[19] **المملكة العربية السعودية SA**
مدينة الملك عبدالعزيز للعلوم والتقنية

[11] رقم البراءة : ١٩٠٧
[45] تاريخ المنح : ١٤٢٨/١٠/١٧ هـ
الموافـــق: ٢٠٠٧/١٠/٢٩ م

[12] براءة اختراع

[72] **اسم المخترع:** ايفانو ميراكا، جايدو كابوني
[73] **مالك البراءة :** سنامبروجيتي أس.بي.آيه.
عنوانه: فيـــالي دي جاســـبيري ١٦، ســـان دونـــاتو ميلانيزي، ميلان، ايطاليا
[74] **الوكيل:** سليمان ابراهيم العمار

[21] **رقم الطلب:** ٠٢٢٣٠١٨٠.
[22] **تاريخ الإيداع :** ١٤٢٣/٠٤/١٩ هـ
الموافق : ٢٠٠٢/٠٦/٣٠ م

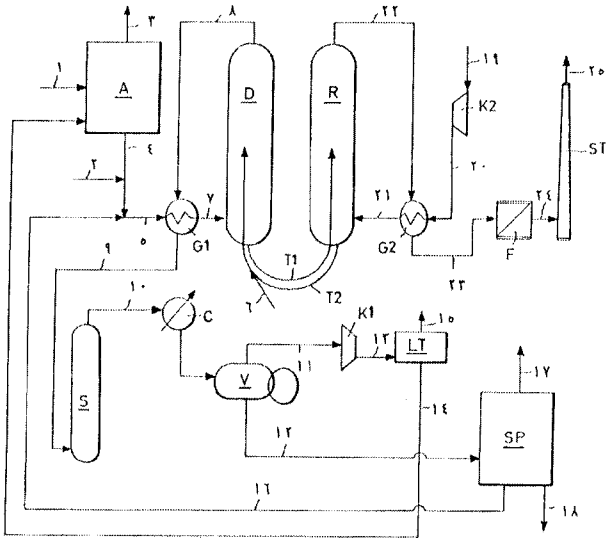
[51] **التصنيف الدولي[8] :**
Int. Cl.[8]: C07C 5/333

[56] **المراجع:**
براءة أمريكية ٦٠٣١١٤٣ ٢٠٠٠/٠٢/٢٩ م

اسم الفاحص: محمد بن ناصر الذروي

[54] **اسم الاختراع:** عملية متكاملـــة لتحـــضير مركبـــات عطرية aromatic compounds بهـــا إســـتبدال بمجموعات الكيل alkyl والكينيل alkenyl

[57] **الملخص:** يتعلق الاختراع الحالي بعمليـــة متكاملـــة لإنتاج مركبات عطريـــة aromatic compounds بها استبدال بمجموعات alkyl وalkenyl ، حيث تشتمل هذه العمليـــة فـــي آن واحـــد علـــى نـــزع الهيدروجين dehydrogentaing ، في نظام مكون من مفاعل reactor ووحدة إعادة توليد ، من خليط يحتوى على هيـــدروكربون hydrocarbon بـــه مجموعـــــة alkyl وهيـــــدروكربون عطـــــري aromatic hydrocarbon به مجموعـــة alkyl قادمين من وحدة ألكيلـــة alkylation unit ثـــم إعادة تدوير الهيـــدروكربون العطـــري aromatic hydrocarbon المحتوى على مجموعة alkyl و المتروع الهيدروجين dehydrogentaing والناتج من تلك من تلك العملية ، وذلك بعد فصله ، ودفعـــه إلى وحدة الألكيلة alkylation unit .



الشكل (١)

عملية متكاملة لتحضير مركبات عطرية aromatic compounds بها إستبدال بمجموعات الكيل alkyl و الكينيل alkenyl

الوصف الكامل

خلفية الاختراع

يتعلق الاختراع الحالي بعملية متكاملة لإنتاج مركبات عطريه aromatic compounds بها استبدال بمجموعات alkyl وalkenyl .

وبصفة نوعية خاصة ، يتعلق الاختراع الحالي بعملية متكاملة لتحضير مركبات عطرية aromatic compounds بها إستبدال بمجموعات alkyl ، مثل ethylbenzene ، ولتحضير مركبات عطرية aromatic compounds بها استبدال بمجموعات alkenyl مثل styrene ، α – methylstyrene (عن طريق cumene) ، من مشتق عطري aromatic derivative مثل benzene ، وalkane ، مثل ethane أو propane .

وبصفة نوعية خاصة أكثر تحديداً ، يتعلق الاختراع الحالي بعملية متكاملة لإنتاج ethylbenzene ، وstyrene بعملية متزامنة لنزع الهيدروجين dehydrogentaing من ethylbenzene ،ليعطى الـ" styrene "، والـ " ethane " ، ليعطى الـ " ethylene " الضروري ككاشف لتصنيع " ethylbenzene "

وكما هو معروف جيداً ، فان كلاً من " styrene " ، " α – methylstyrene " عبارة عن المنتجات التي يتم إستخدامها فى إنتاج البوليمرات الملدنة بالحرارة thermoplastic polymers ، مثل polystyrene ، والبوليمرات المشتركة copolymers لـ " butadiene – acrylonitrile – styrene " ، وراتنجات resins " acrylonitrile styrene " ، والبوليمرات المشتركة

copolymers / الملدنة المرنة elastomeric " styrene – butadiene "، وفى إنتاج التركيبات الخاصة براتنجات resins الـ " polyester " غير المشبعة .

وبصفة عامة ، يتم تحضير " styrene " بواسطة نزع الهيدروجين المحفز catalytic dehydrogenation للـ " ethylbenzene " بواسطة نظام أديباتىً adiabatic (مكظوم أو معزول الحرارة) أو نظام أيزوثرمىً isotherm system (متساوى درجة الحرارة) وفى وجود محفزات catalysts يتم إختيارها من الأكاسيد الفلزية metallic oxides أو من مخاليطها ، فى حين يتم تحضير " ethylbenzene " بواسطة ألكيللة بنزين benzene alkylation، الذي يكون متوفراً كناتج من نواتج التكرير ، ومع الـ " ethylene " القادم من عملية التكسير cracking أو من عملية نزع الهيدروجين dehydrogentaing من ethane .

ويمكن تنفيذ الألكيللة alkylation alkylation فى طور بخاري vapour phase ، بإستخدام محفزات catalysts ، مثل الـ " zeolites " وبنسب عالية من (SiO_2) / (Al_2O_3) ، على سبيل المثال " zeolites ZSM-5 " أو أحماض لويس " Lewis acids " ، أو أن يتم تفاعل الألكيللة alkylation فى طور سائل liquid phase . لقد تم طرح تفاصيل تصنيع الـ " ethylbenzene " و إجراء نزع الهيدروجين dehydrogentaing منه وذلك فى :

.[Stanford Research Institute (SRI International) Reports]

تصف البراءة الأمريكية رقم ١٧٣٠٣١ عملية متكاملة لإنتاج " ethylbenzene " و " styrene " ، وهى العملية التي تتكون من خطوات التشغيل الآتية:

- دفع تيار تغذية من الـ " benzene " ، وتيار تم تدويره محتوياً على " ethylene " وذلك إلى وحدة ألكيللة alkylation unit ؛

- خلط التيار التارك لوحدة الألكيللة alkylation unit والمحتوى على " ethylbenzene " ، مع التيار المحتوى على الـ " ethane " ؛

- دفع تيار التغذية المكون من الخليط الذي تم الحصول عليه إلى وحدة نزع الهيدروجين dehydrogentaing المحتوية على محفز catalyst قادر فى آن واحد على نزع الهيدروجين من الـ " ethane " و الـ " ethylbenzene " ليعطى " ethylene " ، dehydrogentaing " styrene " على الترتيب؛

- دفع تيار التغذية المكون من المنتج التارك لوحدة نزع الهيدروجين dehydrogentaing إلى حيث قسم الفصل وذلك لانتاج تيار يكون مكوناً بصفة أساسية من " styrene " وتياراً مكوناً بصفة أساسية من ethylene ؛

- إعادة تدوير التيار المحتوى على " ethylene " إلى حيث وحدة الألكيللة alkylation unit .

تشتمل وحدة نزع الهيدروجين dehydrogentaing على مفاعل reactor أول نزع الهيدروجين dehydrogentaing بقاع مائعي (بطبقة سفلية مائعية fluid bed) ومفاعل reactor ثانى لإعادة توليد المحفز catalytic الذي تم إستنفاذه . وتتم أولاً بأول وبصفة مستمرة إزالة المحفز catalytic المستنفذ من قاع المفاعل reactor الأول ثم يتم دفعه لأعلى قمة المفاعل reactor الثاني حيث تتم المحافظة عليه فى ظروف مائعية بواسطة هواء سبق تسخينه وهو الهواء الذي يتدفق لأعلى . وبهذه الطريقة ، تهبط المادة الصلبة المستنفذة لأسفل بإتجاه عكس التيار بالنسبة للهواء الساخن الذي يرتفع لأعلى ، وأثناء حدوث هذا الهبوط ، تتم إعادة توليده ، بمجرد أن تحترق الرواسب الكربونية التي تكون سامة . ويتم ضمان وتامين ممر المحفز catalytic من مفاعل reactor إلى مفاعل reactor آخر بواسطة غاز حامل مثل الهواء أو nitrogen .

