Министерство Высшего и среднего специального образования Российской Федерации

Нижегородский Государственный Технический Университет

### ПОЯСНИТЕЛЬНАЯ ЗАПИСКА

### к курсовой работе по дисциплине

**“ПРОЦЕССЫ И АППАРАТЫ”**

# Тема: РАСЧЁТ И ПРОЕКТИРОВАНИЕ РЕКТИФИКАЦИОННОЙ КОЛОННЫ НАСАДОЧНОГО ТИПА

**Задание** №8

**Руководитель**

Епифанова В. С.

#### Студент

Декабрьский В.В.

**Нижний Новгород**

**2008 г.**

**СОДЕРЖАНИЕ**

Задание

1. Материальный баланс
2. Определение скорости пара и диаметра колонны
3. Расчёт высоты насадки
4. Расчёт гидравлического сопротивления насадки

Задание:

Рассчитать и спроектировать колонну ректификации для разделения смеси этанол-вода, поступающей в количестве 10 тонн в час. Состав исходной смеси 40 % массовых этанола и 60 % массовых воды, кубовый остаток содержит 1 % массовых этанола, дистиллят- 94 %. Ректификация производится при атмосферном давлении. Нагрев производится водяным паром р = 3 атм. Тип колонны- насадочная.

1. **Материальный баланс**

Обозначим массовый расход дистиллята через GP кг/ч, кубового остатка через GW кг/ч.

Из уравнений материального баланса ректификационной колонны непрерывного действия

F = P + W ;  F xF = P xP + W xW, находим

P + W= 10000 кг/ч

Pх0,94 + W \* 0,01 = 10000 х 0,4

W = 5806,44 кг/ч

P= 4193,56

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

Питание:

ХF = \_ хF / Мэ\_\_\_\_ = 40/46,07 = 0,868 = 0,148

хF + 100 - хF  40 + 90 0,868 +5

Mэ M в 46,07 18

Дистиллят:

xP = xP/ Мэ = 94/46,07 = 2,04 = 0,86

хP + 100 – хP  94 + 90 2,04+0,333

Mэ М в 46,07 18

Кубовый остаток:

xW = хW /Мэ = 1/46,07 = 0,022 = 0,004

хW + 100 – хW  1 + 99 0,022+5,5

Мэ Мв 46,07 18

Относительный мольный расход питания:

F = xP - xW = 0,86 – 0,004 = 0,856 =5,944

xF - xW 0,148 – 0,004 0,144

Откуда находим

W =



P = F – W = 5.944-4.921 = 1.023

Определяем минимальное число флегмы по уравнению:

Rмин = xP - y\*F =0,86 - 0,33 = 2,912

y\*F - xF 0,33 - 0,148

где y\*F = 0,33 – мольную долю бензола в паре, равновесном с жидкостью питания, определяем по диаграмме y\* - x. (рис.1)

Определяем число флегмы по уравнению:

R= 1,3 Rмин + 0,3 = 1,3 х 2,912 + 0,3 =4,086

Уравнение рабочих линий:

а) верхней (укрепляющей части колонны)

y =



y = 0.803x + 0.169

б) нижней (исчерпывающей) части колонны:

y =



y = 1,972x – 0,004

**II. Расчёт скорости пара и диаметра колонны**

Средние концентрации жидкости:

а) в верхней части колонны

x' ср = ( xF + xD) / 2 = (0,148 + 0,86) / 2 = 0,504

б) в нижней части колонны

x’’ср = (xF + xW ) / 2 = (0,148+0,004) / 2 = 0,076

Средние концентрации пара находим по уравнению рабочих линий:

а) в верхней части колонны

y’ср = 0,803 x’ср + 0,169 = 0,803 x 0,504 + 0,169 = 0,574

б) в нижней части колонны

y’’ср = 1,972 x’’ср - 0,004 = 1,972 х 0,076 – 0,004 = 0,146

Средние температуры пара определяем по диаграмме t – x,y

а) при y’ср  = 0,574 t’ ср = 88 oС

б) при y’’ср = 0,146 t’’ср = 97 oС

Средние мольные массы и плотности пара:

а) М’ср = y’ср х Мэ + (1- y’ср ) Мв = 0,574 х 46,07 + 0,426 х 18 = 32,55 кг/кмоль

’ср = M’ср х Tо = 32,55 х 273 = 1,1 кг/м3

22,4 х T’ср 22,4 х 361

б) М’’ср = y’’ср х Мэ + (1- y’’ср ) Мв = 0,146 х 46,07 + 0,854 х 18 = 22,1 кг/кмоль

