C_{i-1} = C_i + t_{TBi} \cdot R_i \quad . \quad (3.4)$$

- Trong đó t_{TBi} là TGL trung bình ở thiết bị thứ i , $t_{TBi} = V_{Ri} / F_V$.
- Phương trình (3.4) được gọi là **pt đặc trưng** của TBPU' loại thùng có khuấy.
- Từ pt này có thể tính độ chuyển hoá X và thể tích thiết bị V_{Ri} .

*Với phản ứng chuyển hoá chất $A \rightarrow$ sản phẩm:

- -Bậc 0 : $R_i = k_i$; pt (3.4) thành:

$$C_{i-1} = C_i + k_i \cdot t_{TBi} \quad (3.4)'$$

- -Bậc1 : $R_i = k_i \cdot C_i$; pt (3.4) thành:

$$C_{i-1} = C_i + k_i \cdot t_{TBi} \cdot C_i \quad \text{hay}$$

$$C_{i-1}/C_i = 1 + k_i \cdot t_{TBi} \quad (3.4)''$$

- -Bậc2 : $R_i = k_i \cdot C_i^2$; pt (3.4) thành:

$$C_{i-1} = C_i + k_i \cdot t_{TBi} \cdot C_i^2 \quad (3.4)'''$$

Bài tập 3.1: Tính độ chuyển hoá X của phản ứng bậc 1 như ở bài tập 2.5, tiến hành trong thiết bị thùng có khuấy có TGL trung bình là 15 phút như ở bài tập 2.4

- Lời giải:
- Với $i = 1$, từ phương trình (3.4)" ta có:

$$C_0/C_1 = 1 + 0,307 \cdot 15$$

$$X = 1 - C_1/C_0 = 1 - 1/(1 + 0,307 \cdot 15) = 0,822$$

- So sánh kết quả tính toán với bài tập 2.5 và 2.6 thấy rằng ở cùng một điều kiện, thiết bị theo chế độ KLT có độ chuyển hoá thấp nhất.

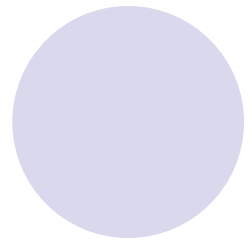
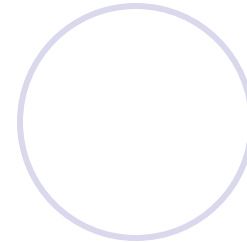
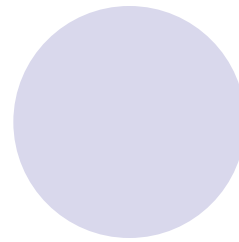
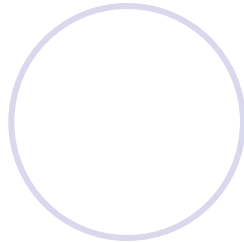
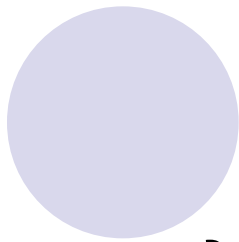
-Lập phương trình cân bằng chất cho hệ thống n thiết bị khuấy nối tiếp:

- Dùng phương trình (3.4) và bắt đầu từ thiết bị 1 đến n
- *Khi thể tích các thiết bị trong hệ thống **không bằng nhau**:

$$V_{Ri} \neq V_{Rj} \rightarrow t_{TBi} \neq t_{TBj}$$

- Và nhiệt độ ở các thiết bị không bằng nhau

$$T_i \neq T_j \rightarrow k_i \neq k_j .$$



- ♣ Phản ứng bậc 0:

- $i = 1 \quad C_0 - C_1 = k_1 \cdot t_{TB1}$

- $i = 2 \quad C_1 - C_2 = k_2 \cdot t_{TB2}$

- $i = 3 \quad C_2 - C_3 = k_3 \cdot t_{TB3}$

-

- $i = n \quad C_{n-1} - C_n = k_n \cdot t_{TBn} .$

- Cộng các phương trình theo từng vế được:

$$C_0 - C_n = \sum k_i \cdot t_{TBi} \quad i = 1, n$$

$$\rightarrow X_n^0 = \sum k_i \cdot t_{TBi} / C_0 \quad (3.5)$$

Phản ứng bậc 1:

- $i = 1$ $C_0 / C_1 = 1 + k_1 \cdot t_{TB1}$
- $i = 2$ $C_1 / C_2 = 1 + k_2 \cdot t_{TB2}$
- $i = 3$ $C_2 / C_3 = 1 + k_3 \cdot t_{TB3}$
- ...
- $i = n$ $C_{n-1} / C_n = 1 + k_n \cdot t_{TBn}$

- Nhân các phương trình theo từng vế, được:

- $C_0 / C_n = \prod_{i=1}^n (1 + k_i \cdot t_{TBi})$

- Từ đó độ chuyển hoá ở thiết bị n đối với phản ứng bậc 1 là:

$$X_n^1 = 1 - C_n / C_0 = 1 - 1 / \prod_{i=1}^n (1 + k_i \cdot t_{TBi})$$

♣ Phản ứng bậc 2:

● Giải pt (3.4)''' được:

●
$$C_i = (-1 \pm \sqrt{1 + 4k_i t_i C_{i-1}}) / 2k_i \cdot t_{TBi} .$$

$$i = 1 \quad C_1 = (-1 \pm \sqrt{1 + 4k_1 t_1 C_0}) / 2k_1 \cdot t_{TB1}$$

$$i = 2 \quad C_2 = (-1 \pm \sqrt{1 + 4k_2 t_2 C_1}) / 2k_2 \cdot t_{TB2} \quad \text{Thay}$$

$$C_1 \text{ vào ta có:}$$

$$C_2 = [-1 \pm \sqrt{1 + 4k_2 t_2 (-1 \pm \sqrt{1 + 4k_1 t_1 C_0}) / 2k_1 t_1}] / 2k_2 \cdot t_{TB2} .$$

(3 . 7)

*Khi thể tích các thiết bị trong hệ thống bằng nhau:

$$V_{Ri} = V_{Rj} \rightarrow t_{TBi} = t_{TBj} = t_{TB} .$$

và nhiệt độ ở các thiết bị bằng nhau:

$$T_i = T_j \rightarrow k_i = k_j = k .$$

♣Độ chuyển hoá của phản ứng bậc 0 trong hệ thống n thiết bị nối tiếp theo công thức (3.5) thành:

$$X_n^0 = (C_0 - C_n) / C_0 = n.k.t_{TB} / C_0 .$$

(3 . 5)'

♣Độ chuyển hoá của phản ứng bậc 1 trong hệ thống n thiết bị nối tiếp theo công thức (3.6) thành:

$$X_n^1 = 1 - C_n/C_0 = 1 - (1 + k . t_{TB})^{-n} .$$

(3 . 6)'

b/Phương pháp dựng hình:

- Phương trình (3.4) có thể viết lại ở dạng:
- $$R_i = -C_i / t_{TBi} + C_{i-1} / t_{TBi} . (3 . 8)$$
- Vế trái của pt (3.8) là hàm số xác định của C_i : $R_i = k_i . f(C_i)$, ta vẽ đường biểu diễn của R phụ thuộc vào C (hình 3.2).
- Vế phải là hàm số tuyến tính của C_i , *giao điểm của hai đường biểu diễn là nghiệm của phương trình (3.8).*

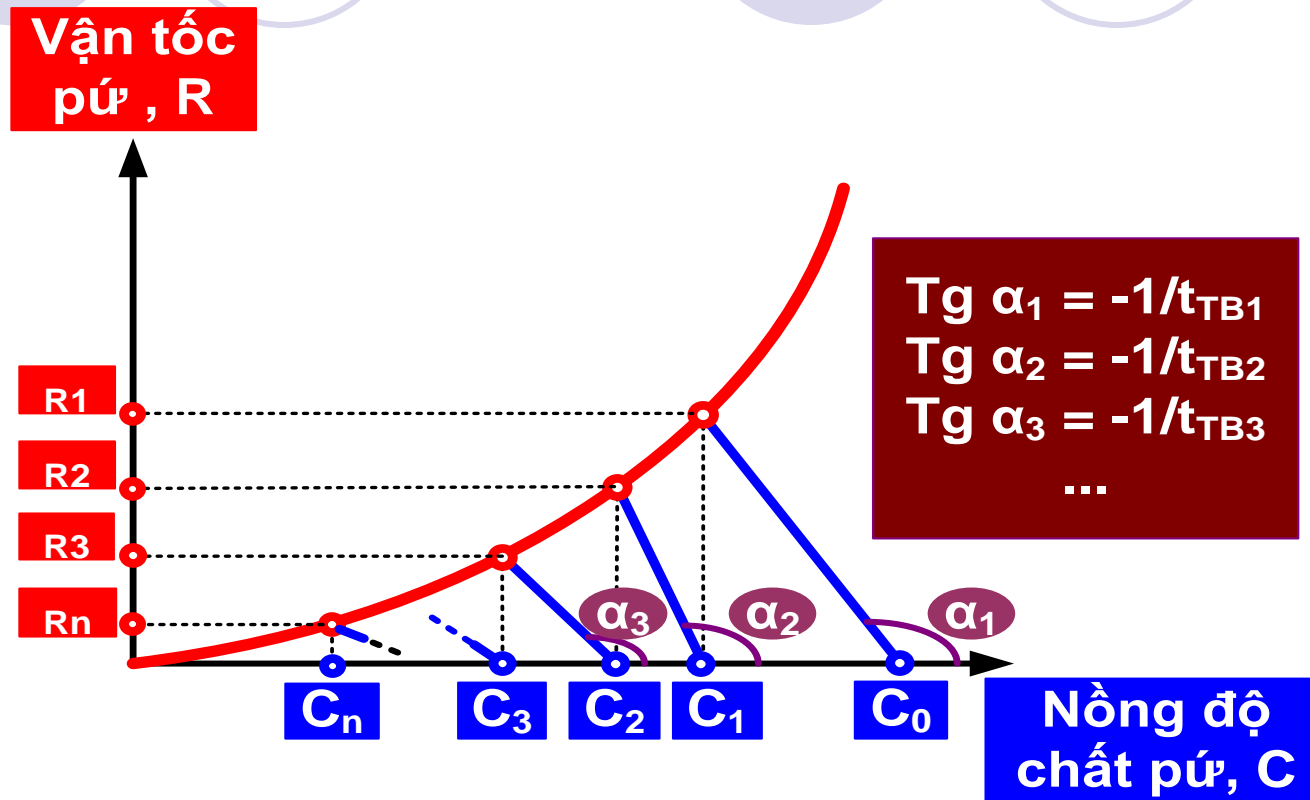
Phương pháp dựng hình ...

- Đường thẳng biểu diễn vé phải có hệ số góc là $-1/t_{TBi}$.
- Đường thẳng đầu tiên ($i = 1$) bắt đầu từ trục hoành tại C_0 với hệ số góc là $-1/t_{TB1}$ giao điểm của đường thẳng này với đường cong R có tọa độ ứng với C_1 và R_1 , là nồng độ chất phản ứng và vận tốc phản ứng ở thiết bị 1.

Phương pháp dựng hình ...

- Từ C_1 trên trục hoành vẽ đường thẳng với hệ số góc là $-1/t_{TB2}$, ta được C_2 và R_2 ... và cứ thế tiếp tục đến khi **đạt $C_n \leq C$ yêu cầu.**
- Bài toán đã được giải, ta tìm được số thiết bị n của hệ thống cũng như các thông số **nồng độ chất phản ứng C và vận tốc phản ứng R** trong từng thiết bị .
- **Nếu nhiệt độ ở các thiết bị khác nhau, $k_i \neq k_j$, ứng với mỗi nhiệt độ phải vẽ đường biểu diễn**
$$R_i = k_i \cdot f(C) \text{ tương ứng .}$$

Phương pháp dựng hình...



H.3.2-Phương pháp dựng hình giải bài toán hệ thiết bị khuấy nổi tiếp, liên tục.



- Bài tập 3.2-

- Phản ứng thuận nghịch $2A \leftrightarrow B + C$, hằng số vận tốc phản ứng thuận $k_{th} = 10 \text{ m}^3/\text{kmol.h}$, hằng số cân bằng $K_{cb} = 16$, nồng độ ban đầu $C_{A0} = 1,5 \text{ kmol/m}^3$, $C_{B0} = C_{C0} = 0$, tiến hành trong thiết bị phản ứng loại thùng có khuấy với lưu lượng dòng $FV = 100 \text{ m}^3/\text{h}$. Độ chuyển hoá X yêu cầu bằng 80% trạng thái cân bằng. Tính:

- a/Thể tích TBPU' khi tiến hành trong một thiết bị V_{R1} .

- b/Số thiết bị n của hệ thống nếu lấy $V_{Rn} = V_{R1}/10$.

Lời giải:

a/Đặt nồng độ của B và C ở trạng thái cân bằng là $C_{Bcb} = C_{Ccb} = C_{cb}$.

● Ta có: $C_{Acb} = 1,5 - 2C_{cb}$.

● $K_{cb} = C_{cb}^2 / (1,5 - 2C_{cb})^2 = 16$.

● Giải được $C_{cb} = 0,667 \text{ kmol/m}^3$.

● X yêu cầu bằng 80% trạng thái cân bằng nên nồng độ yêu cầu của B và C như sau:

● $C_{B\text{yêu cầu}} = C_{C\text{yêu cầu}} = 0,80 \cdot C_{cb}$
 $= 0,80 \cdot 0,667 = 0,533$
 kmol/m^3 .



- Vậy $C_{\text{A yêu cầu}} = 1,5 - 2 \cdot 0,533 = 0,434 \text{ kmol/m}^3$.


- Phương trình vận tốc của phản ứng thuận nghịch chuyển hoá chất A có dạng:

- $$R_A = k_{\text{th}} \cdot C_A^2 - k_{\text{ng}} \cdot C_B \cdot C_C$$

- $$= k_{\text{th}} (C_A^2 - C_B \cdot C_C / K_{\text{cb}}) \quad \text{vì } k_{\text{ng}} = k_{\text{th}} / K_{\text{cb}}$$

- Ta có:

- $$R_A = 10 (C_A^2 - C_B \cdot C_C / 16). \quad (3.9)$$

- 
- Vận tốc phản ứng trong hệ thống phản ứng một thiết bị là:

$$\begin{aligned} R_A(1) &= 10 [(0,434)^2 - (0,533)^2/16] \\ &= 1,7 \text{ kmol/m}^3\cdot\text{h}. \end{aligned}$$

- Từ pt đặc trưng (3.4) với $i = 1$ ta có:

$$t_{TB1} = V_{R1} / F_V = (C_0 - C_1) / R_1 .$$

- Do đó: $V_{R1} = F_V \cdot (C_0 - C_1) / R_1 .$


- Thay số vào , ta được:

$$V_{R1} = 100 (1,5 - 0,434) / 1,7 = 62,7 \text{ m}^3.$$

● b/Nếu lấy $V_{Rn} = 1/10 V_{R1} = 6,27 \text{ m}^3$, để tìm số thiết bị n của hệ thống khuấy nối tiếp ta dùng phương pháp dựng hình. Vẽ đường biểu diễn R_A phụ thuộc vào C_A theo phương trình vận tốc (3.9): cho C_A các giá trị từ 0 đến $1,5 \text{ kmol/m}^3$


● Xác định C_B , C_C tương ứng và tính R_A như ở bảng sau:

● C_A ,	1,5	1,3	1,1	0,9	0,7	0,5	0,3
● C_B, C_C	0	0,1	0,2	0,3	0,4	0,5	0,6
● R_A	22,5	16,9	12,1	8,1	4,9	2,5	0,68
	$\text{kmol/m}^3 \cdot \text{h}$						

- 
- Từ $C_A = C_{A0} = 1,5 \text{ kmol/m}^3$ vẽ đường thẳng tạo với trục hoành góc α :

$$\text{tg}\alpha = - 1/t_{TB} = - 100/6,27 = -15,9$$

- Đường thẳng này cắt đường cong R_A ở điểm có tọa độ $C_{A1} = 0,94 \text{ kmol/m}^3$
và $R_{A1} = 8,9 \text{ kmol/m}^3 \cdot \text{h}$

- 
- Từ C_{A1} tiếp tục vẽ đường thẳng song song với đường thẳng trước (vì cùng hệ số góc) ta được giao điểm thứ 2 với tọa độ tương ứng là C_{A2} và R_{A2} (hình 3.3), cứ thế tiếp tục được kết quả như sau:

- $C_{A1} = 0,94 \text{ kmol/m}^3$
 $\text{kmol/m}^3 \cdot \text{h}$

$$R_{A1} = 0,89$$

- $C_{A2} = 0,68$

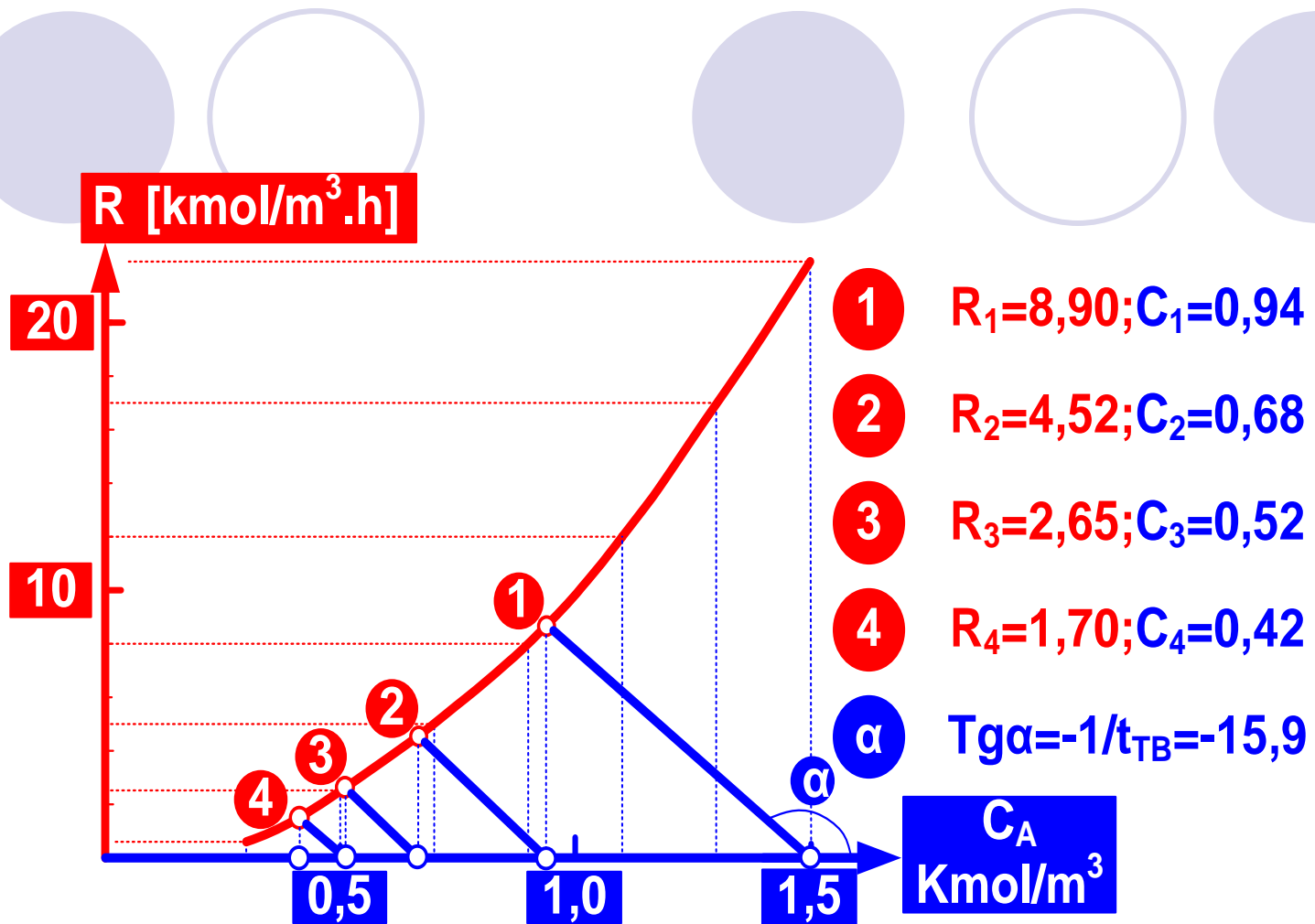
$$R_{A2} = 4,52$$

- $C_{A3} = 0,52$

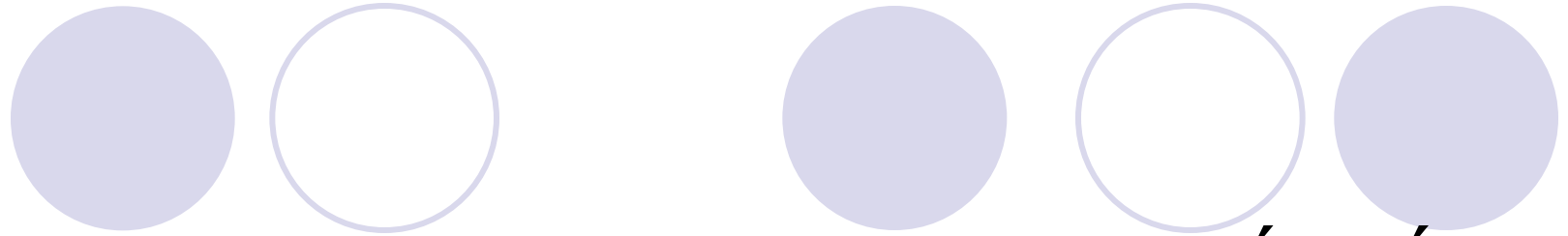
$$R_{A3} = 2,65$$

- $C_{A4} = 0,42$

$$R_{A4} = 1,70$$



H.3.3-Phương pháp dựng hình giải bài tập 3.2

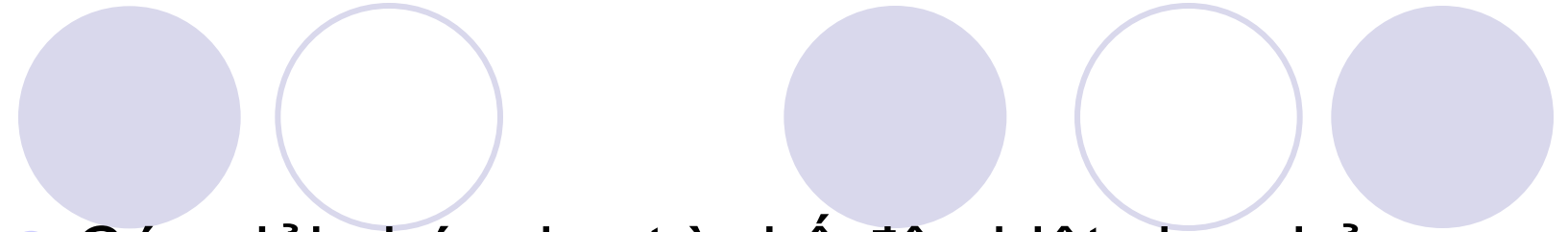


- Như vậy $C_{A4} < C_{A \text{ yêu cầu}}$, ta có số thiết bị trong hệ thống $n = 4$.
- Cũng cần lưu ý rằng thể tích các thiết bị trong hệ thống là $4 \cdot 6,27 = 25 \text{ m}^3$, nhỏ hơn nhiều so với thể tích phản ứng khi dùng một thiết bị.
- (Điều này cần được giải thích?)

IV/ĐẶC TRƯNG NHIỆT TRONG THIẾT BỊ PHẢN ỨNG

- Phản ứng hoá học **luôn có hiệu ứng nhiệt**, thường khá lớn để có thể thay đổi nhiệt độ của quá trình.
- **Nhiệt độ là thông số cường tính**, ảnh hưởng mạnh đến vận tốc phản ứng. Do đó không chế nhiệt độ phản ứng liên quan đến **làm việc an toàn của thiết bị và quá trình sản xuất.**





- Các giải pháp duy trì chế độ nhiệt cho phản ứng ảnh hưởng đến kết cấu, hình dạng của thiết bị phản ứng.
- Trạng thái dừng của hệ TBPU chỉ đạt được khi thoả mãn pt sau:
 - $Q_R = Q_S$ (4 . 1)
 - Q_R - Nhiệt phản ứng trong đơn vị thời gian.
 - Q_S - Nhiệt trao đổi trong đơn vị thời gian.

IV.1-Chế độ nhiệt tối ưu:

- Đây là nhân tố luôn được chú ý đến trong sản xuất công nghiệp, đặc biệt khi công suất lớn, để đảm bảo năng suất cũng như độ chuyển hoá X của quá trình phản ứng.
- Chế độ nhiệt tối ưu phụ thuộc vào đặc trưng nhiệt động, động học của phản ứng cũng như tính năng của xúc tác
- Cho nên chế độ nhiệt tối ưu đa dạng, tùy từng trường hợp cụ thể.

● Ví dụ: Có phản ứng thuận nghịch, toả nhiệt: $A \leftrightarrow B$

Hằng số vận tốc phản ứng thuận: $k_1 = k_{10} \cdot e^{-E_1/RT}$

Hằng số vận tốc phản ứng nghịch: $k_2 = k_{20} \cdot e^{-E_2/RT}$

● Ta có: $R_A = k_1 \cdot C_A - k_2 \cdot C_B$

$$= k_{10} \cdot \exp(-E_1/RT) \cdot C_{A0}(1 - X_A) - k_{20} \cdot \exp(-E_2/RT) \cdot C_{A0} \cdot X_A$$

● Tìm chế độ nhiệt tối ưu đảm bảo vận tốc phản ứng lớn nhất bằng cách cho $dR_A / dT = 0$:

● $dR_A/dT =$

$$k_{10} \cdot C_{A0} \cdot (1 - X_A) \cdot e^{-E_1/RT} \cdot E_1/RT^2 - k_{20} \cdot C_{A0} \cdot X_A \cdot e^{-E_2/RT} \cdot E_2/RT^2 = 0.$$

$$k_{10} \cdot (1 - X_A) \cdot e^{-E_1/RT(t)} \cdot E_1 = k_{20} \cdot X_A \cdot e^{-E_2/RT(t)} \cdot E_2$$

● Lấy loga cả hai vế:

$$\ln [k_{10} \cdot (1 - X_A) \cdot E_1] - E_1/RT_{(t\psi)} = \ln (k_{20} \cdot X_A \cdot E_2) - E_2/RT_{(t\psi)}$$

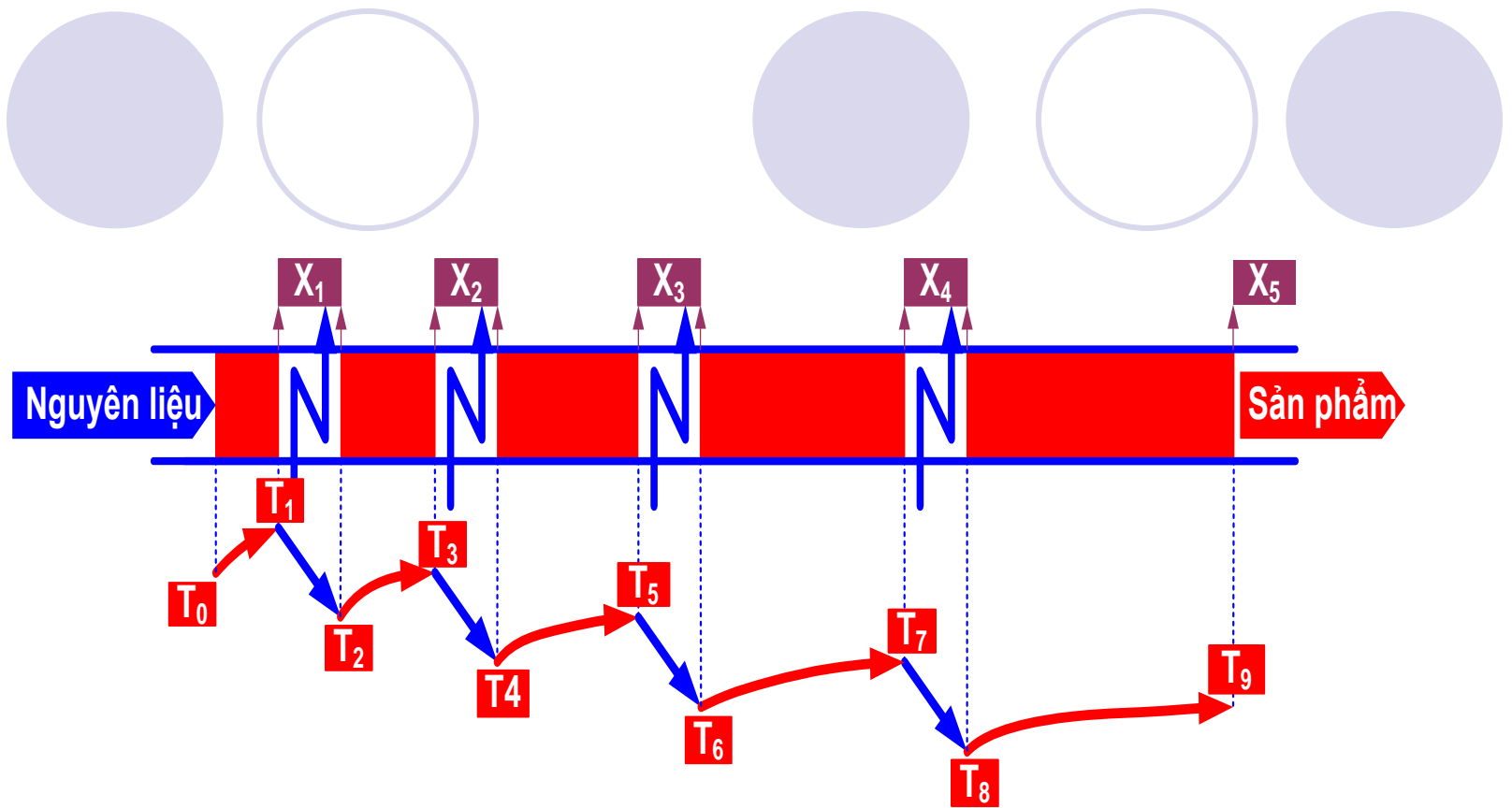
● Từ đó:

$$(E_2 - E_1)/RT(t\psi) = \ln [k_{20} \cdot E_2 \cdot X_A / k_{10} \cdot E_1 \cdot (1 - X_A)]$$

$$T(t\psi) = (E_2 - E_1) / R \ln [k_{20} \cdot E_2 \cdot X_A / k_{10} \cdot E_1 \cdot (1 - X_A)]$$

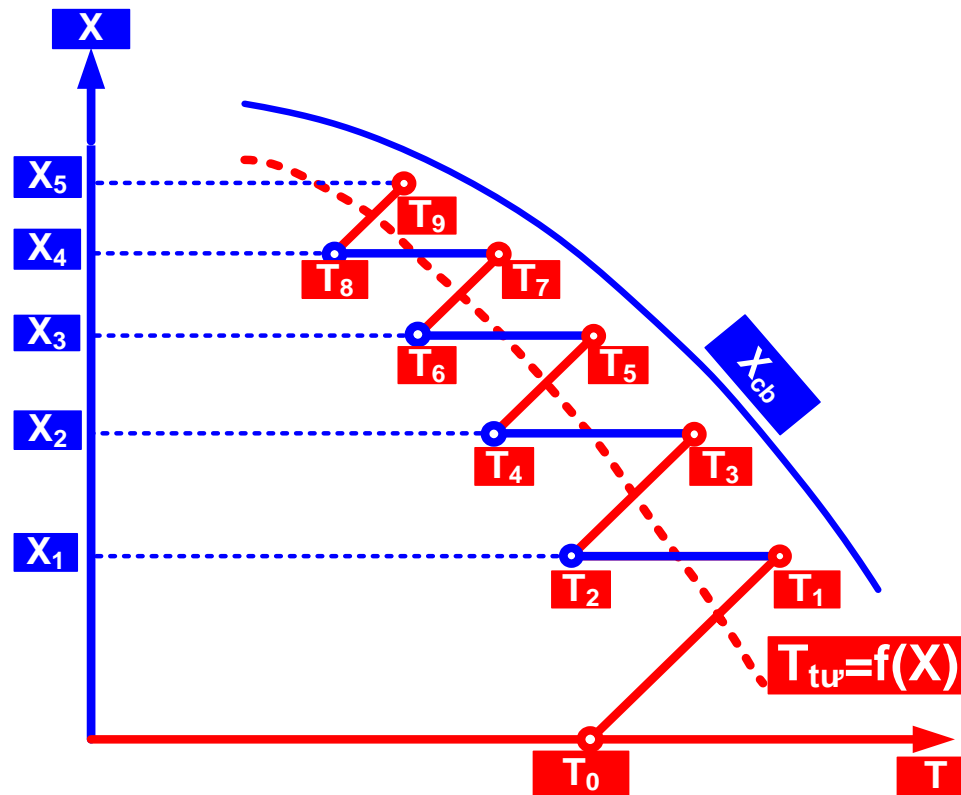
(4 . 2)

- Như vậy, chế độ nhiệt tối ưu ở trường hợp phản ứng thuận nghịch, toả nhiệt **phụ thuộc vào độ chuyển hoá X_A** như công thức (4.2)
- Lúc đầu **khi X_A còn thấp nên tiến hành phản ứng ở nhiệt độ cao** để đảm bảo vận tốc lớn, sau đó khi **X_A tăng lên cần giảm dần nhiệt độ.**
- Trong thực tiễn sản xuất, phản ứng có đặc trưng này (như $\text{SO}_2 + 1/2\text{O}_2 \leftrightarrow \text{SO}_3 + q$) được thực hiện trong thiết bị trong TBPU' có nhiều ngăn **xúc tác đoạn nhiệt có trao đổi nhiệt trung gian** giữa các ngăn như ở hình 4.1 .



H.4.1- Các lớp xúc tác đoạn nhiệt (pư toả nhiệt) với làm lạnh trung gian .

Bằng cách như vậy quá trình phản ứng trong thiết bị được thực hiện theo đường dích-dắc quanh chế độ nhiệt tối ưu (hình 4.2).



H.4.2- Đường biểu diễn sự thay đổi nhiệt độ và độ chuyển hoá X ở thiết bị như hình 4.1 đối với phản ứng thuận nghịch tỏa nhiệt.

IV.2-Các giải pháp duy trì chế độ nhiệt tối ưu trong thiết bị phản ứng

Ứng: trao đổi nhiệt qua thành:

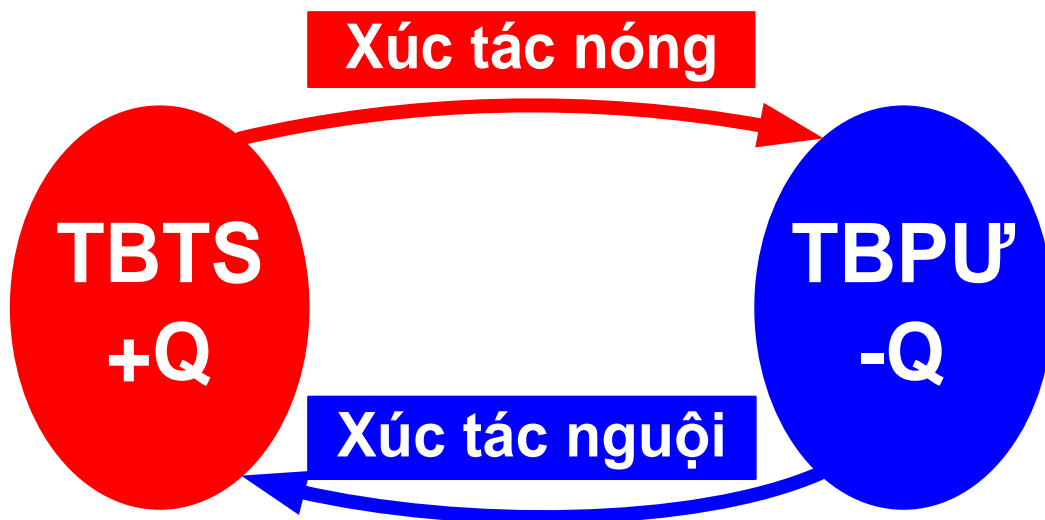
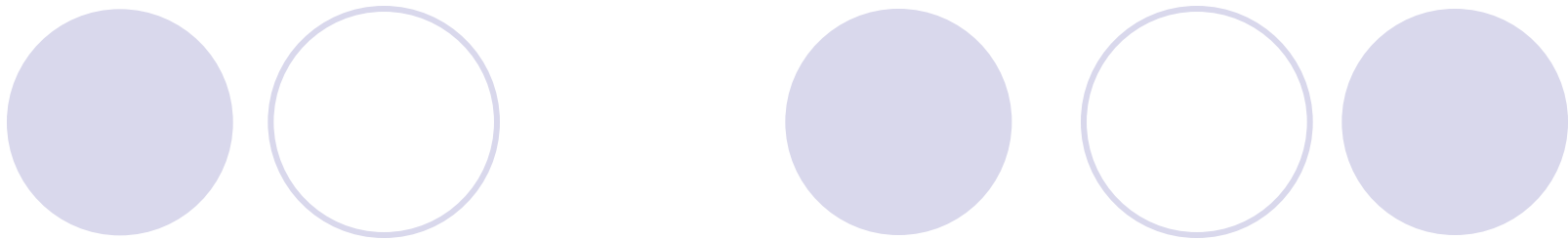
- -Thiết bị loại thùng có khuấy với **vỏ bọc ngoài và ống xoắn** trong thiết bị.
- -Thiết bị ống chùm với hàng nghìn ống với bề mặt trao đổi nhiệt rất lớn, thường dùng cho phản ứng pha khí tỏa nhiều nhiệt.

b/Dùng tác nhân mang nhiệt là khí, lỏng hay rắn:

- **-Khí:** Khí trơ, khí cháy ở nhiệt độ cao ... và thường dùng hơi nước (có sẵn trong nhà máy và dễ tách khỏi sản phẩm hydrocacbon bằng cách làm lạnh ngưng tụ và phân ly, ngoài ra hơi nước còn giảm tạo cốc bám vào thành thiết bị).
- **-Lỏng:** Dung môi hay các chất trơ có trong hỗn hợp phản ứng.



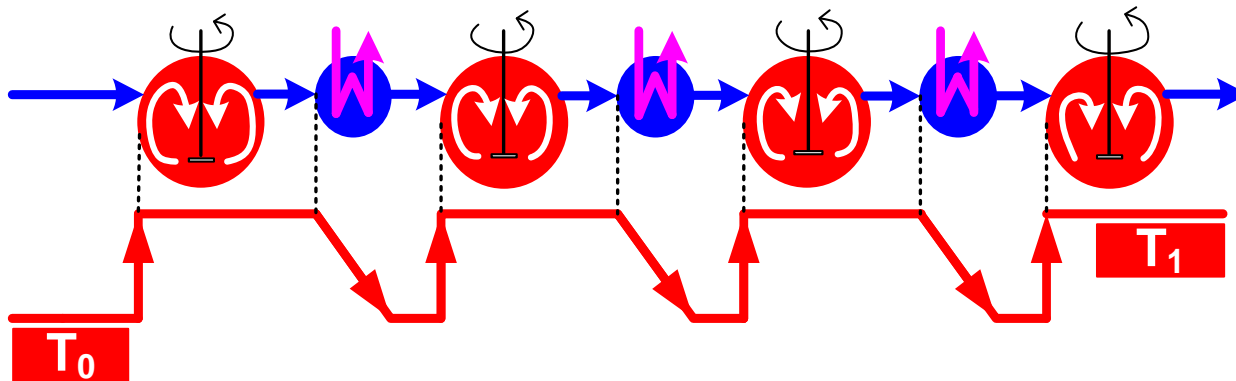
- -Rắn: Vật liệu rắn chịu nhiệt như gốm, sứ, các vật liệu silicat ... và cả xúc tác rắn, điển hình là quá trình cracking xúc tác là phản ứng thu nhiệt, xúc tác mau mất hoạt tính do bị phủ cốc bề mặt nên phải dùng lớp xúc tác chuyển động và tuần hoàn giữa thiết bị phản ứng và thiết bị tái sinh bằng phản ứng đốt cốc toả nhiệt như ở hình 4.4



H.4.4-Quá trình sử dụng nhiệt của cracking xt

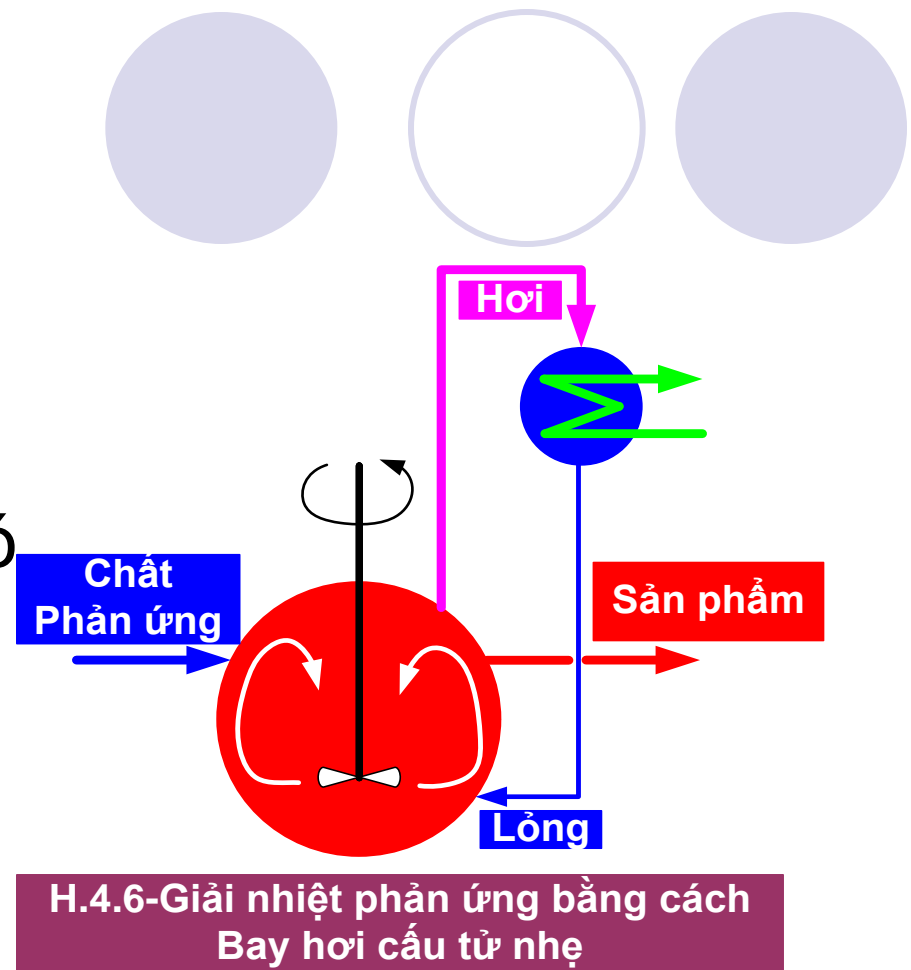
c/Tùng phần đoạn nhiệt có trao đổi nhiệt trung gian:

- -Giống mô hình 4.1.
- -Điển hình là thiết bị reforming xúc tác, dehydro hoá xúc tác ...
- -Với TBPU' thùng có khuấy như ở hình 4.5.

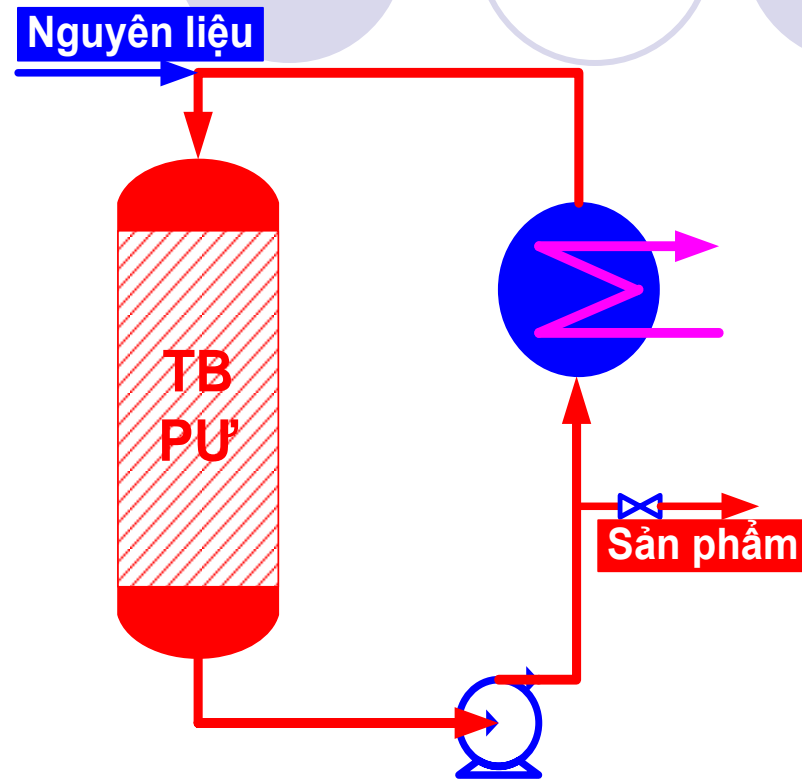


H.4.5-Hệ thống thiết bị thùng có khuấy với làm lạnh trung gian

- d/Điều chỉnh nhiệt độ ban đầu T_0 đối với các quá trình đoạn nhiệt.
- e/Bay hơi cấu tử có nhiệt độ sôi xấp xỉ nhiệt độ phản ứng với hệ thống làm lạnh ngưng tụ và cho chất lỏng quay về TBPU' (hình 4.6).



g/Bơm
tuần hoàn
hỗn hợp
phản ứng
qua thiết
bị trao đổi
nhiệt
(h.4.7).



H.4.7-Giải nhiệt bằng cách tuần hoàn hỗn hợp phản ứng qua thiết bị trao đổi nhiệt

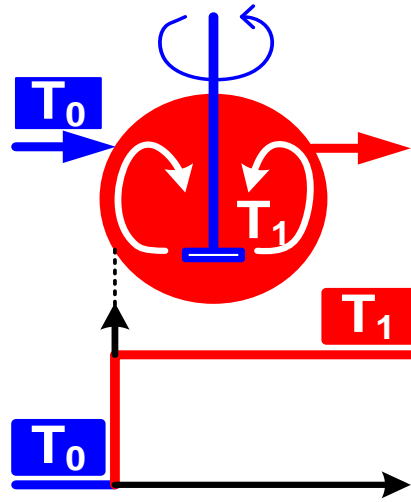
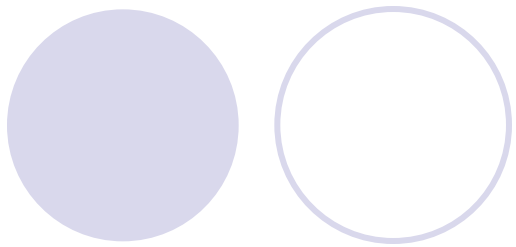
IV.3-Đặc tính tự nhiệt:

- -Là các quá trình tự xảy ra sau khi được "mồi".
- -Điều kiện tự nhiệt:
- Phản ứng **toả nhiệt đủ lớn** để có thể đưa nhiệt độ hỗn hợp phản ứng từ nhiệt độ ban đầu T_0 đến nhiệt độ làm việc của thiết bị.
- Có khả năng **trao đổi nhiệt giữa sản phẩm hay khối phản ứng với nguyên liệu đi vào**. Điều kiện này phụ thuộc vào đặc trưng và kết cấu của thiết bị phản ứng.