وعلى أية حال ، فإن تزامن نزع الهيدروجين dehydrogentaing لكل من الـ " ethane " والـ " ethylbenzene "، يؤدى إلى ظهور عيوب وسلبيات نظراً لأن لكلا هذين المنتجين خواصاً مميزة معينة وهى الخواص التي تجعل من الصعوبة بمكان الحصول على تحويلات مقبولة و إنتقائية مقبولة لكل من الـ " ethylene " والـ " styrene " ، فى نفس ظروف التشغيل . على سبيل المثال ، للحصول على تحول إتزاني بنسبة (٥٠٪) للـ " ethylbenzene " إلى " الـ "styrene عند ضغط مساوي للضغط الجوى ، فإنه لمن الضروري أن يتم التشغيل عند درجة حرارة تبلغ (٦١٥°م) تقريباً ، فى حين أنه فى نفس الظروف ، فإن نسبة التحول الإتزانى للـ " ethane " إلى الـ " ethylene " تكون حوالي (٢٠٪) فقط . وللحصول على تحول إتزاني بنسبة (٥٠٪) للـ " ethane " إلى الـ " ethylene " ، فإنه لابد و أن يتم التشغيل عند درجة حرارة (٧٢٠°م) كحد أدنى ، وهى درجة الحرارة التي ستؤدى إلى حدوث إنحلال حراري لكل من الـ " ethylbenzene " والـ " styrene " . وللحصول على مزيد من التفاصيل ، يتم الرجوع والإستعانة بما ورد فى مقالة :

[Paul H.Emmett "Catalysis- Hydrogenation" vol . III ،(1995)، pp.(453-471)، Reinhold Publishing Corporation]

لقد تم وصف تجسيد ظروف تشغيل العملية فى البراءة الأمريكية السابق ذكرها ومن ثمَّ فإنها تكون مقيدة إلى حد ما وتتطلب سيطرة بصفة خاصة على تشغيل مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction .

لقد إكتشف الآن مقدم الطلب عملية لإنتاج مركبات عطرية aromatic compounds بها إستبدال بمجموعات alkyl ، مثل " ethylbenzene " ، ومركبات عطرية aromatic compounds بها إستبدال بمجموعات alkenyl ، مثل " styrene " بمرونة تشغيل أكبر و بإنتقائية أوسع

للمحفز وهى العملية التي تتضمن إستخدام مفاعل نزع الهيـــدروجين dehydrogenation reaction dehydrogentaing ذو القاع المائعى (ذو الطبقة السفلية المائعية) وهو المفاعل reactor الذي تتم فيه التغذية بالـــ " alkane " (مثل الـــ " ethane ") بصورة تفاضلية متغيرة تغيراً جزئياً علـــى الأقل بالنسبة لتلك التي للـــ " ethylbenzene " ، حسبما تم وصف ذلك فيما بعد ، مع إستغلال أو إستثمـــار الحقيقة التي مؤداها أنه فى نظام " مفاعل reactor بقاع مائعي (بطبقة سفلية مائعية) / مفاعل reactor إعادة توليد المحفز catalytic " مع تدوير مادة صلبة ، تكون هناك أو تتـــوفر مناطق مختلفة من درجات الحـــرارة . وفى الحقيقة ، ففي وحدة القاع المائعى (الطبقة الـــسفلية المائعية fluid bed) لنظام " المفاعل reactor / مفاعل إعادة التوليـــد regenerator system " ، يتم التزويد بالحرارة اللازمة أو الضرورية لإجراء نزع الهيدروجين dehydrogentaing بواســـطة المحفز catalytic الساخن المعاد توليده regenerated أو المعاد إنتاجه والذي يتم تحويله أو نقلـــه بصورة مستمرة من مفاعل إعادة التوليد regenerator الذي يعمل عند درجات حرارة عاليـــة أو أكثر علواً وذلك بواسطة وسيلة من وسائل خطوط نقل ذات نوعية خاصة وذلك إلى حيث مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction .

وصف عام للاختراع

ومن ثَّم ، فإن من أهداف الإختراع الحالي أن يتعلق بعملية متكاملة لإنتـــاج مركبـــات عطريـــة aromatic compounds بها استبدال بمجموعـــات alkyl وalkenyl ، مثـــل " ethylbenzene " و " styrene " ، وهى العملية التي تشتمل على الخطوات التالية :

(أ) تغذية وحدة ألكيللة alkylation unit بأن يُدفع إليها تياراً مكوناً من هيـــدروكربون عطـــري aromatic hydrocarbon (C_6-C_{12}) به عدد من ذرات الكربـــون يتـــراوح مـــن (٦) ذرات كربون إلى (١٢) ذرة كربون ، وتياراً معاداً تدويره مكوناً من هيـــدروكربون hydrocarbon

alkenyl (C_2-C_5) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربـــون إلـــى (٥) ذرات كربون ؛

(ب) إختيارياً ، يتم إجراء خلط للتيار التارك لوحدة الألكيللة alkylation unit ، المكون من مركب الكيل العطري alkylaromatic ، وذلك مع تيار مكون من alkyl hydrocarbon (C_2-C_5) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون ؛

(ج) دفع تيار الخطوة (ب) إلى " وحدة نزع الهيدروجين dehydrogentaing ذات القاع المـــائع (الطبقة السفلية المائعية) / وحدة إعادة التوليد " وتغذيتهما به ويكون محتوياً على محفز قـــادراً على نزع الهيدروجين dehydrogentaing ، وفى نفس الوقت أيضاً ، يكـــون alkyl hydrocarbon موجوداً بصورة إختيارية ، ومركب الكيل العطري alkyl hydrocarbon ؛

(د) يتم أولاً بأول وبصورة مستمرة تفريغ المحفز catalytic المستنفذ الذي يتراكم علـــى قـــاع مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ثم دفعه إلى قمة مفاعـــل إعـــادة التوليـــد regenerator ؛

(هـــ) يتم أولاً بأول وبصورة مستمرة تفريغ المحفز catalytic المعاد توليـــده regenerated و الذي يتراكم على قاع مفاعل إعادة التوليد regenerator ثم دفعه إلى قمة مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ؛

(و) دفع تيار الهيدروكربون hydrocarbon التارك لمفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation dehydrogentaing reaction إلى حيث قسم الفصل لإنتاج تيار يتكون بصفة أساسية من مركـــب عطري aromatic compound به استبدال بمجموعة alkenyl وتيـــار يكـــون محتويـــاً علـــى hydrocarbon alkenyl ؛

إعادة تدوير التيار المحتوى على hydrocarbon alkenyl إلى حيث وحدة ألكيللة alkylation unit ؛

وتكون العملية المتكاملة السالفة الذكر متميزة بان المائع الذي يقوم بنقل المحفز catalytic ، الذي يترسب على قاع مفاعل إعادة التوليد regenerator عند درجة حرارة تتراوح من (٦٥٠°م) إلى (٨٠٠°م) ، إلى حيث مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، مكوناً من hydrocarbon alkyl (C_2-C_5) " به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون " .

ووفقاً للإختراع الحالي ، يتم دفع تيار أول إلى وحدة ألكيللة alkylation unit ، يكون مكوناً من هيدروكربون عطري aromatic hydrocarbon ، على سبيل المثال ، يكون تياراً من شحنة benzene بدرجة تكرير عالية حديثة التحضير ، وبالتالي يكون بدرجة نقاء عالية جداً أعلى من أو تساوى (٩٥٪) بالوزن ، ثم يتم دفع تيار ثانى معاد تدويره يتكون بصفة أساسية من hydrocarbon alkenyl مثل ethylene ، و hydrocarbon alkyl غير محول ، مثل ethane . وبصفة نوعية أكثر ، يتكون هذا التيار الثاني مما يتراوح من (٢٠٪) إلى (٩٥٪) بالمولات من الـ " ethane " ، ومن المفضل مما يتراوح من (٤٠٪) إلى (٨٥٪) بالمولات من الـ " ethane " ، ومما يتراوح من (٥٪) إلى (٨٠٪) بالمولات من الـ " ethylene " ، ومن المفضل مما يتراوح من (١٥٪) إلى (٦٠٪) بالمولات من الـ " ethylene " ، وذلك كله على الترتيب .

وفى التيار المعاد تدويره ، يتواجد أيضاً ، مما يتراوح من (٠,١٪) بالوزن إلى (٢٪) بالوزن من نواتج خفيفة أخرى ، على سبيل المثال methane و hydrogen ، تم تكوين كليهما فى طور أكليلة وفى طور نزع الهيدروجين dehydrogenation phase (حيث تم حساب النسب الوزنية

للنواتج الخفيفة السالفة الذكر وذلك بنسبة وزنها بالنسبة لإجمالي الوزن الكلى لكل من ("ethylene + ethane ")

ويتم دفع التيارين إلى وحدة ألكيللة alkylation unit وذلك لكي يكون لهذين التيارين النسب المولارية لكل من الـ " benzene " / " ethylene " اللازمة أو المطلوبة بواسطة التقنيات الحالية ، و التي تكون بصورة نموذجية بما يتراوح فيما بين (١,٨) ، (٥٠) ، ومن المفضل أن تكون فيما بين (٢) ، (١٠) . ويتم تنفيذ تفاعل ألكيللة alkylation reaction بأنظمة تقليدية مألوفة ، كان يتم تنفيذ ذلك على سبيل المثال وفقاً للطريقة التي ورد وصفها فى البراءة الأوروبية رقم ٨١٤٤٣٢.

ويمكن إستخدام أي مفاعل ألكيللة alkylation reactor فى العملية ، موضوع الإختراع الحالي ، كأن يتم على سبيل المثال استخدام مفاعلات بقاع ثابت (بطبقة سفلية ثابتة) أو بقاع مائعى (بطبقة سفلية ثابتة) ، ومفاعلات بطبقة سفلية لمادة حاملة ، ومفاعلات تقطير محفزة " بمحفز catalytic ". على سبيل المثال ، يمكن استخدام مفاعلات التقطير المحفزة catalytic (بمحفز catalytic) ، و التي يمكن أن تعمل ويتم تشغيلها فى طور " غاز – سائل " ، حسبما تم وصف ذلك فى البراءة الأمريكية رقم ٩٧٨٤٧٦ وتم النشر عنها فى طلب البراءة الدولية رقم ٩٨/٠٩٩٢٩. وفى مفاعل التقطير المحفز catalytic distillation reactor ، فإن الكواشف (المواد الكاشفة) ونواتج التقطير المحفز catalytic distillation، وفى الحالة القائمة ، تنفصل كل من الكواشف ونواتج تفاعل ألكيللة alkylation reaction فى آن واحد وذلك بواسطة التقطير باستخدام المفاعل المحفز catalytic reactor مثل استخدام عمود التقطير distillation column .