’’ср = М’’ср х Tо = 22,1 х 273 = 0,73 кг/м3

22,4 х T’’ср 22,4 х 370

Средняя плотность пара в колонне:

п(’ср+’’ср ) / 2 = (1,1 + 0,73) / 2 = 0,915 кг/м3

Средние мольные массы жидкости:

а) М’ср = x’ср х Мэ + (1- x’ср ) Мв = 0,504 х 46,07 + 0,496 х 18 = 32,15 кг/кмоль

б) М’’ср = x’’ср х Мэ + (1- x’’ср ) Мв = 0,076 х 46,07 + 0,924 х 18 = 20,13 кг/кмоль

Температура в верху колонны при yP = 0,86 равняется 83 oС, а в кубе-испарителе при хW = 0,004 она равна 99 oС

Плотность жидкого этанола при 83oС э = 732 кг/м3, а воды в = 959 кг/м3 при 99 oС .

Принимаем среднюю плотность жидкости в колонне

ж= (732 + 959) / 2 = 845,5 кг/м3 .

Средние массовые расходы (нагрузки) по жидкости:



MP = 46.07\*0.86+18(1-0.86) = 42.14

MF = 46.07\*0.148+18(1-0.148) = 22.15

Средние массовые потоки пара:

кг/с



кг/с



Выбор рабочей скорости паров обусловлен многими факторами и обычно осуществляется путем технико-экономического расчета для каждого конкретного процесса. Для ректификационных колонн, работающих в пленочном режиме при атмосферном давлении, рабочую скорость можно принимать на 20— 30 *%* ниже скорости захлебывания.

Предельную фиктивную скорость пара ωп*,* при которой происходит захлебывание насадочных колонн, определяем по уравнению:



Вязкость жидких смесей μх находим по уравнению:

lg μх=xcp lg μэ+(1- xcp)lg μв

Тогда

lg μхВ=0,504lg 0,435+(1- 0,504)lg 0,357

lg μхН=0,076lg 0,326+(1- 0,076)lg 0,284

μхВ = 0,396 мПа\*с

μхН = 0,287 мПа\*с

Предельная скорость паров:



отсюда ωПВ = 1,9 м/с



отсюда ωПН = 1,57 м/с

Примем рабочую скорость ωна 30 % ниже предельной:

*ω*В = 1,9\*0,7 = 1,33 м/с

*ω*Н = 1,57\*0,7 = 1,1 м/с

Диаметр ректификационной колонны определяют из уравнения расхода:

*d* =



Тогда диаметр верхней и нижней части колонны со­ответственно равен:

*d*В= = 1,87 м



*d*Н= = 3,48 м



Выберем стандартный диаметр обечайки *d = 3,5* м, одинаковый для обеих частей колонны. При этом действительные рабочие скорости паров в колонне будут равны:

*ω*В = 1,33(1,87/3,5)2 = 0,38 м/с

*ω*Н = 1,1(3,48/3,5)2 = 1,087 м/с

**III. Расчёт высоты насадки**

Высоту насадки Н рассчитывают по модифицированному уравнению массопередачи:

Н = noyhoy

noy - общее число единиц переноса по правой фазе

hoy - общая высота единицы переноса

noy =



Этот интеграл определяют обычно методом гра­фического интегрирования:

= SMxMy



где S-площадь, ограниченная кривой, yw и yp, и осью абсцисс.

noyН = = 4,6 noyВ = = 5,4 noy = = 10



Общую высоту единиц переноса hoy находим по уравнению аддитивности:

hoy = hy + hx



где hx и hy –частные производные единиц переноса соответственно в жидкой и паровой фазах; m – средний коэффициент распределения в условиях равновесия для соответствующей части колонны.

Отношение нагрузок по пару и жидкости G/L равно:

Для верхней части колонны

G/L =(R+1)/R = 5,086/4,086 = 1,245

Для нижней части колонны

G/L =(R+1)/(R+f) = 5,086/16,176 = 0,314

Здесь f = F MЭ/P MF = 5,944\*46,07/1,023\*22,15 = 12,09

Высота единицы переноса в жидкой фазе равна:

hx = 0,258 Ф с Pr Z



где с и Ф – коэффициенты определяемые по графику; Prx = – критерий Прандля для жидкости; Z – высота слоя насадки одной секции, которая из условия прочности опорной решётки и нижних слоёв насадки не должна превышать 3 м.