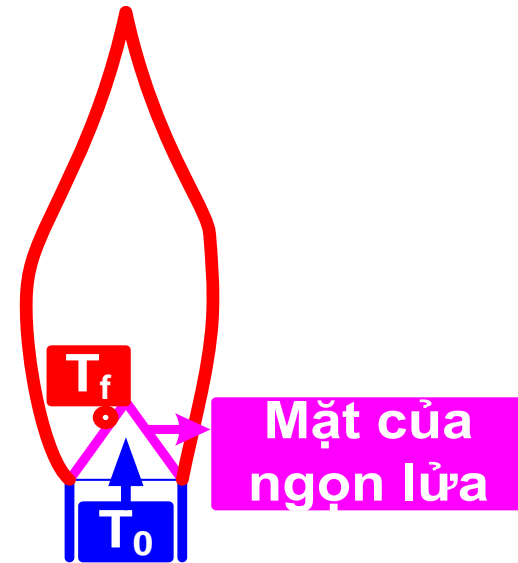
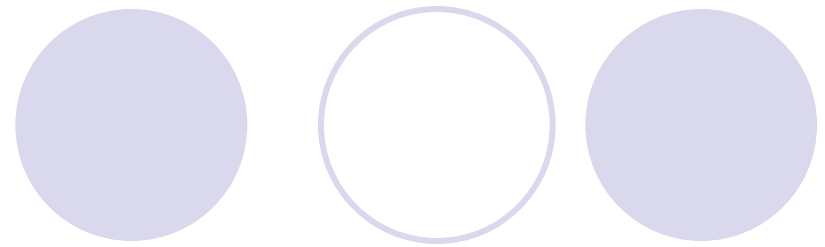


-Các loại thiết bị có khả năng tự nhiệt:

- a/Thiết bị loại thùng có khuấy: Nhờ khuấy **nguyên liệu đi vào được trộn lẫn với khối phản ứng nóng** đã có trong thiết bị, nếu phản ứng toả nhiệt đủ lớn thì quá trình tiến hành trong loại thiết bị này có khả năng tự nhiệt sau khi được "mồi" (hình 4.8a).




a

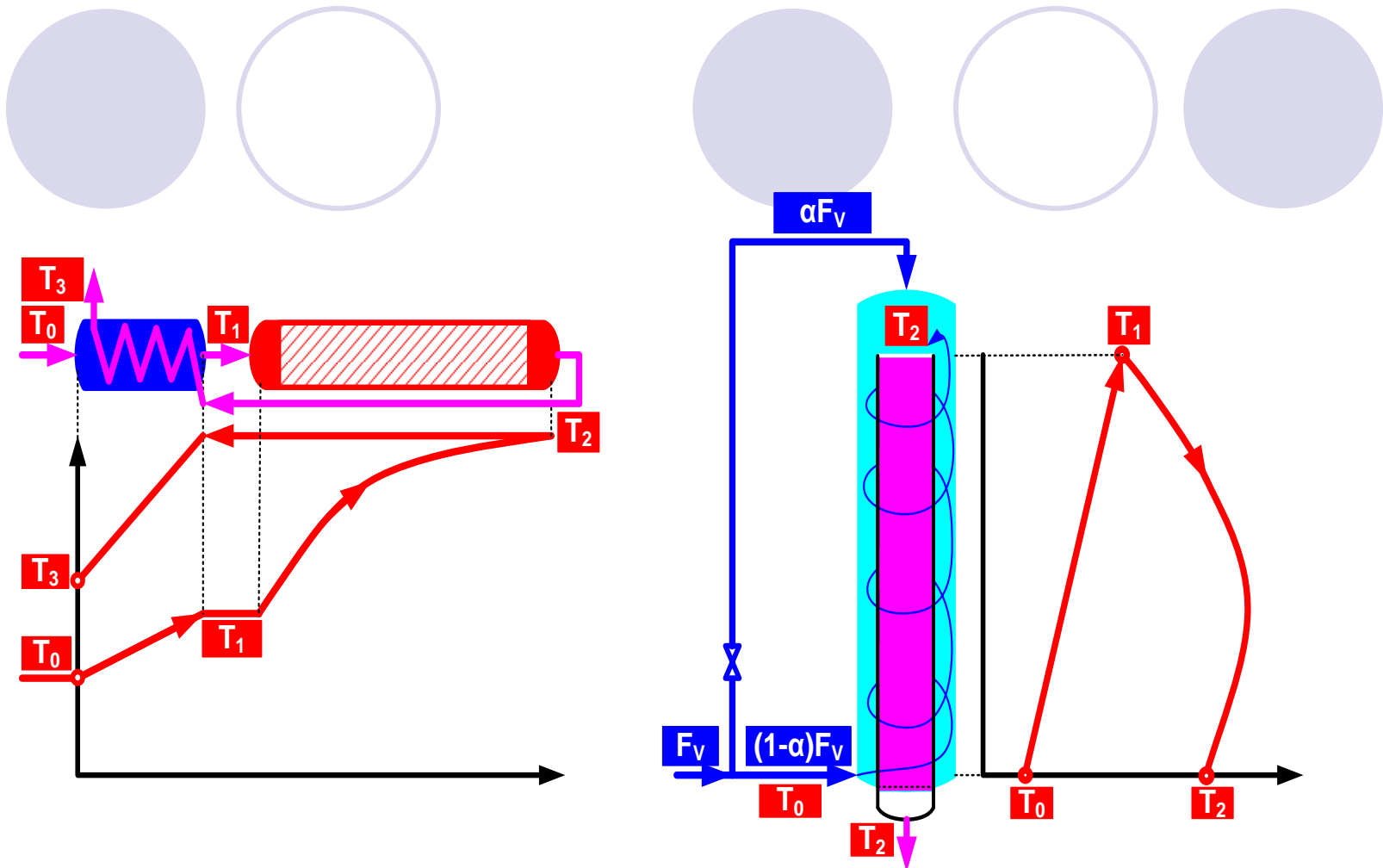


b

H.4.8-Thiết bị phản ứng tự nhiệt
a- Thùng có khuấy. b- Ngọn lửa


- b/Thiết bị phản ứng dạng ngọn lửa: Thiết bị dạng này thường được sử dụng để tiến hành các phản ứng toả nhiệt cao như quá trình clo hoá (đốt hydro trong môi trường clo để sản xuất HCl) hay quá trình oxy hoá một phần hydrocacbon để sản xuất axêtylen.
- Trong không gian chật hẹp của ngọn lửa nhiệt độ thay đổi từ T_0 rất thấp đến nhiệt độ cao để có thể tự bốc cháy, nghĩa là ta có **gradien về nhiệt độ, về nồng độ, về thế hoá học rất lớn** (có thể đạt hàng vạn đơn vị), nhờ đó quá trình **truyền nhiệt, chuyển chất và hoạt hoá xảy ra mạnh mẽ trên mặt của ngọn lửa** để nó có thể tự nhiệt (hình 4.8b).

- 
- c/Thiết bị phản ứng loại ống:
 - - Để có thể tự nhiệt cần có sự (hình 4.9b). **trao đổi nhiệt giữa nguyên liệu vào với sản phẩm phản ứng (hình 4.9a) hay với khối phản ứng**
 - - Ở trường hợp b/ có thể điều chỉnh được nhiệt độ làm việc của lớp xúc tác cũng như nhiệt độ T_1 theo thời gian làm việc của xúc tác bằng cách điều chỉnh thông số α .

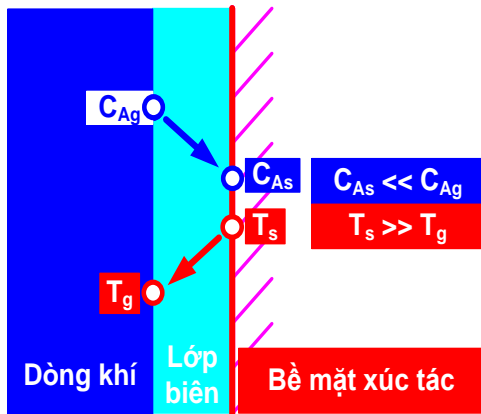


H.4.9- Thiết bị phản ứng loại ống có khả năng tự nhiệt .
 a-Trao đổi nhiệt với sản phẩm.b-Trao đổi nhiệt với xúc tác

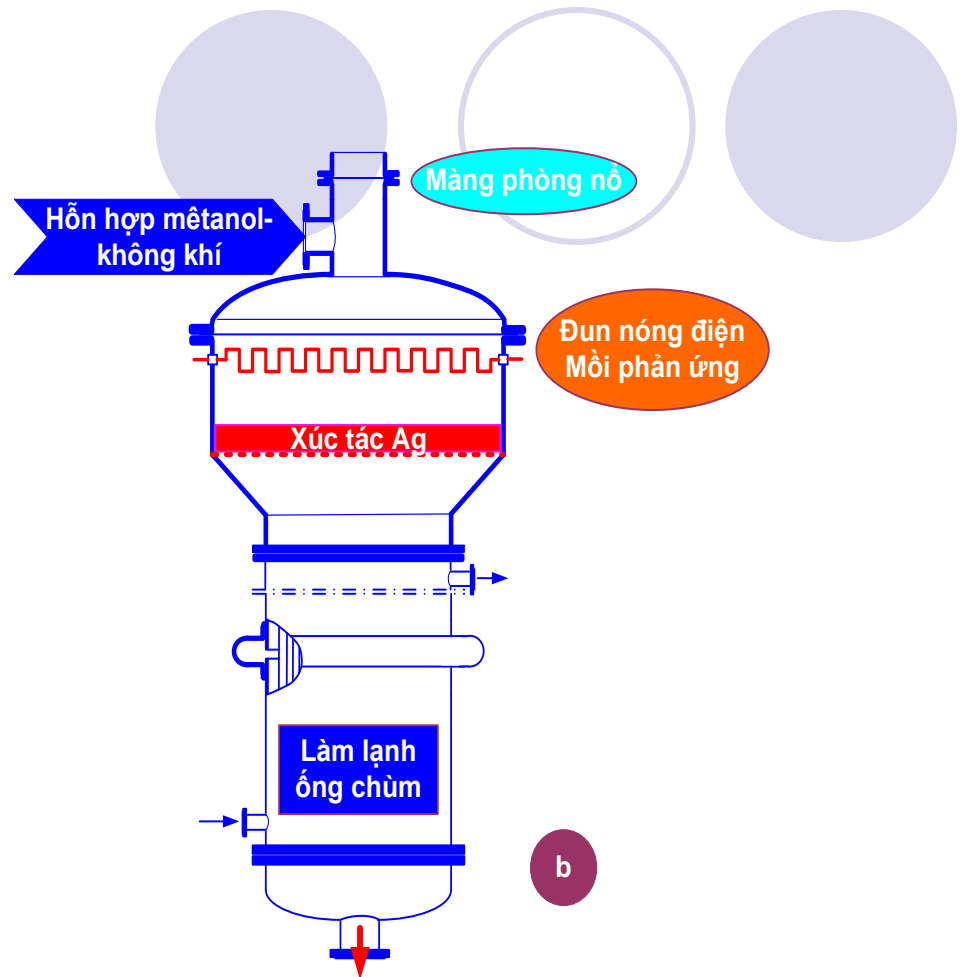
- c/Quá trình nằm ở **phạm vi khuếch tán ngoài**:
- - Thường gặp khi tiến hành **phản ứng xúc tác khí- rắn, toả nhiệt ở nhiệt độ cao**, lúc đó vận tốc phản ứng lớn và chậm nhất là các quá trình khuếch tán qua lớp biên giữa pha khí và bề mặt xúc tác rắn (hình 4.10a).
- - Do trở lực khuếch tán chủ yếu ở lớp biên, hình ảnh cũng tương tự với quá trình truyền nhiệt giữa bề mặt xúc tác và pha khí, nên **nhiệt độ bề mặt xúc tác T_s cao hơn nhiều so với nhiệt độ trong pha khí T_g** .
- - Trên **bề mặt xúc tác nóng quá trình phản ứng tiếp tục tự tiến hành**.
-

- 
- - Quá trình công nghiệp:
 - +Oxy hoá NH_3 thành oxit nito trên xúc tác dạng lưới Pt-Rh ở nhiệt độ $800 - 850^\circ\text{C}$.
 - +Amonoxi hoá CH_4 thành HCN trên xúc tác dạng lưới Pt-Rh ở $1000 - 1200^\circ\text{C}$.
 - +Oxidêhydro hoá mêtanol thành fomaldêhit trên xúc tác Ag ở $650 - 720^\circ\text{C}$ (hình 4.10b).

- -Để quá trình có thể tiến hành tự nhiệt, **khí mở máy cần phải đun nóng hỗn hợp metanol - không khí đến 300 - 400°C**. Sau đó, khi lớp xúc tác là các tinh thể bạc đặt trên lưới đồng nóng đến nhiệt độ phản ứng thì dừng đun nóng, kết thúc quá trình "**mồi**" phản ứng.
- -TBPU' còn có màng phòng nổ và thiết bị làm lạnh ống chùm đặt sát ngay sau lớp xúc tác để làm lạnh nhanh hỗn hợp sản phẩm từ nhiệt độ phản ứng xuống 200 - 300°C, giảm phân huỷ fomalđehit tạo thành ở nhiệt độ cao theo phản ứng:
$$\text{CH}_2\text{O} \rightarrow \text{CO} + \text{H}_2$$



a



b

H.4.10- Đặc trưng tự nhiệt của quá trình phản ứng xúc tác phạm vi khuếch tán ngoài. a-Mô hình khuếch tán ngoài. b-TBPU' oxyđêhidro hoá metanol.

IV.4-Đặc trưng nhiệt của TBPU' loại thùng có khuấy:

- *Nhiệt độ đồng đều khắp thiết bị.
- *Có khả năng tự nhiệt.

a/Các trạng thái dừng:

- Điều kiện dừng: $Q_R = Q_S$ (4 . 3)

- Trong đó Q_R - nhiệt phản ứng trong đơn vị thời gian.

Q_S - nhiệt trao đổi trong đơn vị thời gian.

- Để giải pt (4.3) ta dùng phương pháp dựng hình : khảo sát đường biểu diễn của Q_R và Q_S theo T , nghiệm của pt là giao điểm của hai đường biểu diễn.

+Khảo sát Q_R :

- Giả sử có phản ứng bậc 1 chuyển hoá chất A, toả nhiệt, không thuận nghịch, tiến hành trong TBPU' loại thùng có khuấy thể tích V_R .
- Số mol chất A chuyển hoá trong đơn vị thời gian là N_A , do đó:

$$Q_R = N_A \cdot (-\Delta H_R)$$

$$N_A = k \cdot C_A \cdot V_R$$

C_A là nồng độ trong thiết bị, rút ra từ pt (3.4)"

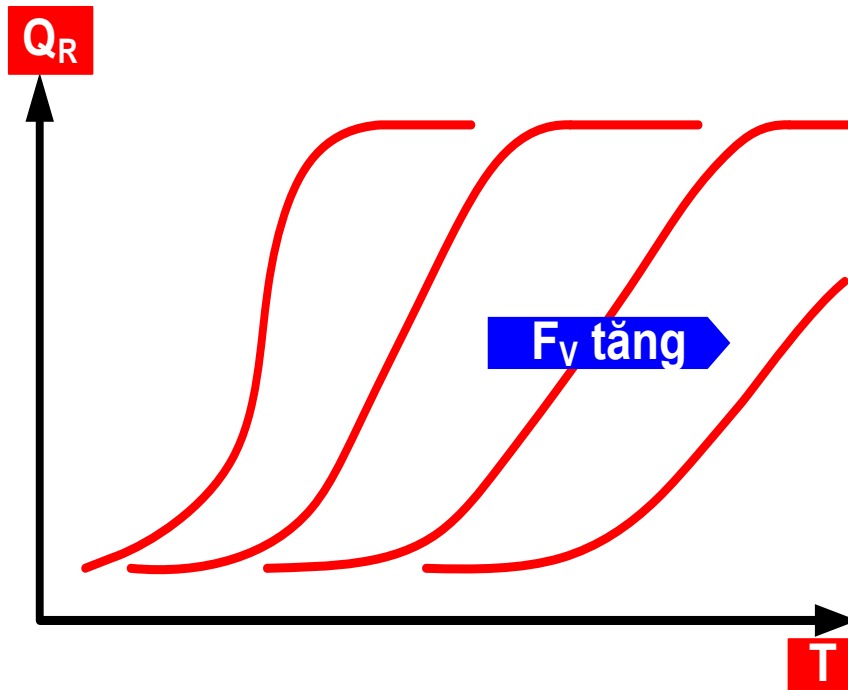
$$C_A = C_{A0} / (1 + k \cdot t_{TB}) \text{ . Từ đó:}$$

$$N_A = k \cdot C_{A0} \cdot V_R / (1 + k \cdot t_{TB}) = k_0 \cdot e^{-E/RT} \cdot C_{A0} \cdot V_R / (1 + k_0 \cdot e^{-E/RT} \cdot t_{TB})$$

$$N_A = k_0 \cdot C_{A0} \cdot V_R / (e^{E/RT} + k_0 \cdot t_{TB}) \text{ . Do đó:}$$

- $Q_R = k_0 \cdot C_{A0} \cdot V_R \cdot (-\Delta H_R) / (e^{E/RT} + k_0 \cdot t_{TB}) \quad (4.4)$

Đường biểu diễn của Q_R phụ thuộc vào T theo pt (4.4) có dạng chữ S, ngoài ra khi các thông số khác như V_R , F_V thay đổi ta được một họ đường cong S trong mặt phẳng với trục tọa độ $Q_R - T$ như hình 4.11.



H.4.11- Đường biểu diễn Q_R theo T khi F_V thay đổi

+Khảo sát Q_S :

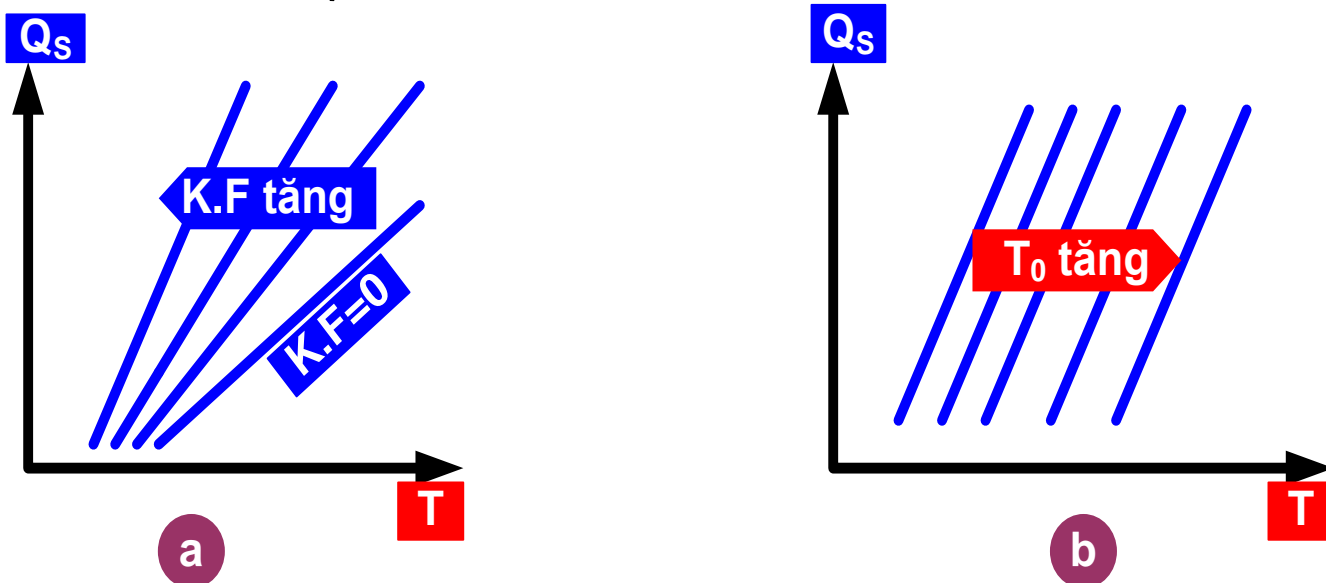
- Q_S có hai thành phần:
- - Trao đổi nhiệt với nguyên liệu vào, nhiệt độ nguyên liệu từ $T_0 \rightarrow T$.
- - Trao đổi nhiệt qua thành.

$$Q_S = F_V \cdot \rho \cdot C_P (T - T_0) + K \cdot F \cdot (T - T_C). \quad (4.5)$$

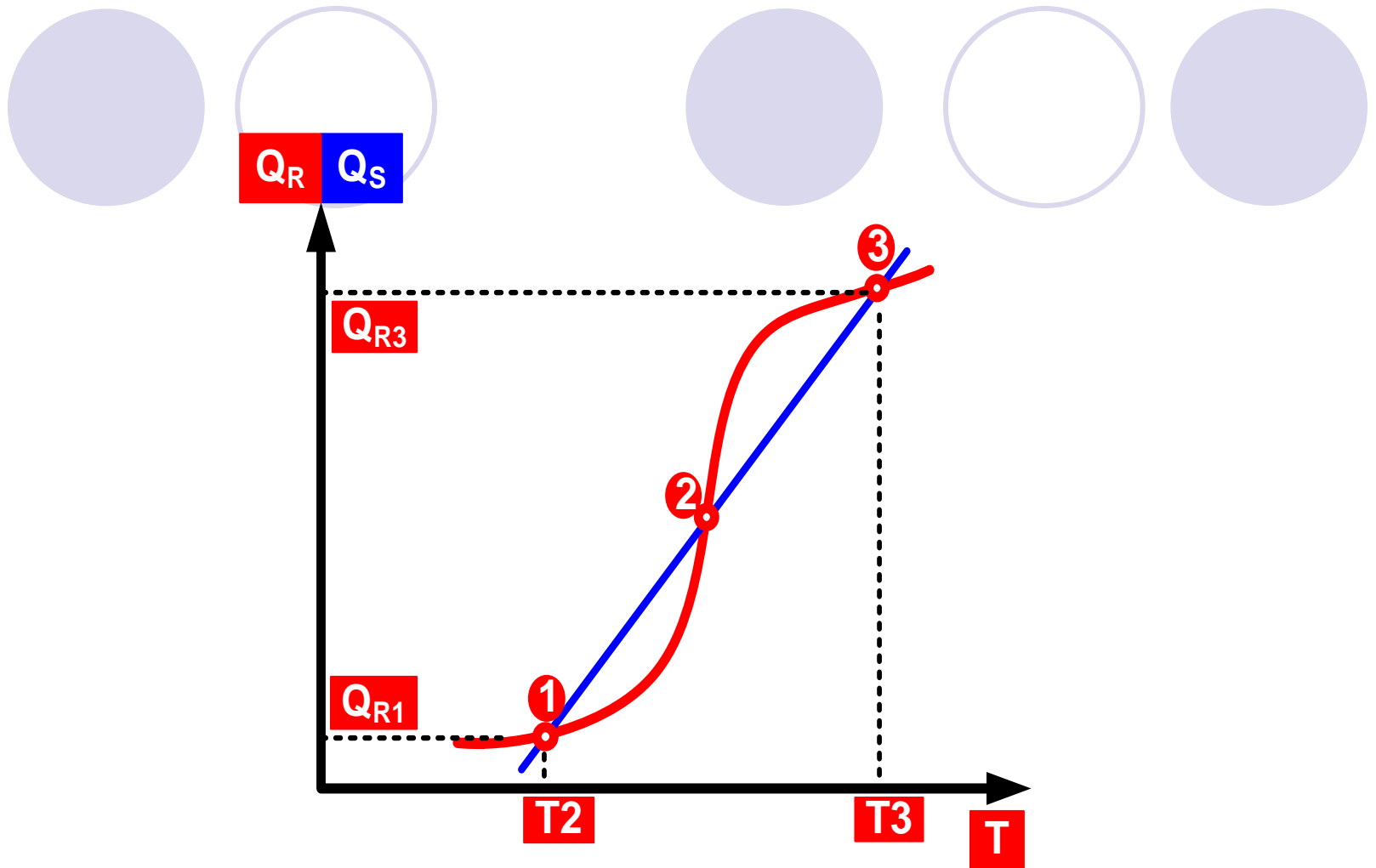
hay

- $Q_S = (F_V \cdot \rho \cdot C_P + K \cdot F) T - (F_V \cdot \rho \cdot C_P \cdot T_0 + K \cdot F \cdot T_C)$
- Trong đó: ρ - Khối lượng riêng của hỗn hợp phản ứng.
- C_P - Nhiệt dung riêng của hỗn hợp phản ứng. T - Nhiệt độ phản ứng.
- T_0 - Nhiệt độ vào. K - Hệ số trao đổi nhiệt qua thành.
- F - Bề mặt trao đổi nhiệt của thiết bị. T_C - Nhiệt độ thành thiết bị.

Đường biểu diễn của Q_S theo T là đường thẳng, khi F thay đổi ta có các đường thẳng với hệ số góc thay đổi (hình 4.12a), khi T_0 thay đổi có các đường thẳng song song (hình 4.12b).



H.4.12- Đường biểu diễn Q_S theo T .
a- Khi KF thay đổi. b- Khi T_0 thay đổi.

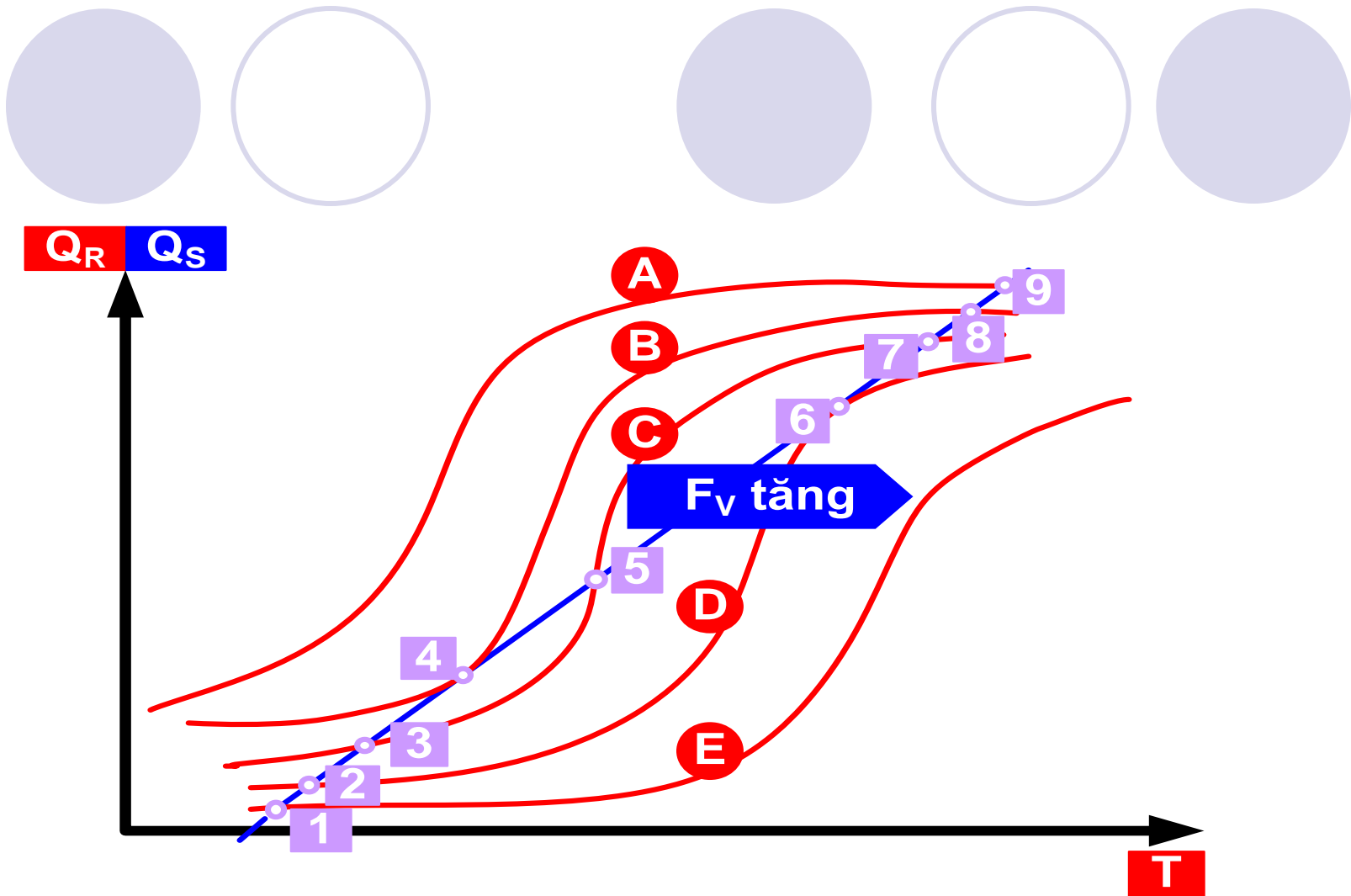


H.4.13- Các trạng thái dừng của TBPU' thùng có khuấy


Như vậy, có thể có **3 giao điểm** giữa đường Q_R dạng chữ S và đường thẳng Q_S , nghĩa là có **3 trạng thái dừng của hệ thống** (hình 4.13). Trạng thái dừng 1 có T_1 thấp và Q_{R1}, Q_{S1} đều thấp, phản ứng hầu như không xảy ra. Trạng thái dừng 3 ở nhiệt độ cao T_3 do đó có độ chuyển hoá cao, là điều ta mong đợi. Trạng thái dừng 2 không ổn định, sẽ được khảo sát ở mục 3/.

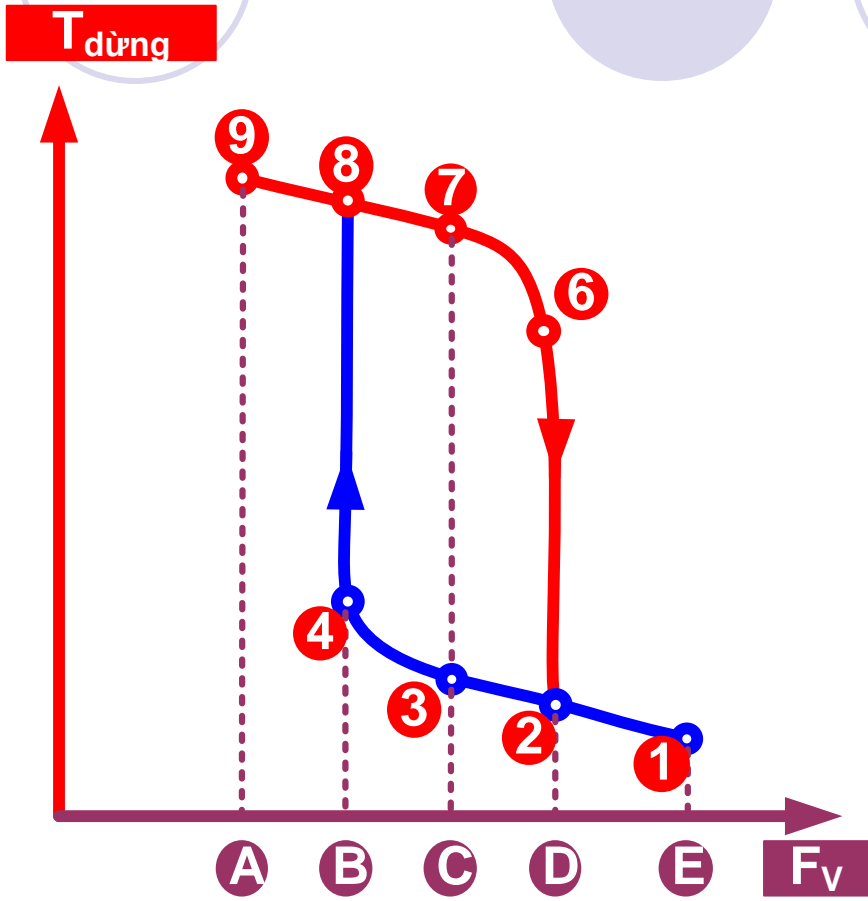
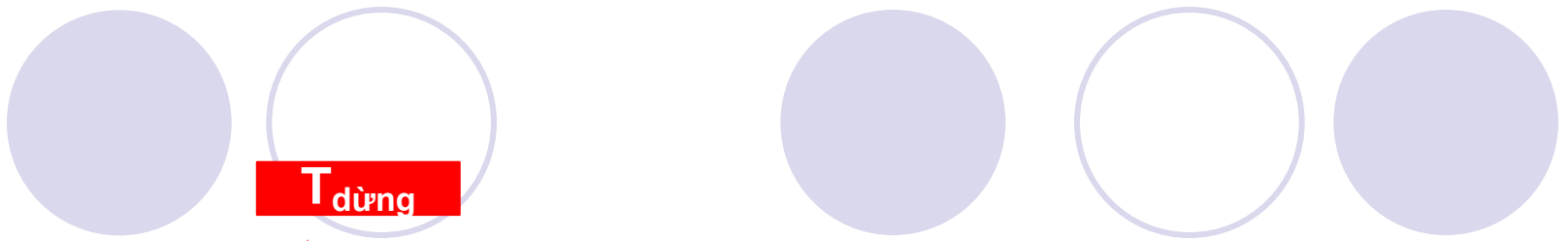
● **b/Trạng thái dừng phụ thuộc vào chiều thay đổi của các thông số và biện pháp môi phản ứng:**

- a/Giả sử F_V thay đổi, các thông số khác cố định:
- Q_R là các đường cong A, B, C, D và E, Q_S coi như không đổi, được các trạng thái dừng từ 1 đến 9, ứng với nhiệt độ dừng từ T_1 đến T_9 như hình 4.14.

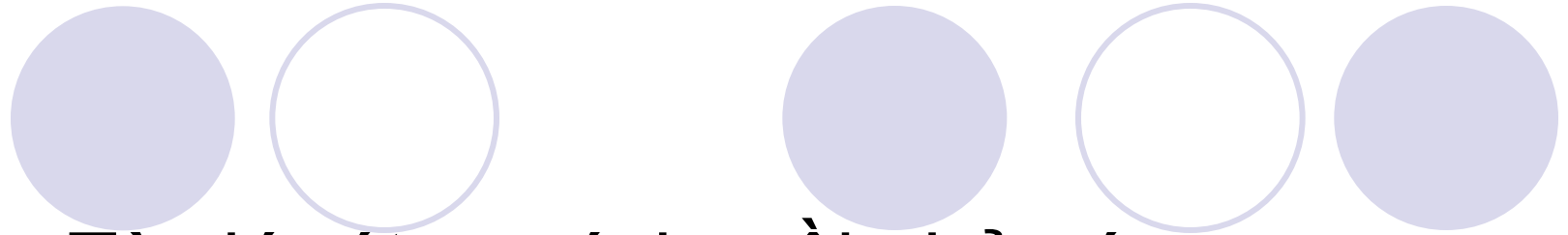


H.4.14-Các trạng thái dừng khi F_v thay đổi

- 
- -Khi F_V tăng từ thấp lên cao ta được các đường Q_R lần lượt là A, B, C, D và E, các trạng thái dừng là 9, 8, 7, 6 và 1.
 - -Ngược lại, khi F_V giảm từ cao xuống, các đường Q_R lần lượt là E, D, C, B và A, các trạng thái dừng là 1, 2, 3, 4 và 9.
 - Như vậy, **trạng thái dừng phụ thuộc vào chiều thay đổi của F_V** như ở hình 4.15



H.4.15- Các nhiệt độ dừng phụ thuộc vào chiều thay đổi của F_v

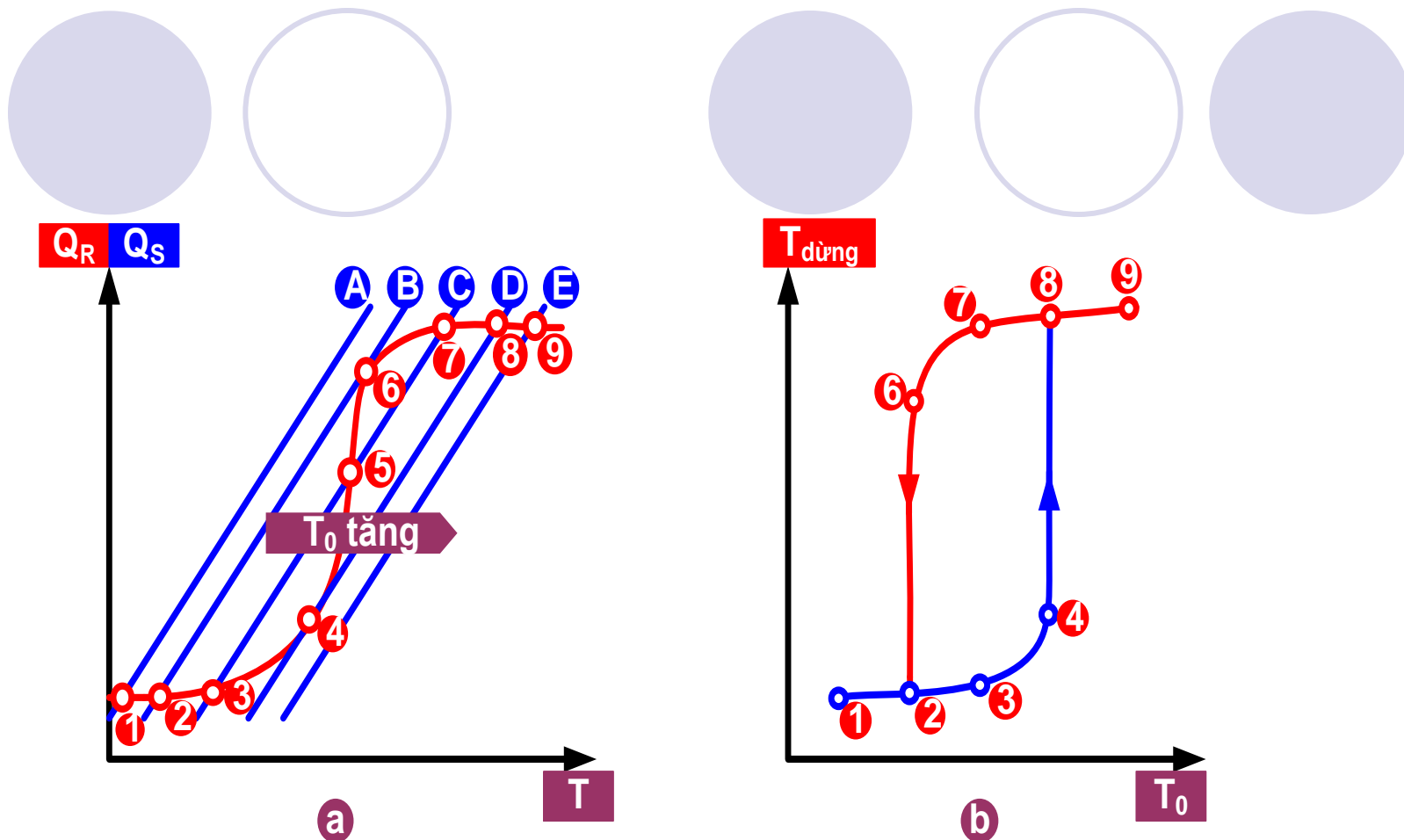


Từ đó rút ra cách mỗi phản ứng:

- Khi mở máy ban đầu dùng lưu lượng dòng F_V thấp để phản ứng tiến hành ở trạng thái dừng có độ chuyển hoá và nhiệt độ dừng cao (T_9), sau đó tăng dần F_V đến năng suất thiết kế (nhưng không thể tăng quá đường D).

b/Giả sử T_0 thay đổi, các thông số khác cố định:

- Q_R không đổi, Q_S là các đường thẳng song song, ta được các trạng thái dừng từ 1 đến 9 như ở hình 4.16a.
- - Khi T_0 tăng từ thấp lên, Q_S lần lượt là các đường thẳng A, B, C, D và E, các trạng thái dừng là 1, 2, 3, 4 và 9.
- - Ngược lại, khi T_0 từ cao giảm xuống, Q_S lần lượt là các đường thẳng E, D, C, B và A, các trạng thái dừng là 9, 8, 7, 6 và 1.
- Như vậy, **trạng thái dừng phụ thuộc vào chiều thay đổi của T_0** như ở hình 4.16b.



H.4.16- Các trạng thái dừng khi T_0 thay đổi.
 a- Các trạng thái dừng. b- Các nhiệt độ dừng theo chiều thay đổi của T_0

- Từ đó rút ra biện pháp mỗi phản ứng:
- khi **mở máy đun nóng nguyên liệu vào** để Q_S đến quá đường D (ví dụ đường E) để đạt trạng thái dừng 9
- Sau đó có thể giảm (hay ngừng) đun nóng để đi vào trạng thái dừng 8, 7, 6 (ứng với các đường Q_S là D, C và B) là các trạng thái dừng có nhiệt độ và độ chuyển hoá cao, mà không bị rơi vào trạng thái dừng có nhiệt độ và độ chuyển hoá thấp (tuy rằng với các đường Q_S là B, C và D ta có thể gặp các trạng thái dừng 2, 3 và 4).

c/Độ ổn định của TBPU:

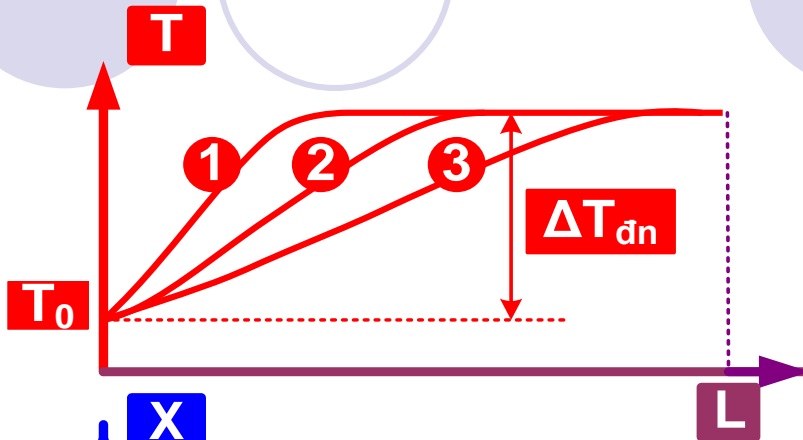
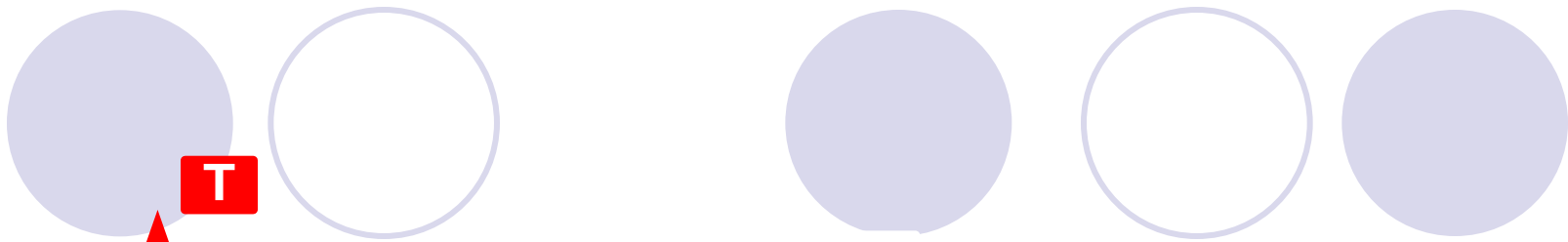
- -Trạng thái dừng 5 (hình 4.14 và 4.16a) không ổn định
- Nếu có một nhiễu loạn nào đó, như khi $T > T_5$, lúc đó $Q_R > Q_S$, hệ thống được đun nóng bằng nhiệt phản ứng và đến T_7
- Ngược lại khi $T < T_5$ thì $Q_R < Q_S$, hệ bị nguội đi và về T_3 .
- Từ đó có thể rút ra điều kiện ổn định của các trạng thái dừng là:
- $$dQ_S / dT > dQ_R / dT \quad (4 . 6)$$

IV.5-Đặc trưng nhiệt của thiết bị loại ống:

- -Do không có khuấy trộn nên nhiệt độ của thiết bị loại này **thay đổi** từ điểm này đến điểm khác trong thiết bị.
- -Ống thường có tiết diện tròn phân bố nhiệt độ trong ống có **trục đối xứng là trục tâm ống**, do vậy có thể diễn tả hình ảnh phân bố nhiệt độ trong không gian thiết bị theo hai thông số l và r .

a/Phân bố nhiệt độ trong ống phản ứng:

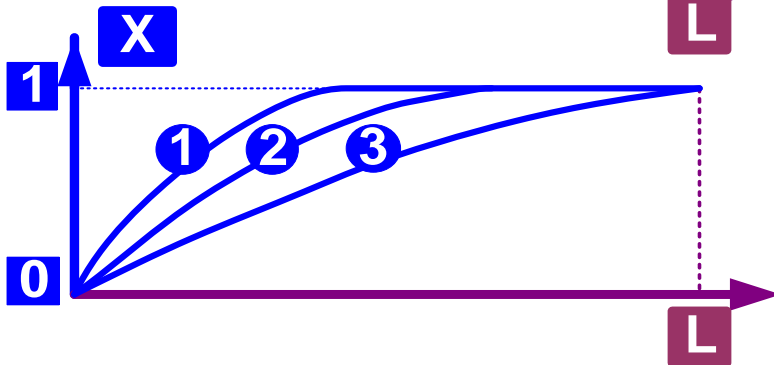
- Phản ứng tỏa nhiệt không có trao đổi nhiệt qua thành, chảy rối hay có lớp hạt xúc tác tĩnh (mô hình ĐLT):
 - -Nhiệt độ đồng đều theo hướng đường kính ống (hướng r).
 - -Nhiệt độ thay đổi theo hướng trục ống (hướng l).
 - -Phụ thuộc vào vận tốc phản ứng (hoạt tính xúc tác) ta có hình ảnh nhiệt độ như hình 4.17



1-Xúc tác hoạt tính cao

2-Xúc tác hoạt tính trung bình

3-Xúc tác hoạt tính thấp



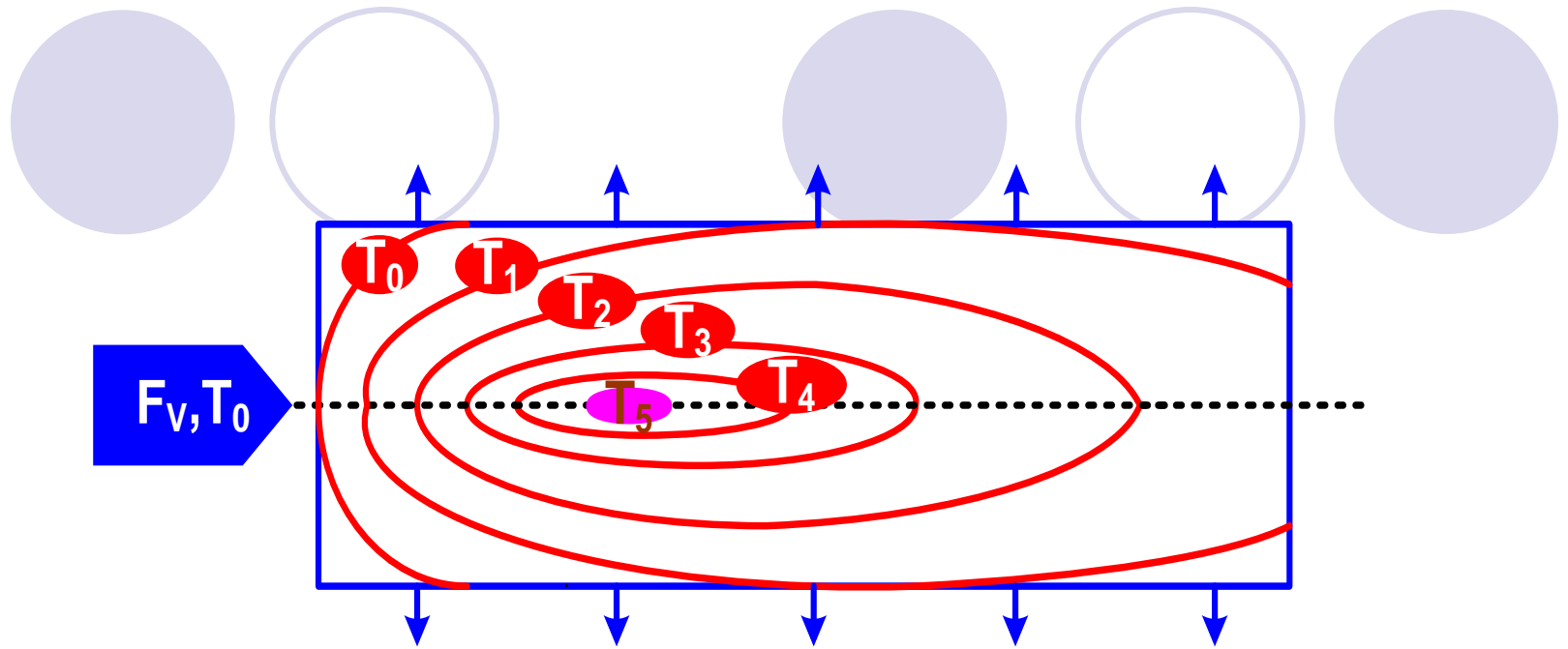
H.4.17-Sự thay đổi nhiệt độ và độ chuyển hoá trong ống phản ứng đoạn nhiệt với xúc tác có hoạt tính khác nhau



*Phản ứng tỏa nhiệt có trao đổi nhiệt qua thành:

- - **Nhiệt độ thay đổi** theo cả **hai hướng l và r**.
- - Cơ chế truyền nhiệt trong lớp hạt có 3 thành phần:
 - + **Dẫn nhiệt của lớp hạt**: bé vì hạt xốp và diện tiếp xúc nhỏ.
 - + **Dẫn nhiệt của lưu thể**: pha khí thường nhỏ.
 - + **Truyền nhiệt do dòng lưu thể chuyển động mang nhiệt**: thường đóng vai trò chủ yếu.