وتشتمل محفزات ألكيللة alkylation catalysts المفضلة على مواد صلبة متبلرة مسامية صناعية وطبيعية مثل zeolites التي تكون فيها النسبة الذرية لكل من " silicon / aluminum " في حدود

مدى يتراوح من (٥ / ١) الى (٢٠٠ / ١) . وبصفة خاصة اكثر تحديداً ، تكون مواد المحفزات catalytics المفضلة في مثل هذا المجال عبارة عن Y ، وbeta zeolites ، وmordenite ، و omega ، (A، X ، L) zeolites أو أن تكون عبارة عن المواد الصلبة المتبلرة المسامية مثل :

٥ ERS-10، MCM-56 ، MCM - 49، MCM - 36، MCM-22 .

وفى نموذج بديل من نماذج الإختراع الحالي ، يمكن تنفيذ تفاعل ألكيللة alkylation reaction باستخدام مفاعل reactor بطبقة سفلية ثابتة بإستمرار ويتم تشغيله في طور غازي gaseous phase ، حسبما تم وصفه على سبيل المثال في البراءتين الأمريكيتين رقمي ٥٥١٧١٨٤ و ٤٤٠٩٤١٢ . وفى هذه الحالة ، يتم إختيار المحفز catalytic من " zeolites " من المجموعة (ZSM) التي تكون فيها النسبة الذرية للـ " silicon/aluminum " في حدود مدى يتراوح من (٢٠ / ١) إلى (٢٠٠ / ١) . ومن أمثلة zeolites " النوع – ZSM " ، تكون كل من zeolites (ZSM-5) (ZSM-11) ، (ZSM-12) ، (ZSM-23) ، (ZSM-35)، (ZSM-38)، (ZSM-48) . وبصفة خاصة أكثر تحديداً فان zeolites (ZSM-5) يكون هو المفضل .

١٥ ويمكن تنفيذ تفاعل ألكيللة alkylation reaction في ظروف معينة من درجات الحرارة والضغط ، والتي تعتمد كما هو معروف معرفة جيدة على كل من الخبراء في مثل هذا المجال ، وعلى نوع المفاعل reactor وعلى إختيار الكواشف (المواد الكاشفة) . وفى حالة ألكيللة alkylation الـ " benzene " بالـ " ethylene " ، تكون درجة الحرارة بصفة عامة في حدود مدى يتراوح من (٥٠°م) إلى (٤٥٠°م) . وبصفة نوعية خاصة أكثر ، فانه بالنسبة للعمليات التي يتم إجراؤها ٢٠ في الطور الغازي gaseous phase ، فمن المفضل أن تكون درجة الحرارة في حدود مدى

يتراوح من (٣٢٥°م) إلى (٤٥٠°م) ، في حين أنه في حالة تشغيل مفاعل التقطير المحفز catalytic distillation reactor في الطور المخلوط " غاز – سائل mixed gas-liquid phase " ، فان درجة حرارة التفاعل ، تتغير على طول إمتداد القاع المحفز catalytic (الطبقة السفلية المحفزة catalytic) ، حيث تتراوح من (١٤٠°م) إلى (٣٥٠°م) ، ومن المفضل أن تتراوح من (٢٠٠°م) إلى (٣٠٠°م) .

وتتم المحافظة على أن تظل قيم الضغط بداخل مفاعل ألكيللة alkylation reactor في حدود مدى يتراوح من (٠,٥) مليون باسكال إلى (٦) مليون باسكال [(0-5) to (6) MPa] ومن المفضل أن يتراوح من (٢) مليون باسكال إلى (٤,٥) مليون باسكال .

ويمكن أن تتم معالجة التيار العطري التارك لمفاعل ألكيللة alkylation reactor alkylation بالوسائل التقليدية المألوفة وذلك للحصول على الترتيب على كل من تيار نقى بصفة أساسية من منتج عطري غير محول ، على سبيل المثال ، benzene ، وتيار نقى بصفة أساسية من مركب عطري aromatic compound به استبدال بمجموعة alkyl ، على سبيل المثال ، ethylbenzene ، وتيار من نواتج ثقيلة و أكثر ثقلاً مكونة بصفة أساسية من مركبات عطرية aromatic compounds بها إستبدال بمجموعات di- or polyalkyl ، على سبيل المثال ، di- or polyethylbenzenes .

ومن المفضل أن يتكون نظام الفصل من سلسلة من أعمدة التقطير ، بداية من العمود الأول الذي تتم فيه استعادة الـ " benzene " الذى لم يتفاعل وتتم إعادة تدويره إلى حيث مفاعل ألكيللة alkylation reactor alkylation أو إلى وحدة ألكيللة alkylation unit المتبادلة كما سيتم وصف ذلك فيما بعد. وتتم استعادة الـ " ethylbenzene " من عمود التقطير distillation column الثاني ثم يتم دفعه إلى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction وتغذيته به ، فى حين تتم

استعادة الـ " polyethylbenzenes " مثل الـ " diethylbenzenes " و الـ " triethylbenzenes " وذلك من عمود التقطير distillation column الثالث .

ويمكن أن يتم دفع المركبات العطرية التي بها إستبدال بمجموعات الـ " بولي alkyl " ، مثل " polyethylbenzene " وذلك إلى مفاعل ألكيللة المتبادلة transalkylation reactor وتغذيته بها وذلك لإجراء ألكيللة alkylation المتبادلة مع الهيدروكربونات العطرية aromatic hydrocarbons (C_6-C_{12}) " التي بها عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٦) ذرات كربون إلى (١٢) ذرة كربون "،في حالة التعامل مع الـ " benzene " الذى نحن بصدده ونتكلم عنه ، وذلك لإنتاج المركبات العطرية المقابلة المستبدلة بمجموعة alkyl واحدة (monoalkyl) ، مثل ethylbenzene ، ولزيادة حصيلة ناتج تفاعل ألكيللة alkylation reaction (إدخال مجموعة " مجموعات " alkyl) .

ومن المفضل أن يتكون مفاعل ألكيللة المتبادلة transalkylation reactor من مفاعل reactor بقاع ثابت (بطبقة سفلية ثابتة) باستمرار ويتم تشغيله في طور سائل liquid phase ، و الذي يكون موجوداً فيه محفز ألكيللة المتبادلة transalkylation catalyst من محفزات ألكيللة المتبادلة transalkylation catalysts التقليدية المألوفة مثل Y - zeolites " Y-zeolite " ، أو beta zeolite ، أو mordenite ، ومن المفضل ، أن يكون Y - zeolites ، أو beta zeolite . ويمكن أن يتم تنفيذ تفاعل ألكيللة alkylation reaction المتبادلة وفقاً لما تم وصفه في البراءة الأمريكية رقم ٥٤٧٩٩٧٨.

وفى حالة ألكيللة المتبادلة transalkylation للـ " polyethylbenzenes " مع benzene ، فإن النسبة المولارية للـ " ethylene / benzene " ، التي تم حسابها بالنسبة لإجمالي المولات الكلية للـ benzene ، وكذلك أيضاً بالنسبة للـ " polyethylbenzene " وذلك بالنسبة لإجمالي المولات

الكلية للـ " ethylene " الموجود كمستبدل في الـ " polyethylbenzenes " ، فان هذه النسبة المولارية التي تم حسابها تكون في حدود مدى يتراوح من (١ / ٨) إلى (١٧ / ١) ، ومن المفضل ، أن يتراوح من (٢,٤ / ١) إلى (١٠ / ١) . وتتم المحافظة على أن تظل درجة الحرارة في مفاعل ألكيللة المتبادلة transalkylation reactor في حدود مدى يتراوح من (٣٥٠°م) إلى (٣٠٠°م) ، ومن المفضل ، أن يتراوح من (١٢٠°م) إلى (٢٥٠°م) ، في حين يجب أن تتم المحافظة على أن يظل الضغط في حدود مدى يتراوح من (٠,٠٢) مليون باسكال إلى (٥,٥) مليون باسكال ، ومن المفضل أن يتراوح من (٠,٧) مليون باسكال إلى (٤,٥) مليون باسكال .

ويكون الـ alkyl hydrocarbon (C_2-C_5) " الذي به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون " ، وفى الحالة المفضلة يكون عبارة عن ethane ، والذى يمكن خلطه إختيارياً مع منتج عملية ألكيللة alkylation ، يكون عبارة عن تيار لشحنة محضرة حديثاً ومشتقة من مركبات التكرير ، و بالتالي فإنها تكون متوفرة ، مثل الـ " benzene " ، وبدرجة نقاء تكون بنسبه أعلى من أو تساوى (٩٥٪) بالوزن . وبصفة عامة ، يكون ethane الذي يتم دفعه والتغذية به في هذا الطور مساوية ما يتراوح فيما بين من (صفر ٪) بالوزن إلى (٧٠٪) بالوزن من إجمالي الوزن الكلىّ للـ " ethane " .

ويتم دفع التيار الذي يكون محتوياً على منتج ألكيللة alkylation والذي يتم خلطه إختيارياً بالـ " ethane " ويكون في الصورة الغازية وذلك إلى قاعدة مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction الذي يعمل عند درجة حرارة تكون في حدود مدى يتراوح من (٤٥٠°م) إلى (٦٥٠°م) وضغط يكون في حدود مدى يتراوح من (٠,١) ضغط جوى إلى (٣) ضغط جوى ، ومن المفضل أن يتم ذلك عند ضغط يكون مساوياً الضغط الجوى أو بقيم

أعلى بقدر طفيف عن قيمة الضغط الجوىّ ، وبمعدل تدفق للكواشف ، يتم التعبير عنه فى صورة معدل تدفق حجمي في الساعة للكواشف لكل لتر من المحفز catalytic [السرعة الفراغية للغاز في الساعة " GHSV " Gas Hourly Space Velocity or] ، وذلك في حدود مدى يتراوح من (١٠٠) ساعة$^{-١}$ إلى (١٠٠٠٠) ساعة$^{-١}$ ، ومن المفضل أن يكون ذلك بمعدل يتراوح من (١٠٠) ساعة$^{-١}$ إلى (١٠٠٠) ساعة$^{-١}$ وبزمن استقرار للمحفز catalytic فى منطقة الطبقة السفلية المائعية يتراوح من (٥) دقائق إلى (٣٠) دقيقة ، ومن المفضل أن يتراوح من (١٠) دقائق إلى (١٥) دقيقة .

وللحصول على نزع هيدروجين dehydrogenation مثالي ، يتم دفع المحفز catalytic بداخل الجزء العلوي للمفاعل reactor وتعبئته به مع المحافظة على أن يظل فى الحالة المائعية بواسطة تيار الـ hydrocarbon ، ثم دفعه إلى القاعدة (الطبقة السفلية) . وذلك لكي يهبط ببطء باتجاه القاع فى إتجاه عكس إتجاه الطور الغازي gaseous phase الذي يكون آخذاً فى الصعود لأعلى . وأثناء حدوث هذا الهبوط لأسفل ، يتم إبطال نشاط وفعالية المحفز catalytic تدريجياً وتجميعه فوق القاع حيث يكون قد أُستنفذ بصفة أساسية .

