Министерство образования Российской Федерации

Казанский государственный технологический университет

Кафедра ПАХТ

Расчетное задание № 4

Расчет тарельчатой ректификационной колонны

Выполнила:

Студентка группы 513121

Шишмарова И.Н.

Проверила:

Мануйко Г.В.

Казань 2006

## Расчет тарельчатой ректификационной колонны

Рассчитать ректификационную колонну непрерывного действия с ситчатыми тарелками для разделения 7,5 т/ч жидкой смеси, содержащей 40% (масс) хлороформа и 60% (масс) бензола. Требуемое содержание хлороформа в дистилляте 98% (масс), в кубовом остатке 4,5% (масс). Исходная смесь перед подачей в колонну подогревается до температуры кипения.

Материальный баланс.

Обозначим массовый расход через GD кг/ч, кубового остатка через GW кг/ч

Из уравнений материального баланса находим массовые расходы:

GW + GD = GF;

GW ∙ xW + GD ∙ xD = GF ∙ xF;

GW + GD = 7500;

GW ∙ 0.98 + GD ∙ 0.045 = 7500 ∙ 0.4;

GD = 4650 кг/ч;

GW = 2850 кг/ч.

Для дальнейших расчетов выразим концентрации питания, дистиллята и кубового остатка в мольных долях.

Питание

Дистиллят

Кубовый остаток

Относительный мольный расход питания:

Минимальное число флегмы

, где у\*F - мольная доля хлороформа в паре, равновесном с жидкостью питания, определены по диаграмме у\* - х.

Рабочее число флегмы

R= 1.3Rmin + 0.3 = 1.3. ∙ 5,1 + 0.3 = 6.9

Уравнения рабочих линий:

А) верхней части колонны

Б) нижней части колонны:

Определение скорости пара и диаметра колонны.

Средние концентрации жидкости:

А) в верхней части колонны

Б) в нижней части колонны:

Средние концентрации пара находим по уравнениям рабочих линий:

А) в верхней части колонны

Б) в нижней части колонны:

средние температуры пара определяем по диаграмме t – x, у:

А) при ,

Б) при .

Средние мольные массы и плотности пара:

А)

Б)

Средняя плотность пара в колонне:

Температура в верху колонны при хD = 0.97 равняется 63 0С, а в кубе-испарителе при хW = 0.03 она равна 80,5 0С.

Плотность жидкого хлороформа при 63 0С:

Плотность жидкого бензола при 80,30С:

Средняя плотность жидкости в колонне:

Принимаем расстояние между тарелками h = 300мм. для ситчатых тарелок по графику находим С=0,032. Скорость пара в колонне:

Объемный расход проходящий через колонну пара при средней температуре в колонне tCP = (63+80.5) /2 = 720С:

Диаметр колонны:

 DCT = 2200мм.

Тогда скорость пара в колонне будет:

Гидравлический расчет тарелок.

Принимаем следующие размеры ситчатой тарелки: диаметр отверстий d0 = 4 мм, высота сливной перегородки hП = 40мм. свободное сечение тарелки (суммарная площадь отверстий) 8% от площади тарелки. Площадь, занимаемая двумя сегментами, составляет 20% от общей площади тарелки.

Рассчитаем гидравлическое сопротивление тарелки в верхней и в нижней части колонны по уравнению:

∆р = ∆рсух + ∆рσ + ∆рпж.

А) Верхняя часть колонны.

Гидравлическое сопротивление сухой тарелки:

, где

ζ = 1,82 – коэффициент сопротивления неорошаемых ситчатых тарелок со свободным сечением 7 – 10%;

w0 = 0,66/0,08 = 8,3 м/с – скорость пара в отверстиях тарелки.

Сопротивление, обусловленное силами поверхностного натяжения:

, где

σ – поверхностное натяжение жидкости при средней температуре в верхней части колонны 74,4 0С.

Сопротивление парожидкостного слоя на тарелке:

∆рпж = 1,3hпжρпжgk

Высота парожидкостного слоя:

hпж = hп + ∆h

величину ∆h – высоту слоя над сливной перегородкой рассчитываем по формуле:

, где Vж – объемный расход жидкости, м3/с; П – периметр сливной перегородки, м; k = ρпж/ρж – отношение плотности парожидкостного слоя к плотности жидкости, принимаемое приближенно равным 0,5.

Объемный расход жидкости в верхней части колонны:

Периметр сливной перегородки П находим решая систему уравнений:

, где R = 0,9 м – радиус тарелки; 2/3Пb – приближенное значение площади сегмента.

Решение дает: П = 1,32 м; b= 0.289 м. находим ∆h:

Высота парожидкостного слоя на тарелке:

hпж = hп + ∆h= 0,04 + 0,032 = 0,072м.

Сопротивление парожидкостного слоя:

∆рпж = 1,3hпжρжgk=1,3 ∙0,072 ∙ 0,5 ∙1110,4 ∙ 9,81= 510 Па.

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в верхней части колонны:

∆р’ = ∆рсух + ∆рσ + ∆рпж = 232 + 20,8 + 510 = 762,8 Па.

Б) Нижняя часть колонны:

, где

σ – поверхностное натяжение жидкости при средней температуре в верхней части колонны 79 0С.

Высота парожидкостного слоя на тарелке:

hпж = hп + ∆h= 0,04 + 0,03 = 0,07.