- - Tâm ống có nhiệt độ cao nhất (phản ứng thu nhiệt có hình ảnh ngược lại).
- - Trên tâm ống thường tồn tại **Tmax** , nơi phản ứng xảy ra mạnh mẽ do nhiệt độ cao, được gọi là "điểm nóng" hay "vùng phản ứng" và được chú ý theo dõi trong quá trình làm việc của thiết bị cũng như khi thiết kế TBPU'.
- - Một hình ảnh về phân bố nhiệt độ với các đường đồng mức T có thể diễn tả ở hình 4.18

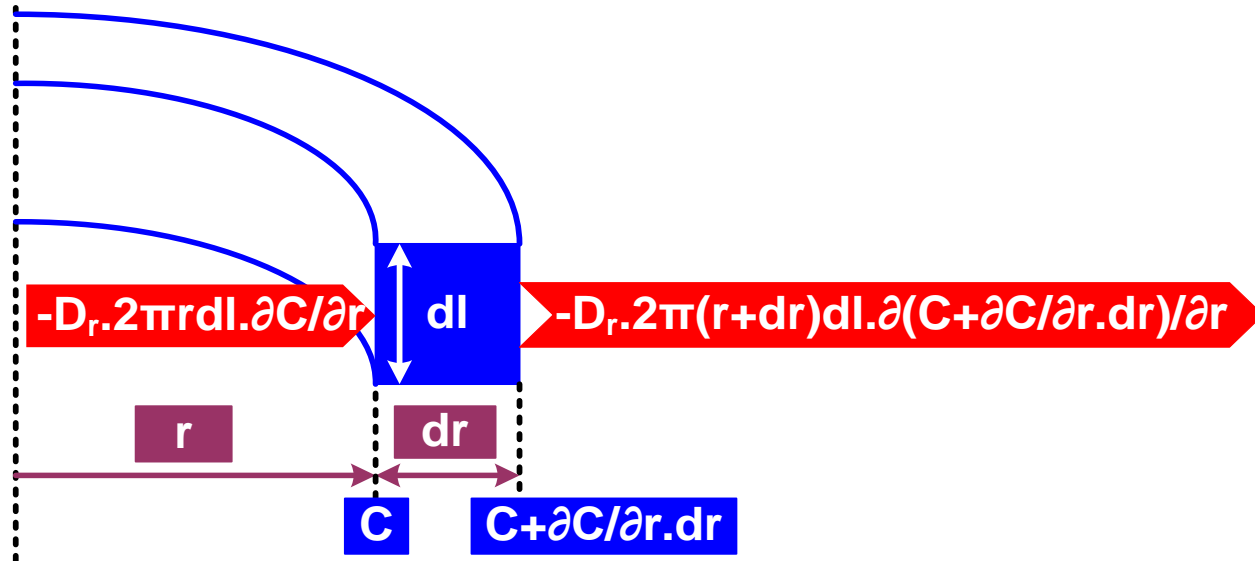


H.4.18-Phân bố nhiệt độ trong ống, phản ứng toả nhiệt có trao đổi nhiệt qua thành

$$T_5 > T_4 > T_3 > T_2 > T_1 > T_0$$

$$T_5 : T_{\max}$$

- Cần tính thêm thành phần khuếch tán theo hướng đường kính với hệ số khuếch tán ngang là D_r và đưa vào pt một thứ nguyên (2.27).
- + Tính thành phần kt ngang (ký hiệu là A) cho nguyên tố thể tích $2\pi r.dr.dl$ theo hình 4.19



H.4.19-Mô hình tính khuếch tán ngang cho nguyên tố thể tích thiết bị $2\pi r.dr.dl$



● A = Lượng ra - Lượng vào

$$= -D_r \cdot 2\pi(r+dr)dl \cdot \frac{\partial(C+\frac{\partial C}{\partial r} \cdot dr)}{\partial r}$$

$$- (-Dr) \cdot 2\pi r dl \cdot \frac{\partial C}{\partial r}.$$

$$A/2\pi dl = -Dr [(r+dr) \cdot \frac{\partial(C+\frac{\partial C}{\partial r} \cdot dr)}{\partial r} - r \cdot \frac{\partial C}{\partial r}].$$

$$A/2\pi dl = -Dr (r \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial r^2} \cdot dr + \frac{\partial C}{\partial r} \cdot dr + \frac{\partial^2 C}{\partial r^2} \cdot dr^2).$$

- Số hạng $\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} \cdot dr^2$ quá bé, bỏ qua và chia tiếp cho rdr :

$$A/2\pi \cdot dr \cdot dl = -Dr (\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + 1/r \cdot \frac{\partial C}{\partial r}) \quad (4.7)$$

- Đưa thành phần khuếch tán ngang $A / 2\pi r \cdot dr \cdot dl$ từ (4.7) vào pt (2.27):

$$v \cdot \frac{\partial C}{\partial l} - D_l \cdot \frac{\partial^2 C}{\partial l^2} - D_r \left(\frac{\partial^2 C}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial C}{\partial r} \right) + R = 0. \quad (4.8)$$

- Quá trình truyền nhiệt tương tự chuyển chất, nên có thể viết:


$$v \cdot C_p \cdot \frac{\partial T}{\partial l} - \lambda_l \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial l^2} - \lambda_r \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \right) + \sum (-\Delta H_R)_i \cdot R_i = 0. \quad i=1, n. \quad (4.9)$$

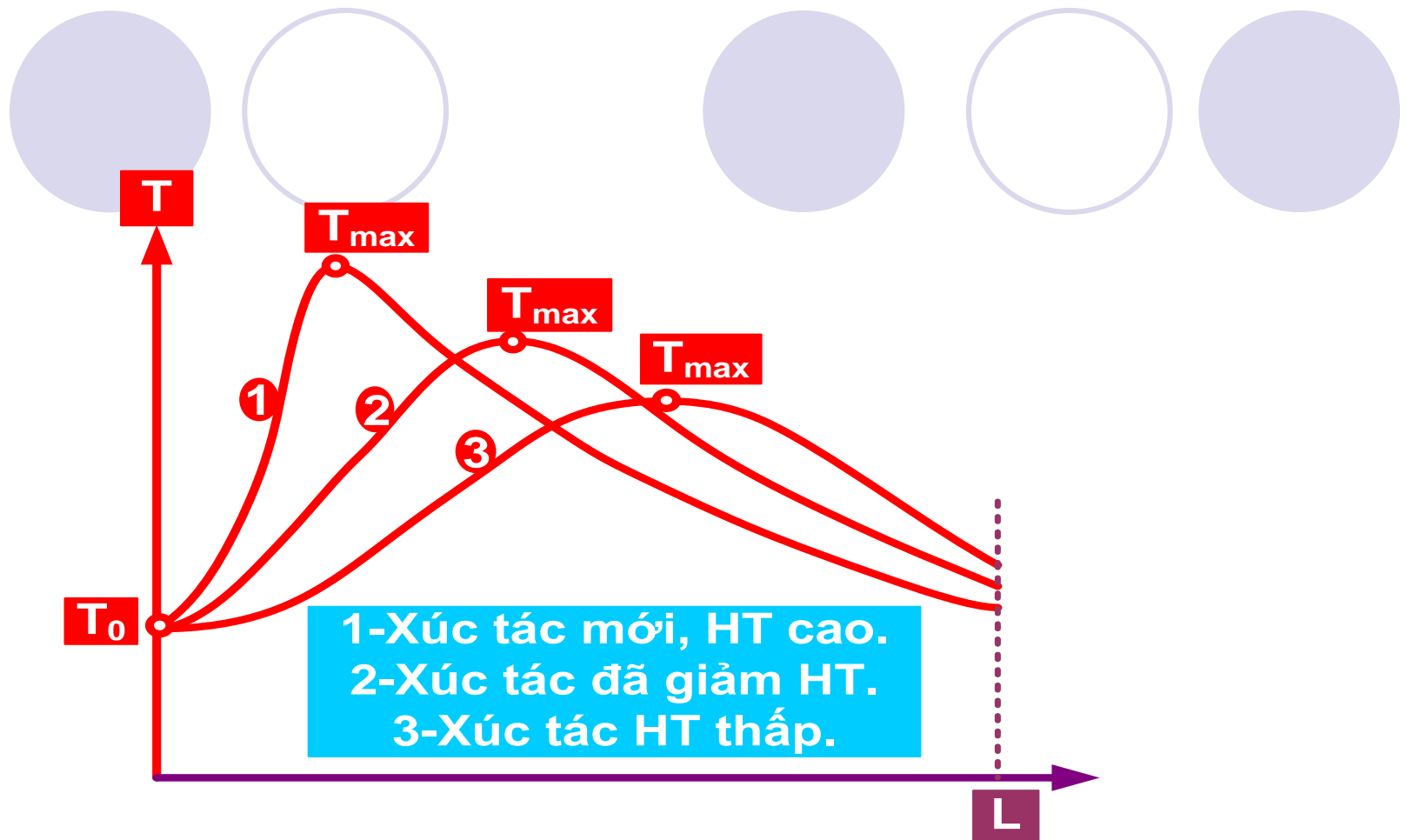
- Trong đó:
 - + C_p - Nhiệt dung riêng của hỗn hợp phản ứng.
 - + λ_l - Hệ số truyền nhiệt theo hướng trục ống.
 - + λ_r - Hệ số truyền nhiệt theo hướng đường kính ống.
 - + $(-\Delta H_R)_i$ - Nhiệt của phản ứng thứ i .



Như vậy:

- ♣ $v \cdot \frac{\partial C}{\partial t}$ - Chuyển chất với dòng chảy có vận tốc v .
- ♣ $v \cdot C_p \cdot \frac{\partial T}{\partial t}$ - Truyền nhiệt do dòng chất mang nhiệt.
- ♣ $-\lambda_l \cdot \frac{\partial^2 T}{\partial l^2}$ - Truyền nhiệt theo hướng trục ống.
- ♣ $-\lambda_r \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \cdot \frac{\partial T}{\partial r} \right)$ - Truyền nhiệt theo hướng đường kính ống.
- ♣ $\sum (-\Delta H_R)_i \cdot R_i$ - Tổng nhiệt phản ứng chính và phụ.

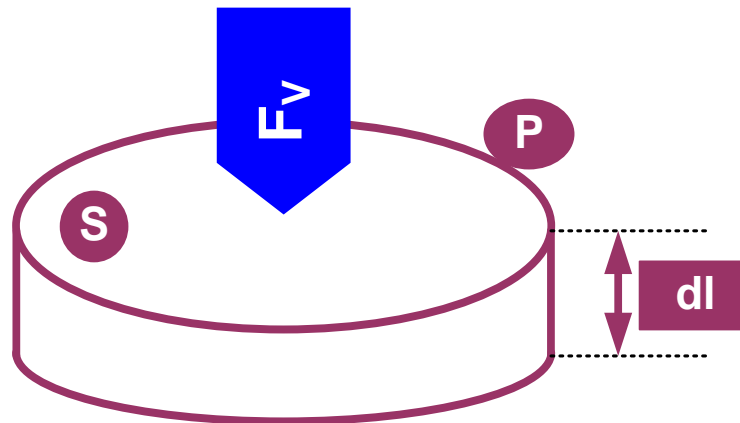
- 
- b/Điểm nóng T_{max} :
 - -Với phản ứng tỏa nhiệt, có trao đổi nhiệt qua thành, tồn tại **T_{max}** trên trục tâm ống như hình (4.18).
 - -Vị trí và giá trị T_{max} -đối với một quá trình phản ứng, kích thước ống và điều kiện trao đổi nhiệt xác định-phụ thuộc vào **hoạt tính xúc tác** (nghĩa là phụ thuộc vào vận tốc phản ứng) như ở hình 4.20



H4.20-Đường biểu diễn nhiệt độ tâm ống phản ứng theo chiều dài L với xúc tác có HT khác nhau.

-Xác định các thông số ảnh hưởng đến T_{max} :

Dòng F_v đi qua nguyên tố thể tích $S.dl$, nhiệt độ thay đổi là dT và nồng độ chất phản ứng thay đổi một đại lượng là dC (hình 4.21)



H.4.21-Mô hình cân bằng nhiệt của dòng F_v đi qua nguyên tố thể tích $S.dl$

- Ta có pt cân bằng năng lượng của dòng

$$- F_v \cdot \rho \cdot dh + dQ = 0$$
 (4 . 10)

- Trong đó

- ♣ dh- Thay đổi entalpi của dòng

$$dh = C_p \cdot dT + \Delta H_R \cdot dC$$

- ♣ C_p - Nhiệt dung riêng của dòng.

- ♣ ΔH_R - Entalpi của phản ứng.

- ♣ ρ - Khối lượng riêng của hỗn hợp phản ứng.

- ♣ dQ- Nhiệt trao đổi qua thành (đưa vào lấy dấu +, ra lấy dấu -).

Giả sử phản ứng tỏa nhiệt, làm lạnh ngoài thành ống phản ứng:

$$dQ = -K.(T - T_C).P.dl$$

- ♣K- Hệ số trao đổi nhiệt qua thành.
- ♣ T_C - Nhiệt độ của thành.
- ♣P- Chu vi của ống phản ứng.

Ta có bán kính thủy lực của ống phản ứng:

$$R_{TL} = S/P \rightarrow P = S/R_{TL}.$$

$$dQ = -K.(T - T_C).S.dl / R_{TL}.$$

- Thay vào pt (4.10)

$$-F_V \cdot \rho \cdot (C_P \cdot dT + \Delta H_R \cdot dC) - K \cdot (T - T_C) \cdot S \cdot dl / R_{TL} = 0.$$

(4 . 11)

- Phương trình cân bằng vật chất trong S.dl với vận tốc phản ứng là R:

$$F_V \cdot \rho \cdot dC = S \cdot dl \cdot R \rightarrow S \cdot dl = F_V \cdot \rho \cdot dC / R.$$

- Thay S.dl vào pt (4.11) và chia cho $F_V \cdot \rho$

$$-C_P \cdot dT - \Delta H_R \cdot dC - K \cdot (T - T_C) \cdot dC / R_{TL} \cdot R = 0.$$

(4 . 12)

- Tại $T = T_{max}$ thì $dT = 0$, ta có:

$$-\Delta H_R \cdot dC - K \cdot (T_{max} - T_C) \cdot dC / R_{TL} \cdot R = 0. \text{ Từ}$$

đó

$$T_{max} = T_C + (-\Delta H_R) \cdot R \cdot R_{TL} / K \quad (4 . 13)$$

Từ (4.13):

- ♣ T_{max} tỷ lệ thuận với nhiệt phản ứng ($-\Delta H_R$), vận tốc phản ứng (R) và đường kính ống phản ứng (R_{TL}). Với phản ứng có hiệu ứng nhiệt và khoảng nhiệt độ thích hợp khác nhau cần thiết kể kích thước ống phản ứng phù hợp:
- - Khi nhiệt phản ứng trong khoảng 50 đến 200 KJ/mol, đường kính ống phản ứng có thể từ 20 đến 70 mm phụ thuộc vào độ nhạy của sự thay đổi độ chọn lọc hay của hoạt tính xúc tác vào nhiệt độ.
- - Cần lưu ý rằng khi giảm đường kính ống của thiết bị ống chùm thì số ống sẽ tăng mạnh và do đó giá thành thiết bị tăng vọt lên.


Từ (4.13):

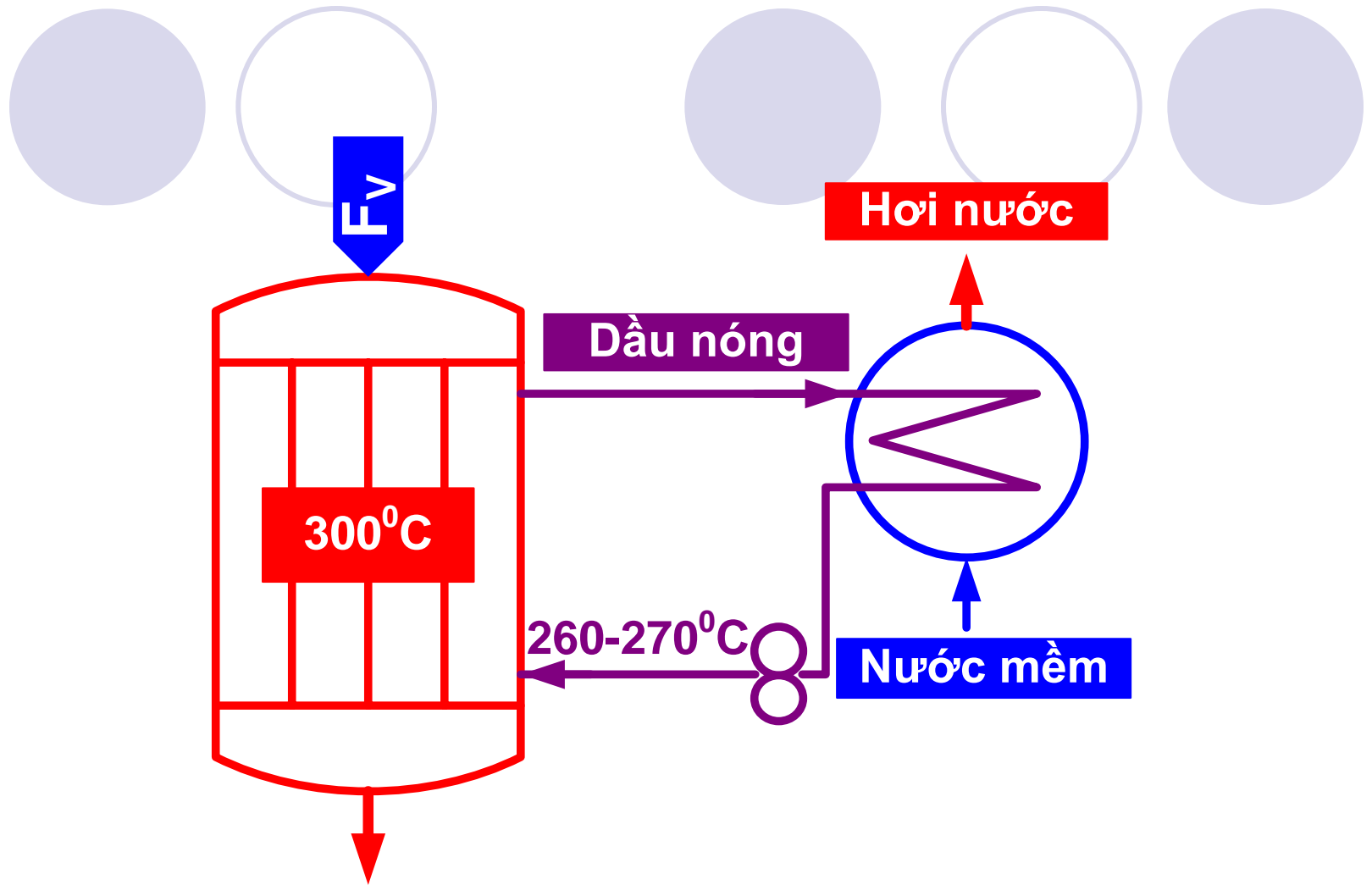
- ♣ T_{max} tỷ lệ thuận với **vận tốc phản ứng R** , nghĩa là với **hoạt tính xúc tác**. Trong trường hợp cần thiết có thể sử dụng xúc tác có hoạt tính thấp (hay xúc tác cũ) ở đầu ống phản ứng để giảm giá trị của T_{max} .
- ♣ T_{max} tỷ lệ nghịch với hệ số trao đổi nhiệt K nên cần lưu ý việc sử dụng tác nhân trao đổi nhiệt cũng như làm sạch bề mặt trao đổi nhiệt để đảm bảo K có giá trị lớn.

Từ (4.13):

- Cuối cùng T_{max} tỷ lệ thuận với nhiệt độ của chất tải nhiệt T_C .
- Tuy vậy, ở TBPU' nhiệt độ chất tải nhiệt T_C quá thấp sẽ làm nguội lớp xúc tác và do đó tốc độ phản ứng cũng như năng suất thiết bị thấp.
- Điều đó liên quan đến đặc điểm **độ nhạy nhiệt** của TBPU' loại ống như ở phần sau.

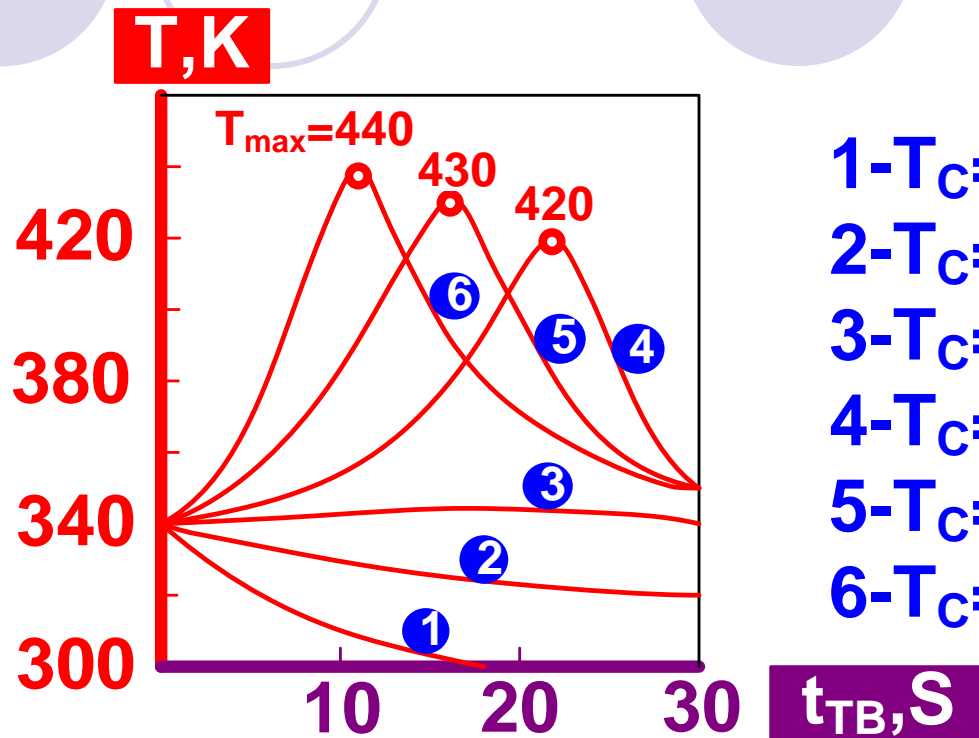


- 
- Chính từ đặc điểm này phải tiến hành giải nhiệt cho các phản ứng toả nhiệt ở nhiệt độ xấp xỉ nhiệt độ phản ứng.
 - Ví dụ, khi nhiệt độ phản ứng là 300°C như ở quá trình oxy hoá mêtanol thành fomaldêhit trên xúc tác oxit Fe-Mo phải làm lạnh bằng dầu nóng ở $260\text{-}270^{\circ}\text{C}$ (hình 4.22).



H.4.22-Sơ đồ giải nhiệt phản ứng

- c/Độ nhạy nhiệt của TBPU' loại ống:
- -Độ nhạy thông số là hiện tượng xảy ra khi một thông số nào đó có thay đổi tương đối nhỏ nhưng hệ thống TBPU' có sự thay đổi lớn, với thông số là nhiệt độ ta có độ nhạy nhiệt.
- -Một ví dụ đối với phản ứng bậc 1, không thuận nghịch, toả nhiệt đã tìm thấy độ nhạy của nhiệt độ điểm nóng T_{max} đối với các thông số T_C , K/R_{TL} và ΔT đoạn nhiệt.
- Hình 4.23 diễn tả sự thay đổi nhiệt độ T_{max} khi nhiệt độ ban đầu của hỗn hợp $T_0=340$ K, còn T_C thay đổi từ 300 đến 342,5 K



- 1- $T_C=300,0$ K
- 2- $T_C=320,0$ K
- 3- $T_C=335,0$ K
- 4- $T_C=337,5$ K
- 5- $T_C=340,0$ K
- 6- $T_C=342,5$ K

H.4.23-Độ nhạy của T_{max} vào T_C

- Nhìn hình vẽ ta thấy mãi đến khi $T_C=335$ K, nhiệt độ trong ống phản ứng ít thay đổi theo chiều dài ống, có thể nói lớp xúc tác bị nguội và vận tốc phản ứng thấp, do đó độ chuyển hoá X không đạt yêu cầu.
- Khi tăng T_C thêm 2,5 K ($T_C=337,5$ K) đường biểu diễn nhiệt độ tại tâm ống có cực đại cao hơn T_0 đến 80 K ($T_{max}=420$ K).
- Khi tăng T_C lên một ít nữa ($T_C=342,5$ K) nhiệt độ điểm nóng vượt nhiệt độ ban đầu đến 100 K.

- d/ **Độ ổn định** của TBPU' loại ống:
 - -Khác với TBPU' loại thùng có khuấy, phản ứng tiến hành trong thiết bị **loại ống luôn luôn ổn định**. Do đặc điểm của thiết bị loại này một sự rối loạn nào đó tại một thể tích nhỏ của ống phản ứng không lan rộng ra qui mô khắp thiết bị mà sẽ bị dòng chảy kéo ra khỏi zona phản ứng, trạng thái dừng của hệ thống quay về trạng thái cũ.
 - -Ở TBPU' loại ống có trao đổi nhiệt giữa sản phẩm đi ra và nguyên liệu vào (hay có trao đổi nhiệt giữa lớp xúc tác với nguyên liệu vào) có thể có trạng thái dừng không ổn định

V-TBPU' XÚC TÁC KHÍ-RẮN (XÚC TÁC RẮN).

- -Hệ phản ứng với xúc tác rắn rất hay gặp trong công nghiệp hoá học nói chung và riêng đối với công nghiệp hoá dầu.
- -Các vấn đề được đặt ra đối với hệ phản ứng dị thể này là:
 - ♣ Bề mặt tiếp xúc pha.
 - ♣ Các biện pháp duy trì chế độ nhiệt tối ưu cho quá trình: rất quan trọng và ảnh hưởng đến cấu tạo và hình dáng của thiết bị.
 - ♣ Trạng thái lớp xúc tác: lớp tĩnh, lớp rơi, lớp cuốn theo dòng khí.

V.1-Bề mặt tiếp xúc pha và hiệu suất sử dụng bề mặt bên trong của xúc tác:

- Giải pháp đảm bảo bề mặt tiếp xúc pha của hệ khí rắn là sử dụng xúc tác xốp có bề mặt bên trong rất phát triển, từ 1-2 m²/g đến gần 1000 m²/g.

a/Các đặc trưng của xúc tác xốp:

+Bề mặt riêng:

♣Kí hiệu - S_R , đơn vị - m²/g.

- 
- ♣ Một số vật liệu xốp thông dụng:

Diatomit: $S_R = 5 - 10 \text{ m}^2/\text{g}$. Al_2O_3 hoạt tính, silicagel: $S_R = 200 - 400 \text{ m}^2/\text{g}$. Zeolit: $S_R = 700 - 800 \text{ m}^2/\text{g}$. Than hoạt tính: $S_R = 800 - 1000 \text{ m}^2/\text{g}$.

- ♣ Với cấu trúc hạt của vật liệu xốp: có hạt sơ cấp và hạt thứ cấp, bề mặt riêng là tổng bề mặt các hạt sơ cấp trong 1 gam vật liệu.

- ♣ Bề mặt riêng được xác định bằng phương pháp hấp phụ, tính theo BET.

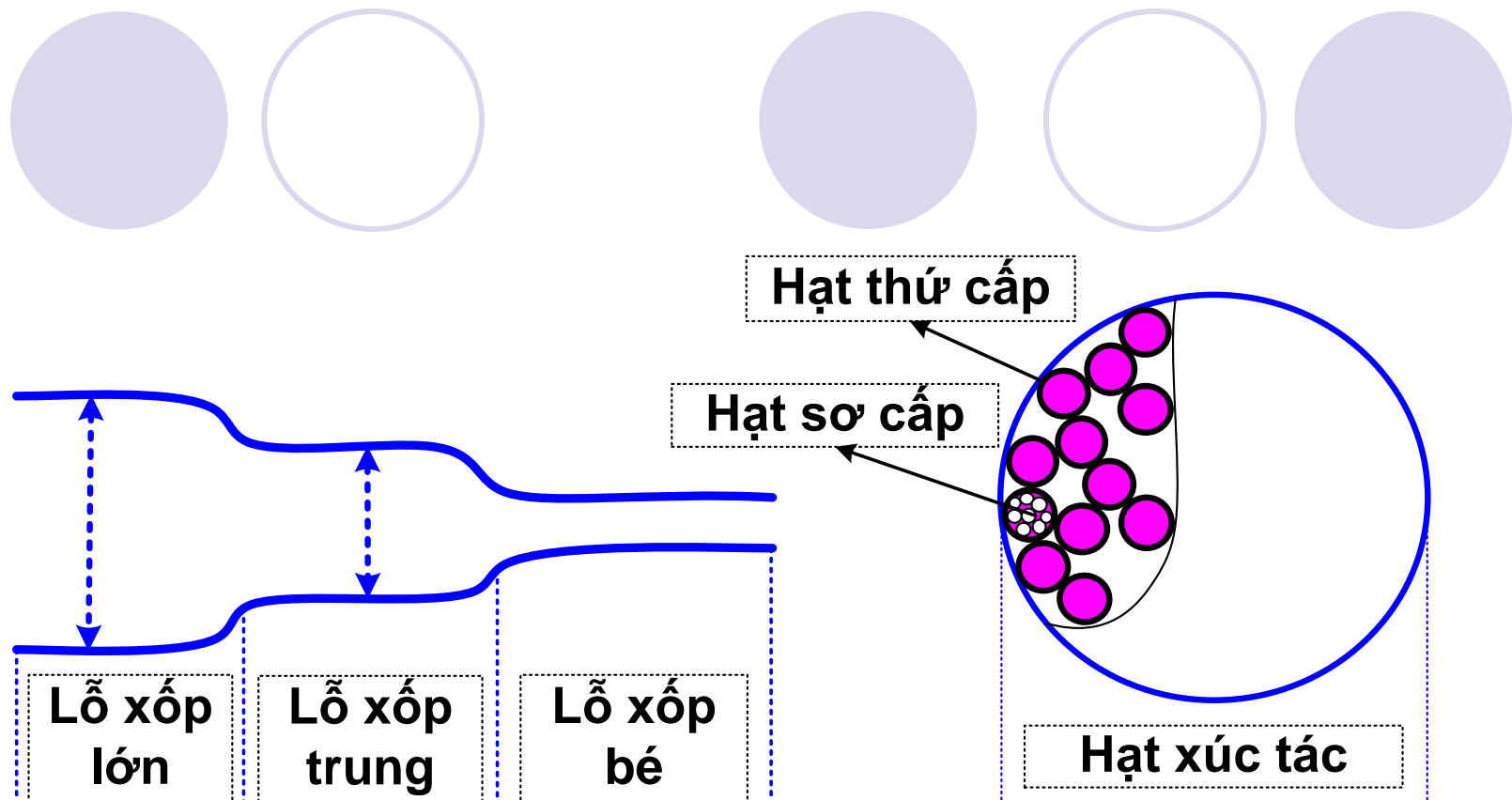
+Độ xốp:

- ♣ Kí hiệu - ε , đơn vị - cm^3/g .
- ♣ Là khoảng trống giữa các hạt sơ cấp và thứ cấp trong vật liệu xốp.
- ♣ Phụ thuộc vào sự sắp xếp (số phối trí) của các hạt sơ cấp và thứ cấp, độ xốp có thể thay đổi từ 0,1 đến $1\text{cm}^3/\text{g}$. Thường số phối trí giảm thì độ xốp tăng và độ bền cơ học của vật liệu giảm.
- ♣ Được tính từ khối lượng riêng thật và khối lượng riêng biểu kiến theo công thức:

$$\varepsilon = 1/\rho_{\text{bk}} - 1/\rho_{\text{thật}} \cdot \quad (5 . 1)$$

+Phân bố lỗ xốp theo kích thước:

- ♣ Lỗ xốp có kích thước khác nhau do sự sắp xếp của các hạt sơ cấp và thứ cấp, có thể diễn tả theo mô hình 5.1, phân chia thành lỗ xốp bé (đường kính dưới 0,2 nm), lỗ xốp trung (từ 0,2 đến 50 nm) và lỗ xốp lớn (trên 50 nm).
- ♣ Phân bố lỗ xốp theo kích thước được xác định bằng phương pháp hấp phụ, ngưng tụ mao quản và nạp thủy ngân dưới áp suất (đến 250 MPa).



**H.5.1-Mô hình cấu trúc xốp nhiều dạng.
Hạt xúc tác có chứa các tinh thể zeolit là hạt thứ cấp**

+Hệ số khuếch tán hiệu dụng:

♣ Độ xốp và phân bố lỗ xốp theo kích thước là những yếu tố quan trọng ảnh hưởng đến quá trình khuếch tán trong xúc tác xốp.

♣ Hệ số khuếch tán hiệu dụng D_e trong hạt xúc tác có thể diễn tả theo công thức sau:

$$D_e = D \cdot \varepsilon / \tau \quad (5.2)$$

● Trong đó

D - Hệ số khuếch tán trong pha khí.

ε - Độ xốp của xúc tác.

τ - Hệ số nói lên trạng thái hình học của lỗ xốp: độ quanh co, gồ ghề của bề mặt lỗ xốp, sự thay đổi đường kính của lỗ xốp...

● Thường tỷ số ε/τ có giá trị từ 1/10 đến 1/20 và hệ số khuếch tán hiệu dụng có thể được xác định bằng thực nghiệm.

- **b/Hiệu suất sử dụng bề mặt bên trong của xúc tác η :**
- **Ngoài hệ số khuếch tán hiệu dụng D_e , η còn phụ thuộc vào vận tốc phản ứng bề mặt (tức hoạt tính của xúc tác), vào kích thước và hình dạng của hạt xúc tác.**
- **Gần đúng với hạt xúc tác có hình dạng khác nhau, ta có:**

$$\eta = th\psi / \psi \quad (5.3)$$

- 
- Trong đó ψ - Modun Thiele

$$\psi = V_h/S_h \sqrt{R_s/D_e} \quad (5.4)$$

- V_h - Thể tích của hạt xúc tác.
- S_h - Bề mặt ngoài của hạt xúc tác.

• V_h/S_h - Đặc trưng cho kích thước hạt xúc tác:

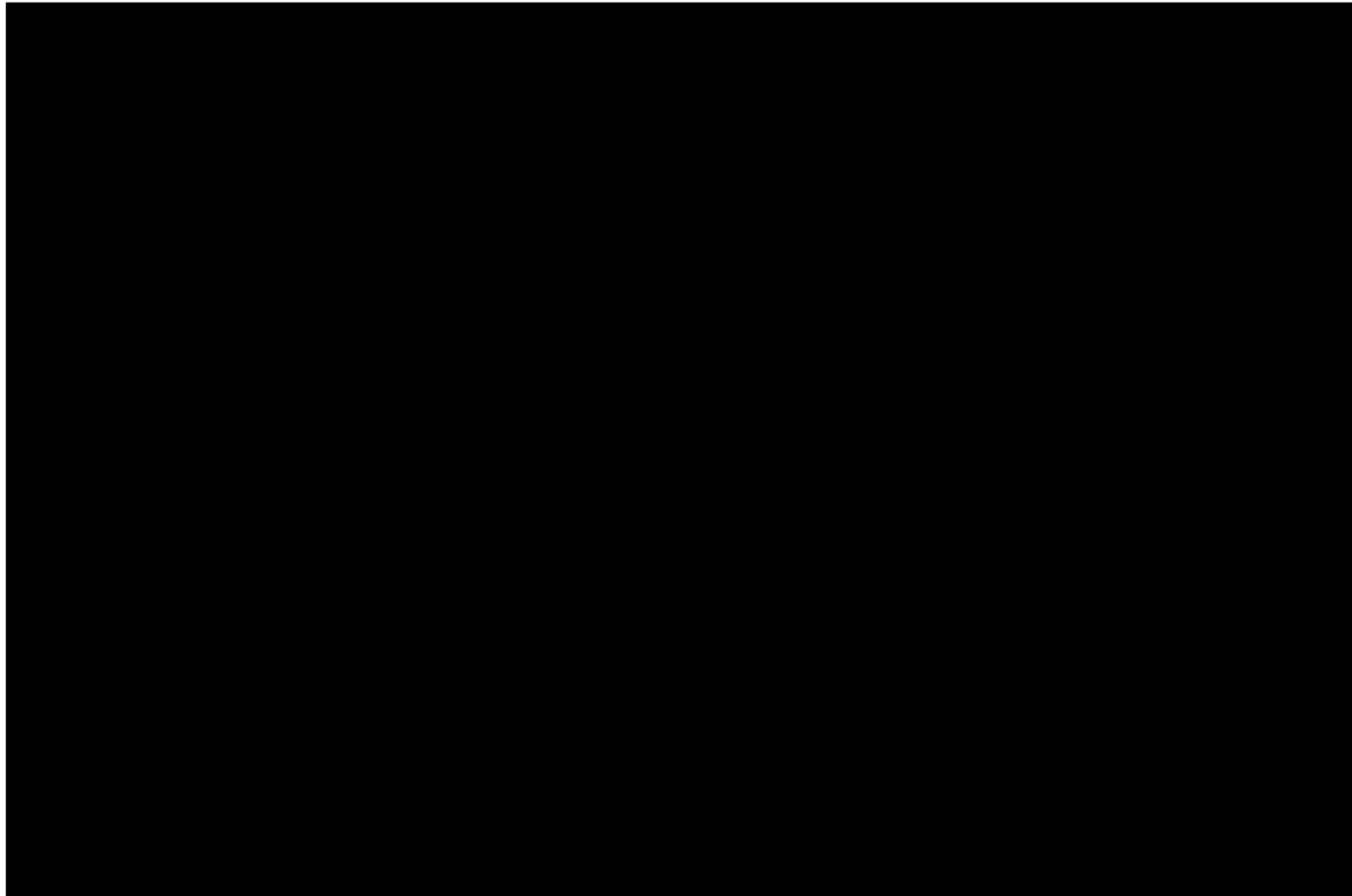
Với hạt hình trụ bán kính R , $V_h/S_h = R/2$.

Với hạt hình cầu bán kính R , $V_h/S_h = R/3$.

• R_s - Vận tốc phản ứng bề mặt.

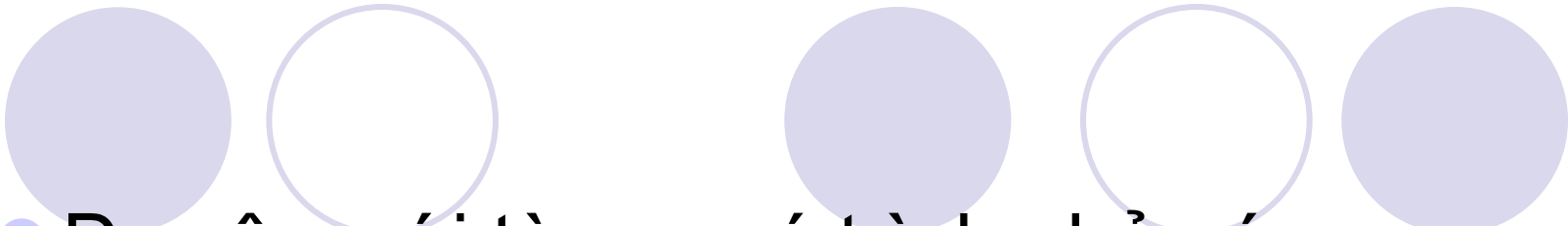
Th - Hàm tang hyperbolic. Sự phụ thuộc η vào ψ theo pt (4.3) được diễn tả ở hình 5.2.

η



Từ (5.3) và (5.4), khi kích thước của hạt xúc tác lớn (V_h/S_h lớn), vận tốc phản ứng bề mặt lớn và hệ số khuếch tán hiệu dụng bé thì ψ lớn, do đó hiệu suất sử dụng bề mặt xúc tác η có giá trị thấp. Từ đặc trưng của hàm tang hyperbolic ta có:

- -Khi $\psi < 1$ thì $\text{th}\psi = \psi$, do đó $\eta = 1$.
- -Khi $\psi \geq 3$ thì $\text{th}\psi = 1$, do đó $\eta = 1/\psi$.
-


- 
- Do vậy, với từng quá trình phản ứng yêu cầu xúc tác có bề mặt riêng, kích thước hạt và cấu trúc xốp thích hợp để có tích số $S_R \cdot \eta$ cực đại. Hoạt tính của một đơn vị khối lượng xúc tác A_g được xác định

$$A_g = A_s \cdot S_R \cdot \eta \quad (5.5)$$

A_s – Hoạt tính của một đơn vị bề mặt xúc tác

V.2-Lớp xúc tác:

- a/Lớp tĩnh:
- ♣ Hay sử dụng vì đơn giản, cho **xúc tác lâu mất hoạt tính** (> 6 tháng).
- ♣ Hạt xúc tác không được quá bé, thường kích thước từ 3 đến 10 mm, để trở lực của lưu thể qua lớp không quá lớn, với **lượng xúc tác lớn hay FV lớn** dòng lưu thể chuyển động theo **hướng xuyên tâm** thay cho hướng trục ống.

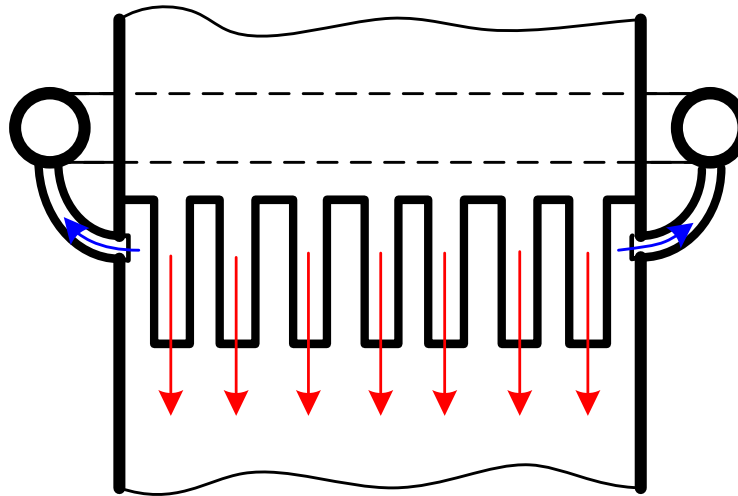
- 
- ♣ Do kích thước hạt xúc tác lớn nên **hiệu suất sử dụng bề mặt xúc tác thường thấp.**
 - ♣ TBPU' thường gặp:
 - - **Thiết bị ống chùm**, xúc tác đặt trong ống, chất tải nhiệt đi giữa các ống.
 - - Thiết bị có **lớp xúc tác đoạn nhiệt với trao đổi nhiệt trung gian hay cho thêm nguyên liệu lạnh vào** để điều chỉnh nhiệt độ phản ứng.



b/Lớp chuyển động:

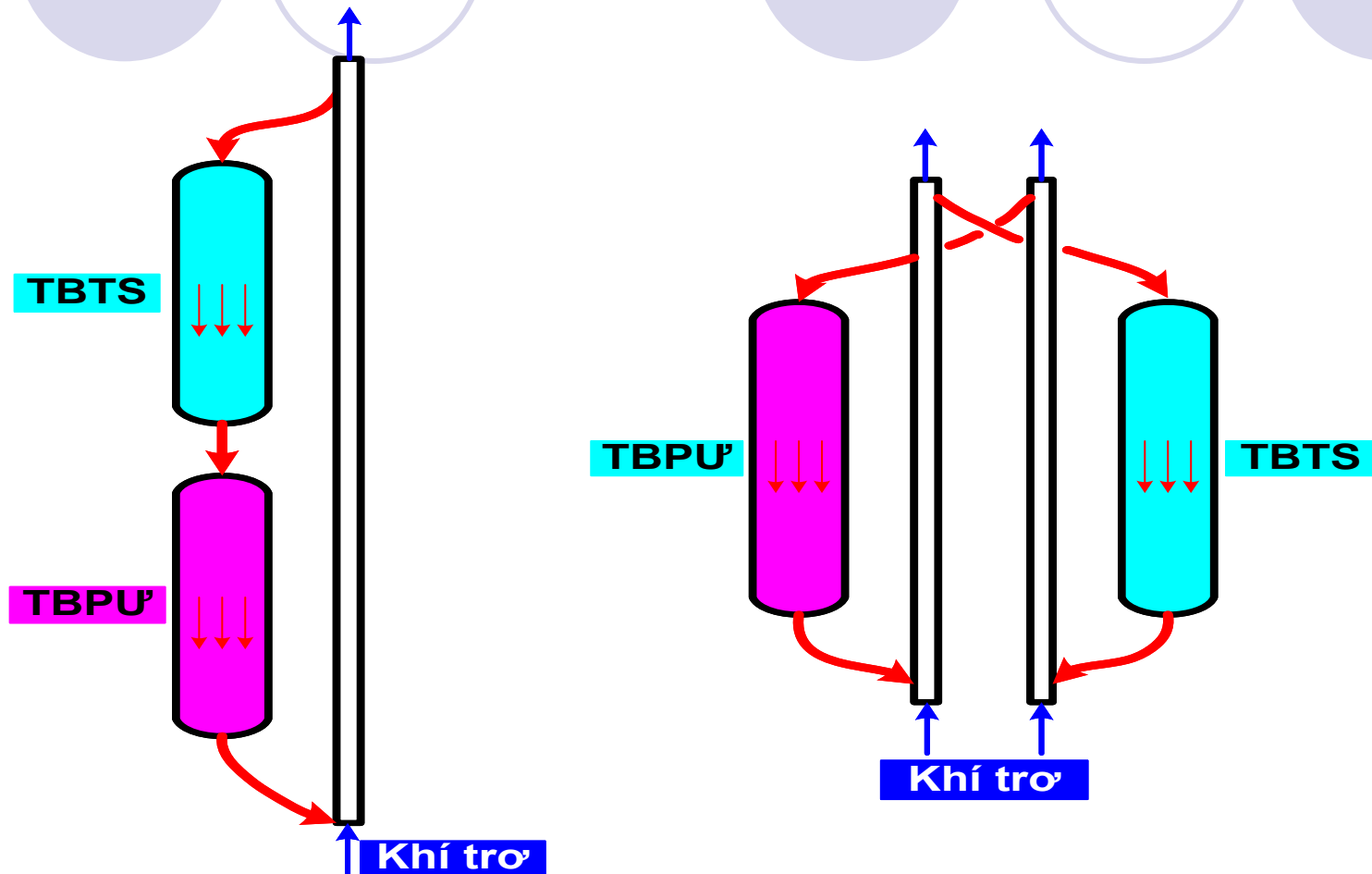
- ♣ Dùng cho **xúc tác mau mất hoạt tính** vì có thể liên tục lấy xúc tác đã làm việc ra đem đi tái sinh và bổ sung xúc tác có hoạt tính cao vào hệ thống TBPU' mà không phải ngừng quá trình.
- ♣ Để thực hiện lớp xúc tác chuyển động thiết bị có cấu tạo phức tạp hơn, tuy nhiên **hoạt độ của lớp xúc tác hầu như không thay đổi trong suốt quá trình làm việc**, đó là một ưu điểm cơ bản đối với quá trình làm việc liên tục. ♣ Xúc tác cần có **độ bền cơ học cao** chống mài mòn và vỡ vụn trong khi chuyển động.

- Lớp xúc tác chuyển động có 3 dạng với những đặc điểm riêng:
- -Lớp rơi:
 - + Hạt xúc tác chuyển động nhờ trọng lực.
 - + Kích thước hạt tương đương với lớp tĩnh.
 - + Cần có cơ cấu phân phối hạt xúc tác đồng đều trong khắp tiết diện của thiết bị như sàng phân phối hình 5.2.



H.5.3-Đĩa phân phối hạt rắn

+Hệ thống TBPU' xúc tác chuyển động lớp rơi có thể diễn tả ở hình 5.4.