وتتم إزالة المحفز catalytic المستنفذ أولاً بأول وباستمرار من قاع مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، ثم يتم دفعه بواسطة مائع لمادة حاملة ، مثل الهواء أو nitrogen ، وذلك إلى مفاعل إعادة التوليد regenerator . ويعمل مفاعل إعادة التوليد regenerator بصفة أساسية بنفس الطريقة التي يعمل بها مفاعل reactor نزع الهيدروجين dehydrogentaing . ويتم دفع المادة الصلبة المستنفذة فى الجزء العلوي للمفاعل reactor وتعبئته بها مع المحافظة على أن يظل فى الحالة المائعية بواسطة هواء سبق تسخينه ، ويكون إختيارياً غنياً بالـ oxygen ، وذلك لكي يهبط ببطء باتجاه القاع فى اتجاه عكس اتجاه الهواء الساخن الذى يكون آخذاً فى الصعود

لأعلى . وأثناء حدوث هذا الهبوط لأسفل ، فان الرواسب الكربونية المتبقية والموجودة على المحفز catalytic فإنها تحترق تدريجياً وذلك لكي يتم تجميع المحفز catalytic المعاد توليده regenerated بصفة أساسية وذلك فوق قاع مفاعل إعادة التوليد regenerator . ونظراً للانتقائية العالية لتفاعلات نزع الهيدروجين dehydrogenation reactions ، فإنه لمن الممكن أيضاً أن يتم دفع غاز الوقود إلى مفاعل إعادة التوليد regenerator وتغذيته به وذلك للإمداد أو للتزويد بالحرارة الضرورية اللازمة لاستكمال الاتزان الحراري thermal balance للنظام وإتمامه بواسطة احتراقه .

وفى مفاعل reactor (أو وحدة) إعادة التوليد ، فانه لمن المفضل أن يتم إجراء التشغيل عند ضغط يكون مساوياً للضغط الجوى ، أو بقيم أعلى بقدر طفيف عن قيمة الضغط الجوى ، وبسرعة فراغية تكون فى حدود مدى يتراوح من (١٠٠) ساعة$^{-1}$ إلي (١٠٠٠) ساعة$^{-1}$ ، وبأزمنة إستقرار للمادة الصلبة تكون فى حدود مدى يتراوح من (٥) دقائق إلى (٦٠) دقيقة ، ومن المفضل أن تكون فى حدود مدى يتراوح من (٢٠) دقيقة إلى (٤٠) دقيقة . وبصفة عامة ، يكون شكل درجة الحرارة بداخل مفاعل إعادة التوليد reaction regenerator فى حدود مدى يتراوح من (٦٠٠°م) إلى (٨٠٠°م) .

وتتم أولاً بأول وباستمرار وفى درجة حرارة تتراوح من حوالي (٦٥٠°م) إلى (٨٠٠°م) تقريباً ، إزالة المحفز catalytic المعاد توليده regenerated من قاع مفاعل إعادة التوليد reaction regenerator ، ثم دفعه إلى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction وتغذيته به باستخدام الـ hydrocarbon alkyl (C_2-C_5) أو الـ" ethane " ، كمائع لمادة حاملة، وبكمية تتراوح من (٣٠٪) بالوزن إلى (١٠٠٪) بالوزن من إجمالي الوزن الكلى المستخدم ، ومن المفضل أن يكون ذلك بكمية تتراوح من (٥٠٪) بالوزن الى (٧٠ ٪) بالوزن من

إجمالي الوزن الكلى المستخدم . و أثناء النقل من مفاعل إعادة التوليد regenerator إلى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، يتم تحويل الـ " ethane " إلى " ethylene " ، مع تبريد المحفز catalytic الذي يتم دفعه حينئذ إلى تفاعل نزع الهيدروجين dehydrogentaing لتخليق او لتكوين شكل مثالي لدرجة الحرارة فى المفاعل reactor يكون خاصاً بتحوّل الـ " benzene ethylene " إلى " styrene "

إن أي محفز catalyst يكون قادراً على إجراء نزع الهيدروجين dehydrogentaing ، فانه يمكن فى نفس الوقت حينئذ أن يتم فى العملية استخدام برافين مثل الـ " ethane " ، الكيل هيدروكربون عطري alkyl aromatic hydrocarbon مثل " ethylbenzene " ، حيث يعتبر هذا هدفاً من أهداف الاختراع الحالي . على سبيل المثال ، فان المحفز catalytic المناسب بصفة خاصة أكثر تحديداً يكون عبارة ذلك المحفز catalytic الذىّ تم وصفه فى طلب البراءة الدولية رقم ٠٠/٩١٩٦ على أساس أنه يكون مكوناً من الحديد ومادة معززة واحدة أو أكثر من المواد المعززة ، ويتم إختيارها من فلزات الأقلاء alkaline metals أو من فلزات الأقلاء الأرضية earth alkaline metal oxide وlanthanides ، على alumina فى :

delta+theta, theta+alpha or delta+theta+alpha phase معدل بـ silica وذو مساحة سطحية من المفضل ألاّ تقل عن (١٥٠) م^{٢} / جم ، يتم تعيينها بواسطة طريقة (BET) . وبصفة نوعية خاصة أكثر تحديداً ، فانه يكون عبارة عن المحفز catalytic الذي يشتمل على :

- من (١٪) بالوزن الى (٦٠ ٪) بالوزن من iron oxide ، ومن المفضل من (١٪) بالوزن الى (٢٠٪) بالوزن من iron oxide ؛

- من (٠,١٪) بالوزن الى (٢٠٪) بالوزن ، ومن المفضل من (٠,٥٪) بالوزن الى (١٠٪) بالوزن من أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من

أكاسيد الأقلاء alkaline oxides أو أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء الأرضية earth alkaline metal oxide ، كأن يكون على سبيل المثال ، potassium oxide ؛

- من (صفر٪) بالوزن الى (١٥٪) بالوزن ، ومن المفضل من (٠,١٪) بالوزن إلى (٧٪) بالوزن من مادة معززة ثانية يتم إختيارها من lanthanide oxides ، على سبيل المثال ، cerium ، أو lanthanum ، أو praseodymium ؛

- وتكون النسبة المئوية الباقية من النسبة المئوية المكملة للنسبة (١٠٠٪) عبارة عن alumina معدلة بما يتراوح من (٠,٠٨٪) بالوزن إلى (٥٪) بالوزن من الـ silica.

وهناك المزيد من الأمثلة الإضافية للمحفزات catalysts وهى تلك التي تتكون أساساً من gallium وplatinum و التي تم وصفها فى البراءة الأوروبية رقم ٣٦٧٥٧٨ أو تلك التي تتكون أساساً من chromium و tin والتي تم وصفها فى البراءة الأوروبية رقم ٨٩٤٧٨١ . لقد تم وصف محفزات نزع هيدروجين dehydrogenation catalysts أخرى للـ " paraffins و/ أو hydrocarbons الـ " الكيل العطرية alkylaromatic وذلك فى البراءتين الأوروبيتين رقمي ٣٣٥١٣٠ و ٤٠٠٤٤٨ ، وكذلك فى طلب البراءة الدولية رقم ٣٤٨٤٣.

ويمكن أن يتم اختيار المحفز catalytic المكون أساساً من gallium وplatinum وذلك من تلك المركبات المشتملة على :

- من (٠,١٪) بالوزن إلى (٣٤٪) بالوزن من ($Ga_2 O_3$) ، ومن المفضل من (٠,٢٪) بالوزن إلى (٣,٨٪) بالوزن من ($Ga_2 O_3$) ؛

- من (١) جزء فى المليون إلى (٩٩) جزء فى المليون (بالوزن) من الـــ platinum ، ومن المفضل من (٣) جزء فى المليون إلى (٨٠) جزء فى المليون (بالوزن) مـــن الـــ platinum ؛

- من (٠,٠٥٪) بالوزن إلى (٥٪) بالوزن ، ومن المفضل من (٠,١٪) بالوزن إلـــى (٣٪) بالوزن من أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقـــلاء alkaline metals oxides أو أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلـــزات الأقـــلاء الأرضـــية earth alkaline metal oxide، كـــأن يكـــون علـــى ســـبيل المثـــال potassium oxide ؛

- من (٠,٨٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن من الـــ " silica" ؛

- وتكون النسبة المئوية الباقية المكملة للنسبة المئوية (١٠٠٪) عبارة عن alumina فى : delta+theta, theta+alpha or delta+theta+alpha phases، وبمـــــــساحة سطحية لا تقـــل عن (١٥٠) م^2 / جم ، يتم تعيينها بواسطة طريقة (BET) .

ويتم إختيار المحفز catalytic المكون أساساً من chromium وtin وذلك مـــن تلـــك المركبـــات المشتملة على :

- من (٦٪) بالوزن إلى (٣٠٪) بالوزن من (Cr_2O_3) ، ومن المفضل من (١٣٪) بـــالوزن إلـــى (٢٥٪) بالوزن من (Cr_2O_3)؛

- من (٠,١٪) بالوزن إلى (٣,٥٪) بالوزن من (SnO) ، ومن المفضل من (٠,٢٪) بالوزن إلى (٢,٨٪) بالوزن من (SnO)؛

- من (٠,٤٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن ، ومن المفضل من (٠,٥٪) بالوزن إلى (٢,٥٪) بالوزن من أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكسيد فلزات الأقلاء alkaline metals oxide أو أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من فلزات الأقلاء الأرضية earth alkaline metal oxide، كأن يكون على سبيل المثال potassium oxide ؛

- من (٠,٠٨٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن من الـ" silica "؛

وتكون النسبة المئوية الباقية المكملة للنسبة المئوية (١٠٠٪) عبارة عن alumina في :

delta or theta phase or in a mixture of delta+theta, theta+alpha or delta+theta+alpha phases

وبمساحة سطحية لا تقل عن (١٥٠) م^{٢}/جم ، يتم تعيينها بالطريقة (BET).