Сопротивление парожидкостного слоя:

∆рпж = 1,3hпжρжgk=1,3 ∙0,07 ∙ 0,5 ∙1110,4 ∙ 9,81= 991 Па.

Общее гидравлическое сопротивление тарелки в нижней части колонны:

∆р’’ = ∆рсух + ∆рσ + ∆рпж = 188 + 20,2 + 991 = 1199,2 Па.

Проверим, соблюдается ли при расстоянии между тарелками h = 0.3 м необходимое для нормальной работы тарелок условие

Для тарелок нижней части, у которых гидравлическое сопротивление больше, чем у тарелок верхней части:

 Условие соблюдается.

Проверим равномерность работы тарелок – рассчитаем минимальную скорость пара в отверстиях w0min, достаточную для того, чтобы ситчатая тарелка работала всеми отверстиями:

Рассчитанная скорость w0min = 7,9 м/с; следовательно, тарелки будут работать всеми отверстиями.

Определение числа тарелок и высоты колонны.

А) наносим на диаграмму у – х рабочие линии верхней и нижней части колонны и находим число ступеней изменения концентрации пТ. в верхней части колонны п’T = 8, в нижней части колонны п’’T = 26, всего 34 ступени. Число тарелок рассчитывается по уравнению: п = пТ / η.

Для определения среднего к. п. д. тарелок η находим коэффициент относительной летучести разделяемых компонентов α = РХ / РБ, и динамический коэффициент вязкости исходной смеси μ при средней температуре в колонне, равной 72 0С.

При этой температуре давление насыщенного пара хлороформа и бензола соответственно равны:

, откуда α = РХ / РБ = 1292/700=1,8

динамические коэффициенты вязкости хлороформа и бензола соответственно равны:

αμ = 1,8 ∙ 0,35 = 0,62

по графику находим η = 0,54. Длина пути жидкости на тарелке

l = D – 2b = 2,2 – 2 ∙0.289 = 1.62

По графику находим значение поправки на длину пути ∆ = 0,18. Средний к. п. д. тарелок: ηl = η(1 + ∆) = 0.54(1+0.18) = 0.64.

Для сравнения рассчитаем средний к. п. д. тарелки η0 по критериальной формуле, полученной путем статистической обработки многочисленных опытных данных для колпачковых и ситчатых тарелок:

В этой формуле безразмерные комплексы:

где w – скорость пара в колонне, м/с; SСВ – относительная площадь свободного сечения тарелки; hП – высота сливной перегородки, м; ρП и ρЖ – плотности пара и жидкости, кг/м3; DЖ – коэффициент диффузии легколетучего компонента в исходной смеси; σ – поверхностное натяжение жидкости питания, Н/м.

Коэффициент диффузии

В нашем случае: β = 1; μЖ = 0,35 сП = 0,35∙10-3 Па∙с; М = МF = 90,4 кг/кмоль; υ = 3,7 + 14,8 + 3∙24,6 = 92,3; Т = 72 + 273 = 345К.

Безразмерные комплексы:

Средний к. п. д. тарелки:

, что близко к найденному значению ηl.

Число тарелок:

В верхней части колонны п = п’Т / η = 8 / 0.64 = 12,5;

В нижней части колонны п = п’’Т / η = 26 / 0.64 = 40,5.

Общее число тарелок п = 53, с запасом 60, из них в верхней части колонны 15 и в нижней части 45 тарелок.

Высота тарельчатой части колонны:

НТ = (п-1) h = (60-1) 0,3= 17,7м.

Общее гидравлическое сопротивление тарелок:

∆р = ∆р’nв + ∆р’’nн = 762,8 ∙ 15 + 1199,2 ∙ 45 = 65406 Па

Тепловой расчет установки.

Расход теплоты, отдаваемой охлаждающей воде в дефлегматоре-конденсаторе:

где rX и rБ – удельные теплоты конденсации при 63 0С.

Расход теплоты, получаемой в кубе-испарителе от греющего пара

Здесь тепловые потери QПОТ приняты в размере 4% от полезной затрачиваемой теплоты; удельные теплоемкости взяты соответственно при tD = 630С, tW = 80.30С, tF = 770С; температура кипения исходной смеси tF = 770С определена из диаграммы t – x, у.

Расход теплоты в паровом подогревателе исходной смеси:

здесь тепловые потери приняты в размере 5%, удельная теплоемкость исходной смеси взята при средней температуре (77+18) /2 = 47,50С

Расход теплоты, отдаваемый охлаждающей воде в водяном холодильнике дистиллята:

, где удельная теплоемкость дистиллята взята при средней температуре (63+25) /2 = 88 0С

.

Расход теплоты, отдаваемый охлаждающей воде в водяном холодильнике кубового остатка:

, где удельная теплоемкость кубового остатка взята при средней температуре (80,3+25) /2 = 52,65 0С

Расход греющего пара

А) в кубе-испарителе

, где rГ.П. = 2264000 дж/кг – удельная теплота конденсации греющего пара;

Б) в подогревателе исходной смеси

Всего: 1,2 + 0,02 = 1,22 кг/с или 4,4 т/ч.

Расход охлаждающей воды при нагреве ее на 200С:

А) в дефлегматоре

Б) в водяном холодильнике дистиллята

В) в водяном холодильнике кубового остатка

Всего: 0,02+0,0006+0,0015=0,0221 м3/с или 79,56 м3/ч