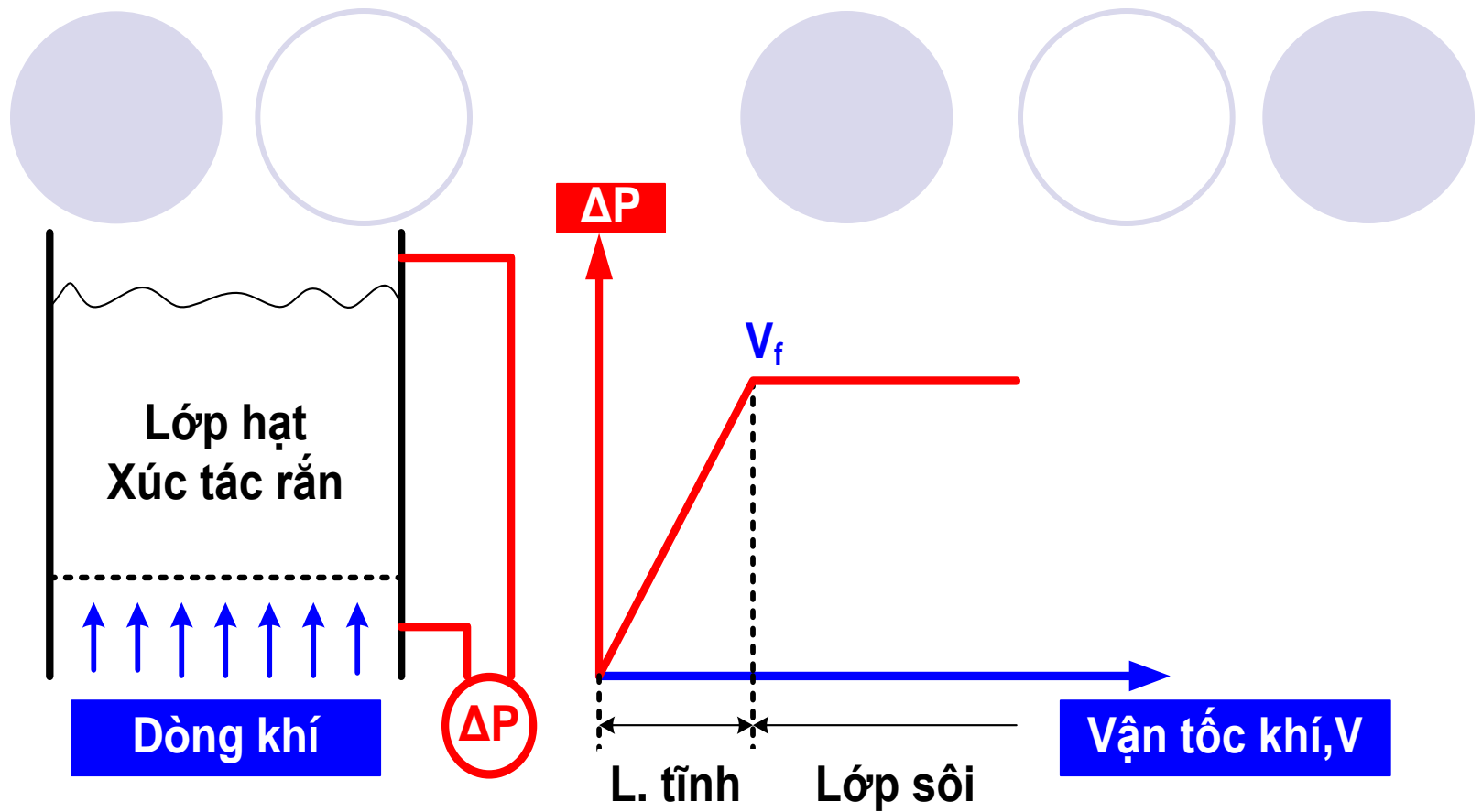


H.5.3-Hệ thống TBPU' và TBTS xúc tác lớp rơi




- -Lớp sôi:

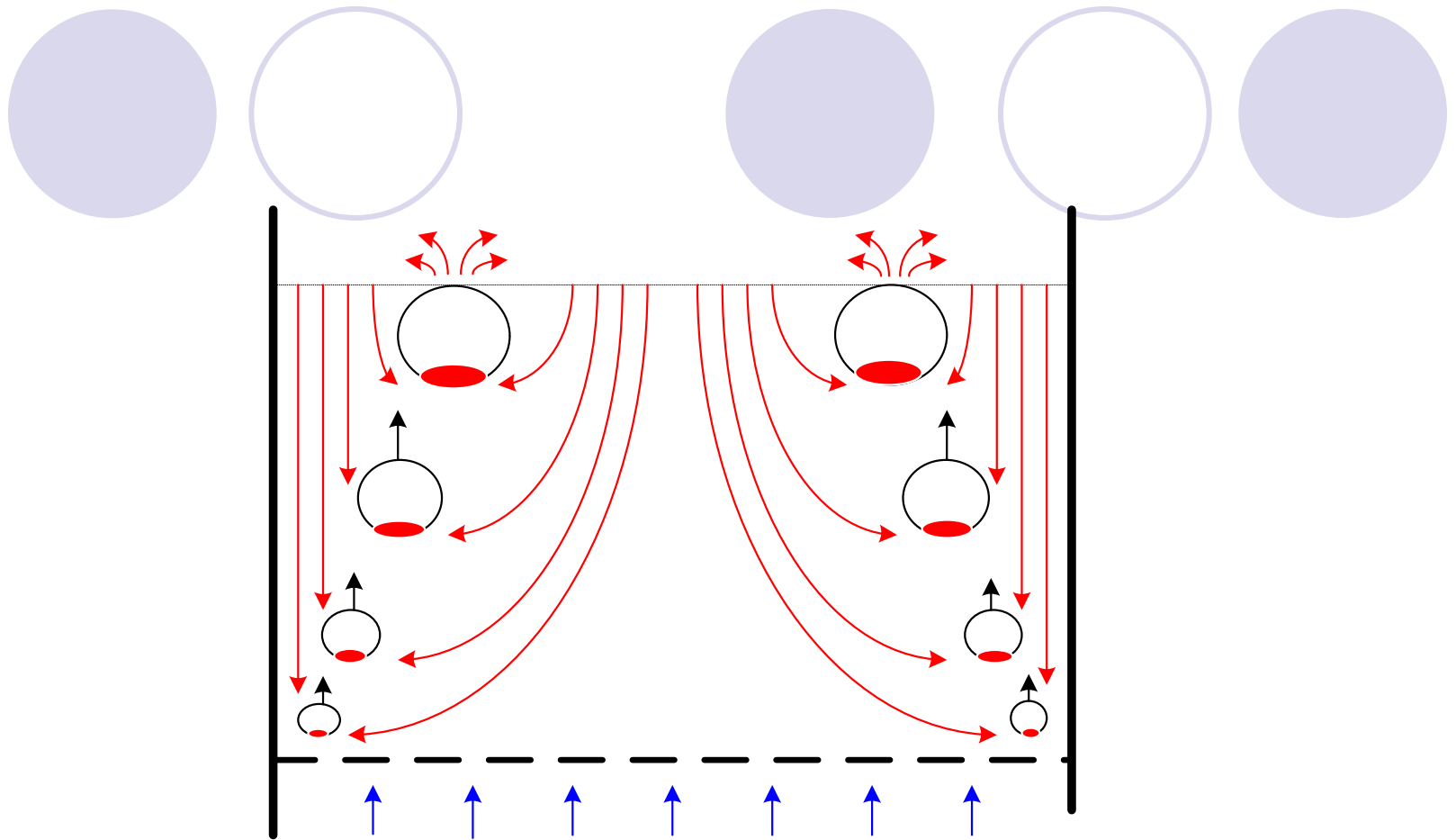
- *Điều kiện tạo lớp sôi: Dòng khí đi từ dưới lên ngược với chiều trọng lực, khi vận tốc dòng khí đủ lớn lực nâng của dòng khí cân bằng với trọng lượng của hạt rắn, hạt rắn bắt đầu lơ lửng, thể tích của lớp nở rộng ra, ta có trạng thái như chất lỏng.
- Trở lực của dòng khí hầu như không thay đổi khi bắt đầu tạo tầng sôi như ở hình 5.4 .



H.5.5-Ảnh hưởng vận tốc khí đến trạng thái của lớp xúc tác rắn

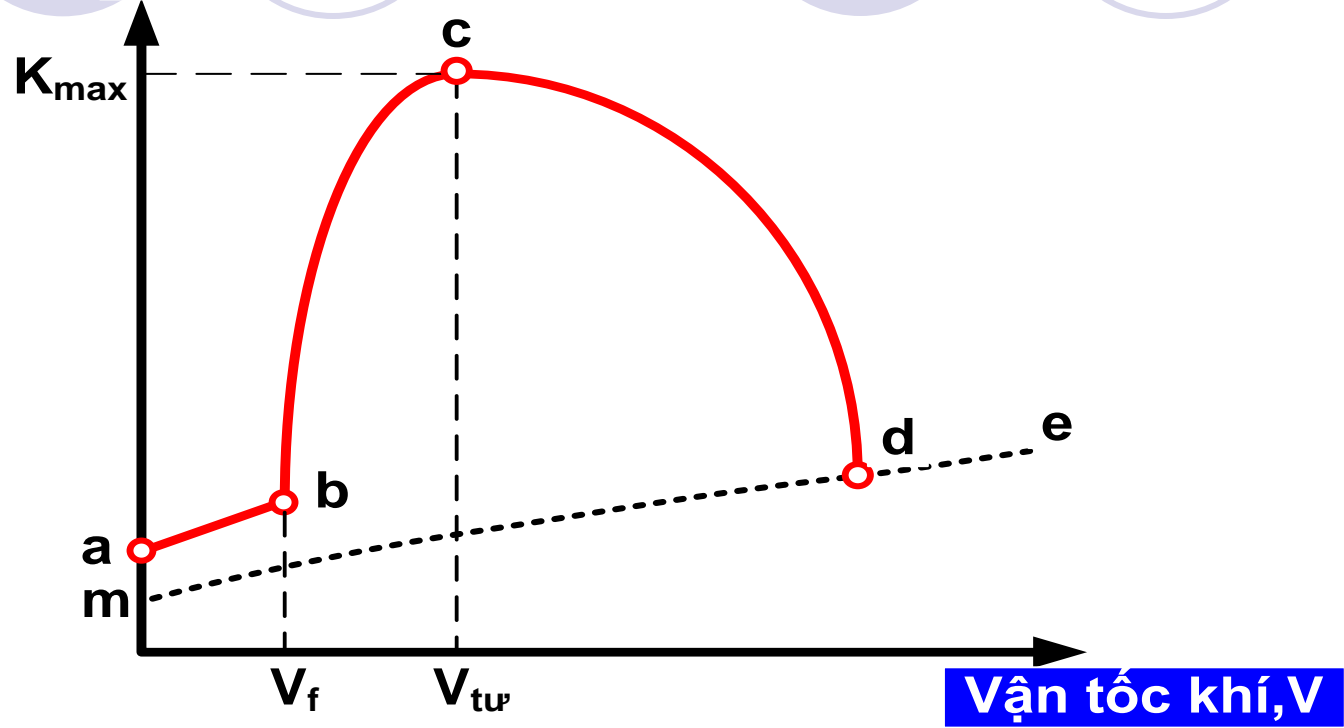
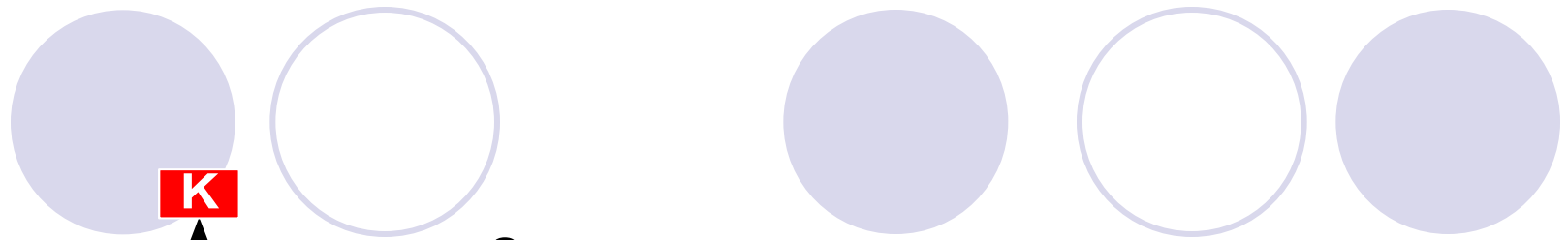
- *Tính chất của lớp sôi:
- ♣ **Như chất lỏng**: Mặt thoáng nằm ngang, chảy như chất lỏng, tuân theo định luật Acsimét ...
- ♣ **Hiện tượng tạo bọt**:
- .Do hạt rắn chuyển động tạo sự khác nhau về mật độ hạt trong lớp và tạo thành các bọt khí.
- .Bọt nhẹ nổi lên nhanh trong lớp tạo nên những phần tử khí có TGL thấp nhất.
- .Bọt đi lên kéo theo đuôi là các hạt rắn, khi lên đến mặt lớp bọt vỡ ra và các hạt rắn lại chìm xuống trong lớp huyền phù kéo theo các phần tử khí bị hấp phụ trong xúc tác, tạo nên những phần tử có TGL lớn.

- 
- Do tạo bọt và chuyển động hỗn loạn của hạt xúc tác lớp sôi có chế độ chuyển động của dòng gần với **mô hình KLT** (hình 5.5)
 - Hậu quả **TGL của chất phản ứng trong lớp xúc tác không đồng đều** cần được tính đến khi tiến hành các phản ứng có đặc trưng nối tiếp tạo sản phẩm phụ như cracking xúc tác, các phản ứng oxi hoá ...



H.5.6-Quan hệ giữa bột và chuyển động của hạt rắn

- Hệ số trao đổi nhiệt giữa lớp sôi và thành lớn: Vai trò chính của quá trình trao đổi nhiệt giữa lớp sôi với thành là do sự **chuyển động hỗn loạn của các hạt rắn mang nhiệt.**
- Vận tốc trao đổi nhiệt có thể tăng hàng chục lần so với trường hợp chỉ có môi trường khí.
- Hệ số trao đổi nhiệt K phụ thuộc vào vận tốc dòng của khí như ở hình 5.6.
- Nhờ tính chất này lớp sôi ngày càng được sử dụng cho các **quá trình phản ứng xúc tác tỏa nhiều nhiệt.**



**H.5.7-Ảnh hưởng của vận tốc khí đến hệ số trao đổi nhiệt K của lớp sôi với thành.
 ab-Lớp tĩnh; bcd-Lớp sôi; me-Không có lớp hạt**

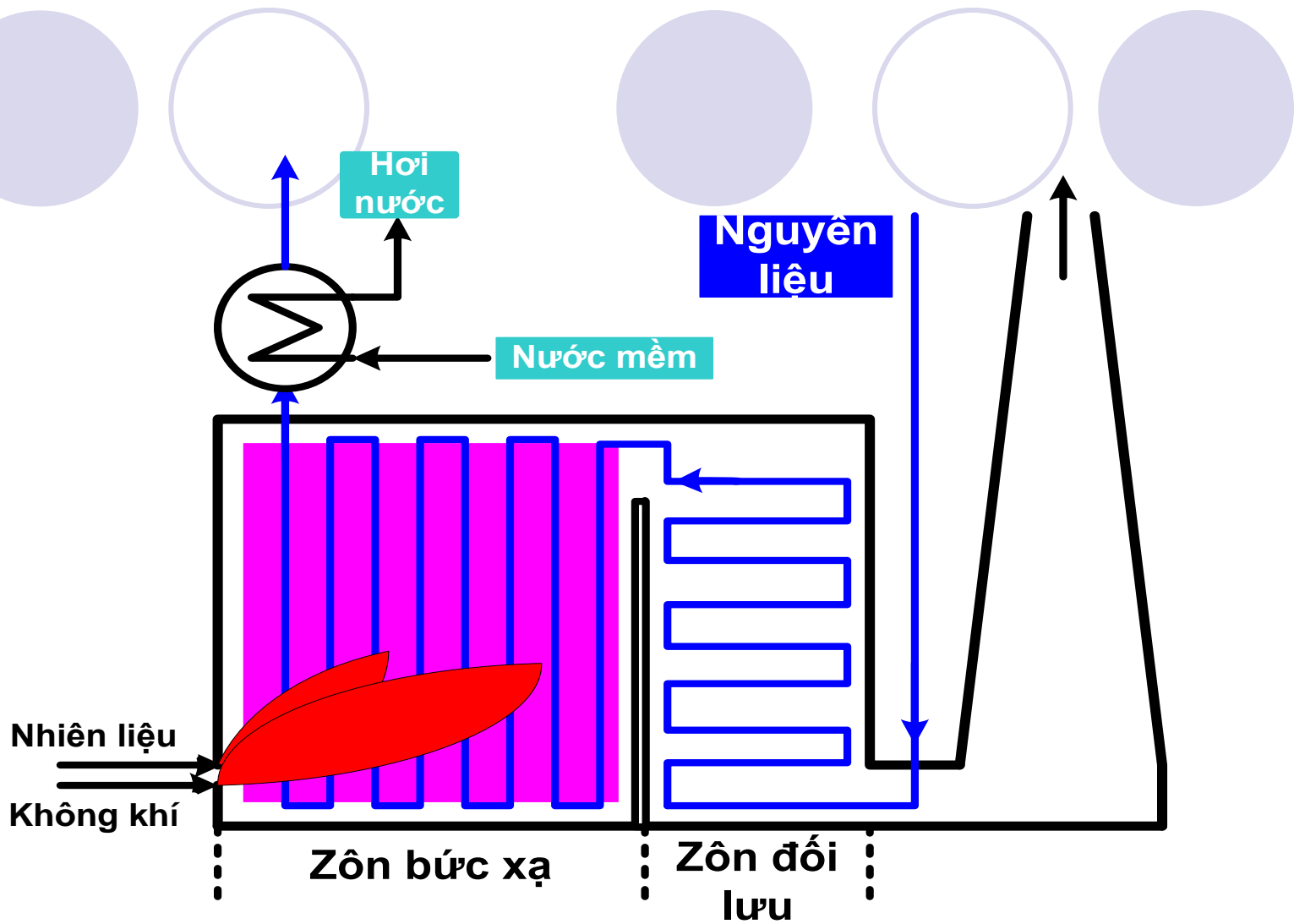
- -Lớp cuốn theo:
- ♣ Khi vận tốc dòng khí lớn, các hạt rắn cuốn theo dòng khí tạo thành lớp cuốn theo. Trạng thái này được sử dụng rộng rãi để vận chuyển các vật liệu rời dạng hạt nên còn gọi là lớp vận chuyển.
- ♣ Phụ thuộc vào đặc trưng của hạt, vận tốc khí có thể gấp 2 đến 5 lần vận tốc hạt
- Chế độ dòng chảy gần với **mô hình ĐLT**, thời gian tiếp xúc của pha khí với xúc tác **đồng đều và tương đối ngắn**.
- Nhờ vậy, lớp cuốn theo được sử dụng thay thế cho lớp sôi trong thiết bị cracking xúc tác hiện đại dạng ống đứng với xúc tác chứa zeolit có hoạt tính cao.

VI-MỘT SỐ LOẠI TBPU' TRONG CÔNG NGHIỆP HOÁ DẦU


● VI.1-Lò ống:


- ♣ Có bề mặt trao đổi nhiệt lớn và ở nhiệt độ cao ($> 300^{\circ}\text{C}$) bằng cách đốt nhiên liệu lỏng hay khí.
- ♣ Thường gặp trong công nghiệp hoá dầu với các chức năng sau:
- -TBPU' cho các quá trình pha khí, khí-rắn, thu nhiệt ở nhiệt độ cao (đến 1000°C) như nhiệt phân hydrocarbon có mặt hơi nước (steam cracking) để sản xuất etylen và olefin, chuyển hoá khí tự nhiên với hơi nước (steam reforming) để sản xuất hi dro và khí tổng hợp (synthesis gases, thành phần gồm CO và H_2), dehydroclo hoá dicloetan để sản xuất vinyl clorua.
- -Thiết bị gia nhiệt hỗn hợp nguyên liệu cho các hệ thống chưng luyện, cho các hệ thống TBPU' như cracking xúc tác, reforming xúc tác, dehidro hoá xúc tác...

- ♣ Cấu tạo của lò ống gồm 2 phần:
 - - **Zôn đối lưu**: Nhiệt độ thấp hơn, cơ chế trao đổi nhiệt là do tiếp xúc cưỡng bức giữa khí cháy với ống trước khi đi ra ống khói.
 - - **Zôn bức xạ**: Nhiệt độ cao của buồng lửa, nơi đốt nhiên liệu. Cơ chế trao đổi nhiệt chủ yếu là do bức xạ nhiệt của buồng lửa đến thành ống.
- ♣ Nguyên liệu đi ngược chiều từ cuối zôn đối lưu đến zôn bức xạ, ở đây đạt nhiệt độ cần thiết cho phản ứng, sau đó được làm lạnh nhanh tránh phân huỷ sản phẩm và thu hồi ở dạng hơi nước áp suất cao (hình 6.1).

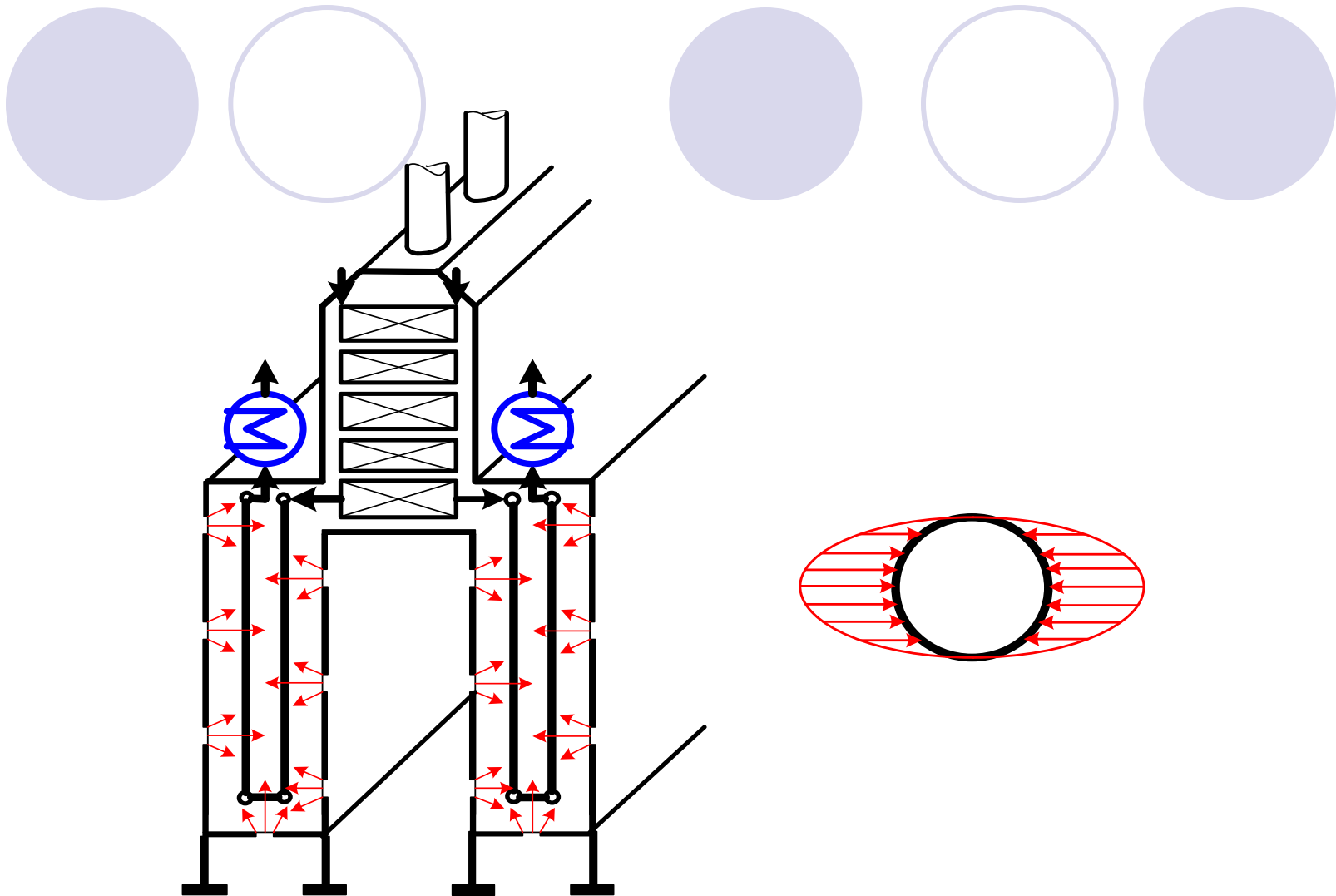


H.6.1.1-Sơ đồ lò ống

- 
- ♣ Lò có công suất nhiệt khác nhau
 - Đặc biệt lò ống cho quá trình cracking hơi sản xuất etylen có công suất lớn và hiện đại, với yêu cầu đưa nhanh nhiệt độ nguyên liệu từ zone đối lưu ở $450 - 500^{\circ}\text{C}$ lên đến nhiệt độ phản ứng ($800 - 900^{\circ}\text{C}$) nên ống trong zone bức xạ được đặt vào giữa để được bức xạ từ hai phía (hình 6.2).

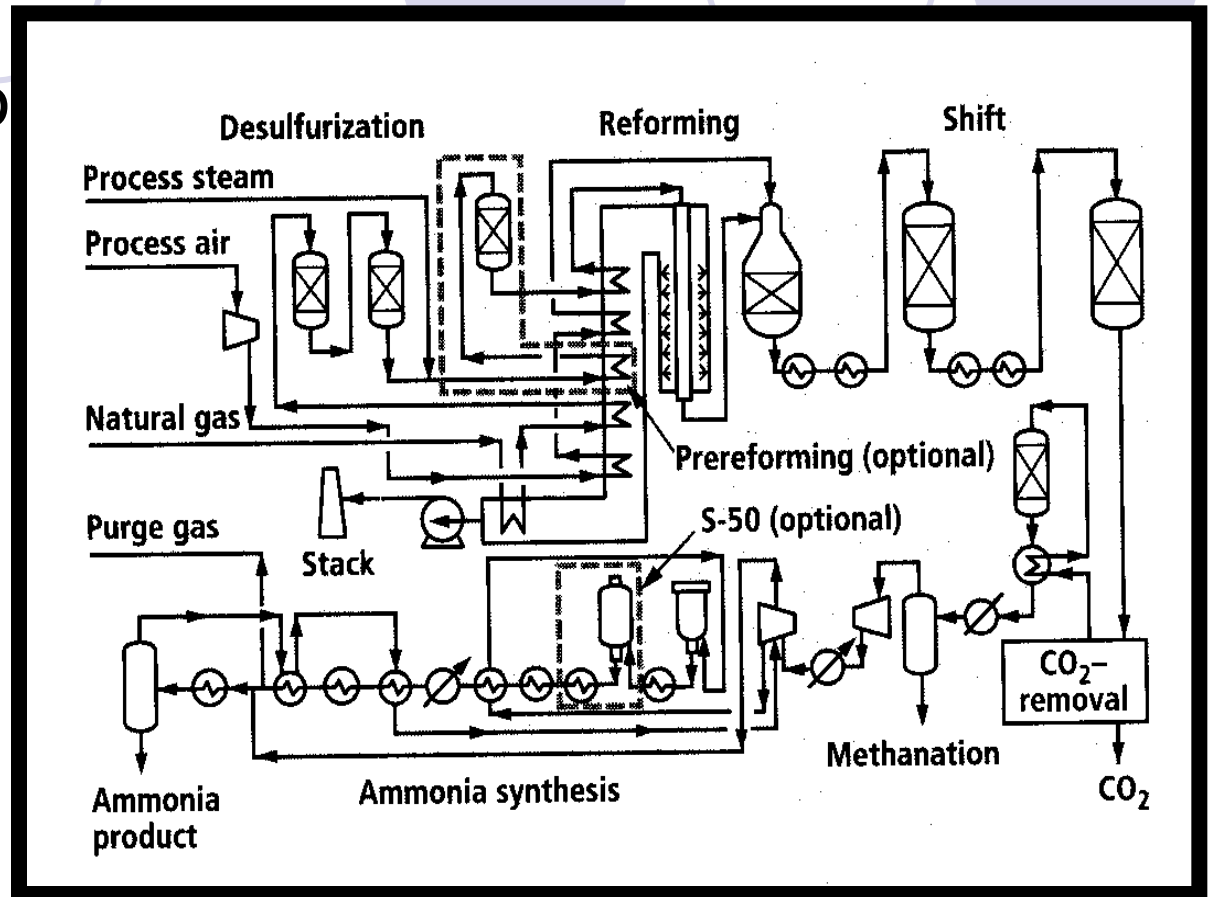
- 
- ♣ Một số thông số của lò ống:
 - -Số dàn ống: 1 đến 100.
 - -Chiều dài 1 dàn: 20 đến 100 m.
 - -Đường kính ống: 30 đến 80 mm.
 - -Thời gian lưu trong zon bức xạ: 1 - 2 s

.

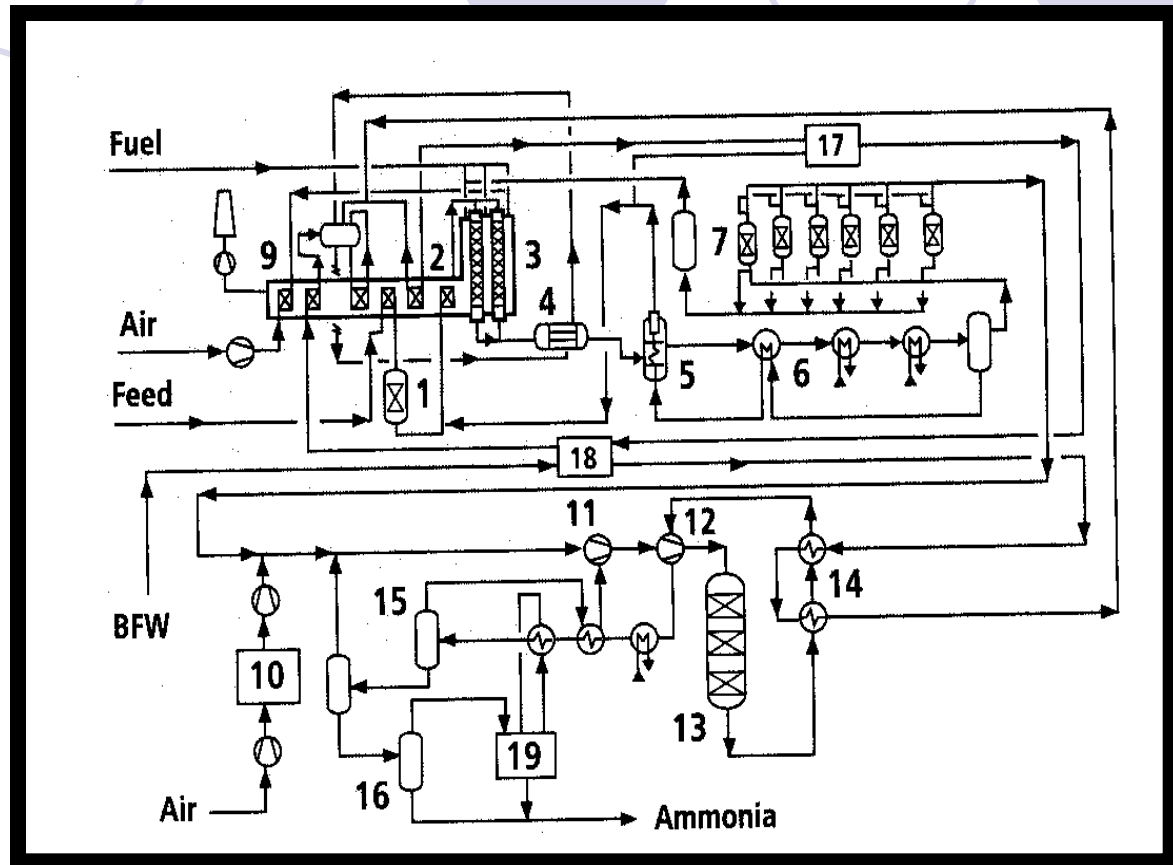


H.6.1.2-Lò ống hiện đại sản xuất etylen, bức xạ từ hai phía.

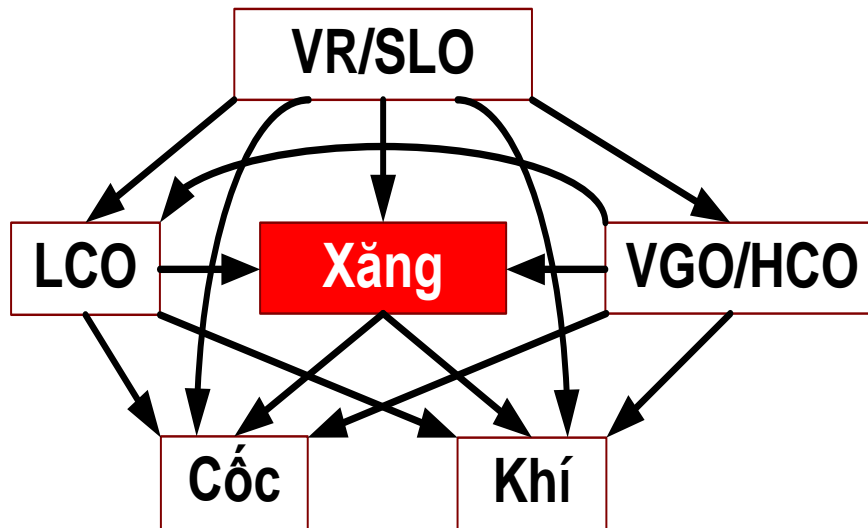
- H.6.1.3-Lò ống cho quá trình Refoming hơi nước trong sơ đồ công nghệ sản xuất NH_3 từ khí tự nhiên.



H.6.1.4-
Lò ống
trong
công
nghệ
sản
xuất
NH₃ từ
khí tự
nhiên.



- VI.2- Hệ thống thiết bị cracking xúc tác:
- ♣ Đặc trưng của phản ứng:
- -Phản ứng phức tạp: song song, nối tiếp theo mô hình sau (hình 6.3)

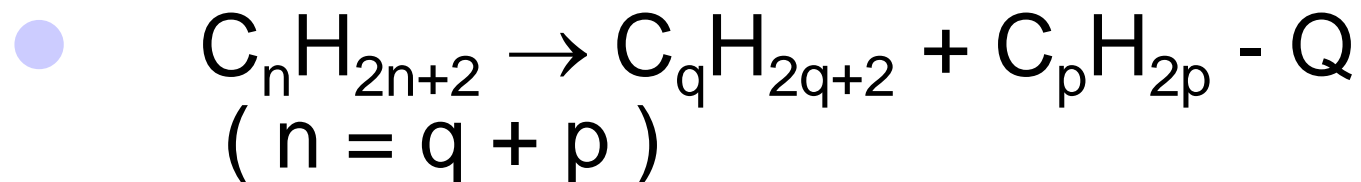


- .VR(Vacuum Residue):Cặn chân không
- .SLO(Slurry Oil):Dầu đặc
- .VGO(Vacuum Gazoil):Gazoil chân không
- .HCO(Heavy cycle Oil):Dầu tuần hoàn nặng
- .LCO(Light Cycle Oil):Dầu tuần hoàn nhẹ
- .Khí:Hydrocacbon từ C₁ đến C₄

H.6.2.1-Sơ đồ phản ứng cracking

- Trong đó **xăng là sản phẩm chính**, khí và cốc là sản phẩm phụ tạo thành theo **phản ứng nối tiếp chuyển hoá sản phẩm chính**, do vậy để đảm bảo hiệu suất xăng cao cần có **TGL đồng đều và ngắn**, độ chuyển hoá X không quá cao.

- -Phản ứng tiến hành ở **nhiệt độ tương đối cao (450 - 500⁰C)** và **thu nhiệt** để cắt mạch C-C theo phản ứng:




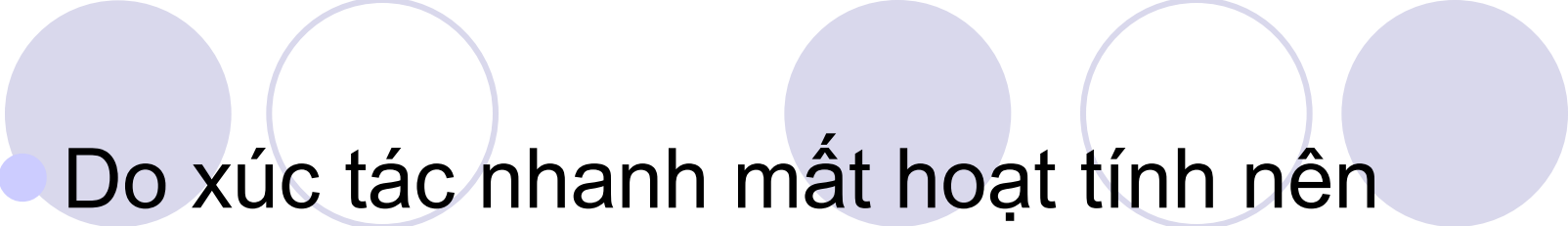
● ♣ Đặc trưng của xúc tác:

● - **Xúc tác nhanh chóng mất hoạt tính** do cốc tạo thành che phủ bề mặt, xúc tác được tái sinh bằng cách đốt cốc bề mặt với không khí ở 650 - 720°C theo phản ứng toả nhiệt:



● Do vậy cần tiến hành với lớp xúc tác chuyển động để liên tục lấy ra đi tái sinh và bổ sung xúc tác.

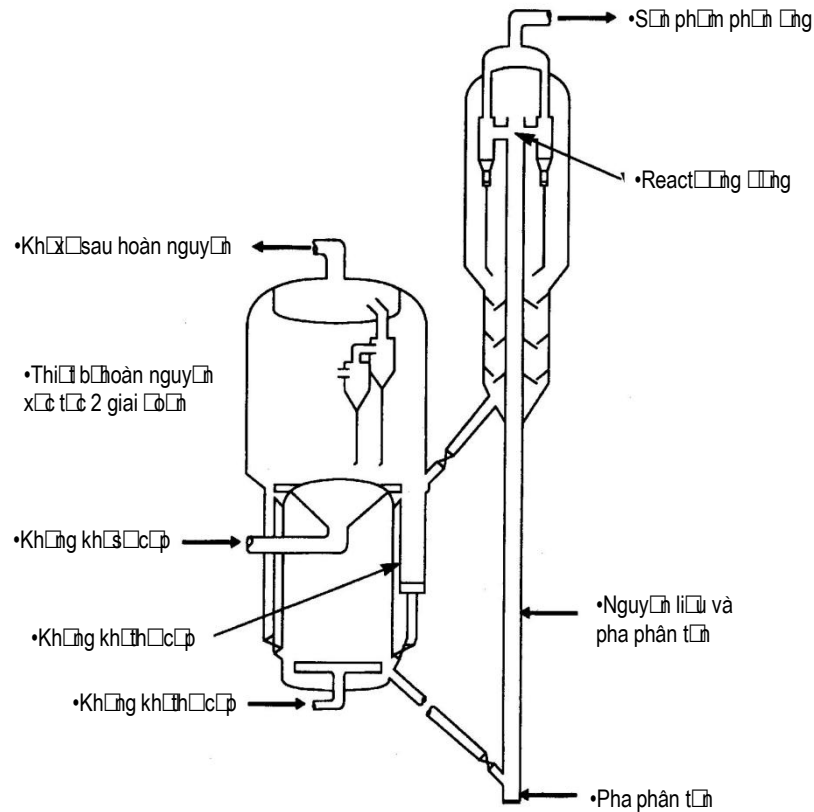
- 
- -Xúc tác cracking hiện nay chứa zeolit có hoạt tính cao được sử dụng ở dạng hạt vi cầu với đường kính cỡ 0,05 đến 0,1 mm.
 - Với tính năng của xúc tác như vậy cùng với đặc trưng nối tiếp của phản ứng yêu cầu **TGL đồng đều và ngăn nên lớp cuộn theo với ống đứng được sử dụng cho quá trình cracking**
 - Thế hệ cũ của TBPU' cracking xúc tác đã sử dụng lớp tĩnh làm việc theo chu kỳ, lớp rơi và lớp sôi.

- 
- Do xúc tác nhanh mất hoạt tính nên lượng xúc tác tuần hoàn lớn và xúc tác sau tái sinh có nhiệt độ cao nên nó được làm chất mang nhiệt cho phản ứng cracking (như ở hình 4.4)
 - Quá trình phản ứng trong ống đứng là đoạn nhiệt và tỷ lệ xúc tác/nguyên liệu quyết định nhiệt độ phản ứng và độ chuyển hoá X.

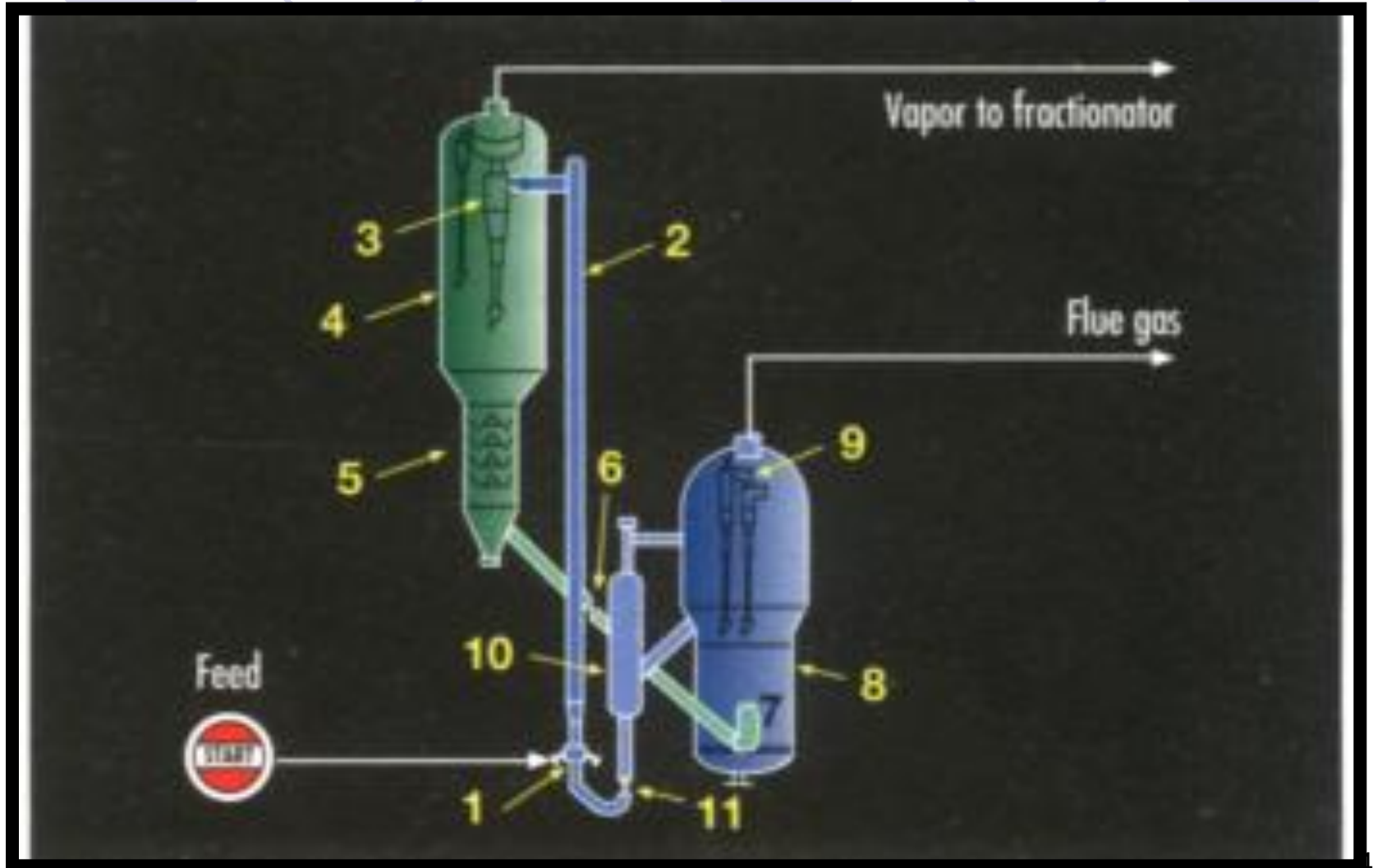
- Từ các đặc trưng đã nói ở trên hệ thống TBPU' cracking xúc tác hiện đại gồm:
- Thiết bị phản ứng cracking **dạng ống đứng với lớp xúc tác cuốn theo, làm việc theo chế độ đoạn nhiệt**
- Nguyên liệu đã được **đun nóng sơ bộ tiếp xúc với xúc tác nóng, hoá hơi và phản ứng trong lớp cuốn theo.**
- Do phản ứng cracking tăng thể tích nên để cho vận tốc lớp cuốn theo ổn định, **đường kính của ống phản ứng được mở rộng dần về phía cuối (theo độ chuyển hoá X),** sau đó **xúc tác được tách nhanh khỏi hỗn hợp sản phẩm.**
- Vấn đề **tiếp xúc giữa xúc tác nóng với nguyên liệu dầu** cũng như **phân ly xúc tác khỏi hỗn hợp khí phản ứng** có ảnh hưởng lớn đến việc tạo cốc và khí nên được nhiều hãng quan tâm.

- Còn quá trình tái sinh đốt cốc **toả nhiều nhiệt được thực hiện trong lớp sôi.**
- Để đốt cốc triệt để hơn trong lớp sôi với sự khuấy trộn mạnh của lớp hạt, nhất là với xu hướng sử dụng nguyên liệu cho quá trình cracking ngày càng nặng hơn, hai tầng sôi nối tiếp được sử dụng với tầng đầu ở nhiệt độ thấp hơn ($630 - 650^{\circ}\text{C}$) và tầng sau ở nhiệt độ cao hơn (đến 720°C).
- Việc chia thành 2 tầng tái sinh xúc tác như vậy ngoài việc đốt cốc triệt để do TGL của hạt trong thiết bị đồng đều còn giúp cho xúc tác tránh tiếp xúc với hơi nước ở nhiệt độ cao vì thành phần cốc ở tầng tái sinh sau hầu như không còn hidro.

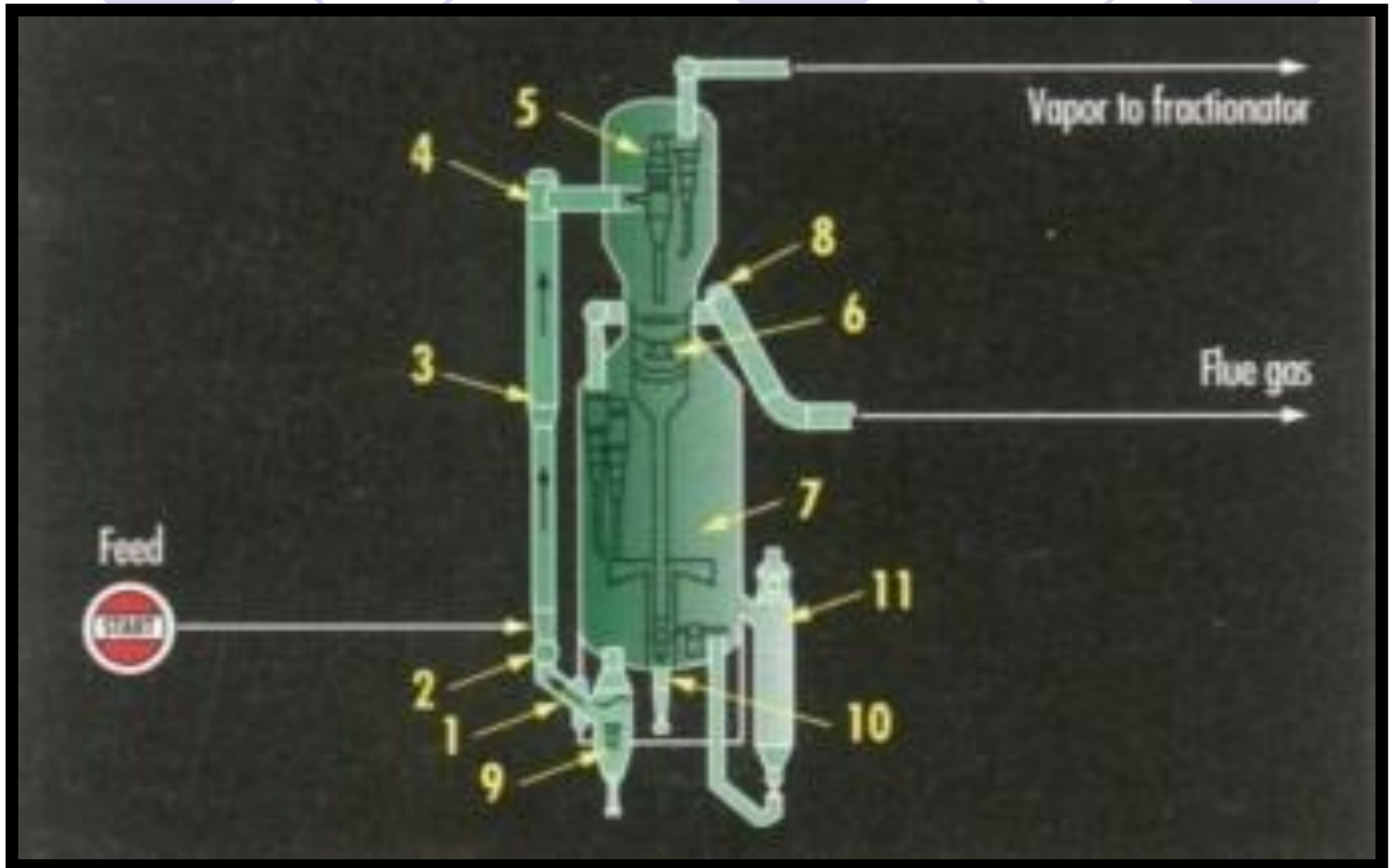
Hình 6.4 trình bày một dạng hệ thống RCC của UOP.



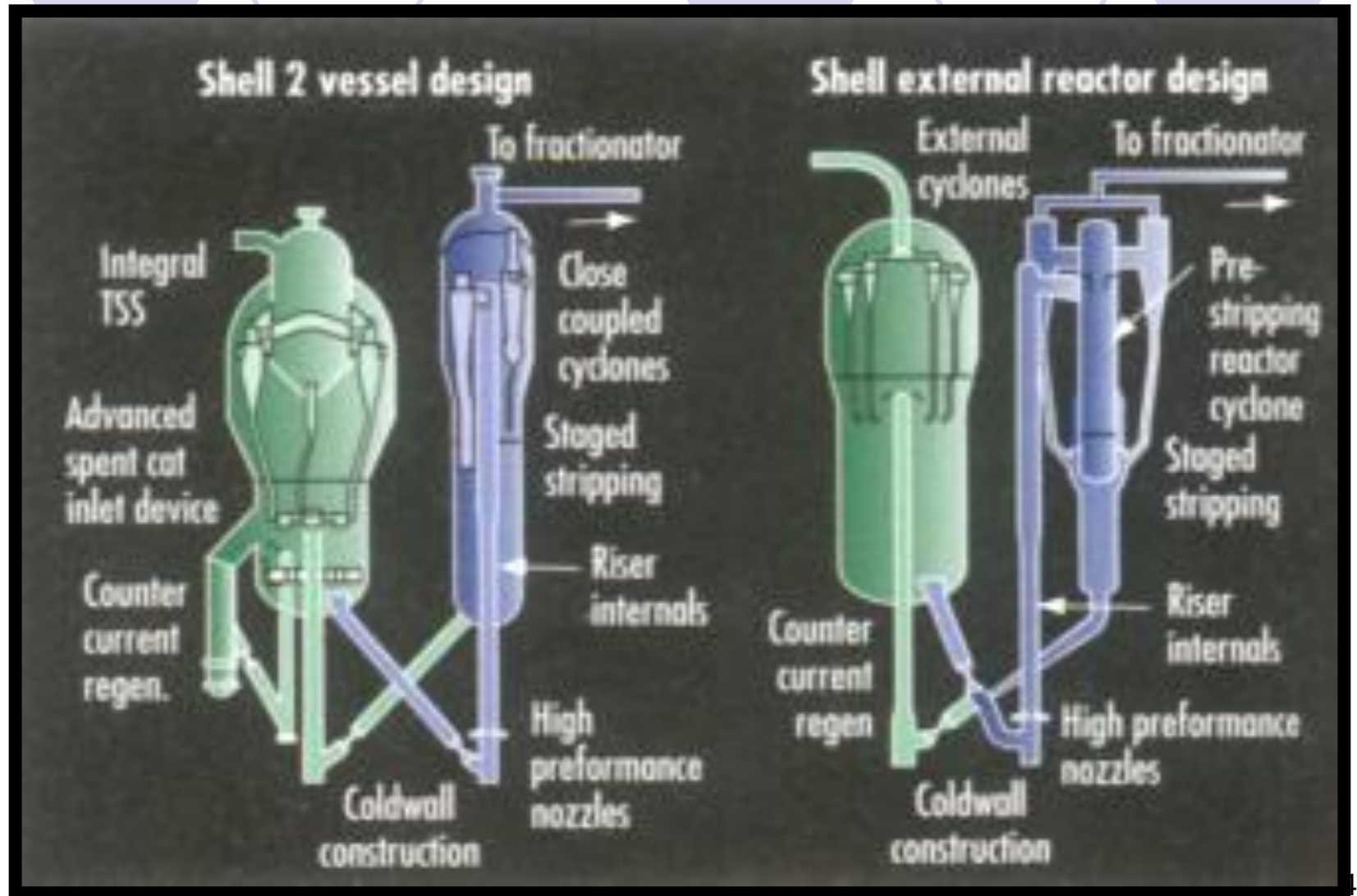
H.6.2.3-Hệ thống FCC của ABB Lummus Global Inc.
(Hydrocarbon Processing, November 2000, trang 107).