وفى نهاية إجراء عملية نزع الهيدروجين dehydrogentaing ، تتم استعادة التيار الذي تم نزع الهيدروجين dehydrogentaing منه ، ويكون مكوناً بصفة أساسية من ethylene و styrene . وبصفة نوعية خاصة أكثر تحديداً ، يكون التيار مشتملاً على ما يتراوح من(١٥٪) بالوزن إلى(٣٠٪) بالوزن styrene ، ومن (٧٪) بالوزن إلى (١٥٪) بالوزن ethylene ، وما يتراوح من (١٥٪) بالوزن إلى (٥٠٪) بالوزن من ethylbenzene لم يتفاعل ، وبما يتراوح من (١٥٪) بالوزن إلى (٥٥٪) بالوزن من ethane لم يتفاعل، بالإضافة إلى نواتج أخرى مثل الـ " hydrogen " ، و الـ "methane " والـ "toluene" ، والـ "benzene " ، وهى النواتج التي تتكون

أثناء إجراء كلا الطورين phases ، أثناء إجراء طور ألكيللية alkylation phase وأثناء إجراء طور نزع الهيدروجين dehydrogenation phase .

ويتم تبريد تيار نزع الهيدروجين dehydrogentaing ، ثم إجراء الترشيح filtered ، ثم يُرسل إلى قسم التقطير لإستعادة الـ "styrene " و "ethylbenzene " الذي لم يتفاعل، والذى تتم إعادة تدويره إلى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، مع استعادة التيار المحتوى على الـ ethylene الذي تمت إستعادته بمجرد دفعه إلى وحدة ألكيللة alkylation unit و تغذيتها به.

و إذا كان محفز نزع الهيدروجين dehydrogenation catalyst المتوفر نشطاً بصورة خاصة ، بأزمنة تلامس قصيرة متدنية لغاز الكاشف مع المحفز catalytic تكون ضرورية و لازمة للتأثير على تفاعلات نزع الهيدروجين dehydrogenation reactions ، فإن مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction يمكن أن يصبح مفاعلاً reactor ذو تيار متساوي ،و الذي فيه تحُمل المادة الصلبة بصورة كاملة وتامة لأعلى بصورة هوائية "بفعل ضغط الهواء لأعلى" وذلك بواسطة الغاز (مفاعل reactor من نوع الماسورة الصاعدة لأعلى). وفى هذه الحالة ، يجب أن تكون سرعة الغاز السطحية أعلى من السرعة الطرفية للحبيبات الأكثر كبراً وضخامة و الموجودة فى القاع المائعيّ (الطبقة السفلية المائعية). ومن ثمَّ ، تكون السرعة السطحية فى الطور الغازي gaseous phase فى حدود عدة أمتار فى الثانية (م/ث) على الأقل كحد أدنى. و تكون السرعة الفراغية (GHSV) لهذا المفاعل reactor أكبر من (٥٠٠) ساعة$^{-١}$ ومن المفضل أن تكون أكبر من (١٠٠٠) ساعة$^{-١}$. وفى هذه الحالة، يتم دفع الـ hydrocarbon alkyl إلى قاع الماسورة الصاعدة لأعلى، الداخلة فى تلامس مع المحفز catalytic عند درجة حرارة التفاعل القصوى. ومن جهة أخرى، يتم حقن التيار الذي يكون محتوياً على المركب الكيل العطري alkylaromatic compound و إدخاله على ارتفاع مناسب على طول امتداد الماسورة الصاعدة

عندما يتم بالفعل نزع معظم هيدروجين dehydrogenation من hydrocarbon alkyl وهبوط درجة الحرارة إلى مستويات تتوافق مع اتجاه نزعة تفاعل نزع الهيدروجين dehydrogentaing الصحيحة للمركب الكيل العطري alkylaromatic compound .

ويمكن فهم العملية المتكاملة لإنتاج "ethylbenzene "، " styrene "، الممثلة لهدف الإختراع الحالي ، وبصورة أفضل وذلك بالرجوع إلى المخطط العام و الشامل للشكل المرفق والاستعانة به، و الذي يمثل نموذجاً توضيحياً فقط غير تحديدي (طرح بغرض التوضيح فقط لا للتحديد أو الحصر).

شرح مختصر للرسومات

شكل ١ : وبالرجوع إلى المخطط و الاستعانة به، تمثل (A) وحدة ألكيللة alkylation unit "إدخال مجموعة أو مجموعات ألكيل"، وتمثل (D) مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، (R) وحدة إعادة توليد المحفز catalytic ،(S) وحدة غسل الغاز وتنقيته ، (SP) قسم الفصل بواسطة وسائل " معدات " تقطير موجودة فى صورة سلسلة ، (C) مكثف ماء ، (F) وحدة الترشيح filtered ، (G1) ، (G2) يمثلان مبادلين حراريين " غاز- غاز "، (K1,K2) عبارة عن ضاغطين ، (V) جهاز فصل "غاز- سائل"، (LT) وحدة غشاء فصل ، (T1) ، (T2) عبارة عن خطوط حمل هوائية للمحفز فيما بين المفاعل reactor ووحدة إعادة التوليد ، (ST) عبارة عن ماسورة مدخنة لتصريف الأبخرة إلى حيث الهواء الجوى.

الوصف التفصيلي

ومن ثمَّ، يمكن بصورة واضحة ، توضح الاختراع الحالي على أساس المخطط المرفق والوصف السابق . وفى الحقيقة ، فإن كلاً من التيار (١) المكوَّن من benzene والتيار المعاد تدويره recycled stream (١٤) المكون بصفة أساسية من ethylene ، ethane ، ومعهما معاً وبكميات

ضئيلة للغاية هيدروجين و methane ، فإنهما يُدفعان ككواشف إلى وحدة ألكيلة alkylation unit (٨) وتتم تغذيتها بهما (بهذين التيارين). وتتدفق بغزارة وبصورة فجائية النواتج الخاملة (٣) القادمة من وحدة ألكيلة alkylation unit ، و التي بطريقة أو بأخرى ستتراكم فى دورة الإنتاج.

ويتم خلط التيار الذي تمت ألكيلته alkylated stream (٤) ، و المكوَّن بصفة أساسية من ethylbenzene و ethane وذلك مع التيار الثاني المعاد تدويره second recycled stream (١٦) ، المحتوى على "ethylbenzene " ، و القادم من قسم التقطير distillation section (S). ويمكن أن يتم خلط جزء من الـ "ethane " الفردي و اللازم لإجراء العملية المتكاملة ، موضع الاختراع الحالي و هدفه، وذلك بواسطة الخط (٢) ، و إلى حيث التيار (٤).

ويتم دفع الخليط (٥) الذيَّ تم الحصول عليه وبعد إجراء تسخين مسبق له فى (G1)، وذلك بواسطة الخط (٧)، و إلى حيث مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reactor (D). ويشتغل أو يعمل المفاعل reactor (D) مع وحدة إعادة توليد المحفز catalytic (R). وبصفة خاصة أكثر تحديداً، تتم أولا بأول وباستمرار إزالة المحفز catalytic المستنفذ الذيَّ يتراكم على قاع المفاعل reactor (D) ، ثم يُنقل هوائياً (بفعل ضغط الهواء)، ومن خلال الخط (T1) مع دفع وإدخال الغاز الحامل، على سبيل المثال هواء أو nitrogen ، إلى حيث الجزء العلويَّ لوحدة إعادة توليد المحفز catalytic (R). ويتم دفع تيار الهواء (٢١) ، المأخوذ من الهواء الجويَّ (١٩) و المضغوط فى (K2) ليعطى التيار (٢٠) الذيَّ يكون قد تم تسخينه مسبقاً فى (G2) وذلك إلى حيث وحدة إعادة التوليد. ويقوم الهواء (٢١) الذيَّ تم دفعه إلى القاعدة بواسطة موزع مناسب، ولم يوضح ذلك فى الشكل، بحرق الرواسب الكربونية (فحم الكوك coke) و التيَّ تم ترسبها على سطح المحفز catalytic ، وتكون صاعدة فى صاعدة فى الاتجاه العكسيَّ ، مع حفظ المادة الصلبة فى الحالة المائعية. ثم يتم تبريد الغازات المتدفقة effluent gases بغزارة (٢٢) من وحدة إعادة التوليد وذلك فى (G2)، ثم يتم ترشيحها filtered فى (F) وتفريغها discharged من (ST).

وبصورة مماثلة، فإن المحفز catalytic المعاد توليده regenerated ، و الذىً يتراكم فوق قاع وحدة إعادة التوليد (R)، فانه تتم إزالته أولاً بأول وباستمرار، ثم ينُقل هوائياً (بفعل ضغط الهواء أو أي غاز آخر)، من خلال الخط (T2)، باستخدام الـ "ethane " (٦) كغاز حامل، وذلك إلى حيث الجزء العلوىً لمفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction (D). وأثناء طور النقل، يتم خلط الـ "ethane " خلطاً شاملاً بالمحفز catalytic الساخن ثم يتم تحويله تحويلاً جزئياً إلى "ethylene "، مع خفض درجة حرارة المحفز catalytic إلى قيم تتوافق مع نزع هيدروجين dehydrogenation الـ " ethylbenzene ".

ويتم تبريد المنتج (٨) المنزوع الهيدروجين dehydrogenation، و الذي يتكون. بصفة أساسية من "styrene "، و" ethylene " و"ethylbenzene " لم يتحول ، و " ethane " ، و " methane "، و" hydrogen"، ومنتجات أخرى مثل "toluene" و "benzene "، وذلك فى المبادل الحرارىً (G1)، ثم يتم غسله من المساحيق المجرورة أو المسحوبة معه وذلك فى وحدة الغسيل distillation unit (S) ثم يتم تبريده تبريداً إضافياً فى المكثف (C) ثم دفعه إلى جهاز الفصل (V). وتتم استعادة التيار (١٢) للمنتجات القابلة للتكثيف ، و المكون بصفة أساسية من styrene ، و ethylbenzene ، ونواتج ثانوية أخرى (١٧) (toluene ، benzene) وذلك من قاع جهاز الفصل (V) ، فى حيث تتم استعادة التيار (١١) للمنتجات الخفيفة المكون بصفة أساسية من "ethylene "، و"ethane "، و"methane "، و " hydrogen " وذلك من أعلى قمة الفوهة (فوهة جهاز الفصل "V").