Высота единицы переноса в паровой фазе равна:

hy =



где - коэффициент определяемый по графику; Ls = L / 0.785d2 –массовая плотность орошения, кг/(м2 с); d – диаметр колонны;



в мПа х с)



Для расчёта hx и hy необходимо определить вязкость и коэффициенты диффузии в жидкой Dx и паровой Dy фазах. Вязкость паров для верхней части колонны:



где и - вязкости паров воды и этанола при средней температуре верхней части колонны; yВ =(yP + yF)/2 – средняя концентрация паров. Подставив получим:



yВ =(0,86 + 0,33)/2 = 0,595

= 0,368 мПа с



Аналогичным расчётом для нижней части колонны находим

=0,24 мПа с



Вязкости паров для верхней и для нижней частей колонны близки, поэтому можно принять среднюю вязкость паров в колонне = 0,304 мПа с



Коэффициент диффузии в жидкости при средней температуре t равен:

Dx = Dx 20 (1+b(t-20))

Коэффициенты диффузии в жидкости Dx 20 при 20оС можно вычислить по приближённой формуле:

Dx 20 =



Тогда коэффициенты диффузии в жидкости для верхней части колонны при 20оС

Dx В20 = = 9,3\*10-9 м2/с



Температурный коэффициент

b = = 0,2= 0,017



Отсюда

DxВ = 9,3\*10-9 (1+0,017(88-20)) = 20,05\*10-9 м2/с

Аналогично находим для нижней части колонны

DxН = 9,3\*10-9 (1+0,017(97-20)) = 21,47 м2/с

Коэффициент диффузии в паровой фазе

Dy =



Где Т- средняя температура в соответствующей части колонны; Р- абсолютное давление в колонне.

Тогда

DyВ = = 9,86\*10-7 м2/с



DyH = 10,1\*10-7 м2/с

Таким образом, для верхней части колонны:

hxВ = 0,258 \* 0,068 \* 0,92(0,396\*10-3/852\*20,05\*10-9)0,530,15 = 0,09 м

hyВ = = 2,26 м



Для нижней части колонны

hx = 0,09 м

hy = 2,01

Общая высота единицы переноса

h0 yB = hy + hx = 2,26 + 0,09 = 2,7 м



h0 yH = hy + hx = 2,01 + 0,09 = 2,12 м



Высота насадки:

НВ = 5,4\*2,7 = 14,6

НН = 4,6\*2,12 = 9,8

Общая высота насадки:

Н = 14,6+9,8 = 24,4 м

С учётом того, что высота слоя насадки в одной секции Z равна 3м, общее число секций в колонне составляет 13 ( 8 секций в верхней части и 5 - в нижней).

Общую высоту ректификационной колонны определим по уравнению

HK = Zn +(n-1) hP + ZB + ZH = 3\*13+12\*0,5+1,4+2,5 = 48,9 м

**IV. Расчёт гидравлического сопротивления насадки**

Гидравлическое сопротивление насадки



Гидравлическое сопротивление сухой неорошаемой насадки



где λ - коэффициент сопротивления сухой насадки, зависящий от режима движения газа в насадке.

Критерий Рейнольдса для газа в верхней и нижней частях колонны

ReyB = 5310



ReyH = 10080



Следовательно, режим движения турбулентный.

Для турбулентного режима коэффициент сопротивления сухой насадки в виде беспорядочно засыпанных колец Рашинга

λ = 16/Rey0.2

λB = 16/53100.2 = 2,88

λH = 16/100800.2 = 2,53

Находим гидравлическое сопротивление сухой насадки

= = 1509 Па



= = 483 Па



Плотность орошения

UB = = 0,00039 м3/(м2с)



UН = = 0,00091 м3/(м2с)



Гидравлическое сопротивление орошаемой насадки:

ΔРВ = 10169\*0,00039 1509 = 1756,3 Па

ΔРВ = 10169\*0,00091 483 = 668,3 Па

ΔР = ΔРВ + ΔРН = 1756,3+668,3 = 2424,6 Па

Гидравлическое сопротивление насадки составляет основную долю общего сопротивления ректификационной колонны. Общее же сопротивление колонны складывается из сопротивлений орошаемой насадки, опорных решёток, соединительных паропроводов от кипятильника к колонне и от колонны к дефлегматору. Общее гидравлическое сопротивление ректификационной колонны обусловливает давление и, следовательно, температуру кипения жидкости в испарителе. При ректификации под вакуумом гидравлическое сопротивление может существенно отразиться также на относительной летучести компонентов смеси, т. е. изменить положение линии равновесия.

Приведенный расчет выполнен без учета влияния на основные размеры ректификационной колонны ряда явлений (таких как неравномерность распределения жидкости при орошении, обратное перемешивание, тепловые эффекты и др.), что иногда может внести в расчет существенные ошибки. Оценить влияние каждого из них можно, пользуясь рекомендациями, приведенными в литературе [8, 11, 12] в гл. III.