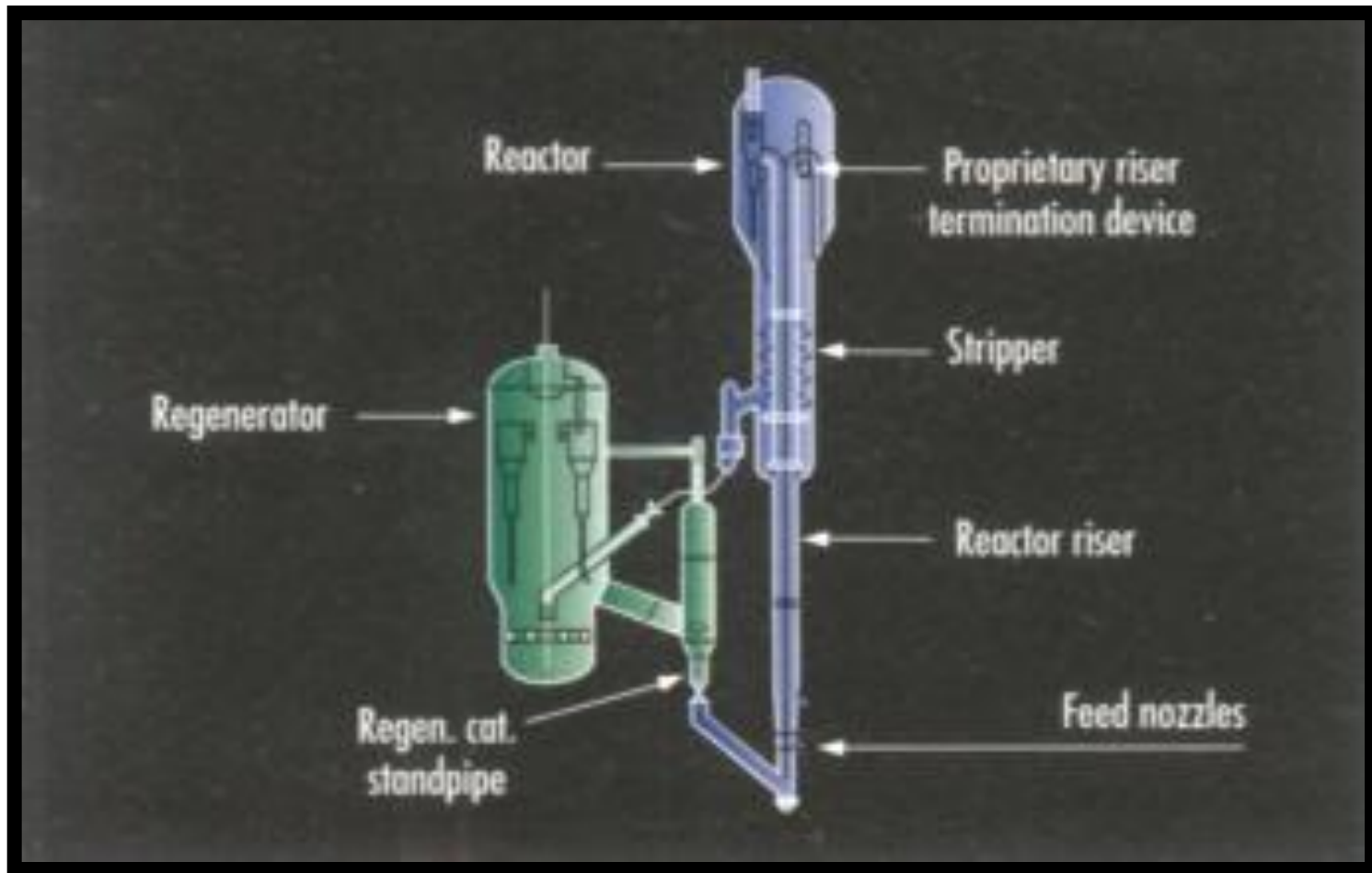
H.6.2.4-Hệ thống FCC của Kellogg Brown & Root, Inc.
(nt , trang 108)



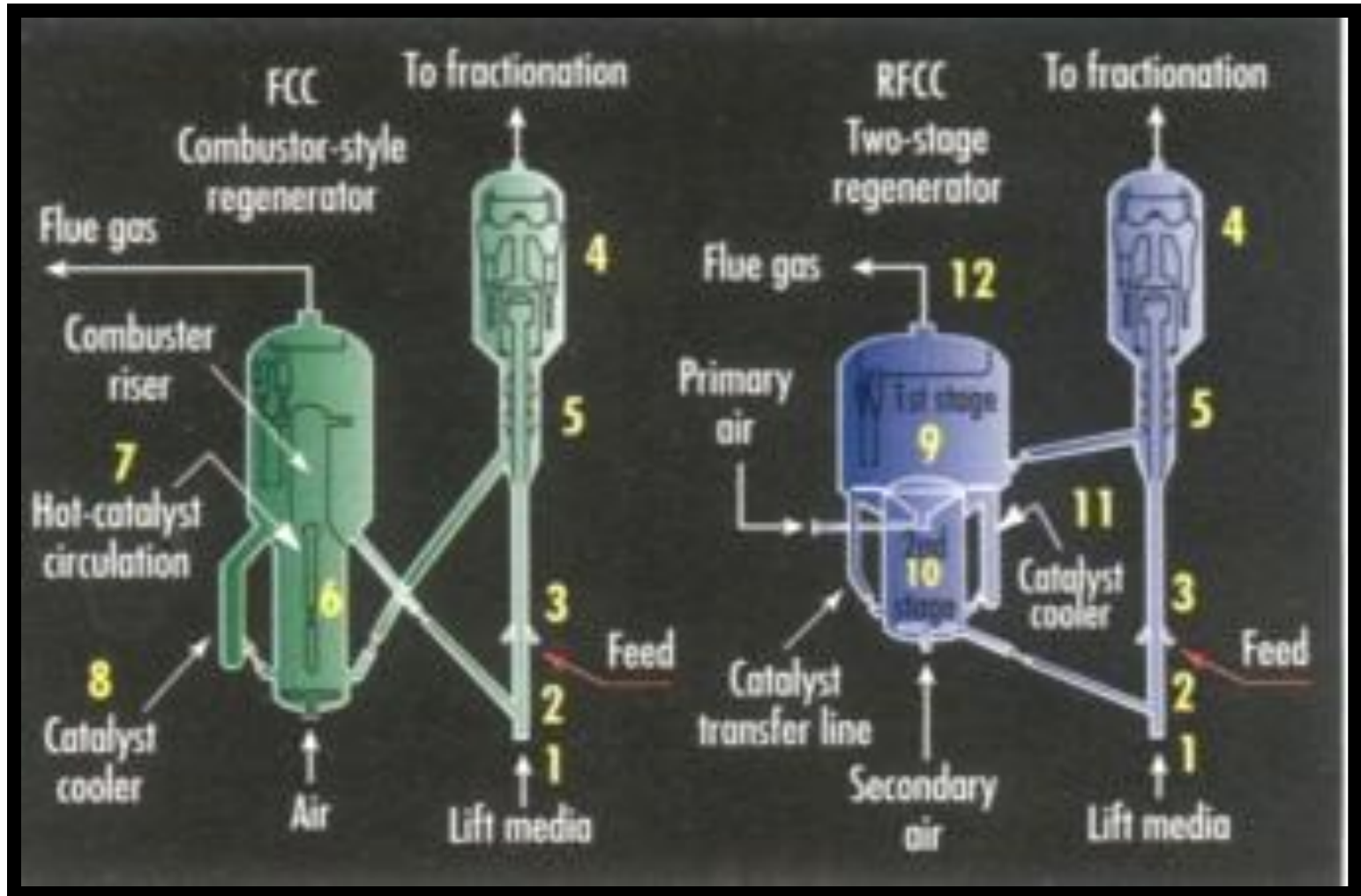
H.6.2.5-Hệ thống FCC của Shell Global Solutions International B.V. (nt , trang 108)



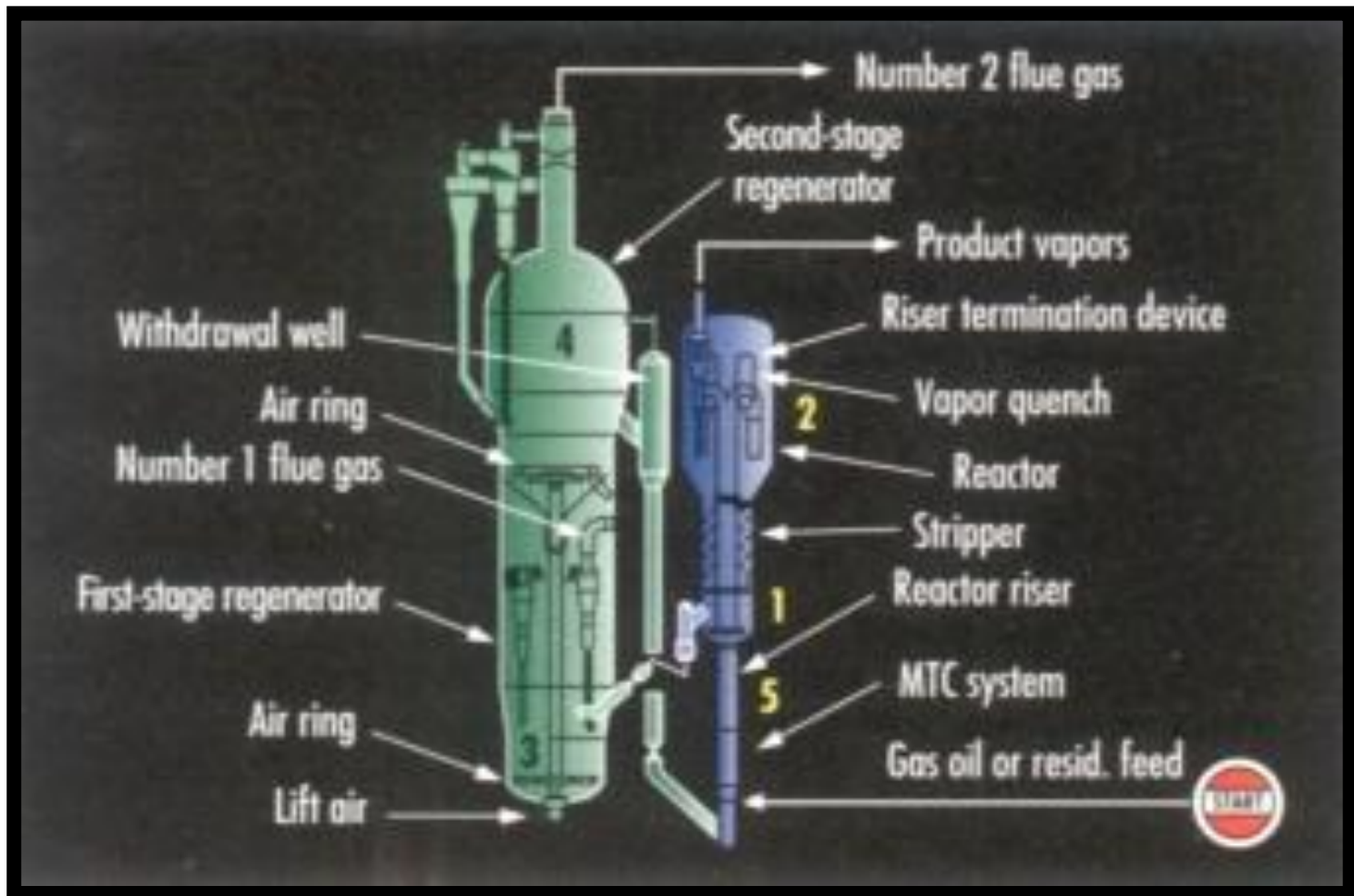
H.6.2.6-Hệ thống FCC của Stone & Webster Inc., a Shaw Group Co/Institut Francais du Pétrole. (nt , trang 110)



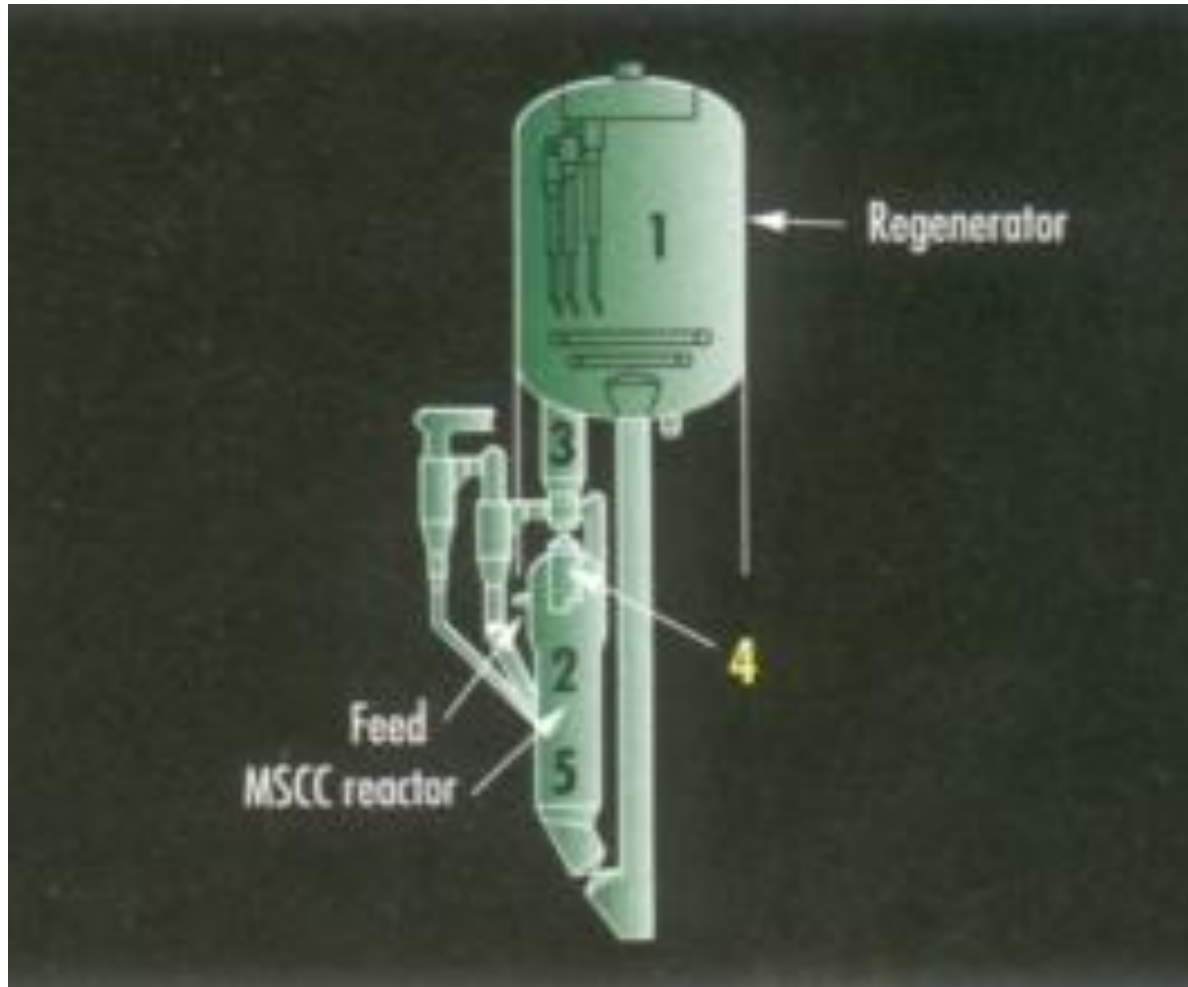
H.6.2.7-Hệ thống FCC của UOP LLC. (nt , trang 110)



H.6.2.8-Hệ thống RCC(Resid Catalytic cracking) của Stone & Webter Inc., a Shaw Group Co. and Institut Francais du Pétrole.
(nt , trang 139)



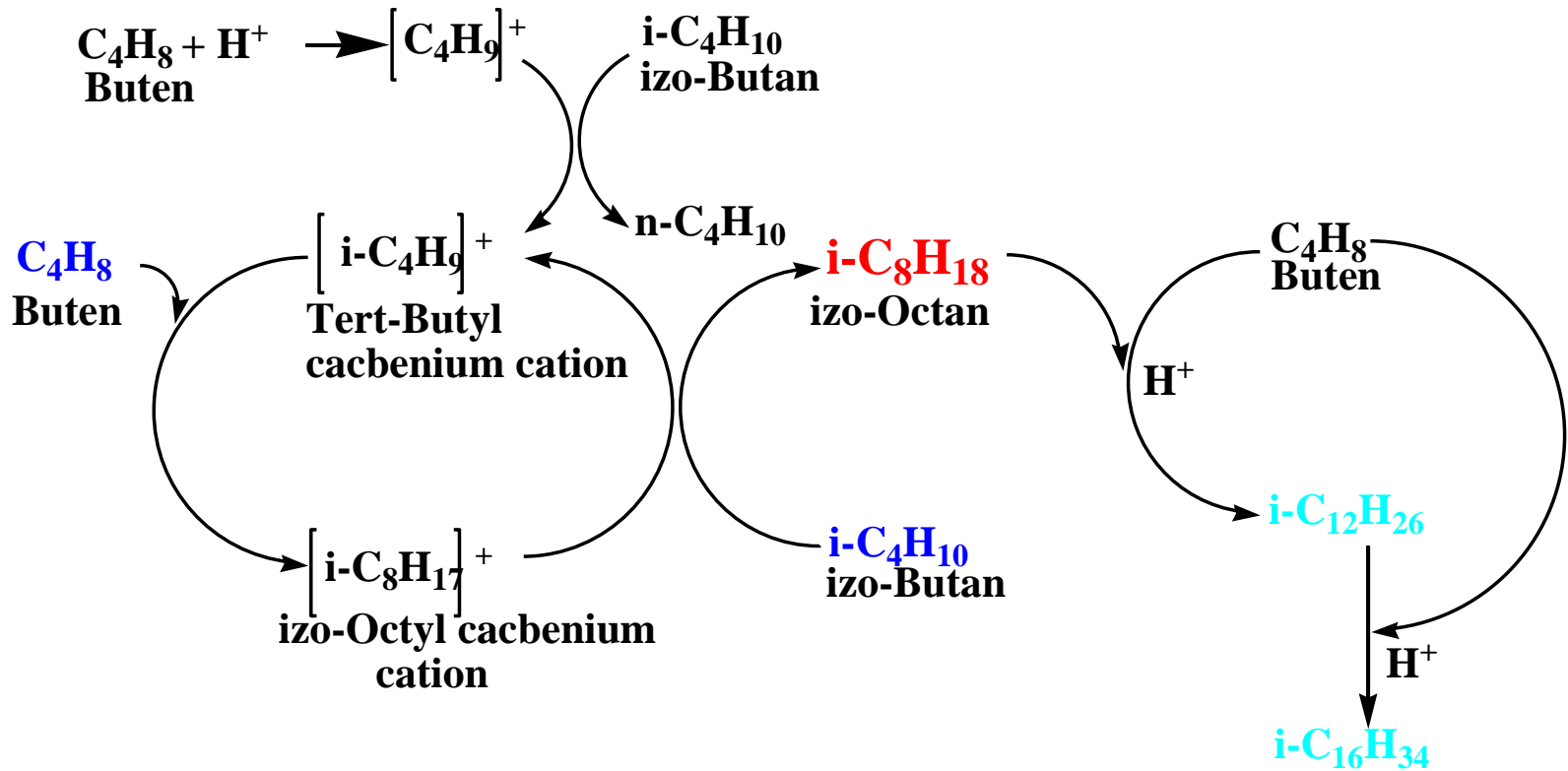
H.6.2.8-Hệ thống MSCC của UOP LLC . 1-TB tái sinh; 2-TBPU'
3-Ống dẫn xúc tác nóng đã tái sinh; 4-Bộ phận tạo lớp rơi; 5-Bộ phận
nhả hấp phụ sản phẩm khỏi bề mặt xúc tác. (nt , trang 94).



VI.3-Hệ thống TBPU' sản xuất xăng alkyl hoá:

- ♣ Xăng alkyl hoá được sản xuất bằng phản ứng alkyl hoá izobutan với các olefin C3, C4 với sự có mặt của xúc tác là axit mạnh, nghĩa là từ các nguyên liệu khí chuyển thành sản phẩm lỏng, xăng alkylat có trị số octan cao, không chứa benzen nên được chú ý hiện nay.
- ♣ Đặc trưng của phản ứng và xúc tác:

- Sơ đồ phản ứng có thể trình bày như sau:



- -Từ nguyên liệu ban đầu buten và i-butan tạo thành xăng với thành phần chủ yếu là i-octan và hợp chất này trong điều kiện phản ứng với xúc tác axit có thể tiếp tục phản ứng với buten thành hydrocacbon nặng C_{12} , C_{16} ...là sản phẩm phụ vì có nhiệt độ sôi cao trên $200^{\circ}C$, nằm ngoài thành phần của xăng.
- Để hạn chế phản ứng phụ này và quá trình polime hoá olefin trong công nghiệp dùng **tỷ số i-butan/buten lớn (từ 10 đến 20) và hệ thống TBPU' gần với ĐLT , có thời gian lưu đồng đều.**

- -Quá trình alkyl hoá tiến hành ở pha lỏng với **xúc tác là axit mạnh H_2SO_4 , HF** và gần đây thêm **axit rắn**.
- Với xúc tác H_2SO_4 và HF là hệ dị thể lỏng-lỏng cần **tạo nhũ tương để đảm bảo bề mặt tiếp xúc** pha, đặc biệt với H_2SO_4 là axit có độ nhớt và khối lượng riêng lớn nên TBPƯ cần được khuấy trộn mạnh. Do vậy với xúc tác này trong công nghiệp sử dụng hệ thống nhiều thiết bị khuấy nối tiếp.
- Với xúc tác HF có độ nhớt và khối lượng riêng thấp, dễ tạo nhũ tương với hydrocacbon nên dùng **thiết bị ống đứng** cơ cấu khuấy tĩnh đặt trong ống đứng.

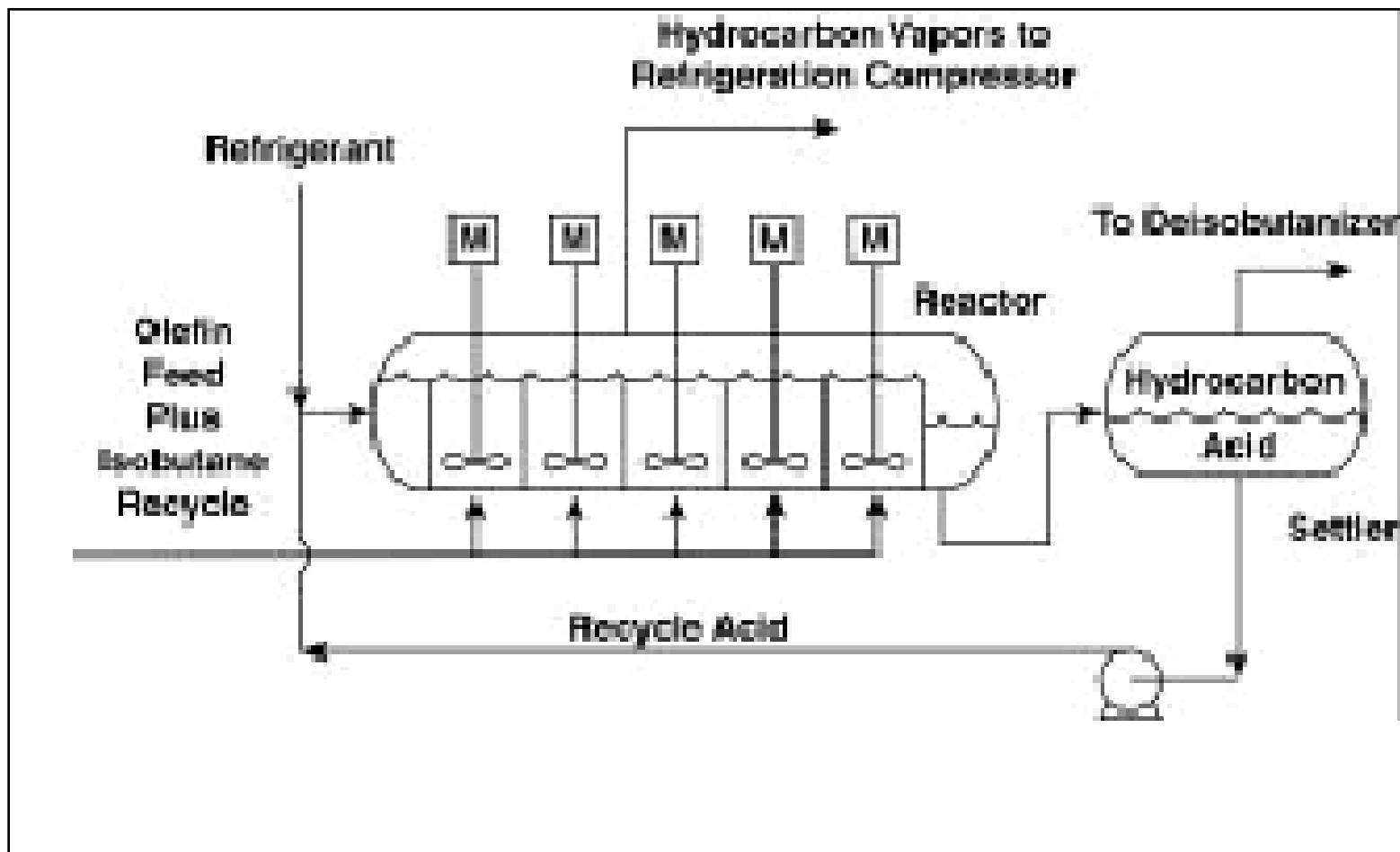
- -Phản ứng alkyl hoá toả nhiệt, khoảng 90 KJ/mol, giải nhiệt phản ứng bằng các giải pháp sau:
 - +Với xúc tác H_2SO_4 , nhiệt độ phản ứng từ 0 đến $10^{\circ}C$, bằng cách bay hơi i-butan ($T_{sôi} = -11^{\circ}C$) trực tiếp từ hỗn hợp phản ứng như công nghệ của Kellogg - Exxon (hình 6.5) hay trao đổi nhiệt qua thành với alkylat như công nghệ của Stratco (hình 6.6).
 - +Với xúc tác HF, nhiệt độ phản ứng cao hơn (30 đến $50^{\circ}C$) có thể làm lạnh qua thành bằng nước (hình 6.8 và 6.9).



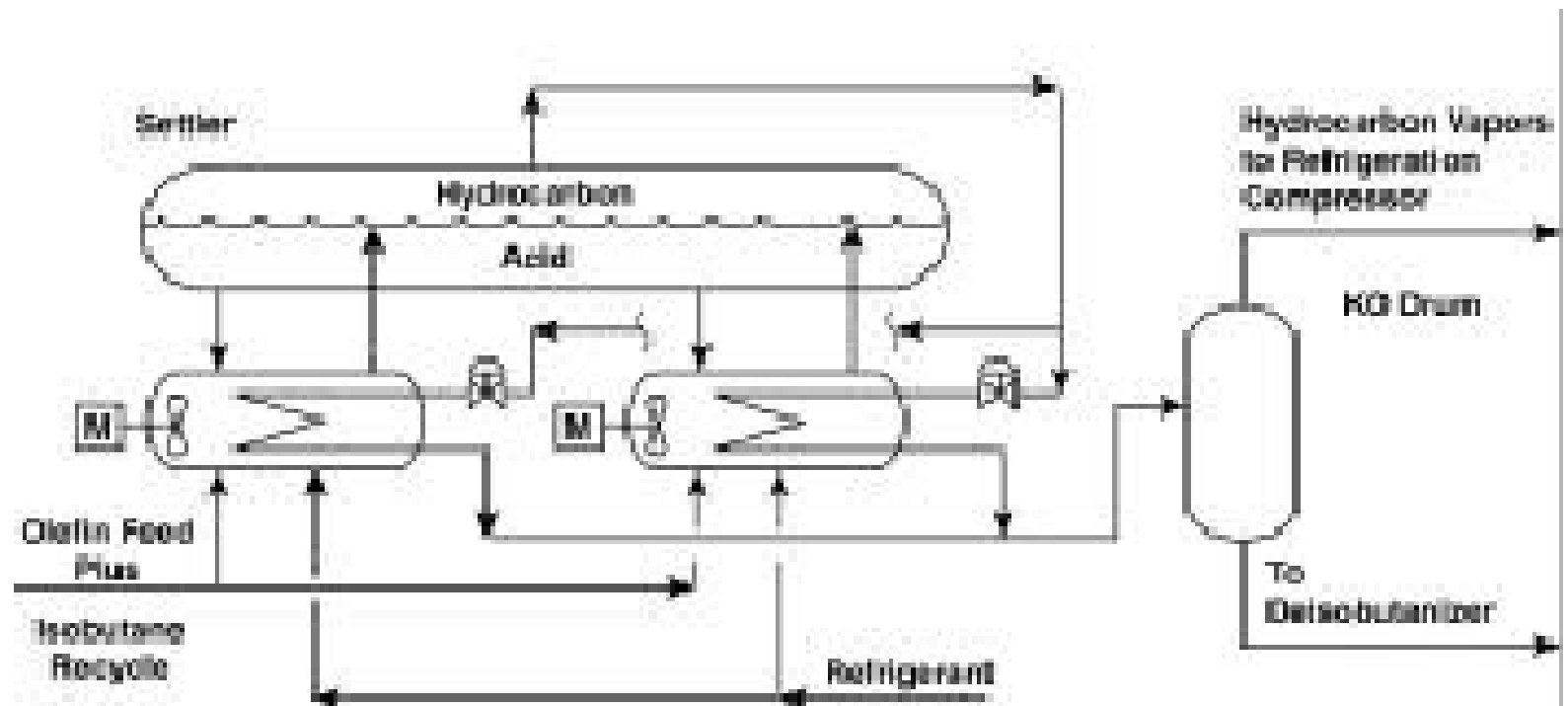
- ♣ Hệ thống TBPU:

- Công nghệ Kellogg-Exxon với xúc tác H_2SO_4 gồm 5 thùng có khuấy nối tiếp đặt trong thiết bị dạng ống nằm ngang dưới áp suất từ 0,3 đến 0,7 MPa phụ thuộc vào thành phần của nguyên liệu, hơi i-butan tạo thành do giải nhiệt phản ứng từ 5 thùng được tập trung và đi ra ở đỉnh thiết bị dạng ống đến hệ thống nén và làm lạnh hoá lỏng.

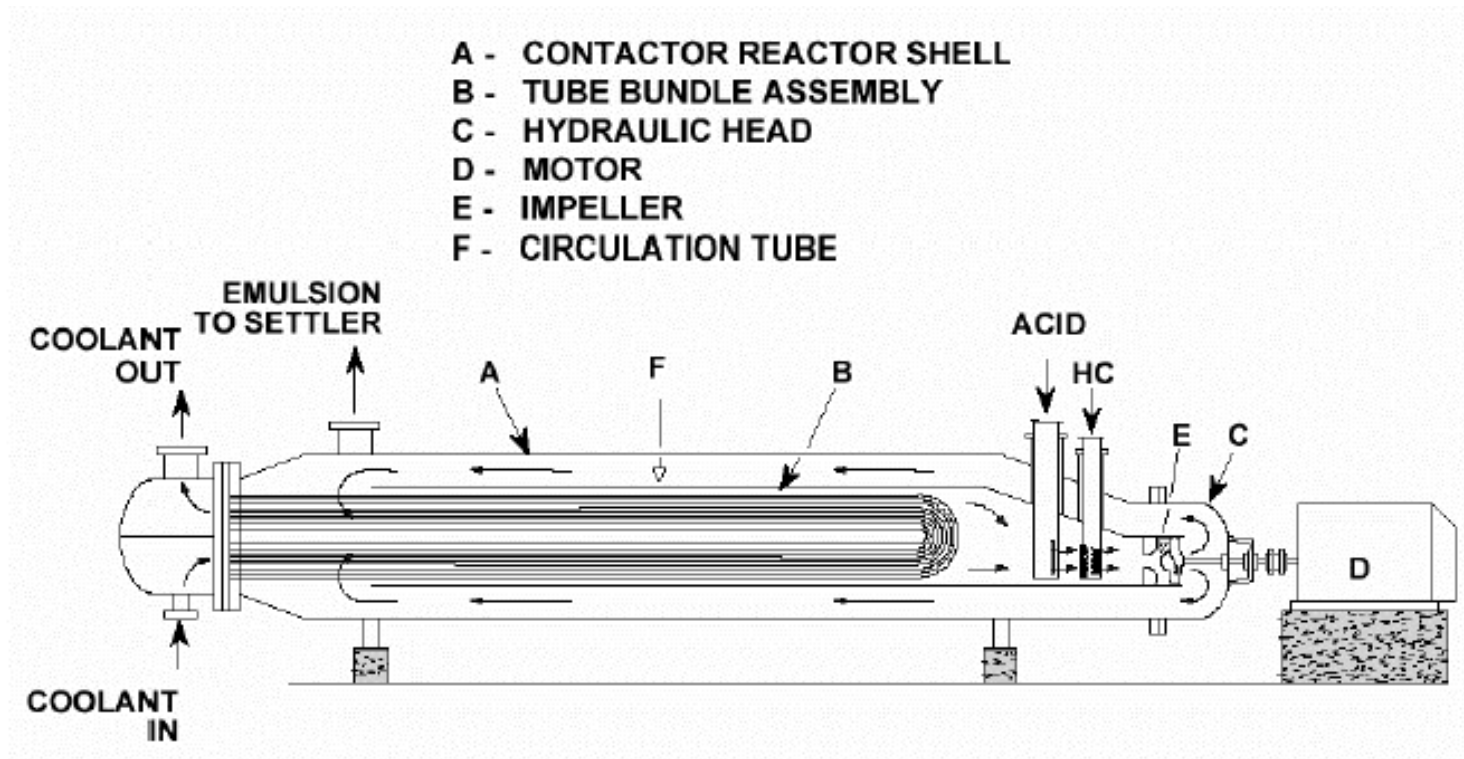
H.6.3.1-Hệ thống TBPU' sản xuất xăng alkyl hoá của Kellogg-Exxon



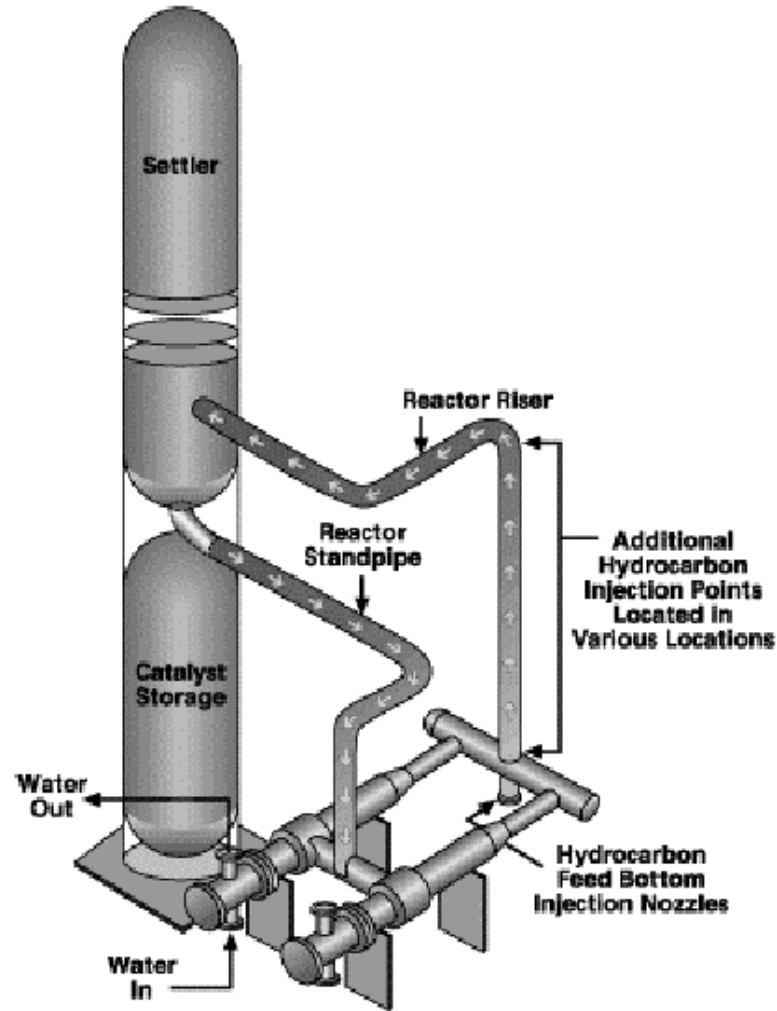
H.6.3.2-Hệ thống TBPU' alkyl hoá nằm ngang, làm lạnh qua thành của Stratco.



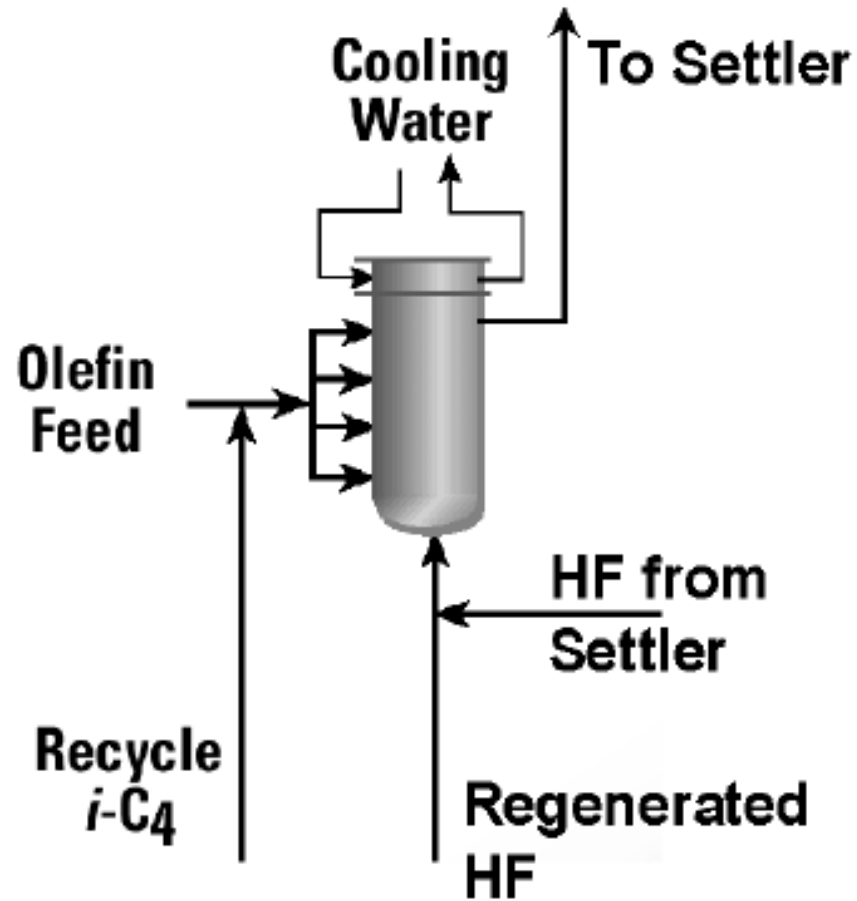
TBPU' nằm ngang đồng thời tâm thiết bị lệch về phía dưới để tránh lắng đọng H₂SO₄, tạo nhũ tốt hơn. Hình 6.7 trình bày thiết bị này



H.6.3.4-TBPU' alkyl hoá với xúc tác HF của Phillips.

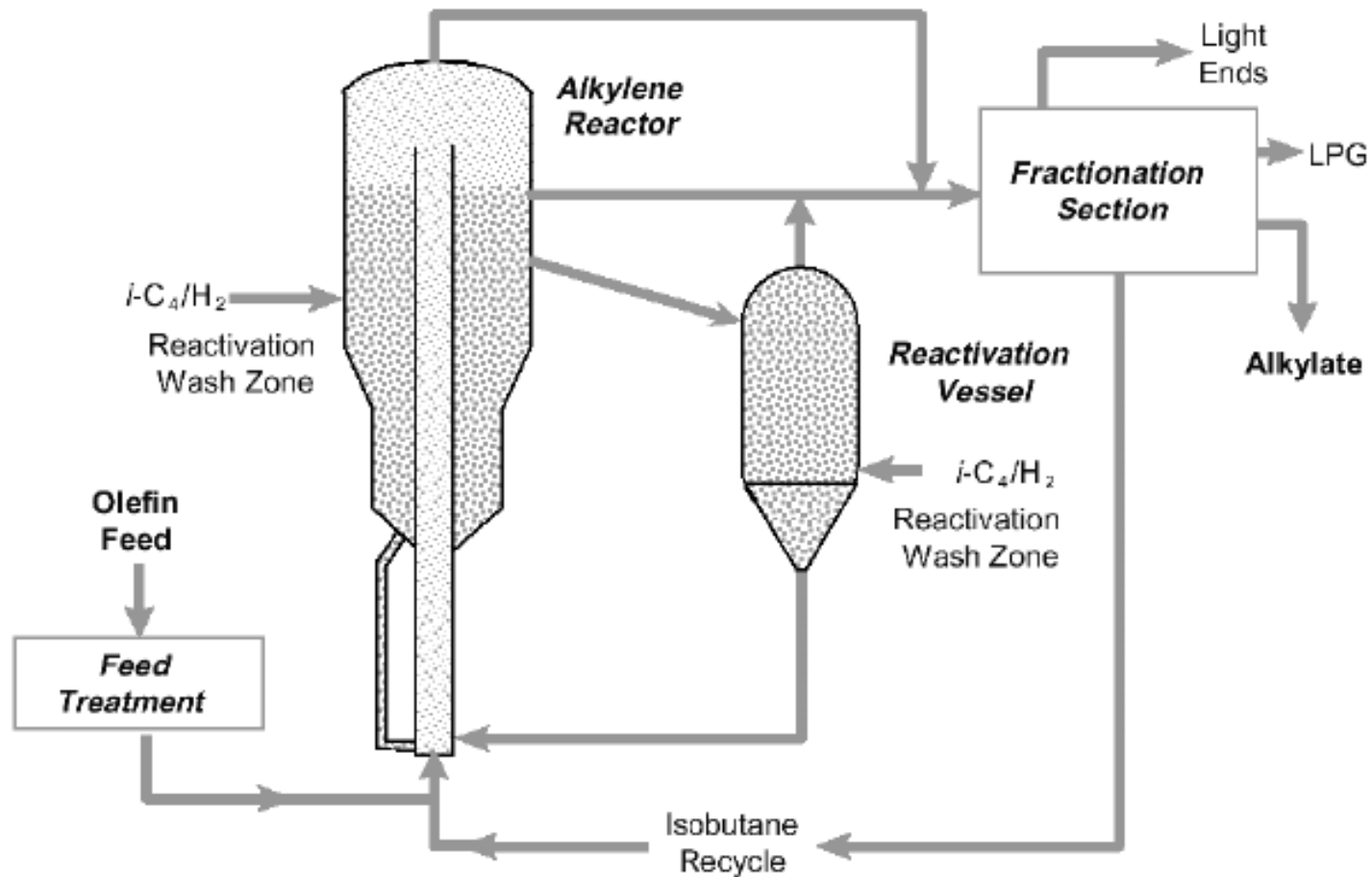


H.6.3.5- TBPU' alkyl hoá với xúc tác HF của UOP.



- -Với xúc tác rắn-công nghệ mới đang nghiên cứu phát triển, có thể đưa ra TBPU của công nghệ Akylene của UOP ở hình 6.10.
- * Xúc tác mau mất hoạt tính do polime bám vào bề mặt xúc tác nên sử dụng lớp xúc tác chuyển động để liên tục thay thế và tái sinh xúc tác: dùng lớp cuốn theo để TGL đồng đều theo yêu cầu của phản ứng.
- * Tái sinh xúc tác bằng cách dùng i-butan bão hoà hidro để khử nối đôi giảm khả năng hấp phụ của các hợp chất nặng không no lên bề mặt xúc tác và rửa sạch bề mặt.

H.6.3.6-TBPU alkyl hoá với xúc tác rắn theo công nghệ Alkylene của UOP.

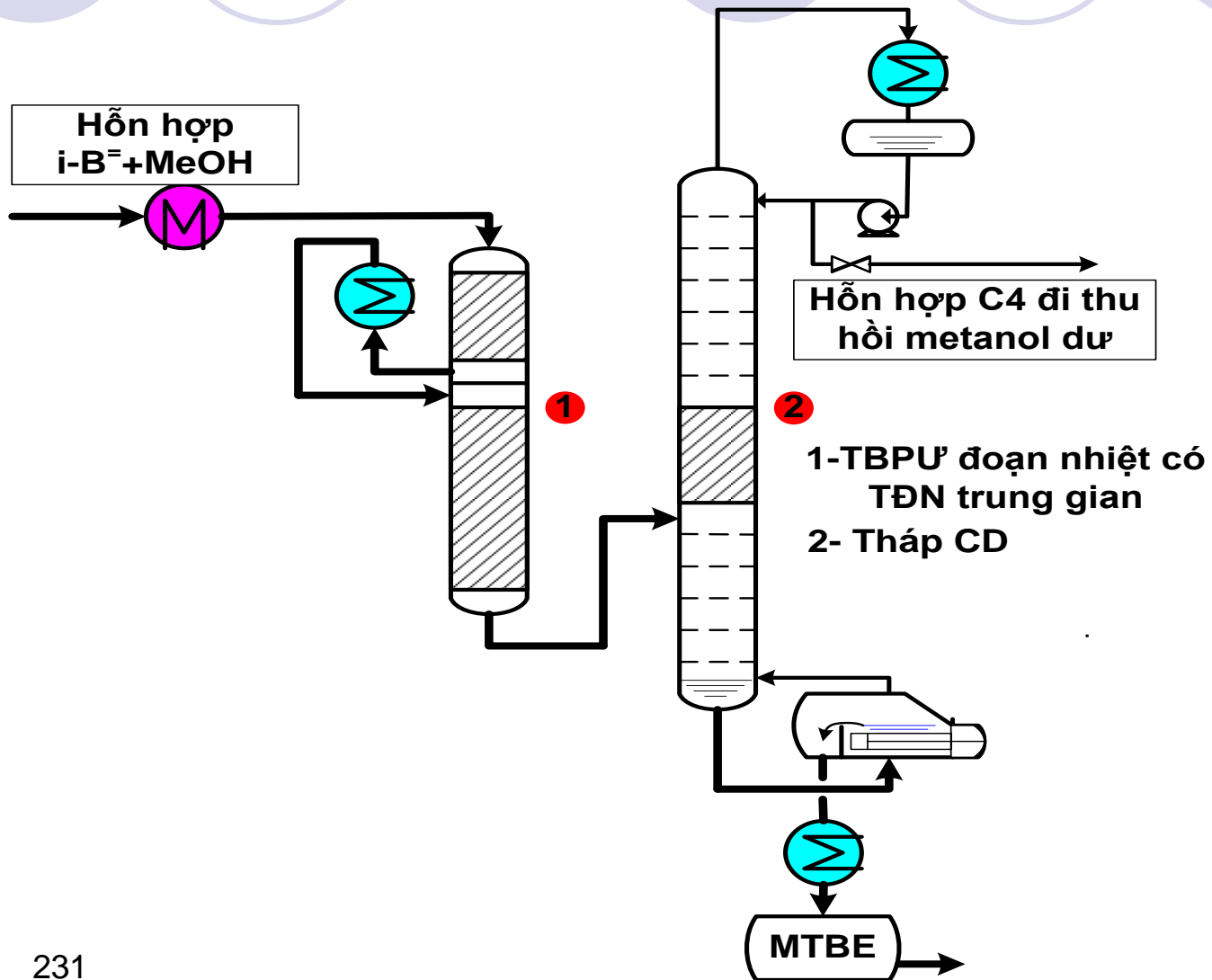


VI.4-Hệ thống TBPU' sản xuất MTBE(Metyl Tert-Butyl Ether)

- ♣ Quá trình tiến hành ở pha lỏng, nhiệt độ 50 - 100⁰C, áp suất 1,5 MPa
- ♣ Tỷ số MeOH/i-B⁼ = 1,1 để giảm phản ứng polime hoá olefin.
- ♣ Xúc tác là axit, trong công nghiệp dùng axit rắn là nhựa cationit có nhóm axit mạnh -SO₃H, dạng hạt hình cầu đường kính cỡ 0,8 - 1mm.
- +Hệ thống TBPU':
 - ♣ Phụ thuộc vào nguyên liệu i-B⁼ :
 - -Rafinat-1(phân đoạn C4 của cracking hơi sau khi tách Butadien) chứa 45 - 50% i-Buten.
 - -Phân đoạn C4 cracking xúc tác chứa 15 - 20% i-Buten.
 - -Hỗn hợp sản phẩm dehidro hoá i-Butan chứa 40 - 50% i-Buten.