ويتجه التيار (١٢) إلى وحدة التقطير distillation unit (S)، على سبيل المثال، وحدة تكون مكونة من عمود واحداً أو أكثر من أعمدة التقطير distillation columns ، و التي منها تتم استعادة الـ " styrene " بدرجة نقاء (٩٩,٥٪<) ومعه الـ "ethylbenzene " (١٦)، حيث تتم إعادة تدويرهما معا إلى حيث مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، وترسل النواتج الثانوية (١٧) لتخضع لمعالجة تالية.

ويتم فصل التيار stream (١١) الذىّ تم جلبه إلى ضغط تشغيل وحدة ألكيللة alkylation unit فى الضاغط (K1) وذلك من hydrogen (١٥) حيث يتم ذلك فى نظام وحدة غشاء الفصل membrane removal system (LT) ، ثم يُعاد تدويره إلى وحدة ألكيللة alkylation unit (A) ، كمادة تغذية أولية primary feed ، وذلك عن طريق الخط (١٤).

لقد تم طرح المثال التوضيحىّ التالي بغرض تحقيق المزيد من الفهم الأفضل للاختراع الحالي و بغرض تجسيده فى أوضح صورة.

مثـــال :

يتم وصف مصنع متكامل لإنتاج الـ "styrene" ، و الذىّ يعمل لمدة (٨٤٠٠) ساعة / سنة بإنتاجية عادية سنوية تبلغ (٣٥٠٠) طن من الـ "styrene".

يتم تنفيذ نزع هيدروجين متزامن للـ "ethane" وبصورة مماثلة للإجراءات التىّ تم وصفها فى البراءة الأمريكية رقم ٦٠٣١١٤٣. ويتم إجراء خلط مسبق الـ "ethylbenzene" اللازم و الضروري لإنتاج الـ "styrene" مع الـ "ethane" وذلك لتكون مادة التغذية التي يتم دفعها إلى المفاعل reactor مكونة من (٣٠٪) مولار (جزيئات جرامية) من "ethylbenzene"، (٧٠٪) مولار من الـ "ethane". ويتم تنفيذ التفاعل عند ضغط متوسط فى القاع المائعى (أوفى الطبقة السفلية المائعية) يبلغ (١,٥) ضغط جوى، وفى درجة حرارة تكون فى حدود مدى يتراوح من (٥٥٠مْ) عند قاع المفاعل reactor إلى (٦٠٠مْ) عند نهاية الطرف العلوي للطبقة السفلية المائعية، حيث يتم حينئذ دفع المحفز catalytic المعاد توليده regenerated و القادم من المفاعل reactor . وتكون السرعة الفراغية (GHSV) عبارة عن (٣٠٠) N l / ساعة لكل لتر من المحفز catalytic . و يشتمل محفز نزع الهيدروجين dehydrogenation catalyst على gallium oxide [(٢,٣٣٪) بالوزن] ، وpotassium oxide [(٠,٦٪) بالوزن] ، وplatinum [(٧٥) جزء فى المليون] ، و silica[(١,٥٦٪) بالوزن]، وتكون النسبة المئوية الباقية و المكملة لنسبة الـ (١٠٠٪)

عبارة عن alumina وزمن الاستقرار للمادة الصلبة فى المفاعل reactor مساوياً (١٢) دقيقة. وتكون نسبة تحويل الـ " ethylbenzene " عبارة عن (٥٢٪) بالوزن ، و الانتقائية الـ " styrene " مساوية (٩٢٪) بالوزن. ويكون تحوُّل الـ " ethane " مساوياً (١٠٪) بالوزن والانتقائية للـ " ethylene " مساوية (٩٠٪) بالوزن. وبهذه الطريقة ، تكون النسبة المولارية فيما بين" ethylbenzene " المتفاعل و الـ " ethylene " الناتج مساوية (٢,٥) .

ويتم دفع كمية أخرى من الـ " ethane " تكون مساوية (٦٠٪) من الكمية السابق خلطها بالـ " ethylbenzene " ، وذلك إلى حيث قاعدة خط المادة الحاملة الذي يجلب المحفز catalytic المعاد تدويره إلى درجة حرارة متوسطة تبلغ (٦٥٠ م) و إلى ضغط متوسط يبلغ (٢) بار من وحدة إعادة التوليد إلى حيث المفاعل reactor .

ويعمل ethane فى هذه الحالة كغاز حامل ولكنه يتفاعل أيضاً تفاعلاً جزئياً ليتم تكوين الـ " ethylene ". وتكون حصيلة الناتج للـ ethylene بنسبة (٢٠٪) بالوزن ، و بالتالي ، وبعد أن يتم خلط الغاز المتدفق بغزارة وبصورة فجائية من القاع المائعى أو من الطبقة السفلية المائعية للمفاعل reactor وذلك مع الغاز الحامل القادم من وحدة إعادة التوليد إلى حيث المفاعل reactor ، تكون النسبة المولارية بين الـ" ethylbenzene " المتفاعل و الـ " ethylene " الناتج مساوية (٠,٩٩) . ومن ثمَّ ، يتم الحصول على كمية من الـ " ethylene " ويتم إنتاجها، بواسطة نزع هيدروجين الـ " ethane " ، و الذي يكون كافياً لأن يُستخدم ككاشف فى قسم (وحدة) ألكيللة alkylation و إنتاج كل الـ " ethylbenzene " الذي يتفاعل فى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction .

عناصر الحماية

١- عبارة عن عملية متكاملة لإنتاج مركبات عطرية aromatic compounds بها استبدال بمجموعات alkyl و alkenyl ، وهى العملية التي تشتمل على الخطوات التالية:-

(أ) تغذية وحدة ألكيللة alkylation unit بأن يدفع إليها تياراً مكوناً من هيدروكربون عطري aromatic hydrocarbon (C_6-C_{12}) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٦) ذرات كربون إلى (١٢) ذرة كربون، وتياراً معاداً تدويره regenerated مكوناً من hydrocarbon alkenyl (C_2-C_5) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون ؛

(ب) إختيارياً ، يتم إجراء خلط للتيار التارك لوحدة ألكيللة alkylation unit ، المكون من مركب الكيل العطري alkylaromatic ، وذلك مع تيار مكون من hydrocarbon alkyl (C_2-C_5) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون؛

(ج) دفع تيار الخطوة (ب) إلى " وحدة نزع الهيدروجين dehydrogentaing ذات القاع المائع (الطبقة السفلية المائعية) / وحدة إعادة التوليد " وتغذيتهما به ويكون محتوياً على محفز قادراً على نزع الهيدروجين dehydrogentaing ، وفى نفس الوقت أيضاً ، يكون hydrocarbon alkyl موجوداً بصورة إختيارية ، و مركب الكيل العطري alkylaromatic ؛

(د) يتم أولاً وبصورة مستمرة تفريغ المحفز catalytic المستنفذ الذي يتراكم على قاع مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ثم دفعه إلى قمة مفاعل إعادة التوليد regenerator ؛

(هـ) يتم أولاً بأول وبصورة مستمرة تفريغ المحفز catalytic المعاد توليده regenerated والذى يتراكم على قاع مفاعل إعادة التوليد regenerator ثم دفعه إلى قمة مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ؛

(و) دفع تيار الهيدروكربون hydrocarbon التارك لمفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction إلى حيث قسم الفصل لإنتاج تيار يتكون بصفة أساسية من مركب عطري aromatic compound به إستبدال بمجموعة alkenyl وتيار يكون محتوياً على hydrocarbon alkenyl ؛

(ز) إعادة تدوير التيار المحتوى على hydrocarbon alkenyl إلى حيث وحدة ألكيللة alkylation unit ؛

٢- وفقاً لعنصر الحماية رقم (١) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يكون فيها aromatic hydrocarbon (C_6-C_{12}) عبارة عن benzene .

٣- وفقاً لأى عنصر حماية من عنصري الحماية رقم (١) أو رقم (٢) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يكون فيها " alkyl hydrocarbon (C_2-C_5)/ alkenyl " عبارة عن "ethylene / ethane " .

٤-وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يتكون فيها التيار المعاد تدويره من مما يتراوح من (٢٠٪) إلى (٩٥٪) مولات من الـ " ethane " ، ومماً يتراوح من (٥٪) إلى (٨٠٪) من مولات من الـ " ethylene " على الترتيب .

٥- وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يتم فيها دفع التيار إلى وحدة ألكيللة alkylation unit وذلك لتكون النسبة المولارية " ethylene/ benzene " فى حدود مدى يتراوح من (١,٨) إلى (٥٠) .

٦ - وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث تشتمل فيها وحدة ألكيللة alkylation unit على مفاعل تقطير محفز catalytic distillation reactor يعمل فى طور phase (غاز gas - سائل liquid) مختلط mixed.

٧ - وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث تشتمل فيها وحدة الألكيللة alkylation unit على مفاعل reactor بقاع ثابت متصل (بطبقة سفلية ثابتة مستمرة) يعمل فى الطور الغازي gaseous phase .

٨ - وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يتم فيها اختيار محفز ألكيللة alkylation من مواد صلبة متبلرة مسامية صناعية وطبيعية من zeolites الحمض ، والتي فيها تكون النسبة الذرية " silicon/aluminum " فى حدود مدى يتراوح من (١/٥) إلى (١/٢٠٠).

٩ - العملية المتكاملة طبقًا لعنصر الحماية (٨)، حيث يتم اختيار محفز الألكلة من المجموعة المكونة من مواد zeolites Y وzeolites بيتا وzeolites موردينيت وzeolites أوميجا وzeolites A وzeolites X وzeolites L و CM-22 M صلبة متبلِّرة مسامية porous crystalline و MCM-36 صلبة متبلِّرة مسامية porous crystalline و MCM-49 صلبة متبلِّرة مسامية porous crystalline و MCM56 صلبة متبلِّرة مسامية porous crystalline و ERS-10 صلبة متبلِّرة مسامية porous crystalline .

١٠ - وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها إختيار محفز ألكيللة alkylation من zeolites من المجموعة (ZSM) و التي تكون فيها النسبة الذرية " silicon/aluminum " فى حدود مدى يتراوح من (١/٢٠) إلى (١/٢٠٠) .