- Những nguyên liệu có hàm lượng $i-B=$ thấp như trên thường dùng **TBPU' đoạn nhiệt**, còn nguyên liệu chứa $i-B=$ cao hơn như sản phẩm dehydrat hoá TBA, đôi khi dùng TBPU' ống chùm làm lạnh bằng nước
- -Để phản ứng tiến hành đến cùng, chuyển hoá hết $i-B=$ thường dùng **công nghệ CD(Catalytic Distillation)** của hãng CD Tech hay **công nghệ RWD(Reaction with Distillation)** của UOP.
- Đây là công nghệ phản ứng có nhiều ưu điểm để tiến hành các quá trình thuận nghịch toả nhiệt ở pha lỏng có nhiệt độ phản ứng xấp xỉ nhiệt độ sôi của hỗn hợp (đạt độ chuyển hoá cao, tận dụng nhiệt phản ứng để tách và tinh chế sản phẩm phản ứng, giảm số thiết bị trong công nghệ).

-Hệ thống TBPU' được trình bày ở hình 6.4.



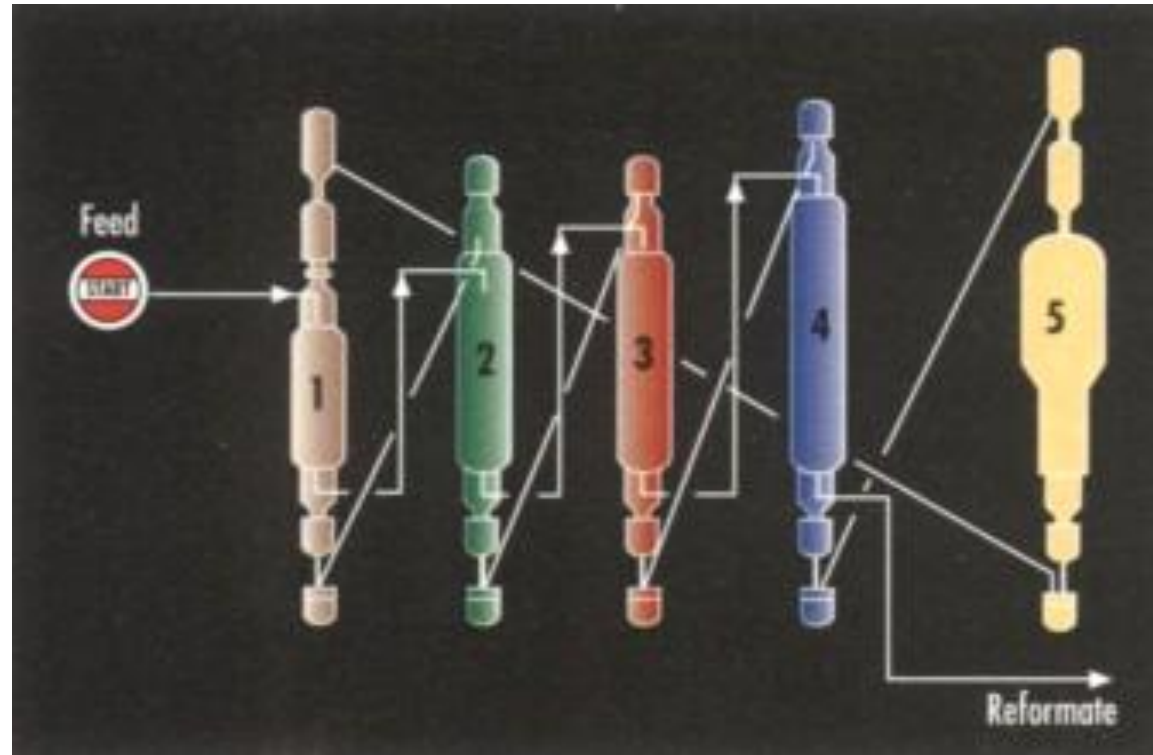
VI.5-Hệ thống TBPU' Refoming xúc tác:

- Quá trình Re foming xúc tác tiến hành đồng thời **các phản ứng đồng phân hoá, đóng vòng, thơm hoá H/C trên xúc tác lưỡng chức**: hidro hoá - dehydro hoá và xúc tác axit-base.
- Ngoài mục đích tăng trị số octan cho xăng chưng trực tiếp đến nay công nghệ Re foming xúc tác còn để sản xuất H/C thơm cho Tổng hợp hoá dầu.

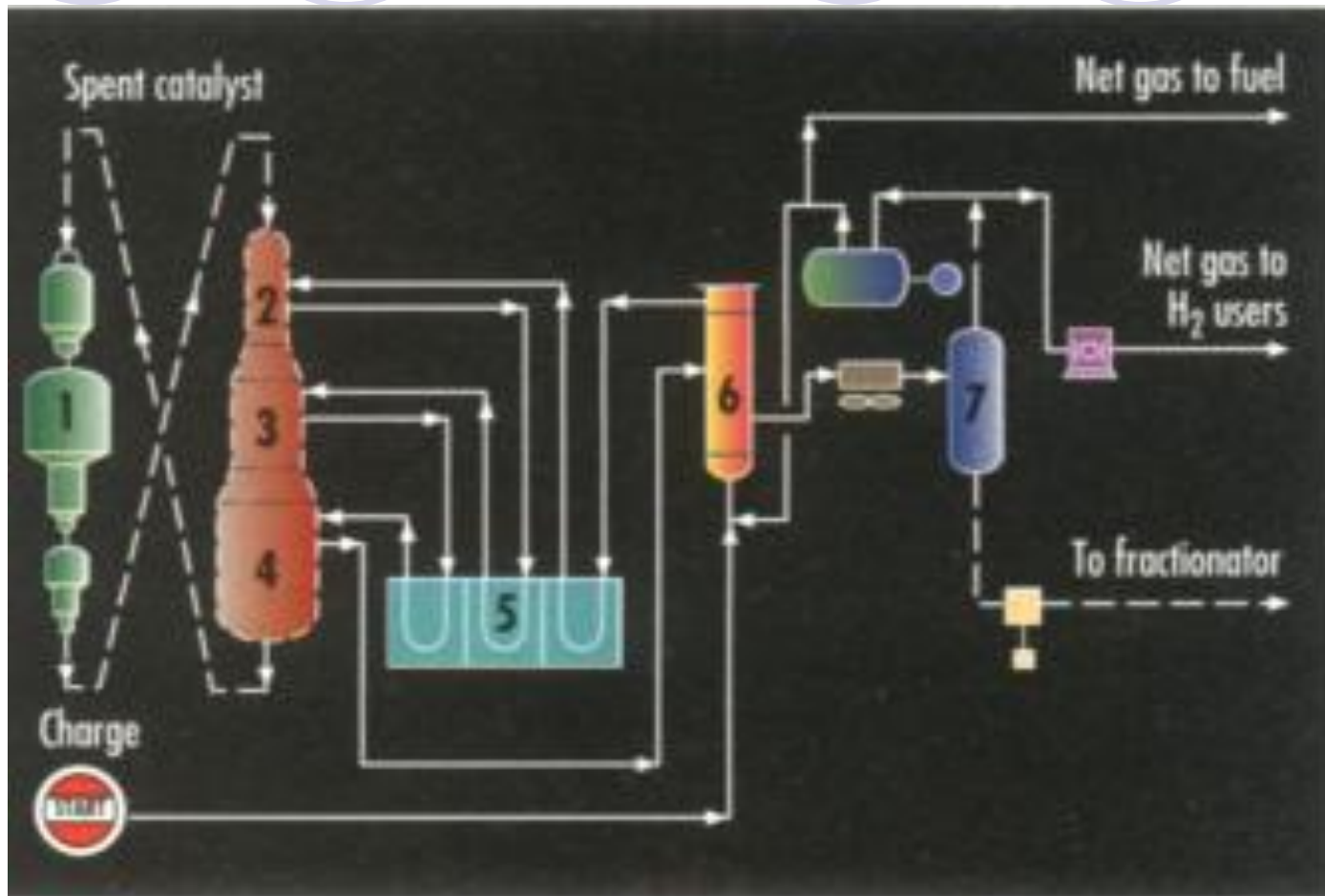
- -Đặc trưng của phản ứng và xúc tác:
 - ♣ Thu nhiệt, nhiệt độ phản ứng 400 - 500⁰C, thường tiến hành ở lớp đoạn nhiệt xen kẽ với lò ống gia nhiệt.
 - ♣ Bề mặt xúc tác cũng bị cốc tạo thành che phủ làm giảm hoạt tính, nhưng chậm hơn nhiều so với xúc tác cracking

Công nghệ mới tiến hành với xúc tác lớp rơi, liên tục tái sinh xúc tác, ở áp suất thấp khoảng 0,5 MPa, ít phản ứng phụ hơn và hoạt tính lớp xúc tác cao và ổn định

- H.6.5.2-Hệ thống TBPU' reforming xúc tác lớp rơi của IFP.
- 1, 2, 3, 4- TBPU' xúc tác lớp rơi ;
- 5- hệ thống tái sinh xúc tác



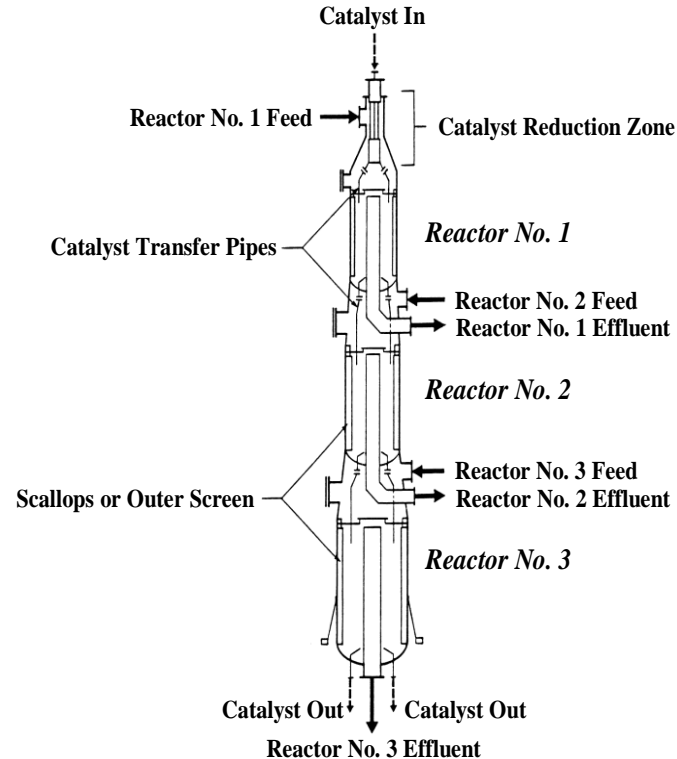
H.6.5.3-Hệ thống TBPU' reforming xúc tác lớp rơi của UOP LLC.



Dòng khí phản ứng đi qua lớp xúc tác theo hướng xuyên tâm và sau khi đi qua mỗi lớp xúc tác được đun nóng trở lại đến nhiệt độ phản ứng ở lò ống 5

- Các lớp xúc tác 2, 3, 4 chồng lên nhau, nhờ vậy xúc tác rơi từ trên xuống .
- Đường đi của khí phản ứng và xúc tác trong thiết bị như ở hình 6.5.3

CCR Stacked Platforming Reactors 3 Reactor System

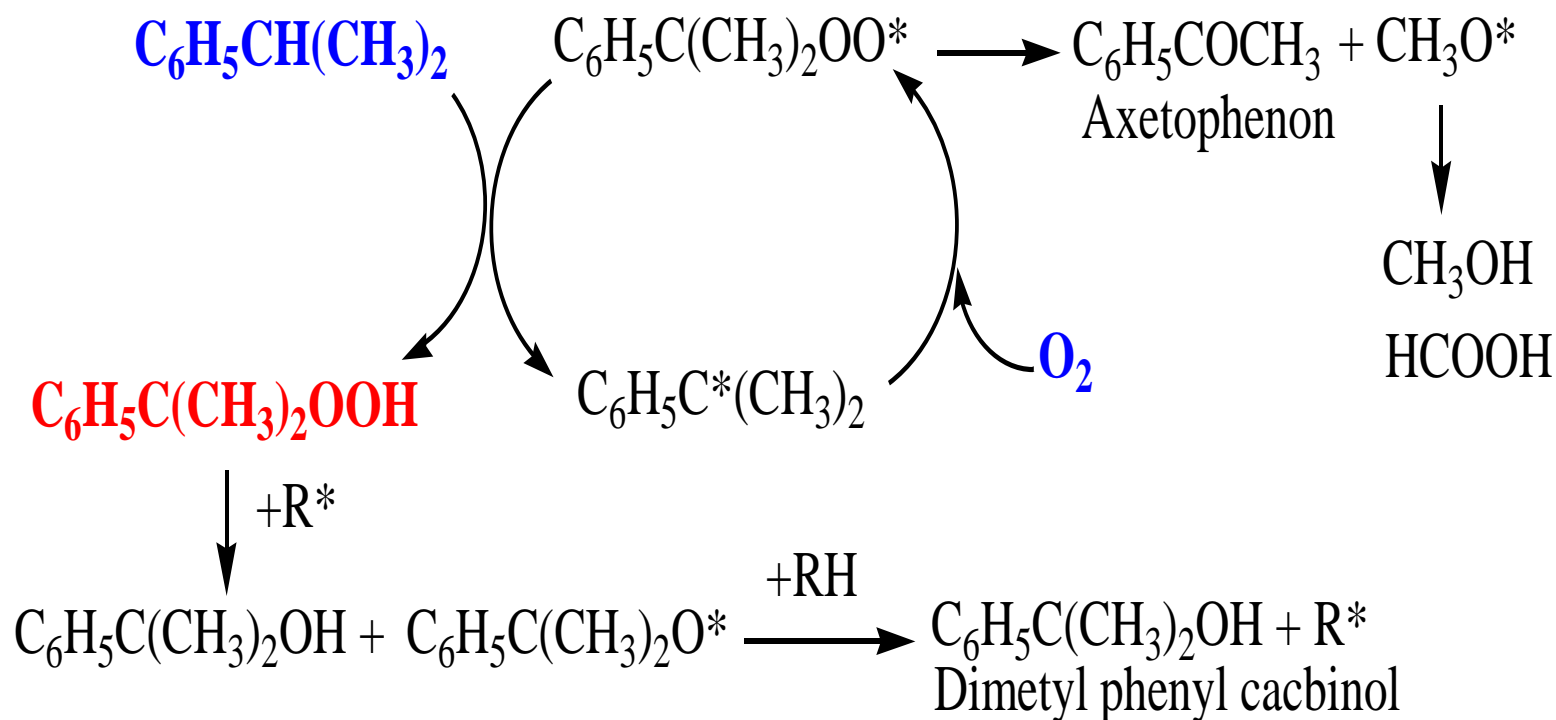


UOP 3046-108

VI.6-Hệ thống TBPU' sản xuất phenol:

- -Phương pháp chủ yếu sản xuất phenol hiện nay là đi từ nguyên liệu cumen (trên 90%).
- -Đặc trưng của phản ứng: Có hai giai đoạn phản ứng: oxi hoá cumen thành hidroperoxit (H/P) và chuyển hoá H/P thành phenol có mặt xúc tác axit được tiến hành riêng biệt nên ta xem xét từng giai đoạn.

♣ Sơ đồ phản ứng chính và phụ của giai đoạn oxi hoá:

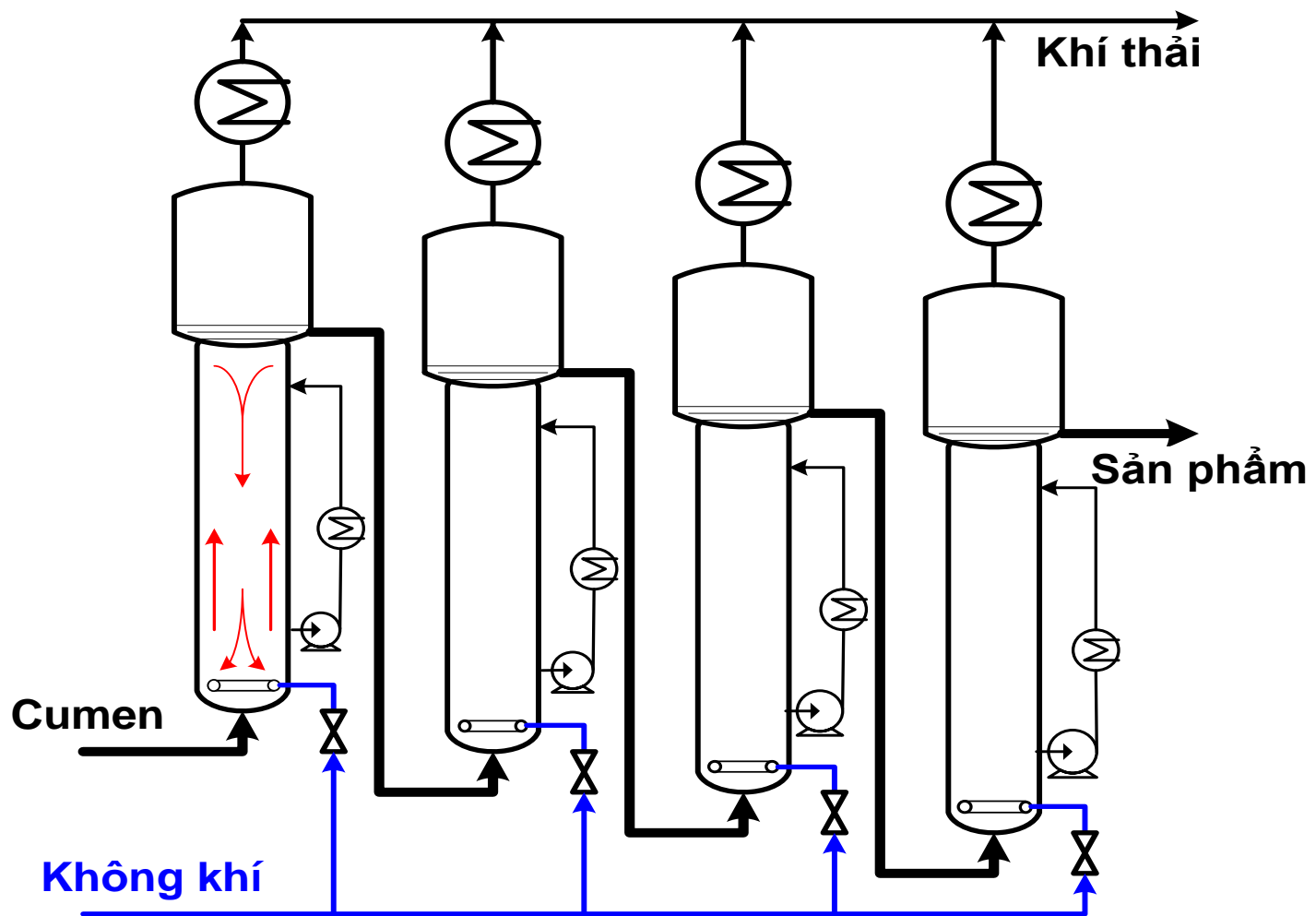


- Như vậy, **phản ứng phụ là chuyển hoá tiếp cumen H/P hay gốc cumen H/P** thành dimethyl phenyl cacbinol, axetophenon và một số hợp chất khác.
- Để hạn chế phản ứng phụ một mặt duy trì **độ chuyển hoá thấp ($X = 20 - 25 \%$)** để giảm nồng độ H/P và gốc H/P trong hỗn hợp phản ứng và **giảm dần nhiệt độ phản ứng** theo mức độ tích tụ H/P trong sản phẩm (nói cách khác, theo mức độ tăng của X), mặt khác TBPU' cần có **TGL của pha lỏng đồng đều.**

- Quá trình oxi hoá cumen là dị thể khí-lỏng xảy ra trong phạm vi động học ở 100 - 130°C (TGL của cumen khoảng từ 2-3 h để đạt X như trên)
- Được tiến hành trong **TBPU' loại sủi bọt** là loại thiết bị có mô hình **dòng chảy gần với KLT** (bọt khí đi lên kéo theo chất lỏng và tạo sự khuấy trộn mạnh trong thiết bị).
- Để **phân bố TGL đồng đều** của chất phản ứng cần dùng **3 - 5 tháp sủi bọt nối tiếp** như hình 6.6.1.
- Sử dụng nhiều thiết bị nối tiếp trong hệ thống còn giúp cho việc chế độ nhiệt độ trong từng thiết bị giảm dần khi X tăng như ở trên.

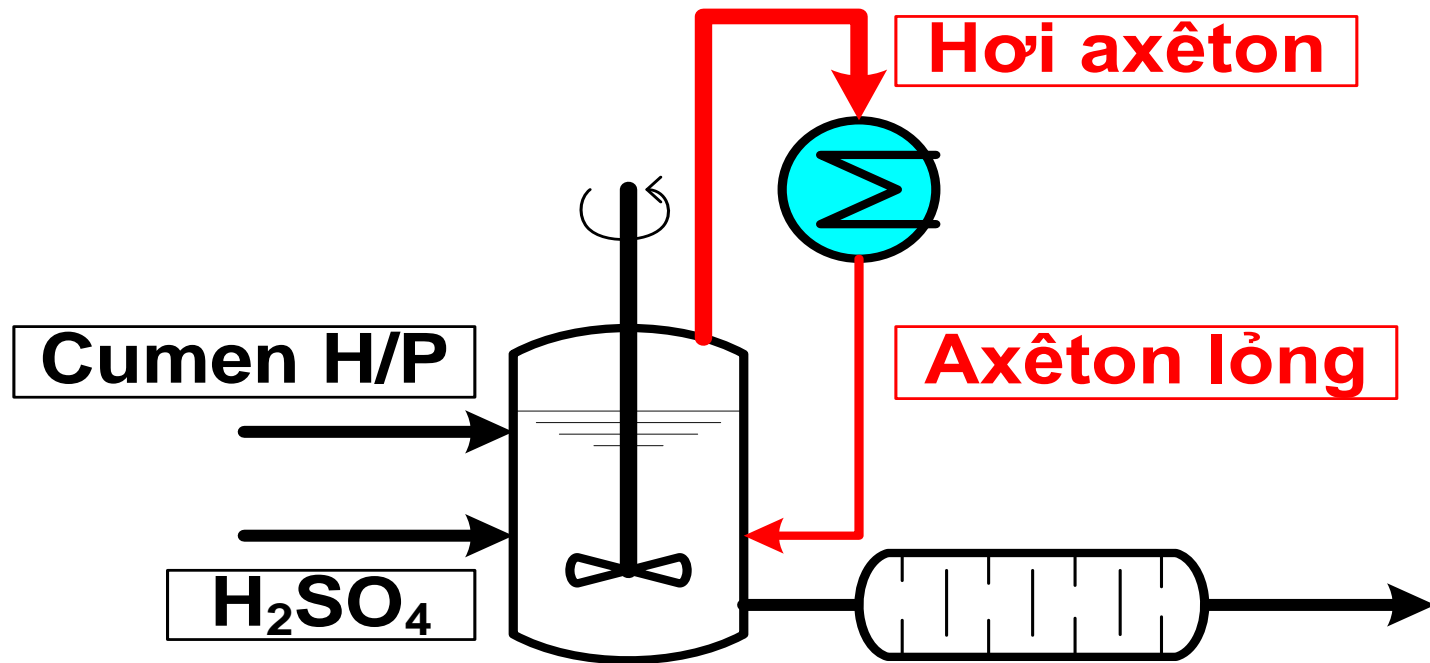
H.6.6.1-Hệ thống TBPU' oxi hoá cumen thành cumen

H/P.

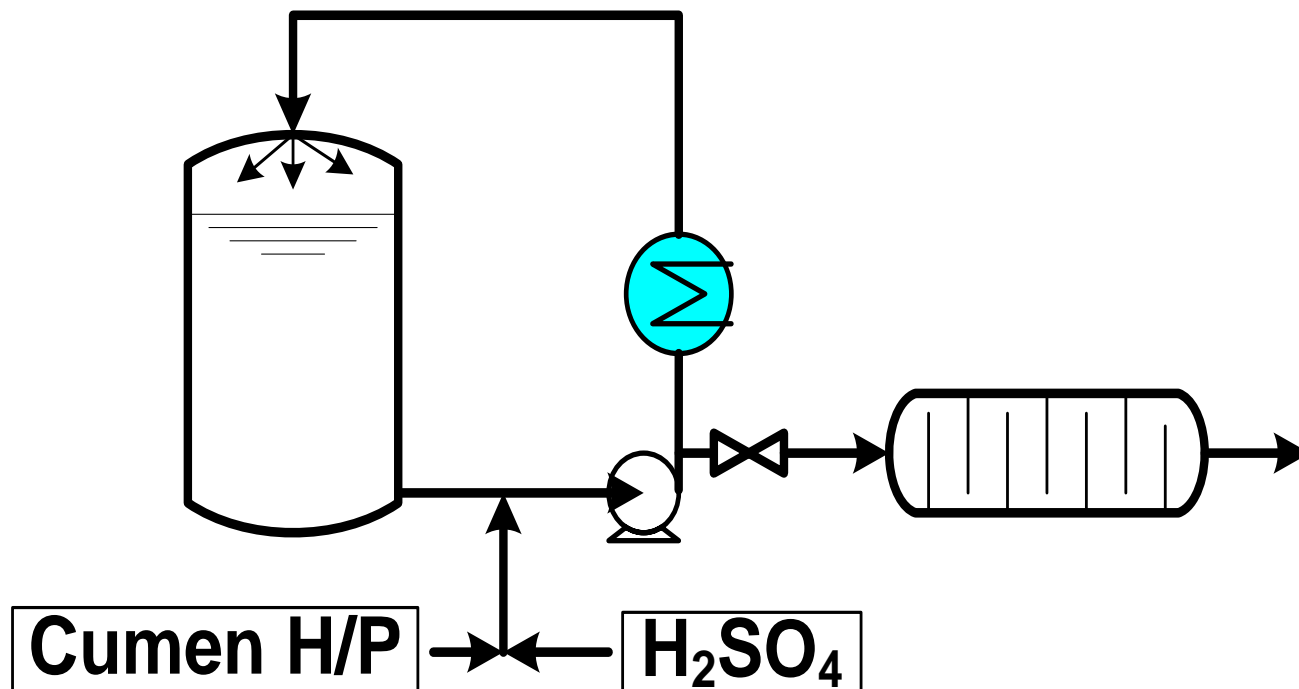


- Phản ứng phân huỷ cumen H/P thành phenol và axeton dưới tác dụng xúc tác axit ở **nhệt độ 50 - 60°C xảy ra với tốc độ lớn, toả nhiều nhiệt ($\Delta H = -253 \text{ KJ/mol}$)**, các sản phẩm phụ chủ yếu là do chuyển hoá dimetyl phenyl cacbinol từ quá trình oxi hoá mang sang.
- Do vậy, hợp lý là tiến hành quá trình ở **TBPU' loại thùng có khuấy, giải nhiệt bằng cách bay hơi axeton** là hợp chất sản phẩm có nhiệt độ sôi xấp xỉ nhiệt độ phản ứng (T sôi của axeton bằng 56,5°C).
- Ngoài ra, một yêu cầu đáng lưu ý nữa của giai đoạn này là độ **chuyển hoá X cao**, nghĩa là H/P được phân huỷ triệt để, tránh rơi vào hệ thống chưng cất phía sau, nên tiếp theo TBPU' thùng có khuấy cần có **thiết bị hoàn thành theo mô hình ĐLT**

H.6.6.2-Hệ thống TBPU' phân huỷ H/P cumen thành phenol và axêton

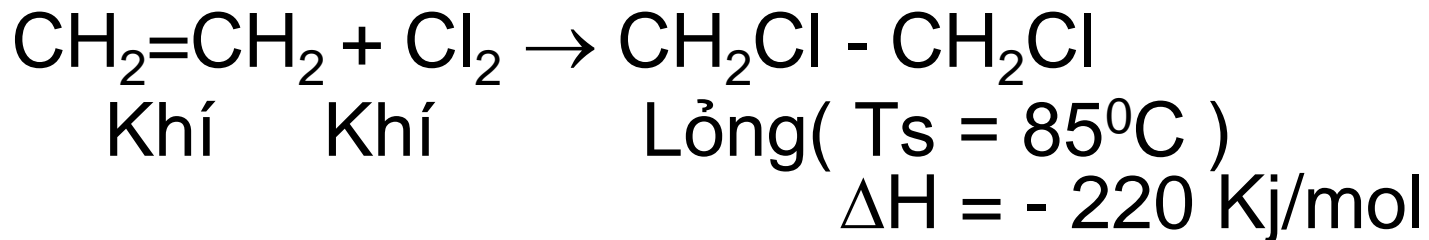


H.6.6.3-Hệ TBPU' phân huỷ H/P theo mô hình dòng tuần hoàn.

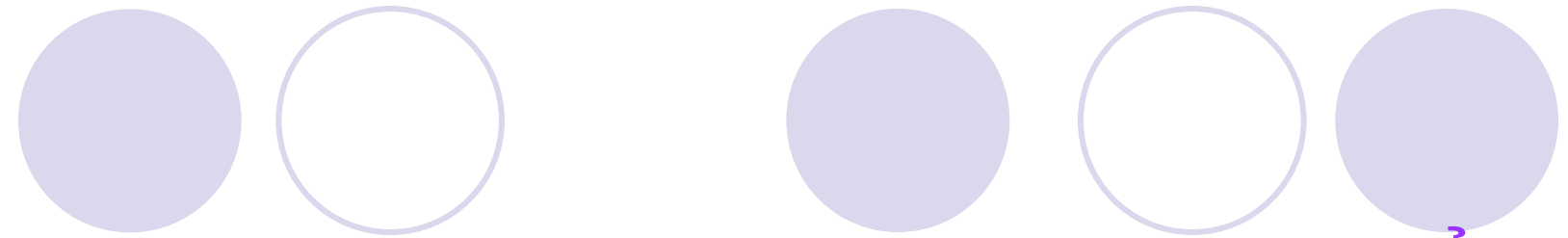


7/Hệ thống TBPU' tổng hợp 1,2 dicloetan (1,2 DCE):

- Phản ứng:



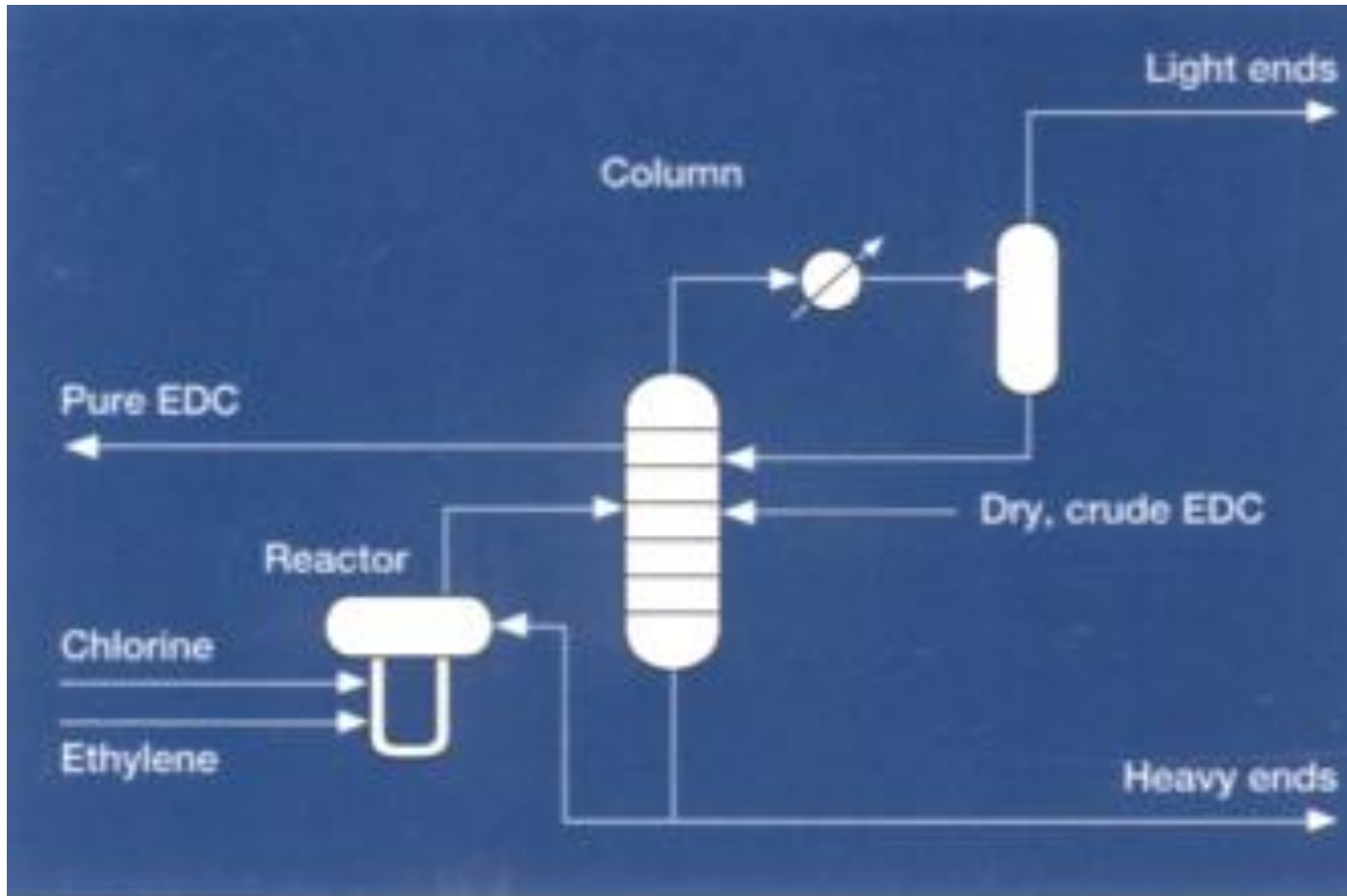
- Thực tế là **phản ứng khí-lỏng**: sục etylen và clo vào 1,2DCE lỏng hoà tan FeCl_3 0,5% với vai trò xúc tác. Phản ứng xảy ra trong pha lỏng với vận tốc cao ngay ở nhiệt độ thường.

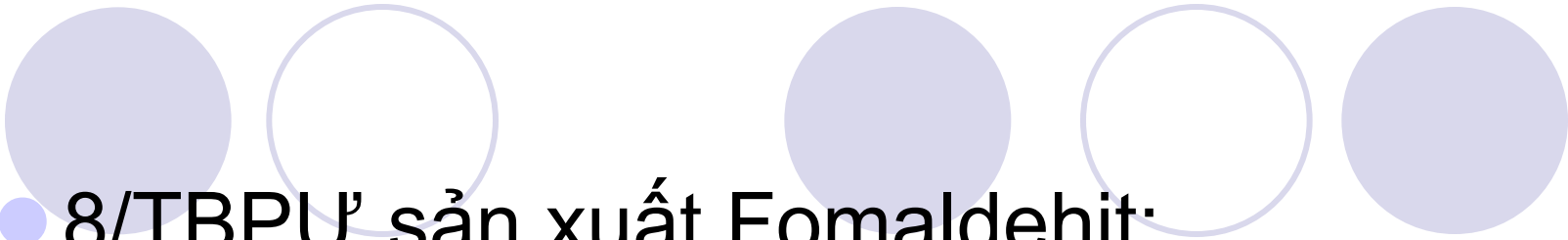


- Như vậy, quá trình có đặc trưng **dị thể khí-lỏng, toả nhiều nhiệt, tiến hành ở nhiệt độ thấp cỡ nhiệt độ sôi của pha lỏng.**
- Ở nhiệt độ hơi cao (80 - 100⁰C) phản ứng phụ clo hoá tiếp thành tricloetan có được tăng cường, vì vậy công nghệ cũ tiến hành clo hoá ở nhiệt độ thấp và giải nhiệt phản ứng bằng nước.

- Đến nay phản ứng phụ theo cơ chế chuỗi gốc đã bị hạn chế bằng cách dùng xúc tác FeCl_3 và clo có chứa oxi, nên có thể **tiến hành ở nhiệt độ cao hơn và sử dụng nhiệt phản ứng (khá lớn) để tách sản phẩm ở dạng hơi** không bị lẫn với xúc tác.
- ♣ Công nghệ tiên bộ nhất dùng **TBPU' dạng CD**, kết hợp với tháp chưng, tận dụng nhiệt phản ứng để tinh chế DCE không chỉ từ thiết bị clo hoá mà từ các bộ phận khác của hệ thống liên hợp, ví dụ từ công đoạn oxiclo hoá hay công đoạn nhiệt phân DCE và tách VC.

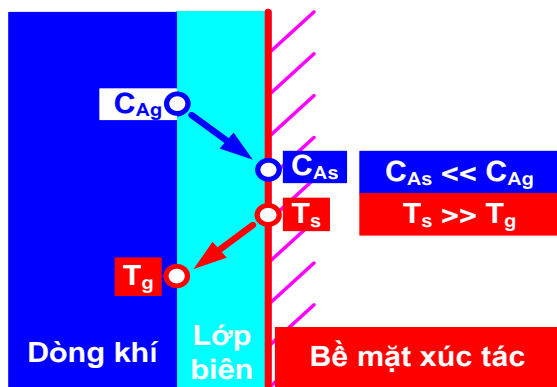
H.6.7. Hệ TBPU tổng hợp 1, 2 DCE ở nhiệt độ cao, tận dụng nhiệt phản ứng tinh chế sản phẩm.



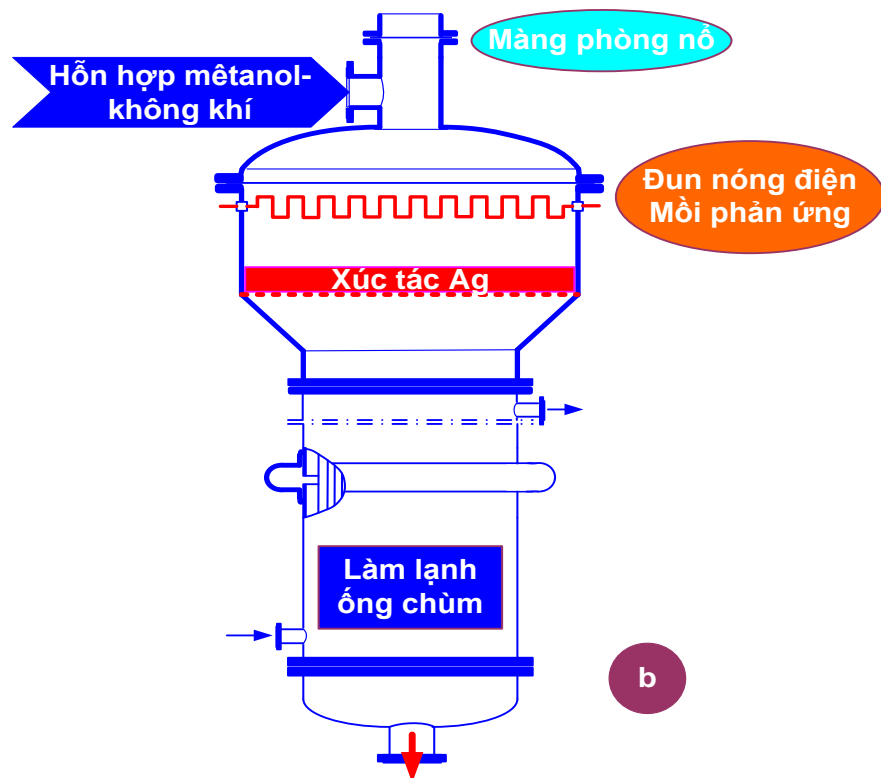
- 
- 8/TBPU' sản xuất Fomaldehit:
 - -Fomaldehit được sản xuất từ metanol bằng quá trình oxi-dehidro hoá trên xúc tác bạc và oxi hoá trên xúc tác oxit Fe-Mo.
 - -Đây là các quá trình pha hơi nên cần tránh tạo hỗn hợp nổ metanol - không khí có thành phần từ 6 đến 40% thể tích metanol.

- a/Công nghệ xúc tác bạc:
- Nhiệt độ phản ứng: 650 - 720⁰C.
- Làm việc trên giới hạn nổ, do đó thiếu oxi cho phản ứng oxi hoá (1) nên có thêm phản ứng chính dehidro hoá metanol
- $\text{CH}_3\text{OH} + 1/2\text{O}_2 \rightarrow \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2\text{O} \quad (1) \quad \Delta H = - 156 \text{ KJ/mol}$
- $\text{CH}_3\text{OH} \leftrightarrow \text{CH}_2\text{O} + \text{H}_2 \quad (2) \quad \Delta H = + 85 \text{ KJ/mol}$
- Tổng nhiệt phản ứng của quá trình là **toả nhiệt, quá trình nằm ở phạm vi khuếch tán ngoài, đoạn nhiệt và tự nhiệt**, điều chỉnh nhiệt độ phản ứng bằng cách pha thêm hơi nước vào hỗn hợp phản ứng.

♣ TBPU' như ở hình 4.10




a

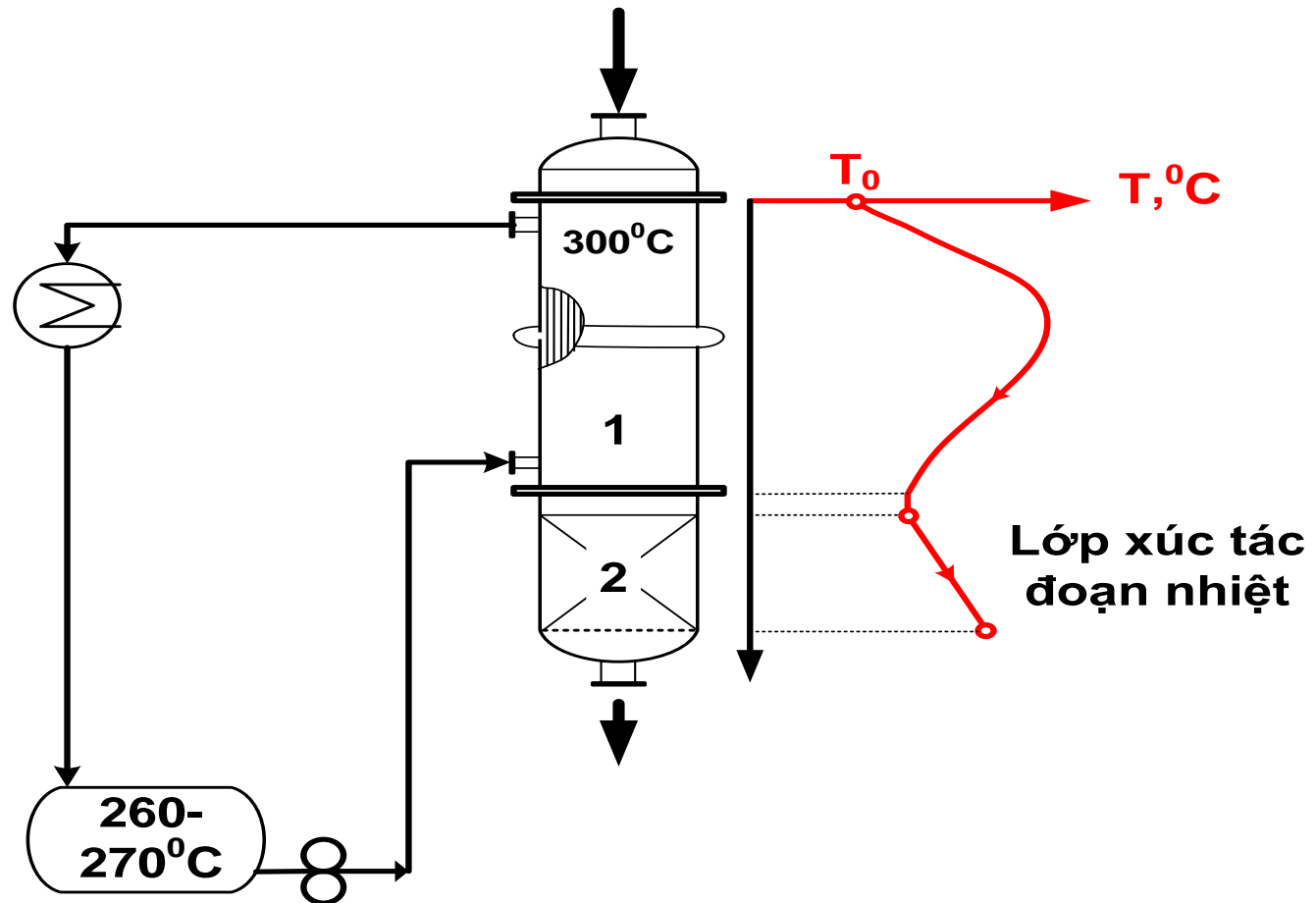


b

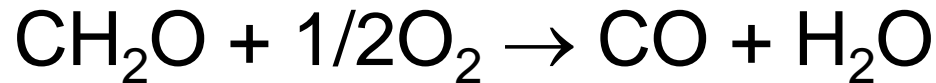
H.4.10- Đặc trưng tự nhiệt của quá trình phản ứng xúc tác phạm vi khuếch tán ngoài. a-Mô hình khuếch tán ngoài. b-TBPU' oxyđêhidro hoá metanol.

- 
- b/Công nghệ xúc tác oxit Fe-Mo:
 - Nhiệt độ phản ứng: 290 - 310⁰C.
 - Làm việc dưới giới hạn nổ (hỗn hợp khoảng 6% thể tích mêtanol), dư oxi nên chỉ có phản ứng oxi hoá (1) toả nhiều nhiệt là phản ứng chính.
 - Xúc tác lớp tĩnh, TBPU' dạng ống chùm (hình 4.22), đường kính ống tương đối nhỏ, cỡ 20 - 25 mm.

Kết quả tối ưu hoá TBPU' của viên xúc tác Nôvôxiбіéc cho thấy rằng hiệu suất phản ứng và kinh tế hơn nếu kết hợp thiết bị ống chùm với lớp xúc tác đoạn nhiệt như ở hình 6.8.



Kết quả nghiên cứu cho thấy, trên xúc tác này ngoài phản ứng chính (1) với năng lượng hoạt hoá $E_1 = 40,67 \text{ KJ/mol}$ còn có phản ứng phụ oxi hoá fomaldehyt thành CO và H_2O với năng lượng hoạt hoá thấp hơn:



(3)

$$\Delta H = -215 \text{ KJ/mol} \quad E_3 = 28,22 \text{ KJ/mol}$$

Do vậy, khi nhiệt độ xuống thấp tốc độ tương đối của phản ứng phụ sẽ tăng lên, hiện tượng này bị hạn chế bằng lớp xúc tác đoạn nhiệt ở cuối TBPU'.

- Qua một số loại TBPU' của các công nghệ hoá dầu thấy rằng, TBPU' được sử dụng trong công nghiệp của một số hãng có thể khác nhau do những giải pháp kỹ thuật mà họ nghiên cứu và áp dụng
- Nhưng về nguyên lý là xuất phát từ **những đặc điểm về động học và nhiệt động của phản ứng, từ những đặc trưng về hoạt tính, nhiệt độ làm việc và độ nhạy của các tính năng của xúc tác vào nhiệt độ, thời gian sống của xúc tác.**
- Những cải tiến, hoàn thiện về TBPU' là kết quả của những thành tựu trong nhiều lĩnh vực khoa học và công nghệ, trong đó có xúc tác, động học, hoá học và lý thuyết về TBPU', mô hình hoá, tối ưu hoá .

TRƯỜNG ĐẠI HỌC BÀ RỊA - VŨNG TÀU
KHOA HÓA HỌC VÀ CÔNG NGHỆ THỰC PHẨM

BÀI GIẢNG THỰC HÀNH
CHUYÊN NGÀNH HÓA DẦU

(Hệ Cao Đẳng và Đại Học)

LỜI NÓI ĐẦU

Các sản phẩm dầu mỏ như xăng, dầu hỏa, dầu diesel, dầu FO, dầu nhờn... là những sản phẩm có mức tiêu thụ rất lớn trên thế giới. Ngày nay, cùng với sự phát triển của khoa học công nghệ, các động cơ khí sử dụng nhiên liệu cũng như thiết bị khí sử dụng vật liệu bôi trơn đòi hỏi cao về chỉ tiêu kỹ thuật. Các quy chuẩn kỹ thuật của nhiên liệu động cơ cũng như vật liệu bôi trơn này được áp dụng đối với các cơ quan, tổ chức, các cá nhân liên quan đến việc nhập khẩu, sản xuất, chế biến, pha chế, phân phối và bán lẻ. Tuy mỗi khu vực, mỗi nước đều có quy chuẩn riêng phù hợp với điều kiện sử dụng, nhưng nhìn chung đều có xu hướng cải thiện cho phù hợp với yêu cầu ngày càng cao của khoa học công nghệ và sự phát triển của động cơ...

*Với mong muốn cung cấp cho sinh viên các kiến thức và phương pháp xác định các chỉ tiêu kỹ thuật của các sản phẩm dầu mỏ dân dụng như xăng ô tô, dầu hỏa, dầu diesel, dầu nhờn và mỡ bôi trơn, nội dung **Bài giảng thực hành chuyên ngành hóa dầu** gồm hai phần:*

Phần 1: Các phương pháp xác định các chỉ tiêu của các sản phẩm dầu mỏ.

Phần 2: Báo cáo thí nghiệm của phần 1.

Các tác giả xin chân thành cảm ơn mọi góp ý của bạn đọc về nội dung, hình thức và chất lượng của các bài thí nghiệm để được hoàn thiện hơn.

Bộ môn công nghệ Hóa học

Trường Đại học Bà Rịa Vũng Tàu

NỘI QUY VÀ YÊU CẦU

Thí nghiệm chuyên ngành Hóa dầu bao gồm các bài thí nghiệm về chỉ tiêu chất lượng của các sản phẩm dầu mỏ như xăng, dầu hỏa, dầu diesel, dầu FO, dầu nhờn, mỡ bôi trơn...là những hợp chất có khả năng cháy nổ rất lớn. Vì vậy yêu cầu đặt ra đối với giảng viên và sinh viên khi thực hành môn học này là:

- 1. Sinh viên có nhiệm vụ chuẩn bị bài ở nhà trước khi tiến hành thí nghiệm theo sự phân công của giảng viên hướng dẫn.*
- 2. Sinh viên phải tuân thủ đúng giờ học theo thời khóa biểu.*
- 3. Sinh viên phải thực hiện an toàn phòng chống cháy nổ theo sự hướng dẫn của giảng viên.*
- 4. Sinh viên không tự ý làm các thí nghiệm khác ngoài bài thí nghiệm yêu cầu.*
- 5. Sinh viên làm vệ sinh thiết bị, tắt hệ thống điện trước khi ra về.*

MỤC LỤC

PHẦN 1: CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH.....	1
BÀI 1: XÁC ĐỊNH THÀNH PHẦN PHẦN ĐOẠN	1
BÀI 2: ÁP SUẤT HƠI BẢO HÒA	5
BÀI 3: XÁC ĐỊNH TỶ TRỌNG	8
BÀI 4: XÁC ĐỊNH ĐỘ NHỚT ĐỘNG HỌC	13
BÀI 5: ĐIỂM ANILIN	16
BÀI 6: XÁC ĐỊNH ĐIỂM CHỚP CHÁY CỐC KÍN	18
BÀI 7: XÁC ĐỊNH ĐIỂM CHỚP CHÁY CỐC HỞ	22
BÀI 8: CẶN CARBON CONRADSON	26
BÀI 9: XÁC ĐỊNH HÀM LƯỢNG NƯỚC.....	30
BÀI 10: XÁC ĐỊNH HÀM LƯỢNG TẠP CHẤT CƠ HỌC.....	33
BÀI 11: ĐỘ ĂN MÒN TẮM ĐỒNG.....	36
BÀI 12: XÁC ĐỊNH ĐIỂM NHỎ GIỌT CỦA MỠ BÔI TRƠN.....	41
BÀI 13: XÁC ĐỊNH ĐỘ KIM XUYÊN CỦA MỠ.....	45
PHẦN 2: BÁO CÁO THÍ NGHIỆM	49

PHẦN 1: CÁC PHƯƠNG PHÁP XÁC ĐỊNH

BÀI 1: XÁC ĐỊNH THÀNH PHẦN PHẦN ĐOẠN

1. Phạm vi ứng dụng.

Phương pháp đo này dựa theo tiêu chuẩn ASTM D86, được áp dụng cho hầu hết các sản phẩm chính của dầu mỏ như xăng ô tô, xăng máy bay, kerosen, dầu DO...ngoại trừ khí hóa lỏng và bitum.

2. Nguyên tắc

Nguyên tắc của phương pháp là chưng cất 100ml sản phẩm trong điều kiện qui định, quan sát và ghi nhận các giá trị nhiệt độ với các thể tích ngưng tụ thu được, từ những số liệu này xây dựng đường chưng cất ASTM.

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 Dụng cụ:

Bộ chưng cất ASTM bao gồm: Hệ thống gia nhiệt và làm lạnh; Bình cầu chưng cất 100 ml theo tiêu chuẩn; Nhiệt kế thủy ngân có thang đo khoảng 300°C; 2 ống đong 100 ml (1 cái lấy mẫu và 1 cái hứng sản phẩm); 1 ống đong 10 ml đựng phần cặn chưng cất.



Hình 1.1 Thiết bị chưng cất ASTM

1- Tủ làm lạnh; 2- Ống hứng sản phẩm; 3- Bộ đỡ ống đong hứng sản phẩm; 4- Vị trí đặt bình cầu; 5- Nút điều chỉnh vị trí cao thấp của bình cầu; 6- Công tắc; 7- Nút điều chỉnh nhiệt độ; 8- Bình cầu tiêu chuẩn.

3.2 Hóa chất: Xăng, dầu hỏa hoặc dầu diesel.

4. Qui trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị dụng cụ và mẫu

Chuẩn bị bể làm lạnh: Cho nước đá cục vào bể làm lạnh. Thêm nước vào bể làm lạnh cho đến khi ngập hoàn toàn ống sinh hàn. Trước khi tiến hành thử nghiệm các mẫu nhẹ (xăng) thì nhiệt độ bể làm lạnh phải nhỏ hơn 5°C.

Chuẩn bị mẫu: Vệ sinh bình cầu bằng cách tráng bình cầu với một ít mẫu. Cho khoảng 2 đến 3 viên đá bọt vào bình cầu. Dùng ống đong lấy chính xác 100ml mẫu cần phân tích cho vào bình cầu.

Lắp nhiệt kế vào bình cầu sao cho bầu thủy ngân nằm ngay tâm của ngã rẽ và quay nhiệt kế ra đối diện để dễ quan sát.

- ❖ *Chú ý khi rót mẫu vào bình cầu phải thật nhanh và giữ bình cầu sao cho ống thoát hơi hướng lên để tránh đổ mẫu ra ngoài. Khi lắp nhiệt kế vào ta nên ấn nhẹ nút cao su cho khít vào bình cầu để tránh tình trạng nhiệt kế bị bung ra khi gia nhiệt.*

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp hệ thống chưng cất

Lắp bình cầu cùng với nhiệt kế vào vị trí chưng cất (vị trí 4) và đặt ống đong sạch (**không phải ống đong lấy mẫu**) vào vị trí hứng mẫu từ ống sinh hàn (vị trí 3).

- ❖ *Khi lắp bình cầu vào vị trí gia nhiệt thì điều chỉnh nút điều chỉnh vị trí cao thấp của bình cầu 5 sao cho nhánh dẫn hơi của bình cầu khớp với ống sinh hàn.*

Bước 2: Xác định điểm sôi đầu

Điều chỉnh tốc độ gia nhiệt (nút điều chỉnh số 7) từ lúc bắt đầu đến khi xuất hiện giọt lỏng đầu tiên chảy ra khỏi đuôi ống sinh hàn:

- Xăng: 5÷10 phút
- Nhiên liệu phân lức, dầu hỏa và diesel nhẹ: 10÷15 phút.
- Diesel nặng: 10 ÷ 20 phút.

Khi xuất hiện giọt lỏng đầu tiên, ta đọc và ghi nhận nhiệt độ trên nhiệt kế (đó là nhiệt độ điểm sôi đầu).

❖ **Lưu ý:** Trước khi có giọt lỏng đầu tiên xuất hiện thì miệng ống sinh hàn không được chạm vào thành ống đong.

Bước 3: Xác định nhiệt độ cất 10%, 20%...90%

Lưu ý: Sau khi xác định được điểm sôi đầu, dịch chuyển ống đong sao cho thành ống đong chạm vào miệng ống sinh hàn.

Từ đây điều chỉnh tốc độ gia nhiệt sao cho tốc độ chưng cất khoảng $4 \div 5$ ml /phút (thường mức gia nhiệt ở $3 \div 5^{\circ}\text{C}$ / phút).

Ghi lần lượt các giá trị nhiệt độ ứng với thể tích sản phẩm cất thu được trong ống đong tại các thời điểm 10, 20, 30, 50, 60, 70, 90ml, tương ứng với nhiệt độ cất 10%, 20%, 30%, 40%, 50%, 60%, 70%, 80%, 90% thể tích.

Bước 4: Xác định điểm sôi cuối

Sau khi chưng cất được 90ml, điều chỉnh tốc độ gia nhiệt sao cho thời gian từ lúc chưng cất được 90ml đến khi kết thúc chưng cất là $3 \div 5$ phút (thông thường mức gia nhiệt ở $4 \div 4,5^{\circ}\text{C}$ /phút).

Tiếp tục gia nhiệt nhưng khi thấy cột thủy ngân của nhiệt kế dâng lên một độ cao nào đó rồi bắt đầu hạ xuống thì ghi nhận nhiệt độ cao nhất này (đó chính là điểm sôi cuối).

Tắt thiết bị gia nhiệt, chờ nhiệt độ trên nhiệt kế của bình cầu hạ xuống dưới 40°C ta đọc thể tích thu được trong ống đong (gọi là thể tích cất V_{ng}).

Bước 5: Xác định lượng cặn

Lấy bình cầu ra một cách cẩn thận như lúc gắn vào.

Phần còn lại trong bình cầu rót vào ống đong 5ml để xác định cặn còn lại ở nhiệt độ $20 \pm 3^{\circ}\text{C}$ (gọi là thể tích cặn V_c).

Bước 6: Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm.

Mẫu sau khi tiến hành thí nghiệm được đổ vào nơi qui định. Ngâm bình cầu trong dung dịch xà phòng, dùng cọ rửa sạch cặn bám lại trong bình cầu, rửa lại bằng nước nhiều lần cho sạch. Dùng dung môi axeton tráng lại bình cầu rồi đem sấy khô.

6. Sai số cho phép

Yêu cầu kết quả giữa hai lần chưng cất cho phép sai số như sau:

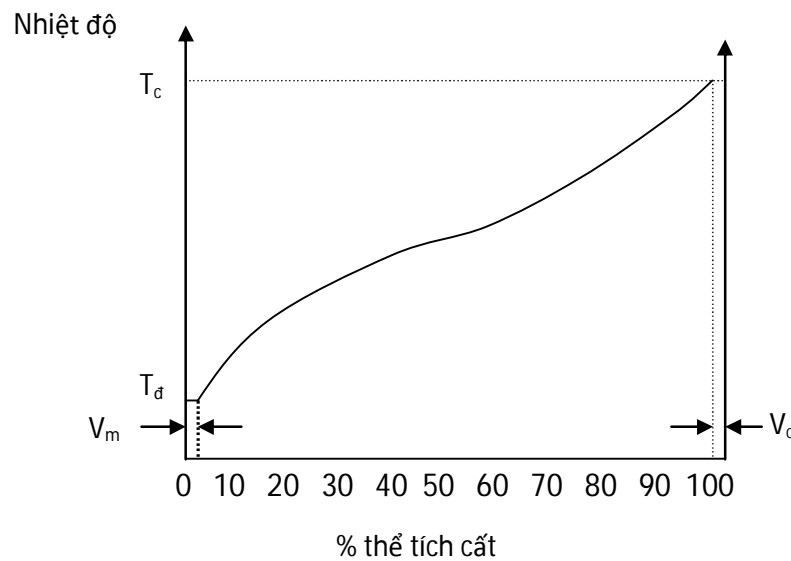
- Nhiệt độ sôi đầu: 4°C
- Nhiệt độ sôi cuối và các điểm trung gian: 2°C
- Thể tích cặn: 0,2ml

7. Kết quả tính toán

Thông thường tổng thể tích hứng được và phần cặn là không bằng với 100ml nạp vô lúc ban đầu. Người ta gọi thể tích phần mất mát (V_m). là:

$$V_m = 100 - (V_{ng} + V_c)$$

Từ kết quả thu được ta xây dựng đường chưng cất ASTM đã hiệu chỉnh phần mất mát có dạng như sau:



Hình 1.2: Đường chưng cất ASTM

BÀI 2: ÁP SUẤT HƠI BẢO HÒA

1. Phạm vi ứng dụng

Thử nghiệm này dựa theo tiêu chuẩn ASTM D323, đặt biệt sử dụng cho xăng động cơ, nhiên liệu phản lực.

2. Nguyên tắc

Xác định áp suất hơi REID của một sản phẩm dầu mỏ cho trước là đo áp suất hơi tạo ra bởi hơi do sản phẩm đó sinh ra khi chứa trong một bình tiêu chuẩn tại nhiệt độ 37,8 °C (100 °F) (bom REID).

3. Thiết bị hóa chất

3.1 Dụng cụ: Hệ thống đo áp suất hơi bão hòa gồm bom Reid, hệ thống ổn nhiệt bằng nước, bình đựng mẫu, ống lấy mẫu.

3.2 Hóa chất: xăng A92.



1. Hệ thống ổn nhiệt; 2. Đồng hồ đo áp suất; 3. Khoang hơi; 4. Khoang chứa mẫu

Hình 2.1: Bộ dụng cụ đo áp suất hơi bão hòa

4. Quy trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu

Chuẩn bị bể điều nhiệt: Điều chỉnh nhiệt độ của bể điều nhiệt đạt $37,8^{\circ}\text{C}$. Nhiệt độ này đạt được khi dùng nhiệt kế thủy ngân đo nhiệt độ của nước trong hệ thống ổn nhiệt. Mục nước trong bể điều nhiệt đạt tới gờ chảy tràn của hệ thống điều nhiệt.

Chuẩn bị khoang lỏng: Nhúng ngập khoang lỏng đang ở vị trí thẳng đứng và ống truyền mẫu trong bể có nhiệt độ từ $0 \div 1^{\circ}\text{C}$ trong khoảng ít nhất 10 phút.

Chuẩn bị khoang hơi: Nhúng ngập khoang hơi sau khi nối với áp kế đo trong bể nước có nhiệt độ $37,8 \pm 1^{\circ}\text{C}$ sao cho đỉnh ngập dưới mặt nước ít nhất 25,4 mm trong thời gian không ít hơn 10 phút trước khi nối với khoang lỏng.

Chuẩn bị mẫu: Xăng A92 được cho vào bình đựng mẫu dung tích 1lit, đặt bình chứa mẫu vào tủ lạnh trong khoảng 30 phút để mẫu đạt nhiệt độ $0 \div 1^{\circ}\text{C}$.

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Khi đã chuẩn bị sẵn sàng, nhanh chóng đổ mẫu vào khoang lỏng đến tràn (dùng ống nhựa theo phương pháp xiphông).

Bước 2: Lắp khoang hơi và khoang lỏng lại với nhau càng nhanh càng tốt (thời gian khoảng 20 giây).

Bước 3: Lật úp cụm thiết bị đã lắp ráp để cho mẫu chảy từ khoang lỏng vào khoang hơi. Lắc mạnh và lật lên lật xuống 8 lần. Để đồng hồ đo áp kế lên phía trên, nhúng toàn bộ thiết bị đã lắp ráp ngập toàn bộ vào bể điều nhiệt ở nhiệt độ $37,8 \pm ^{\circ}\text{C}$.

Bước 4: Theo dõi sự rò hơi của thiết bị (để ý ở các chỗ nối) trong suốt quá trình thử nghiệm và hủy bỏ phép thử nghiệm khi phát hiện có rò rỉ.

Bước 5: Sau khi thiết bị đã được đặt vào bể điều nhiệt ít nhất 5 phút, gõ nhẹ vào áp kế (nếu sử dụng áp kế đồng hồ) rồi ghi lại giá trị đọc được trên áp kế.

Bước 6: Nhấc thiết bị ra khỏi bể điều nhiệt và lặp lại thao tác ở bước 3. Sau ít nhất 2 phút đọc và ghi lại áp suất với thao tác như mô tả ở bước 5. Tiếp tục thao tác này nhưng không dưới 5 lần cho đến khi 2 giá trị liên tiếp cuối cùng giống nhau, nghĩa là cân bằng đã được thiết lập.

Bước 7: Tháo từng phần thiết bị, lấy sạch mẫu ra khỏi khoang lỏng và khoang hơi. Tráng cả hai khoang vài lần bằng acetone, sau đó thổi khí khô để làm khô khoang, rồi chuẩn bị cho lần đo kế tiếp.

5. Sai số cho phép

Sự chênh lệch giữa hai kết quả thu được đối với xăng có áp suất hơi Reid nhỏ hơn 180 kPa (26Psi).

Áp suất hơi		Độ lặp lại	
kPa	pSi	kPa	pSi
0÷35	0÷5	0,7	0,10
35÷100	2÷15	3,2	0,46
110÷180	16÷26	2,1	0,3

6. Kết quả tính toán

Tiến hành thí nghiệm 2 lần lấy kết quả

BÀI 3: XÁC ĐỊNH TỶ TRỌNG

1. Phạm vi ứng dụng

Theo tiêu chuẩn ASTM D1298, phương pháp dùng phù kế xác định nhanh chóng tỷ trọng của dầu mỏ và các sản phẩm của dầu mỏ ở dạng lỏng. Phương pháp này không áp dụng cho các sản phẩm dầu nhẹ, bay hơi nhanh như ete dầu hỏa và các thành phần nhẹ khác.

2. Nguyên tắc

Dựa trên cơ sở định luật Acsimet. Sự nổi lên của phù kế trong lòng một chất lỏng phụ thuộc vào tỷ trọng của chất lỏng đó. Tỷ trọng được xác định theo mép tiếp xúc của bề mặt chất lỏng và thang chia độ trên phù kế.

3. Dụng cụ hóa chất

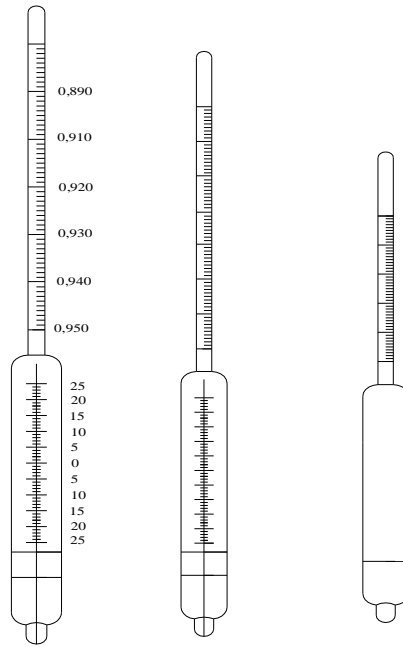
3.1 Dụng cụ:

Phù kế được chuẩn hóa theo giá trị của tỷ trọng d_{4}^{20} (tùy thuộc vào nhà sản xuất).

Phù kế có giá trị phân chia trên thang 0,0001 đến 0,0005 g/cm³, có khoảng đo phù hợp với tỷ trọng của sản phẩm cần thử nghiệm (Hình 2.1).

Ống đong hình trụ có kích thước đường kính phải lớn hơn kích thước đường kính của phù kế ít nhất 25mm và chiều cao sao cho khi thả phù kế vào ống đong hình trụ có mẫu thì điểm thấp nhất của phù kế phải cách đáy ống ít nhất 25mm.

Nhiệt kế 0÷50°C, độ chia 0,5°C.



Hình 3.1: Các loại phễu kế

- a) Phễu kế có giá trị phân độ 0.0005g/cm^3 có nhiệt kế kèm theo.
- b) Phễu kế có giá trị phân độ 0.0010g/cm^3 có nhiệt kế kèm theo.
- c) Phễu kế có giá trị phân độ 0.0010g/cm^3 không có nhiệt kế.

3.2 Hóa chất: dầu hỏa, dầu DO, dầu nhờn...

4. Quy trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu thử

Trộn đều mẫu thử để đạt nhiệt độ gần với nhiệt độ môi trường ($\pm 3^\circ\text{C}$). Môi trường có thể tạo ra bằng một bể nước và giữ nhiệt độ trong suốt thời gian xác định. Nhiệt độ quy định khoảng $20^\circ\text{C} \pm 1^\circ\text{C}$.

Rót cẩn thận mẫu thử vào ống đong hình trụ sạch, khô sau đó đặt ở vị trí thẳng bằng không có gió thổi. Các mẫu có độ nhớt cao dễ tạo bọt khí trên bề mặt của nó, có thể phá bọt bằng cách đưa một mảnh giấy lọc sạch chạm vào các bọt khí này.

4.2 Tiến hành thí nghiệm

4.2.1 Với các sản phẩm dầu mỏ có độ nhớt nhỏ hơn 200 cSt ở 50°C .

Bước 1: Cho từ từ phù kế sạch và khô vào mẫu cần thí nghiệm. Chú ý sao cho phù kế không chạm vào thành trong của ống đong.

Bước 2: Cầm phía trên tỷ trọng kế rồi thả từ từ vào ống đong đựng mẫu. Tránh để mẫu thấm ướt phần không chìm của tỷ trọng kế.

Bước 3: Dùng nhiệt kế khuấy mẫu liên tục (tránh để mẫu thấm ướt phần không chìm của tỷ trọng kế). Khi nhiệt độ đạt cân bằng, ghi nhiệt độ của mẫu và lấy nhiệt kế ra.

Bước 4: Kéo tỷ trọng kế lên khỏi chất lỏng khoảng 2 vạch chia và sau đó thả xuống. Để cho tỷ trọng kế nổi tự do, tránh chạm vào thành ống đong.

Bước 5: Khi tỷ trọng kế đứng yên, đặt mắt ở vị trí hơi thấp hơn mực chất lỏng và đưa lên từ từ cho đến khi ngang bằng với mặt thoáng của chất lỏng (hình 2.2) rồi ghi giá trị đọc được trên thang chia tỷ trọng kế.

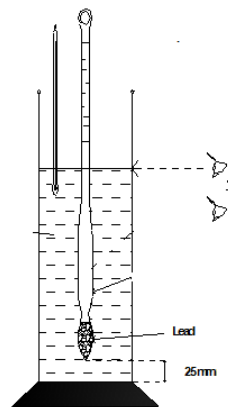
Ngay sau đó lại dùng nhiệt kế khuấy cẩn thận rồi ghi nhiệt độ của mẫu thử. Nếu nhiệt độ này khác với nhiệt độ trước hơn $0,5^{\circ}\text{C}$; đo lại tỷ trọng.

Tiến hành thí nghiệm hai lần.

Bước 6: Sau khi đo tỷ trọng xong, lấy tỷ trọng ra lau bằng khăn mềm hoặc giấy mềm, cất vào hộp đựng tỷ trọng, tránh vỡ tỷ trọng.

4.2.2 Với các sản phẩm dầu mỏ có độ nhớt lớn hơn 200 cSt ở 50°C .

Đối với các loại sản phẩm này, tiến hành pha loãng gấp đôi bằng dầu hỏa trước khi xác định mật độ. Sau đó tiến hành đo như ở 4.2.1.



Hình 3.2 Đo tỷ trọng

5. Tính toán kết quả

5.1 Với các sản phẩm dầu mỏ có độ nhớt nhỏ hơn 200 cSt ở 50°C.

Tỷ trọng tương đối d_4^{20} của sản phẩm dầu mỏ ở 20°C được tính theo công thức sau:

$$d_4^{20} = d_4^t + \gamma (t - 20)$$

Trong đó:

- d_4^t là tỷ trọng tương đối của sản phẩm dầu mỏ ở nhiệt độ thí nghiệm $t^\circ\text{C}$.
- γ là hệ số hiệu chỉnh đối với sự giãn nở của sản phẩm khi thay đổi 1°C (tra bảng 1).
- t là nhiệt độ lúc thử nghiệm, $^\circ\text{C}$.

5.2 Với các sản phẩm dầu mỏ có độ nhớt lớn hơn 200 cSt ở 50°C.

Tỷ trọng tương đối của sản phẩm dầu mỏ d được tính theo công thức sau:

$$d = 2d_1 - d_2$$

Trong đó:

d_1 là tỷ trọng tương đối của hỗn hợp sản phẩm và dầu hỏa dùng để pha loãng ở nhiệt độ xác định.

d_2 là tỷ trọng tương đối của dầu hỏa ở cùng một nhiệt độ.

Bảng 1:

Tỷ trọng	γ	Tỷ trọng	γ	Tỷ trọng	γ
0,7500-0,7599	0,000831	0,8000-0,8099	0,000765	0,8550-0,8599	0,000669
0,7600-0,7699	0,000818	0,8100-0,8199	0,000752	0,8600-0,8699	0,000686
0,7700-0,7799	0,000805	0,8200-0,8299	0,000738	0,8700-0,8799	0,000673
0,7800-0,7899	0,000792	0,8300-0,8399	0,000725	0,8800-0,8899	0,000660
0,7900-0,7999	0,000778	0,8400-0,8499	0,000712	0,8900-0,8999	0,000647

6. Sai số cho phép

Kết quả cuối cùng của phép đo là trung bình cộng số học của các kết quả của các lần xác định song song. Chênh lệch cho phép giữa các lần song song không vượt quá giới hạn trong bảng 2.

Bảng 2:

Mẫu thí nghiệm	Chênh lệch giữa các lần xác định song song	
	Phù kế có giá trị phân chia 0,0010g/cm ³	Phù kế có giá trị phân chia 0,0005g/cm ³
1. Sản phẩm dầu mỏ có độ nhớt lớn hơn 200 cSt ở 50°C.	0,002	0,001
2. Sản phẩm dầu mỏ có độ nhớt lớn hơn 200 cSt ở 50°C.	0,008	0,004

BÀI 4: XÁC ĐỊNH ĐỘ NHỚT ĐỘNG HỌC

1. Phạm vi ứng dụng

Theo tiêu chuẩn ASTM D445, phương pháp này quy định cách xác định độ nhớt động học của các sản phẩm dầu mỏ lỏng trong suốt và không trong suốt.

Phương pháp này không áp dụng để đo độ nhớt của bitum.

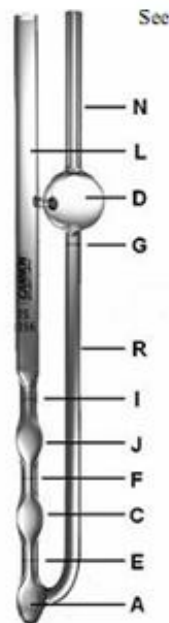
2. Nguyên tắc

Đo thời gian (tính bằng giây) của một thể tích xác định của chất lỏng chảy qua mao quản của nhớt kế chuẩn, dưới tác dụng của trọng lực ở nhiệt độ xác định. Độ nhớt động học là tích số của thời gian chảy đo được và hằng số hiệu chuẩn của nhớt kế.

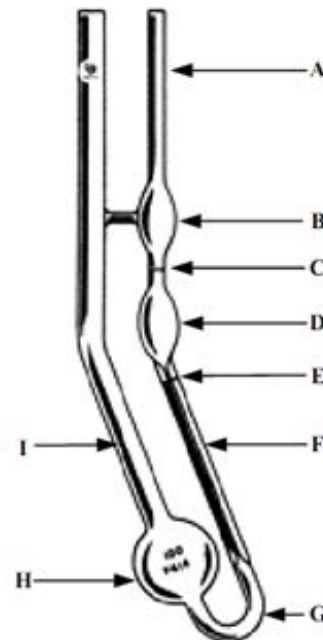
3. Dụng cụ hóa chất

3.1 Dụng cụ

Nhớt kế mao quản thủy tinh phù hợp với độ nhớt, nhiệt độ đo của mẫu xác định; Bóp cao su; Đồng hồ bấm giây; Bể ổn nhiệt.



Nhớt kế mao quản loại R



Nhớt kế mao quản loại C

Hình 4: Các loại nhớt kế mao quản

3.2 Hóa chất:

Dầu DO, hoặc dầu nhớt... dùng làm mẫu, axeton dùng tráng rửa nhớt kế.

4. Qui trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu thử và điều kiện thử

Chuẩn bị mẫu thử: Mẫu được lắc đều trước khi thí nghiệm. Nếu trong mẫu có các hạt lơ lửng phải lọc qua rây 75 μ m để tránh làm nghẽn mao quản nhớt kế.

Xử lý nhiệt với mẫu sẫm màu, đặc: sấy mẫu ở 60 °C trong 1 giờ, lắc đều và rót vào chai thủy tinh khoảng 40ml đầy nắp ngâm vào nước sôi 30 phút, lắc và lọc qua rây 75 μ m, lấy mẫu lọc qua rây để đo.

Nhớt kế dùng đo FO phải sấy nóng ở 100 °C trước khi nạp mẫu.

Chuẩn bị điều kiện thử: Điều chỉnh bộ ổn nhiệt của bể đo độ nhớt để duy trì nhiệt độ cần thử nghiệm. Theo dõi bộ phận ổn nhiệt của bể bằng các nhiệt kế thủy ngân (cắm sẵn trong bể) để đảm bảo nhiệt độ bề dao động trong điều kiện thử nghiệm $\pm 0,02^{\circ}\text{C}$.

Lựa chọn nhớt kế: Tùy theo loại sản phẩm dầu mỡ, lựa chọn nhớt kế sao cho phù hợp với giới hạn đo cho phép của nhớt kế.

Cách nạp mẫu vào nhớt kế:

Đối với nhớt kế mao quản loại R, nạp 10ml mẫu vào nhánh L của nhớt kế.

Đối với nhớt kế mao quản loại C, nạp 7ml mẫu vào nhánh I của nhớt kế.

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Chuẩn bị hệ thống

Giữ nhiệt độ bể điều nhiệt ổn định theo yêu cầu nhiệt độ thí nghiệm.

Nhớt kế đã được nạp mẫu giữ trong bể điều nhiệt khoảng 30 phút để đảm bảo đạt đến nhiệt độ cần xác định độ nhớt.

Bước 2: Tiến hành đo độ nhớt

Đối với nhớt kế mao quản loại R: Dùng bóp cao su đẩy cho mực chất lỏng trong mao quản nhánh L xuống thấp hơn vị trí vạch E khoảng 5 mm. Để chất lỏng chảy tự do và dùng

đồng hồ bấm giây xác định thời gian chất lỏng chảy từ vị trí vạch E lên đến vị trí vạch F. Ghi khoảng thời gian chảy giữa hai vạch này để tính độ nhớt. Ghi các số liệu để đưa vào tính toán.

Đôi với nhớt kế mao quản loại C: Dùng bóp cao su đẩy cho mực chất lỏng trong mao quản nhánh I lên trên vị trí vạch C khoảng 5 mm. Để chất lỏng chảy tự do và dùng đồng hồ bấm giây xác định thời gian chất lỏng chảy từ vị trí vạch C xuống vị trí vạch E. Ghi khoảng thời gian chảy giữa hai vạch này để tính độ nhớt. Ghi các số liệu để đưa vào tính toán.

Bước 3: *Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm*

Mẫu được đổ vào nơi qui định. Nhớt kế được rửa nhiều bằng dung môi là toluen hoặc xylen. Dùng pipét lấy khoảng 10ml dung môi cho vào nhớt kế, dùng bóp cao su hút đẩy rửa sạch mẫu trong nhớt kế nhiều lần. Tráng lại bằng dung môi Axeton rồi sấy khô.

5. Tính toán kết quả

Tính độ nhớt động học v theo công thức:

$$v = C.t$$

Trong đó:

- v: độ nhớt động học, tính bằng cSt hay mm^2/s .
- C: hằng số của nhớt kế, mm^2/s^2 .
- T: thời gian chảy, s.

6. Sai số

Độ lặp lại không quá 0,35% giá trị trung bình.

Độ tái lặp không quá 0,70% giá trị trung bình.

BÀI 5: ĐIỂM ANILIN

1. Phạm vi ứng dụng

Phương pháp đo điểm anilin dựa theo tiêu chuẩn ASTM D611 được dùng để xác định cho các loại dung môi dầu mỏ và đặc biệt là dầu DO để tính chỉ số Cetan.

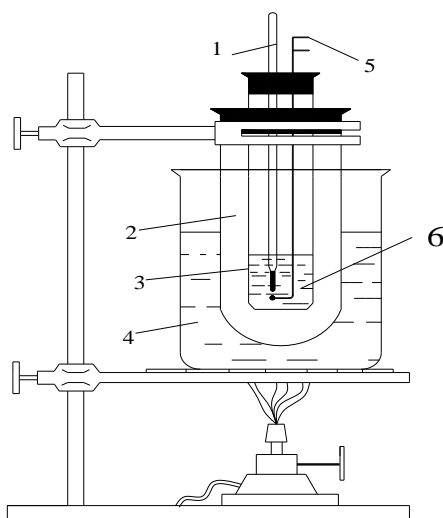
2. Nguyên tắc

Một hỗn hợp gồm hai thành phần là hỗn hợp hydrocacbon và anilin không tan trong nhau chia thành 2 lớp, khi tăng nhiệt độ lên thì hỗn hợp trở thành đồng nhất (tan hoàn toàn). Khi làm nguội từ từ, đến một nhiệt độ xác định nào đó hỗn hợp lại bắt đầu phân lớp, biểu hiện bằng hiện tượng hóa đục của dung dịch. Nhiệt độ ứng với thời điểm xuất hiện hiện tượng đục này gọi là điểm anilin.

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 Dụng cụ:

Bộ dụng cụ đo điểm anilin (Hình 7).



Hình 5: Thí nghiệm xác định điểm anilin

1. Nhiệt kế thủy ngân; 2. Ống bao; 3. Ống đựng mẫu; 4. Nước; 5. Que khuấy; 6. Hỗn hợp mẫu

3.2 Hóa chất: Anilin, dầu DO

4. Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Chuẩn bị mẫu

Dùng pipet hút lấy 10ml anilin và 10ml dầu DO vào trong ống nghiệm. Đậy nút liê có cảm nhiệt kế sao cho bầu thủy ngân nằm ngay bề mặt phân chia giữa hai chất lỏng. Cắm thêm vào ống một đũa khuấy. Lồng ống nghiệm vào trong ống bao ngoài, rồi ngâm cả hai ống vào trong cốc đựng nước , đặt cốc lên thiết bị gia nhiệt.

Bước 2: Tiến hành đo điểm anilin

Đun nóng cốc với tốc độ $1\div 3^{\circ}\text{C}/\text{phút}$, vừa đun vừa khuấy đều. Quan sát hỗn hợp lỏng trong ống nghiệm, lúc đầu hệ vẫn đục cho đến khi trở thành trong suốt chứng tỏ hỗn hợp hòa tan hoàn toàn. Chú ý nhiệt độ này. Tắt bếp để nguội, vẫn tiếp tục khuấy đều và quan sát, khi hệ bắt đầu vẫn đục thì ghi ngay nhiệt độ tại thời điểm đó. Đó chính là điểm anilin.

Lặp lại quá trình trên, chênh lệch giữa hai lần đo không quá $0,5^{\circ}\text{C}$. Nếu vượt quá phải làm lại.

Bước 3: Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm

Tắt nguồn nhiệt, đổ mẫu vào nơi qui định (*không được đổ vào nơi chứa mẫu ban đầu*). Rửa ống nghiệm bằng dung môi toluen hoặc xylen. ***Lưu ý không dùng dung môi là Axeton để rửa ống nghiệm.***

5. Xử lý kết quả

Giá trị điểm anilin là kết quả trung bình cộng.

Từ điểm anilin tính ra chỉ số Diesel theo công thức sau:

$$\text{Chỉ số Diesel} = \frac{\text{Điểm anilin } (^{\circ}\text{F}) \times \text{Tỷ trọng } (^{\circ}\text{API})}{100}$$

Từ chỉ số Diesel có thể suy ra chỉ số Cetan nhờ đường cong thực nghiệm hay theo công thức gần đúng sau:

$$\text{Chỉ số Cetan} = 0,77 \times \text{Chỉ số Diesel} + 10$$

BÀI 6: XÁC ĐỊNH ĐIỂM CHỚP CHÁY CỐC KÍN

1. Phạm vi ứng dụng

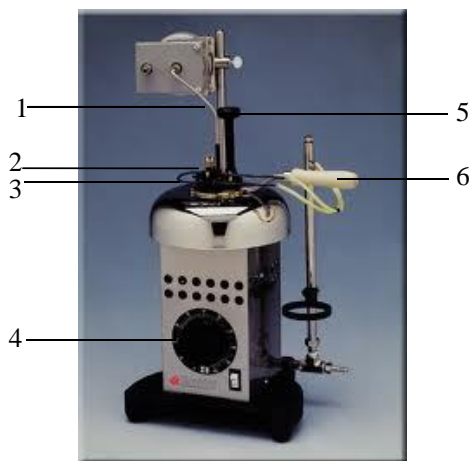
Có nhiều thí nghiệm về điểm chớp cháy cốc kín. Thí nghiệm này được xác định theo tiêu chuẩn ASTM D56. Phương pháp này được sử dụng xác định điểm chớp cháy cho các sản phẩm dầu mỏ trong khoảng nhiệt độ $< 90^{\circ}\text{C}$, ngoại trừ các bitum lỏng và những chất lỏng có khuynh hướng tạo thành màng trên bề mặt.

2. Nguyên tắc

Nguyên tắc của phương pháp là mẫu được đặt trong thiết bị thí nghiệm với nắp đóng và được gia nhiệt ở một tốc độ truyền nhiệt ổn định; một ngọn lửa nhỏ có kích thước tiêu chuẩn được đưa vào cốc ở phạm vi quy định. Điểm chớp cháy ghi nhận là nhiệt độ thấp nhất mà tại đó dưới tác dụng của ngọn lửa thử hỗn hợp hơi nằm ở phía trên mẫu thử đủ để trở nên bắt lửa chớp cháy.

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 *Dụng cụ*: Bộ dụng cụ xác định nhiệt độ chớp cháy cốc kín.



Hình 6: Thiết bị đo nhiệt độ chớp cháy cốc kín

1. Cán khuấy; 2. Vị trí lắp nhiệt kế; 3. Que thử lửa; 4. Nút điều chỉnh nhiệt độ; 5. Tay vận; 6. Tay cầm cốc

3.2 Hóa chất:

Dầu DO, dầu hỏa...

4. Qui trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu thử và thiết bị

Chuẩn bị mẫu thử:

Cần ít nhất 75ml mẫu cho mỗi lần thử. Khi lấy mẫu đầu cặn, bình chứa mẫu phải chứa từ 85 ÷ 95% mẫu. Đối với các loại mẫu khác phải chứa ít nhất 50 ÷ 85% mẫu.

Các mẫu thử tiếp theo phải lấy từ cùng một bình chứa mẫu, mẫu thứ hai phải lấy từ bình chứa không chứa ít hơn 50% mẫu. Không mở bình chứa mẫu khi không cần thiết để tránh mất phần nhẹ hay hấp thụ hơi nước. Bảo quản mẫu ở nhiệt độ không quá 35°C. Bình chứa mẫu phải có nắp trong. Với mẫu lỏng phải làm lạnh mẫu và rót mẫu ở nhiệt độ thấp hơn nhiệt độ chớp cháy dự kiến 18°C.

Không chứa mẫu trong bình thẩm thấu khí. Mẫu quá đặc phải được gia nhiệt trong bình chứa đủ để chảy lỏng trong 30 phút ở nhiệt độ thấp nhất không vượt quá 28°C dưới điểm chớp cháy dự kiến. Nếu mẫu vẫn chưa chảy lỏng có thể gia nhiệt thêm 30 phút nữa. Sau đó lắc nhẹ theo phương nằm ngang để trộn đều trước khi chuyển mẫu vào cốc thử.

Mẫu chứa nước hòa tan hay tự do cần được tách nước bằng CaCl₂ hay bằng cách lọc qua giấy lọc.

Chuẩn bị thiết bị:

Đặt thiết bị trên bàn vững chắc tránh nơi gió lùa, không sử dụng trong tủ hút đang làm việc.

Làm sạch và khô cốc thử và các bộ phận phụ trợ khác trước khi thử nghiệm.

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp hệ thống thí nghiệm

Đổ mẫu vào cốc thử cho đến gần quy định ở bên trong cốc rồi lắp đặt như hình 6.

Lắp nhiệt kế thủy ngân sao cho bầu nhiệt kế không chạm vào đáy cốc và tránh va chạm với cánh khuấy.

Bước 2: Chuẩn bị ngọn lửa

Châm ngọn lửa và điều chỉnh sao cho cả hai ngọn lửa trên hai que thử lửa có kích thước bằng với kích thước chi tiết qui định ngọn lửa trên thiết bị.

Bước 3: Tiến hành thử điểm chớp lửa

Tăng nhiệt độ của cốc thử bằng núm điều chỉnh nhiệt độ trên thiết bị (núm số 4). Khuấy trộn nhẹ nhàng nhờ cần khuấy 1.

Với điểm chớp cháy < 60°C (dự đoán), điều chỉnh nhiệt cung cấp để nhiệt độ của mẫu trong cốc thử tăng theo tốc độ 1°C / phút. Khi nhiệt độ của mẫu trong cốc thử thấp hơn 5°C so với nhiệt độ chớp cháy dự đoán thì bật ngọn lửa thử theo cách mô tả ở trên và lặp lại việc thử sau mỗi lần mẫu tăng nhiệt độ lên 0,5°C.

Với điểm chớp cháy > 60°C (dự đoán), điều chỉnh nhiệt cung cấp để đạt được tốc độ 3°C / phút. Khi nhiệt độ của mẫu trong cốc thử thấp hơn 5°C so với nhiệt độ chớp cháy dự đoán thì bật ngọn lửa thử và lặp lại việc thử sau mỗi lần tăng nhiệt độ lên 1°C.

Lưu ý: Tốc độ gia nhiệt theo dõi trên nhiệt kế. Quan sát khi việc cung cấp ngọn lửa thử gây ra sự bắt lửa rõ ràng trong không gian bên trong của cốc, nhiệt độ quan sát và ghi nhận được của mẫu lúc này là nhiệt độ chớp cháy. Đừng nhầm lẫn ngọn lửa chớp cháy thực với quần sáng màu xanh nhạt thỉnh thoảng xuất hiện xung quanh ngọn lửa thử.

Bước 4: Xử lý mẫu và dụng cụ sau khi thí nghiệm

Tắt nguồn nhiệt, đổ mẫu vào nơi qui định (không được đổ vào nơi chứa mẫu ban đầu) lau sạch cốc bằng dung môi thích hợp để loại bỏ bất cứ vết dầu hay cặn nào còn bám lại.

❖ *Lưu ý: nếu mẫu là dầu hỏa, dầu DO, dầu nhờn thì dùng dung môi toluen hoặc xylene làm sạch. Lưu ý không dùng dung môi là Axeton để rửa cốc thử.*

5. Xử lý kết quả

Tiến hành thí nghiệm hai lần. Chênh lệch giữa hai lần đo không vượt quá 1°C.

Ghi lại áp suất khí quyển tại thời điểm kiểm tra, khi áp suất khác 760mmHg (101,3 kPa) thì hiệu chỉnh điểm chớp lửa theo một trong hai công thức sau:

Điểm chớp lửa đã hiệu chỉnh: $C + 0,25(101,3 - K)$

Điểm chớp lửa đã hiệu chỉnh: $C + 0,033(760 - P)$

Trong đó:

- C: là điểm chớp lửa đã quan sát được, °C.
- K: là áp suất khí quyển tính theo kPa.
- P: là áp suất khí quyển tính theo mmHg.
- Ghi lại điểm chớp lửa chính xác đến 0,5°C.

Kết quả thử nghiệm là giá trị điểm chớp lửa đã được hiệu chỉnh.

BÀI 7: XÁC ĐỊNH ĐIỂM CHỚP CHÁY CỐC HỒ

1. Phạm vi ứng dụng

Phương pháp này dựa trên tiêu chuẩn ASTM D92 (cốc hồ CLEVELAND) nhằm xác định điểm chớp cháy và bốc cháy của các loại sản phẩm dầu mỏ chủ yếu là các sản phẩm nặng như dầu FO, dầu nhờn, bitum có điểm chớp cháy lớn hơn 79°C.

2. Nguyên tắc

Nguyên tắc của phương pháp là gia nhiệt từ từ một lượng mẫu xác định trong cốc thử hở cho đến lúc xuất hiện chớp cháy khi cho một ngọn lửa nhỏ có kích thước tiêu chuẩn được đưa ngang qua miệng cốc. Nhiệt độ thấp nhất mà tại đó hơi trên bề mặt chất lỏng bắt cháy được ghi nhận là điểm chớp cháy.

Để xác định điểm bắt cháy , thí nghiệm được tiếp tục cho đến lúc ngọn lửa thử làm cho mẫu trong cốc bắt cháy.

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 Dụng cụ:

Bộ thiết bị xác định nhiệt độ chớp cháy cốc hồ (KOEHLER).



Hình 7: Bộ thiết bị xác định nhiệt độ chớp cháy cốc hồ (KOEHLER)

1. Que thử;
2. Cần cố định nhiệt kế thủy ngân đo nhiệt độ;
3. Cốc thử mẫu;
4. Bộ phận gia nhiệt;
5. Núm điều chỉnh nhiệt độ thiết bị gia nhiệt.

3.2 Hóa chất: Dầu nhờn, dầu FO...

4. Quy trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu và thiết bị thí nghiệm

Chuẩn bị mẫu:

Bảo quản mẫu trong các dụng cụ chứa đậy kín, không rò rỉ, tránh làm bay hơi các phần nhẹ. Mẫu của các chất có độ nhớt cao, có thể hâm nóng cho đến khi thành chất lỏng để rót vào cốc thử nghiệm. Nhưng mẫu chỉ được đun nóng đến nhiệt độ thấp hơn điểm chớp lửa dự đoán là 56°C.

Các mẫu có chứa nước hòa tan hoặc có nước tự do có thể khử nước bằng CaCl₂ khan rồi lọc qua giấy lọc và gạn phần trên để thí nghiệm, cũng có thể đun nóng mẫu như trên.

Chuẩn bị thiết bị:

Thử nghiệm được tiến hành ở nơi kín gió. Không tiến hành thí nghiệm trong tủ hút đang làm việc.

Cẩn thận làm sạch cốc loại bỏ hết các vết dầu bẩn của lần thử trước, nếu có cặn cacbon loại bỏ bằng bụi nhùi thép loại mảnh. Sấy khô cốc, để nguội cốc đến ít nhất dưới nhiệt độ chớp cháy dự kiến là 56°C.

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp hệ thống thí nghiệm

Đổ mẫu vào cốc thử đến gần qui định. Đặt cốc thử vào vị trí. Gắn nhiệt kế vào cần 2 ở vị trí thẳng đứng sao cho đáy của bầu thủy ngân cách đáy cốc 6,4mm (hoặc bầu thủy ngân vừa đủ ngập vào bề mặt chất lỏng).

Bước 2: Chuẩn bị ngọn lửa

Châm ngọn lửa và điều chỉnh nó có đường kính 4,2 ÷ 4,8 mm (hoặc bằng với chi tiết qui định kích thước ngọn lửa trên thiết bị).

Bước 3: Tiến hành thử điểm chớp lửa

Tiến hành gia nhiệt mẫu bằng bằng núm điều chỉnh nhiệt độ trên thiết bị (núm số 5).

Tốc độ đốt nóng mẫu ban đầu là 14 ÷ 17°C / phút.

Khi nhiệt độ của mẫu thấp hơn điểm chớp cháy dự đoán 56°C thì giảm tốc độ gia nhiệt xuống còn 5 ÷ 6°C / phút cho đến khi cách nhiệt độ chớp cháy dự đoán 28°C.

Từ nhiệt độ 28°C dưới điểm chớp cháy dự đoán thì bắt đầu châm lửa thử bằng cách cho ngọn lửa di chuyển nhanh qua tâm cốc thử (khoảng 1 giây) theo một chiều. Cứ sau khoảng tăng 2°C thử lại lần nữa.

Ghi nhận điểm chớp cháy khi sự bắt lửa xuất hiện tại bất cứ điểm nào trên bề mặt mẫu. Tránh nhầm lẫn với vàng sáng xanh đôi khi xuất hiện quanh ngọn lửa thử.

Lưu ý: Tốc độ gia nhiệt theo dõi trên nhiệt kế.

Bước 4: Xử lý mẫu và dụng cụ sau khi thí nghiệm

Tắt nguồn nhiệt, đổ mẫu vào nơi qui định (không được đổ vào nơi chứa mẫu ban đầu) lau sạch cốc bằng dung môi thích hợp để loại bỏ bất cứ vết dầu hay cặn nào còn bám lại.

❖ **Lưu ý:** nếu mẫu là dầu hỏa, dầu DO, dầu nhớt thì dùng dung môi toluen hoặc xylene làm sạch. **Lưu ý không dùng dung môi là Axeton để rửa cốc thử.**

5. Xử lý kết quả

Ghi lại áp suất khí quyển tại thời điểm kiểm tra, khi áp suất khác 760mmHg (101,3 kPa) thì hiệu chỉnh điểm chớp lửa hoặc điểm bắt cháy theo một trong hai công thức sau:

Điểm chớp lửa, điểm bắt cháy đã hiệu chỉnh: $C + 0,25(101,3 - K)$

Điểm chớp lửa, điểm bắt cháy đã hiệu chỉnh: $C + 0,033(760 - P)$

Trong đó:

- C: là điểm chớp lửa, điểm bắt cháy đã quan sát được, °C.
- K: là áp suất khí quyển tính theo kPa.
- P: là áp suất khí quyển tính theo mmHg.
- Ghi lại điểm chớp lửa chính xác đến 2°C.

Kết quả thử nghiệm là giá trị điểm chớp lửa hoặc điểm bắt cháy đã được hiệu chỉnh.

6. Sai số cho phép

Hai kết quả thu được do cùng một người phân tích ở cùng một phòng thí nghiệm, cùng một mẫu và cùng thiết bị, theo phương pháp này sẽ coi là không đúng nếu chúng khác nhau quá các giá trị sau:

+ Điểm chớp lửa: 8°C.

+ Điểm bắt cháy: 8°C.

BÀI 8: CẶN CARBON CONRADSON

(CẶN CACBON, ĐỘ CỐC HÓA)

1. Phạm vi ứng dụng

Cặn carbon conradson của sản phẩm dầu là hàm lượng cặn than hình thành sau khi tiến hành đốt cháy mẫu dầu theo tiêu chuẩn ASTM D189. Phương pháp kiểm nghiệm này nói chung áp dụng cho các sản phẩm tương đối khó bay hơi như dầu DO, FO, gas oil nặng, dầu thô. Thuật ngữ cặn carbon conradson chỉ dùng trong phương pháp này.