١١ - وفقاً لعنصر الحماية رقم (١٠) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها إختيار محفز ألكيللة alkylation من zeolites المجموعة ZSM-5 ، ZSM-11 ، ZSM-12 ، ZSM-23، ZSM-35 ، ZSM-38 ، ZSM-48 .

١٢ - وفقاً لعنصر الحماية رقم (١١) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يكون فيها محفز ألكيللة alkylation عبارة عن ZSM-5 .

١٣- وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يتم فيها تنفيذ تفاعل ألكيللة alkylation reaction فى درجة حرارة تكون فى حدود مدى يتراوح من (٥٠°م) إلى (٤٥٠°م).

١٤- وفقاً لعنصر الحماية رقم (٦) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث تتغير فيها درجة الحرارة على طول امتداد القاع المحفز catalytic (الطبقة السفلية المحفزة catalytic) وذلك من درجة حرارة (١٤٠°م) إلى (٣٥٠°م).

١٥ - وفقاً لعنصر الحماية رقم (٧)، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث تكون فيها درجة حرارة ألكيللة alkylation فى حدود مدى يتراوح من (٣٢٥°م) إلى (٤٥٠°م).

١٦- وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث تتم فيها المحافظة على الضغط بداخل مفاعل ألكيللة alkylation reactor ليكون عند قيم تتراوح من (٠,٥) مليون باسكال إلى (٦) مليون باسكال.

١٧- العملية المتكاملة طبقًا لعنصر الحماية (١)، حيث تشتمل وحدة الألكلة على نظام فصل يعطي بالتالي تياريًا نقيًا إلى حد كبير من هيدروكربون عطري aromatic hydrocarbon غير محول وتيارًا نقيًا إلى حد كبير من مركب عطري aromatic compound به استبدال ب alkyl وتيارًا من منتجات أعلى تتكون أساسًا من مركبات عطرية aromatic compounds بها استبدال di- or polyalkyl.

١٨- وفقاً لعنصر الحماية رقم (١٧) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتكون فيها نظام الفصل من سلسلة من أعمدة التقطير distillation columns ، بداية من عمود التقطير distillation column الأول الذي تتم فيه إستعادة الـ "benzene " الذي لم يتفاعل، وتتم إعادة تدويره إلى حيث مفاعل ألكيللة alkylation reactor أو إلى وحدة ألكيللة alkylation unit المتبادلة، وتتم إستعادة الـ " ethylbenzene " من عمود التقطير distillation column الثاني ثم يتم دفعه إلى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction وتغذيته به ، فى حين تتم إستعادة الـ " polyethylbenzenes " ، وبصفة خاصة الـ "diethylbenzenes "، و الـ "polyethylbenzene " وذلك من عمود التقطير distillation column الثالث.

١٩- وفقاً لأي عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يتم فيها دفع المركب العطرية التي بها إستبدال بمجموعات الـ"polyalkyl " وذلك إلى مفاعل ألكيللة المتبادلة transalkylation reactor لإجراء ألكيللة المتبادلة

transalkylation مع الهيدروكربونات العطرية aromatic hydrocarbons (C_6-C_{12}) وذلك لإنتاج المركبات العطرية aromatic compounds المقابلة المستبدلة بمجموعة alkyl واحدة (mono-alkyl).

٢٠ – وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يتم فيها تنفيذ تفاعل ألكيللة alkylation reaction المتبادلة فى مفاعل reactor بقاع ثابت (بطبقة سفلية ثابتة) باستمرار ويتم تشغيله فى طور سائل liquid phase و الذىّ فيه اختيار محفز ألكيللة المتبادلة transalkylation catalyst من Y zeolite, beta zeolite، أو mordenite ليكون موجوداً.

٢١– وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث تكون فيها النسبة المولارية فى حالة تنفيذ ألكيللة المتبادلة transalkylation بـ benzene ، والمحسوبة للـ " ethylene / benzene " بالنسبة لإجمالي المولات الكلية للـ benzene ، وكذلك أيضاً بالنسبة للـ " polyethylbenzene " وذلك بالنسبة لإجمالي المولات الكلية للـ " ethylene " الموجود كمستبدل فى الـ "polyethylbenzenes"، فإن هذه النسبة المولارية التي تم حسابها تكون فى حدود مدى يتراوح من (٨/١) إلى (١/١٧) .

٢٢ – وفقاً لعنصر الحماية رقم (٢١) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث تتم فيها المحافظة على درجة الحرارة فى مفاعل ألكيللة المتبادلة transalkylation reactor لتكون فى حدود مدى يتراوح من (٥٠ °م) إلى (٣٠٠ °م)، فى حين تتم المحافظة على أن يظل الضغط فى حدود مدى يتراوح من (٠,٠٢) مليون باسكال إلى (٥,٥) مليون باسكال.

٢٣ - وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يكون فيها alkyl hydrocarbon (C_2-C_9) الذي تم دفعه إلى التيار التارك لوحدة الألكيللة alkylation unit موجوداً بتركيز فى حدود مدى يساوى مما يتراوح فيما بين من(صفر٪) بالوزن إلى (٧٠٪) بالوزن من إجمالي الوزن الكلىّ.

٢٤ - وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها دفع التيار المحتوى على ناتج عملية ألكيللة alkylation ويكون فى الطور الغازىّ gas phase وذلك إلى قاعدة مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction الذي يعمل عند درجة حرارة تكون فى حدود مدى يتراوح من (٤٥٠ م) إلى (٦٥٠ م) وضغط يكون فى حدود مدى يتراوح من (٠,١) ضغط جوى إلى (٣) ضغط جوى.

٢٥- وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث تتم فيها تغذية مفاعل إعادة التوليد regenerator بهواء تم تسخينه مسبقاً، وإختيارياً بغاز وقود للإمداد بالحرارة اللازمة بواسطة إحتراقه .

٢٦- وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة، حيث يكون فيها شكل درجة الحرارة بصفة عامة بداخل مفاعل إعادة التوليد regenerator فى حدود مدى يتراوح من (٦٠٠ م) إلى (٨٠٠ م).

٢٧ - وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها أولاً بأول وباستمرار إزالة المحفز catalytic المعاد توليده regenerated من قاع مفاعل إعادة التوليد regenerator ودفعه إلى مفاعل نزع

الهيدروجين dehydrogenation reaction وذلك باستخدام alkyl hydrocarbon (C_2-C_5) كمائع حامل يكون موجوداً بكمية بنسبة تتراوح من (٣٠٪) إلى (١٠٠٪) بالوزن من إجمالي الوزن الكلى المستخدم.

٢٨- وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يكون فيها محفز عملية نزع الهيدروجين dehydrogentaing مكوناً بصفة أساسية من الحديد ومادة معززة واحدة أو أكثر من المواد المعززة يتم إختيارها من فلزات الأقلاء alkaline metals أو من فلزات الأقلاء alkaline metals الأرضية، و lanthanides ، على alumina فى delta phase أو فى theta phase، أو فى طور خليط phase mixture لكل من :

delta+theta, theta+alpha or delta+theta+alpha phases ، معدل بـــ silica ، وذو مساحة سطحية من المفضل ألا تقل عن (١٥٠)م^2 / جم ، يتم تعيينها بواسطة طريقة الـ (BET).

٢٩- وفقاً لعنصر الحماية رقم (٢٨) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يشتمل فيها محفز عملية نزع الهيدروجين dehydrogentaing على:

من (١٪) بالوزن إلى (٦٠ ٪) بالوزن من iron oxide ، ومن المفضل من (١٪) بالوزن إلى (٢٠٪) بالوزن من iron oxide ؛

- من (٠,١٪) بالوزن إلى (٢٠٪) بالوزن، ومن المفضل من (٠,٥٪) بالوزن إلى (١٠٪) بالوزن من أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء alkaline metals oxides أو أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء الأرضية earth alkaline metal oxide، كأن يكون على سبيل المثال ، potassium oxide ؛

- من (صفر٪) بالوزن إلى (١٥٪) بالوزن، ومن المفضل من (٠,١٪) بالوزن إلى (٧٪) بالوزن من مادة معززة ثانية يتم إختيارها من lanthanide oxides ، على سبيل المثال ، cerium ، أو lanthanum ، أو praseodymium ؛

- وتكون النسبة المئوية الباقية من النسبة المئوية المكملة للنسبة (١٠٠٪) عبارة عن alumina معدلة بما يتراوح من (٠,٠٨٪) بالوزن إلى (٥٪) بالوزن من الـ silica.

٣٠- وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها إختيار محفز عملية نزع الهيدروجين dehydrogentaing من تلك المحفزات catalytics التى تتكون أساساً من gallium وplatinum أو تتكون أساساً من chromium وtin .

٣١- وفقاً لعنصر الحماية رقم (٣٠) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يكون فيها المحفز catalytic المكوَّن أساساً من gallium وplatinum مشتملاً على:

- من (٠,١٪) بالوزن إلى (٣٤٪) بالوزن من (Ga_2O_3)، ومن المفضل من (٠,٢٪) بالوزن إلى (٣,٨٪) بالوزن من (Ga_2O_3)؛

- من (١) جزء فى المليون إلى (٩٩) جزء فى المليون (بالوزن) من platinum ، ومن المفضل من (٣) جزء فى المليون إلى (٨٠) جزء فى المليون (بالوزن) من platinum ؛

- من (٠,٠٥٪) بالوزن إلى (٥٪) بالوزن، ومن المفضل من (٠,١٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن من أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء alkaline metals oxides أو أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء الأرضية earth alkaline metal oxide، كأن يكون على سبيل المثال potassium oxide ؛

- من (٠,٠٨٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن من الـ " silica" ؛

- وتكون النسبة المئوية الباقية المكملة للنسبة المئوية (١٠٠٪) عبارة عن alumina في في delta phase أو في theta phase، أو في طور phase خليط mixture لكل من :

لكل من :

delta+theta, theta+alpha or delta+theta+alpha phases وبمساحة سطحية لا تقل عن (١٥٠) م^{٢} / جم ، يتم تعيينها بواسطة طريقة (BET) .