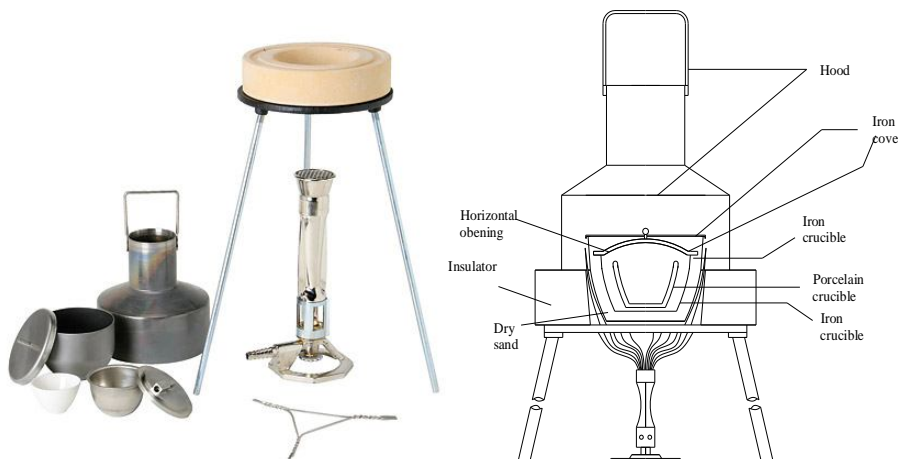
2. Nguyên tắc

Nguyên tắc của phương pháp là xác định khối lượng cặn than tạo thành sau khi đun nóng, bay hơi và nhiệt phân (bao gồm các quá trình cracking, cốc hóa) một lượng mẫu trong điều kiện quy định.

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 Dụng cụ:

- Bộ dụng cụ đo hàm lượng cặn carbon conradson.
- Cân phân tích.



Hình 9: Thiết bị đo hàm lượng cặn carbon conradson

3.2 Hóa chất:

Dầu thô, dầu FO hoặc dầu nhờn.

4. Quy trình thử nghiệm

4.1 Quy trình chung

Bước 1: Lắc mạnh mẫu kiểm nghiệm, hâm nóng nếu thấy cần thiết để làm giảm độ nhớt của mẫu. Cân 10g mẫu dầu (không chứa hơi ẩm và các chất lơ lửng) với độ chính xác 5mg cho vào chén sứ đã cân bì trước và có sẵn 2 hạt thủy tinh đường kính cỡ 2,5mm. Đặt chén mẫu này vào trong chén sắt trong (chén Skidmore). San bằng cát ở trong chén sắt ngoài rồi đặt chén Skidmore vào chính giữa chén sắt ngoài. Đậy nắp của cả hai chén Skidmore và chén sắt ngoài. Nắp chén sắt ngoài được đậy hờ để cho phép hơi tạo thành tự thoát ra ngoài.

Bước 2: Đặt tam giác mạ Ni-Cr lên kiềng hoặc vòng đỡ thích hợp. Đặt bao cách nhiệt lên trên. Đặt cụm chén mẫu vào ổ bao cách nhiệt sao cho đáy chén ngoài dựa vào tam giác mạ, đậy nắp chụp lên toàn bộ để phân bố nhiệt đều trong suốt quá trình thí nghiệm.

Bước 3: Dùng đèn khí cấp nhiệt với ngọn lửa cao và mạnh sao cho thời kỳ bắt cháy là $10 \pm 1,5$ phút. Khi khói xuất hiện ở phía trên ống khói, nhanh chóng di chuyển hoặc nghiêng ngọn đèn sao cho ngọn lửa đèn khí ở trên thành chén để đốt cháy hơi. Sau đó tạm thời bỏ nguồn nhiệt ra ngoài và trước khi đặt trở lại, điều chỉnh bằng cách vặn van trên ống dẫn khí đốt sao cho hơi bắt cháy một cách đều đặn với ngọn lửa trên ống khói nhưng không vượt quá cầu bắt ngang của sợi dây làm mức. Có thể tăng nhiệt nếu cần khi không thấy ngọn lửa cháy trên ống khói. Thời gian đốt cháy sẽ là 13 ± 1 phút. Nếu không thể đạt được cả hai yêu cầu về thời gian đốt cháy và ngọn lửa thì yêu cầu về thời gian đốt cháy quan trọng hơn.

Khi mà hơi ngừng cháy và quan sát không thấy ngọn lửa nữa thì điều chỉnh đèn đốt và giữ nhiệt để phần dưới và đáy của chén sắt ngoài có màu đỏ tím, giữ như thế đúng 7 phút. Tổng thời gian nung nóng sẽ là 30 ± 2 phút, có thể kéo dài thêm giai đoạn trước lúc đốt cháy và thời gian cháy.

Bước 4: Lấy đèn đốt ra và để cho thiết bị nguội cho đến khi không còn khói, sau đó mở nắp trên chén Skidmore. Dùng kẹp đã hơi nóng lấy chén sứ ra và đặt vào trong bình hút ẩm, để nguội rồi cân. Tính phần trăm khối lượng cặn carbon theo khối lượng mẫu ban đầu.

Bước 5: Làm sạch chén sứ bằng cách ngâm chén sứ vào nước xà phòng vài phút. Dùng cọ hoặc dụng cụ rửa chén cọ rửa sạch lớp cacbon bám trên chén sứ. Sấy khô chén sứ cho lần thử nghiệm tiếp theo.

4.2 Quy trình tiến hành đối với cặn vượt quá 5%.

Quy trình áp dụng cho những sản phẩm nặng như dầu thô, cặn dầu mazut nặng và dầu gasoil nặng.

Khi cặn carbon thu được theo quy trình ở trên (sử dụng 10g mẫu) vượt quá 5% thì có những khó khăn sẽ xảy ra như bị sôi trào. Với những sản phẩm nặng có tính chất khó khử nước thì cũng có thể có những hiện tượng như vậy.

Đối với mẫu có cặn carbon > 5% và < 15% xác định bằng quy trình nói trên, thì làm lại việc kiểm nghiệm bằng cách cân $5 \pm 0,5$ g mẫu chính xác đến 5mg. Còn trong những trường hợp kết quả thu được > 15% thì làm lại việc kiểm nghiệm và giảm lượng mẫu xuống còn $3 \pm 0,1$ g cân chính xác đến 5mg.

Khi sử dụng lượng mẫu 3g thì có thể không thể khống chế được thời gian trước bắt cháy và thời gian đốt trong vòng giới hạn ở trên. Trong những trường hợp như vậy các kết quả tất nhiên sẽ dao động.

4.3 Quy trình tiến hành đối với cặn carbon của cặn chung cất 10%.

Quy trình này áp dụng cho các sản phẩm như dầu DO, dầu FO dân dụng.

Lắp thiết bị chung cất và cách tiến hành như đã được miêu tả trong bài Đường chung cất ASTM tiêu chuẩn ASTM D86.

Cho lượng mẫu 200ml vào trong bình cất. Duy trì bể làm lạnh ở nhiệt độ $0 - 4^{\circ}\text{C}$ (đối với một số loại dầu có thể giữ nhiệt độ $38 - 60^{\circ}\text{C}$ để tránh các chất sáp đọng lại trong ống làm lạnh). Cấp nhiệt cho bình cất với tốc độ sao cho giọt đầu tiên của chất lỏng ngưng tụ rơi từ ống ngưng trong khoảng 10 -15 phút sau khi bắt đầu cấp nhiệt. Sau đó điều chỉnh nhiệt sao cho quá trình chung cất với tốc độ đều $8 - 10$ ml/phút. Tiếp tục chung cất cho đến khi thu được 178ml chất lỏng ngưng tụ thì ngừng đun nóng và để cho sản phẩm tiếp tục chảy đến 180ml (90% chất trong bình cất) được thu hồi vào ống đong thì ngừng lại.

Nhanh chóng thay đổi ống đong bằng bình tam giác cỡ nhỏ và thu hồi mọi giọt cuối cùng trong bình cất. Thêm vào bình tam giác này khi còn nóng cặn chung cất rồi trộn đều, cặn trong bình tam giác này là đại diện của cặn chung cất 10% từ mẫu ban đầu.

Khi cặn chung cất còn nóng đủ để chảy một cách tự do, rót xấp xỉ $10 \pm 0,5$ g cặn vào trong một chén đã cân trước dùng để kiểm nghiệm cặn carbon. Sau khi để nguội, xác định

khối lượng của mẫu chính xác đến 5mg rồi tiến hành kiểm nghiệm cặn carbon như đúng quy trình trên.

5. Tính toán kết quả

Tiến hành thí nghiệm 2 lần. Tính cặn carbon của mẫu hoặc của cặn chung cất 10% theo phần trăm khối lượng.

BÀI 9: XÁC ĐỊNH HÀM LƯỢNG NƯỚC

1. Phạm vi ứng dụng

Theo tiêu chuẩn ASTM D95, phương pháp này nhằm xác định hàm lượng nước có trong các sản phẩm dầu mỏ như dầu DO, dầu nhờn...

2. Nguyên tắc

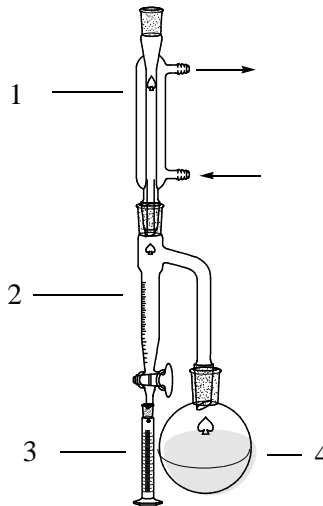
Nguyên tắc của phương pháp này là chưng cất lôi cuốn nước ra khỏi hỗn hợp bằng dung môi không tan trong nước, sau đó phần ngưng tụ sẽ tách ra trong ống hứng.

3. Thiết bị và hóa chất

3.1 Dụng cụ:

Bộ thiết bị đo hàm lượng nước gồm có:

- Bếp điện dạng cầu.
- Bình cầu một cổ 500ml.
- Bộ tách nước.
- Sinh hàn thẳng đứng.
- Ống đong 50ml, ống đong 10ml.



Hình 10: Bộ dụng cụ xác định hàm lượng nước

1. Sinh hàn; 2. Bộ tách nước; 3. Ống đong; 4. Bình cầu

3.2 Hóa chất:

Hóa chất: Dầu DO, dung môi xylen, axeton.

4. Qui trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu

Dụng cụ thí nghiệm gồm ống đong, bình cầu, bộ tách nước phải được tráng rửa bằng axeton, sấy khô để nguội trước khi lấy mẫu.

Lấy 100ml hoặc 100 gam mẫu với độ chính xác 0,1% cho vào bình cầu.

Nếu dùng ống đong thì tráng ống đong lần thứ nhất với 50ml, lần thứ hai với 25ml, lần thứ ba với 25 ml dung môi xylen.

Lưu ý:

- ❖ *Nếu là mẫu rắn thì cân trực tiếp vào vào bình cầu rồi thêm 100ml dung môi xylen.*
- ❖ *Trường hợp mẫu có hàm lượng nước thấp thì lấy lượng mẫu lớn hơn 100 và lượng dung môi lớn hơn 100ml.*
- ❖ *Thêm vào mảnh thủy tinh hoặc đá bọt làm tâm sôi tránh hiện tượng sôi sục mạnh.*

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp hệ thống thí nghiệm

Lắp bình cầu chứa mẫu, bộ phận tách nước, ống sinh hàn như hình 10.

Bước 2: Tiến hành chưng cất

Bật bộ phận đun, tăng nhiệt độ và sau đó điều chỉnh tốc độ sôi phần cất ngưng tụ chảy xuống ống hứng với tốc độ 2 ÷ 3 giọt/ giây. Tiến hành thí nghiệm cho đến khi lượng nước trong ống hứng không thay đổi trong 5 phút.

Tắt bếp, để hệ thống nguội đến nhiệt độ phòng. Đọc chính xác thể tích nước trong ống hứng.

Nếu lượng nước thốt ra khỏi mẫu trong quá trình chưng cất tạo với dung môi một dung dịch nhũ tương thì chưng cho đến khi phần dung môi ngưng tụ trong ống hứng phần trên cùng trong suốt thì ngừng lại và tắt bếp để nguội đến nhiệt độ phòng. Dem ống hứng gia

nhệt trong nước nóng cho đến khi hệ nhũ tương bị phá vỡ và tách ra thành hai lớp riêng biệt (lớp nước và lớp dung môi). Đọc chính xác thể tích nước trong ống hứng.

Nếu lượng dung môi thu được trong ống ngưng đầy nhưng vẫn chưa trong suốt (dạng nhũ tương) thì tắt bếp. Phá vỡ hệ nhũ tương theo phương pháp gia nhiệt. Dùng pipet hút phần dung môi trong ống hứng ra để lại phần nước. Tiếp tục quá trình chung tiếp theo cho đến khi hết nước trong mẫu.

Bước 3: Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm

Mẫu sau khi xác định hàm lượng nước được đổ vào nơi qui định. Tráng rửa dụng cụ bằng dung môi toluen hoặc xylene. **Chú ý: Không dùng dung môi là Axeton để rửa dụng cụ thí nghiệm.**

5. Tính toán kết quả

Làm thí nghiệm 2 lần và tính trung bình thể tích nước thu được.

Hàm lượng nước có thể tính theo phần trăm thể tích (% V) hoặc % khối lượng:

$$\text{Phần trăm thể tích: } \% V = \frac{V_{\text{nước}}}{V_{\text{mẫu}}} \times 100$$

$$\text{Phần trăm khối lượng: } \% m = \frac{m_{\text{nước}}}{m_{\text{mẫu}}} \times 100$$

6. Sai số cho phép

Sai lệch cho phép giữa hai thí nghiệm song song:

Hàm lượng nước	Sai lệch cho phép
0,0 ÷ 1,0	0,1
1,1 ÷ 2,5	0,2 hay 2% giá trị lớn hơn

Báo cáo kết quả chính xác đến:

- 0,05% (đối với ống thu 2ml).
- 0,1% (đối với ống thu 10ml).

BÀI 10: XÁC ĐỊNH HÀM LƯỢNG TẠP CHẤT CƠ HỌC

1. Phạm vi ứng dụng

Phương pháp này dựa theo tiêu chuẩn ASTM D 473, nhằm xác định hàm lượng tạp chất cơ học có trong các mẫu dầu thô, dầu FO và các sản phẩm nặng khác.

2. Nguyên tắc

Mẫu được đặt trong ống lót bằng sứ xốp (*extraxtion thimble*), được trích ly bằng toluen nóng cho đến khi phần cặn đạt đến khối lượng không đổi. Phần cặn này được gọi là tạp chất cơ học bằng trích ly (*sediment by extraction*).

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 Dụng cụ:

- Bộ dụng cụ trích ly
- Tủ sấy.
- Cân phân tích.



Hình 11: Bộ dụng cụ xác định hàm lượng tạp chất cơ học

1. Sinh hàn; 2. Phễu hứng nước; 3. Ống lót sứ xốp; 4. Bình đựng dung môi

3.2 Hóa chất:

- Mẫu dầu thô hoặc dầu FO.
- Dung môi toluen.

4. Qui trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu và dụng cụ

Làm sạch ống lót sứ bằng cách tráng rửa bằng dung môi toluen (dung môi sau khi tráng rửa dùng để trích ly, không bỏ đi). Đem ống lót sứ sấy khô trong vòng 15 phút ở nhiệt độ 115 - 120°C, để nguội trong bình hút ẩm không có chất hút ẩm. Cân ống lót sứ với độ chính xác 0,1mg. Ghi lấy giá trị khối lượng của ống lót sứ là m_1 .

Trộn thật đều mẫu. Nhanh chóng lấy khoảng 10g mẫu cho vào ống lót sứ rồi cân với độ chính xác 0,01g. Ghi lấy giá trị của khối lượng của ống lót và mẫu thử là m_2 .

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp dụng cụ thí nghiệm

Đặt ống lót sứ có chứa mẫu vào bộ trích ly bình tam giác có chứa 200ml toluen. Cho nước chảy qua ống sinh hàn. Bật bếp gia nhiệt.

Bước 2: Tiến hành trích ly

Tiến hành trích ly cho đến khi thấy dung môi nhỏ xuống từ ống sứ không còn màu thì tiếp tục trích ly thêm 30 phút nữa rồi tắt hệ thống gia nhiệt. Trong quá trình trích ly cần giữ tốc độ trích ly sao cho bề mặt chất lỏng của hỗn hợp dầu và toluen trong ống lót sứ không dâng lên cao hơn khoảng 20mm tính từ đỉnh.

Khi mẫu chứa nhiều nước, lắp cốc nước vào. Nước bị lôi cuốn bởi toluen sẽ ngưng tụ và tập trung phía dưới cốc. Khi nước đầy cốc, tắt bếp để nguội hệ thống rồi đổ nước đi.

Sau khi trích ly xong, sấy khô ống lót sứ ở 115 - 120°C trong 1 giờ. Sau đó làm nguội trong bình hút ẩm (không có chất hút ẩm) trong 1 giờ, rồi đem cân với độ chính xác 0,2 mg. Ghi lấy giá trị khối lượng của ống lót sứ và tạp chất cơ học là m_3 .

Bước 3: Lập lại quá trình trích ly

Lập lại quá trình trích ly ít nhất 1 giờ kể từ khi dung môi nhỏ xuống ống lót sứ nhưng không quá 1 giờ 15 phút. Sau đó đem sấy khô, làm nguội và đem cân như trên. Tiếp tục quá trình trích ly nếu cần thiết cho đến khi khối lượng ống lót sứ có chứa tạp chất cơ học hai lần trích ly liên tiếp không khác nhau quá 0,2 mg.

Bước 4: Làm sạch ống lót sứ

Đổ bỏ phần tạp chất cơ học nằm trong ống lót sứ. Nung đỏ ống lót sứ trong lò nung để loại bỏ phần cháy được còn tích tụ. Tiến hành trích ly không với toluen ít nhất 1 giờ kể từ lúc dung môi nhỏ xuống từ ống lót sứ. Sau đó sấy khô, làm nguội và cân như trên. Lập lại quá trình trích ly cho đến khi khối lượng của ống lót sứ sau hai lần trích ly liên tiếp không khác nhau quá 0,2 mg. Như vậy ống lót sứ đã được chuẩn bị cho lần đo tiếp theo.

Bước 5: Xử lý mẫu và dụng cụ

Dung môi sau khi trích ly đổ vào nơi qui định rồi tráng rửa bình trích ly bằng dung môi toluen hoặc xylen.

5. Tính toán kết quả

Hàm lượng tạp chất cơ học được tính theo % khối lượng so với lượng mẫu đã sử dụng:

$$S = \frac{m_3 - m_1}{m_2 - m_1} \times 100$$

Trong đó:

- S : hàm lượng tạp chất cơ học được tính theo % khối lượng.
- m_1 : khối lượng ống lót, gam.
- m_2 : khối lượng ống lót và mẫu thử, gam.
- m_3 : khối lượng ống lót và tạp chất cơ học, gam.

BÀI 11: ĐỘ ẨM MÒN TẮM ĐỒNG

1. Phạm vi ứng dụng

Phương pháp thử nghiệm này theo tiêu chuẩn ASTM D130, dùng để đánh giá mức độ ăn mòn của các sản phẩm dầu mỏ như xăng, nhiên liệu phản lực, dầu hỏa, dầu diesel, dầu đốt, dầu nhờn... được áp dụng cho các sản phẩm có áp suất hơi bão hòa không lớn hơn 124kPa.

2. Nguyên tắc

Nguyên tắc của phương pháp là ngâm miếng đồng đã đánh bóng vào một lượng mẫu xác định ở nhiệt độ và trong thời gian qui định đối với sản phẩm thử nghiệm. Sau đó lấy miếng đồng ra rửa và so sánh với bảng phân cấp chuẩn.

3. Dụng cụ hóa chất

3.1 Dụng cụ:

Bộ thử nghiệm độ ăn mòn tấm đồng gồm có: bể điều nhiệt, nhiệt kế, ống thử nghiệm chuẩn, bình bao ngoài (bom), mâm kẹp để đánh bóng, ống thử nghiệm đẹp để bảo vệ và quan sát miếng đồng, miếng đồng theo tiêu chuẩn, giấy nhám carbua, bảng phân cấp chuẩn, ống đong 50ml.

3.2 Hóa chất: Dầu hỏa, dầu diesel, dầu nhờn..., dung môi rửa là xylene.



Hình 11.1: Bom thử độ ăn mòn tấm đồng



Hình 11.2: Bảng chuẩn so sánh độ ăn mòn tám đồng



Hình 11.3: Miếng đồng thử độ ăn mòn tám đồng

4. Qui trình thử nghiệm

4.1 Chuẩn bị mẫu và thiết bị

Chuẩn bị miếng đồng:

Loại tất cả các vết bẩn trên cả 6 mặt của miếng đồng bằng giấy nhám carbua silic. Rồi nhúng miếng đồng vào trong dung môi rửa.

Lấy miếng đồng ra khỏi dung môi, dùng giấy lọc không tro lót tay để cầm miếng đồng khi đánh bóng. Dùng giấy nhám carbua silic 150, trước tiên đánh bóng các đầu nút rồi đến các cạnh. Chùi sạch mạnh bằng bông gòn và sau đó chỉ được cầm bằng kẹp thép không gỉ, không được cầm bằng tay. Sau đó giữ chặt miếng đồng bằng mâm kẹp để đánh bóng các bề mặt còn lại. Chà mạnh lên bề mặt theo chiều dọc của miếng đồng khi đánh bóng (chà theo một chiều).

Sau khi đánh bóng dùng các miếng bông gòn chùi thật mạnh để làm sạch bụi kim loại từ miếng đồng cho đến khi thay miếng bông gòn mới mà không bị bẩn.

Chuẩn bị mẫu:

Mẫu cần được đựng trong chai thủy tinh sạch, tối màu, chai plastic hay các bình đựng phù hợp khác mà không ảnh hưởng đến tính chất ăn mòn của mẫu. Tránh sử dụng các bình có phủ thiết.

Nạp mẫu đầy vào ống thử nghiệm đã có sẵn miếng đồng đến mức tối đa có thể được, đóng nắp sau khi lấy mẫu và tránh để mẫu tiếp xúc với ánh nắng mặt trời.

Nếu mẫu có nước ở dạng nhũ tương, làm khô mẫu bằng cách lọc một lượng mẫu đủ qua giấy lọc định tính và cho vào trong ống thử nghiệm khô và sạch.

Chuẩn bị bể ổn nhiệt:

Cài đặt nhiệt độ theo qui định khi thử nghiệm đối với từng loại sản phẩm riêng biệt. Mục nước trong bể ổn nhiệt sao cho khi đặt bom vào mực nước phải ngập bom.

Theo dõi sự cạn nước trong bể ổn nhiệt do sự bay hơi của nước. Nếu nước cạn thì phải thêm nước vào cho đúng mức qui định.

Có thể thay nước bằng chất tải nhiệt như glycerin hay dầu silicon.

4.2 Tiến hành thử nghiệm

Ứng với các nhóm sản phẩm khác nhau có các điều kiện tiến hành khác nhau.

4.2.1 Đối với xăng máy bay và nhiên liệu phản lực: cho 30ml mẫu vào trong ống thử nghiệm sạch và khô. Trong vòng 1 phút sau khi đánh bóng, thả nhẹ miếng đồng vào trong ống thử nghiệm có chứa mẫu. Đặt cẩn thận ống nghiệm vào trong bom và vặn chặt nắp lại. Nhúng hoàn toàn bom vào trong bể điều nhiệt ở nhiệt độ $100 \pm 1^\circ\text{C}$. Sau 2 giờ ± 5 phút, lấy bom ra ngoài làm nguội trong vài phút bằng nước vòi. Mở nắp bom, lấy ống thử nghiệm ra và khảo sát miếng đồng theo mục 5.3.

4.2.2 Đối với xăng ô tô, dầu diesel, dầu đốt: cho 30ml mẫu vào trong ống thử nghiệm sạch và khô. Trong vòng 1 phút sau khi đánh bóng, thả nhẹ miếng đồng vào trong ống thử nghiệm có chứa mẫu. Đặt ống thử nghiệm bằng nút có lỗ thông hơi và đặt chúng vào trong bể điều nhiệt ở nhiệt độ $50 \pm 1^\circ\text{C}$. Tránh để mẫu thử tiếp xúc với ánh sáng trong quá trình thử nghiệm. Sau 3 giờ ± 5 phút, lấy ống thử nghiệm ra và khảo sát miếng đồng theo mục 4.3.

4.2.3 *Đối với dầu hỏa*: tiến hành thử theo 4.2.1 nhưng ở nhiệt độ $100 \pm 1^\circ\text{C}$.

4.2.4 *Đối với dầu nhờn*: tiến hành theo 4.2.1 nhưng ở nhiệt độ $100 \pm 1^\circ\text{C}$.

4.3 Kiểm tra miếng đồng

Đổ mẫu và miếng đồng từ ống thử nghiệm vào trong một cốc cao 150ml, để cho miếng đồng trượt nhẹ xuống nhằm tránh bể cốc. Ngay lập tức dùng kẹp thép không rỉ lấy miếng đồng ra và nhúng ngay vào trong dung môi rửa. Nhặt ngay miếng đồng ra và làm khô bằng giấy lọc định tính (bằng cách thấm khô chứ không phải lau chùi) hoặc bông gòn.

Đặt miếng đồng vào trong ống thủy tinh đẹp. Đặt ống lại bằng bông gòn.

Sau đó quan sát và so sánh trạng thái bề mặt của miếng đồng với bảng phân cấp chuẩn. Lưu ý để quan sát, cầm miếng đồng và bảng phân cấp chuẩn sao cho cùng một góc độ ánh sáng nghiêng 45° .

4.4 Đánh giá

Mức độ ăn mòn của mẫu được đánh giá theo trạng thái miếng đồng trùng với dải nào của bảng chuẩn.

Khi miếng đồng ở trạng thái chuyển tiếp giữa hai dải chuẩn kề cận nhau thì được đánh giá theo cấp của dải cao hơn. Nếu miếng đồng có màu da cam sẫm hơn dải 1b của bảng chuẩn, coi như vẫn thuộc phân cấp 1. Tuy nhiên nếu xuất hiện bất kỳ dấu hiệu nào của màu đỏ, coi như mẫu thuộc phân cấp 2.

Miếng đồng có màu đỏ rượu vang trong phân cấp 2 có thể bị nhầm lẫn với với màu đỏ sẫm trên nền đồng thau trong phân cấp 3. Để phân biệt, nhúng miếng đồng vào dung môi rửa, nếu thuộc phân cấp 2 màu miếng đồng sẽ chuyển thành màu da cam sẫm, còn thuộc phân cấp 3 miếng đồng sẽ không chuyển màu.

Thực hiện lại thí nghiệm trên khi thấy:

- + Có dấu tay hay dấu vết của giọt nước trên miếng đồng.
- + Các rìa cạnh dọc thuộc phân cấp cao hơn phần mặt chính của miếng đồng.

4.5 Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm

Đổ mẫu sau khi thí nghiệm vào nơi qui định. Làm sạch ống nghiệm bằng dung môi toluen hoặc xylen sau đó sấy khô. **Lưu ý: không dùng dung môi là axeton để rửa dụng cụ.**

5. Xử lý kết quả

Ghi kết quả mức độ ăn mòn theo bảng phân cấp chuẩn cùng với thời gian và nhiệt độ tiến hành thí nghiệm.

Bảng phân cấp mức độ ăn mòn tấm đồng:

Phân cấp	Trạng thái	Diễn giải
1	Xin nhạt	a. Màu da cam sáng, hầu như giống màu của miếng đồng mới mài bóng. b. Màu da cam sẫm.
2	Xin thường	a. Màu đỏ rượu vang b. Màu xanh nhạt hơi pha đỏ (tía nhạt). c. Màu xanh da trời hoặc ánh bạc, hoặc cả hai được phủ trên nền màu đỏ rượu vang. d. Màu ánh bạc. e. Màu giống đồng thau hoặc ánh vàng
3	Xin tối	a. Màu đỏ tươi phủ trên bề mặt đồng thau. b. Màu đỏ lẫn xanh lá cây (trông ánh biếc) nhưng không xám.
4	Ăn mòn	a. Màu đen rõ rệt, màu xám đậm, hoặc nâu trong suốt với xanh lá cây ánh biếc. b. Màu xám chì hoặc màu đen xỉn. c. Màu đen bóng hoặc màu đen đậm.

BÀI 12: XÁC ĐỊNH ĐIỂM NHỎ GIỌT CỦA MỠ BÔI TRƠN

1. Phạm vi ứng dụng

Theo tiêu chuẩn ASTM D2265, phương pháp này dùng để xác định nhiệt độ nhỏ giọt của các loại mỡ bôi trơn.

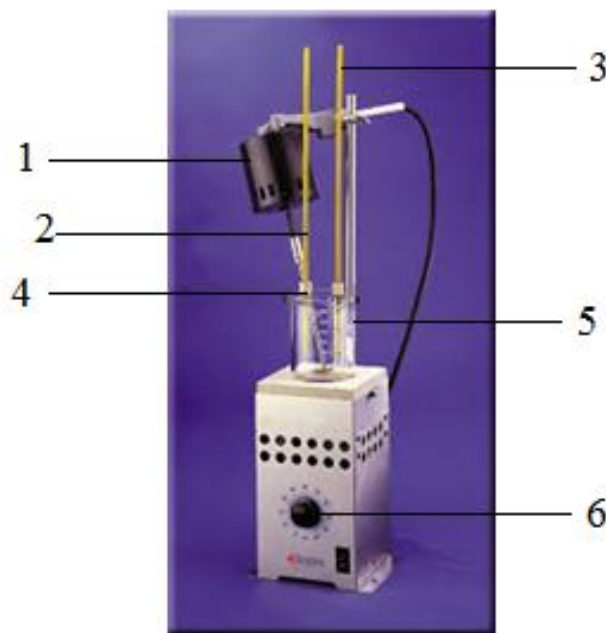
2. Nguyên tắc

Cho mỡ vào một chén đặc biệt có lỗ ở đáy, khi nâng nhiệt độ tới một giới hạn nào đó xuất hiện một giọt mỡ đầu tiên rơi ra khỏi chén. Nhiệt độ tương ứng với lúc giọt mỡ rơi khỏi chén gọi là nhiệt độ nhỏ giọt.

3. Dụng cụ hóa chất

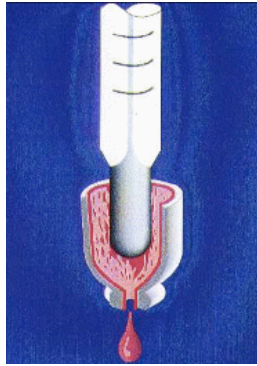
3.1 Dụng cụ:

Bộ xác định nhiệt độ nhỏ giọt của mỡ như hình bao gồm: Nhiệt kế; Chén đựng mẫu bằng đồng; Ống nghiệm chịu nhiệt; Cốc thủy tinh 500ml; Bộ gia nhiệt; Mô tơ khuấy



Hình 12.1 : Thiết bị đo điểm nhỏ giọt của mỡ

1. Mô tơ khuấy; 2. Nhiệt kế thủy ngân đo nhiệt độ của glycerin; 3. Nhiệt kế thủy ngân đo nhiệt độ của mẫu thử; 4. Ống thử; 5. Cốc đựng glycerin gia nhiệt; 6. Nút điều chỉnh tốc độ gia nhiệt của thiết bị gia nhiệt.



Hình 12.2: Vị trí đặt nhiệt kế vào chén thử mẫu

3.2 Hóa chất: Chất tải nhiệt Glyxerin, mỡ bôi trơn.

4. Qui trình thử nghiệm

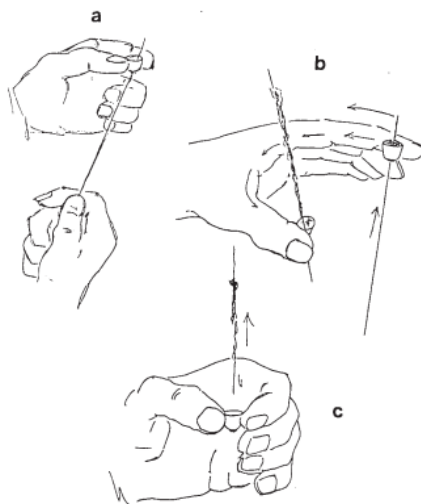
4.1 Chuẩn bị mẫu và thiết bị

Chuẩn bị mẫu:

Nhồi đầy mỡ vào chén bằng cách ấn miệng rộng vào mỡ. Bỏ mỡ dư bằng que gạt.

Giữ thẳng đứng với miệng nhỏ hướng xuống dưới. Xuyên que kim loại từ dưới lên trên đến khi nó nhô lên 25mm. Ấn que vào chén sao cho que kim loại tiếp xúc với đường chu vi thấp và cao của chén. Giữ tiếp xúc này, xoay cốc trên que theo ngón trỏ để tạo chuyển động xoắn xuống phía dưới que để loại phần mỡ hình chóp đỉnh dọc theo que.

Khi cốc đạt đến điểm cuối que, rút cẩn thận que ra khỏi chén sao cho que không chạm vào bề mặt mẫu. Theo hình 13.2.



Hình 12.2 Thao tác tra mỡ vào cốc

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp dụng cụ thí nghiệm

Cho chén vào ống thử.

Gắn hai nút lie vào nhiệt kế.

Lắp một nhiệt kế vào ống thử đến độ sâu đã định sao cho bầu nhiệt kế không chạm vào bề mặt của mẫu mỡ (**Hình 12.2**).

Treo ống thử vào cốc thủy tinh có chứa glyxerin.

Lắp một nhiệt kế còn lại vào cốc thủy tinh có chứa glyxerin để đo nhiệt độ của chất lỏng gia nhiệt.

Lắp cánh khuấy của motor vào cốc thủy tinh có chứa glyxerin để khuấy dung dịch gia nhiệt nhằm phân tán đều nhiệt độ trong cốc.

Bước 2: Tiến hành đo điểm nhỏ giọt của mỡ

Khuấy cốc glyxerin và tiến hành gia nhiệt với tốc độ gia nhiệt $4 \div 7^{\circ}\text{C} / \text{phút}$. Khi còn cách nhiệt độ nhỏ giọt dự kiến khoảng 20°C thì tăng nhiệt độ chậm lại với vận tốc $1^{\circ}\text{C}/\text{phút}$.

Tiếp tục gia nhiệt, mỡ nóng chảy và dần dần lọt xuống qua lỗ ở đáy chén. Khi giọt mỡ đầu tiên rơi khỏi đáy chén thì ghi lại nhiệt độ của nhiệt kế cắm trong dung dịch glyxerin và nhiệt kế cắm trong ống thử.

Nếu mỡ chảy thành dạng sợi thì chỉ ghi nhận nhiệt độ khi giọt mỡ đầu tiên khi chạm đáy ống thử.

Bước 3: Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm

Lấy chén mẫu ra khỏi ống thử, rửa chén thử bằng dung môi toluen hoặc xylen rồi lau khô. Dùng ít bông đưa vào làm sạch mỡ trong ống thử, rửa lại bằng dung môi toluen hoặc xylen rồi lau khô bằng bông.

5. Xử lý kết quả

Báo cáo điểm nhỏ giọt chính xác đến 1°C .

Điểm nhỏ giọt của mỡ được tính theo công thức sau:

$$DP = ODP + [(BT - ODP)/3]$$

Trong đó:

- DP: điểm nhỏ giọt, °C.
- ODP: nhiệt độ điểm chảy quan sát được từ nhiệt kế của ống thử, °C.
- BT: nhiệt độ của nhiệt kế quan sát được khi đo dung dịch glycerin, °C.

6. Độ chính xác

Điểm nhỏ giọt của mỡ, °C	Độ lặp lại, °C	Độ tái lặp lại, °C
Dưóc 116	6	9
116 ÷ 221	8	12
221 ÷ 277	6	16
277 ÷ 316	7	12

BÀI 13: XÁC ĐỊNH ĐỘ KIM XUYÊN CỦA MỠ

1. Phạm vi ứng dụng

Phương pháp này dựa trên tiêu chuẩn ASTM D217 dùng để đo độ đặc của mỡ bôi trơn, độ cứng của bitum.

2. Nguyên tắc

Độ xuyên kim là độ xuyên sâu vào trong lớp mỡ bôi trơn của một cái kim nhọn hình tam giác đặc biệt, độ xuyên sâu này tính bằng độ, mỗi độ bằng 0,1 mm.

Đặt một cái kim nhọn hình tam giác, có khối lượng tổng cộng 150 g, tiếp xúc vào bề mặt mỡ bôi trơn, khi kim này rơi tự do nó cắm sâu vào trong mỡ, xác định độ sâu của kim ngấp trong mỡ, đó là độ kim xuyên.

3. Dụng cụ và hóa chất

3.1 Dụng cụ:



Hình 13.1: Máy đo xuyên kim

1- Nút điều chỉnh độ cân bằng thiết bị; 2-Cốc chứa mẫu; 3-Kim hình tam giác; 4-Nút cố định kim; 5-Gạc điều chỉnh thanh trượt; 6-Nút điều chỉnh; 7,10-Thanh đo khoảng cách; 8-Bộ phận điều chỉnh độ cao thấp; 9-Kim chia độ.



Hình 13.2: Máy trộn mỡ

11-Cốc; 12-Đòn bẩy



Hình 13.3: Vị trí đặt kim trên bề mặt mẫu

3.2 Hóa chất

Mỡ bôi trơn

4. Qui trình thử nghiệm đối với độ xuyên kim làm việc

4.1 Chuẩn bị mẫu

Chuyển mẫu vào cốc nhồi mỡ sạch để làm đầy cốc sao cho phần mỡ dư có ngọn cao khoảng 13 mm ở giữa tâm, tránh đưa không khí vào bằng cách trét bằng dao và vừa lắc vừa trét để đuổi không khí.

Lắp nắp đậy cốc nhào mỡ và mở lỗ thông hơi, ấn pitton xuống đáy. Đưa nhiệt kế xuyên qua lỗ thông hơi sao cho đầu nhiệt kế ở giữa trung tâm của cốc.

Chuyển toàn bộ cốc đựng mỡ vào bình ổn định nhiệt theo quy định ở 25°C cho đến khi nhiệt độ của mẫu đạt $25 \pm 0.5^\circ\text{C}$. (quan sát từ nhiệt kế). Lấy cốc đựng mỡ ra khỏi bể ổn nhiệt, lấy nhiệt kế ra khỏi cốc, đóng van của lỗ thông hơi. Lắp cốc mỡ vào bộ phận trộn, trộn mẫu bằng đoàn bầy 12, trộn lên xuống 60 lần trong 1 phút. Đưa pitton lên vị trí trên cùng, tháo nắp cốc ra, lấy toàn bộ mỡ bám vào nắp đưa vào cốc.

Lưu ý: Trong trường hợp mỡ được đo độ xuyên kim ở nhiệt độ thường thì chỉ lắp cốc mỡ vào bộ phận trộn, đóng van của lỗ thông hơi, trộn mẫu bằng đoàn bầy 12, trộn lên xuống 60 lần trong 1 phút. Đưa pitton lên vị trí trên cùng, tháo nắp cốc ra, lấy toàn bộ mỡ bám vào nắp đưa vào cốc.

4.2 Tiến hành thí nghiệm

Bước 1: Lắp ráp dụng cụ thí nghiệm

Lấy cốc đựng mỡ ra khỏi bộ phận trộn mỡ, gỡ nhẹ cốc lên sàn nhà hoặc bàn để cho mỡ kết chặt với nhau và không khí được thoát ra ngoài. Dùng dao ém chặt mỡ vào cốc, đưa dao nghiêng một góc 45° gạt lấy phần mỡ thừa ra.

Điều chỉnh nút 1 để cho thiết bị được cân bằng theo giọt nước.

Gắn kim hình tam vào trục tại vị trí nút cố định 4, dùng tay vặn chặt nút để cố định kim.

Kéo thanh số 10 lên vị trí cao nhất sao cho kim 9 chỉ vạch số 0 ở đồng hồ đo.

Bấm cần gạt 5, đẩy kim cùng với trục sao cho trục chạm vào thanh 7, có thể vặn thêm núm 6 để cho trục chạm vào thanh 7.

Đặt cốc mỡ vào vị trí, điều chỉnh núm 8 để cho kim chạm vào bề mặt mỡ (Hình 13.3).

Bước 2: Tiến hành đo độ xuyên kim của mỡ

Một tay bấm gạt điều chỉnh 5 và giữ nguyên cho kim hình tam giác rơi tự do ngập vào trong mỡ, đồng thời tay kia bấm đồng hồ bấm giây. Theo dõi 5 ± 0.1 giây thì ta buông gạt điều chỉnh 5. Chuyển thanh 10 cho chạm với trục kim. Căn cứ vào giá trị của vạch kim đo chỉ trên đồng hồ biết được giá trị của độ kim xuyên.

$$\text{Độ xuyên kim} = \frac{\text{Giá trị kim đo được trên đồng hồ}}{10}$$

Nâng kim lên khỏi cốc mỡ và lau sạch kim bằng bông tăm xăng hoặc dung môi toluen, làm 2 thử nghiệm kế tiếp trên cùng một mẫu bằng cách đưa trở lại cốc phần tràn ra bằng dao gạt.

Bước 3: Xử lý mẫu và dụng cụ thí nghiệm.

Mẫu sau khi đo được đổ vào nơi qui định, làm sạch kim đo bằng vải mềm hoặc bông có tăm xăng hoặc dung môi là toluen.

5. Báo cáo kết quả

Báo cáo giá trị trung bình của 3 lần xác định.

PHẦN 2: BÁO CÁO THÍ NGHIỆM

BÀI 1: XÁC ĐỊNH THÀNH PHẦN PHẦN ĐOẠN

Ngày thực hành:

Sinh viên:.....MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Nêu mục đích, ý nghĩa của phương pháp xác định thành phần phần đoạn đối với nhiên liệu động cơ.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Ý nghĩa của việc xác định nhiệt độ cất từ 10 ÷ 30%, 50%, 90% và nhiệt độ sôi cuối của xăng dân dụng.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm xác định thành phần phần đoạn.

Thể tích cát (% thể tích)	Nhiệt độ cát (°C)		
	Thí nghiệm 1	Thí nghiệm 2	Trung bình
Điểm sôi đầu			
10			
20			
30			
40			
50			
60			
70			
80			
90			
Điểm sôi cuối			

2.3 Tính thể tích mất mát

.....

.....

2.4 Xây dựng đường chung cát ASTM D86

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 2: ÁP SUẤT HƠI BẢO HÒA

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp: Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Áp suất hơi bão hòa là gì? Ý nghĩa của việc xác định áp suất hơi bão hòa.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Mối quan hệ giữa thành phần hydrocacbon với áp suất hơi bão hòa.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Tóm tắt các bước tiến hành thí nghiệm xác định áp suất hơi bão hòa.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Áp suất hơi bão hòa
Lần 1	
Lần 2	
Trung bình	

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIÁNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....

.....
3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....
3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....
3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 3: XÁC ĐỊNH TỶ TRỌNG

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Ý nghĩa của việc xác định tỷ trọng đối với dầu mỏ và các sản phẩm dầu mỏ:

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.2 Mối quan hệ giữa tỷ trọng và thành phần hydrocacbon

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.3 Tóm tắt các bước tiến hành thí nghiệm xác định áp suất hơi bão hòa.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Tỷ trọng
Lần 1	
Lần 2	
Trung bình	

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIÁNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....
3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....
3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....
3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 4: XÁC ĐỊNH ĐỘ NHỚT ĐỘNG HỌC

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Độ nhớt động học là gì? Ý nghĩa của việc xác định độ nhớt các sản phẩm dầu mỏ:

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.2 Thế nào là chất lỏng Niuton và phi Niuton

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

Hãng số nhót k�, cSt	Thời gian đo, giây		Trung bình
	Lần 1	Lần 2	

Sai số:

Độ nhót động học:

.....

2.5 Đ nh gi  kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG D N

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nh :

.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 5: ĐIỂM ANILIN

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Điểm Anilin là gì? Ý nghĩa việc xác định điểm anilin.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Mối quan hệ giữa thành phần hydrocacbon và điểm anilin.

.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Ảnh hưởng của điểm anilin tới trị số Octan và Xetan.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Chỉ số Xetan là gì? Mối quan hệ giữa chỉ số Xetan với thành phần hydrocacbon.

.....
.....
.....

.....
.....
.....
1.4 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Điểm anilin (°C)
Lần 1	
Lần 2	
Kết quả trung bình	

Chỉ số diesel:

.....
.....

Chỉ số Xetan:

.....
.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 6: ĐIỂM CHỚP CHÁY CỐC KÍN

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Ý nghĩa của việc xác định điểm chớp cháy?

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.2 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Nhiệt độ chớp cháy	Nhiệt độ môi trường
Lần 1		
Lần 2		
Trung bình		

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 7: ĐIỂM CHỚP CHÁY CỐC HỒ

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Phân biệt điểm chớp cháy và điểm bắt cháy?

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.2 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Nhiệt độ chớp cháy	Nhiệt độ môi trường
Lần 1		
Lần 2		
Trung bình		

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 8: CẶN CACBON CONRADSON

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Phân biệt cặn cacbon conradson và tro:

.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Ý nghĩa của việc xác định hàm lượng cặn cacbon conradson.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Các phụ gia trong sản phẩm dầu nhờn sẽ làm cho giá trị của cặn cacbon thu được không đúng. Giải thích.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.4 Các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm:

.....
.....
.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

	Khối lượng cốc, (g)	Khối lượng mẫu, (g)	Khối lượng cốc sau khi nhiệt phân, (g)	Hàm lượng cặn cacbon, (g)
Lần 1				
Lần 2				

Hàm lượng cặn cacbon:

.....

.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....

.....

.....

.....
.....
.....
3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 9: XÁC ĐỊNH HÀM LƯỢNG NƯỚC

Ngày thực hành:

Sinh viên:.....MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Ảnh hưởng của nước đối với các sản phẩm dầu mỏ như xăng, dầu diesel, dầu nhờn:

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Việc xác định dung môi là Toluen hoặc Xylen để xác định hàm lượng nước dựa trên nguyên lý nào? Có thể thay thế loại dung môi nào khác được hay không?

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

	Lượng mẫu thí nghiệm (ml)	Lượng nước thu được (ml)	Phần trăm thể tích thu được
Lần 1			
Lần 2			

Hàm lượng nước:

.....

.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 10: XÁC ĐỊNH HÀM LƯỢNG TẠP CHẤT CƠ HỌC

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Ý nghĩa của việc xác định hàm lượng các tạp chất cơ học đối với dầu thô và các sản phẩm dầu mỏ như nhiên liệu, dầu nhờn.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Có thể thay thế dung môi toluen bằng dung môi bất kỳ khác được không? Giải thích.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Mối quan hệ giữa hàm lượng tạp chất cơ học và hàm lượng tro.

.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Khối lượng ống lót sứ (g)	Khối lượng mẫu thí nghiệm (g)	Khối lượng ống lót sứ sau khi trích ly (g)	Khối lượng cặn (g)	Phần trăm khối lượng cặn
Lần 1					
Lần 2					

Hàm lượng tạp chất cơ học:

.....
.....
.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....
.....
.....
.....
.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....
.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 11: ĐỘ ĂN MÒN TÂM ĐỒNG

Ngày thực hành:

Sinh viên:.....MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Ý nghĩa của việc xác định độ ăn mòn tâm đồng. Các nguyên nhân gây ăn mòn tâm đồng.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Nhiệt độ (°C)	Thời gian (h)	Màu sắc tấm đồng
Lần 1			
Lần 2			

Độ ăn mòn tấm đồng của mẫu:

.....

.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....

.....

.....

.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIÁNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....

.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....
.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....
.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 12: ĐỘ NHỎ GIỌT CỦA MỠ

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Thành phần cơ bản của mỡ nhừn.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.2 Ý nghĩa của việc xác định điểm nhỏ giọt của mỡ.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

1.3 Mối quan hệ giữa nhiệt độ nhỏ giọt với thành phần của mỡ nhừn.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

Thí nghiệm	Nhiệt độ dung môi tải nhiệt (°C)	Nhiệt độ nhỏ giọt (°C)
Lần 1		
Lần 2		
Trung bình		

Điểm nhỏ giọt của mỡ:

.....

.....

.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....

.....

.....

.....

.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....

.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....

.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....

.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.

BÀI 13: ĐỘ XUYÊN KIM CỦA MỠ

Ngày thực hành:

Sinh viên:..... MSSV:.....

Lớp:Nhóm:

1. CHUẨN BỊ Ở NHÀ

1.1 Ý nghĩa của việc xác định độ xuyên kim của mỡ nhờn.

.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.2 Đối với mỡ nhờn, độ xuyên kim làm việc càng cao càng tốt hay càng thấp càng tốt? Hãy giải thích?

.....
.....
.....
.....
.....
.....

1.3 Tóm tắt các bước cơ bản tiến hành thí nghiệm.

.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....
.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

2. THỰC HÀNH TẠI PHÒNG THÍ NGHIỆM

2.1 Tên mẫu thí nghiệm:.....

2.2 Kết quả thí nghiệm:

Thí nghiệm	Độ xuyên kim (mm)
Lần 1	
Lần 2	
Lần 3	

Độ xuyên kim của mỡ:

.....

.....

.....

2.5 Đánh giá kết quả thử nghiệm của mẫu so với quy chuẩn Việt Nam.

.....

.....

.....

.....

.....

.....

.....

3. NHẬN XÉT CỦA GIẢNG VIÊN HƯỚNG DẪN

3.1 Sự chuẩn bị bài ở nhà:

.....

.....

3.2 Thái độ làm việc:

.....

.....

3.3 Kết quả thí nghiệm:

.....

.....

3.4 Điểm tổng kết:.....điểm.