٣٢- وفقاً لعنصر الحماية رقم (٣٠) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يكون فيها المحفز catalytic المكوَّن أساساً من chromium وtin مشتملاً على :

- من (٦٪) بالوزن إلى (٣٠٪) بالوزن من (Cr_2O_3)، ومن المفضل من (١٣٪) بالوزن إلى (٢٥٪) بالوزن من (Cr_2O_3)؛

- من (٠,١٪) بالوزن إلى (٣,٥٪) بالوزن من (SnO) ، ومن المفضل من (٠,٢٪) بالوزن إلى (٢,٨٪) بالوزن من (SnO)؛

- من (٠,٤٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن، ومن المفضل من (٠,٥٪) بالوزن إلى (٢,٥٪) بالوزن من أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء alkaline metals oxides أو أكسيد فلز metal oxide واحد على الأقل من أكاسيد فلزات الأقلاء الأرضية earth alkaline metal oxide، كأن يكون على سبيل المثال potassium oxide ؛

- من (٠,٠٨٪) بالوزن إلى (٣٪) بالوزن من الـ" silica "؛

وتكون النسبة المئوية الباقية المكملة للنسبة المئوية (١٠٠٪) عبارة عن alumina في :

في delta phase أو في theta phase، أو في طور phase خليط mixture لكل من :

delta+theta, theta+alpha or delta+theta+alpha phases ، وبمساحة سطحية لا تقل عن (١٥٠) م^{٢} / جم، يتم تعيينها بالطريقة (BET).

٣٣ - وفقاً لأى عنصر حماية من عناصر الحماية السابقة ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها فى نهاية عملية نزع الهيدروجين dehydrogentaing استعادة التيار الذي تم منه نزع الهيدروجين dehydrogentaing ويكون هذا التيار مشتملاً على ما يتراوح من (١٥٪) بالوزن إلى (٣٠٪) بالوزن " styrene " ، ومن (٧٪) بالوزن إلى ١٥٪) بالوزن " ethylene "، وبما يتراوح من (١٠٪) بالوزن إلى (٥٠٪) بالوزن من" ethylbenzene " لم يتفاعل، وبما يتراوح من (١٥٪) بالوزن إلى (٥٥٪) بالوزن من ethane لم يتفاعل .

٣٤- عبارة عن عملية متكاملة لإنتاج مركبات عطرية aromatic compounds بها إستبدال بمجموعات alkyl و alkenyl ، و التي تشتمل على:

(ا) تغذية وحدة ألكيللة alkylation unit بأن يدفع إليها تياراً مكوناً من هيدروكربون عطري aromatic hydrocarbon (C_6-C_{12}) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٦) ذرات كربون إلى (١٢) ذرة كربون، وتياراً معاداً تدويره مكوناً من hydrocarbon alkenyl (C_2-C_5) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون ؛

(ب) إختيارياً، يتم إجراء خلط للتيار التارك لوحدة ألكيللة alkylation unit ، المكون من مركب الكيل العطري alkylaromatic ، وذلك مع تيار مكون من hydrocarbon alkyl (C_2-C_5) به عدد من ذرات الكربون يتراوح من (٢) ذرة كربون إلى (٥) ذرات كربون ؛

(ج) دفع تيار الخطوة (ب) إلى " وحدة نزع الهيدروجين dehydrogentaing ذات القاع المائع (الطبقة السفلية المائعية) / وحدة إعادة التوليد " وتغذيتهما به ويكون محتوياً على محفز قادراً على نزع الهيدروجين dehydrogentaing ، وفى نفس الوقت أيضاً ، يكون hydrocarbon alkyl موجوداً بصورة إختيارية ، ومركب الكيل العطري alkylaromatic؛

(د) يتم أولاً بأول وبصورة مستمرة تفريغ المحفز catalytic المستنفذ الذي يتراكم على قاع مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ثم دفعه إلى قمة مفاعل إعادة التوليد regenerator ؛

(هـ) يتم أولاً بأول وبصورة مستمرة تفريغ المحفز catalytic المعاد توليده regenerated والذى يتراكم على قاع مفاعل إعادة التوليد regenerator ثم دفعه إلى قمة مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogentaing reaction ؛

(و) دفع تيار الهيدروكربون hydrocarbon التارك لمفاعل نزع الهيدروجين dehydrogentaing dehydrogenation reaction إلى حيث قسم الفصل لانتاج تيار يتكون بصفة أساسية من مركب عطري aromatic compound به إستبدال بمجموعة alkenyl وتيار مكون محتوياً على hydrocarbon alkenyl ؛

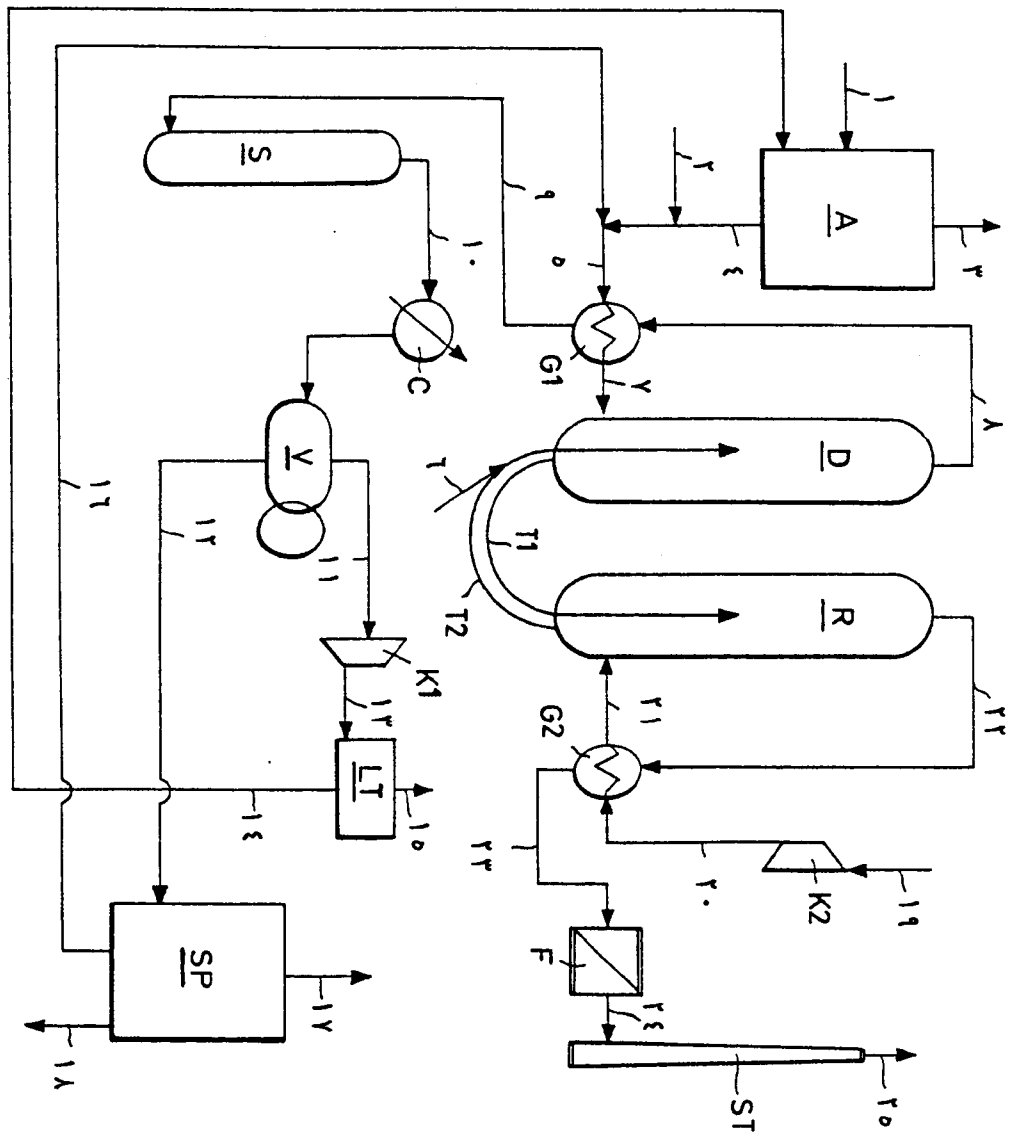
(ز) إعادة تدوير التيار المحتوى على hydrocarbon alkenyl إلى حيث وحدة ألكيلة alkylation unit ؛

وتكون العملية المتكاملة السابقة الذكر متميزة، بأن المائع يقوم بنقل المحفز catalytic ، الذىّ يترسب على قاع وحدة (مفاعل إعادة التوليد regenerator وفى درجة حرارة تتراوح من (٦٥٠°م) إلى (٨٠٠°م) ، ويدفع إلى مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction ، فإنه يتكون من hydrocarbon alkyl (C_2-C_5)، و أن مفاعل نزع الهيدروجين dehydrogenation reaction يكون عبارة عن مفاعل reactor بما سورة صاعدة ذو تيار متساوي، و الذي فيه تحمل المادة الصلبة بصورة كاملة وتامة لأعلى بصورة هوائية (بفعل ضغط الهواء أو أي غاز آخر لأعلى) وذلك بواسطة الغاز (مفاعل reactor من نوع الماسورة الصاعدة لأعلى).

٣٥ - العملية المتكاملة طبقًا لعنصر الحماية (٣٤)، حيث تكون السرعة الفراغية للغاز (GHSV) أكبر من ٥٠٠ س$^{-١}$.

٣٦- وفقاً لأحد عنصري الحماية رقم (٣٤) أو رقم (٣٥) ، فهي عبارة عن عملية متكاملة ، حيث يتم فيها دفع "alkyl hydrocarbon إلى قاع الماسورة الصاعدة ، ليدخل فى تلامس مع المحفز catalytic عند درجة حرارة التفاعل القصوى ، فى حين يتم دفع التيار المحتوى على المركب العطرىّ الـ " alkyl " عند إرتفاع مستوى من الماسورة حيث يتم خفض درجة الحرارة لتصل إلى مستويات من درجات الحرارة تتوافق مع نزع الهيدروجين dehydrogentaing المقابل.

شکل ۱


A
S
D
R
V
C
G1
G2
K1
K2
LT
SP
F
ST
T
T1
T2
۱
۲
۳
۴
۵
۶
۷
۸
۹
۱۰
۱۱
۱۲
۱۳
۱۴
۱۵
۱۶
۱۷
۱۸
۱۹
۲۰
۲۱
۲۲
۲۳
۲۴
۲۵